

การจำลองการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจากกระบวนการผลิตเอทานอล



นายกิตติคุณ ตรุยานนท์

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรดุษฎีบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2552

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

MODELLING OF ANAEROBIC WASTEWATER TREATMENT FROM ETHANOL
DISTILLERY PROCESS



Mr.Kittikhun Taruyanon

ศูนย์วิทยทรัพยากร

A Dissertation Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Doctor of Philosophy Program in Environmental Engineering

Department of Environmental Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2009

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การจำลองการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจากกระบวนการผลิตเอทานอล

โดย

นายกิตติคุณ ตรุยานนท์


สาขาวิชา

วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม


อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก


ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ศรัณย์ เตชะเสน

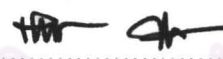
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยรับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาตรีบัณฑิต


..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศหิรัญวงศ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์


..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุธา ขาวเขียว)


..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ศรัณย์ เตชะเสน)


..... กรรมการ
(อาจารย์ ดร.ชัยพร กุ่ประเสริฐ)


..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ศิริมา ปัญญาเมธีกุล)


..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุรพล สายพานิช)

กิตติคุณ ตรุษานนท์ : การจำลองการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจากกระบวนการผลิตเอทานอล (Modelling of Anaerobic Wastewater Treatment from Ethanol Distillery Process) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผศ.ดร.ศรัณย์ เตชะเสน, 173 หน้า.

การวิจัยนี้เป็นการสร้างแบบจำลองโดยใช้แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 เพื่อทำนายพฤติกรรมแบบพลวัตของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอนในการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานเอทานอลที่ใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบ การทดลองในห้องปฏิบัติการเพื่อใช้ข้อมูลในการปรับเทียบและสอบทานแบบจำลอง จะใช้ถังปฏิกริยาขนาดห้องปฏิบัติการ โดยระบบประกอบด้วย ถังสร้างกรด และถังยูเอเอสบีต่อกันแบบอนุกรม เพื่อบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตเอทานอล เวลาพักน้ำของถังสร้างกรด และถังยูเอเอสบี เท่ากับ 12 ชั่วโมง และ 70 ชั่วโมง ตามลำดับ แบบจำลองถูกสร้างโดยใช้โครงสร้าง พื้นฐานของ ADM1 และใช้โปรแกรม AQUASIM สำหรับการคำนวณเพื่อหาผลลัพธ์ที่ใช้ในการทำนายพฤติกรรมของระบบ จากการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของแบบจำลองพบว่าพารามิเตอร์จลนศาสตร์ที่มีผลอย่างมากต่อ พฤติกรรมของระบบและต้องทำการประมาณค่าต่อไปคือ Maximum Specific Uptake Rate (k_m) และ Half-Saturation Constant (K_s) ของแบคทีเรียกลุ่มที่ใช้อะซิเตตเป็นอาหาร และกลุ่มซัลเฟตรีดักชันแบคทีเรีย ค่า $k_{m,ac}$ และ $k_{m,so4}$ ที่ได้จากการประมาณค่ามีค่า 1.5216 วัน^{-1} และ 50.0786 วัน^{-1} ตามลำดับ และค่า $K_{s,ac}$ และ $K_{s,so4}$ มีค่า $1,892.8 \text{ ก.ซีไอดี/ตล.ม.}$ และ 9.9 โมลตล.ม. ตามลำดับผลการวิจัยแสดงให้เห็นว่า แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 (Anaerobic Digestion Model No.1) สามารถใช้ในการทำนายพฤติกรรมของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนในการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการผลิตเอทานอลที่ใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบ ผลการจำลองแบบจำลองสามารถทำนายค่าซีไอดีละลายและค่าพีเอชในถังสร้างกรดได้อย่างถูกต้อง แต่จะทำนายค่ากรดไขมันระเหยรวมมากกว่าค่าที่วัดได้ที่อัตราสารอินทรีย์สูงกว่า $6 \text{ กก.ซีไอดี/ตล.ม.-วัน}$ ในส่วนถังยูเอเอสบีแบบจำลองสามารถทำนายค่าซีไอดีละลาย กรดไขมันระเหยรวมและซัลเฟตในน้ำออกจากถังยูเอเอสบีได้อย่างถูกต้อง แต่จะทำนายค่าพีเอชต่ำกว่าค่าที่วัดได้และทำนายปริมาณก๊าซชีวภาพสูงกว่าค่าที่วัดได้

แบบจำลองที่ปรับเทียบและสอบทานด้วยข้อมูลจากห้องปฏิบัติการถูกใช้ในการทำนายพฤติกรรมระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอนขนาดจริงของโรงงานผลิตสุราที่ใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบ ผลการจำลองสามารถทำนายค่าซีไอดีละลายและค่าพีเอชในถังสร้างกรดได้อย่างถูกต้อง แต่จะทำนายค่ากรดไขมันระเหยรวมมากกว่าค่าที่วัดได้ ส่วนในถังยูเอเอสบีแบบจำลองสามารถทำนายค่าซีไอดีละลาย กรดไขมันระเหยรวม พีเอชได้อย่างถูกต้องแต่จะทำนายปริมาณก๊าซชีวภาพได้สูงกว่าค่าที่วัดได้

ภาควิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ลายมือชื่อนิสิต กิตติคุณ
 สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก ศรัณย์ เตชะเสน
 ปีการศึกษา 2552

4871834621 : MAJOR ENVIRONMENTAL ENGINEERING

KEYWORDS : MODELLING / TWO-STAGE ANAEROBIC / ADM1 / DISTILLERY / AQUASIM

KITTIKHUN TARUYANON : MODELLING OF ANAEROBIC WASTEWATER TREATMENT FROM ETHANOL DISTILLERY PROCESS. THESIS ADVISOR : ASST.PROF.SARUN TEJASEN, Ph.D., 173 pp.

This research presents the application of ADM1 model to simulate the dynamic behaviour of a two-stage anaerobic treatment process treating the wastewater generated from the molasses-based ethanol distillery process. An experiment was undertaken in the laboratory to obtain data for model calibration and verification. A laboratory-scale process comprised an acid tank and an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) connecting in series, was used to treat wastewater from the ethanol distillery process. The Acid tank and UASB hydraulic retention times (HRT) were 12 and 70 hours, respectively. The model was developed based on ADM1 basic structure and implemented with the simulation software AQUASIM for calculating outputs to be used for forecasting system behaviour. The model's sensitivity analysis identified maximum specific uptake rate (k_m) and half-saturation constant (K_s) of acetate degrader and sulfate reducing bacteria as the kinetic parameters which highly affected the process behaviour, and required further estimated. Kinetic paramers $k_{m,ac}$ $k_{m,SO4}$ $K_{s,ac}$ and $K_{s,SO4}$ estimated are $1.5216 d^{-1}$ $50.0786 d^{-1}$ $1,892.8 kg COD/m^3$ and $9.9 Mole/m^3$ respectively. The Research results show that the ADM1 was successfully implemented to simulate the dynamic behaviour of two-stage anaerobic process treating wastewater generated from molasses-based ethanol distillery process. The simulation results that the model could accurately predict soluble COD and pH in acid tank, but overpredicted total VFA at organic loading higher than $6 Kg COD/m^3.d$. For UASB reactor, the model could accurately predict soluble COD, total VFA and sulfate in the effluent but underpredicted effluent pH and overpredicted gas flow rate.

This laboratory-scale calibrated and verified model was then used to forecast the dynamic behaviour of a full-scale two-stage anaerobic treatment process treating wastewater generated from the molasses-based ethanol distillery process, the simulation results accurately predicted soluble COD and pH in the acid tank, however, the simulated total VFA was overpredicted. The model also accurately predicted soluble COD, total VFA and pH in the UASB but overpredict biogas flow rate.

Therefore, it can be concluded that the fundamentals of the model are generally valid and sufficient for the application in the design and operation of the full-scale system under various operating conditions.

Department : Environmental Engineering Student's Signature : Sarun A
Field of Study : Environmental Engineering Advisor's Signature : Sarun A
AcademicYear : 2009

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ศรัณย์ เตชะเสน เป็นอย่างสูงที่ได้กรุณาให้คำปรึกษาและสนับสนุน ทำให้ข้าพเจ้าสามารถทำการวิจัยครั้งนี้จนสำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.สุธา ขาวเขียว ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ศิริมา ปัญญาเมธีกุล อาจารย์ ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ และรองศาสตราจารย์ ดร.สุรพล สายพานิช ที่ช่วยกรุณาตรวจสอบวิทยานิพนธ์ และให้คำปรึกษาแก่ข้าพเจ้า

ขอขอบคุณ บริษัท โปรเกรส เทคโนโลยี คอนซัลแท้นส์ จำกัด ที่ได้ให้โอกาสและสนับสนุนในการทำการวิจัยในครั้งนี้ จนงานวิจัยสำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอขอบคุณ บริษัท น้ำตาลไทยเอทานอล จำกัด ที่เอื้อเฟื้อน้ำเสียในระหว่างการทำงานวิจัย

ขอขอบพระคุณคุณบัญชา เข้มทอง ผู้จัดการ บริษัท หลักชัยคำสุรา จำกัด คุณวีระ ฉินทองประเสริฐ คุณอรุวรรณ พงษ์ศรีเจริญสุข คุณธานินทร์ สุทธิธารวัช และ คุณสรายุทธ นาคนาเกร็ด ที่กรุณาอำนวยความสะดวกตลอดการทำการวิจัย ขอขอบคุณความมีน้ำใจของพี่ๆ ทุกคน

ขอขอบคุณเจ้าหน้าที่ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมทุกท่านที่กรุณาอำนวยความสะดวก ตลอดงานวิจัยครั้งนี้

ขอขอบคุณเพื่อนๆ พี่ๆ และน้องๆ ทุกคนที่ช่วยเหลือและผลักดันทั้งด้านกำลังใจและกำลังกาย โดยเฉพาะ ดร.ปธาน บรรจงปรุ น้องที่นารักคอยช่วยเหลือและห่วงใย

ขอขอบคุณการสนับสนุนทุนวิจัยครั้งนี้จาก “ทุน 90 ปี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย” กองทุนรัชดาภิเษกสมโภช

ขอขอบพระคุณคุณปู่สุจิต และคุณย่าสุณี ตระยานนท์ ที่ให้ความรักความเมตตา และเป็นแรงบันดาลใจ ทำให้ข้าพเจ้ามีทุกวันนี้ได้

ท้ายที่สุดนี้ ขอขอบคุณคุณพ่อ คุณแม่ น้องแอน คุณอา อาเก้ และญาติพี่น้องของข้าพเจ้าที่คอยสนับสนุนให้กำลังใจและเป็นที่ยกย่องที่ดีของข้าพเจ้าตลอดมา

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฎ
สารบัญรูป.....	ฏ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	2
1.3 ขอบเขตการศึกษา.....	2
บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	3
2.1 แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 ของ IWA (The IWA Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1)).....	3
2.1.1 บทนำ.....	3
2.1.2 กระบวนการเปลี่ยนแปลงในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน (Conversion Processes in Anaerobic Digestion).....	3
2.1.3 การเรียกชื่อ, ตัวแปรสถานะและการแสดงความหมาย (Nomenclature, State Variables and Expressions).....	5
2.1.4 กระบวนการทางชีวเคมี.....	9
2.1.4.1 โครงสร้างของปฏิกิริยาทางชีวภาพใน ADM1.....	9
2.1.4.2 การแตกออก (Disintegration) และการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis).....	12
2.1.4.3 การสร้างกรดที่ได้ผลิตภัณฑ์ผสม (Mixed Product Acidogenesis)	13
2.1.4.4 การอยู่ร่วมกันระหว่างพวกที่สร้างอะซิเตตและผลิตไฮโดรเจน และพวกที่สร้างมีเทนที่ใช้ไฮโดรเจน (Syntrophic Hydrogen- Producing Acetogenesis and Hydrogen-Utilising Methanogenesis).....	16

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

2.1.4.5	การสร้างมีเทนโดยพวกที่ใช้อะซิเตต (Aceticlastic Methanogenesis)	20
2.1.4.6	การยับยั้งและความเป็นพิษ (Inhibition and Toxicity).....	20
2.1.4.7	อิทธิพลของอุณหภูมิ (Influence of Temperature).....	23
2.1.5	กระบวนการทางกายภาพ-เคมี (Physico-Chemical Process).....	26
2.1.5.1	กระบวนการของเหลว-ของเหลว (Liquid-Liquid Processes)	27
2.1.5.2	สมการการถ่ายเทระหว่างของเหลว-ก๊าซ.....	29
2.1.5.3	การเปลี่ยนแปลงของพารามิเตอร์ ทางกายภาพเคมีกับอุณหภูมิ	30
2.1.6	การใช้งานแบบจำลองในถังกวนผสมสมบูรณ์แบบไหลต่อเนื่อง ขั้นตอนเดียว.....	31
2.1.6.1	สมการสถานะของเหลว.....	32
2.1.6.2	สมการสถานะก๊าซ.....	33
2.1.7	กระบวนการและกลไกที่ไม่รวมในแบบจำลองและข้อจำกัดของ ADM1	34
2.1.7.1	ผลิตภัณฑ์อื่นๆ จากการสร้างกรดจากน้ำตาล.....	34
2.1.7.2	การรีดิวซ์ซัลเฟตและการยับยั้งจากซัลไฟด์ (Sulfate Reduction and Sulfide Inhibition).....	35
2.1.7.3	การรีดิวซ์ไนเตรต (Nitrate Reduction).....	36
2.1.7.4	การยับยั้งจากกรดอ่อนและเบสอ่อน (Weak Acid and Base Inhibition).....	37
2.1.7.5	การยับยั้งจาก LCFA (LCFA Inhibition).....	38
2.1.7.6	อะซิเตต ออกซิเดชัน (Acetate Oxidation).....	39
2.1.7.7	โฮโมอะซิโตเจเนซิส (Homoacetogenesis).....	40
2.2	การแก้ไขเพิ่มเติมแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 ของ IWA (ADM1) สำหรับการรีดิวซ์ซัลเฟต.....	41
2.3	Simulation Software AQUASIM.....	42
2.3.1	การสร้างแบบจำลอง (Model Formulation).....	42
2.3.1.1	ตัวแปร (Variable) เป็นส่วนพื้นฐานของการแบบจำลองตัวแปร ในโปรแกรม AQUASIM.....	42
2.3.1.2	กระบวนการ (Processes).....	43

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.3.1.3	ถึงปฏิกิริยา (Compartments)..... 43
2.3.1.4	ส่วนต่อเชื่อม (Links) 44
2.3.2	ความสามารถของโปรแกรม AQUASIM..... 44
2.3.2.1	การจำลอง (Simulation) 44
2.3.2.2	การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis)..... 44
2.3.2.3	การประมาณค่าพารามิเตอร์ (Parameter Estimation)..... 44
2.4	แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (Mathematical Model)..... 44
2.4.1	การปรับปรุงแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน (Modified ADM1)..... 44
2.4.2	การพัฒนาแบบจำลอง (Model Development)..... 45
2.4.2.1	Process rates..... 45
2.4.2.2	Process inhibition..... 50
2.4.2.3	สมการในสถานะของเหลว..... 51
2.4.2.4	สมการในสถานะก๊าซ..... 57
2.4.3	การใช้งานแบบจำลอง (Model Implementation)..... 57
2.4.4	การ Simulation..... 58
2.5	งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง..... 59
บทที่ 3	แผนการทดลองและการดำเนินการวิจัย..... 61
3.1	แผนการทดลอง..... 61
3.2	การดำเนินการส่วนที่ 1..... 62
3.2.1	น้ำเสีย..... 62
3.2.2	การทดลอง..... 62
3.2.3	ค่าตัวแปรในระหว่างการทำการทดลอง..... 63
3.2.4	แผนการเก็บและวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำและก๊าซ..... 64
3.2.4.1	การเก็บตัวอย่างน้ำ..... 64
3.2.4.2	การวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำ..... 65
3.2.4.3	การวัดและวิเคราะห์ก๊าซ..... 65
3.3	การดำเนินการวิจัยส่วนที่ 2..... 65
3.3.1	การปรับแบบจำลอง (Model Fitting) และการปรับเทียบ (Calibration) 66
3.3.2	การจำลอง (Simulation) การทำงานระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง..... 66

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
บทที่ 4 ผลการวิจัยและการวิจารณ์ผล.....	67
4.1 การดำเนินการทดลอง.....	67
4.1.1 การเริ่มเลี้ยงเชื้อ (Start up)	67
4.1.2 การทดลองเพื่อใช้ปรับเทียบแบบจำลอง.....	68
4.1.3 การทดลองเพื่อใช้สอบทานแบบจำลอง.....	68
4.2 การปรับเทียบแบบจำลอง (Model Calibration).....	68
4.2.1 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis).....	68
4.2.1.1 ฟังก์ชันความอ่อนไหวสำหรับค่าซีโอดีละลายในถังยูเอเอสบี... ..	69
4.2.1.2 ฟังก์ชันความอ่อนไหวสำหรับค่าซัลเฟตในถังยูเอเอสบี.....	70
4.2.2 การประมาณค่าพารามิเตอร์ (Parameter Estimation).....	70
4.2.2.1 ค่ากรดไขมันระเหยรวม (Total Volatile Fatty Acid).....	75
4.2.2.2 ค่าซีโอดีละลาย (Soluble COD).....	75
4.2.2.3 ค่าซัลเฟตในน้ำทิ้ง (Effluent Sulfate).....	76
4.2.2.4 ปริมาณก๊าซชีวภาพ (Gas flow Rate).....	76
4.2.2.5 ค่าพีเอช (pH).....	76
4.3 การสอบทานแบบจำลอง (Model Validation).....	79
4.3.1 ค่ากรดไขมันระเหยรวม (Total Volatile Fatty Acid).....	82
4.3.2 ค่าซีโอดีละลาย (Soluble COD).....	83
4.3.3 ค่าซัลเฟตในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบี (Effluent Sulfate).....	83
4.3.4 ปริมาณก๊าซชีวภาพ (Gas flow Rate).....	83
4.3.5 ค่าพีเอช (pH).....	83
4.4 การจำลอง (Simulation) การทำงานระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง.....	85
4.4.1 ค่าซีโอดีละลาย (Soluble COD).....	85
4.4.2 ค่ากรดไขมันระเหยรวม (Total Volatile Fatty Acid).....	85
4.4.3 ปริมาณก๊าซชีวภาพ (Gas flow Rate).....	86
4.4.4 ค่าพีเอช (pH).....	86
4.5 การใช้แบบจำลองในการศึกษาการทำงานและพฤติกรรมของระบบบำบัดน้ำเสีย แบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอน.....	87
4.5.1 การจำลองผลของการเวียนน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีกลับมาเข้า ถังสร้างกรด.....	87

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า	
4.5.2	การจำลองผลของการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชในถังสร้างกรด.....	92
4.5.3	การจำลองผลของเวลากักน้ำในถังสร้างกรดที่มีต่อการทำงานของระบบบำบัดฯ.....	96
4.5.4	การจำลองผลของระบบบำบัดที่ภาวะ Overload.....	100
4.5.4.1	ระบบบำบัดน้ำเสียชั้นตอนเดียว.....	100
4.5.4.2	ระบบบำบัดแบบสองชั้นตอน.....	102
4.6	ความสำคัญของงานวิจัยในทางวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม.....	104
4.6.1	ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการออกแบบระบบบำบัดน้ำเสีย.....	105
4.6.2	ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เป็นแนวทางในการดำเนินการระบบบำบัดน้ำเสีย.....	105
4.6.3	ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อการบริหารจัดการระบบบำบัด.....	105
4.6.4	ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อการฝึกอบรมผู้ควบคุมระบบ.....	106
4.6.5	การใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อเป็นเครื่องมือในการนำความรู้จากงานวิจัยสู่การใช้งานจริงในภาคอุตสาหกรรม.....	106
4.6.6	การใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์จากงานวิจัยนี้กับน้ำเสียประเภทอื่น	106
บทที่ 5	สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ.....	107
5.1	สรุปผลการวิจัย.....	107
5.2	ข้อเสนอแนะ.....	107
	รายการอ้างอิง.....	108
	ภาคผนวก.....	112
	ภาคผนวก ก ค่าพารามิเตอร์ และความอ่อนไหวของพารามิเตอร์ในเอกสาร ADM1...	113
	ภาคผนวก ข รายละเอียดการสร้างแบบจำลองใน AQUASIM.....	115
	ภาคผนวก ค ข้อมูลผลการทดลองเพื่อการเปรียบเทียบแบบจำลอง.....	141
	ภาคผนวก ง ข้อมูลผลการทดลองเพื่อการสอบทานแบบจำลอง.....	156
	ภาคผนวก จ ข้อมูลการทำงานระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง.....	165
	ภาคผนวก ฉ การประมาณค่าอายุตะกอนและมวลจุลชีพในระบบ.....	171
	ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	173

สารบัญตาราง

		หน้า
ตารางที่ 2.1	หน่วย (Units.).....	6
ตารางที่ 2.2	ค่าสัมประสิทธิ์สโตอิชิโอเมตริก (Stoichiometric coefficients).....	6
ตารางที่ 2.3	ค่าสัมประสิทธิ์สมดุลและค่าคงที่ (Equilibrium coefficients and constants).....	6
ตารางที่ 2.4	พารามิเตอร์จลนศาสตร์และอัตรา (Kinetic parameters and rates).....	7
ตารางที่ 2.5	ตัวแปรสถานะพลวัต และตัวแปรพีชคณิต (Dynamic state and algebraic variables (and derived variables))	7
ตารางที่ 2.6	ลักษณะสมบัติของตัวแปรสถานะพลวัต ((Dynamic state variable characteristics (DAE system))	8
ตารางที่ 2.7	เมทริกซ์ของอัตราเร็วกระบวนการ และค่าสโตอิชิโอเมตริก สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วนประกอบที่เป็นสารละลาย.....	10
ตารางที่ 2.8	เมทริกซ์ของอัตราเร็วกระบวนการ และค่าสโตอิชิโอเมตริก สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วนประกอบที่เป็นของแข็ง.....	11
ตารางที่ 2.9	ผลิตภัณฑ์จากการย่อยสลายกลูโคส (Products from glucose degradation).....	13
ตารางที่ 2.10	ค่าเทอร์โมไดนามิกส์ของปฏิกิริยาสำหรับจุลชีพที่ออกซิไดส์กรดไขมัน (Thermodynamics of reactions for fatty acid oxidising organisms).....	16
ตารางที่ 2.11	รูปแบบการยับยั้ง (Inhibition forms)	22
ตารางที่ 2.12	ค่าสัมประสิทธิ์ที่สมดุลกรด-เบส (Acid-base equilibrium coefficients (pK_a)).....	27
ตารางที่ 2.13	ค่าพารามิเตอร์การถ่ายเทระหว่างของเหลว-ก๊าซ (Liquid-gas transfer parameter values).....	30
ตารางที่ 2.14	เมทริกซ์สำหรับการเกิดซัลเฟตรีดักชันที่เพิ่มจาก ADM1.....	41
ตารางที่ 2.15	แสดงการรวมการเกิดซัลเฟตรีดักชันในเมทริกซ์ของ ADM1 สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วนประกอบที่เป็นสารละลาย.....	47
ตารางที่ 2.16	แสดงการรวมการเกิดซัลเฟตรีดักชันในเมทริกซ์ของ ADM 1 สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วนประกอบที่เป็นของแข็ง.....	48
ตารางที่ 2.17	IWA ADM1 suggested DE implementation of acid-base reactions.....	49
ตารางที่ 2.18	IWA ADM1 DAE implementation functions.....	49
ตารางที่ 2.19	Gas liquid transfer reactions.....	50
ตารางที่ 3.1	ลักษณะสมบัติของน้ำเสียจากโรงงานน้ำตาลไทยเอทานอล จ.กาญจนบุรี.....	62
ตารางที่ 3.2	ค่าตัวแปรในระหว่างการทำกรทดลอง.....	63

สารบัญตาราง (ต่อ)

	หน้า
ตารางที่ 3.3	แผนการเก็บ และวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำและก๊าซ..... 64
ตารางที่ 4.1	สรุปผลการทดลองใช้ในการเปรียบเทียบที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 3.8 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 72
ตารางที่ 4.2	สรุปผลการทดลองใช้ในการเปรียบเทียบที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 7.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 73
ตารางที่ 4.3	สรุปผลการทดลองใช้ในการเปรียบเทียบที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 10.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 74
ตารางที่ 4.4	Initial and estimated values of kinetic parameters..... 75
ตารางที่ 4.5	สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 2.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 80
ตารางที่ 4.6	สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 4.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 80
ตารางที่ 4.7	สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 6.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 81
ตารางที่ 4.8	สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 8.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 81
ตารางที่ 4.9	สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์ เท่ากับ 4.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน..... 82

สารบัญรูป

		หน้า
รูปที่ 2.1	กระบวนการเปลี่ยนแปลงในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนในแบบจำลอง.....	4
รูปที่ 2.2	การไหลของชีโอดีโนแบบจำลอง.....	5
รูปที่ 2.3	กระบวนการชีวเคมีที่มีในแบบจำลองแบบไร้ออกซิเจน.....	9
รูปที่ 2.4	การย่อยสลายแบบควบคู่ Stickland ของอะลานีนและไกลซีน.....	15
รูปที่ 2.5	$\Delta G'$ ของปฏิกิริยาที่ความดันย่อยของไฮโดรเจนและความเข้มข้นฟอर्मเมตต่างๆ.....	17
รูปที่ 2.6	เส้นที่ค่า $\Delta G' = 0$ สำหรับปฏิกิริยา.....	18
รูปที่ 2.7	อัตราการเจริญเติบโตของพวกสร้างมีเทนในช่วงไซโคฟิลิก เมโซฟิลิก และ เทอร์โมฟิลิก.....	24
รูปที่ 2.8	เส้น $\Delta G' = 0$ สำหรับการสร้างมีเทนจากอะซิเตต และการออกซิเดชันอะซิเตต.....	25
รูปที่ 2.9	การใช้แบบจำลองใน CSTR ชั้นตอนเดียว.....	32
รูปที่ 2.10	องค์ประกอบหลักของโครงสร้างแบบจำลอง.....	42
รูปที่ 2.11	การรวมการเกิดซัลเฟตรีดักชันในกระบวนการชีวเคมี.....	45
รูปที่ 2.12	Flow configuration of AQUASIM.....	58
รูปที่ 3.1	ผังการทดลองและการดำเนินการวิจัย.....	61
รูปที่ 3.2	ผังแสดงกระบวนการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนอัตราสูงสองขั้นตอน (Schematic Diagram of Two-Stage High-Rate Anaerobic Treatment).....	63
รูปที่ 3.3	ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอน บริษัท หลักชัยค้าสุรา จำกัด.....	66
รูปที่ 4.1	แสดงการติดตั้งชุดการทดลองภายในห้องปฏิบัติการภาควิชาวิศวกรรม สิ่งแวดล้อมจุฬาฯ.....	67
รูปที่ 4.2	Sensitivity functions (absolute-relative) of the SCOD in UASB to the model parameters ($k_{m,ac}, k_{m,SO_4}, K_{S,ac}, K_{S,SO_4}, K_{S,SH_2}, K_{I,h_2S}$).....	69
รูปที่ 4.3	Sensitivity functions (absolute-relative) of the sulfate in UASB to the model parameters ($k_{m,SO_4}, K_{S,SO_4}, K_{S,SH_2}, K_{I,h_2S}$).....	70
รูปที่ 4.4	วิธีการประมาณค่าพารามิเตอร์แบบจำลอง (ปรับปรุงจาก Blumensaat และ Keller, 2005).....	71
รูปที่ 4.5	ผลการจำลองและค่าที่วัดได้จากการทดลองก่อนการปรับเทียบ.....	77
รูปที่ 4.6	ผลการจำลองและค่าที่วัดได้ใน การสอบทานแบบจำลอง.....	84
รูปที่ 4.7	ผลการทำนายพฤติกรรมแบบพลวัตของระบบบำบัดน้ำเสียนขนาดจริง.....	86
รูปที่ 4.8	ผลการจำลองการทำงานของระบบเมื่อมีการเวียนน้ำกลับ.....	88
รูปที่ 4.9	ผลการจำลองการทำงานของระบบเมื่อเปลี่ยนค่าพีเอชในถังสร้างกรด.....	92

สารบัญรูป (ต่อ)

หน้า

รูปที่ 4.10	ผลการจำลองการทำงานของระบบ เมื่อเปลี่ยนค่าเวลากักน้ำในถังสร้างกรด.....	96
รูปที่ 4.11	ผลการจำลองการทำงานของระบบแบบชั้นตอนเดียวเมื่อเกิดภาวะ Overload.....	100
รูปที่ 4.12	ผลการจำลองการทำงานของระบบแบบสองชั้นตอนเดียวเมื่อเกิดภาวะ Overload...	102



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมา

ปัจจุบันน้ำมันเชื้อเพลิงต้องนำเข้าจากต่างประเทศและมีราคาสูงและราคาน้ำมันเชื้อเพลิงมีแนวโน้มสูงขึ้น จึงมีความพยายามในการพึ่งพาตนเองโดยใช้พลังงานทดแทน ซึ่งสามารถผลิตได้เองเพื่อลดการนำเข้าเชื้อเพลิงจากต่างประเทศ หนึ่งในพลังงานทดแทนก็คือการใช้เอทานอลเป็นน้ำมันเชื้อเพลิงโดยผสมเข้ากับน้ำมันเบนซินกลายเป็นน้ำมันแก๊สโซฮอล์ โดยกระทรวงพลังงานได้กำหนดเป้าหมายให้มีการใช้เอทานอล เพื่อทดแทน MTBE ในน้ำมันเบนซิน 95 วันละ 1 ล้านลิตร ในปี 2549 และให้มีการใช้เอทานอลวันละ 3 ล้านลิตร เพื่อทดแทน MTBE ในน้ำมันเบนซิน 95 และทดแทนเนื้อน้ำมันในน้ำมันเบนซิน 91 ภายใน ปี 2554 จำนวนผู้ประกอบการที่ได้รับอนุญาตก่อสร้างโรงงานผลิตเอทานอล เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงมีทั้งหมด 45 ราย รวมกำลังผลิต 10,875,000 ลิตร/วัน ปัจจุบันมีโรงงานที่แล้วเสร็จและทำการผลิตแล้ว 8 ราย รวมกำลังผลิต 1,055,000 ลิตร/วัน และอยู่ระหว่างการก่อสร้าง 11 ราย รวมกำลังผลิต 1,870,000 ลิตร/วัน ในการผลิตเอทานอล 1 ลบ.ม. จะทำให้เกิดน้ำเสีย 10 ลบ.ม. (โดยประมาณ) มีค่าซีไอดีสูงประมาณ 80,000-100,000 มก./ล. ค่าบีโอดี 40,000-50,000 มก./ล. มีพีเอชต่ำ กลิ่นแรง และมีสีน้ำตาลเข้ม นอกจากนั้นในน้ำเสียยังมีธาตุอาหาร เช่น ไนโตรเจน ฟอสฟอรัส และโปแตสเซียมอีกเป็นจำนวนมาก

การผลิตเอทานอลโดยใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบเป็นหนึ่งในอุตสาหกรรมที่ก่อให้เกิดมลพิษมากที่สุด โดยน้ำเสียที่เกิดขึ้นมีปริมาณมากและความเข้มข้นสูง ซึ่งจะทำให้เกิดปัญหาอันร้ายแรงต่อสิ่งแวดล้อม จากข้อมูลโรงงานผลิตเอทานอลในประเทศไทย เมื่อก่อสร้างโรงงานเสร็จครบทุกราย ซึ่งจะมีกำลังผลิตประมาณ วันละ 10 ล้านลิตร/วัน ปริมาณน้ำเสียที่เกิดให้โดยประมาณ คือ 100,000 ลบ.ม./วันที่ค่าซีไอดี น้ำทิ้งประมาณ 80,000-100,000 มก./ล. จะเกิดปริมาณมลพิษขึ้นถึงวันละ 8,000-10,000 ตันซีไอดี/วัน ดังนั้น การบำบัดน้ำทิ้งจากโรงงานผลิตเอทานอลจึงมีความสำคัญเพื่อลดปัญหาที่จะเกิดขึ้นต่อสิ่งแวดล้อม การบำบัดน้ำทิ้งมีอยู่หลายวิธี เช่น กระบวนการบำบัดแบบไร้ออกซิเจน กระบวนการบำบัดแบบใช้ออกซิเจน หรือการใช้วิธีทางกายภาพ-เคมี แต่นิยมใช้กันมากที่สุด คือ กระบวนการบำบัดแบบไร้ออกซิเจนในการบำบัดเบื้องต้น เนื่องจากสามารถลดค่าบีโอดีลงได้มากกว่า 80 เปอร์เซ็นต์ ในขณะที่เดียวกันยังได้พลังงานกลับคืนมาในรูปก๊าซชีวภาพด้วย

การบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตเอทานอลด้วยระบบไร้ออกซิเจนเป็นที่นิยมใช้กันมาก เช่น ระบบบ่อแต่ก็มีปัญหาจากการใช้พื้นที่มาก ปัญหาเรื่องกลิ่น และการปนเปื้อนน้ำใต้ดิน ระบบอัตราสูง (High Rate) จะนิยม ใช้กันมาก (Lata และคณะ, 2002 ; Sat yawali และ Balakrishnan, 2008) ถึงปฏิบัติการแบบอัตราสูงมีข้อดีคือเวลากักน้ำและเวลากักตะกอนไม่เกี่ยวข้องกัน ทำให้จุลชีพแบบไร้ออกซิเจน ซึ่งเจริญเติบโตช้าสามารถคงอยู่ได้ในถึงปฏิบัติการ โดยไม่ขึ้นกับอัตราการไหลของน้ำเสีย แต่เนื่องจากระบบบำบัดแบบไร้ออกซิเจน มีวิธีการย่อยสลายที่ซับซ้อน ยากต่อการทำความเข้าใจ ยากต่อการออกแบบ

และดำเนินการให้ถูกต้องและเหมาะสม การใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์จำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน จะช่วยให้การออกแบบและการดำเนินการระบบเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ ในปัจจุบันส่วนมากการใช้งานแบบจำลองยังอยู่ในระดับห้องปฏิบัติการ (Lab Scale) มีการใช้งานแบบจำลองกับระบบขนาดจริง (Full Scale) น้อยมาก ทำให้ขาดข้อมูลในการนำแบบจำลองไปใช้งานในระบบขนาดจริงของน้ำเสียอุตสาหกรรมประเภทต่างๆ รวมทั้งอุตสาหกรรมผลิตเอทานอลด้วย

ดังนั้นจึงเป็นแรงจูงใจในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (Mathematical Model) สำหรับการบำบัดน้ำเสียของโรงงานผลิตเอทานอลโดยใช้ระบบไร้ออกซิเจน และใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์นี้อธิบายพฤติกรรมของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนของโรงงานผลิตเอทานอลในสภาวะการทำงานต่างๆ ซึ่งจะเป็นประโยชน์อย่างมาก ทั้งด้านการใช้แบบจำลองในการออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานใหม่ การประเมินขีดความสามารถของระบบบำบัดน้ำเสียเดิม การใช้แบบจำลองเป็นแนวทางในการควบคุมระบบซึ่งหากเกิดสิ่งผิดปกติต่อระบบ ผู้ควบคุมก็สามารถทราบและแก้ไขได้ทัน นอกจากนี้ยังสามารถใช้แบบจำลองในการหาค่าที่เหมาะสมระหว่างตัวแปรดำเนินการต่างๆ เช่น การควบคุมการจ่ายสารเคมี อัตราการหมุนเวียนน้ำ เป็นต้น ซึ่งตัวแปรเหล่านี้มักจะเป็นค่าใช้จ่ายที่สำคัญในการบำบัดน้ำเสีย

1.2 วัตถุประสงค์

- เพื่อสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนที่เหมาะสมกับน้ำเสียจากการผลิตเอทานอลที่มีค่าซีโอดีและซัลเฟตสูง
- เพื่อหาค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองที่เหมาะสมกับชนิดของน้ำเสียจากการผลิตเอทานอลที่มีค่าซีโอดีและซัลเฟตสูง
- เพื่อใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ อธิบายพฤติกรรมของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนในการบำบัดน้ำเสียจากการผลิตเอทานอลที่มีค่าซีโอดีและซัลเฟตสูง ในสภาวะการทำงานต่างๆ

1.3 ขอบเขตการศึกษา

- ใช้น้ำเสียอุตสาหกรรมจริงจากโรงงานผลิตเอทานอลที่มีค่าซีโอดีและซัลเฟตสูง
- สร้างแบบจำลองของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนของน้ำเสียจากการผลิตเอทานอลที่มีค่าซีโอดีและซัลเฟตสูง โดยใช้ IWA Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1) เป็นโครงสร้างพื้นฐาน
- ทำการปรับเทียบ (Calibration) เพื่อหาค่าพารามิเตอร์ที่เหมาะสม สำหรับแบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน โดยใช้น้ำเสียจริงจากการผลิตเอทานอล
- ทำการสอบทาน (Validation) แบบจำลองที่การทำงานสภาวะพลวัต (Dynamics) โดยใช้น้ำเสียจริงจากการผลิตเอทานอล

บทที่ 2

เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 ของ IWA

(The IWA Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1)) (Batstone และคณะ (2002))

2.1.1 บทนำ

The IWA Anaerobic Digestion Modelling Task Group ก่อตั้งขึ้นเมื่อปี 1997 ที่งานประชุมการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนโลก ครั้งที่ 8 ที่เซนต์ปีเตอส์เบิร์ก ประเทศญี่ปุ่น โดยมีเป้าหมายอยู่ที่การพัฒนาแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนแบบทั่วไป โครงสร้างของแบบจำลอง รวมขั้นตอนที่เกิดขึ้นหลายขั้นตอน เพื่ออธิบายกระบวนการชีวเคมีและกายภาพเคมี ขั้นตอนทางชีวเคมีรวมการสลายตัวจากอนุภาคที่มีเนื้อเดียวกันไปเป็นอนุภาคคาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน และการเกิดไฮโดรไลซิส ภายนอกเซลล์ของอนุภาคเหล่านี้ไปเป็นน้ำตาล กรดอะมิโน และกรดไขมันโมเลกุลยาว ตามลำดับ ขั้นตอนการสร้างกรดจะเปลี่ยนน้ำตาล และกรดอะมิโนไปเป็นกรดไขมันระเหย อะซิเตต และไฮโดรเจน ขั้นตอนการสร้างอะซิเตตจะเปลี่ยนกรดไขมันโมเลกุลยาว และกรดไขมันระเหยไปเป็นอะซิเตต และขั้นตอนสร้างมีเทนจากอะซิเตต และไฮโดรเจน/คาร์บอนไดออกไซด์ สมการทางกายภาพเคมีอธิบายการรวมตัวและแตกตัวของไอออน และการถ่ายเทระหว่างก๊าซและของเหลวการใช้งานในรูปแบบของสมการเชิงอนุพันธ์ และสมการพีชคณิต (DAE) จะมี 26 ตัวแปรแบบพลวัต 8 ตัวแปรแบบพีชคณิต ต่อถึงปฏิกรณ์ ถ้าในรูปแบบของสมการเชิงอนุพันธ์ อย่างเดียว (DE) จะมี 32 ตัวแปรแบบพลวัต

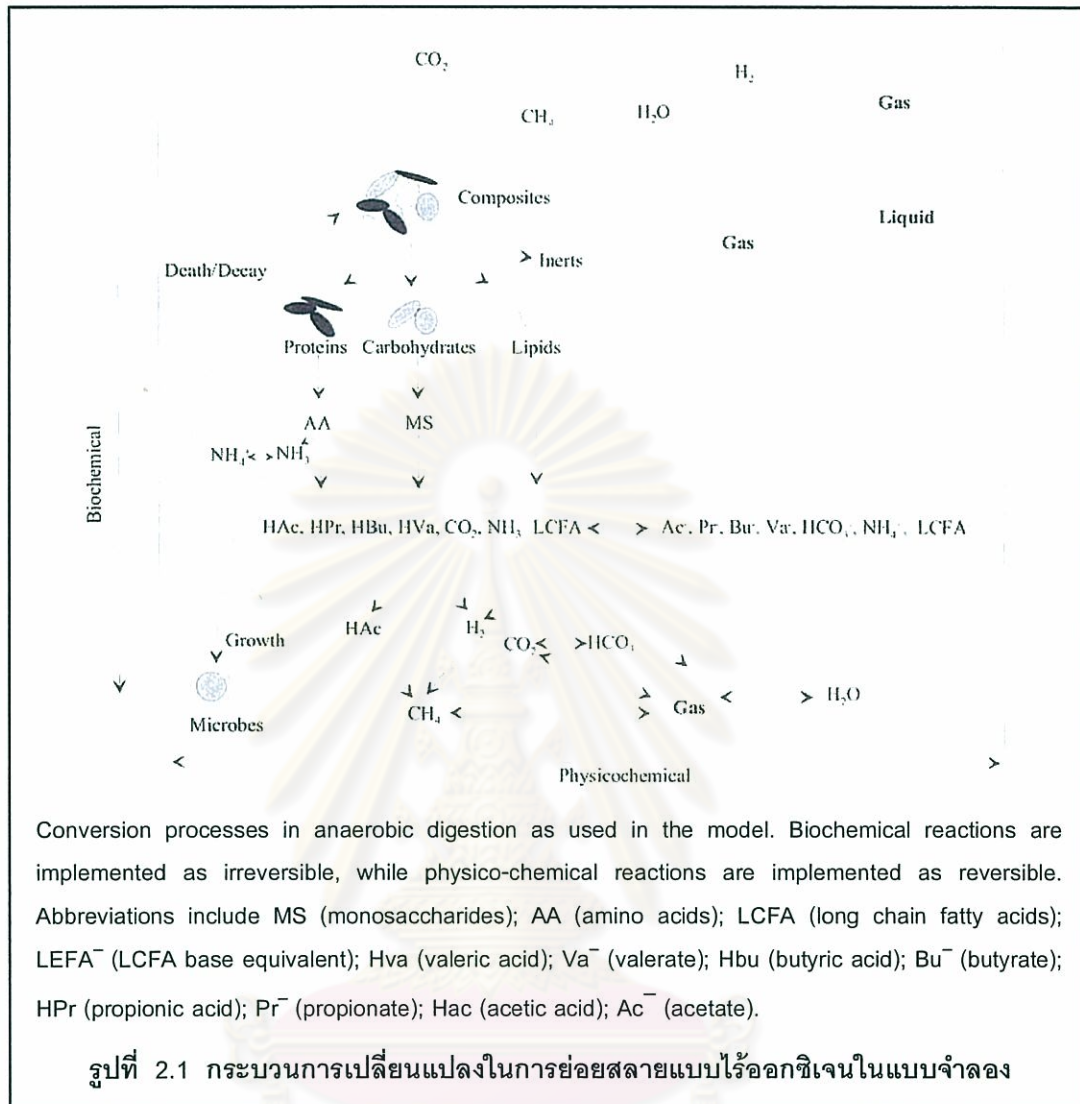
2.1.2 กระบวนการเปลี่ยนแปลงในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน

(Conversion Processes in Anaerobic Digestion)

กระบวนการเปลี่ยนแปลงในการย่อยสลาย สามารถแบ่งออกเป็น 2 แบบ คือ (รูปที่ 2.1)

(1) ชีวเคมี (Biochemical) โดยปกติกระบวนการเหล่านี้จะถูกเร่งปฏิกิริยาโดยเอนไซม์ภายนอกหรือภายในเซลล์ และเกิดในส่วนของชีวภาพที่มีสารอินทรีย์ การแยกสลายของผสม (เช่น เซลล์ชีวภาพที่ตายแล้ว) ไปเป็นอนุภาค และย่อยต่อไปโดยการไฮโดรไลซิส โดยใช้เอนไซม์ไปเป็นโมโนเมอร์ละลายน้ำของแต่ละชนิด ซึ่งจะเกิดขึ้นภายนอกเซลล์ การย่อยสลายสารละลายต่างๆ ที่เกิดขึ้นภายในเซลล์เป็นผลให้เกิดการเพิ่มของมวลชีวภาพและการสลายตัว

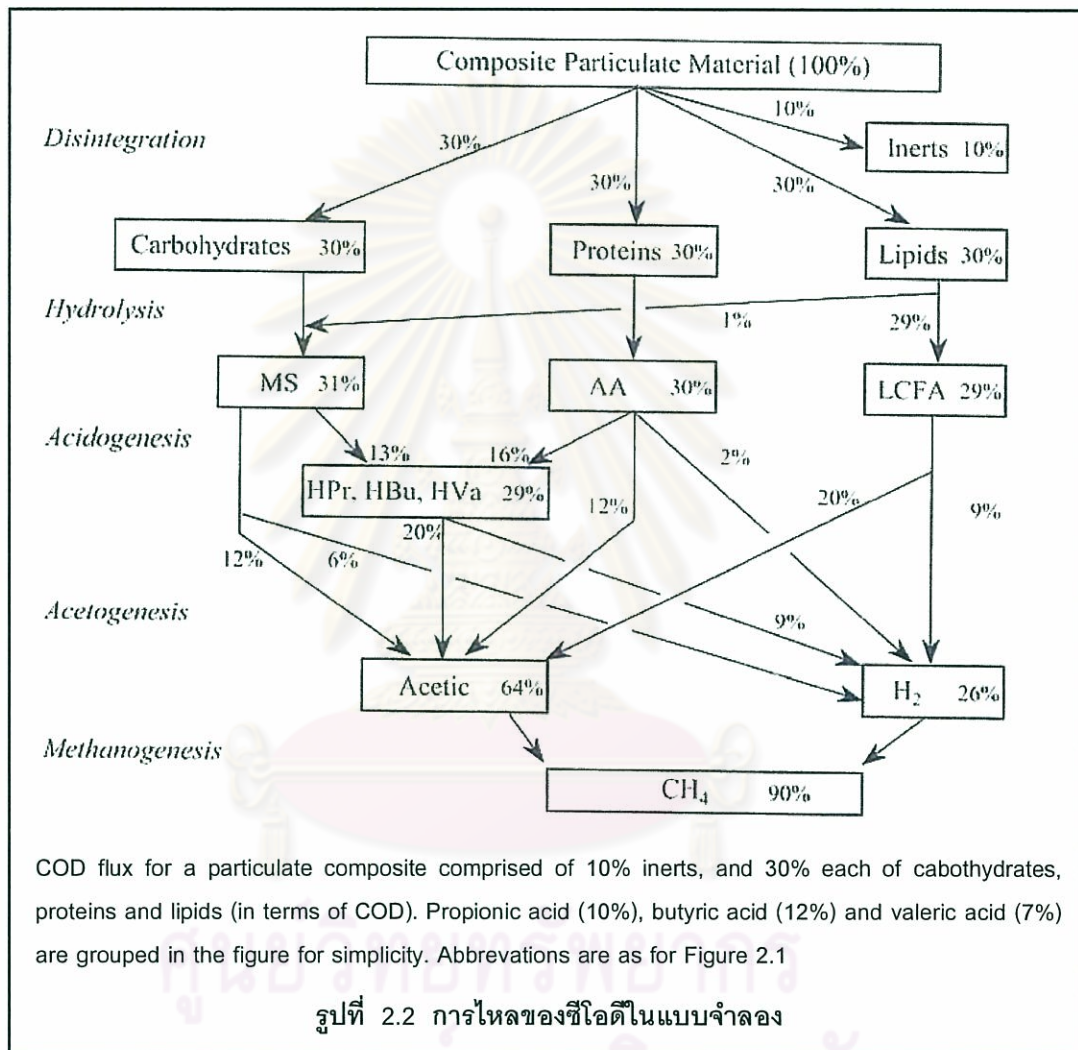
(2) กายภาพเคมี (Physico-Chemical) กระบวนการเหล่านี้ไม่ได้เกิดจากสิ่งมีชีวิต จะเป็นการรวมของการแตกตัวและรวมตัวของไอออน การถ่ายเทระหว่างก๊าซ/ของเหลว แต่ใน ADM1 จะไม่รวมการตกตะกอนผลึกไว้ในแบบจำลอง เนื่องจากเป็นกรณีที่ไม่เกิดขึ้นในสภาวะการทำงานทั่วไป และจะทำให้แบบจำลองมีความซับซ้อนมาก



การแบ่งระหว่าง ส่วนที่สามารถย่อยสลายได้ (สารอาหาร) และค่าซีโอดีที่เข้าทั้งหมดมีความสำคัญมาก โดยที่ส่วนหนึ่งของซีโอดีที่เข้าอาจไม่สามารถย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนได้ ค่าปัจจัยความสามารถในการย่อยสลายได้ทางชีวภาพจนถึงที่สุด (Ultimate Biodegradability Factor (D)) เป็นหนึ่งในลักษณะสมบัติที่สำคัญที่สุดของซีโอดีเข้า โดยจะมีผลกับทุกขั้นตอนและมีผลต่อซีโอดีฟลักซ์ในระบบน้ำเสียเข้าที่มีค่า $D = 1$ จะมีส่วนประกอบเป็นสารอินทรีย์ที่สามารถย่อยสลายได้ทั้งหมด ซึ่งพบได้ยาก โดยทั่วไปจะใช้เทอมสารอาหาร (Substrate) เพื่อแสดงถึงซีโอดีส่วนที่ย่อยสลายได้ ขณะที่ส่วนที่เป็นสารเฉื่อย (1-D) จะแสดงถึงสารเฉื่อยที่เป็นสารละลาย (S_i) และอนุภาค (X_i)

สมการทางชีวเคมีจะเป็นแกนสำหรับแต่ละแบบจำลอง และมีความเป็นไปได้ที่จะแสดงการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน โดยใช้เฉพาะสมการทางชีวเคมี อย่างไรก็ตามในการอธิบายผลของสถานะทางกายภาพเคมี (เช่น pH และความเข้มข้นของก๊าซ) ที่มีต่อปฏิกิริยาทางชีวเคมี จะต้องรวมการเปลี่ยนแปลงทางกายภาพเคมีเข้าไปด้วย

ผังการไหลของชีโอดีที่ใช้ในแบบจำลอง แสดงดังรูปที่ 2.2 ซึ่งแสดงการไหลของชีโอดีผ่านสารมัธยันตร์ (Intermediate) ต่างๆ โดยสมมุติว่าอนุภาคผสมมีสารเจือยอยู่ 10 เปอร์เซ็นต์ และที่เหลือ 90 เปอร์เซ็นต์ จะแบ่งออกเท่ากัน เป็นคาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน ค่าชีโอดีฟลักซ์จะมีการเปลี่ยนแปลงอย่างมากหากส่วนประกอบตั้งต้นมีความต่างกันหรือสัดส่วนผลิตภัณฑ์จากการสร้างกรดจากโมโนแซ็กคาไรด์ และกรดอะมิโนต่างกัน



2.1.3 การเรียกชื่อ, ตัวแปรสถานะและการแสดงความหมาย (Nomenclature, State Variables and Expressions)

แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนของ IWA หมายเลข 1 (The IWA Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1)) จะแสดงการเรียกชื่อแบบทั่วไป หน่วย และค่านิยาม โดยในส่วนต่อไปจะกล่าวถึงสิ่งต่างๆ ที่อ้างอิงและใช้ใน ADM1 ทั้งหมด สูตรอย่างง่ายของชีวมวลที่ใช้ในแบบจำลอง คือ $C_5H_7O_2N$

1. หน่วย (Units)

หน่วยที่ใช้ใน ADM1 ดังแสดงในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 หน่วย (Units)

Measure	Units
Concentration	kgCOD m ⁻³
Concentration (non-COD)	kmoleC m ⁻³
Concentration (nitrogen non-COD)	kmoleN m ⁻³
Pressure	bar
Temperature	K
Distance	m
Volume	m ³
Energy	J (kJ)
Time	d (day)

2. การเรียกชื่อและการอธิบายความหมายของพารามิเตอร์และตัวแปร (Nomenclature and description of Parameters and Variables)

จะมีพารามิเตอร์และตัวแปรหลักอยู่ 4 ชนิด คือ 1) Stoichiometric Coefficient
2) Equilibrium Coefficient 3) Kinetic Parameter และ 4) Dynamic State และ Algebraic Variable

ตารางที่ 2.2 ค่าสัมประสิทธิ์สโตอิชิโอเมตริก (Stoichiometric coefficients)

Symbol	Description	Units
C_i	Carbon content of component i	kmoleC kgCOD ⁻¹
N_i	Nitrogen content of component i	kmoleN kgCOD ⁻¹
V_{ij}	Rate coefficients for component i on process j	nominally kgCOD m ⁻³
f product, substrate	Yield (catabolism only) of product on substrate	kgCOD kgCOD ⁻¹

ตารางที่ 2.3 ค่าสัมประสิทธิ์สมดุลและค่าคงที่ (Equilibrium coefficients and constants)

Symbol	Description	Units
H_{gas}	Gas law constant (equal to K_H^{-1})	bar M ⁻¹ (bar m ³ kmole ⁻¹)
$K_{a,\text{acid}}$	Acid-base equilibrium coefficient	M (kmole m ⁻³)
K_H	Henry's law coefficient	M bar ⁻¹ (kmole m ⁻³ bar ⁻¹)
pK_a	$-\log_{10} [K_a]$	
R^1	Gas law constant (8.314×10^{-2})	bar M ⁻¹ K ⁻¹ (bar m ³ kmole ⁻¹ K ⁻¹)
ΔG	Free energy	J. mole ⁻¹

¹ A value of R equal to 8.314 J mole⁻¹ K⁻¹ should be used in the van't Hoff equation (Eq. 2.12)) for consistency of units.

ตารางที่ 2.4 พารามิเตอร์จลนศาสตร์และอัตรา (Kinetic parameters and rates)

Symbol	Description	Units
$k_{A/Bi}$	Acid base kinetic parameter	$M^{-1} d^{-1}$
k_{dec}	First order decay rate	d^{-1}
$I_{inhibitor,precess}$	Inhibition function (see K_I)	
$k_{process}$	First order parameter (normally for hydrolysis)	d^{-1}
$k_L a$	Gas-liquid transfer coefficient	d^{-1}
$K_{I,inhibit,substrate}$	50% inhibitory concentration	$kgCOD\ m^{-3}$
$k_{m,process}$	Monod maximum specific uptake rate (μ_{max}/Y)	$kgCOD_S\ kgCOD_X^{-1}\ d^{-1}$
$K_{S,process}$	Half saturation value	$kgCOD_S\ m^{-3}$
ρ_j	Kinetic rate of process j	$kgCOD_S\ m^{-3}\ d^{-1}$
$Y_{substrate}$	Yield of biomass on substrate	$kgCOD_X\ kgCOD_S^{-1}$
μ_{max}	Monod maximum specific growth rate	d^{-1}

ตารางที่ 2.5 ตัวแปรสถานะพลวัต และตัวแปรพีชคณิต (Dynamic state and algebraic variables (and derived variables))

Symbol	Description	Units
pH	$-\log_{10}[H^+]$	
$P_{gas,i}$	Pressure of gas i	bar
P_{gas}	Total gas pressure	bar
S_i	Soluble component i	$kgCOD\ m^{-3}$
$t_{res,X}$	Extended retention of solids	d
T	Temperature	K
V	Volume	m^3
X_i	k	$kgCOD^{-3}$

3. ตัวแปรสถานะพลวัต (Dynamic State Variables)

ในส่วนนี้ จะประกอบด้วย ตัวแปรสถานะพลวัตที่ใช้ใน ADM1 ในการใช้งานของสมการแบบสมการเชิงอนุพันธ์และสมการพีชคณิต (DAE) ตัวแปรสถานะพลวัตจะถูกคำนวณที่เวลาที่ระบุ (t) โดยการหาผลเฉลยจากเซตของสมการเชิงอนุพันธ์ ที่ถูกกำหนดจากอัตราของกระบวนการจาก ADM1 การจำลองรูปแบบของกระบวนการ ค่าที่ทางเข้า (Input) และสภาวะเริ่มต้น (Initial Condition) เช่น ค่าของตัวแปรที่ $t = 0$ เมื่อใช้ DAE สถานะของระบบที่เวลา = t จะถูกกำหนดโดยค่าของ 26 ตัวแปรในแต่ละถึงปฏิกรณ์ เพราะว่าความรวดเร็วของปฏิกิริยากรด-เบส จึงสามารถใช้สมการเชิงอนุพันธ์เพียงอย่างเดียว (DE) แทนได้ แต่จะมี 32 ตัวแปรสถานะพลวัต

ตารางที่ 2.6 ลักษณะสมบัติของตัวแปรสถานะพลวัต (Dynamic state variable characteristics (DAE system))

Name	i^1	Description	Units ²	MW	gCODmole ⁻¹	Carbon content (C _i)	Nitrogen content (N _i)
X _c	13	composite		varies	varies	varies	varies
X _{ch}	14	carbohydrates		varies	varies	0.0313	0
X _{pr}	15	proteins		varies	varies	varies	varies
X _{li}	16	Lipids ³		806	2320	0.0220	0
X _I	24	particulate inerts		varies	varies	varies	varies
S _I	12	soluble inerts		varies	Varies	varies	varies
S _{su}	1	monosaccharides		180	192	0.0313	0
S _{aa}	2	amino acids		varies	varies	varies	varies
S _{fa}	3	total LCFA ³		256	736	0.0217	0
S _{va}	4	total valerate		102	208	0.0240	0
S _{bu}	5	total butyrate		88	160	0.0250	0
S _{pro}	6	total propionate		74	112	0.0268	0
S _{ac}	7	total acetate		60	64	0.0313	0
S _{h2}	8	hydrogen		2	16	0	0
S _{ch4}	9	methane		16	64	0.0156	0
S _{IC}	10	inorganic carbon	M	44	0	1	0
S _{IN}	11	inorganic nitrogen	M	17	0	0	1
X _{su-h2}	17-23	biomass		113	160	0.0313	0.00625
S _{cat}		cations	M	varies	0	0	0
S _{an}		anions	M	varies	0	0	0

1. See process kinetics and stoichiometry matrix in Table 2.7 and 2.8

2. Unless otherwise stated, kgCOD m⁻³.

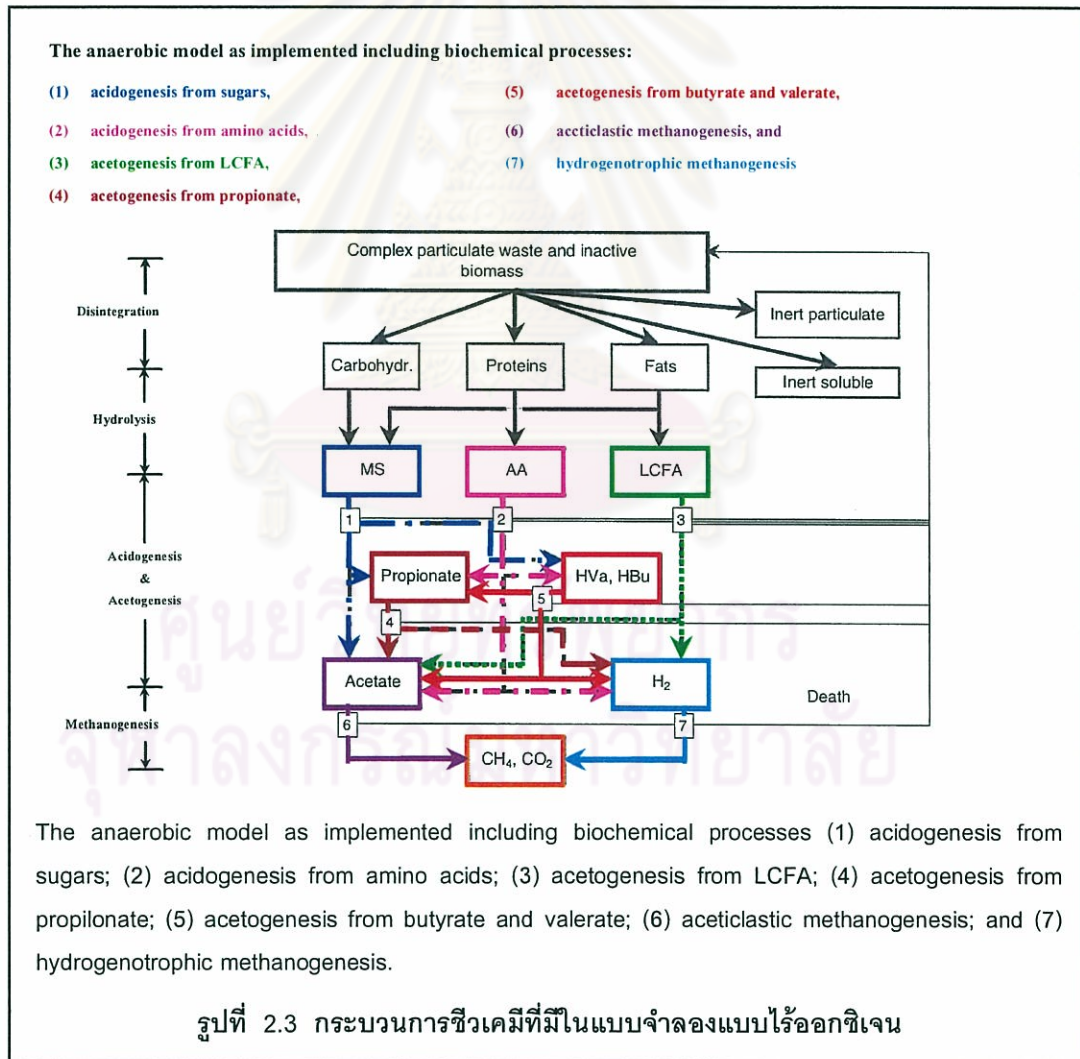
3. Based on palmitic triglyceride as lipid and palmitate as LCFA.

2.1.4 กระบวนการทางชีวเคมี

2.1.4.1 โครงสร้างของปฏิกิริยาทางชีวภาพใน ADM1

ขั้นตอนที่เกิดภายนอกเซลล์ทั้งหมดจะสมมติว่าเป็นแบบลำดับที่หนึ่ง ซึ่งเป็นการรวมผลจากกระบวนการที่มีหลายขั้นตอนให้อยู่ในรูปแบบที่ง่าย ส่วนขั้นตอนที่เกิดภายในเซลล์จะอธิบายโดย 1) การใช้สารอาหาร (Uptake) 2) การเจริญเติบโต (Growth) และ 3) การตายและสลาย (Decay)

สมการที่สำคัญ คือ สมการอัตราการใช้สารอาหาร ซึ่งจะเป็นแบบโมโนดท์ที่ขึ้นกับระดับสารอาหาร การเจริญเติบโตของมวลจุลชีพจะคิดจากการใช้สารอาหาร การสลายของมวลจุลชีพ (ไปเป็นอนุภาคผสม) จะสมมติว่าเป็นแบบลำดับที่หนึ่งและจะอธิบายโดยแยกต่างหาก เมทริกซ์ของอัตราเร็วของกระบวนการและค่าสโตอิคิโอมेटริก สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ จะแสดงในตารางที่ 2.7 สำหรับส่วนประกอบที่เป็นสารละลาย และตารางที่ 2.8 สำหรับส่วนประกอบที่เป็นอนุภาค



ตารางที่ 2.7 เมทริกซ์ของอัตราเร็วกระบวนการ และค่าสโตอิคิโอเมตริก สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วนประกอบที่เป็นสารละลาย

Biochemical rate coefficients ($v_{i,j}$) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 1 - 12, j = 1 - 19$)

Component → Process ↓	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Rate (ρ_j , kg COD.m ⁻³ .d ⁻¹)
		S_{su}	S_{aa}	S_{fa}	S_{va}	S_{bu}	S_{pro}	S_{ac}	S_{h2}	S_{ch4}	S_{ic}	S_{IN}	S_I	
1 Disintegration														$f_{sl,xc}$
2 Hydrolysis carbohydrates	1													$k_{dis} X_c$
3 Hydrolysis of proteins			1											$k_{hyd,ch} X_{ch}$
4 Hydrolysis of lipids	$1-f_{fa,li}$			$f_{fa,li}$										$k_{hyd,pr} X_{pr}$
5 Uptake of sugars	-1					$(1-Y_{su})f_{bu,su}$	$(1-Y_{su})f_{pro,su}$	$(1-Y_{su})f_{ac,su}$	$(1-Y_{su})f_{h2,su}$		$-\sum_{i=9,11-24} C_i V_{i5}$	$-(Y_{su}) N_{bac}$		$k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_S + S} X_{su} / I_1$
6 Uptake of amino acids			-1		$(1-Y_{aa})f_{va,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{bu,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{pro,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{ac,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{h2,aa}$		$-\sum_{i=9,11-24} C_i V_{i6}$	$N_{aa} - (Y_{aa}) N_{bac}$		$k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} / I_1$
7 Uptake of LCFA				-1				$(1-Y_{fa}) 0.7$	$(1-Y_{fa}) 0.3$			$-(Y_{fa}) N_{bac}$		$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} / I_2$
8 Uptake of valerate					-1		$(1-Y_{c4}) 0.54$	$(1-Y_{c4}) 0.31$	$(1-Y_{c4}) 0.15$			$-(Y_{c4}) N_{bac}$		$k_{m,c4} \frac{S_{va}}{K_S + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1+S_{va}/S_{va}}$
9 Uptake of butyrate						-1		$(1-Y_{c4}) 0.8$	$(1-Y_{c4}) 0.2$			$-(Y_{c4}) N_{bac}$		$k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_S + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1+S_{bu}/S_{bu}}$
10 Uptake of propionate							-1	$(1-Y_{pro}) 0.57$	$(1-Y_{pro}) 0.43$		$-\sum_{i=9,11-24} C_i V_{i,10}$	$-(Y_{pro}) N_{bac}$		$k_{m,pr} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} / I_2$
11 Uptake of acetate								-1			$-\sum_{i=9,11-24} C_i V_{i,11}$	$-(Y_{ac}) N_{bac}$		$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} / I_3$
12 Uptake of hydrogen									-1		$-\sum_{i=9,11-24} C_i V_{i,12}$	$-(Y_{h2}) N_{bac}$		$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{h2} / I_1$
13 Decay of X_{su}														$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14 Decay of X_{aa}														$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15 Decay of X_{fa}														$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16 Decay of X_{c4}														$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17 Decay of X_{pro}														$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18 Decay of X_{ac}														$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19 Decay of X_{h2}														$k_{dec,Xh2} X_{h2}$

Monosaccharides (kgCOD.m⁻³)
 Amino acids (kgCOD.m⁻³)
 Long chain fatty acids (kgCOD.m⁻³)
 Total valerate (kgCOD.m⁻³)
 Total butyrate (kgCOD.m⁻³)
 Total propionate (kgCOD.m⁻³)
 Total acetate (kgCOD.m⁻³)
 Hydrogen gas (kgCOD.m⁻³)
 Methane gas (kgCOD.m⁻³)
 Inorganic carbon (kmoleC.m⁻³)
 Inorganic nitrogen (kmoleN.m⁻³)
 Soluble inerts (kgCOD.m⁻³)

Inhibition factors:
 $I_1 = \frac{1}{1 + p_{H_2}/N_{lim}}$
 $I_2 = \frac{1}{1 + p_{H_2}/N_{lim}}$
 $I_3 = \frac{1}{1 + p_{H_2}/N_{lim} + NH_3/X_{ac}}$

ตารางที่ 2.8 เมทริกซ์ของอัตราเร็วกระบวนการ และค่าสโตอิคิโอเมตริก สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วนประกอบที่เป็นของแข็ง

Biochemical rate coefficients ($v_{i,j}$) and kinetic rate equations (p_j) for soluble components ($i = 13 - 24, j = 1 - 19$)

j	Component → Process ↓	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	Rate (p_j , kg COD.m ⁻³ .d ⁻¹)
		X_c	X_{ch}	X_{pr}	X_{li}	X_{su}	X_{aa}	X_{fa}	X_{c4}	X_{pro}	X_{ac}	X_{h2}	X_I	
1	Disintegration	-1												$f_{xl,xc} \frac{k_{dis} X_c}{K_S + S}$
2	Hydrolysis carbohydrates		$f_{ch,xc}$											$k_{hyd,ch} X_{ch}$
3	Hydrolysis of proteins			-1										$k_{hyd,pr} X_{pr}$
4	Hydrolysis of lipids				-1									$k_{hyd,li} X_{li}$
5	Uptake of sugars					Y_{su}								$k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_S + S} X_{su} / I_1$
6	Uptake of amino acids						Y_{aa}							$k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} / I_1$
7	Uptake of LCFA							Y_{fa}						$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} / I_2$
8	Uptake of valerate								Y_{c4}					$k_{m,c4} \frac{S_{c4}}{K_S + S_{c4}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{c4} / S_{in}}$
9	Uptake of butyrate								Y_{c4}					$k_{m,c4} \frac{S_{c4}}{K_S + S_{c4}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{c4} / S_{bu}}$
10	Uptake of propionate									Y_{pro}				$k_{m,pr} \frac{S_{pr}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} / I_2$
11	Uptake of acetate										Y_{ac}			$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} / I_3$
12	Uptake of hydrogen											Y_{h2}		$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{h2} / I_1$
13	Decay of X_{su}	1				-1								$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14	Decay of X_{aa}	1					-1							$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15	Decay of X_{fa}	1						-1						$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16	Decay of X_{c4}	1							-1					$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17	Decay of X_{pro}	1								-1				$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18	Decay of X_{ac}	1									-1			$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19	Decay of X_{h2}	1										-1		$k_{dec,Xh2} X_{h2}$

Composites
(kgCOD.m⁻³)

Carbohydrates
(kgCOD.m⁻³)

Proteins
(kgCOD.m⁻³)

Lipids
(kgCOD.m⁻³)

Sugar degraders
(kgCOD.m⁻³)

Amino acid degraders
(kgCOD.m⁻³)

LCFA degraders
(kgCOD.m⁻³)

Valerate and butyrate
degraders
(kgCOD.m⁻³)

Propionate degraders
(kgCOD.m⁻³)

Acetate degraders
(kgCOD.m⁻³)

Hydrogen degraders
(kgCOD.m⁻³)

Particulate inerts
(kgCOD.m⁻³)

Inhibition factors:
 $I_1 = \frac{1}{1 + \frac{S_{su}}{K_{lim}^{su}} + \frac{S_{aa}}{K_{lim}^{aa}} + \frac{S_{fa}}{K_{lim}^{fa}} + \frac{S_{c4}}{K_{lim}^{c4}} + \frac{S_{pro}}{K_{lim}^{pro}} + \frac{S_{ac}}{K_{lim}^{ac}} + \frac{S_{h2}}{K_{lim}^{h2}}}$
 $I_2 = \frac{1}{1 + \frac{S_{fa}}{K_{lim}^{fa}} + \frac{S_{c4}}{K_{lim}^{c4}}}$
 $I_3 = \frac{1}{1 + \frac{S_{ac}}{K_{lim}^{ac}}}$
 $I_4 = \frac{1}{1 + \frac{S_{h2}}{K_{lim}^{h2}}}$

2.1.4.2 การแตกออก (Disintegration) และการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis)

การแตกออกและการไฮโดรไลซิส เป็นกระบวนการเกิดขึ้นภายนอกเซลล์ โดยจะเกิดการแตกตัว และเกิดการละลายของสารอินทรีย์ที่ซับซ้อนไปเป็นสารอาหารที่ละลายน้ำ สารอาหารทั้งหมดจะประกอบด้วย อนุภาคผสมที่ซับซ้อน (Complex Organic Material) และอนุภาคของคาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน ทั้งนี้อนุภาคของคาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน ก็เป็นผลิตภัณฑ์จากการแตกออกของอนุภาคผสมด้วย นอกจากนี้ผลิตภัณฑ์จากการแตกตัวที่เหลือก็จะเป็นอนุภาคเฉื่อย (Inert Particulate) และสารละลายเฉื่อย (Inert Soluble) ผลิตภัณฑ์จากการย่อยสลายโดยเอนไซม์ของคาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน คือ โมโนแซ็กคาไรด์ กรดอะมิโน และกรดไขมันโมเลกุลยาว ตามลำดับ

การรวมเอาขั้นตอนการแตกออก ซึ่งส่วนใหญ่ไม่เป็นแบบชีวภาพเข้าไว้เป็นกระบวนการแรก ทำให้สามารถประยุกต์ใช้งานได้หลากหลาย เช่น การเกิดการแตก (Lysis) ของตะกอนชีวภาพและสารอินทรีย์ที่ซับซ้อน กระบวนการไฮโดรไลซิส ซึ่งเป็นกระบวนการต่อมา จะประกอบด้วย ขั้นตอนการย่อยสลายโดยเอนไซม์ที่เกิดขึ้นพร้อมกัน โดยมีอัตราการไฮโดรไลซิสต่างกันสำหรับอนุภาคสารอาหารทั้ง 3 ชนิด คือ คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน

ขั้นตอนการแตกออกจะเป็นส่วนที่รวมของสารอินทรีย์ที่เป็นของผสม (Composite Organic Material) ซึ่งเป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญเป็นพิเศษสำหรับการย่อยสลายตะกอนทั้งจากระบบบำบัดขั้นที่สองและตะกอนจากกระบวนการบำบัดขั้นต้น ซึ่งขั้นตอนการแตกออกจะเกิดการแตก (Lysis) ของเซลล์ทั้งหมดและแยกเป็นของผสม การรวมของสารอินทรีย์ที่เป็นของผสมยังเป็นวิธีที่ทำให้สามารถเวียนกลับจุลชีพไว้ออกซิเจนที่ตายแล้วกลับมายังขั้นตอนการแตกออก

ความหมายของไฮโดรไลซิสในที่นี้จะหมายถึงการย่อยสลายของอนุภาคที่กำหนดหรือสารอาหารที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่ไปเป็นโมโนเมอร์ที่ละลายน้ำ อนุภาคสารอาหารที่มีความสำคัญ ได้แก่ คาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน และสำหรับสารอาหารเหล่านี้ จะเกิดกระบวนการดีฟอสฟอไรเซชันที่ตรงกับแต่ละชนิดของสารอาหารที่เกิดไฮโดรไลซิสในแต่ละกรณี กระบวนการจะถูกคะตะไลซ์ โดยเอนไซม์ที่ผลิตโดยสิ่งมีชีวิตที่ได้รับประโยชน์โดยตรงจากสารละลายผลิตภัณฑ์ที่ได้

2.1.4.2.1 จลนศาสตร์ของการแตกออกและการไฮโดรไลซิส

จลนศาสตร์ของการแตกตัวจะเป็นแบบลำดับที่หนึ่ง โดยที่ผลจากการสังเกตสอดคล้องกับจลนศาสตร์ลำดับที่หนึ่ง และเพราะว่ากระบวนการแตกออกที่มีความแตกต่างกัน ไม่สามารถใช้ได้กับวิธีการซึ่งแตกต่างและพื้นฐานกว่าในแบบจำลองทั่วไป

ขั้นตอนการเกิดไฮโดรไลซิสของคาร์โบไฮเดรต โปรตีน และไขมัน โดยเอนไซม์จลนสมบูรณ์นั้นมีความซับซ้อนและเป็นกระบวนการที่มีหลายขั้นตอน ซึ่งจะรวมการผลิตเอนไซม์หลายชนิด การแพร่ การดูดติด การเกิดปฏิกิริยา และการเกิดขั้นตอนการหมดสภาพของเอนไซม์ (Enzyme Deactivation)

อย่างไรก็ตามส่วนใหญ่ทั่วไปจะใช้ความสัมพันธ์ทางจุลนศาสตร์แบบลำดับที่หนึ่งในการอธิบายกระบวนการไฮโดรไลซิส ซึ่งเป็นการแสดงแบบง่ายในการสะท้อนถึงผลของกระบวนการย่อยสลายทั้งหมดที่เกิดขึ้น

2.1.4.3 การสร้างกรดที่ได้ผลิตภัณฑ์ผสม (Mixed Product Acidogenesis)

การสร้างกรด (การหมัก) โดยทั่วไปคือ การที่จุลชีพ สร้างกรดในสภาวะไร้ออกซิเจน โดยไม่มีตัวรับหรือตัวให้อิเลคตรอนจากภายนอก โดยจะรวมการย่อยสลายของน้ำตาลที่ละลาย และกรดอะมิโนไปเป็นผลิตภัณฑ์อย่างง่ายจำนวนมาก ส่วนการย่อยสลายของ LCFA เป็นปฏิกิริยาออกซิเดชันที่มีตัวรับอิเลคตรอนภายนอกดังนั้นจึงรวมอยู่ในการสร้างอะซิเตต (Acetogenesis) เพราะว่าการสร้างกรดสามารถเกิดโดยไม่ต้องการตัวรับอิเลคตรอนเพิ่มจากภายนอกและพลังงานอิสระที่เกิดขึ้นโดยปกติมีค่าสูง ดังนั้นปฏิกิริยาจึงสามารถเกิดขึ้นที่ความเข้มข้นของไฮโดรเจนหรือฟอร์มेटที่มีค่าสูงและมีค่ายิลด์ที่สูงกว่าพวกที่สร้างอะซิเตต

2.1.4.3.1 การสร้างกรดจากโมโนแซ็กคาไรด์

ใน ADM1 จะใช้กลูโคส (เฮกโซส) เป็นโมโนเมอร์ในแบบจำลองผลิตภัณฑ์ที่สำคัญและปฏิกิริยา สโตอิชิโอเมตริกจากกลูโคสพร้อมด้วย ATP ที่เกิดขึ้นโดยประมาณ จัดลำดับตามความสำคัญดังแสดงในตารางที่ 2.9 โดยที่กรดเหล่านี้สามารถที่จะถูกผลิตแล้วรวมกันเกิดเป็นผลิตภัณฑ์ของกรดผสม

ตารางที่ 2.9 ผลิตภัณฑ์จากการย่อยสลายกลูโคส (Products from glucose degradation)

Products	Reaction	ATP per mole glucose	Conditions	Note
(i) Acetate	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2$	4	Low H_2	1
(ii) Propionate	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COOH + 2H_2O$	~ low	Not observed	2
(ii') Acetate, Propionate	$3C_6H_{12}O_6 \rightarrow 4CH_3CH_2COOH + 2CH_3COOH + 2CO_2 + 2H_2O$	4/3	Any H_2	-
(iii) Butyrate	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow CH_3CH_2CH_2COOH + 2CO_2 + 2H_2$	3	Low H_2	1
(iv) Lactate	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CHOHCOOH$	2	Any H_2	-
(v) Ethanol	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CH_2OH + 2CO_2$	2	Low pH	3

1. While thermodynamically possible at high H_2 , may be limited by energetics of substrate-level phosphorylation (Schink 2001).
2. Not yet observed in cultured environmental samples. Coupling with substrate level oxidation is more common as in reaction ii'.
3. Energy yield from yeast pathway. Bacterial pathway may have 0 ATP/mole ethanol (Madigan et al. 2000).

ปฏิกิริยา (ii) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาไม่ควบคุมของกลูโคสไปเป็นโพไฟโอเนต มีใช้ในหลายแบบจำลอง แต่ใน ADM1 จะใช้ปฏิกิริยา (ii') แทน (ii) โดยมีเหตุผลดังนี้

(1) ไม่มีจุลชีพที่ผลิตเฉพาะโพไฟโอเนตเพียงอย่างเดียวเกิดขึ้น จุลชีพทั้งหมดที่ผลิตโพไฟโอเนตหรือซัคซิเนท (เป็นสารมัธยันตร์ที่สำคัญก่อนเปลี่ยนไปเป็นโพไฟโอเนต) จะผลิตอะซิเตตด้วย และได้ CO_2 เป็นผลตามมา

(2) แหล่งอิเล็กตรอนที่ได้จากการออกซิไดส์ ฟอर्मेट หรือไฮโดรเจน เป็นไปได้ยากในทางเทอร์โมไดนามิกส์ ยกเว้นที่สภาวะแรงดันย่อยของก๊าซไฮโดรเจนมีค่าสูง ซึ่งก็จะขัดแย้งกับสภาวะที่จุลชีพจะปล่อยฟอर्मेट หรือไฮโดรเจนออกมาจากการหมักโมโนแซ็คคาไรด์ไปเป็นบิวไทเรต หรืออะซิเตต

ในแบบจำลองจะรวมเอาอะซิเตต โพไฟโอเนต บิวไทเรต ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์สุดท้ายที่สำคัญของการสร้างกรดจากโมโนแซ็คคาไรด์ ซึ่งแต่ละชนิดจะมีวิถีการย่อยต่างกัน ส่วนแลกเทต และเอทานอลไม่ได้รวมไว้ใน ADM1

ด้วยเหตุที่จุลชีพจำนวนมากมีความสามารถในการสร้างกรดหลายชนิด ในแบบจำลองเลือกที่จะใช้จุลชีพเพียงกลุ่มเดียว และใช้ค่าพารามิเตอร์รวม (Lumped Parameters) ใน ADM1 จะไม่มีการใช้การปรับแก้ของผลจากความเข้มข้นของไฮโดรเจน (Hydrogen Regulation Function) และค่าสโตอิคิโอเมตริกยิลด์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการหมักโมโนแซ็คคาไรด์ จะเป็นแบบค่าสโตอิคิโอเมตริกยิลด์คงที่ ($f_{\text{H}_2, \text{su}}, f_{\text{ac}, \text{su}}, f_{\text{pro}, \text{su}}, f_{\text{bu}, \text{su}}$)

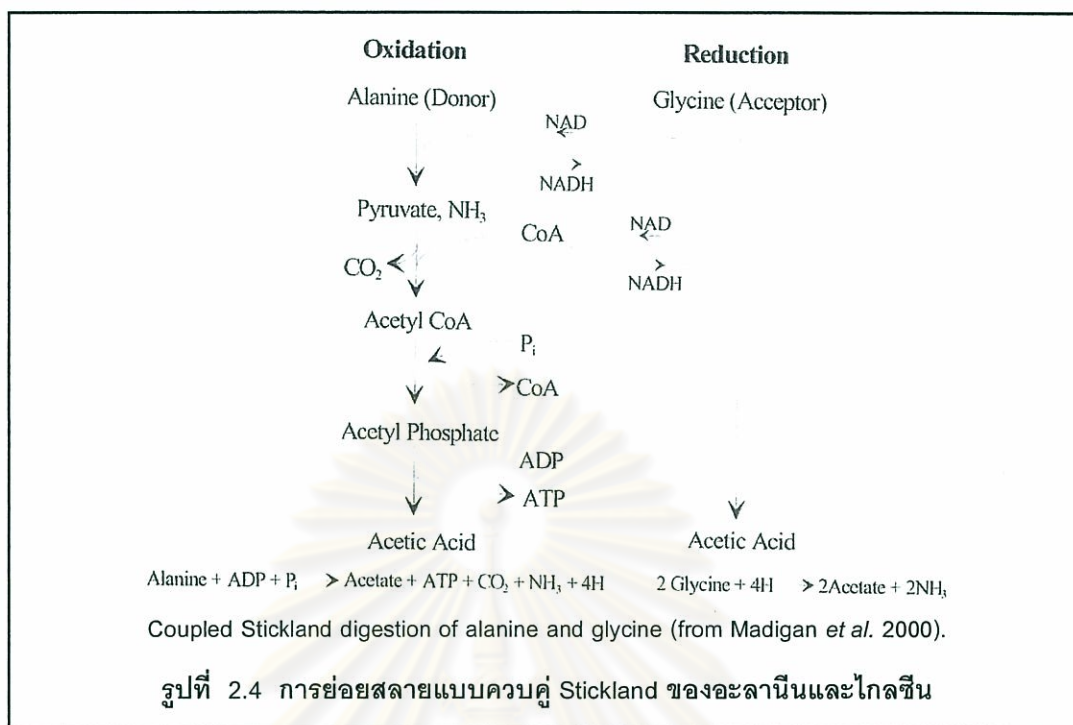
2.1.4.3.2 การสร้างกรดจากกรดอะมิโน (Acidogenesis from Amino Acids)

มีกรดอะมิโนสามัญอยู่ทั้งหมด 20 ชนิด ปริมาณของกรดอะมิโนแต่ละชนิดที่ได้จากการไฮโดรไลซิส โปรตีน จะขึ้นกับโครงสร้างพื้นฐานของโปรตีน (FAO, UN1970) การหมัก (Fermentation) ของกรดอะมิโนจะมีอยู่ 2 วิธีหลัก คือ

(1) การหมักโดยการเกิดปฏิกิริยาควบคู่แบบ Stickland (Stickland Oxidation-Reduction Paired Fermentation)

(2) การเกิดออกซิเดชันของกรดอะมิโนชนิดเดียว โดยมีไฮโดรเจนไอออนหรือคาร์บอนไดออกไซด์ เป็นตัวรับอิเล็กตรอนภายนอก

ปฏิกิริยา Stickland เกิดขึ้นได้รวดเร็วกว่าการย่อยสลายแบบไม่ควบคุม และปกติในระบบที่มีโปรตีนผสม มีเพียง 10 เปอร์เซ็นต์ เท่านั้นที่ขาดโปรตีนซึ่งใช้เป็นตัวรับอิเล็กตรอน การหมักของกรดอะมิโนแบบ Stickland (รูปที่ 2.4) มีลักษณะดังนี้



(1) กรดอะมิโนต่างชนิดสามารถเป็นได้ทั้งตัวให้อิเล็กตรอน ตัวรับอิเล็กตรอน หรือเป็นทั้งตัวให้และรับอิเล็กตรอน

(2) กรดอะมิโนที่เป็นตัวให้อิเล็กตรอน จะเสียคาร์บอน 1 อะตอมไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ และสร้างกรดคาร์บอกซิลิก ที่มีจำนวนอะตอมของคาร์บอนน้อยกว่ากรดอะมิโนที่เริ่มต้น 1 อะตอม (เช่น อะลานีน (C3) ไปเป็นอะซิเตต (C2))

(3) กรดอะมิโนที่เป็นตัวรับอิเล็กตรอน จะมีจำนวนอะตอมของคาร์บอนเท่าเดิมและสร้างกรดคาร์บอกซิลิกที่มีความยาวของโซ่เท่ากับกรดอะมิโนเดิม (เช่น กลีซีน (C2) ไปเป็น อะซิเตต (C2))

(4) เฉพาะสี่สปีชีส์เท่านั้นที่ไม่สามารถย่อยสลาย โดยปฏิกิริยาแบบ Stickland

(5) โดยทั่วไปประมาณ 10 เปอร์เซ็นต์ของกรดอะมิโนทั้งหมดจะถูกย่อยสลาย โดยการออกซิเดชันแบบไม่ควบคู่ เพราะว่าขาดตัวรับอิเล็กตรอนจากโปรตีน และเป็นผลให้เกิดไฮโดรเจนหรือฟอर्मेटซีน

ความสำคัญที่มีต่อการจำลองการสร้างกรดจากกรดอะมิโน ก็คือหากมีกรดอะมิโนจากโปรตีนหลายแหล่งรวมกัน ค่าสโตอิคิโอเมตริกยิลด์ของผลิตภัณฑ์สามารถหาได้ โดยมี C2, C3, C4, C5, C6 ไฮโซ และกรดอินทรีย์ปกติรวมทั้งมีชนิดอะโรมาติกบ้าง CO_2 , H_2 , NH_3 และกำมะถันที่ถูกรีดิวส์ กรดอะมิโนแบบอะโรมาติก จะสร้างกรดคาร์บอกซิลิกอะโรมาติกในสัดส่วนที่น้อย จากค่าซีไอดีทั้งหมด ดังนั้นกรดคาร์บอกซิลิกอะโรมาติกจึงไม่รวมอยู่ใน ADM1 การออกซิเดชันแบบ Non-Stickland ของกรดอะมิโน สามารถจะเกิดเมื่อความเข้มข้นของไฮโดรเจนหรือฟอर्मेटมีค่าต่ำหรือภายใต้สภาวะเทอร์โมฟิลิก เมื่อปฏิกิริยาออกซิเดชันเปลี่ยนเป็นไปได้ทางเทอร์โมไดนามิกส์ และปฏิกิริยาออกซิเดชันจะผลิตไพโรไฟโอเนตมากขึ้น และผลิตอะซิเตตและบิวไทเรตน้อยลง ซึ่งมีทิศทางตรงข้ามกับการหมัก

โมโนแซ็คคาไรด์ อย่างไรก็ตามการใช้การคำนวณจากพื้นฐานของ Stickland ก็ยังมีความเหมาะสมในการเริ่มประมาณค่าของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้น และเพราะว่าโดยปกติปฏิกิริยาแบบ Stickland จะไม่ถูกยับยั้งโดยความเข้มข้นของไฮโดรเจน การปรับแก้จากค่าไฮโดรเจนหรือการยับยั้งจะไม่ถูกรวมไว้

2.1.4.4 การอยู่ร่วมกันระหว่างพวกที่สร้างอะซิเตตและผลิตไฮโดรเจนและพวกที่สร้างมีเทนที่ใช้ไฮโดรเจน (Syntrophic Hydrogen-Producing Acetogenesis and Hydrogen-Utilising Methanogenesis)

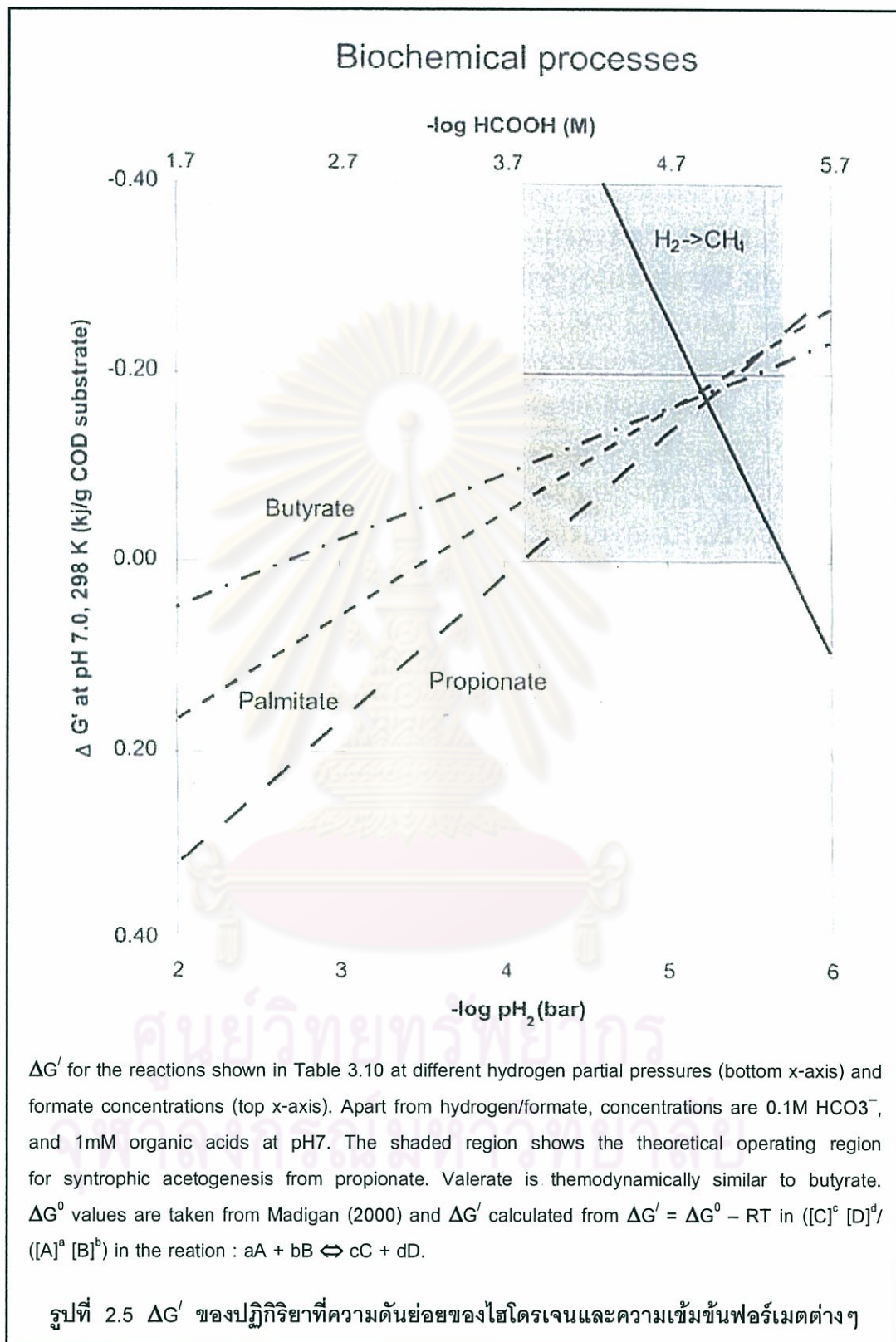
การย่อยสลายกรดอินทรีย์ที่สูงกว่าอะซิเตตไปเป็นอะซิเตตเป็นขั้นตอนการออกซิเดชัน ที่ไม่มีตัวรับอิเล็กตรอนภายใน ดังนั้นจุลชีพที่ออกซิไดส์กรดอินทรีย์ (ปกติเป็นแบคทีเรีย) ต้องใช้ตัวรับอิเล็กตรอนภายนอก เช่น ไฮโดรเจนไอออนหรือคาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งทำให้เกิดก๊าซไฮโดรเจนหรือฟอร์มเมต ตามลำดับ ความเข้มข้นของตัวพาอิเล็กตรอนเหล่านี้จะต้องรักษาไว้ที่ค่าต่ำเพื่อให้ปฏิกิริยาออกซิเดชันมีความเป็นไปได้ทางเทอร์โมไดนามิกส์ (รูปที่ 2.5 และ 2.6 ตารางที่ 2.10) และไฮโดรเจนและฟอร์มเมตก็จะถูกใช้ต่อไปโดยจุลชีพชนิดสร้างมีเทน (ปกติเป็น Archaea) เทอร์โมไดนามิกส์ของปฏิกิริยาที่เกิดจากการอยู่ร่วมกันของพวกที่สร้างอะซิเตตและผลิตไฮโดรเจนและพวกที่สร้างมีเทนและใช้ไฮโดรเจน สามารถเป็นไปได้ที่ความเข้มข้นของไฮโดรเจนหรือฟอร์มเมตอยู่ในช่วงแคบๆ เท่านั้น (และมีอิทธิพลไม่มากนักจากความเข้มข้นของผลิตภัณฑ์และสารอาหารอื่น) ซึ่งมีความสำคัญสำหรับการสร้างแบบจำลอง โดยที่ขีดจำกัดทางเทอร์โมไดนามิกส์ส่วนใหญ่จะกำหนดพารามิเตอร์สำหรับการยับยั้งจากไฮโดรเจน รวมทั้ง Half Saturation Coefficient และค่ายึด การจำกัดอธิบายได้ดังรูปที่ 2.5 ซึ่งแสดงค่ายึดทางเทอร์โมไดนามิกส์ ($\Delta G'$) ของพวกที่สร้างมีเทนและสามปฏิกิริยาการออกซิเดชันแบบไร้ออกซิเจนบริเวณที่แรงเป็นบริเวณที่เกิดมีเทนและการออกซิเดชันไพโรไฟโอเนตสามารถเกิดขึ้นได้พร้อมกัน

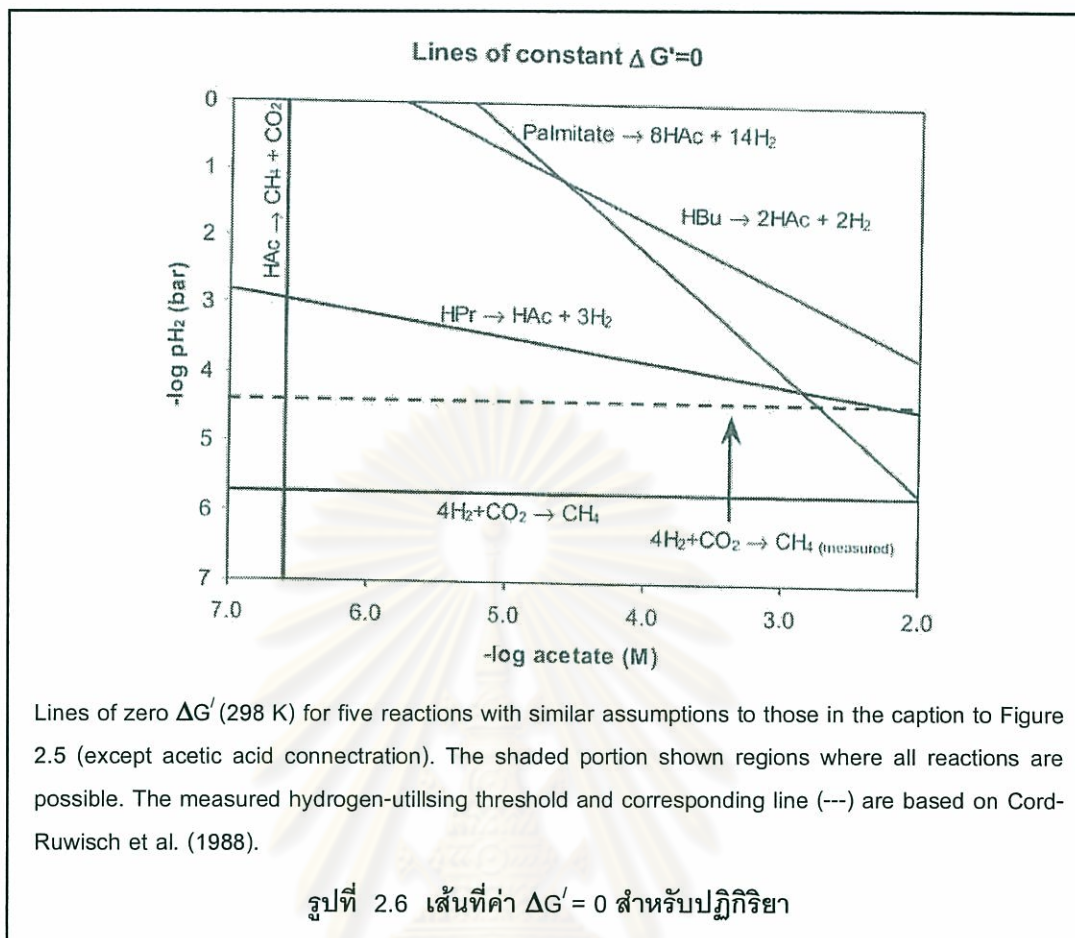
ตารางที่ 2.10 ค่าเทอร์โมไดนามิกส์ของปฏิกิริยาสำหรับจุลชีพที่ออกซิไดส์กรดไขมัน
(Thermodynamics of reactions for fatty acid oxidising organisms)

Substrate	Reaction	ΔG^0 (kJ gCOD ⁻¹)	$\Delta G'$ (kJ gCOD ⁻¹)
H ₂ , HCO ₃ ⁻	4H ₂ + CO ₂ → CH ₄ + 2H ₂ O	-2.12	-0.19
Propionate	CH ₃ CH ₂ COOH+2H ₂ O → CH ₃ COOH+3H ₂ +CO ₂	0.68	-0.13
Butyrate	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH + 2H ₂ O → 2CH ₃ COOH+2H ₂	0.30	-0.16
Palmitate	CH ₃ (CH ₂) ₁₄ COOH + 14H ₂ O → 8CH ₃ COOH+14H ₂	0.55	-0.16

ΔG Calculated for T 298 K, pH 7, p_{H₂} 1 × 10⁻⁵ bar, p_{CH₄} 0.7 bar, HCO₃⁻ 0.1M, and organic acids 1mM.

รูปที่ 2.6 แสดงถึงความสำคัญของความเข้มข้นอะซิเตต และโดยที่ถือว่าการสร้างมีเทน โดย Aceticlastic เป็นการทำให้อะซิเตตลดลง (เส้นแนวตั้งทางด้านซ้ายมือของรูป) โดยการสร้างเส้นที่มีค่า $\Delta G'$ เท่ากับศูนย์ โดยการเปลี่ยนค่าความเข้มข้นของอะซิเตตและไฮโดรเจน บริเวณที่แรงแสดงถึงพื้นที่ ซึ่งทั้งห้าปฏิกิริยาสามารถเกิดขึ้นพร้อมกันได้ทางทฤษฎี และมีขนาดของอะซิเตตเท่ากับ 5 และของไฮโดรเจนเพียง 2.5 เท่านั้น





2.1.4.4.1 รูปแบบของตัวพาอิเล็กตรอน (Electron Carrier)

ตัวพาอิเล็กตรอนสามารถเป็นได้ทั้งไฮโดรเจน (จากไฮโดรเจนไอออน) หรือฟอร์มेट (จากคาร์บอนไดออกไซด์) ความแตกต่างที่สำคัญของทั้งสองรูปแบบ ($H_2 + CO_2 = HCOOH$) มีดังนี้

- (1) ไฮโดรเจนมีความสามารถในการแพร่ที่สูงกว่า
- (2) ฟอร์มेटละลายน้ำได้ดีกว่า
- (3) กรดฟอร์มิก เป็นกรดแก่กว่าคาร์บอนไดออกไซด์

ดังนั้นเมื่อระยะห่างระหว่างสปีชีส์สั้น การถ่ายเทของไฮโดรเจนจะเร็วกว่า และเมื่อระยะทางห่าง ความสามารถในการละลายที่สูงกว่าของฟอร์มेटก็จะทำให้เกิดความต่างของความเข้มข้นและทำให้มีการถ่ายเทที่ดีกว่า นอกจากนี้กรดฟอร์มิกมีผลต่อระบบกายภาพเคมีต่างจากคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากค่า pK_a ที่ต่ำกว่า นอกเหนือจากนี้แล้ว การใช้งานแบบจำลองส่วนใหญ่ไม่มีผลกระทบ เช่น สโตอิชิโอเมตริกและเทอร์โมไดนามิกส์จะเหมือนกัน และไฮโดรเจน/ฟอร์มेटจะอยู่ใน Enzyme-Assisted Equilibrium พวกที่สร้างอะซิเตตจะปล่อยอิเล็กตรอนออกมาในรูปของไฮโดรเจนหรือฟอร์มेट ซึ่งพวกที่ใช้งาน เช่น พวกสร้างมีเทนสามารถใช้ได้ทั้งสองรูปแบบใน ADM1 จะใช้เฉพาะไฮโดรเจนเป็นตัวพาอิเล็กตรอนเท่านั้น และไม่รวมฟอร์มेटไว้ในแบบจำลอง

2.1.4.4.2 กลุ่มทางชีวภาพและส่วนประกอบใน ADM1

วิถีหลักของการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนของกรดไขมันที่เหนือกว่าไพโรไฟโอเนต (C3) คือ เบตา-ออกซิเดชัน ซึ่งเป็นกระบวนการที่เป็นวัฏจักร ซึ่งอะซิเตต 1 โมล จะถูกกำจัดออกต่อ 1 รอบวัฏจักร และได้ 1/3 ATP ต่อ 1 รอบวัฏจักร ผลลัพธ์สุดท้ายของกรดไขมันที่มีจำนวนคาร์บอนอะตอมเป็นเลขคู่ จะได้เฉพาะอะซิเตตเท่านั้น เมื่อกรดไขมันมีจำนวนคาร์บอนอะตอมเป็นเลขคี่ (เช่น วาเลอเลต, C5) นอกจากอะซิเตตแล้ว จะได้ไพโรไฟโอเนตอีก 1 โมล ต่อสารตั้งต้น 1 โมล LCFA ตามธรรมชาติส่วนใหญ่มีจำนวนคาร์บอนอะตอมเป็นเลขคู่ ดังนั้นจะถือได้ว่าอะซิเตต เป็นผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นส่วนใหญ่ ใน ADM1 จะพิจารณาให้มีความสำคัญกับกรดไขมันหลัก 3 ชนิด ที่สูงกว่า C3 คือ บิวไทเรต วาเลอเรต และ LCFA ใน ADM1 บิวไทเรตและวาเลอเรตถือว่าถูกย่อยสลายโดยจุลินทรีย์กลุ่มเดียวกัน และ LCFA จะถูกย่อยสลายโดยจุลินทรีย์อีกกลุ่ม เพราะ LCFA มีความยากในการเคลื่อนที่และลักษณะที่แตกต่างทางกายภาพเคมีจากการที่มีขนาดของโมเลกุลที่ใหญ่กว่ามาก กลุ่มของจุลินทรีย์ที่สร้างอะซิเตตจะมีอยู่ 3 กลุ่ม คือ 1) สำหรับย่อยไพโรไฟโอเนต 2) สำหรับย่อยบิวไทเรตและวาเลอเรต และ 3) สำหรับย่อย LCFA (>C5) และจะใช้กลุ่มจุลินทรีย์เพียงกลุ่มเดียวในพวกที่สร้างมีเทนจากการใช้ไฮโดรเจน พวก Homoacetogenesis และ Sulfate Reduction ก็มีความสำคัญในการลดลงของไฮโดรเจน โดยเฉพาะเมื่ออยู่ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมแต่ไม่รวมอยู่ใน ADM1

2.1.4.4.3 การยับยั้งของไฮโดรเจนสำหรับพวกที่สร้างอะซิเตต

พลังงานอิสระของทั้งพวกที่สร้างอะซิเตตและพวกที่ใช้ไฮโดรเจนมีค่าต่ำมาก และจุลินทรีย์ทั้งสองกลุ่มจะใช้ Proton และ Cation Motive Force สำหรับการเกิดยิลด์บางส่วน (Partial Yield) ซึ่งตรงข้ามกับการเกิด Substrate Level Phosphorylation ในการพิจารณาการยับยั้งของไฮโดรเจน เพื่อลดความซับซ้อนของแบบจำลอง และเพิ่มความยืดหยุ่นในการใช้งาน (เช่น สำหรับระบบฟิล์มชีวภาพ) ใน ADM1 จะใช้ Standard Non-Competitive Inhibition Function สำหรับการปรับแก้ผลจากไฮโดรเจน โดยใช้ค่าความเข้มข้นของไฮโดรเจนในสถานะของเหลว

การอยู่ร่วมกันของจุลินทรีย์ที่ผลิตและใช้ไฮโดรเจนเป็นแบบใกล้ชิดกันแต่แบ่งกันอย่างชัดเจน เนื่องจากข้อจำกัดของการแพร่ กลุ่มที่อยู่ร่วมกันเหล่านี้จะปรับค่าของไฮโดรเจนแบบเฉพาะแห่ง และค่าความเข้มข้นไฮโดรเจนหรือฟอร์เมตที่วัดจากของเหลวหรือก๊าซ โดยรวมทั้งหมดไม่มีผลกระทบโดยตรงต่อความเข้มข้นในเขตที่อยู่ร่วมกัน (Syntrophic Consortia) สภาวะอื่น เช่น ความเข้มข้นของสารอาหาร อะซิเตต pH ระดับของประจุบวก และกรดอ่อน สามารถลดค่าระดับของการยับยั้งทางเทอร์โมไดนามิกส์ (ยับยั้งมากขึ้น) จากการที่ความต้องการพลังงานในการบำรุงรักษาเพิ่มขึ้น

2.1.4.5 การสร้างมีเทนโดยพวกที่ใช้อะซิเตต (Aceticlastic Methanogenesis)

ในขั้นตอนหลักของการเกิดมีเทน อะซิเตตจะถูกแยกออกเป็นมีเทนและคาร์บอนไดออกไซด์ (สมการที่ 2.1)



สองกลุ่มที่ใช้อะซิเตตในการสร้างมีเทน คือ Methanosarcina พบมากที่ความเข้มข้น อะซิเตตสูงกว่า 10^{-3}M และ Methanosaeta พบที่ความเข้มข้นอะซิเตตต่ำ เมื่อเทียบกับ Methanosarcina กลุ่ม Methanosaeta จะมีค่า yield ต่ำกว่า, k_m สูงกว่า, K_s ต่ำกว่า และอ่อนไหวต่อค่า pH มากกว่า Methanosaeta ใช้ ATP 2 โมล ในการเปลี่ยนอะซิเตต 1 โมล (ที่ความเข้มข้นต่ำ) ในขณะที่ Methanosarcina ใช้ ATP เพียง 1 โมล (ที่ความเข้มข้นอะซิเตตสูง) ดังนั้น Methanosarcina จะมีอัตราการเจริญเติบโตที่สูงกว่า ขณะที่ Methanosaeta ต้องการเวลากักของแข็ง (Solids Retention Time) ที่นานกว่า แต่สามารถทำงานที่ความเข้มข้นอะซิเตตต่ำกว่า

ในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนการมีของจุลชีพสองประเภทนี้ สามารถแยกได้ คือ Methanosaeta พบย่อยในระบบอัตราการบำบัดสูง (High Rate) หรือระบบฟิล์มชีวภาพ และ Methanosarcina พบในถังย่อยของแข็ง (Solids Digesters) เพราะว่าคุณสมบัติของระบบจะแตกต่างกันอย่างชัดเจน จึงใช้กลุ่มจุลชีพของพวกสร้างมีเทนแบบ Aceticlastic เพียงกลุ่มเดียว โดยมีพารามิเตอร์ของจลนศาสตร์และการยับยั้งที่ต่างกัน

2.1.4.6 การยับยั้งและความเป็นพิษ (Inhibition and Toxicity)

Speece (1996) ใช้ 2 ค่าจำกัดความภายในขอบเขตของการถูกจำกัดของกระบวนการทางชีวภาพ 1) ความเป็นพิษ (Toxicity) คือ ผลที่ไม่ดี (ไม่จำเป็นต้องถึงแก่ชีวิต) ต่อเมทาบอลิซึมของแบคทีเรีย และ 2) การยับยั้ง (Inhibition) คือ การที่ทำให้การทำงานของแบคทีเรียอ่อนแอหรือแย่ง คำว่า "แบคทีเรีย" อาจขยายความถึงสิ่งมีชีวิตชีวภาพ ซึ่งรวมถึงสิ่งมีชีวิตอื่น เช่น Archaea, Eucaryotes และเอนไซม์ภายนอกเซลล์ และมีการให้คำจำกัดความเพิ่มขึ้น คือ

- Biocidal Inhibition เป็น Reactive Toxicity โดยปกติไม่สามารถเกิดย้อนกลับได้ เช่น LCFA, สารซัลฟิวไรด์, อาดีไฮด์, สารประกอบไนโตร, ไฮยาไนต์, เอไซด์, แอนตี้ไบโอติก และ Electrophiles พวกนี้จะตรงกับความเป็นพิษตามนิยามของ Speece

- Biostatic Inhibition เป็น Nonreactive Toxicity โดยปกติสามารถเกิดย้อนกลับได้ เช่น การยับยั้งจากผลิตภัณฑ์, การยับยั้งจากกรดและเบสอ่อน (รวม VFA, NH_3 และ H_2S), การยับยั้งจากค่า pH, การยับยั้งจากประจุบวก และอะไรก็ตามที่ทำให้ทำลายสภาพ Homeostasis ซึ่งจะตรงกับกรยับยั้งตามนิยามของ Speece

รูปแบบของการยับยั้งสามารถแบ่งออกได้อีก คือ ที่มีผลเฉพาะแห่ง และที่มีผลต่อจลนศาสตร์ และหน้าที่ทั้งหมดของเซลล์ (เช่น การยับยั้งจาก pH)

การแยกระหว่าง Biocidal และ Biostatic Inhibition มีความสำคัญในการสร้างแบบจำลอง เนื่องจาก Biocidal ส่วนใหญ่จะมีผลต่ออัตราการสลายของมวลชีวภาพ ในขณะที่ Biostatic จะมีผลต่อการใช้ (Uptake) ทางจลนศาสตร์ และการเจริญเติบโต (อัตราการใช้สูงสุด, ยิลด์, Half Saturation Parameter) ใน ADM1 การยับยั้งทุกรูปแบบจะเป็นแบบ Biostatic ซึ่งมีความสำคัญที่สุดในการบำบัดแบบไร้ออกซิเจน และส่วนใหญ่จะเป็นผลให้จุลชีพแบบไร้ออกซิเจนมีค่ายิลด์ที่ต่ำ สิ่งมีชีวิตส่วนใหญ่ที่มีการสร้าง ATP น้อยกว่า 1 โมล ต่อโมลของสารอาหาร หรือต่อรอบของปฏิกิริยา จะใช้ Cation หรือ Proton Motive Forces สำหรับอะนาบอลิซึมมากกว่าจะใช้ Substrate Level Phosphorylation ซึ่งเป็นจริงสำหรับ Methanogenic Archaea และจุลชีพที่ออกซิไดส์กรดไขมันระเหย (VFA) กรดและเบสอ่อนในรูปอิสระ (Nonionic) สามารถผ่านทะลุเซลล์เมมเบรนและเกิดการแตกตัวทำให้ทำลาย Proton Motive Force และสภาวะ Homeostasis ที่ระดับไอออน และ pH ห่างจากค่าที่เหมาะสมจุลชีพจะต้องใช้พลังงานในการรักษาและคงไว้ซึ่งสภาวะ Homeostasis มากกว่าที่จะใช้พลังงานในการอะนาบอลิซึม ดังนั้นในขณะที่การใช้อาหารอาจเปลี่ยนแปลงน้อยมาก ค่ายิลด์กลับลดลง การเพิ่มขึ้นของพลังงานในการบำรุงรักษาเป็นการจำกัดพลังงานในการเจริญเติบโตและผลที่ตามมาคือการลดลงของการเกิดมวลชีวภาพ ความยืดหยุ่นในการรวมรูปแบบจลนศาสตร์ที่ต่างกัน เป็นเหตุผลหนึ่งที่ ADM1 เลือกใช้ สมการแบบ Uptake-Related Kinetic มากกว่าสมการแบบ Growth-Related Kinetic ที่ใช้ในแบบจำลองระบบชีวภาพแบบแอโรบิก (เช่น Activated Sludge Model No.1(ASM))

2.1.4.6.1 การจำลองการยับยั้ง (Modelling of Inhibition)

จลนศาสตร์ของการยับยั้งดูจากตารางที่ 2.11 โดยมีรายละเอียด คือ (a) รูปแบบที่เกิดย้อนกลับได้ ซึ่งเสนอโดย Lehninger (1975) โดยใช้การยับยั้งแบบ Non-Competitive (b) ผลกระทบโดยตรงของการยับยั้งต่อยิลด์ และการสลายของจุลชีพ ซึ่งเป็นประโยชน์แต่ไม่ได้ใช้ใน ADM1 (c) 2 รูปแบบอย่างง่ายใช้สำหรับการยับยั้งจาก pH (d) การใช้แบบแข่งขัน (Competitive Uptake) ซึ่งไม่ใช่การยับยั้งแต่ถูกรวมไว้เพื่อความครบถ้วน (e) Secondary Substrate Monod Kinetic ซึ่งมีความจำเป็นในการอธิบายการ ลดลงของการเจริญเติบโตเมื่อไนโตรเจนถูกจำกัด ซึ่งไม่ใช่การยับยั้งแต่ถูกรวมไว้เพื่อความครบถ้วน เพราะว่ารูปแบบของการยับยั้งในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนมีหลากหลายและสามารถที่จะเพิ่มขึ้น รูปแบบที่แสดงดังสมการ 2.2 จะทำให้สามารถที่จะเพิ่มหรือลดเทอมของการยับยั้งได้อย่างง่ายดาย

$$\rho_j = \frac{k_m S}{K_s S} \cdot X \cdot I_1 \cdot I_2 \dots I_n \quad (2.2)$$

โดยที่ส่วนแรกของสมการจะเป็นการใช้สารอาหารแบบโมโนต์เมื่อไม่มีการยับยั้ง (Uninhibited Monod-Type Uptake) และ $I_{1, \dots, n} = f(s_{1, \dots, n})$ คือ ค่าฟังก์ชันของการยับยั้ง (ดูตารางที่ 2.7 และ 2.8) สมการเต็มของการใช้สารอาหารแสดงในตารางที่ 2.11

ตารางที่ 2.11 รูปแบบการยับยั้ง (Inhibition forms)

Description	Equation	Used for	j^1
(a) Non-competitive inhibition	$I = \frac{I}{1 + S_i / K_i}$	Free ammonia and hydrogen inhibition	7–12
Uncompetitive	$\rho_j = \frac{k_m X S}{K_S + S \left(1 + \frac{K_i}{S_i}\right)}$	Not used	
Competitive	$\rho_j = \frac{k_m X S}{K_S \left(1 + \frac{S_i}{K_i}\right) + S}$	Not used	
(b) Reduction in yield Increased biological decay rate	$Y = f(S_i)$ $k_{dec} = f(S_i)$	Not used Not used	
(c) Empirical upper and lower inhibition	$I = \frac{1 + 2 \times 10^{0.5(pH_{UL} - pH_{LL})}}{1 + 10^{(pH - pH_{UL})} + 10^{(pH_{LL} - pH)}}$	pH inhibition when both high and low pH inhibition occur	5–12 ²
Empirical lower inhibition only	$I = \exp\left\{-3 \left(\frac{pH - pH_{UL}}{pH_{UL} - pH_{LL}}\right)^2\right\} \Big _{pH < pH_{UL}}$ $I = 1_{pH > pH_{LL}}$	pH inhibition when only low pH inhibition occurs	5–12 ²
(d) Competitive uptake	$I = \frac{I}{1 + S_i / S}$	Butyrate and valerate competition for C ₄	8–9
(e) Secondary substrate	$I = \frac{I}{1 + K_i / S_i}$	All uptake, to inhibit uptake when $S_{IN} \sim 0$	5–12

Nomenclature: K_i = inhibition parameter; ρ_j = rate for process j ; S = substrate for process j ; S_i = inhibitor concentration; X = biomass for process j .

- Processes where inhibition term used.
- Only one pH inhibition term used, and form 1 (with upper and lower inhibition) should not be used with free ammonia inhibition. For the first pH function, pH_{UL} and pH_{LL} are upper and lower limits where the group of organisms is 50% inhibited respectively. For example, acetate-utilising methanogens with a pH_{UL} of 7.5 and a pH_{LL} of 6.5 have an optimum at pH 7. For the second function, pH_{UL} and pH_{LL} are points at which the organisms are not inhibited, and at which inhibition is complete respectively. Acetate-utilising methanogens with a pH_{UL} of 7 and a pH_{LL} of 6 will be completely inhibited below pH 6 and not inhibited above pH 7.

การยับยั้งจาก pH เป็นผลรวมของการทำลายสภาวะ Homeostasis และการเพิ่มของความเข้มข้นกรดอ่อนที่ pH ต่ำ หรือการยับยั้งจากเบสอ่อนและข้อจำกัดในการขนส่งที่ pH สูง โดยมีผลกระทบต่อสิ่งมีชีวิตทั้งหมดในระดับต่างๆ การยับยั้งจาก pH จะใช้สำหรับกระบวนการที่เกิดขึ้นภายในเซลล์ทั้งหมดใน ADM1 (I_{pH}) โดยจะมีค่าพารามิเตอร์ที่ต่างกันสำหรับพวกที่สร้างอะซิเตตและสร้างกรด, พวกที่สร้างมีเทนโดยใช้ไฮโดรเจนและพวกที่สร้างมีเทนแบบ Aceticlastic ฟังก์ชันของ pH ทั้ง 2 แบบในตารางที่ 2.11 เป็นประโยชน์สำหรับสมการการใช้สารอาหาร โดยรูปแบบแรกสามารถใช้กับระบบที่มีบัฟเฟอร์สูงจาก

แอมโมเนียหรือเบสอื่น (>pH8) รูปแบบที่สองจะยึดหยุ่นกว่าเมื่อเกิดการยับยั้งที่ค่า pH ต่ำ เช่น ในระบบที่เป็นการย่อยสลายคาร์โบไฮเดรต การไฮโดรไลซิสอาจเกิดการยับยั้งได้ ทั้งที่ค่า pH ต่ำหรือสูง และเป็นไปได้ว่า จะมีสาเหตุมาจากสภาพที่ผิดปกติของเอนไซม์บางส่วน ใน ADM1 การยับยั้งจาก pH ของการไฮโดรไลซิสไม่ได้ถูกรวมเอาไว้

นอกจากการยับยั้งจาก pH ยังมีการยับยั้งจากไฮโดรเจนของแบคทีเรียที่ผลิตอะซิเตต (I_{h_2}) และการยับยั้งจากแอมโมเนียอิสระของพวกผลิตมีเทนแบบ Aceticlastic (I_{NH_3} , X_{ac}) ซึ่งถูกรวมไว้ใน ADM1 โดยที่ทั้งสองชนิดจะใช้ฟังก์ชันแบบไม่แข่งขัน (Non-Competitive Function) และถึงแม้ว่า ผลกระทบจาก Biocidal ของ LCFA จะเป็นไปได้ที่จะมีความสำคัญแต่ก็ไม่ถูกรวมไว้ใน ADM1

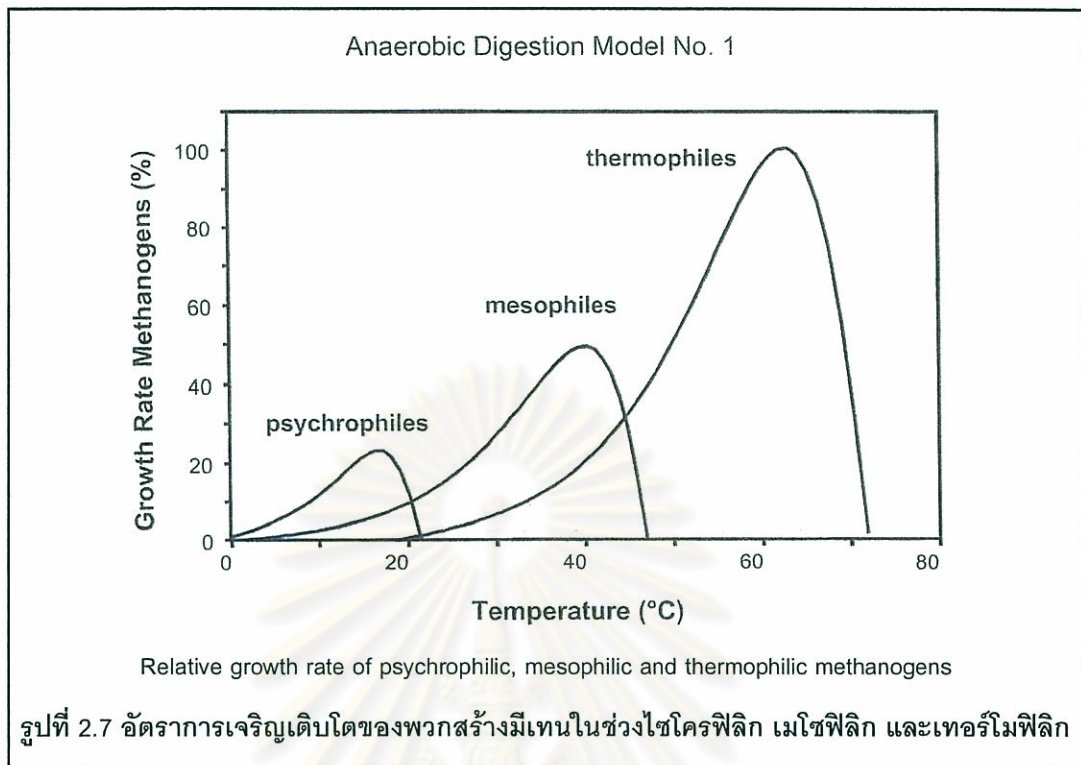
2.1.4.7 อิทธิพลของอุณหภูมิ (Influence of Temperature)

อุณหภูมิสามารถส่งผลกระทบต่อปฏิกิริยาทางชีวเคมี 5 ทางหลักก็คือ

- (1) เพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาเมื่ออุณหภูมิเพิ่ม (ตามการทำนายโดยสมการของ Arrhenius)
- (2) ลดอัตราการเกิดปฏิกิริยาเมื่อเพิ่มอุณหภูมิเกินค่าที่เหมาะสม (> 40 °C สำหรับ Mesophilic และ > 65 °C สำหรับ Thermophilic)
- (3) ยิลด์ลดลงและ K_S เพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มของพลังงานบำรุงรักษาเมื่ออุณหภูมิเพิ่ม
- (4) การเปลี่ยนแปลงค่ายิลด์และวิถีของปฏิกิริยา เนื่องจากการเปลี่ยนเทอร์โมไดนามิกส์ยิลด์และประชากรจุลชีพ
- (5) เพิ่มอัตราการตาย เนื่องจากการเพิ่มของการไลซิสและการบำรุงรักษา

ในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน จะกำหนดช่วงการทำงานหลักไว้ 3 ช่วง คือ 1) Psychrophilic ที่อุณหภูมิ 4-15 °C 2) Mesophilic ที่อุณหภูมิ 20-40 °C 3) Thermophilic ที่อุณหภูมิ 45-70 °C ในขณะที่ถังปฏิกิริยาสามารถทำงานอย่างมีประสิทธิภาพ ในระหว่างช่วงเหล่านี้ อุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับ Mesophilic และ Thermophilic อยู่ที่ประมาณ 35 °C และ 55 °C ตามลำดับ (รูปที่ 2.7)

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



อุณหภูมิมีผลต่อกลุ่มจุลินทรีย์ต่างๆตามสมการของ Arrhenius จนกระทั่งถึงค่าอุณหภูมิที่เหมาะสม หลังจากนั้นจะลดลงอย่างรวดเร็วจนถึงศูนย์ (รูปที่ 2.7) มี 3 แบบของระบบที่สำคัญที่ต้องการในการสร้างแบบจำลองเมื่อคำนึงถึงอุณหภูมิ คือ

(1) ระบบที่ควบคุมอุณหภูมิ โดยมีคุณสมบัติที่ทำงานเปลี่ยนแปลงเล็กน้อย ($\pm 3^{\circ}\text{C}$) สามารถจำลองได้โดยไม่ต้องมีผลจากอุณหภูมิ ค่าพารามิเตอร์จะกำหนดโดยให้อยู่กับอุณหภูมิที่ทำงาน และเป็นส่วนใหญ่ที่พบในการใช้งาน

(2) ระบบที่ไม่ได้ควบคุมอุณหภูมิ แต่มีค่าเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วงหนึ่ง (Mesophilic หรือ Thermophilic) สามารถจำลองค่า k_m ด้วย Double Arrhenius Equation ซึ่งจะอธิบายการลดลงอย่างรวดเร็วที่อุณหภูมิที่สูงกว่า

(3) ระบบที่มีอุณหภูมิเปลี่ยนแปลงระหว่าง Mesophilic และ Thermophilic การเปลี่ยนแปลงของประชากรและวถีปฏิกิริยาระหว่างสภาวะ Mesophilic และ Thermophilic เป็นสภาพที่ซับซ้อนและอยู่นอกเหนือจาก ADM1 นอกจากนี้ระบบที่ทำงานในลักษณะแบบนี้จะไม่มีประสิทธิภาพ แม้ว่ายิลด์และอัตราการสลายจะถูกกระทบจากอุณหภูมิ แต่จะไม่ใช้ฟังก์ชันแบบต่อเนื่องสำหรับค่าเหล่านี้ แต่จะใช้ค่าแยกกันระหว่างสภาวะ Mesophilic และ Thermophilic แทน

2.1.4.7.1 การจำลองผลของอุณหภูมิที่มีต่อการแตกตัวและการไฮโดรไลซิส

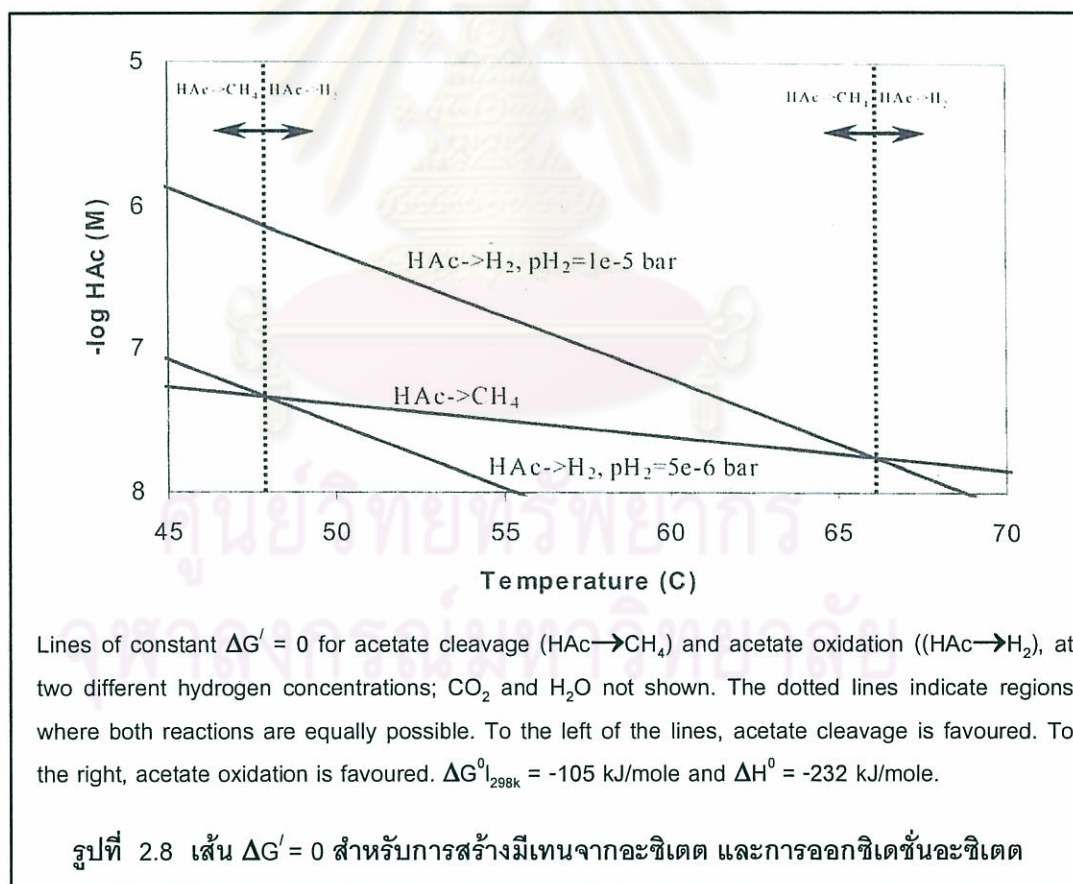
(Modelling of Temperature Effect on Disintegration and Hydrolysis)

อุณหภูมิมิมีผลกับทั้งการแตกตัวและการไฮโดรไลซิส การเปลี่ยนแปลงอัตราการแตกตัวและอัตราการไฮโดรไลซิส แบบลำดับที่หนึ่ง (ยกเว้นไขมัน เนื่องจากลักษณะสมบัติของกายภาพเคมีของไขมันต่างจากคาร์โบไฮเดรตและโปรตีน) สามารถอธิบายโดยใช้สมการของ Arrhenius

2.1.4.7.2 ผลของอุณหภูมิต่อเทอร์โมไดนามิกส์ยิลด์และวิถีของปฏิกิริยา

(Effect of Temperature on Thermodynamic Yields and Reaction Pathways)

อุณหภูมิมิมีผลต่อทุกเทอร์โมไดนามิกส์ของปฏิกิริยา ซึ่งสามารถอธิบายโดยสมการของ Van't Hoff โดยทั่วไป Oxidative Reactions จะเป็นไปได้มากกว่าที่อุณหภูมิมิสูงกว่า และปฏิกิริยา Homoacetogenesis / Acetate Oxidation (ไปข้างหน้า/ย้อนกลับ) ซึ่งขึ้นกับอุณหภูมิมิ (รูปที่ 2.8) เป็นไปได้ที่จะมีความสำคัญมาก



Homoacetogenesis ชอบที่จะเกิดในช่วงอุณหภูมิ Psychrophilic ในขณะที่ Acetate Oxidation จะเกิดที่อุณหภูมิที่สูงกว่า ที่สภาวะ Mesophilic พวก Homoacetogenesis โดยปกติจะถูกแย่งโมเลกุลของไฮโดรเจน โดยพวกสร้างมีเทน โดยใช้ไฮโดรเจน (Hydrogenotrophic Methanogen) และ Acetate Oxidation จะถูกแย่งอะซิเตต โดย Methanosaeta หรือ Methanosarcina ยกเว้นในสภาวะที่ไม่ปกติ

จากการที่ Homoacetogenesis และ Acetate Oxidation มักจะมีความสำคัญในสภาวะ Psychrophilic และ Thermophilic ตามลำดับ ใน ADM1 จะถือว่าส่วนใหญ่ของไฮโดรเจนและอะซิเตตจะถูกเปลี่ยนโดยตรงไปเป็นมีเทน และวิถีทางเลือกอื่นจะไม่ถูกรวมไว้ในแบบจำลองนี้

2.1.5 กระบวนการทางกายภาพ-เคมี (Physico-Chemical Process)

ระบบกายภาพ-เคมี หมายถึง กระบวนการต่างๆ ที่ไม่ใช่กระบวนการทางชีวภาพที่เกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์แบบไร้ออกซิเจน ซึ่งแบ่งกว้างๆ ได้ 3 ชนิด ตามการเทียบตามอัตราจลนศาสตร์ (Kinetic Rates) (อัตราจะเทียบกับอัตราเร็วทางชีวเคมี)

- (1) กระบวนการของเหลว-ของเหลว เกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว เช่น การรวมตัวหรือแตกตัวของไอออน
- (2) กระบวนการของเหลว-ก๊าซ เกิดขึ้นปานกลางถึงรวดเร็ว เช่น การถ่ายเทระหว่างของเหลว-ก๊าซ
- (3) กระบวนการของเหลว-ของแข็ง เกิดขึ้นปานกลางถึงช้า เช่น การตกผลึกหรือการละลาย

สองกระบวนการแรกเท่านั้นที่อยู่ในแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน เพราะว่าการรวมกระบวนการของเหลว-ของแข็ง เอาไว้ด้วยจะมีความยุ่งยากมาก การตกตะกอนผลึก (Precipitation) จึงไม่ถูกรวมไว้ในแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 (ADM1) อย่างไรก็ตามการตกตะกอนผลึก อาจมีความสำคัญในระบบที่มีไอออนมาก เช่น Ca^{2+} และ Mg^{2+} ที่พร้อมที่จะตกตะกอนการปรับแก้พฤติกรรมที่ไม่เป็นอุดมคติของไอออน ซึ่งจะมีผลต่อกระบวนการทางกายภาพ-เคมีทั้งหมดไม่ได้ถูกรวมไว้ใน ADM1 ดังนั้นในระบบที่มีไอออนปานกลางหรือสูง และโดยเฉพาะอย่างยิ่งถ้ามีการเวียนน้ำจากทางออกกลับไปที่ทางเข้า ค่าสัมประสิทธิ์ไอออนแอกทิวิตี้ จะต้องถูกคำนวณและปรับแก้

ในการจำลองระบบไร้ออกซิเจน ระบบทางกายภาพ-เคมี จะมีความสำคัญมาก เนื่องจาก

- สามารถแสดงปัจจัยยับยั้งทางชีวภาพ เช่น ฟิเอช, กรด และเบสอิสระ, ความเข้มข้นของก๊าซที่ละลายในสถานะของเหลว
- ตัวแปรการทำงานหลัก เช่น อัตราการไหลก๊าซ ความเป็นด่างคาร์บอนเนต จะขึ้นอยู่กับการประมาณกระบวนการกายภาพ-เคมีอย่างถูกต้อง
- การควบคุมค่าฟิเอชด้วยกรดหรือเบสแก่ ซึ่งถือว่าเป็นค่าดำเนินการที่สำคัญนั้น ค่าควบคุมที่ตั้งไว้ (Control Setpoint) และค่าที่ใส่จะคำนวณจากการประมาณทางกายภาพ-เคมี

2.1.5.1 กระบวนการของเหลว-ของเหลว (Liquid-Liquid Processes)

เกี่ยวข้องกับปฏิกิริยารวมหรือแตกตัวของไอออนกับไฮโดรเจนและไฮดรอกไซด์ไอออน สารประกอบที่สำคัญหลายชนิดมีค่า pK_a (ค่าสัมประสิทธิ์การแตกตัว) ใกล้เคียงกับค่า pH ในการทำงานของระบบ ไร้ออกซิเจน (ตารางที่ 2.12) กรดอินทรีย์ มีค่า pH ประมาณ 4.8 คู่กรด-เบส $CO_{2(aq)} / HCO_3^-$ มีค่า pK_a 6.35 ขณะที่ NH_4^+ / NH_3 มีค่า pK_a 9.25 เนื่องจากการที่ค่า pK_a ของ HCO_3^- / CO_3^{2-} มีค่า 10.3 ดังนั้นความเข้มข้นของ CO_3^{2-} จะมีค่าต่ำมาก CO_3^{2-} จึงไม่ถูกรวมอยู่ในแบบจำลอง (ค่า pK_a ทั้งหมดที่อุณหภูมิ 298 K)

ปฏิกิริยาจาก $CO_{2(aq)}$ ไปเป็น HCO_3^- จะผ่านทาง H_2CO_3 ซึ่ง H_2CO_3 เมื่อเทียบกับชนิดอื่นจะค่อนข้างเป็นกรดแก่ ($pK_a = 3.5$) อย่างไรก็ตามค่าสัมประสิทธิ์ที่สมดุลของ $[CO_{2(aq)}] / [H_2CO_3]$ มีค่าเท่ากับ 631 (ที่ 298 K) ซึ่งหมายความว่าความเข้มข้นของ $CO_{2(aq)}$ มากกว่า H_2CO_3 มากๆ จนถึงว่ามีเฉพาะ $CO_{2(aq)}$

กระบวนการรวมตัวหรือแตกตัวของไอออนเกิดขึ้นเร็วมาก จนสามารถถือเป็นกระบวนการที่สมดุล และแสดงโดยชุดของสมการทางพีชคณิตโดยปริยาย (Implicit) ตารางที่ 2.12 แสดงถึงชนิดที่สำคัญ และสัมประสิทธิ์ที่สมดุลของแต่ละชนิด

ตารางที่ 2.12 ค่าสัมประสิทธิ์ที่สมดุล กรด-เบส (Acid-base equilibrium coefficients (pK_a))

Acid/base pair	pK_a (298 K)	ΔH^0 (J.mole ⁻¹)	$\theta(=\Delta H^0/(RT_1^2))$; $T_1 = 298$ K
CO_2/HCO_3^-	6.35 ¹	7646	0.010
NH_4^+/NH_3	9.25 ¹	51965	0.070
H_2S/HS^-	7.05 ¹	21670	0.029
$H_2O/(OH^- + H^+)$	14.00 ¹	55900	0.076
HAc/Ac^-	4.76 ²	Maximum of 4.81 at 333K ³	n/a
HPr/Pr^-	4.88 ²	Maximum of 4.94 at 333K ³	n/a
$n-HBu/Bu^-$	4.82 ²	Maximum of 4.92 at 333K ³	n/a
$i-Hbu/Bu^-$	4.86 ²	No other data	n/a
$n-HVa/Va^-$	4.86 ²	No other data	n/a
$i-HVa/Va^-$	4.78 ²	No other data	n/a

1. Lide (2001).
2. Sillen and Martel (1964).
3. Does not fit constant enthalpy form of van't Hoff (Eq. (2.12)).

2.1.5.1.1 การจำลองปฏิกิริยาของกรด-เบส

การใช้สมการในการอธิบายปฏิกิริยาของกรด-เบสขึ้นอยู่กับว่าจะสร้างและหาคำตอบโดยสมการเชิงอนุพันธ์หรือชุดของสมการทางพีชคณิตโดยปริยาย (ซึ่งจะกล่าวถึงต่อไป) ในทั้งสองกรณีจะใช้หลักการสมดุลประจุ (Charge Balance) ในการสร้างสมการ ซึ่งสามารถแสดงได้โดย

$$\sum S_{c+} - \sum S_{A-} = 0 \quad (2.3)$$

$\sum S_{c+}$ คือความเข้มข้นสมมูล (Equivalents Concentration) ของประจุบวกทั้งหมด และ $\sum S_{A-}$ คือ ความเข้มข้นของสมมูลของประจุลบทั้งหมด โดยที่ความเข้มข้นสมมูลของแต่ละชนิดไอออนได้จากการที่เอาวาเลนซ์ของไอออนคูณกับความเข้มข้นหน่วยเป็นโมลาร์ของไอออนนั้น

ใน ADM1 การทำสมดุลประจุเป็นดังนี้ (ตัวหารสำหรับกรดอินทรีย์จะเป็นค่า gCOD ต่อประจุ)

$$\begin{aligned} S_{CAT+} + S_{NH_4^+} + S_{H^+} - S_{HCO_3^-} - \frac{S_{AC^-}}{64} - \frac{S_{pr^-}}{112} \\ - \frac{S_{BU^-}}{160} - \frac{S_{Va^-}}{208} - S_{OH^-} - S_{AN^-} = 0 \end{aligned} \quad (2.4)$$

โดยที่ S_{CAT+} และ S_{AN-} จะแสดงถึงไอออนโลหะ เช่น Na^+ และ Cl^- และรวมถึงแทนเบสและกรดแก่ ตามลำดับ (เช่น Saline Counter Ions ของ NH_4^+ และ HCO_3^- เมื่อเติม NH_4Cl และ $NaHCO_3$) S_{CAT} และ S_{AN} สามารถถือว่าเป็นสารที่ไม่มีการใช้หรือไม่เกิดปฏิกิริยาใดๆ (Inert) กรดไขมันโมเลกุลยาว (LCFAs) ไม่ถูกรวมอยู่ในระบบกรด-เบส เพราะจำนวนประจุต่อซีไอต์มีค่าน้อย อย่างไรก็ตามถ้าพิจารณาผลการยับยั้งจาก LCFA อิสระ หรือถ้า LCFA มีความเข้มข้นสูง จะต้องรวม LCFA เข้าไว้ในลักษณะเดียวกันกับกรดไขมันระเหย (VFA) ปฏิกิริยากรด-เบสของกรดอะมิโนก็ไม่ได้ถูกรวมไว้ เพราะมีความเข้มข้นต่ำในถังปฏิกรณ์ (เนื่องจากมีอัตราการสร้างกรด (Acidogenesis) สูง) และเพราะว่ากรดอะมิโนมีค่า pK_a อยู่ในช่วงกว้าง

ถ้าสมการกรด-เบส ถูกสร้างขึ้นโดยสมการทางพีชคณิต ความเข้มข้นของคู่กรด-เบส จะถูกรวมกันและแสดงเป็นตัวแปรสถานะพลวัต (Dynamic State Variable) สำหรับสารอินทรีย์คาร์บอน เช่น คู่ของ $CO_{2(aq)}$ และ HCO_3^- จะเป็นดังนี้

$$S_{IC} - S_{CO_2} + S_{HCO_3^-} = 0 \quad (2.5)$$

สมการทางพีชคณิตที่เหลือจะถูกสร้างจากสมการสมดุลกรด-เบส โดยมีตัวอย่างของคู่ $CO_{2(aq)}$ และ HCO_3^- จะเป็นดังนี้

$$S_{HCO_3^-} - \frac{K_{a,CO_2} \cdot S_{IC}}{K_{a,CO_2} + S_{H^+}} = 0 \quad (2.6)$$

โดยที่ K_{a,CO_2} คือค่าสัมประสิทธิ์ที่สมดุล เช่นเดียวกัน กรดอินทรีย์ และอนินทรีย์ ไนโตรเจน สามารถหาได้จากสมการ

$$S_{VFA^-} - \frac{K_{a,VFA} \cdot S_{VFA,TOTAL}}{K_{a,VFA} + S_{H^+}} = 0 \quad (2.7)$$

$$S_{NH_4^+} - \frac{S_{H^+} \cdot S_{IN}}{K_{a,NH_4} + S_{H^+}} = 0 \quad (2.8)$$

และสำหรับไฮดรอกไซด์

$$S_{OH^-} - \frac{K_w}{S_{H^+}} = 0 \quad (2.9)$$

ดังนั้นเมื่อปฏิกิริยากรด-เบสถูกแสดงโดยชุดของสมการพีชคณิตรูปอิสระ (เช่น S_{CO_2}) และรูปไอออน (เช่น $S_{HCO_3^-}$) จะถูกรวมเข้าด้วยกันเป็นตัวแปรสถานะพลวัตเพียงตัวเดียว (เช่น $S_{IC} = S_3$) ความเข้มข้นในรูปอิสระจะถูกคำนวณก็ต่อเมื่อต้องการใช้ในแบบจำลองเท่านั้น (โดยใช้รูปแบบสมการ 2.5) ซึ่งใน ADM1 กรด-เบสอิสระที่จะคำนวณก็คือ S_{CO_2} และ S_{NH_3} ถ้าสมการในสถานะของเหลวของกระบวนการกายภาพเคมีถูกแสดงโดยสมการเชิงอนุพันธ์ รูปอิสระและรูปไอออนจะเป็นตัวแปรสถานะพลวัตทั้งสองตัว ส่วนในรูปรวมจะเป็นส่วนที่มากเกินไป และจะต้องมีสมการแสดงอัตราจลนศาสตร์เพิ่มเติม เพื่อใช้สำหรับปฏิกิริยากรด-เบส อัตราการเกิดผลิตภัณฑ์ทางชีวเคมีที่แสดงในตาราง 2.7 และ 2.8 สามารถเป็นได้ ทั้งตัวแปรสถานะพลวัตแบบกรดหรือเบส แต่ไม่ใช่มีทั้ง 2 ชนิด แต่แนะนำให้ใช้สมการอัตราในรูปของรูปอิสระ (เช่น CO_2 , HA_c , ฯลฯ) สมการ 2.9 (สำหรับ S_{OH^-}) จะถูกแทนลงในสมการสมดุลประจุ และ S_{H^+} จะเป็นตัวไม่ทราบค่าเพียงตัวเดียวในสมการเดียว ดังนั้นจึงเป็นสมการพีชคณิตที่มีผลเฉลยชัดเจน (Explicit Solution)

2.1.5.2 สมการการถ่ายเทระหว่างของเหลว-ก๊าซ

สถานะก๊าซและของเหลวที่สัมผัสกันจะเข้าสู่สภาวะคงตัว เมื่อสถานะของเหลวมีสภาวะที่เจือจาง กฎของเฮนรีสามารถใช้อธิบายความสัมพันธ์ที่สภาวะสมดุลได้ โดยทั่วไปกฎของเฮนรีจะแสดงในรูปของความเข้มข้นของสถานะของเหลวที่เกิดเนื่องจากความดันย่อยของสถานะก๊าซ

$$K_H \cdot P_{gas,i,ss} - S_{liq,i,ss} = 0 \quad (2.10)$$

โดยที่ $S_{liq,i,ss}$ คือ ความเข้มข้นที่สถานะของเหลวของสาร i ที่สภาวะคงตัว (M) $P_{gas,i,ss}$ คือ ความดันย่อยที่สถานะก๊าซของสาร i ที่สภาวะคงตัว (bar) และ K_H คือ สัมประสิทธิ์ของเฮนรี ($M \cdot bar^{-1}$)

ความต้านทานในการถ่ายเทของก๊าซที่ละลายน้ำได้น้อย เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน และไฮโดรเจน จะอยู่ที่สถานะของเหลวเป็นหลัก ความเข้มข้นก๊าซในถังย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนอาจจะถูก

ทำให้มีตัวเกินในปริมาณที่สำคัญเมื่อเทียบกับความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่น้ำออกและสมดุลของซีไอดีทั้งหมด ดังนั้นสมการการถ่ายเทก๊าซแบบพลวัตจะถูกใช้ในการอธิบายการถ่ายเทระหว่างสถานะของเหลวและก๊าซ สมการที่ใช้กันส่วนใหญ่ คือ Two-Film Theory ของ Whitman และการไหลของมวลในการถ่ายเทเป็นการรวมกันระหว่างแรงขับและสมการอัตราการถ่ายเท (ดังแสดงในสมการ 2.11)

$$\rho_{Ti} = k_{La}(S_{ligi} - K_{P,H,gas}) \quad (2.11)$$

โดยที่ k_{La} คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลทั้งหมดคูณกับพื้นที่ถ่ายเทจำเพาะ (d^{-1}) และ ρ_{Ti} คือ อัตราการถ่ายเทมวลจำเพาะของก๊าซ i ซึ่งแต่ละ ρ_{Ti} เป็นสมการอัตราจลนศาสตร์ที่เพิ่มเติมจากในตาราง 2.7 และ 2.8 และจะต้องปรับแก้ค่า K_H สำหรับ H_2 และ CH_4 โดยค่า 16 และ 64 ตามลำดับ เพื่อให้ได้อยู่บนพื้นฐานของซีไอดีเหมือนกับของ S_{H_2/CH_4} เมื่อเปรียบเทียบกับค่า K_H ซึ่งอยู่บนพื้นฐานของค่าโมลาร์

เพราะว่าการถ่ายเทของก๊าซทั้ง 3 ชนิด เป็นการควบคุมที่ฟิล์มของเหลว และการแพร่กระจาย (Diffusivity) คล้ายคลึงกัน ค่า k_{La} ของก๊าซทั้ง 3 ชนิด ก็ควรมีค่าที่ใกล้เคียงกัน ค่า k_{La} มีค่าเปลี่ยนแปลงอย่างมากขึ้นอยู่กับการผสม อุณหภูมิและลักษณะสมบัติของเหลว และเพื่อความง่ายจึงแนะนำให้ใช้ค่า k_{La} เดียวกันทั้ง 3 ชนิด ก๊าซ

ตารางที่ 2.13 ค่าพารามิเตอร์การถ่ายเทระหว่างของเหลว-ก๊าซ (Liquid-gas transfer parameter values)

Gas	$K_H(298 \text{ K})^1$ $M_{liq} \text{ bar}_{gas}^{-1}$	$\Delta H^0 (\text{J mole}^{-1})$	$\theta (= \Delta H^0 / (RT_1^2))$; $T_1 = 298 \text{ K}$	Diffusivity ² at 298 K $((\text{m}^2 \text{ s}^{-1}) \times 10^9)$
H_2	0.00078 ³	-4180	-0.00566	4.65
CH_4	0.0014 ³	-14,240	-0.01929	1.57
CO_2	0.035	-19,410	-0.02629	1.98

1. Lide (2001).

2. Pauss *et al.* (1990).

3. Multiply by a factor of 16 (H_2) and 64 (CH_4) to change K_H from $M \text{ bar}^{-1}$ to $\text{kgCOD m}^{-3} \text{ bar}^{-1}$

2.1.5.3 การเปลี่ยนแปลงของพารามิเตอร์ ทางกายภาพเคมีกับอุณหภูมิ

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิโดยพื้นฐานแล้ว จะมีอิทธิพลต่อระบบกายภาพเคมี ที่สำคัญเพราะว่ามี การเปลี่ยนแปลงค่าสัมประสิทธิ์ที่สมดุล โดยทั่วไปผลกระทบทั้งหมดที่มีต่อระบบเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ทางกายภาพเคมีจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ จะมีความสำคัญมากกว่าการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์ทางชีวเคมี สมการของ van't Hoff อธิบายถึงการเปลี่ยนแปลงของสัมประสิทธิ์ของ

สมดุลกับค่าอุณหภูมิ และใช้วิธีนี้ เพราะว่าเป็นหลักการพื้นฐาน ถ้า ΔH (ความร้อนของปฏิกิริยา) สมมติว่าไม่ขึ้นกับอุณหภูมิ สมการของ van't Hoff สามารถอินทิเกรตไปเป็นสมการ 2.12 โดยที่ ΔH° คือ ความร้อนของปฏิกิริยาที่สภาวะอุณหภูมิและแรงดันมาตรฐาน R คือ ค่าคงที่ของก๊าซ K_1 คือ ค่าสัมประสิทธิ์ของสมดุลที่อุณหภูมิ T_1 (K) และ K_2 คือ ค่าสัมประสิทธิ์ที่ไม่ทราบค่าที่อุณหภูมิ T_2 (K)

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H^\circ}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right] \quad (2.12)$$

R มีค่าเท่ากับ $8.324 \text{ J.mole}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ เพื่อให้เข้ากับหน่วย J.mole^{-1} และ K ถ้าหากสมมติให้ $T_1 \times T_2 \approx T_1^2$ และ θ แทน $(\Delta H^\circ / (RT_1^2))$ สมการ 2.12 จะลดรูปลงเป็นรูปแบบที่ใช้กันทั่วไป

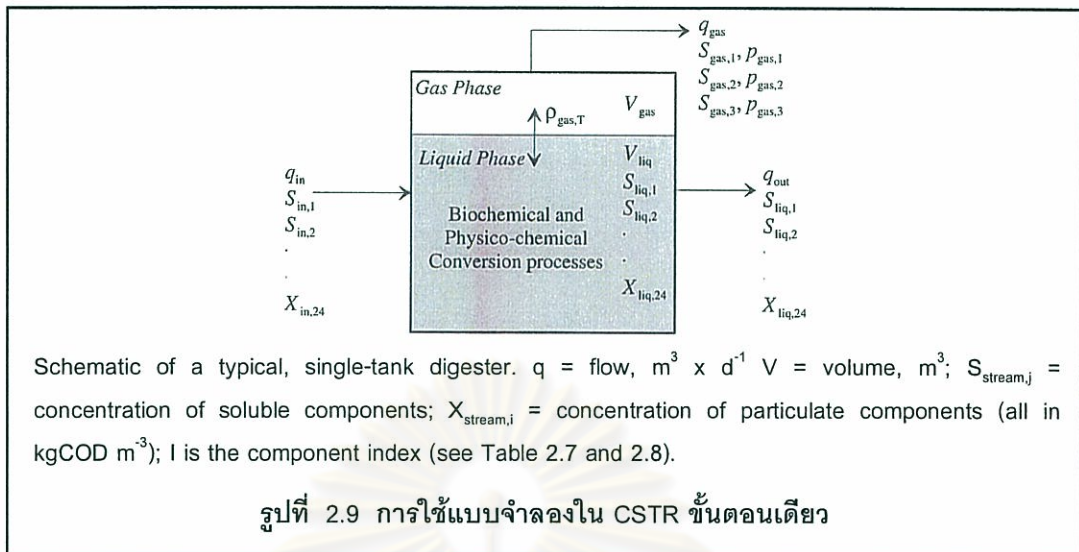
$$K_2 = K_1 e^{\theta(T_2 - T_1)} \quad (2.13)$$

ระหว่างอุณหภูมิ 273 K (0°C) และ 333 K (60°C) สมการ 2.12 มีประสิทธิผลสำหรับทุกสัมประสิทธิ์ของสมดุลในตาราง 2.12 และ 2.13 ยกเว้นกรดอินทรีย์ อย่างไรก็ตาม ค่า K_a สำหรับกรดอินทรีย์มีการเปลี่ยนแปลงน้อยในช่วงอุณหภูมินี้ และสามารถสมมติให้มีค่าคงที่ได้

2.1.6 การใช้งานแบบจำลองในถังกวนผสมสมบรูณ์แบบไหลต่อเนื่องขั้นตอนเดียว

ในส่วนนี้จะกล่าวถึงการใช้งานในถังกวนผสมสมบรูณ์แบบไหลต่อเนื่อง (CSTR) ถึงแม้ว่าสมการจะสามารถอธิบายการใช้งานในถังแบบทีละเท (Batch) หรือกึ่งทีละเท (Semi-Batch) การสร้างสมการขึ้นอยู่กับปฏิกิริยากรด-เบสจะถูกใช้ในรูปแบบของชุดสมการพีชคณิตแบบปริยาย หรือสมการเชิงอนุพันธ์และอัตราจลนศาสตร์เพิ่มเติม ในกรณีแรก การหาคำตอบต้องการสมการเชิงอนุพันธ์และสมการพีชคณิต (Differential and Algebraic Equation, DAE) ในกรณีที่สองต้องการเพียงสมการเชิงอนุพันธ์ (Differential Equation, DE) ในการหาคำตอบ

ในที่นี้จะกล่าวถึงการใช้งานในแบบสมการเชิงอนุพันธ์และสมการพีชคณิต (Differential and Algebraic Equation, DAE) ระบบที่แสดงจะเป็นระบบกวนผสมแบบสมบรูณ์และมีปริมาตรคงที่ (รูปที่ 2.9) เป็นแบบง่าย แต่จะมีข้อจำกัดในวิธีการจำลอง เวลาที่ที่ยาวนานที่พบในระบบฟิล์มชีวภาพและต้องการแบบจำลองทางศาสตร์ที่ต่างออกไปในการจำลองระบบที่ซับซ้อน เช่น การย่อยสลายสถานะของแข็ง



2.1.6.1 สมการสถานะของเหลว

ในแต่ละส่วนประกอบสถานะ (State Component) สมดุลมวลสามารถแสดงได้ดังนี้

$$\frac{dV S_{\text{liq},i}}{dt} = q_{\text{in}} S_{\text{in},i} - q_{\text{out}} S_{\text{liq},i} + V \sum_{j=1-19} \rho_j v_{i,j} \quad (2.14)$$

โดยที่ $\sum_{j=1-19} \rho_j v_{i,j}$ คือผลรวมของอัตราজননศาสตร์จำเพาะของกระบวนการ j คูณด้วย $V_{i,j}$

(ตาราง 2.7 และ 2.8) ถ้าสมมติว่าปริมาตรคงที่ ($q = q_{\text{in}} = q_{\text{out}}$) ดังนั้นสามารถแสดงอยู่ในรูปของ $S_{\text{liq},i}$ ดังสมการ 2.15 ถ้าปริมาณไม่คงที่เมื่อเทียบกับเวลา มันก็จะเป็นตัวแปรสถานะพลวัตตัวหนึ่ง

และกฎถูกใช้จะถูกใช้ในการแสดงสมการสถานะความเข้มข้นพลวัตใน $\frac{dS_{\text{liq},i}}{dt}$

$$\frac{dS_{\text{liq},i}}{dt} = \frac{q S_{\text{in},i}}{V_{\text{liq}}} - \frac{q S_{\text{liq},i}}{V_{\text{liq}}} + \sum_{j=1-19} \rho_j v_{i,j} \quad (2.15)$$

ถ้าเวลากักของสถานะความเข้มข้น (Concentration State) มีการเปลี่ยนแปลง ตัวอย่างเช่นของแข็งในปฏิกรณ์แบบฟิล์มชีวภาพ หรือถึงปฏิกรณ์ชนิดอัตราสูง (High-Rate) เวลากักสามารถทำให้ยาวขึ้น โดยการแทนที่ลงในเทอมที่สอง ซึ่งเป็นอัตราการไหลออกของมวล ดังแสดงในสมการ 2.16

$$\frac{dX_{\text{liq},i}}{dt} = \frac{q X_{\text{in},i}}{V_{\text{liq}}} - \frac{X_{\text{liq},i}}{t_{\text{res},X} + V_{\text{liq}}/q} + \sum_{j=1-19} \rho_j v_{i,j} \quad (2.16)$$

โดยที่ $t_{\text{res},X}$ คือ เวลากักของส่วนประกอบของแข็งที่มากกว่าเวลากักทางกลศาสตร์ เป็นการจำลองโดยแยกเวลากักของแข็งออกจากเวลากักทางกลศาสตร์ (ถ้า $t_{\text{res},X} = 0$ เวลากักของแข็งทั้งหมด (SRT) ก็คือ V_{liq}/q)

อัตราจลนศาสตร์การถ่ายเทของเหลว-ก๊าซ (Liquid Volume – Specific) สำหรับ S_{H_2} , S_{CH_4} และ S_{IC} (หรือ S_{CO_2}) จะเพิ่มเติมจากสมการอัตราในตาราง 2.7 และ 2.8

$$\rho_{T,H_2} = k_L a (S_{liq,H_2} - 16K_{H,H_2} P_{gas,H_2}) \quad (2.17a)$$

$$\rho_{T,CH_4} = k_L a (S_{liq,CH_4} - 64K_{H,CH_4} P_{gas,CH_4}) \quad (2.17b)$$

$$\rho_{T,IC} = k_L a (S_{liq,CO_2} - K_{H,CO_2} P_{gas,CO_2}) \quad (2.17c)$$

โดยที่ $\rho_{T,i}$ คือ อัตราการถ่ายเทของก๊าซ i และ S_{liq,CO_2} คือ สัดส่วนของอนินทรีย์คาร์บอนในรูป

2.1.6.2 สมการสถานะก๊าซ

สมการอัตราของสถานะก๊าซ มีความคล้ายคลึงกับสมการสถานะของเหลวมาก ยกเว้น จะไม่มีอัตราการไหลเข้า และมีเฉพาะส่วนประกอบสถานะพลวัต (Dynamic State Component) เท่านั้น สถานะพลวัตสามารถเป็นได้ทั้งความดัน (bar) หรือความเข้มข้น (M หรือ $kgCOD.m^{-3}$) ในที่นี้จะใช้ความเข้มข้นของก๊าซ จากการคำนวณความดันจากความเข้มข้น โดยกฎของก๊าซอุดมคติ $p = SRT$ โดยที่ S คือ ความเข้มข้นหน่วยเป็นโมลาร์ สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับสถานะก๊าซ โดยที่ปริมาตรของก๊าซคงที่สามารถแสดงได้ดังนี้ (จากสมการ 2.15)

$$\frac{dS_{gas,i}}{dt} = - \frac{S_{gas,i} q_{gas}}{V_{gas}} + \rho_{T,i} \frac{V_{liq}}{V_{gas}} \quad (2.18)$$

เทอม V_{liq}/V_{gas} ต้องมีเนื่องจากอัตราจลนศาสตร์ของการถ่ายเทก๊าซเป็นแบบปริมาตรของเหลวจำเพาะ (Liquid Volume-Specific) ความดันของส่วนประกอบก๊าซแต่ละชนิด สามารถคำนวณโดยใช้กฎของก๊าซอุดมคติ สำหรับทั้ง 3 ชนิด (หน่วยของความดันเป็นบาร์ และค่าส่วนที่เป็นตัวหาร คือ ค่าสมมูลซีโอดี (COD Equivalent) ของก๊าซ)

$$P_{gas,H_2} = S_{gas,H_2} RT/16 \quad (2.19a)$$

$$P_{gas,CH_4} = S_{gas,CH_4} RT/64 \quad (2.19b)$$

$$P_{gas,CO_2} = S_{gas,CO_2} RT \quad (2.19c)$$

ส่วนบนสุดของถังปฏิกรณ์สามารถสมมติว่าอิ่มตัวด้วยไอน้ำ ผลของอุณหภูมิที่มีต่อความดันไอจะใช้สมการ 2.12 ถ้าแทนค่าความดันไอที่ 298 K เท่ากับ 0.0313 bar และ ΔH_{VAP}° เท่ากับ 43,980 $J.mole^{-1}$ ลงในสมการ 2.12 จะได้สมการ 2.20

$$P_{gas,H_2O} = 0.0313 \exp \left[5290 \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T} \right) \right] \quad (3.20)$$

โดยที่ T คือ อุณหภูมิ (K) การคำนวณอัตราการไหลของก๊าซทำได้โดยถือว่าเท่ากับการถ่ายเทก๊าซทั้งหมด และปรับแก้ค่าของความดันไอน้ำ (สมการ 2.21)

$$q_{\text{gas}} = \frac{RT}{P_{\text{gas}} - P_{\text{gas,H}_2\text{O}}} V_{\text{liq}} \left(\frac{P_{\text{T,H}_2}}{16} + \frac{P_{\text{T,CH}_4}}{64} + P_{\text{T,CO}_2} \right) \quad (2.21)$$

โดยที่ P_{gas} คือ ความดันทั้งหมดที่ส่วนบนของถังปฏิกรณ์ (ปกติ 1.013 bar) ถ้าแรงดันมีการเปลี่ยนแปลงหรือมีกระบวนการของก๊าซที่ทางออก อัตราไหลของก๊าซจะสามารถคำนวณโดยใช้ความดันของสถานะก๊าซที่คำนวณจากแรงดันย่อย (สมการ 2.22) และคำนวณอัตราไหลก๊าซจากสมการ 2.23

$$P_{\text{gas}} = P_{\text{gas,H}_2} + P_{\text{gas,CH}_4} + P_{\text{gas,CO}_2} + P_{\text{gas,H}_2\text{O}} \quad (2.22)$$

$$q_{\text{gas}} = k_p (P_{\text{gas}} - P_{\text{atm}}) \quad (2.23)$$

โดยที่ k_p คือ ค่าสัมประสิทธิ์ความต้านทานของท่อ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$) และ P_{atm} คือ แรงดันภายนอก (บรรยากาศ)

2.1.7 กระบวนการและกลไกที่ไม่รวมในแบบจำลองและข้อจำกัดของ ADM1

2.1.7.1 ผลิตภัณฑ์อื่นๆ จากการสร้างกรดจากน้ำตาล

การหมัก (Fermentation) น้ำตาลจะได้ผลิตภัณฑ์อื่นอีกมากมายนอกเหนือจากกรดอินทรีย์ ผลิตภัณฑ์ที่สำคัญที่สุด (ในการย่อยแบบไร้ออกซิเจน) ก็คือ แล็กเทต และเอทานอล แล็กเทตเป็นสารมัธยันตร์ที่สำคัญ และมีหลักฐานแสดงว่าเกือบหรือทั้งหมดของโมโนแซ็คคาไรด์ น่าจะย่อยสลายผ่านทางแล็กเทต อย่างไรก็ตามเนื่องจากแล็กเทตจะถูกย่อยสลายต่อไปอย่างรวดเร็ว ดังนั้นจะเริ่มพบแล็กเทตในระหว่างสภาวะมากเกินไปชั่วขณะ (Transient Overload) หรือพบในถังปฏิกรณ์สร้างกรด ในระหว่างที่ความเข้มข้นสูงมากเกินไป (Overload) แล็กเทตจะเพิ่มขึ้นจากที่ไม่มีความสำคัญกลายเป็นกรดอินทรีย์ที่สำคัญที่สุด (ในเทอมของ COD) ส่วนเอทานอลจะถูกสร้างมาแทนอะซิเตตในสภาวะที่ค่า pH ต่ำ ($\text{pH} < 5.0$)

แล็กเทตมีค่าสโตอิคิโอเมตริกเดียวกับกลูโคส ดังนั้น ค่าสโตอิคิโอเมตริกของปฏิกิริยาทางชีวภาพ จะไม่มีผลกระทบจากการไม่รวมแล็กเทตใน ADM1 อย่างไรก็ตาม กรดแล็กติกมีค่า pK_a ต่ำ (3.08) เมื่อเทียบกับชนิดอื่น ซึ่งจะมีผลอย่างมากกับค่า pH โดยที่ ADM1 จะทำนายการลดลงชั่วขณะของ pH ต่ำกว่าปกติ (ทำนายค่า pH สูงกว่าปกติในระหว่างการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว) ผลกระทบนี้จะมีมากกว่าเมื่อมีการเพิ่มทางชลศาสตร์ (Hydraulic Increase) เมื่อเทียบกับค่าความเข้มข้นเพิ่มขึ้น (Concentration Increase) การไม่มีเอทานอลเป็นสารมัธยันตร์ (สารระหว่างกลาง) จะเป็นสาเหตุให้ทำนายกรดอินทรีย์ที่เกิดขึ้นในระหว่างปฏิกิริยาและค่า pH ที่ระดับ pH ต่ำในถังสร้างกรดไม่ถูกต้อง ในถังสร้างมีเทนและ

ระบบที่รับภาระต่ำ จะไม่มีผลกระทบจากการตัดแลกเทตหรือเอทานอลออกจากแบบจำลองเนื่องจาก แลกเทตและเอทานอลสามารถย่อยสลายเป็นกรดอินทรีย์ผสมและอะซิเตตตามลำดับได้ง่าย การที่มีค่าความเข้มข้นต่ำเมื่อเทียบกับสารระหว่างกลางชนิดอื่นในระบบไร้ออกซิเจนเกือบทั้งหมด จึงเป็นเหตุผลหลักในการที่ไม่รวมเข้าไว้ใน ADM1 โดยทั่วไปแลกเทตและเอทานอลต้องถูกรวมเข้าในแบบจำลองเมื่อเป็นระบบที่สร้างกรดจากกลูโคสที่มีภาระสูง (Highly Loaded Acidogenic Glucose-Fed System) เป็นระบบที่มีสภาวะความเข้มข้นเปลี่ยนแปลงชั่วคราว (Transient Concentration) และสภาวะทางชลศาสตร์ (Hydraulic Condition) เปลี่ยนแปลง (แลกเทต) หรือเมื่อทำงานที่ค่า pH ต่ำ หรือตั้งใจที่จะผลิตเอทานอล

การรวมแลกเทตในแบบจำลองวิธีที่ง่ายที่สุดโดยสมมติให้กลูโคสย่อยสลายผ่านแลกเทต และย่อยสลายต่อเป็นกรดอินทรีย์ผสม โดยแบคทีเรียย่อยสลายกลูโคสหรือโดยกลุ่มที่กำหนดเฉพาะการรวมเอทานอลในแบบจำลองจำเป็นจะต้องมีการบอกถึงผลของ pH ที่มีต่อการเกิดผลิตภัณฑ์ (Product Yield) ของผลิตภัณฑ์ชนิดต่างๆ

2.1.7.2 การรีดิวซ์ซัลเฟตและการยับยั้งจากซัลไฟด์ (Sulfate Reduction and Sulfide Inhibition)

เมื่อการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนมีสารประกอบซัลเฟตที่อยู่ในรูปออกซิไดส์อยู่ ซัลเฟตที่อยู่ในรูปออกซิไดส์จะถูกรีดิวซ์ไปเป็น S^{2-} เพราะว่าซัลเฟตที่อยู่ในรูปออกซิไดส์จะมีความเป็นไปได้ทางเทอร์โมไดนามิกส์ และจลนศาสตร์ที่จะถูกรีดิวซ์มากกว่า H^+ (ไปเป็น H_2) หรือ CO_2 (ไปเป็นฟอर्मेट) จุลชีพที่รีดิวซ์สารประกอบซัลเฟตสามารถได้รับอิเล็กตรอนโดยตรงจากการออกซิไดส์กรดอินทรีย์ หรือ H_2 นอกจากนี้กรดอินทรีย์ยังถูกใช้เป็นแหล่งคาร์บอน และจากผลดังกล่าวจุลชีพที่รีดิวซ์สารประกอบซัลเฟตสามารถแข่งขันได้เหนือกว่ากลุ่มอื่นในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน คือ

- (1) แย่งไฮโดรเจนกับจุลชีพที่ใช้ไฮโดรเจน (Hydrogenotrophic) ที่ระดับความเข้มข้น SO_x ที่เข้าต่ำ
- (2) แย่งอิเล็กตรอนและคาร์บอนกับพวกสร้างอะซิเตต (Acetogenic) และพวกสร้างมีเทนจากอะซิเตต (Aceticlastic) ที่ระดับความเข้มข้น SO_x ที่เข้าปานกลาง

ผลกระทบที่มีต่อระบบไร้ออกซิเจนที่ซับซ้อนมากขึ้นไปอีก คือ ผลิตภัณฑ์ที่อยู่ในรูปรีดิวซ์คือซัลไฟด์ จะทำให้เกิดการยับยั้งที่ 0.003-0.006 M (Total S) ซึ่งรูปที่ยังไม่แตกตัว (H_2S) จะเป็นตัวที่ทำให้เกิดการยับยั้งที่ระดับ 0.002-0.003 M (H_2S) จุลชีพที่ใช้ไฮโดรเจน (Hydrogenotrophic) จุลชีพสร้างอะซิเตต (Acetogenic) และจุลชีพสร้างมีเทนจากอะซิเตต (Aceticlastic) จะได้รับผลกระทบทั้งหมดและกลุ่มอื่น รวมทั้งจุลชีพที่รีดิวซ์ซัลเฟต (ยกเว้นพวกที่สร้างกรด) จะถูกยับยั้งโดยซัลไฟด์ ซัลไฟด์จะมีระบบกรด-เบสคล้ายกับระบบคาร์บอนอนินทรีย์ โดยมี S^{2-} , HS^- และ H_2S เป็นส่วนประกอบ H_2S มีส่วนที่เป็นสถานะก๊าซด้วย โดยมีค่าความสามารถในการละลายน้ำสูง (0.01 M bar^{-1}) เมื่อเทียบกับ

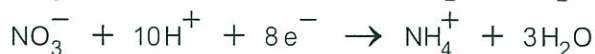
ก๊าซอื่น สัมประสิทธิ์การละลาย (Solubility) และสัมประสิทธิ์ความเป็นกรดจะขึ้นกับอุณหภูมิเป็นอย่างมาก ซึ่งสามารถอธิบายได้โดยใช้สมการของ VAN'T HOFF

กระบวนการแอนแอโรบิกทั้งหมดที่จำลองด้วย ADM1 ทั้งทางชีวภาพและกายภาพเคมี ยกเว้นการแตกออก (Disintegration) และการไฮโดรไลซิส จะได้รับผลกระทบจากการแย่งสารอาหาร การยับยั้งจาก H_2S หรือปฏิกิริยากรด-เบส และการถ่ายเทระหว่างก๊าซ-ของเหลว ของ H_2S จากการที่มีความซับซ้อนมากจึงไม่รวมการรีดิวซ์ซัลเฟตไว้ใน ADM1 ดังนั้น ADM1 จะไม่สามารถจำลองระบบ ที่มีซัลเฟตเข้าที่ความเข้มข้นต่ำและปานกลาง (> 0.002 M ของ SO_x เข้า) วิธีง่ายที่สุดในการปรับปรุงแบบจำลองเพื่อรวมการรีดิวซ์ซัลเฟตที่ความเข้มข้นต่ำ ทำได้โดยรวมกลุ่มจุลชีพพิเศษ ซึ่งใช้ย่อยสลายซัลเฟตในรูปแบบออกซิไดส์ไปเป็นซัลเฟตในรูปแบบรีดิวซ์ โดยใช้แหล่งอิเล็กตรอนและไฮโดรเจนจากไฮโดรเจน และแหล่งคาร์บอนสำหรับการเจริญเติบโตจาก CO_2 คู่กรด-เบส HS^-/H_2S จะถูกรวมไว้เพื่อคิดการถ่ายเทของ H_2S ไปยังสถานะก๊าซ แต่โดยทั่วไปแล้วต้องการแบบจำลองที่ซับซ้อนมากกว่านี้ โดยมีกลุ่มจุลชีพที่รีดิวซ์ซัลเฟตกลุ่มต่างๆ ซึ่งจะแข่งขันแย่งสารอาหาร ซึ่งก็คือกรดอินทรีย์กับกลุ่มจุลชีพอื่น

2.1.7.3 การรีดิวซ์ไนเตรต (Nitrate Reduction)

การรีดิวซ์ไนเตรตแบบ Dissimilation เป็นรูปแบบการหายใจแบบไร้ออกซิเจน โดยเป็นการรีดิวซ์ไนเตรตไปเป็นไนโตรเจนออกไซด์ เช่น NO_2^- , NO และไปเป็น N_2 เพราะว่าผลที่ได้เป็น N_2 ซึ่งเป็นก๊าซทำให้เกิดการลดลงของความเข้มข้นไนโตรเจนในของเหลว กระบวนการนี้จึงเรียกว่า Denitrification มี Facultative Prokaryotes มากมายหลายชนิดที่สามารถทำให้เกิดการรีดิวซ์ไนเตรตแบบ Dissimilation โดยที่เกือบทั้งหมดเป็น Proteobacteria มี Obligate Anaerobic, Facultative Anaerobic และ Microaerophilic Bacteria จำนวนมาก สามารถรีดิวซ์ไนเตรตไปเป็น NH_4^+ ในสภาวะแวดล้อมที่มีคาร์บอนสูง ตัวรับอิเล็กตรอนต่ำ Organotrophic Denitrifier สามารถใช้สารอินทรีย์ธรรมชาติได้อย่างหลากหลายเพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนและแหล่งอิเล็กตรอน และพบว่าสามารถย่อยสลายสารประกอบ Anthropogenic Compound (เช่น ฟีนอลและเบนโซเอต) ได้หลายชนิด ยิ่งไปกว่านั้น Denitrifying Bacteria หลายชนิดสามารถโตโดยการหมัก แม้ว่าจะมีความสำคัญน้อยมากสำหรับระบบบำบัด แต่ก็ยังมี Lithotrophic Denitrifier ซึ่งสามารถใช้ N_2 , S^0 และ H_2S เป็นตัวให้อิเล็กตรอน และมี Phototrophic Denitrifier อยู่ในระบบด้วย ในระบบแอนอ็อกซิก การเกิด Anaerobic Ammonia Oxidation (Anammox) ซึ่ง NO_2^- จะถูกรีดิวซ์ไปเป็น N_2 โดยใช้ NH_4^+ เป็นตัวให้อิเล็กตรอน จะเกิดโดยพวก Autotrophic ในระบบที่เกิดการหมัก และสร้างมีเทนของสารอินทรีย์ การรีดิวซ์ไนเตรตมีผลกระทบดังนี้

(1) เป็นช่องทางที่ให้อิเล็กตรอนสมมูล (Electron Equivalent, eeq) หนึ่งจากการสร้างมีเทนเป็นผลให้เกิดการลดลงของการผลิตก๊าซมีเทนโดยรวม (การรีดิวซ์ 1 โมล NO_3^- ไปเป็น N_2 ต้องการ 5 eeq แต่ถ้าไปเป็น NH_4^+ ต้องการ 8 eeq)



(2) ส่วนประกอบของมีเทนในก๊าซชีวภาพลดลง ซึ่งเป็นผลจากการผลิต N_2 และผลิต CO_2 มากขึ้น (เป็นผลจากการออกซิไดส์ตัวให้อิเลคตรอนและการเกิด Denitrification) และการผลิตความเป็นต่าง และ/หรือ NH_4^+

(3) แข่งขันกับจุลชีพกลุ่มอื่นที่ใช้สารอาหารเดียวกัน เช่น Denitrifier แย่งอาหารกับพวกสร้างมีเทนทั้งอะซิเตตและไฮโดรเจน

(4) การยับยั้งของพวกที่สร้างมีเทนโดยไนโตรเจนออกไซด์ เช่น NO_3^- , NO_2^- และ N_2O

โดยรวมของระบบการสร้างมีเทน การรีดิวส์ไนเตรตมีผลกระทบต่อคาร์บอนและอิเลคตรอน การแข่งขันของจุลชีพและการยับยั้ง และส่วนประกอบของก๊าซปฏิสัมพันธ์ภายในมีความซับซ้อนอย่างมากในการรวมไว้ใน ADM การรวมการรีดิวส์ไนเตรตไว้ในแบบจำลองต้องมีการเพิ่มกลุ่มของจุลชีพ (Denitrifier) พร้อมด้วยค่าพารามิเตอร์ทางจลนศาสตร์สำหรับการใช้สารอาหาร (ทั้งสารอินทรีย์และไนเตรต) ฟังก์ชันในการแบ่งสารอาหารที่ย่อยสลายได้ทั้งหมด ระหว่างจุลชีพในการหมัก / จุลชีพสร้างมีเทน และจุลชีพพวก Denitrifying รวมทั้งฟังก์ชันการยับยั้งและอื่นๆ

2.1.7.4 การยับยั้งจากกรดอ่อนและเบสอ่อน (Weak Acid and Base Inhibition)

การยับยั้งจากกรดและเบสอิสระเป็นการทำลายสภาวะ Homeostasis ของเซลล์โดยการเปลี่ยนแปลงค่า pH ภายในเซลล์จากการถ่ายเทแบบ Passive ของกรดหรือเบสอิสระผ่านเซลล์เมมเบรน และแตกตัวในเวลาต่อมา เพราะว่าปริมาณของกรดหรือเบสอิสระจะขึ้นอยู่กับค่า pH เป็นอย่างมาก ดังนั้นการยับยั้งก็จะขึ้นกับค่า pH ด้วย และในฟังก์ชันอย่างง่ายของการยับยั้งจาก pH จะรวมเอาผลกระทบโดยรวมของการยับยั้งจากกรดหรือเบสอิสระเอาไว้ด้วย การยับยั้งจากกรดหรือเบสอิสระมีความสำคัญเป็นพิเศษกับจุลชีพที่ใช้ปฏิกิริยาเปลี่ยนสารอาหารไปเป็นผลิตภัณฑ์ ซึ่งมีพลังงานที่ได้ต่ำ หรือใช้ Proton Motive Force ดังเช่น จุลชีพที่ออกซิไดส์ โพรไพโอเนต และจุลชีพออกซิไดส์บิวไทเรต/วาเลอเรต จุลชีพที่ใช้ไฮโดรเจน และจุลชีพที่ใช้อะซิเตตในการสร้างมีเทน

สารประกอบเหล่านี้เป็นสารประกอบที่สำคัญทำให้เกิดการยับยั้งจากกรดหรือเบสอิสระ (ค่า pK_a ทั้งหมดที่อุณหภูมิ 298 K)

(1) กรดอินทรีย์อิสระ (HAc, HPr, Hbu, HVa) เป็นสารหลักที่เกิดก่อนการสร้างมีเทน มีค่า pK_a ระหว่าง 4.7-4.9 ส่วนใหญ่จะรวมในแบบจำลองในรูปของการยับยั้งจากกรดอะซิติก

(2) แอมโมเนียอิสระ (NH_3) เบสอิสระหลักในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน มีค่า pK_a 9.25 ฟังก์ชันการยับยั้ง รวมไว้ใน ADM1 สำหรับจุลชีพที่ใช้อะซิเตต (Acetate Utiliser)

(3) ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H_2S) รูปอิสระของ H_2S จะเกิดการยับยั้งมากที่สุดเมื่อเทียบกับรูปอื่น เช่น HS^- หรือ S^{2-} มีค่า pK_a เท่ากับ 7.05 ซึ่งแสดงให้เห็นว่าเป็น Free Acid Buffer มากกว่าทำลายสภาวะ Homeostasis ในกรณีนี้กลไกการเกิดการยับยั้งจะแตกต่างออกไป

ดังนั้นกรดอิสระ (กรดอินทรีย์ที่ไม่แตกตัว, H_2S) ทำให้เกิดการยับยั้งที่ค่า pH ต่ำ และเบสอิสระ (NH_3) จะเกิดการยับยั้งที่ค่า pH สูง จุดชีพที่ได้รับผลกระทบที่สุดจากการยับยั้งจากกรดและเบสอิสระคือ (ตามลำดับของผลกระทบ) พวกสร้างมีเทนจากอะซิเตต พวกที่สร้างมีเทนจากไฮโดรเจนและพวกที่สร้าง อะซิเตต ซึ่งสองชนิดหลังจะเป็นแบบอยู่ร่วมกัน (Syntrophic) และถ้าการทำงานของพวกที่สร้างมีเทนจากไฮโดรเจนลดลงก็จะทำให้การทำงานของจุลชีพที่ออกซิไดส์กรดอินทรีย์ลดลงด้วย เนื่องมาจากการสะสมของไฮโดรเจนและฟอร์มเมต

ใน ADM1 ผลกระทบจากการยับยั้งของกรดอินทรีย์อิสระจะถูกรวมไว้โดยปริยายในฟังก์ชันอย่างง่ายของ pH ในขณะที่การยับยั้งจากแอมโมเนียอิสระจะเป็นแบบรวมไว้โดยปริยายในฟังก์ชันอย่างง่ายของการยับยั้งจาก pH ที่ระบุค่าสูงสุดและต่ำสุด หรือรวมไว้โดยตรงในฟังก์ชันการยับยั้งของแอมโมเนียอิสระ การยับยั้งจาก H_2S ไม่ได้รวมไว้ เนื่องจากการรีดิวซ์ซัลเฟตไม่ได้ถูกรวมไว้ใน ADM1 การยับยั้งจากกรดอิสระไม่ถูกรวมไว้ใน ADM1 เพราะว่าการยับยั้งจากกรดอิสระจะถูกรวมไว้โดยปริยายในรูปแบบการยับยั้งอื่นอยู่แล้ว อย่างไรก็ตามจากการที่การยับยั้งขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของกรด และ pH ดังนั้นจึงสมควรที่จะรวมการยับยั้งจากกรดอินทรีย์อิสระไว้ในแบบจำลอง เมื่อความเข้มข้นของกรดอินทรีย์อิสระ และ pH มีค่าผันผวนและเพราะว่าการยับยั้งจะเกิดจากการทำลายของสภาวะ Homeostasis มากกว่าการลดลงของการทำงานหรือการเพิ่มเซลล์ที่ตาย ฟังก์ชันที่เหมาะสมที่สุดคือการยับยั้งผ่านทางารลดลงของยิลด์ มากกว่าใช้การลดลงของอัตราการใช้อาหาร โดยการยับยั้งแบบไม่แข่งขัน (Non-Competitive Inhibition)

2.1.7.5 การยับยั้งจาก LCFA (LCFA Inhibition)

ส่วนประกอบที่เป็นไขมัน (Lipid) เป็นหนึ่งในกลุ่มหลักของสารอินทรีย์ที่พบในน้ำเสียจากบ้านเรือน ของเสียอินทรีย์จากบ้านพักอาศัย ของเสียจากกิจกรรมและอุตสาหกรรม น้ำเสียอุตสาหกรรมบางประเภท เช่น จากโรงฆ่าสัตว์ โรงผลิตน้ำมันจะมีส่วนประกอบของไขมันสูง Triacylglycerol เป็นไขมันที่พบมากที่สุด และเป็นส่วนประกอบที่สำคัญที่สะสมอยู่ในเซลล์พืชและสัตว์

ใน ADM1 จะใช้ Triacylglycerol เป็นตัวแทนของไขมันในระหว่างการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนในขั้นแรกไขมันจะถูกไฮโดรไลสไปเป็นกลีเซอรอล และกรดไขมันชนิดยาว (LCFA) ขั้นตอนนี้จะถูกเร่งปฏิกิริยาโดยเอนไซม์ภายนอกเซลล์ชื่อไลเปส (Lipase) การไฮโดรไลซิสไขมันจะเป็นไปอย่างรวดเร็วเมื่อเทียบกับขั้นตอนที่ตามมาภายหลัง LCFA ที่ได้จะถูกย่อยสลายกลายเป็นอะซิเตตและไฮโดรเจน โดยการ Activation และเบตาออกซิเดชัน (β -Oxidation) เบตาออกซิเดชันของ LCFA สามารถเกิดขึ้นทั้งสภาวะเมโซฟิลิกและเทอร์โมฟิลิก

LCFA สามารถทำให้เกิดการยับยั้งได้ที่มีความเข้มข้นต่ำ ในจุลชีพที่ใช้เบตาออกซิเดชัน กรดไขมันโมเลกุลยาว LCFA จะถูกลดหรือทำให้พิษหมดไป โดยการ Activation กับ Acyl-CoA ไปเป็น LCFA-CoA

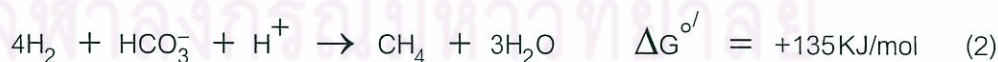
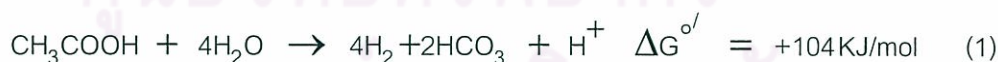
LCFA ที่อยู่ในรูปไม่แตกตัวจะทำให้เกิดการยับยั้ง ซึ่งเป็นผลมาจากการที่ LCFA เกาะติดอยู่ที่ผิวเซลล์ ดังนั้นปัจจัยเช่น อัตราส่วนพื้นที่ผิวเซลล์ต่อ LCFA และ pH จะมีผลต่อการยับยั้ง โดยทั่วไปการยับยั้งอย่างรุนแรงจะเป็นแบบย้อนกลับไม่ได้ (เช่นสารพิษ) ซึ่งการฟื้นฟูสภาพไม่อาจทำได้โดยการลดความเข้มข้น LCFA ที่ทางเข้า จุลชีพที่ถูกยับยั้งมากที่สุดน่าจะเป็นพวกที่สร้างมีเทนจากอะซิเตต (Aceticlastic Methanogen) แต่จุลชีพทุกชนิดจะได้รับผลกระทบจากการยับยั้งในระดับต่างกัน

LCFA ทำให้กระบวนการมีความซับซ้อนจากการยับยั้ง การปรับตัวให้เหมาะสมจะทำให้ระบบสามารถย่อยสลายน้ำเสียที่มีไขมันอยู่สูงได้ทันที เพราะว่ามีกร่อยสลาย LCFA ที่มีประสิทธิภาพสามารถกำจัด LCFA ได้เร็วเท่ากับที่ถูกปล่อยออกจากการไฮโดรไลซิสไขมัน อย่างไรก็ตามเพื่อป้องกันการเกิดการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็วของความเข้มข้น LCFA จึงต้องค่อยๆ ปรับความคุ้นเคย (Acclimation) ที่ละน้อย

การยับยั้งจาก LCFA จะมีผลกระทบอย่างมากต่อการทำงานของกระบวนการที่รับน้ำเสียที่มีไขมันสูงและ ADM1 ไม่สามารถอธิบายพฤติกรรมของถังปฏิกรณ์ภายใต้สภาวะความเข้มข้น LCFA สูงชั่วขณะ (Transient) โดยเฉพาะถ้าเกิดสภาวะสารพิษมีมากเกินไป (Toxic Overload) การยับยั้งจาก LCFA ไม่ถูกรวมไว้ใน ADM1 เพราะความซับซ้อนจากการยับยั้งและพบไม่บ่อย

2.1.7.6 อะซิเตต ออกซิเดชัน (Acetate Oxidation)

การออกซิไดส์อะซิเตตเป็นขั้นตอนแรกในปฏิกิริยาสองขั้นตอน โดยที่ขั้นแรกอะซิเตตจะถูกออกซิไดส์ไปเป็น H_2/CO_2 (ดังสมการ (1)) หลังจากนั้นจะเปลี่ยนไปเป็น CH_4 (ดังสมการ (2)) ปฏิกิริยานี้กระทำโดย แบคทีเรียที่ออกซิไดส์อะซิเตต (Acetate-Oxidizing Bacteria) และทำงานร่วมกันกับพวกที่สร้างมีเทนโดยใช้ไฮโดรเจน (Hydrogenotrophic Methanogen)



ปฏิกิริยาอะซิเตตออกซิเดชันมีค่าพลังงานอิสระสูง ($\Delta G^{\circ} = +104 \text{ KJ/mol}$) แสดงให้เห็นว่าเมื่อดูโดยรวมของกระบวนการย่อยสลาย ปฏิกิริยาอะซิเตตออกซิเดชันไม่มีความสำคัญมากนักเมื่อเทียบกับการสร้างมีเทนจากอะซิเตต (Aceticlastic Methanogenesis) ภายใต้สภาวะที่มีความเครียด (Stress) เฉพาะหรือสภาวะที่จะเกิดอะซิเตตออกซิเดชันมากกว่าการกำจัดอะซิเตตรูปแบบอื่น เช่น ที่อุณหภูมิสูง ความสำคัญของการเกิดอะซิเตตออกซิเดชันจะเพิ่มขึ้นอย่างมาก อะซิเตตออกซิเดชันอาจเพิ่มให้ถึง 14% ของการสร้างมีเทน จากอะซิเตตทั้งหมดในถังย่อยสลายแบบเทอร์โมฟิลิก (60°C)

ที่อุณหภูมิระหว่าง 50°C และ 65°C วิธีของการย่อยสลายอะซิเตตที่จะเกิดขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของอะซิเตตเป็นอย่างมาก ที่ความเข้มข้นอะซิเตตต่ำ วิธีของอะซิเตตออกซิเดชันจะมีความสำคัญ ขณะที่เมื่อความเข้มข้นอะซิเตตสูง ปฏิกริยา Aceticlastic จะเป็นวิธีที่เกิดขึ้นง่ายกว่า ที่อุณหภูมิสูงกว่า 65°C อะซิเตตออกซิเดชันจะเป็นวิธีที่สำคัญจากการที่อุณหภูมิอยู่สูงกว่า ช่วงอุณหภูมิของพวกสร้างมีเทนจากอะซิเตต

ใน ADM1 อะซิเตตส่วนใหญ่จะถูกย่อยสลายโดยปฏิกริยา Aceticlastic แต่กระนั้นในกรณีที่กระบวนการที่อุณหภูมิสูงกว่าช่วงเทอร์โมฟิลิก ($T > 65^{\circ}\text{C}$) หรือช่วงเทอร์โมฟิลิก ($45^{\circ}\text{C} < T < 65^{\circ}\text{C}$) ที่มีความเข้มข้นอะซิเตตต่ำ จะต้องรวมวิธีของอะซิเตตออกซิเดชันเข้าไว้ด้วย จะรวมอะซิเตตออกซิเดชัน (ดูสมการ (1)) ไว้ใน ADM1 โดยแยกเป็นกระบวนการต่างหาก โดยที่จุลชีพที่สร้างมีเทนโดยใช้ไฮโดรเจนถูกรวมไว้ในแบบจำลองอยู่แล้ว อย่างไรก็ตามค่าพารามิเตอร์ทางจลนศาสตร์ที่มีอยู่โดยทั่วไปจะสำหรับ Acetate Oxidizing Co-Culture (Homoacetogenic Bacteria และ Hydrogenotrophic Methanogen) ซึ่งหมายความว่า จะต้องมีการประมาณค่าพารามิเตอร์ หากสองกระบวนการถูกแยกกัน แบบจำลองที่รวมอะซิเตตออกซิเดชันจะขึ้นกับแหล่งที่รับอิเล็กตรอนด้วย ตัวรับอิเล็กตรอนตัวสุดท้ายคือไฮโดรเจนและฟอร์มเมต ยกเว้นเมื่อมีซัลเฟตระบบจะซับซ้อนมากขึ้น เมื่อซัลเฟตเป็นตัวรับอิเล็กตรอนสุดท้ายไฮโดรเจนที่ผลิตจะสามารถถูกใช้โดย แบคทีเรียที่รีดิวซ์ซัลเฟต (Sulfate-Reducing Bacteria) ซึ่งสามารถใช้ H_2 ได้ดีกว่าพวกที่สร้างมีเทน ใน ADM1 ไม่ได้รวมซัลเฟตรีดักชันไว้ในแบบจำลอง และการจำลองการย่อยสลายน้ำเสียที่มีซัลเฟตที่สภาวะเทอร์โมฟิลิกต้องการการแก้ไขแบบจำลองมาก

2.1.7.7 ไฮโมอะซิโตเจเนซิส (Homoacetogenesis)

ลักษณะเฉพาะของคุณสมบัติของ Homoacetogenic แบคทีเรีย คือ สามารถใช้และรีดิวส์คาร์บอนไดออกไซด์ ด้วยโมเลกุลของไฮโดรเจนผ่านทางกรเกิด Carbon Monoxide dehydrogenase ไปเป็นผลิตภัณฑ์สุดท้าย คือ อะซิเตต การเจริญเติบโตด้วย H_2 และ CO_2 ที่เป็นไปตามสมการ $4\text{H}_2 + 2\text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \Delta G^\circ = -95\text{KJ}$ เกือบทั้งหมดจะเป็น Homoacetogen พวก Homoacetogen เป็นหนึ่งในพวกที่มีความหลากหลายที่สุด ทาง Physiological ในบรรดาแบคทีเรียที่ไม่ใช้ออกซิเจน พวก Homoacetogen สามารถใช้และเปลี่ยนสารประกอบ C1 และสามารถทำการออกซิไดซ์ (ไม่สมบูรณ์) ผลิตภัณฑ์การหมักที่ถูกรีดิวซ์ซึ่งปล่อยมาจากแบคทีเรียที่ทำการหมักชนิดอื่น Homoacetogen สามารถใช้สารอาหารได้หลายชนิด โดยใช้เป็นลำดับหรือใช้พร้อมๆ กัน และยังเป็นส่วนที่ทำให้เกิดการเชื่อมต่อของพลังงานจาก H_2 ไปยังพวก Heterotrophic Methanogen ผ่านทางอะซิเตต

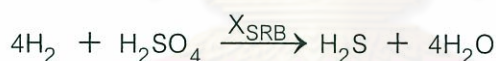
ที่สภาวะเมโซฟิลิก Homoacetogen จะมีระดับ H_2 Threshold (520-950 PPM) สูงกว่าพวกรีดิวซ์ซัลเฟตและพวกสร้างมีเทนมาก ดังนั้นจะถูกพิจารณาว่าไม่มีความสำคัญในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน อย่างไรก็ตามที่อุณหภูมิต่ำกว่า 20°C Homoacetogen จะเป็นส่วนที่สำคัญในการออกซิเดชันไฮโดรเจนเนื่องจากที่อุณหภูมิต่ำพวกจุลชีพสร้างมีเทนจะมีความทำงานต่ำ เมื่อเทียบกับพวกอื่น Homoacetogen

เป็นแบคทีเรียที่มีอัตราการเจริญเติบโตรวดเร็ว การรวมประชากรของ Homoacetogen เข้าไว้ใน ADM1 ต้องการรายละเอียดแสดงการแข่งขันสำหรับ H₂ และ CO₂ ระหว่างพวกที่สร้างมีเทนโดยใช้ไฮโดรเจน (Hydrogenotrophic Methanogenic) กับพวกจุลชีพ Homoacetogenic และเพราะว่าพวก Homoacetogenic แบคทีเรียสามารถทำการออกซิเดชันผลิตภัณฑ์จากการหมักที่อยู่ในรูปรีดิวซ์อื่นได้ ปฏิกริยาเหล่านั้นจะต้องถูกพิจารณาไว้ในกาเพิ่มเติมแบบจำลอง

2.2 การแก้ไขเพิ่มเติมแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 ของ IWA (ADM1) สำหรับการรีดิวซ์ซัลเฟต

งานวิจัยจะใช้น้ำเสียจากโรงงานผลิตเอทานอลซึ่งมีลักษณะสมบัติของน้ำเสีย คือ มีค่าซีไอดี และซัลเฟตสูง การใช้ ADM1 ในการจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนของน้ำเสียชนิดนี้ จะมีข้อจำกัดเนื่องจาก แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1(ADM1) เป็นแบบจำลองที่มีลักษณะทั่วไป (Generic Model) มีโครงสร้างประกอบไปด้วย กระบวนการแตกออกและไฮโดรไลซิส กระบวนการสร้างกรด กระบวนการสร้างอะซิเตต และกระบวนการสร้างมีเทน เป็นลำดับในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน ในโครงสร้างของ ADM1 ไม่ได้รวมกระบวนการซัลเฟตรีดักชันเอาไว้ จึงไม่สามารถใช้กับน้ำเสียที่มีซัลเฟต

ดังนั้นในการใช้ ADM1 ในการจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนกับน้ำเสียจากโรงงานผลิตเอทานอล จะต้องมีการแก้ไขเพิ่มเติมแบบจำลอง โดยเพิ่มกลุ่มจุลชีพสำหรับกระบวนการซัลเฟตรีดักชันในแบบจำลอง ADM1 ดังสมการต่อไปนี้



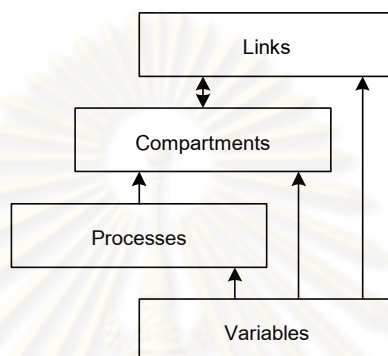
ตารางที่ 2.14 เมทริกซ์สำหรับการเกิดซัลเฟตรีดักชันที่เพิ่มจาก ADM1

Component →	i	8	8a	10	11	12a	13	23a	
i Process ↓	S _{h2}	S _{is}	S _{ic}	S _{in}	S _{so4}	X _c	X _{so4}		Rate (ρ, kgCODm ⁻³ .d ⁻¹)
12a Sulfate Reduction	-1	(1-Y _{so4})	-(Y _{so4})C _{bac}	-(Y _{so4})N _{bac}	-(1-Y _{so4})/64		Y _{so4}		$k_{m,so4} \frac{S_{so4}}{K_{S,so4} + S_{so4}} \frac{S_{h2}}{K_{S,h2} + S_{h2}} X_{so4} I_1 \cdot I_{H2S}$
20 Decay of X _{so4}						1	-1		$k_{dec-X_{so4}} \cdot X_{so4}$
									Parameters k _{m,so4} : 50 CODX CODX ⁻¹ d ⁻¹ K _{S,so4} : 0.0001M K _{S,SH} : 4 x 10 ⁻⁶ kgCOD m ⁻³ Y _{so4} : 0.08 CODX CODX ⁻¹ Inhibition factors : I ₁ : See Batstone <i>et. al.</i> (2002) I _{H2S} : $1 - \frac{H_2S}{K_I}$
	Hydrogen gas (kgCOD.m ⁻³)	Sulfides (kgCOD.m ⁻³)	Inorganic Carbon (M)	Inorganic Nitrogen (M)	Sulfates (M)	Composites (kgCOD.m ⁻³)	Sulfate Reducers (kgCOD.m ⁻³)		

2.3 Simulation Software AQUASIM

2.3.1 การสร้างแบบจำลอง (Model Formulation)

โปรแกรม AQUASIM จะประกอบด้วยส่วนประกอบย่อย (Subsystems) คือ 1) Variables 2) Processes 3) Compartments 4) Links รูปที่ 2.10 แสดงความเกี่ยวข้องกันระหว่างส่วนประกอบย่อยทั้ง 4 ส่วน โดยที่ส่วนที่เป็นตัวแปร (Variables)



รูปที่ 2.10 องค์ประกอบหลักของโครงสร้างแบบจำลอง

จะเป็นส่วนที่เป็นพื้นฐานของระบบย่อยอื่นๆ โดยใช้ส่วนที่เป็นตัวแปรในการสร้างส่วนกระบวนการ (Processes) ส่วนถึงปฏิกิริยา (Compartments) และส่วนต่อเชื่อม (Links) ส่วนกระบวนการจะสร้างก่อนสร้างถึงปฏิกิริยา และสุดท้ายส่วนต่อเชื่อมจะใช้เชื่อมต่อกับปฏิกิริยาที่สร้างไว้แล้วเข้าด้วยกัน รายละเอียดของระบบย่อยทั้ง 4 ส่วน มีดังนี้

2.3.1.1 ตัวแปร (Variable) เป็นส่วนพื้นฐานของการแบบจำลอง ตัวแปรในโปรแกรม AQUASIM แบ่งออกเป็น 7 ประเภท ดังนี้

2.3.1.1.1 State Variables

เป็นตัวแปรที่แสดงถึงความเข้มข้นหรือคุณสมบัติอื่นที่จะถูกคำนวณโดยแบบจำลอง

2.3.1.1.2 Program Variables

เป็นตัวแปร เช่น เวลา ระยะทาง ปริมาณการไหล ฯลฯ ใช้ในการคำนวณแบบจำลอง

2.3.1.1.3 Constant Variables

เป็นตัวแปรที่มีค่าจากการวัดค่าเดียว (Single Measured Quantities) ซึ่งเป็นพารามิเตอร์ชนิดที่สามารถทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis) และประมาณค่า (Parameter Estimations) ได้

2.3.1.1.4 *Real List Variables*

เป็นตัวแปรที่มีค่าจากชุดข้อมูลที่ได้จากการวัด (Measured Data)

2.3.1.1.5 *Variable List Variables*

มีลักษณะคล้ายกับ Real List Variables ต่างกันที่จะใช้เป็นตัวแปรแทนที่ตัวเลข

2.3.1.1.6 *Formular Variables*

ใช้สำหรับสร้างตัวแปรใหม่จากตัวแปรอื่นที่มีอยู่แล้ว

2.3.1.1.7 *Probe Variables*

ใช้สำหรับทำให้ค่าของตัวแปรอื่นมีค่าในตำแหน่งที่กำหนด

2.3.1.2 *กระบวนการ (Processes) แบ่งเป็น 2 ประเภท ดังนี้*

2.3.1.2.1 *กระบวนการพลวัต (Dynamic Processes)*

ใช้อธิบายการเปลี่ยนรูปของสารที่การเปลี่ยนแปลงแบบพลวัต (Dynamic) มีความสำคัญหรือเกิดขึ้นช้า เมื่อเทียบกับช่วงเวลา (Time Scale) ในการจำลอง (Simulation)

2.3.1.2.2 *กระบวนการคงที่ (Equilibrium Processes)*

ใช้อธิบายกระบวนการที่เกิดขึ้นอย่างรวดเร็วจนสามารถถือได้ว่าค่าอยู่ที่จุดสมดุลตลอดเวลา

2.3.1.3 *ถังปฏิกริยา (Compartments) แบ่งเป็น 6 ประเภท ดังนี้*

2.3.1.3.1 *Mixed Reactor Compartments*

เป็นถังปฏิกริยาแบบกวนผสมสมบูรณ์

2.3.1.3.2 *Biofilm Reactor Compartments*

เป็นถังปฏิกริยาแบบกวนผสมสมบูรณ์ที่มีการโตของฟิล์มชีวภาพและผลของความสำคัญของความหนาฟิล์มชีวภาพที่มีต่อความต่างของความเข้มข้นสารอาหารตลอดความหนาฟิล์มชีวภาพ

2.3.1.3.3 *Advective-Diffusive Reactor Compartments*

2.3.1.3.4 *Saturated Soil Column Compartments*

2.3.1.3.5 *River Section Compartments*

2.3.1.3.6 *Lake Compartments*

2.3.1.4 ส่วนต่อเชื่อม (Links) แบ่งออกเป็น 2 ประเภท ดังนี้

2.3.1.4.1 Advective Link

ใช้เพื่อให้น้ำและสารต่างๆ ไหลระหว่างถังปฏิกรณ์หรือไหลออกจากระบบและสามารถกำหนดให้เกิดการแยกการไหลออก (Bifurcation) และเกิดการแยกออกของสารต่างๆ (Substance Separation) ได้

2.3.1.4.2 Diffusive Link

ใช้เพื่อให้เกิดการแพร่ผ่านระหว่างถังปฏิกรณ์ เช่น เมมเบรน หรือการถ่ายเทระหว่างสถานะ เช่น ของเหลวกับก๊าซ

2.3.2 ความสามารถของโปรแกรม AQUASIM

2.3.2.1 การจำลอง (Simulation)

AQUASIM จะทำให้ผู้ใช้งานสามารถทำการจำลองแบบพลวัต (Dynamic Simulations) สำหรับแบบจำลองที่กำหนดหรือสร้างขึ้น โดยผลลัพธ์สามารถแสดงในรูปของกราฟ และสามารถนำไปเปรียบเทียบกับค่าที่วัดได้

2.3.2.2 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis)

AQUASIM สามารถทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหวแบบเชิงเส้นที่เกี่ยวข้องกับกลุ่มของพารามิเตอร์ที่เลือก

2.3.2.3 การประมาณค่าพารามิเตอร์ (Parameter Estimation)

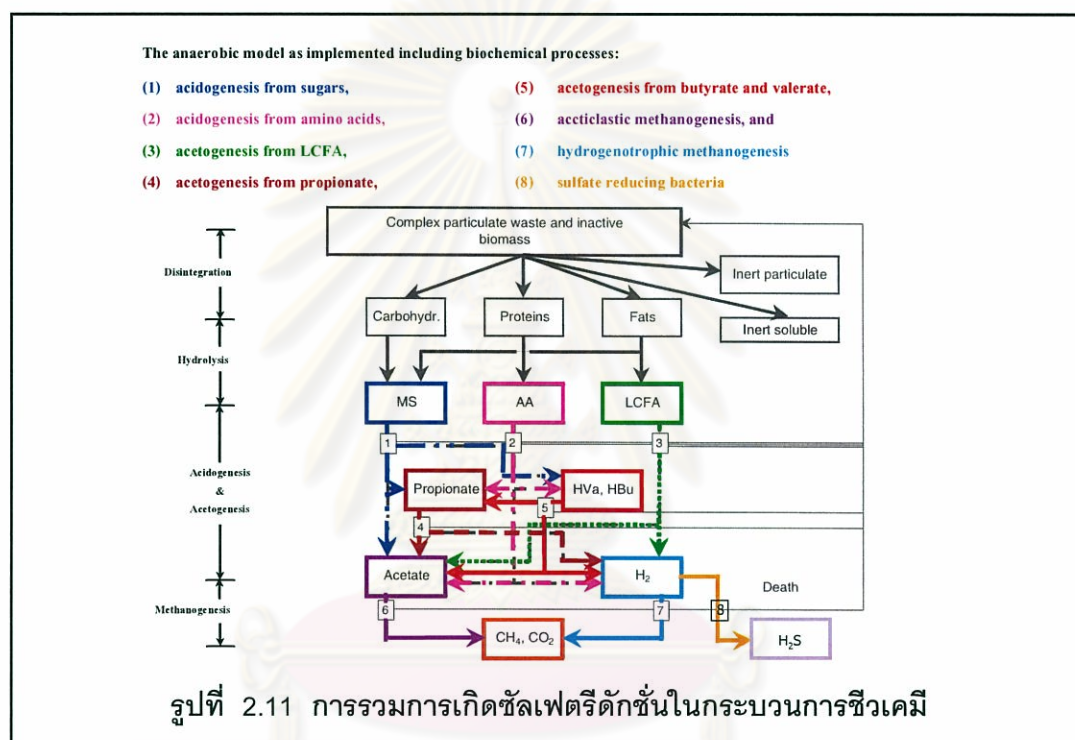
AQUASIM สามารถทำการประมาณค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองโดยใช้ค่าของชุดข้อมูลที่ได้จากการวัดหรือการทดลอง ค่าพารามิเตอร์จะถูกประมาณโดยวิธี Weighted Least Squares (Reichert, 1995)

2.4 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (Mathematical Model)

2.4.1 การปรับปรุงแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 (Modified ADM1)

เนื่องจากน้ำเสียจากกระบวนการผลิตเอทานอล มีซัลเฟตอยู่ในน้ำเสียในปริมาณสูง แต่ใน ADM1 ไม่ได้รวมการจำลองการเกิดซัลเฟตรีดักชันเอาไว้ ดังนั้นในการสร้างแบบจำลองสำหรับน้ำเสียจากโรงงานผลิตเอทานอล จะต้องเพิ่มการเกิดซัลเฟตรีดักชันเข้าในส่วนที่เป็นโครงสร้างของชีวเคมี ภายภาพเคมี และจลนศาสตร์ ของ ADM1 จากงานวิจัยก่อนหน้านี้พบว่าเมื่อค่าอัตราส่วนระหว่าง S:COD มีค่าไม่เกิน 0.1 gSgCOD^{-1} การเกิดซัลเฟตรีดักชันจะใช้เฉพาะไฮโดรเจนที่มีอยู่ในระบบก่อน (Batstone, 2006)

ในงานศึกษานี้ค่าอัตราส่วนระหว่าง S:COD มีค่าไม่มากกว่า $0.033 \text{ gSgCOD}^{-1}$ การเพิ่มแบบจำลองการเกิดซัลเฟตรีดักชันลงใน ADM1 จะใช้วิธีที่เสนอโดย (Batstone และคณะ 2002) วิธีนี้จะใช้เฉพาะไฮโดรเจนที่มีอยู่ในการเกิดซัลเฟตรีดักชัน ไม่รวมการเกิดซัลเฟตรีดักชัน โดยใช้สารอาหารอื่นในระบบเมทริกของส่วนเพิ่มเติมการเกิดซัลเฟตรีดักชันสำหรับกระบวนการชีวเคมีแสดงไว้ในรูปที่ 2.11 และตารางที่ 2.15 และ 2.16 กระบวนการทางกายภาพเคมี จะต้องเพิ่มขึ้น เพื่อใช้อธิบายสมดุลกรด เบสของไฮโดรเจนซัลไฟด์และซัลไฟด์ไอออน การแยกตัวออกมาจากน้ำของไฮโดรเจนซัลไฟด์ และผลของซัลเฟตไอออนที่มีต่อสมดุลประจุ (Charge Balance) แสดงไว้ในตารางที่ 2.17 ถึง 2.19



2.4.2 การพัฒนาแบบจำลอง (Model Development)

2.4.2.1 Process rates

Biochemical process rates

$$p_1 = k_{\text{dis}} \cdot X_c$$

$$p_2 = k_{\text{hyd,Ch}} \cdot X_{\text{Ch}}$$

$$p_5 = k_{\text{m,su}} \cdot \frac{S_{\text{su}}}{K_{\text{S,su}} + S_{\text{su}}} \cdot X_{\text{su}} \cdot I_1 \cdot I_{\text{H}_2\text{S}}$$

$$p_9 = k_{\text{m,c4}} \cdot \frac{S_{\text{bu}}}{K_{\text{S,c4}} + S_{\text{bu}}} \cdot X_{\text{c4}} \cdot I_2 \cdot I_{\text{H}_2\text{S}}$$

$$\rho_{10} = k_{m,pr} \cdot \frac{S_{pro}}{K_{S,pro} + S_{pro}} \cdot X_{pro} \cdot I_3 \cdot I_{H2S}$$

$$\rho_{11} = k_{m,ac} \cdot \frac{S_{ac}}{K_{S,ac} + S_{ac}} \cdot X_{ac} \cdot I_4 \cdot I_{H2S}$$

$$\rho_{12} = k_{m,h2} \cdot \frac{S_{h2}}{K_{S,h2} + S_{h2}} \cdot X_{h2} \cdot I_5 \cdot I_{H2S}$$

$$\rho_{12a} = k_{m,SO4} \cdot \frac{S_{h2}}{K_{S,Sh2} + S_{h2}} \cdot \frac{S_{so4}}{K_{S,so4} + S_{so4}} \cdot X_{so4} \cdot I_5 \cdot I_{H2S}$$

$$\rho_{13} = k_{dec,xsu} \cdot X_{su}$$

$$\rho_{16} = k_{dec,Xc4} \cdot X_{c4}$$

$$\rho_{17} = k_{dec,Xpro} \cdot X_{pro}$$

$$\rho_{18} = k_{dec,Xac} \cdot X_{ac}$$

$$\rho_{19} = k_{dec,Xh2} \cdot X_{h2}$$

$$\rho_{20} = k_{dec,XSO4} \cdot X_{SO4}$$

$$\rho_{A,8} = k_{A,BH2S}(S_{HS} \cdot S_{H^+} - K_{a,H2S} S_{H2S})$$

$$\rho_{A,10} = k_{A,Bco2}(S_{hco3} \cdot S_{H^+} - K_{a,co2} S_{c02})$$

Gas transfer rates

$$\rho_{T,8} = k_{La}(S_{h2} - 16 \cdot K_{H,h2} \cdot R \cdot T \cdot S_{gas,h2})$$

$$\rho_{T,8a} = k_{La}(S_{H2S} - K_{H,H2S} \cdot R \cdot T \cdot S_{gas,H2S})$$

$$\rho_{T,9} = k_{La}(S_{ch4} - 64 \cdot K_{H,ch4} \cdot R \cdot T \cdot S_{gas,ch4})$$

$$\rho_{T,10} = k_{La}(S_{c02} - K_{H,c02} \cdot R \cdot T \cdot S_{gas,c02})$$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 2.15 แสดงการรวมการเกิดซัลเฟตรีดักชันในเมทริกซ์ของ ADM1 สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วประกอบที่เป็นสารละลาย

Biochemical rate coefficients ($v_{i,j}$) and kinetic rate equations (p_j) for soluble components

Component → i Process ↓	i	1	5	6	7	8	8a	8b	9	10	10a	11	12	12a
		S_{su}	S_{bu}	S_{pro}	S_{ac}	S_{H_2}	S_{H_2S}	S_{HS^-}	S_{ch_4}	S_{CO_2}	$S_{HCO_3^-}$	S_{IN}	S_I	S_{so_4}
1 Disintegration													$f_{SI,xc}$	
2 Hydrolysis carbohydrates	1													
5 Uptake of sugars	-1	$(1-Y_{su})f_{bu,su}$	$(1-Y_{su})f_{pro,su}$	$(1-Y_{su})f_{ac,su}$	$(1-Y_{su})f_{h_2,su}$					$-\sum_{i=9,11-24} C_i V_{i,5}$		$-(Y_{su})N_{bac}$		
9 Uptake of butyrate		-1			$(1-Y_{c_4})0.8$	$(1-Y_{c_4})0.2$						$-(Y_{c_4})N_{bac}$		
10 Uptake of propionate				-1	$(1-Y_{pro})0.57$	$(1-Y_{pro})0.43$				$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,10}$		$-(Y_{pro})N_{bac}$		
11 Uptake of acetate					-1				$(1-Y_{ac})$	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,11}$		$-(Y_{ac})N_{bac}$		
12 Uptake of hydrogen						-1			$(1-Y_{h_2})$	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i V_{i,12}$		$-(Y_{h_2})N_{bac}$		
12a Sulfate Reduction						-1	$(1-Y_{so_4})/64$			$-(Y_{so_4})C_{X,so_4}$		$-(Y_{so_4})N_{X,so_4}$		$-(1-Y_{so_4})/64$
13 Decay of X_{su}														
16 Decay of X_{c_4}														
17 Decay of X_{pro}														
18 Decay of X_{ao}														
19 Decay of X_{h_2}														
20 Decay of X_{so_4}														
		Monosaccharides (kgCOD.m ⁻³)	Total butyrate (kgCOD.m ⁻³)	Total propionate (kgCOD.m ⁻³)	Total acetate (kgCOD.m ⁻³)	Hydrogen gas (kgCOD.m ⁻³)	Sulfides (kmole S.m ⁻³)	Sulfides ion (kmole S.m ⁻³)	Methane (kg COD.m ⁻³)	carbondioxid (kmoleC.m ⁻³)	Bicarbonate (k mole C.m ⁻³)	Inorganic nitrogen (kmoleN.m ⁻³)	Soluble inerts (kgCOD.m ⁻³)	Sulfate (kmole S.m ⁻³)

ตารางที่ 2.16 แสดงการรวมการเกิดซัลเฟตรีดักชันในเมทริกซ์ของ ADM 1 สำหรับปฏิกิริยาทางชีวภาพ สำหรับส่วนประกอบที่เป็นของแข็งและไอออน

Biochemical rate coefficients ($V_{i,j}$) and kinetic rate equations (ρ_j) for Particulate components Cation and Anion

Component →	i	13	14	17	20	21	22	23	23a	24	25	26	Rate (ρ_j , kgCOD.m ⁻³ .d ⁻¹)
i Process ↓	X_c	X_{ch}	X_{su}	X_{c4}	X_{pro}	X_{ac}	X_{h2}	X_{so4}	X_{so4}	X_i	S_{CAT}	S_{AN}	
1 Disintegration	-1	$f_{ch,xc}$								$f_{xi,xc}$			$k_{dis} X_c$
2 Hydrolysis carbohydrates		-1											$k_{hyd,ch} X_{ch}$
3 Uptake of sugars				Y_{SU}									$k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_s + S} X_{su1}$
4 Uptake of butyrate					Y_{c4}								$k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_s + S_{bu}} X_{c42} \cdot I_{H2S}$
5 Uptake of propionate						Y_{pro}							$k_{mpro} \frac{S_{pro}}{K_s + S_{pro}} X_{pro2} \cdot I_{H2S}$
6 Uptake of acetate							Y_{ac}						$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_s + S_{ac}} X_{ac3}$
7 Uptake of hydrogen							Y_{h2}						$k_{mh2} \frac{S_{h2}}{K_s + S_{h2}} X_{h21}$
8a Sulfate Reduction													$k_{m,so4} \frac{S_{so4}}{K_{S,so4} + S_{so4}} \frac{S_{h2}}{K_{s,H2} + S_{h2}} X_{so41} \cdot I_{H2S}$
9 Decay of X_{su}	1		-1										$k_{dec, Xsu} X_{su}$
10 Decay of X_{c4}	1			-1									$k_{dec, Xc4} X_{c4}$
11 Decay of X_{pro}	1				-1								$k_{dec, Xpro} X_{pro}$
12 Decay of X_{ao}	1					-1							$k_{dec, Xac} X_{ac}$
13 Decay of X_{h2}	1						-1						$k_{dec, Xh2} X_{h2}$
14 Decay of X_{so4}	1							-1					$k_{dec, Xso4} X_{so4}$
		Composites (kgCOD.m ⁻³)	Carbohydrates (kgCOD.m ⁻³)	Sugar degraders (kgCOD.m ⁻³)	Valerate and butyrate degraders (kgCOD.m ⁻³)	Propionate degraders (kgCOD.m ⁻³)	Acetate degraders (kgCOD.m ⁻³)	Hydrogen degraders (kgCOD.m ⁻³)	Sulfate Reducers (kgCOD.m ⁻³)	Particulate inerts (kgCOD.m ⁻³)	Cation (k mole. m ⁻³)	Anion (k mole. m ⁻³)	Inhibition factors: $I_1 = I_{pH} I_{N,lim}$ $I_2 = I_{pH} I_{N,lim} I_{h2}$ $I_3 = I_{pH} I_{N,lim} I_{NH3, Xac}$

ตารางที่ 2.17 IWA ADM1 suggested DE implementation of acid-base reactions

Component i	8a	8b	10	10a	Rate (ρ_j), all in $\text{g COD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ except inorganic carbon and sulphur in $\text{mole}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$)
j process	$S_{\text{H}_2\text{S}}$	S_{HS^-}	S_{CO_2}	$S_{\text{HCO}_3^-}$	
1 Inorganic carbon acid-base			1	-1	$k_{\text{B,CO}_2} (S_{\text{HCO}_3^-} \cdot S_{\text{H}^+} - K_{\text{a,CO}_2} S_{\text{CO}_2})$
2 Inorganic sulphur acid-base	1	-1			$k_{\text{B,H}_2\text{S}} (S_{\text{HS}^-} \cdot S_{\text{H}^+} - K_{\text{a,H}_2\text{S}} S_{\text{H}_2\text{S}})$
	Sulfide (moleS/m^3)	Sulfide ion (moleS/m^3)	Carbon dioxide (moleC/m^3)	Bicarbonate (moleC/m^3)	Kinetic parameters : $K_{\text{B},i}$, rate coefficient for the base to acid reaction. May be optimised for each acid-base reaction or initially set to $10^8 \text{ M}^{-1} \text{ d}^{-1}$.

ตารางที่ 2.18 IWA ADM1 DAE implementation functions

Unknown Algebraic	Ion concentration functions
S_{OH^-}	$S_{\text{OH}^-} = \frac{K_w}{S_{\text{H}^+}}$
S_{BU^-}	$S_{\text{BU}^-} = \frac{K_{\text{a,bu}} S_{\text{bu,total}}}{K_{\text{a,bu}} + S_{\text{H}^+}}$
S_{Pro^-}	$S_{\text{Pro}^-} = \frac{K_{\text{a,pro}} S_{\text{pro,total}}}{K_{\text{a,pro}} + S_{\text{H}^+}}$
S_{Ac^-}	$S_{\text{Ac}^-} = \frac{K_{\text{a,ac}} S_{\text{ac,total}}}{K_{\text{a,ac}} + S_{\text{H}^+}}$
$S_{\text{NH}_4^+}$	$S_{\text{NH}_4^+} = \frac{S_{\text{H}^+} S_{\text{IN}}}{K_{\text{a,NH}_4} + S_{\text{H}^+}}$

ตารางที่ 2.19 Gas liquid transfer reactions

I	Component →	S _{h2}	S _{ch4}	S _{CO2}	S _{H2S}	S _{gas,h2}	S _{gas,ch4}	S _{gas,CO2}	S _{gas,H2S}	Rate (ρ _j)
J	Process ↓	Liquid-Phase				Gas-Phase				
T1	H ₂ Transfer	-1				1				$K_L a(S_{h2} - R \cdot T_{op} \cdot K_{H,h2} S_{gas,h2})$
T2	CH ₄ Transfer		-1				1			$K_L a(S_{ch4} - R \cdot T_{op} \cdot K_{H,ch4} S_{gas,ch4})$
T3	CO ₂ Transfer			-1				1		$K_L a(S_{CO2} - R \cdot T_{op} \cdot K_{H,CO2} S_{gas,CO2})$
T4	H ₂ S Transfer				-1				1	$K_L a(S_{H2S} - R \cdot T_{op} \cdot K_{H,H2S} S_{gas,H2S})$
		Hydrogen (g COD m ⁻³)	Methane (g COD m ⁻³)	Carbondioxide (mole C. m ⁻³)	Sulfide (mole S. m ⁻³)	Hydrogen (g COD m ⁻³)	Methane (g COD m ⁻³)	Carbondioxide (mole C. m ⁻³)	Hydrogen Sulfide (mole S. m ⁻³)	

2.4.2.2 Process inhibition

Inhibition:

$$\begin{aligned}
 I_1 &= I_{pH, su_pro} \cdot I_{IN, lim} \\
 I_2 &= I_{pH, su_pro} \cdot I_{IN, lim} \cdot I_{h2, c4} \\
 I_3 &= I_{pH, su_pro} \cdot I_{IN, lim} \cdot I_{h2, pro} \\
 I_4 &= I_{pH, ac} \cdot I_{IN, lim} \cdot I_{nh3} \\
 I_5 &= I_{pH, h2} \cdot I_{IN, lim} \\
 I_{pH, su_pro} &= \begin{cases} \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL, su_pro}}{pH_{UL, su_pro} - pH_{LL, su_pro}}\right)^2\right) & : pH < pH_{UL, su_pro} \\ 1 & : pH > pH_{UL, su_pro} \end{cases}
 \end{aligned}$$

$$I_{pH, ac} = \begin{cases} \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,ac}}{pH_{UL,ac} - pH_{LL,ac}}\right)^2\right) & : pH > pH_{UL, ac} \\ 1 & : pH > pH_{UL, ac} \end{cases}$$

$$I_{pH, h2} = \begin{cases} \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,h2}}{pH_{UL,h2} - pH_{LL,h2}}\right)^2\right) & : pH > pH_{UL, h2} \\ 1 & : pH > pH_{UL, h2} \end{cases}$$

$$I_{N,lim} = \frac{1}{1 + K_{S,IN}/S_{IN}}$$

$$I_{h2,c4} = \frac{1}{1 + S_{h2}/K_{I,h2,c4}}$$

$$I_{h2,pro} = \frac{1}{1 + S_{h2}/K_{I,h2,pro}}$$

$$I_{nh3} = \frac{1}{1 + S_{nh3}/K_{I,nh3}}$$

$$I_{H2S} = 1 - \frac{H2S}{K_{I,H2S}}$$

$$pH = -\log_{10}(S_{H^+})$$

2.4.2.3 สมการในสถานะของเหลว

2.4.2.3.1 สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับสารละลายในถังสร้างกรด

$$\frac{ds_{su,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{su,in} - S_{su,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{su,2} - S_{su,1}) + \rho_2$$

$$\frac{ds_{bu,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{bu,in} - S_{bu,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{bu,2} - S_{bu,1}) +$$

$$(1 - Y_{su})f_{bu,su}\rho_5 - \rho_9$$

$$\frac{ds_{pro,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{pro,in} - S_{pro,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{pro,2} - S_{pro,1}) +$$

$$(1 - Y_{su})f_{pro,su}\rho_5 - \rho_{10}$$

$$\frac{ds_{ac,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{ac,in} - S_{ac,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{ac,2} - S_{ac,1}) +$$

$$(1 - Y_{su})f_{ac,su}\rho_5 + (1 - Y_{c4})0.8\rho_9 + (1 - Y_{pro})0.57\rho_{10} - \rho_{11}$$

$$\frac{ds_{h2,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{h2,in} - S_{h2,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{h2,2} - S_{h2,1}) +$$

$$(1 - Y_{su})f_{h2,su}\rho_5 + (1 - Y_{c4})0.2\rho_9 + (1 - Y_{pro})0.43\rho_{10}$$

$$- \rho_{12a} - \rho_{T,8}$$

$$\frac{ds_{h2s,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{h2s,in} - S_{h2s,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{h2s,2} - S_{h2s,1}) +$$

$$(1 - Y_{SO4})/64\rho_{12a} - \rho_{T,8a}$$

$$\frac{ds_{ch4,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{ch4,in} - S_{ch4,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{ch4,2} - S_{ch4,1}) +$$

$$(1 - Y_{ac})\rho_{11} + (1 - Y_{h2})\rho_{12} - \rho_{T,9}$$

$$\frac{ds_{CO2,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{CO2,in} - S_{CO2,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{co2,2} - S_{co2,1}) -$$

$$\sum_{j=1}^{20} \left(\sum_{i=1-9,11-35} C_i V_{i,j} \rho_j \right) - \rho_{T,10}$$

$$\frac{ds_{IN,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{IN,in} - S_{IN,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{IN,2} - S_{IN,1}) - Y_{su}N_{bac}\rho_5$$

$$- Y_{c4}N_{bac}\rho_9 - Y_{pro}N_{bac}\rho_{10} - Y_{ac}N_{bac}\rho_{11} - Y_{h2}N_{bac}\rho_{12} -$$

$$Y_{so4}N_{bac}\rho_{12a}$$

$$\frac{ds_{SO4,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{SO4,in} - S_{SO4,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{SO4,2} - S_{SO4,1}) -$$

$$(1 - Y_{SO4})/64\rho_{12a}$$

$$\frac{ds_{l,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{l,in} - S_{l,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{l,2} - S_{l,1}) + f_{sl,xc}\rho_1$$

2.4.2.3.2 สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับของแข็งในถังสร้างกรด

$$\frac{dX_{c,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{c,in} - X_{c,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{c,2} - X_{c,1}) - \rho_1 + \sum_{i=13}^{20} \rho_i$$

$$\frac{dX_{ch,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq}} (X_{ch,in} - X_{ch,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{ch,2} - X_{ch,1}) + f_{ch,xc} \rho_1 - \rho_2$$

$$\frac{dX_{su,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{su,in} - X_{su,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{su,2} - X_{su,1}) + Y_{su} \rho_5 - \rho_{13}$$

$$\frac{dX_{c4,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{c4,in} - X_{C4,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{c4,2} - X_{c4,1}) + Y_{c4} \rho_9 - \rho_{16}$$

$$\frac{dX_{pro,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{pro,in} - X_{pro,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{pro,2} - X_{pro,1}) + Y_{pro} \rho_{10} - \rho_{17}$$

$$\frac{dX_{ac,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{ac,in} - X_{ac,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{ac,2} - X_{ac,1}) + Y_{ac} \rho_{11} - \rho_{18}$$

$$\frac{dX_{h2,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{h2,in} - X_{h2,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{h2,2} - X_{h2,1}) +$$

$$Y_{h2} \rho_{12} - \rho_{19}$$

$$\frac{dX_{SO4,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{SO4,in} - X_{SO4,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{SO4,2} - X_{SO4,1})$$

$$+ Y_{SO4} \rho_{12a} - \rho_{20}$$

$$\frac{dX_{l,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (X_{l,in} - X_{l,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (X_{l,2} - X_{l,1}) + f_{xl,xc} \rho_1$$

2.4.2.3.3 สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับสารละลายในถังยูเอเอสบี

$$\frac{ds_{su,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{su,1} - S_{su,2}) + \rho_2$$

$$\frac{ds_{bu,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{bu,1} - S_{bu,2}) + (1 - Y_{su})f_{bu,su}p_5 - p_9$$

$$\frac{ds_{pro,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{pro,1} - S_{pro,2}) + (1 - Y_{su})f_{pro,su}p_5 - p_{10}$$

$$\frac{ds_{ac,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{ac,1} - S_{ac,2}) + (1 - Y_{su})f_{ac,su}p_5 +$$

$$(1 - Y_{c4})0.8p_9 + (1 - Y_{pro})0.57p_{10} - p_{11}$$

$$\frac{ds_{h2,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{h2,1} - S_{h2,2}) + (1 - Y_{su})f_{h2,su}p_5 +$$

$$(1 - Y_{c4})0.2p_9 + (1 - Y_{pro})0.43p_{10} - p_{12a} - p_{T,8}$$

$$\frac{ds_{h2s,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{h2s,1} - S_{h2s,2}) + (1 - Y_{SO4})/64p_{12a} - p_{T,8a}$$

$$\frac{ds_{ch4,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{ch4,1} - S_{ch4,2}) + (1 - Y_{ac})p_{11} +$$

$$(1 - Y_{h2})p_{12} - p_{T,9}$$

$$\frac{ds_{CO2,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{CO2,1} - S_{CO2,2}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{CO2,2} - S_{CO2,1})$$

$$- \sum_{j=1}^{20} \left(\sum_{i=1-9,11-35} C_i V_{i,j} p_j \right) - p_{T,10}$$

$$\frac{ds_{IN,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{IN,1} - S_{IN,2}) - Y_{su}N_{bac}p_5 - Y_{C4}N_{bac}p_9$$

$$- Y_{pro}N_{bac}p_{10} - Y_{ac}N_{bac}p_{11} - Y_{h2}N_{bac}p_{12} - Y_{so4}N_{bac}p_{12a}$$

$$\frac{ds_{SO4,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{SO4,1} - S_{SO4,2}) - (1 - Y_{SO4})/64p_{12a}$$

$$\frac{ds_{I,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{I,1} - S_{I,2}) + f_{sl,xc}p_1$$

2.4.2.3.4 สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับของแข็งในถังยูเอเอสบี

$$\frac{dX_{c,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{c,1} - \frac{X_{c,2}}{SRT} - \rho_1 + \sum_{i=1}^{20} \rho_i$$

$$\frac{dX_{ch,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{ch,1} - \frac{X_{ch,2}}{SRT} + f_{ch,xc} \rho_1 - \rho_2$$

$$\frac{dX_{su,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{su,1} - \frac{X_{su,2}}{SRT} + Y_{su} \rho_5 - \rho_{13}$$

$$\frac{dX_{c4,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{c4,1} - \frac{X_{c4,2}}{SRT} + Y_{c4} \rho_9 - \rho_{16}$$

$$\frac{dX_{pro,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{pro,1} - \frac{X_{pro,2}}{SRT} + Y_{pro} \rho_{10} - \rho_{17}$$

$$\frac{dX_{ac,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{ac,1} - \frac{X_{ac,2}}{SRT} + Y_{ac} \rho_{11} - \rho_{18}$$

$$\frac{dX_{h2,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{h2,1} - \frac{X_{h2,2}}{SRT} + Y_{h2} \rho_{12} - \rho_{19}$$

$$\frac{dX_{SO4,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{SO4,1} - \frac{X_{SO4,2}}{SRT} + Y_{SO4} \rho_{12a} - \rho_{20}$$

$$\frac{dX_{l,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} X_{l,1} - \frac{X_{l,2}}{SRT} + f_{xl,xc} \rho_1$$

โดยที่ $SRT = t_{res,x} + \frac{V_{liq,2}}{(q_{in} + q_{recy})}$

2.4.2.3.5 สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับไอออนบวก (Cations) และไอออนลบ (Anions) ในถังสร้างกรด

$$\frac{dS_{cat^+,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{cat^+,in} - S_{cat^+,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{cat^+,2} - S_{cat^+,1})$$

$$\frac{dS_{an^-,1}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq,1}} (S_{an^-,in} - S_{an^-,1}) + \frac{q_{recy}}{V_{liq,1}} (S_{an^-,2} - S_{an^-,1})$$

2.4.2.3.6 สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับไอออนบวก (Cations) และไอออนลบ (Anions) ในถังยูเอเอสบี

$$\frac{dS_{cat^+,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{cat^+,1} - S_{cat^+,2})$$

$$\frac{dS_{an^-,2}}{dt} = \frac{(q_{in} + q_{recy})}{V_{liq,2}} (S_{an^-,1} - S_{an^-,2})$$

2.4.2.3.7 สมการเชิงอนุพันธ์สำหรับการแตกตัวกรด-เบส

$$\frac{dS_{HS^-}}{dt} = -\rho_{A,8a}$$

$$\frac{dS_{hco3^-}}{dt} = -\rho_{A,10}$$

2.4.2.3.8 สมการพีชคณิตสำหรับกรด-เบส

$$S_{cat^+} + S_{NH_4^+} + S_{H^+} - S_{HCO_3^-} - 2SO_4^{2-} - HS^- -$$

$$\frac{S_{AC}}{64} - \frac{S_{Pr}}{112} - \frac{S_{bu}}{160} - S_{OH^-} - S_{an^+} = 0$$

$$S_{OH^-} - \frac{K_w}{S_{H^+}} = 0$$

$$S_{bu^-} - \frac{K_{a,bu} S_{bu,total}}{K_{a,bu} + S_{H^+}} = 0$$

$$S_{pro^-} - \frac{K_{a,pro} S_{pro,total}}{K_{a,pro} + S_{H^+}} = 0$$

$$S_{AC^-} - \frac{K_{a,ac} S_{ac,total}}{K_{a,ac} + S_{H^+}} = 0$$

$$S_{NH_4^+} - \frac{K_H + S_{IN}}{K_{a,NH_4} + S_{H^+}} = 0$$

2.4.2.4 สมการในสถานะก๊าซ

2.4.2.4.1 สมการเชิงอนุพันธ์

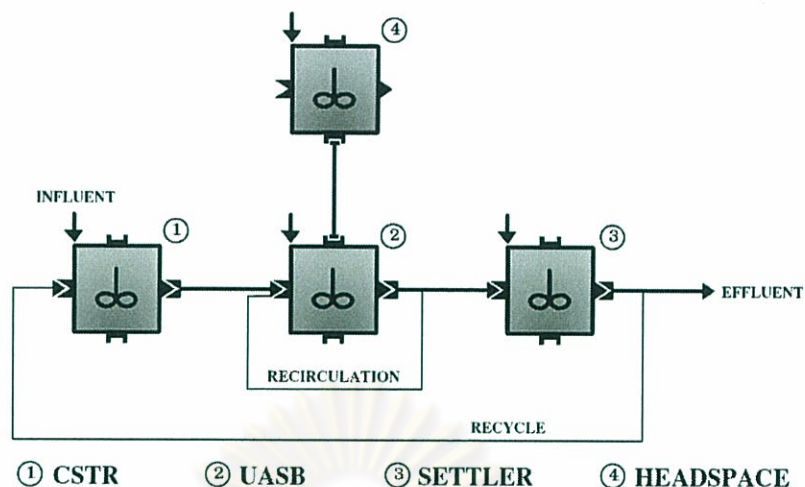
$$\begin{aligned}\frac{dS_{\text{gas,h2}}}{dt} &= -\frac{S_{\text{gas,h2}q_{\text{gas}}}}{V_{\text{gas}}} + \rho_{\text{T.8}} \cdot \frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{gas}}} \\ \frac{dS_{\text{gas,ch4}}}{dt} &= -\frac{S_{\text{gas,ch4}q_{\text{gas}}}}{V_{\text{gas}}} + \rho_{\text{T.9}} \cdot \frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{gas}}} \\ \frac{dS_{\text{gas,co2}}}{dt} &= -\frac{S_{\text{gas,co2}q_{\text{gas}}}}{V_{\text{gas}}} + \rho_{\text{T.10}} \cdot \frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{gas}}} \\ \frac{dS_{\text{gas,H2S}}}{dt} &= -\frac{S_{\text{gas,H2S}q_{\text{gas}}}}{V_{\text{gas}}} + \rho_{\text{T.8a}} \cdot \frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{gas}}}\end{aligned}$$

2.4.2.4.2 สมการพีชคณิต

$$\begin{aligned}P_{\text{gas,h2}} &= S_{\text{gas,h2}} \cdot \frac{RT_{\text{op}}}{16} \\ P_{\text{gas,ch4}} &= S_{\text{gas,ch4}} \cdot \frac{RT_{\text{op}}}{64} \\ P_{\text{gas,co2}} &= S_{\text{gas,co2}} \cdot RT_{\text{op}} \\ P_{\text{gas,H2S}} &= S_{\text{gas,H2S}} \cdot RT_{\text{op}} \\ P_{\text{gas}} &= P_{\text{gas,h2}} + P_{\text{gas,ch4}} + P_{\text{gas,co2}} + P_{\text{gas,h2o}} \\ q_{\text{gas}} &= k_p (P_{\text{gas}} - P_{\text{atm}})\end{aligned}$$

2.4.3 การใช้งานแบบจำลอง (Model Implementation)

Modified ADM1 จะถูกใช้ในโปรแกรม AQUASIM ซึ่งเป็นโปรแกรมทางคอมพิวเตอร์ที่นอกจากจะสามารถจำลองการทำงานของระบบ (Simulation) ยังสามารถวิเคราะห์ความอ่อนไหวของพารามิเตอร์ต่างๆ (Sensitivity Analysis) และประมาณค่าพารามิเตอร์ที่ต้องการ (Parameter Estimation) อีกด้วย ในการศึกษานี้ ADM1 จะถูกใช้ในรูปแบบของสมการเชิงอนุพันธ์และสมการพีชคณิต (Differential and Algebraic Equation (DAE)) และใช้ถังปฏิกรณ์แบบกวนผสมสมบูรณ์อุดมคติ (IDEAL CSTR) (รูปที่ 2.12) ตัวแปรเช่น $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$, VFAs, OH^- และ H^+ จะถูกกำหนดให้เป็นตัวแปรสถานะคงตัว (Equilibrium State Variable) ส่วนตัวแปรอื่นๆ เช่น Cations, Anions, CO_2 , HCO_3^- , SO_4^{2-} , H_2S และ HS^- จะถูกกำหนดให้เป็นตัวแปรสถานะพลวัต (Dynamic State Variable) ค่าเริ่มต้นสำหรับแบบจำลองจะใช้ค่าตามที่แสดงใน ADM1



รูปที่ 2.12 Flow configuration of AQUASIM

2.4.4 การ Simulation

ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้อากาศของจริงนั้นเมื่อก่อสร้างเสร็จก็ต้องเริ่มเดินระบบ (Start-up) โดยใช้หัวเชื้อ (Seed) จากระบบอื่น และปล่อยน้ำเสียเข้าในอัตราการไหลไม่สูงเพื่อให้อัตราภาระสารอินทรีย์มีค่าต่ำควบคุมค่าพีเอชของระบบไว้ที่ประมาณ 7.0 และเพิ่มอัตราการไหลของน้ำเสียเข้าทีละน้อยเมื่อมวลจุลชีพในระบบเพิ่มขึ้นซึ่งใช้เวลาหลายเดือนจนสามารถรับอัตราการไหลได้ตามที่ออกแบบ หากมีการเริ่มเดินระบบที่ไม่เหมาะสมระบบก็จะล้มเหลวไม่สามารถทำงานได้ตามวัตถุประสงค์ แบบจำลองระบบบำบัดก็เช่นเดียวกันกับระบบจริง แบบจำลองระบบบำบัดต้องการการเริ่มเดินระบบเพื่อที่จะสามารถจำลองสภาวะการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียได้อย่างถูกต้อง หากไม่มีการเริ่มเดินระบบของแบบจำลองระบบบำบัดหรือทำไม่ถูกต้อง ระบบบำบัดที่จำลองขึ้นก็จะทำงานล้มเหลว ซึ่งเป็นผลมาจากค่าพีเอชที่ต่ำกว่าค่าทำงานของแบคทีเรียที่สร้างมีเทน หรือต่ำกว่าค่าทำงานของทั้งแบคทีเรียที่สร้างกรดและแบคทีเรียที่สร้างมีเทน หรือแบบจำลองอาจล้มเหลวจากการเกิดค่าที่เป็นลบในค่าออกกาลิทิ้มของการหาค่าพีเอชจากค่าเริ่มต้น (Initial Values) ที่ไม่เหมาะสม เนื่องจากในงานวิจัยนี้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนเป็นแบบสองขั้นตอน การเริ่มเดินระบบของแบบจำลองก็จะมีวิธีการซึ่ง แตกต่างจากแบบขั้นตอนเดียว โดยการเริ่มเดินระบบแบบจำลองมีขั้นตอนดังนี้

- 1) ค่าเริ่มต้น (Initial Condition) ของแบคทีเรียในถังปฏิกรณ์ต้องมีค่ามากกว่าศูนย์
- 2) ควบคุมค่าพีเอชของถังสร้างกรดในตอนเริ่มเดินระบบให้มีค่าประมาณ 8.0 (หรือมากกว่าถ้าค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีตอนเริ่มต้นมีค่าต่ำกว่า 7.0)
- 3) เริ่มการจำลองโดยใช้อัตราภาระสารอินทรีย์ต่ำ และเพิ่มขึ้นเมื่อผลการจำลองเริ่มเข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady State)
- 4) เมื่ออัตราภาระสารอินทรีย์เพิ่มขึ้นจนมีค่าใกล้กับสถานะการณ์ที่จะทำการจำลองให้ปรับค่าพีเอชที่ควบคุมในถังสร้างกรดลดลงเป็นค่าที่ควบคุมจริงตามต้องการ

- 5) ทำการจำลองแบบจำลองที่สภาวะคงตัวต่อเนื่องประมาณ 3 เท่าของค่าเวลากักของแข็ง เพื่อให้แน่ใจว่าถึงสภาวะคงตัวจริง หลังจากนั้นให้เปลี่ยนค่าเริ่มต้นทั้งหมด (Initial Condition) ของแบบจำลองไปเป็นค่าที่สภาวะคงตัวนี้
- 6) ก่อนที่จะทำการจำลองการทำงานจริงครั้งต่อไป จากค่าเริ่มต้นที่ได้จากข้อ 5) จะทำให้สามารถถึงสภาวะคงตัวเมื่อเริ่มทำการจำลองได้ โดยใช้ระยะเวลาสั้นลง

2.5 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Gupta และคณะ (1994a) ได้ศึกษาและเปรียบเทียบการเกิดซัลเฟตรีดักชันและการเกิดมีเทน โดยใช้สารอาหารต่างกัน 3 ชนิด คือ อะซิเตต เมทานอล และฟอร์เมต ถึงปฏิกิริยาขนาดห้องปฏิบัติการ แบบ Chemostat ขนาด 10 ลิตร ใช้น้ำเสียสังเคราะห์ค่าซีไอดีระหว่าง 2,680-2,900 มก./ล.

Gupta และคณะ (1994b) ได้สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ซึ่งรวมทั้งการเกิดซัลเฟตรีดักชันและการสร้างมีเทน ถึงปฏิกิริยาขนาดห้องปฏิบัติการ แบบ Chemostat ขนาด 10 ลิตร ใช้น้ำเสียสังเคราะห์ค่าซีไอดีระหว่าง 2,680-2,900 มก./ล.

Kalyuzhnyi และ Fedorovich (1997) ได้สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของถังยูเอเอสบี (UASB) โดยรวมทั้งการจำลองการเกิดปฏิกิริยาชีวเคมี กายภาพเคมี การไหลของไหล และการถ่ายเทมวลในสภาพการไหลที่ไม่สม่ำเสมอ โดยใช้ Dispersed Plug Flow Model การทดลองแบ่งเป็นสองกรณี คือ 1) ใช้ถังยูเอเอสบี ขนาด 1.1 ลิตร 2) ใช้ถังยูเอเอสบี ขนาด 1.1 ลิตร และหมุนเวียนน้ำ 10 เท่า ใช้น้ำเสียสังเคราะห์ค่าซีไอดี 2,500 มก./ล. ซัลเฟต 5,000 มก./ล.

Kalyuzhnyi และ Fedorovich (1998) สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ เพื่อจำลองการแข่งขันระหว่าง SRB และ MB และศึกษาผลของ HRT อัตราส่วน SO_4^{2-} : COD อัตราส่วนเริ่มต้นของ SRB และ MB ในหัวเชื้อ (Seed) ความสามารถในการเก็บตะกอนจุลชีพ การยับยั้งจาก H_2S และ pH ที่มีผลต่อการแข่งขันแย่งสารอาหาร

Ristow และ Hansford (2001) ได้สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนของตะกอนจากถังตกตะกอนชั้นแรก และการเกิดซัลเฟตรีดักชันใน Falling Sludge Bed Reactor ใช้ถัง FSBR ขนาดนำร่อง (Pilot Scale) ขนาด 23 ลบ.ม. บำบัดตะกอนจากถังตกตะกอนชั้นแรกและน้ำเสียจาก Acid Mine Drainage ค่าซีไอดีระหว่าง 2,600-4,700 มก./ล. ค่าซัลเฟตระหว่าง 1,600-1,700 มก./ล.

Moosa และคณะ (2002) ศึกษาค่าโคเนดิกส์ของซัลเฟตรีดักชัน และหาผลของความเข้มข้นซัลเฟตเริ่มต้น และ Volumetric Loading ของซัลเฟตที่มีต่อค่าโคเนดิกส์ ใช้ถังกวนผสมสมบูรณ์ (CSTR) ขนาด 1 ลิตร ใช้น้ำเสียสังเคราะห์ คือ อะซิเตต 17,500 มก./ล. ซัลเฟต 1,000, 2,500, 5,000, 10,000 มก./ล.

Anthony และคณะ (2002) สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ใช้อธิบายการบำบัดแบบไร้ออกซิเจนของน้ำเสียที่มีซัลเฟตสูง โดยแบบจำลองสามารถใช้ได้กับแหล่งคาร์บอนที่หลากหลายทั้งอย่างง่ายและ

ขับซัอน และรวมการยับยั้งจากพีเอช ซัลไฟด์ ไฮโดรเจน และกรดไขมัน โดยแบ่งเป็น 3 กรณีคือ 1) ใช้ Packed Bed Reactor ขนาด 1 ลิตร น้ำเสียจากกากน้ำตาลค่าซีไอดี 2,000-3,000 มก./ล. ซัลเฟต 2,480 มก./ล. 2) ใช้ถังยูเอเอสบี ขนาด 1 ลิตร น้ำเสียจากกากน้ำตาลและซีไอดี 2,000-3,000 มก./ล. ซัลเฟต 2,400 มก./ล. 3) ใช้ Gas Lift Reactor ขนาด 4.5 ลิตร ใช้ H_2 และ CO_2 เป็นก๊าซที่เป่าเข้าถึงมีค่าซัลเฟตในน้ำเสีย 3,361 มก./ล.

Fedorovich และคณะ (2003) สร้างแบบจำลองการเกิดซัลเฟตรีดักชันโดยใช้พื้นฐานจาก ADM1 ใช้ถังยูเอเอสบีขนาด 5.5 ลิตร น้ำเสียสังเคราะห์ ซีไอดี 500-2,500 มก./ล. ซัลเฟต 1,100-4,600 มก./ล.

Ramsay และ Pullammanappallil (2005) ใช้แบบจำลองที่ปรับเทียบ และสอบทานโดยข้อมูลจากห้องปฏิบัติการในการทำนายค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนขนาดจริง (Full Scale) ในสภาวะพลวัต ซึ่งใช้บำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตเบียร์

Feng และคณะ (2006) สร้างแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนของน้ำเสีย (Blackwater) จากห้องน้ำ (Vacuum Toilets) หาค่าพารามิเตอร์จลนศาสตร์ ปรับเทียบและสอบทานแบบจำลองโดยใช้ระบบบำบัดขนาดห้องปฏิบัติการ (Lab-Scale Blackwater Anaerobic Digestion (BWAD) Reactor) ใช้ถังกวนผสมหมุน (CSTR) ขนาด 10 ลิตร แบบป้อนเข้าไม่ต่อเนื่อง โดยใช้ น้ำเสียจริง (Blackwater) ซีไอดี 4,500-13,000 มก./ล.

Boubaker และ Ridha (2008) ใช้แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 (ADM1) แก้ไขเพิ่มเติมเพื่อจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนที่สภาวะเมโซฟิลิกของผลระหว่าง Olive Mill Wastewater และ Olive Mill Solid Waste ผลการจำลองแสดงให้เห็นว่าแบบจำลองสามารถทำนายค่าปริมาณก๊าซชีวภาพ องค์ประกอบของก๊าซชีวภาพพีเอช และกรดไขมันระเหยรวมได้อย่างถูกต้อง เมื่อความเข้มข้นด้านเข้าเปลี่ยนแปลงที่เวลากักน้ำต่างๆ โดยเฉพาะอย่างยิ่งที่เวลากักน้ำ 36 และ 24 วัน

Chen และคณะ (2009) สร้างแบบจำลองโดยใช้พื้นฐานจากแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 (ADM1) เพื่อทำนายการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอนที่ใช้บำบัดน้ำเสียจากอุตสาหกรรมยาจีนแผนโบราณ ผลการจำลองแบบจำลองสามารถทำนายการกำจัดซีไอดี และการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชของถังยูเอเอสบี แต่ไม่สามารถทำนายพฤติกรรมของถังกวนผสมหมุนได้อย่างถูกต้อง โดยค่าอะซิติกและค่าซีไอดีที่ทำนายจากแบบจำลองจะมีค่าต่ำกว่าที่วัดได้

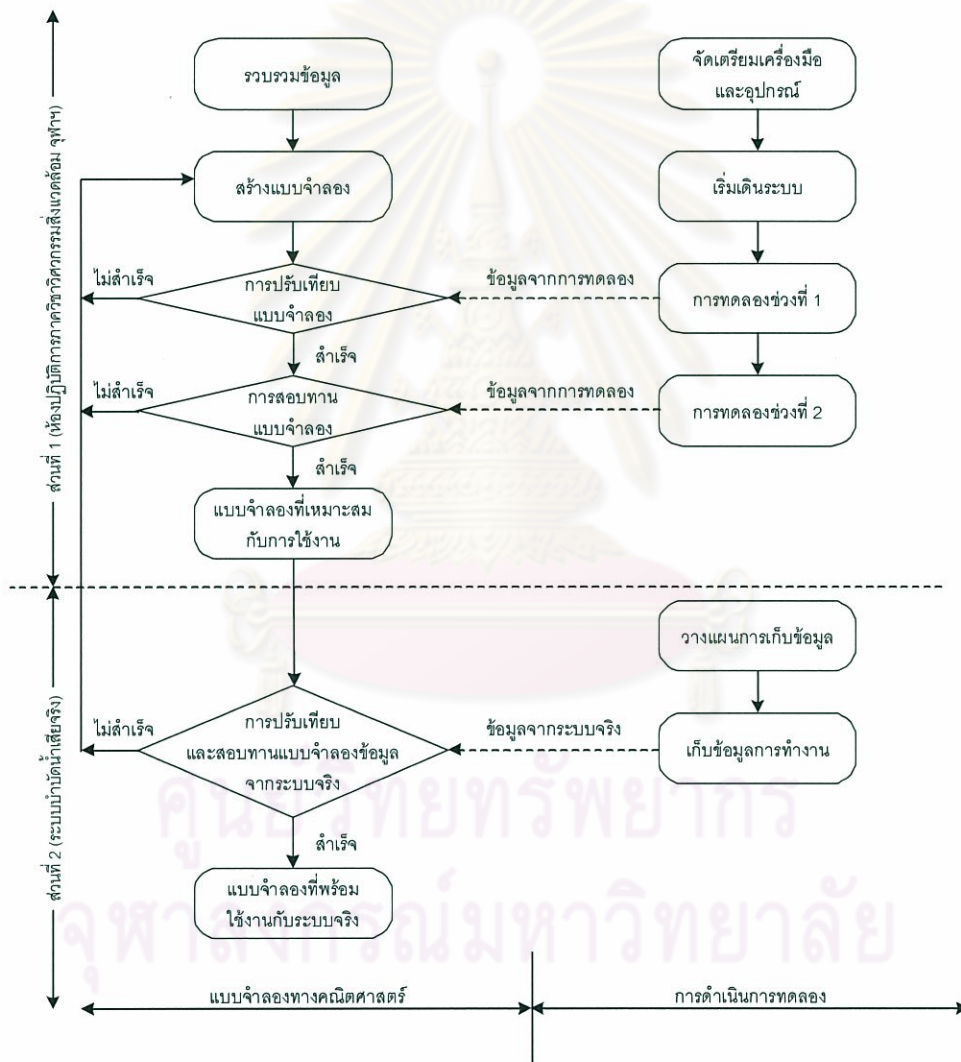
Silve และคณะ (2009) ใช้แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนที่ใช้บำบัดน้ำเสียจาก Condensate Effluent (EC) ที่เกิดจาก Sulphite Pulp Mill ผลสามารถสรุปได้ว่าแบบจำลองสามารถทำนายพฤติกรรมแบบพลวัตของถังปฏิกริยาแบบไร้ออกซิเจน ภายใต้อัตราภาวะต่างๆ ได้อย่างถูกต้อง

บทที่ 3

แผนการทดลองและการดำเนินการวิจัย

3.1 แผนการทดลอง

การดำเนินการวิจัยและการทดลองในงานวิจัยนี้ แบ่งเป็นสองส่วน โดยส่วนแรกดำเนินการที่ห้องปฏิบัติการของภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย และส่วนที่สองดำเนินการที่ระบบบำบัดน้ำเสียจริง ของโรงงานผลิตเอทานอลที่ใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบในการผลิต มีขั้นตอนการทดลองและการดำเนินการวิจัย ดังรูปที่ 3.1



รูปที่ 3.1 ผังการทดลองและการดำเนินการวิจัย

3.2 การดำเนินการส่วนที่ 1

ในส่วนแรกนี้ การดำเนินการทดลองดำเนินการที่ห้องปฏิบัติการของภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย โดยใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอนขนาดห้องปฏิบัติการ (Lab-Scale)

3.2.1 น้ำเสีย

น้ำเสียที่ใช้ในการทดลอง ได้จากโรงงานน้ำตาลไทยเอทานอล จ.กาญจนบุรี ซึ่งใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบในการผลิต ลักษณะน้ำเสีย (น้ำกากส่า) จากหอกลิ้นแสดงในตารางที่ 3.1 น้ำเสียจะถูกเจือจางด้วยน้ำประปาให้ได้ความเข้มข้นที่ต้องการ และค่า pH จะถูกปรับโดยการเติมโซเดียมไบคาร์บอเนต (NaHCO_3) เพื่อให้ได้ค่า pH ในถึงสร้างกรณีค่าตามที่ต้องการควบคุม

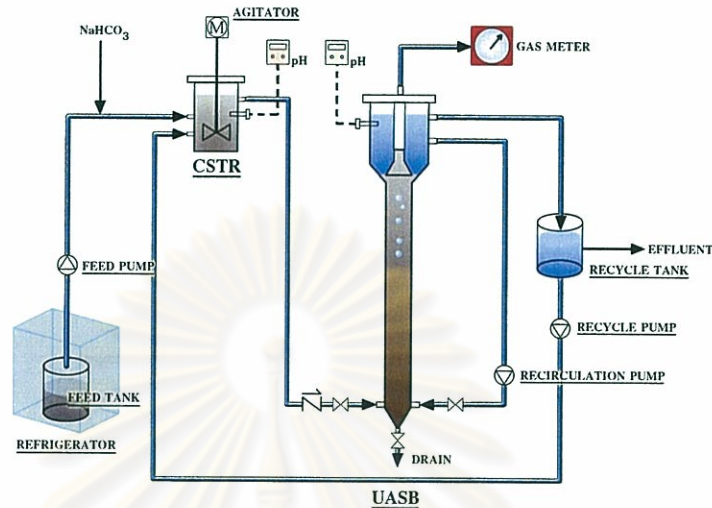
ตารางที่ 3.1 ลักษณะน้ำเสียจากโรงงานน้ำตาลไทยเอทานอล จ.กาญจนบุรี

ลักษณะสมบัติ	ความเข้มข้น
Total COD (mg/l)	135,000
Soluble COD (mg/l)	124,000
Total VFA (CaCO_3 ,mg/l)	7,500
Total Suspended Solids (mg/l)	2,330
Total Dissolved Solids (mg/l)	104,000
Total Nitrogen (mg/l)	2,450
Total Phosphorus (mg/l)	644
Potassium (mg/l)	11,500
Sulfur as SO_4^{2-} (mg/l)	10,300
pH	4.2

3.2.2 การทดลอง

ระบบขนาดห้องปฏิบัติการ (Lab-Scale) ที่ใช้ในการศึกษานี้ ประกอบด้วยถังกวนผสม สมบูรณ์แบบไร้ออกซิเจน (Anaerobic Continuous Stirred Tank Reactor) และถังยูเอเอสบี (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) ต่อกันแบบอนุกรม (รูปที่ 3.2) ถัง CSTR ทำงานที่สภาวะที่เหมาะสมกับการเกิดกรด (Acidogenic Condition) มีปริมาตรของเหลวประมาณ 1.7 ลิตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.10 เมตร และความสูงของน้ำในถัง 0.22 เมตร เครื่องกวนถูกติดตั้งอยู่ด้านบนสุดเพื่อการกวนผสมที่สมบูรณ์ในถัง ถังยูเอเอสบีทำงานที่สภาวะที่เหมาะสมกับการเกิดมีเทน (Methanogenic Condition) ถังมีปริมาตรของเหลวประมาณ 10 ลิตร เส้นผ่านศูนย์กลางภายในถึง 0.08 เมตร ความสูง ถึง 1.50 เมตร เครื่องแยกสามสถานะ (Three-Phase Separator) ติดตั้งที่ส่วนบนสุดของถัง เพื่อแยกก๊าซออกจากน้ำ

และป้องกันการล้าออกของมวลชีวภาพ เวลาพักน้ำของถังสร้างกรดและถังยูเอสบีมีค่าคงที่ที่ 12 ชั่วโมง และ 70 ชั่วโมง ตามลำดับ ระบบทำงานที่อุณหภูมิห้อง



รูปที่ 3.2 ผังแสดงกระบวนการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนอัตราสูงสองขั้นตอน
(Schematic Diagram of Two-Stage High-Rate Anaerobic Treatment)

3.2.3 ค่าตัวแปรในระหว่างการทำการทดลอง

ตารางที่ 3.2 ค่าตัวแปรในระหว่างการทำการทดลอง

Data set	Feed flow (m ³ .d ⁻¹)	Recycled flow (m ³ .d ⁻¹)	pH in CSTR	Influent COD (g.m ³)	Influent sulfate (gS.m ³)	Organic load (kgCOD.m ³)
C1	0.0034	-	6.0	12,600	309	3.8
C2	0.0034	-	6.0	23,250	346	7.0
C3	0.0034	-	6.0	33,250	783	10.0
V1	0.0034	0.0034	5.5	6,650	221	2
V2	0.0034	0.0034	5.5	13,300	311	4
V3	0.0034	0.0034	5.5	19,950	510	6
V4	0.0034	0.0034	5.5	26,600	617	8
V5	0.0034	0.0034	5.5	13,300	312	4

3.2.4 แผนการเก็บและวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำและก๊าซ

3.2.4.1 การเก็บตัวอย่างน้ำ

- สำหรับค่าพารามิเตอร์ที่เป็นตัวแปรตามที่ทำการศึกษา ได้แก่
 1. ค่าซีไอดีทั้งหมด (Total COD) และซีไอดีละลาย (Soluble COD)
 2. พีเอช (pH)
 3. สภาพความเป็นด่างทั้งหมด (Total Alkalinity)
 4. กรดอินทรีย์ระเหยทั้งหมด (Total Volatile Fatty Acid)
 5. ซัลเฟต (SO_4^{2-})
 6. ตะกอนแขวนลอย (Suspended Solids)
 7. ปริมาณก๊าซทั้งหมด (Total Gas Volume)
 8. เปอร์เซ็นต์ก๊าซ มีเทน (CH_4)
- แผนการเก็บตัวอย่างน้ำและวิเคราะห์ตัวอย่าง แสดงไว้ในตารางที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 แผนการเก็บ และวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำและก๊าซ

ตัวแปรตาม	ตำแหน่งการเก็บตัวอย่าง			ก๊าซชีวภาพ		ตำแหน่งตามความสูงของถัง	
	น้ำเสียเข้า	น้ำออกจากถังสร้างกรด	น้ำออกจากถังสร้างมีเทน	ถังสร้างกรด	ถังสร้างมีเทน	ถังสร้างกรด	ถังสร้างมีเทน
- พีเอช	3	1	1	-	-	-	4
- ซีไอดี	2	2	2	-	-	-	-
- สภาพความเป็นด่างทั้งหมด	2	2	2	-	-	-	-
- กรดอินทรีย์ระเหย	2	2	2	-	-	-	-
- ซัลเฟต (SO_4^{2-})	4	4	4	-	-	-	-
- ตะกอนแขวนลอย	-	4	4	-	-	-	-
- ปริมาณก๊าซทั้งหมด	-	-	-	-	1	-	-
- เปอร์เซ็นต์ก๊าซ	-	-	-	-	4	-	-

หมายเหตุ : 1 = ตัวแปรที่ต้องวิเคราะห์ทุกวัน 3 = ตัวแปรที่ต้องวิเคราะห์สัปดาห์ละ 1 ครั้ง
 2 = ตัวแปรที่ต้องวิเคราะห์สัปดาห์ละ 3 วัน 4 = ตัวแปรที่ต้องวิเคราะห์เมื่อถึงสภาวะคงตัว (Steady State)

3.2.4.2 การวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำ

วิธีวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำ วิเคราะห์ตามหนังสือ Standard Methods ดังรายละเอียดดังต่อไปนี้

- ฟิเอกซ์ : โดยการวัดด้วยเครื่องวัดฟิเอกซ์
- สภาพความเป็นด่าง : วิเคราะห์โดยวิธี Direct Titration ของ Dilallo & Albertson
- ซีโอดี : วิเคราะห์โดย Closed Reflux Method
- ตะกอนแขวนลอย : วิเคราะห์โดยการใส่กระดาษกรอง GF/C
- กรดอินทรีย์ระเหย : วิเคราะห์โดยใช้วิธี Direct Titration ของ Dilallo & Albertson และใช้เครื่อง Gas Chromatography (GC)
- ซัลเฟต : วิเคราะห์โดยใช้วิธี Ion Chromatography

3.2.4.3 การวัดและวิเคราะห์ก๊าซ

- ปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้นแต่ละวัน : โดยเครื่องวัดก๊าซตามแบบของ ศักดิ์ชัย (ศักดิ์ชัย, 2526)
- ส่วนประกอบของก๊าซ : โดยใช้ Gas Chromatography (GC)

3.3 การดำเนินการวิจัยส่วนที่ 2

ในส่วนที่สอง การดำเนินการจะใช้ข้อมูลจากระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริงของโรงงานผลิตเอทานอลที่ใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบในการผลิต สำหรับในส่วนที่ 2 นี้ ใช้ข้อมูลจากระบบบำบัดน้ำเสีย บริษัท หลักชัย คำสุรา จำกัด จังหวัดราชบุรี ซึ่งเป็นโรงงานผลิตสุรา โดยใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบ โดยที่ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานเป็นแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอน ประกอบด้วย ถังสร้างกรดแบบกวนผสมสมบูรณ์ (CSTR) ขนาด 450 ลบ.ม. และถังยูเอเอสบี (UASB) ขนาด 3000 ลบ.ม. อัตราการเวียนน้ำกลับ 600 ลบ.ม./วัน ดังรูปที่ 3.3 โดยน้ำเสียที่เข้าระบบเป็นน้ำเสียที่ผสมระหว่างน้ำกากส่าจากหมักที่มีค่าพีเอชต่ำและน้ำล้างขวดที่มีค่าพีเอชสูง ผสมกันในบ่อรวบรวมก่อนสูบเข้าระบบ

แบบจำลอง ซึ่งทำการปรับเทียบ (Calibration) และสอบทาน (Validation) จากส่วนที่ 1 จะถูกนำมาใช้เพื่ออธิบายพฤติกรรมของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนขนาดจริงในสภาวะพลวัต โดยดำเนินการมีดังนี้



รูปที่ 3.3 ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอน บริษัท หลักชัยคำสุรา จำกัด

3.3.1 การปรับแบบจำลอง (Model Fitting) และการปรับเทียบ (Calibration)

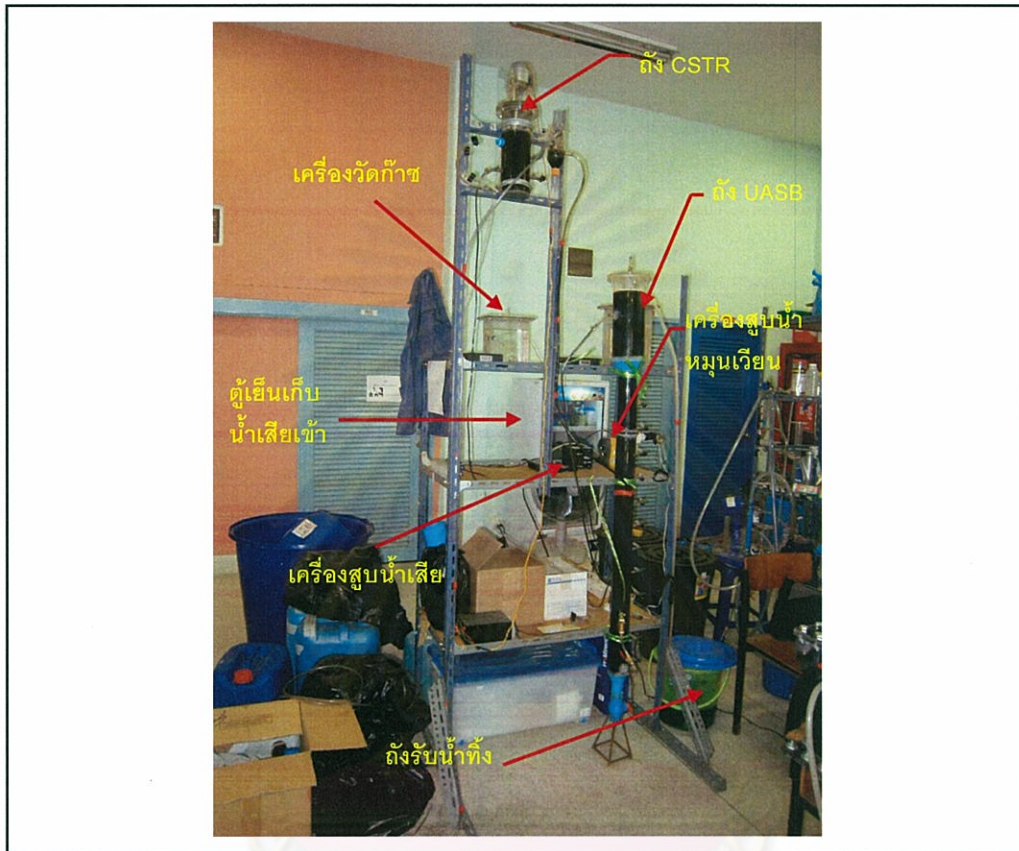
- ทำการปรับลักษณะทางกายภาพของแบบจำลองให้ตรงกับระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง
- ทำการปรับพารามิเตอร์ที่สำคัญของแบบจำลอง เช่น ค่าอายุสลัดจ์ (Solid Retention Time, SRT) ค่า KLa ของก๊าซ โดยใช้ค่าที่ภาวะเริ่มต้น (Initial Condition) ที่ทำการตรวจวัดเป็นค่าสำหรับการคำนวณหาค่าของพารามิเตอร์ที่เหมาะสม

3.3.2 การจำลอง (Simulation) การทำงานระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง

แบบจำลองที่ทำการปรับเทียบและสอบทาน โดยใช้ข้อมูลจากการทดลองจากห้องปฏิบัติการ จะถูกนำมาใช้จำลองและทำนายพฤติกรรมแบบพลวัต (Dynamic) ของระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง ผลการจำลองจะนำมาเทียบกับข้อมูลที่ได้จากระบบบำบัดน้ำเสียดังนี้ 1) ค่าซีโอดีน้ำทิ้งจากถังปฏิกริยา 2) ค่ากรดไขมันระเหยทั้งหมด 3) ปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้น 4) ค่าพีเอช (pH) ในน้ำทิ้ง

บทที่ 4 ผลการวิจัยและการวิจารณ์ผล

4.1 การดำเนินการทดลอง



รูปที่ 4.1 การติดตั้งชุดการทดลองภายในห้องปฏิบัติการภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

4.1.1 การเริ่มเลี้ยงเชื้อ (Start Up)

การเริ่มต้นการทดลองโดยใช้เชื้อจุลินทรีย์จากระบบบำบัดน้ำเสียแบบยูเอเอสบีของบริษัท เสริมสุข จำกัด โดยใช้ตะกอนเมืงขนาดประมาณ 1.0-3.0 มม. ล้างด้วยน้ำจนสะอาด นำไปใส่ในถังยูเอเอสบีที่ใช้ทดลองประมาณ 40 เปอร์เซ็นต์ของปริมาตร (ประมาณ 4 ลิตร) หลังจากนั้นจึงเริ่มป้อนน้ำเสียจริงจากโรงงานผลิตเอทานอลที่เจ็อบางจันมีค่าบีโอดีประมาณ 1,000 มล./ล. และปรับพีเอชของระบบให้มีค่าประมาณ 7.0 ระบบจะมีอัตราภาระสารอินทรีย์ประมาณ 0.3 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน แล้วจึงเพิ่มความเข้มข้นน้ำเสียขึ้นทีละน้อยจนระบบมีอัตราภาระสารอินทรีย์ประมาณ 4.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ซึ่งใช้เวลาประมาณ 40 วัน จากนั้นจึงทำการต่อถังสร้างกรดแบบกวนผสมสมบูรณ์เข้ากับถังยูเอเอสบีและเข้าสู่การทดลองต่อไป

4.1.2 การทดลองเพื่อใช้เปรียบเทียบแบบจำลอง

การทดลองในส่วนนี้จะทำการเปลี่ยนแปลงค่าอัตราภาระสารอินทรีย์ที่ 3.8, 7.0 และ 10.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน คุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดไว้ที่ประมาณ 5.9 และไม่มีการเวียนน้ำกลับ

4.1.3 การทดลองเพื่อใช้สอบทานแบบจำลอง

การทดลองในส่วนนี้จะทำการเปลี่ยนแปลงค่าอัตราภาระสารอินทรีย์ที่ 2.0, 4.0, 6.0, 8.0 และ 4.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน คุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดไว้ที่ประมาณ 5.5 และเวียนน้ำกลับ 1 เท่า

4.2 การปรับเทียบแบบจำลอง (Model Calibration)

4.2.1 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis)

ก่อนที่จะทำการปรับเทียบ (Calibration) หรือการประมาณค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลอง จะต้องทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis) ก่อน เพื่อจะหาพารามิเตอร์ที่มีความสำคัญต่อผลลัพธ์ของแบบจำลองมากที่สุด ซึ่งจะเป็นพารามิเตอร์ที่ต้องทำการปรับเปลี่ยนค่าในระหว่างการปรับเทียบแบบจำลอง การวิเคราะห์ความอ่อนไหวจะทำโดยใช้โปรแกรม AQUASIM ซึ่งสามารถทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของกลุ่มของพารามิเตอร์ที่เลือกได้ ฟังก์ชันความอ่อนไหว (Sensitivity Function) ที่เลือกใช้จะเป็นแบบ Absolute-Relative (Reichert, 1998)

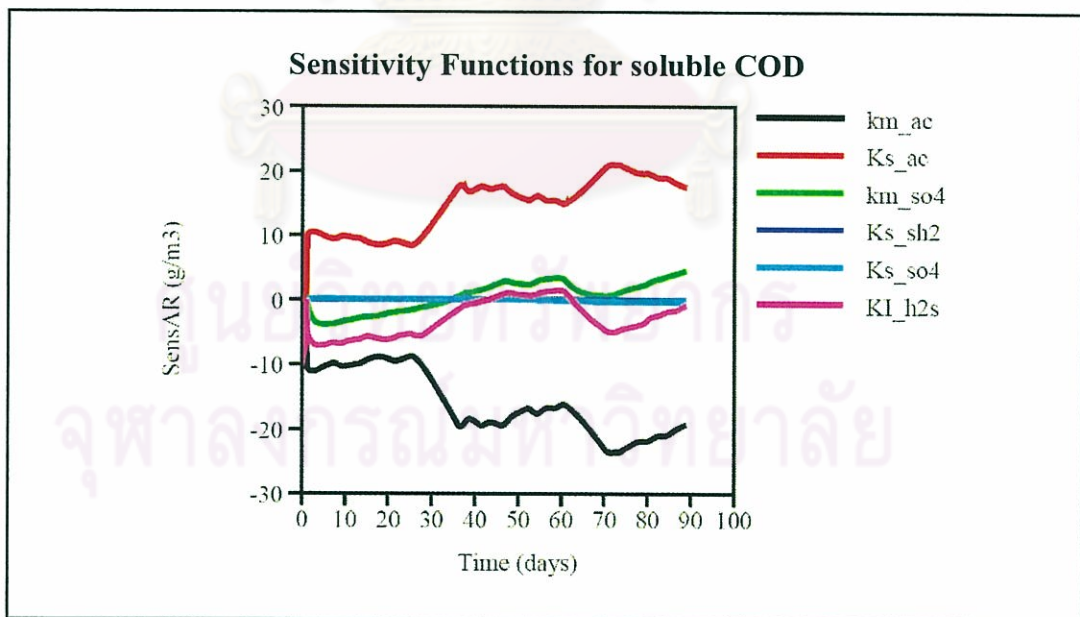
$$\delta_{y,p}^{a,r} = p \frac{\partial y}{\partial p}$$

เมื่อ $\delta_{y,p}^{a,r}$ คือฟังก์ชันความอ่อนไหว y คือตัวแปรใดๆ ที่คำนวณโดยโปรแกรม AQUASIM และ p คือพารามิเตอร์ของแบบจำลอง ฟังก์ชันความอ่อนไหวแบบ Absolute-Relative จะวัดค่าการเปลี่ยนแปลงแบบสมบูรณ์ของ y เมื่อมีการเปลี่ยนแปลง p ที่ 100 เปอร์เซ็นต์ ค่าบวกของฟังก์ชันความอ่อนไหวแสดงว่า y จะเพิ่มขึ้นเมื่อค่าของ p เพิ่มขึ้น และค่าลบของฟังก์ชันความอ่อนไหว แสดงว่า y จะลดลงเมื่อค่าของ p เพิ่มขึ้น

AQUASIM สามารถทำการประมาณค่าพารามิเตอร์ (Parameter Estimation) ของแบบจำลองที่กำหนดโดยใช้ข้อมูลที่ได้จากการวัด ค่าของพารามิเตอร์จะถูกประมาณโดยวิธี Weighted Least Squares (Reichert, 1995) จากการวิเคราะห์ความอ่อนไหวทำให้ทราบว่าพารามิเตอร์ที่มีความอ่อนไหวสูง และต้องทำการประมาณค่าต่อไปก็คือ $k_{m,ac}$, k_{m,SO_4} , $K_{s,ac}$ และ K_{s,SO_4} ฟังก์ชันความอ่อนไหวที่มีต่อค่าซีไอดีละลาย (SCOD) และค่าซัลเฟตในถังยูเอเอสบี แสดงในรูปที่ 4.2 และ 4.3

4.2.1.1 ฟังก์ชันความอ่อนไหวสำหรับค่าซีไอดีละลายในถังยูเอเอสบี

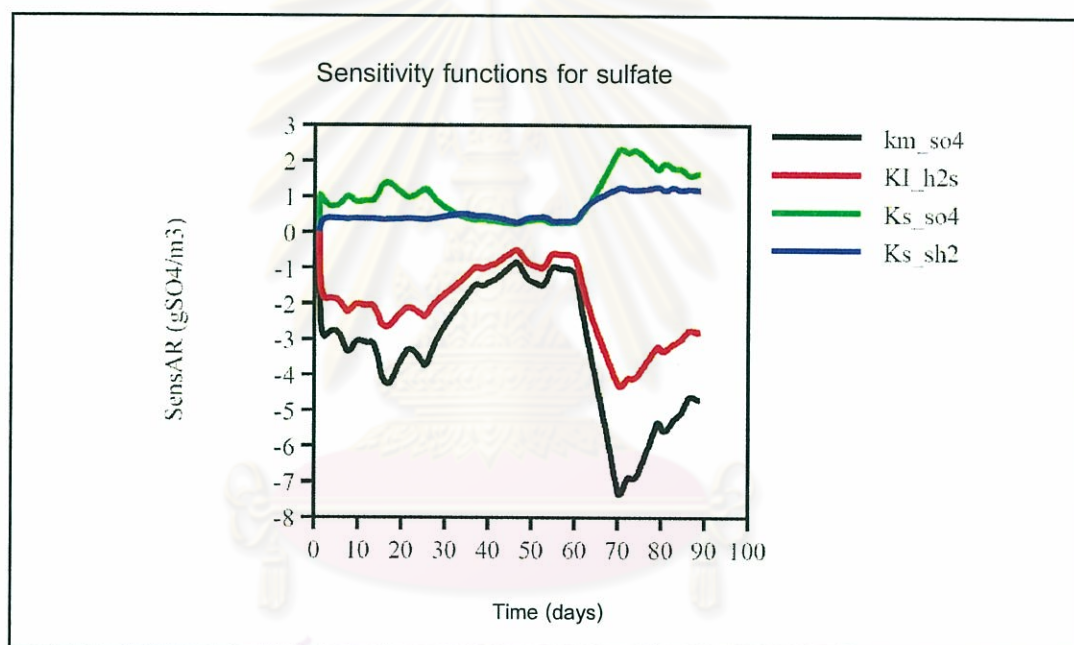
ฟังก์ชันความอ่อนไหวสำหรับค่าซีไอดีละลายในถังยูเอเอสบีของพารามิเตอร์ต่างๆ แสดงในรูปที่ 4.2 พารามิเตอร์ที่ทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหวประกอบไปด้วย Monod Maximum Specific Uptake Rate of Acetate Saturation ($k_{m,ac}$), Half Saturation Value of Acetate ($K_{s,ac}$), Monod Maximum Specific Uptake Rate of SRB (k_{m,SO_4}) และ Half Saturation Valve of Sulfate (K_{s,SO_4}) สาเหตุที่ทำการวิเคราะห์พารามิเตอร์เหล่านี้ เนื่องจากค่า $k_{m,ac}$ และ $K_{s,ac}$ เป็นพารามิเตอร์ที่มีความอ่อนไหวสูง (Batstone และคณะ, 2002) และ k_{m,SO_4} และ K_{s,SO_4} เป็นพารามิเตอร์ที่เพิ่มเข้าไปในแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 จึงต้องทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหวของพารามิเตอร์เหล่านี้ว่าผลที่มีต่อค่าซีไอดีละลายที่คำนวณจากแบบจำลองมีมากน้อยเพียงใด ผลการวิเคราะห์ความอ่อนไหวแสดงให้เห็นว่าพารามิเตอร์ $k_{m,ac}$ และ $K_{s,ac}$ มีความอ่อนไหวสูงต่อค่าซีไอดีละลาย ดังแสดงในรูปที่ 4.2 ลักษณะของกราฟฟังก์ชันความอ่อนไหวของทั้งสองพารามิเตอร์มีรูปร่างคล้ายกันแต่ต่างกันที่เครื่องหมายและขนาดซึ่งหมายความว่า การเปลี่ยนแปลงค่า $k_{m,ac}$ สามารถชดเชยได้โดยการเปลี่ยนแปลงค่า $K_{s,ac}$ ในทิศทางตรงกันข้าม (Reichert, 1998) ลักษณะเช่นนี้ทำให้ค่าซีไอดีละลายไม่สามารถใช้ในการหาค่าพารามิเตอร์ที่เหมาะสมของตัวแปรตัวใดตัวหนึ่งระหว่างสองตัวนี้ แต่จะเป็นค่าที่อยู่ในรูปของตัวแปรทั้งสองตัวที่เหมาะสมที่ทำให้ค่าซีไอดีละลายที่คำนวณได้จากแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้มากที่สุด



รูปที่ 4.2 Sensitivity functions (absolute-relative) of the SCOD in UASB to the model parameters ($k_{m,ac}$, k_{m,SO_4} , $K_{s,ac}$, K_{s,SO_4} , K_{s,SH_2} , K_{I,H_2S})

4.2.1.2 ฟังก์ชันความอ่อนไหวสำหรับค่าซัลเฟตในถังยูเอเอสบี

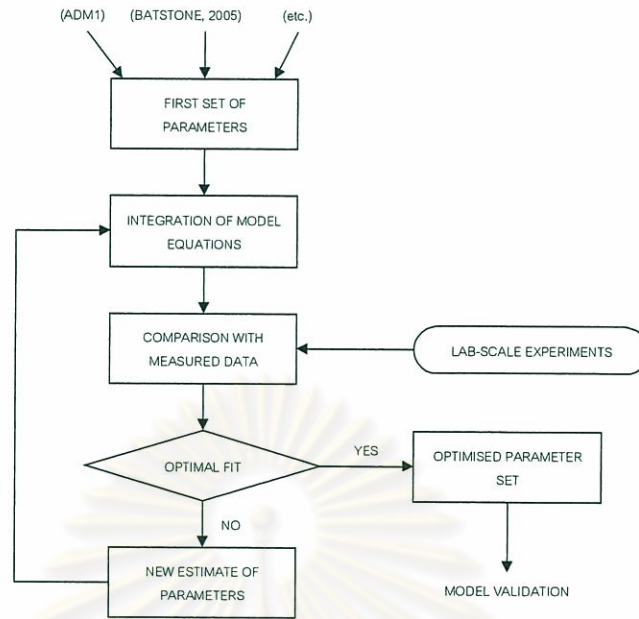
ฟังก์ชันความอ่อนไหวสำหรับค่าซัลเฟตในถังยูเอเอสบีของพารามิเตอร์ต่างๆ แสดงในรูปที่ 4.3 พารามิเตอร์ที่ทำการวิเคราะห์ความอ่อนไหวประกอบไปด้วย Monod Maximum Specific Uptake Rate of SRB (k_{m,SO_4}), Half Saturation Value of Sulfate (K_{s,SO_4}), Half Saturation Value of Hydrogen (K_{s,SH_2}) และ 50% Inhibition Concentration of Hydrogensulfide (K_{i,H_2S}) ผลการวิเคราะห์ความอ่อนไหวแสดงให้เห็นว่าพารามิเตอร์ k_{m,SO_4} , K_{s,SO_4} และ K_{i,H_2S} มีความอ่อนไหวสูงต่อค่าซัลเฟตในถังยูเอเอสบี แต่เนื่องจากค่า K_{i,H_2S} จะมีผลต่อค่าอื่นๆ นอกจากค่าซัลเฟตจึงใช้เฉพาะค่า k_{m,SO_4} และ K_{s,SO_4} เป็นพารามิเตอร์ที่ทำการประมาณค่าเพื่อให้ได้ค่าซัลเฟตที่คำนวณได้ตามแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้มากที่สุด



รูปที่ 4.3 Sensitivity functions (absolute-relative) of the sulfate in UASB to the model parameters (k_{m,SO_4} , K_{s,SO_4} , K_{s,SH_2} , K_{i,H_2S})

4.2.2 การประมาณค่าพารามิเตอร์ (Parameter Estimation)

ในการประมาณค่าพารามิเตอร์นั้นค่าเริ่มต้นของพารามิเตอร์ที่จะทำการประมาณค่าจะใช้ค่าจาก ADM1 ส่วนพารามิเตอร์อื่นๆ ที่มีความอ่อนไหวต่ำจะถือว่ามีความคงที่และใช้ค่าตาม ADM1 การประมาณค่าจะทำการคำนวณและวนซ้ำโดยเปลี่ยนแปลงค่าของพารามิเตอร์ที่มีความอ่อนไหวสูงจนกระทั่งผลที่ได้จากการคำนวณมีค่าใกล้เคียงกับค่าจากการทดลองหรือที่วัดได้มากที่สุด วิธีการประมาณค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองแสดงในรูปที่ 4.4



รูปที่ 4.4 วิธีการประมาณค่าพารามิเตอร์แบบจำลอง (ปรับปรุงจาก Blumensaat และ Keller, 2005)

พารามิเตอร์ของแบบจำลองที่เป็นตัวแปรคงที่ (Constant Variables) ในโปรแกรม AQUASIM สามารถทำการประมาณค่าได้ โดยวิธี Weighted Least Squares ดังสมการ

$$\chi^2(P) = \sum_{i=1}^n \left(\frac{y_{\text{meas},i} - y_i(P)}{\sigma_{\text{meas},i}} \right)^2$$

โดยที่

$y_{\text{meas},i}$ = ค่าที่วัดลำดับที่ i

$\sigma_{\text{meas},i}$ = ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานของค่าที่วัดได้

$y_i(P)$ = ค่าตัวแปรของแบบจำลองที่คำนวณได้ที่ตรงกับค่าที่ i ของการวัด และหาเวลาที่เวลา และตำแหน่งที่ทำการวัด

P = (P_1, \dots, P_m) คือ พารามิเตอร์ของแบบจำลอง

สำหรับข้อมูลจากการทดลองที่ใช้ในการปรับเทียบ (Calibration) หรือการประมาณค่าพารามิเตอร์ (Parameter Estimation) นั้น ได้จากการทดลองโดยใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอน ขนาดห้องปฏิบัติการ ทำการบำบัดน้ำเสียจากกระบวนการผลิตเอทานอล โดยใช้ระบบบำบัดน้ำเสีย ขนาดห้องปฏิบัติการที่เริ่มเลี้ยงเชื้อจากขั้นตอนที่ 4.1.1 ทำการทดลองต่อโดยใช้อัตราสูบเข้าระบบคงที่ที่ 3.4 ลิตร/วัน เวลาที่กักน้ำที่ถังสร้างกรดเท่ากับ 12 ชั่วโมง และถังยูเอเอสบี 70 ชั่วโมง และเปลี่ยนแปลง ความเข้มข้นน้ำเสียเข้า เพื่อให้ระบบมีอัตราภาระสารอินทรีย์ 3.8, 7.0 และ 10 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ควบคุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดไว้ที่ 6.0 โดยการเติมโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่น้ำเสียเข้า โดยไม่มีการเวียน น้ำกลับจากน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบี ผลการทดลองเพื่อให้ใช้ในการปรับเทียบโดยสรุปแสดงในตารางที่ 4.1 ถึง 4.3

ตารางที่ 4.1 สรุปผลการทดลองใช้ในการเปรียบเทียบที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 3.8 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีโอดีละลายได้	มก./ล.	11,495 (710)	10,115 (996)	4,871 (167)
พีเอช	-	5.29 (0.05)	5.83 (0.04)	8.47 (0.04)
สภาพต่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	867 (73)	1,534 (123)	2,217 (270)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	1,854 (135)	2,953 (109)	515 (73)
ประสิทธิภาพการกำจัด ซีโอดีละลายได้	%		12 (3.0)	57.6 (2.4)
ตะกอนแขวนลอย	มก./ล.	450 (20)	3,670 (310)	260 (26)
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	8.6 (0.2)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	50.5
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.23
ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ ในระบบเฉลี่ย	มก./ล.	-	-	69,176
MLVSS / MLSS	-	-	-	0.86

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 4.2 สรุปผลการทดลองใช้ในการเปรียบเทียบที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 7.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีโอดีละลายได้	มก./ล.	22,417 (795)	17,520 (810)	9,372 (127)
พีเอช	-	5.47 (0.05)	5.90 (0.07)	7.86 (0.09)
สภาพด่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	2,270 (66)	3,115 (71)	5,358 (227)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	5,430 (152)	5,774 (201)	1,208 (47)
ประสิทธิภาพการกำจัด ซีโอดีละลายได้	%		21.8 (1.0)	58.2 (1.2)
ตะกอนแขวนลอย	มก./ล.	495 (17)	6,800 (400)	470 (98)
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	14.0 (0.3)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	52.0
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.20
ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ ในระบบเฉลี่ย	มก./ล.	-	-	74,150
MLVSS / MLSS	-	-	-	0.82

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

ศูนย์วิจัยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 4.3 สรุปผลการทดลองใช้ในการเปรียบเทียบที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 10.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีโอดีละลายได้	มก./ล.	30,417 (324)	23,816 (810)	12,907 (166)
พีเอช	-	6.30 (0.02)	5.92 (0.05)	7.77 (0.04)
สภาพต่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	4,250 (179)	5,283 (103)	8,443 (211)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	7,336 (239)	10,500 (141)	1,866 (54)
ประสิทธิภาพการกำจัด ซีโอดีละลายได้	%		21.7 (1.5)	57.5 (0.6)
ตะกอนแขวนลอย	มก./ล.	525 (18)	7,500 (400)	575 (28)
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	21.7 (0.3)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	55.0
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.18
ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ ในระบบเฉลี่ย	มก./ล.	-	-	64,083
MLVSS / MLSS	-	-	-	0.84

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

ค่าพารามิเตอร์ที่ประมาณค่าแสดงในตารางที่ 4.4 ผลการจำลองและค่าที่วัดได้จากการทดลองก่อนการทำการเปรียบเทียบแบบจำลอง และหลังการทำการเปรียบเทียบแบบจำลองแสดงในรูปที่ 4.5

ตารางที่ 4.4

Initial and estimated values of kinetic parameters

Kinetic Parameters	Description	Initial Values	Estimated Values	Units
$k_{m,ac}$	Maximum uptake rate of acetate degrader	8	1.5216	d^{-1}
k_{m,SO_4}	Maximum uptake rate of sulfate reducing bacteria	50	50.0786	d^{-1}
$K_{S,ac}$	Half-saturation constant of acetate	150	1,892.8	$gCOD.m^{-3}$
K_{S,SO_4}	Half-saturation constant of sulfate	0.1	9.9	$mole.m^{-3}$

4.2.2.1 ค่ากรดไขมันระเหยรวม (Total Volatile Fatty Acid)

ดังแสดงในรูปที่ 4.5 ก) ค่ากรดไขมันระเหยในถังสร้างกรดทั้งก่อนและหลังการทำการปรับเทียบแบบจำลองค่าที่ทำนายจากแบบจำลองมีค่าสูงกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลอง ผลที่ได้นี้สอดคล้องกับ Parker, 2005 ซึ่งพบว่าแบบจำลองที่ใช้โครงสร้างพื้นฐานจาก ADM1 จะทำนายค่ากรดไขมันระเหยได้สูงกว่าค่าที่วัดได้ที่เวลากักของแข็งน้อยกว่า 10 วัน แต่ผู้วิจัยมีความเห็นว่าผลน่าจะเกิดจากการที่สมมติฐานของแบบจำลองในงานวิจัยนี้ลักษณะน้ำเสียเข้าจะเป็น Monosaccharide ซึ่งย่อยสลายกลายเป็นกรดไขมันได้ง่ายกว่าน้ำเสียจริงซึ่งมีโมเลกุลที่ซับซ้อนกว่า หรืออีกสาเหตุอาจเกิดจากค่าฟังก์ชันการยับยั้งจากพีเอชของแบคทีเรียสร้างกรดในแบบจำลองมีค่าต่ำกว่าความเป็นจริง ทำให้ค่ากรดไขมันระเหยในถังสร้างกรดมีค่าสูงกว่าที่วัดได้จริง

ค่ากรดไขมันระเหยในถังยูเอเอสบีก่อนทำการปรับเทียบแบบจำลองค่าที่ทำนายจากแบบจำลองมีค่าต่ำกว่าค่าที่วัดได้มาก แต่เมื่อปรับเทียบแบบจำลองแล้วค่ากรดไขมันจะระเหยในถังยูเอเอสบีที่ทำนายจากแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง ยกเว้นในแต่ละช่วงที่มีการเปลี่ยนแปลงอัตราภาระสารอินทรีย์ ในช่วงแรกค่าที่วัดได้จะมีค่าสูงกว่าค่าที่ทำนายจากแบบจำลองและค่อยๆ ลดลงจนใกล้เคียงกับที่ทำนายจากแบบจำลองน่าจะเป็นผลจากการที่แบบจำลองใช้ถึงกวนผสมสมบูรณ์แบบอุดมคติ การเกิดการเปลี่ยนแปลงก็จะไม่โดดเด่นเกินไปไม่เหมือนกับถังยูเอเอสบีในห้องปฏิบัติการอาจมีการไหลลัดวงจรเกิดขึ้น จึงทำให้เมื่อมีอัตราภาระสารอินทรีย์สูงขึ้นก็จะมี การหลุดออกของกรดไขมันระเหยในช่วงแรก และเมื่อเกิดก๊าซชีวภาพมากขึ้นการกวนผสมก็เพิ่มมากขึ้น การไหลลัดวงจรก็ลดลง ค่ากรดไขมันระเหยก็จะลดลงเป็นระดับปกติที่ควรจะเป็น

4.2.2.2 ค่าซีโอดีละลาย (Soluble COD)

ดังแสดงในรูปที่ 4.5 ข) ค่าซีโอดีละลายในถังสร้างกรด (CSTR) ที่ทำนายจากแบบจำลองและที่วัดได้จากการทดลองมีค่าใกล้เคียงกันทั้งก่อนและหลังการปรับเทียบแบบจำลอง เหตุผลเนื่องมาจากใน

ถึงสร้างกรดมีเวลากักน้ำต่ำประมาณ 12 ชั่วโมง ซึ่งไม่เพียงพอที่แบคทีเรียที่ใช้อะซิเตตสร้างมีเทนจะโตได้ทัน ดังนั้นการปรับเทียบซึ่งมีผลต่อแบคทีเรียที่ใช้อะซิเตตเป็นอาหารจึงไม่มีผลต่อแบบจำลองถึงสร้างกรด

ค่าซีไอดีละลายในถังยูเอเอสบีก่อนทำการปรับเทียบแบบจำลอง ค่าที่ทำนายจากแบบจำลองจะมีค่าต่ำกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลอง แต่เมื่อปรับเทียบแบบจำลองแล้วค่าซีไอดีละลายในถังยูเอเอสบีที่ทำนายจากแบบจำลองจะมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง ยกเว้นในแต่ละช่วงที่มีการเปลี่ยนแปลงอัตราภาวะสารอินทรีย์ ในช่วงแรกค่าที่วัดได้จะมีค่าสูงกว่าค่าที่ทำนายจากแบบจำลองและค่อยๆ ลดลงจนใกล้เคียงกับที่ทำนายจากแบบจำลอง ซึ่งน่าจะเป็นเหตุผลเดียวกับกรดไขมันระเหย

4.2.2.3 ค่าซัลเฟตในน้ำทิ้ง (Effluent Sulfate)

ดังแสดงในรูปที่ 4.5 ค) ค่าซัลเฟตในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีก่อนทำการปรับเทียบแบบจำลองค่าที่ทำนายจากแบบจำลองจะมีค่าต่ำกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลองมาก แต่เมื่อปรับเทียบแบบจำลอง โดยการปรับค่า K_{s,sO_4} จาก 0.1 เป็น 9.9 mole.m⁻³ ทำให้การใช้ซัลเฟตของแบคทีเรียลดลงจากค่า K_s ที่เพิ่มขึ้น ค่าซัลเฟตในถังยูเอเอสบีที่ทำนายจากแบบจำลองจะมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง

4.2.2.4 ปริมาณก๊าซชีวภาพ (Gas flow Rate)

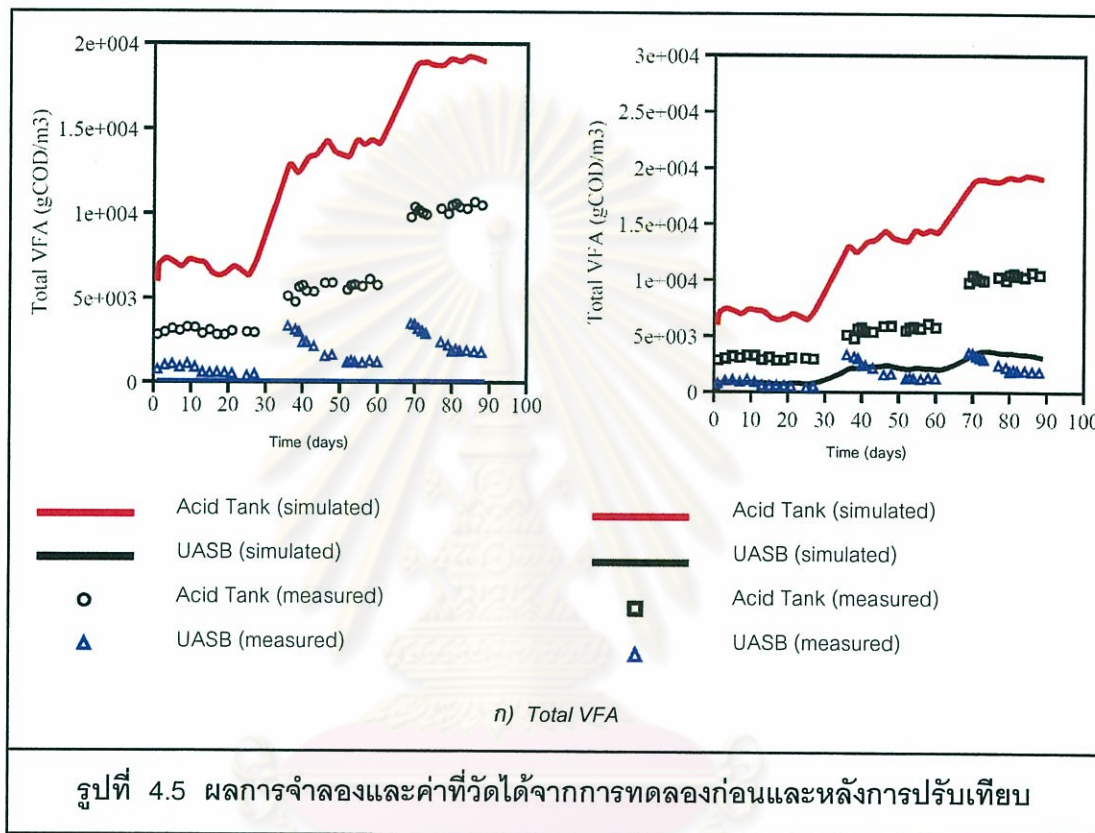
ดังแสดงในรูปที่ 4.5 ง) ปริมาณก๊าซชีวภาพก่อนทำการปรับเทียบแบบจำลองค่าที่ทำนายจากแบบจำลองจะมีค่าสูงกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลองมาก ซึ่งสอดคล้องกับค่าซีไอดีละลายในถังยูเอเอสบีที่แบบจำลองทำนายได้ต่ำกว่าค่าที่วัดได้มาก แต่เมื่อปรับเทียบแบบจำลองแล้ว ปริมาณก๊าซชีวภาพที่ทำนายได้จากแบบจำลองจะมีค่าสูงกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลองเล็กน้อย ซึ่งก็สอดคล้องกับค่าซีไอดีละลายในถังยูเอเอสบีที่แบบจำลองที่ปรับเทียบแล้วทำนายได้ค่าต่ำกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลองเล็กน้อยเช่นกัน ผลของงานวิจัยสอดคล้องกับงานวิจัยที่ผ่านมา (ชำนานู, 2538, ณรงค์ศักดิ์, 2538) พบว่า ปริมาณก๊าซชีวภาพที่เกิดขึ้นจากการทดลองโดยใช้เครื่องวัดก๊าซแบบคัลด์สกี จะมีปริมาณก๊าซชีวภาพต่ำกว่าที่ควรจะเป็นตามทฤษฎี ซึ่งเหตุผลเป็นไปได้ว่าปริมาณก๊าซชีวภาพที่วัดได้น้อยกว่าปกติ อาจเกิดจากเครื่องวัดก๊าซหรือจากชุดอุปกรณ์แยกก๊าซ-ตะกอนของถังยูเอเอสบีที่ใช้ระหว่างทำการทดลอง

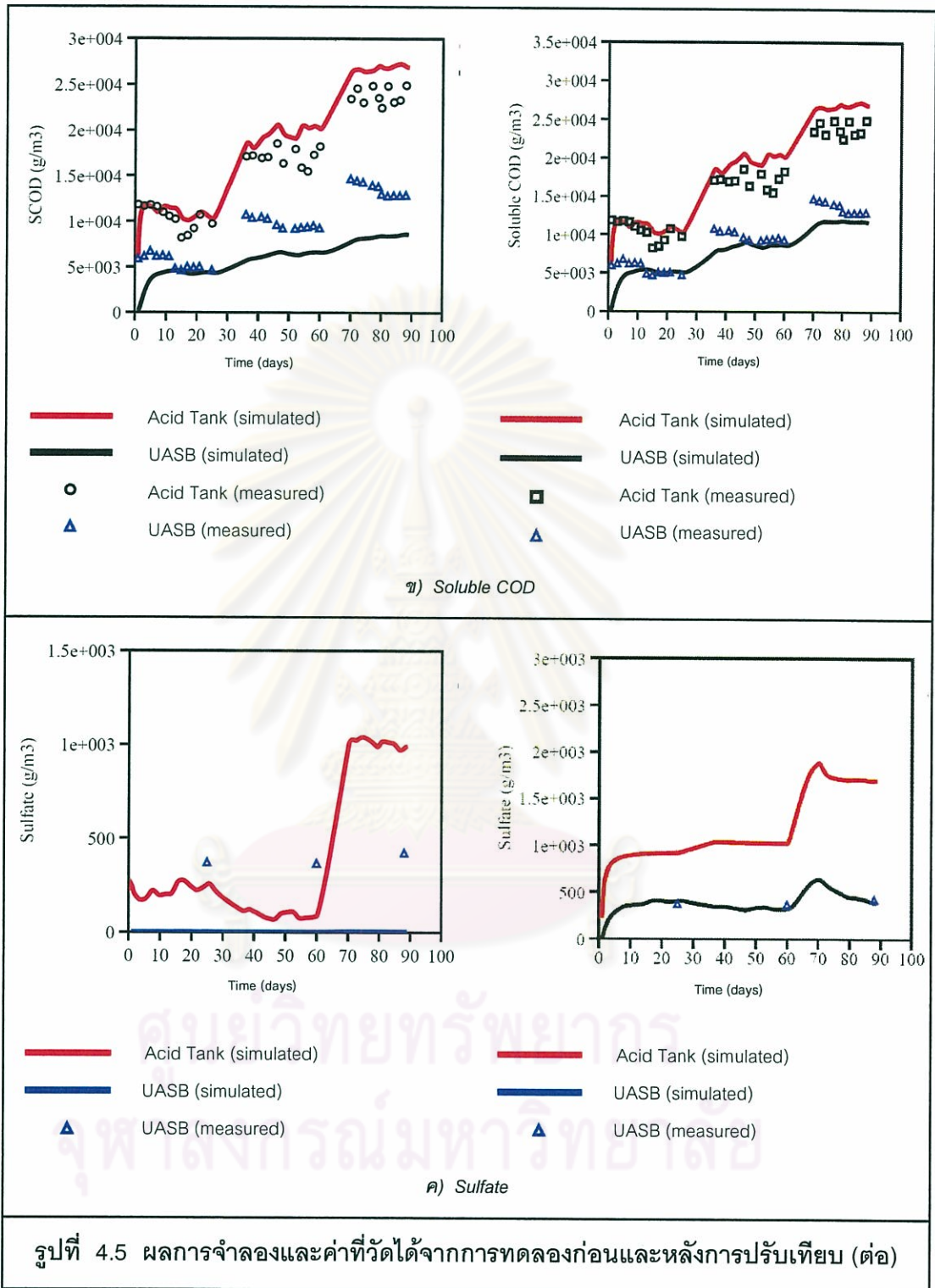
4.2.2.5 ค่าพีเอช (pH)

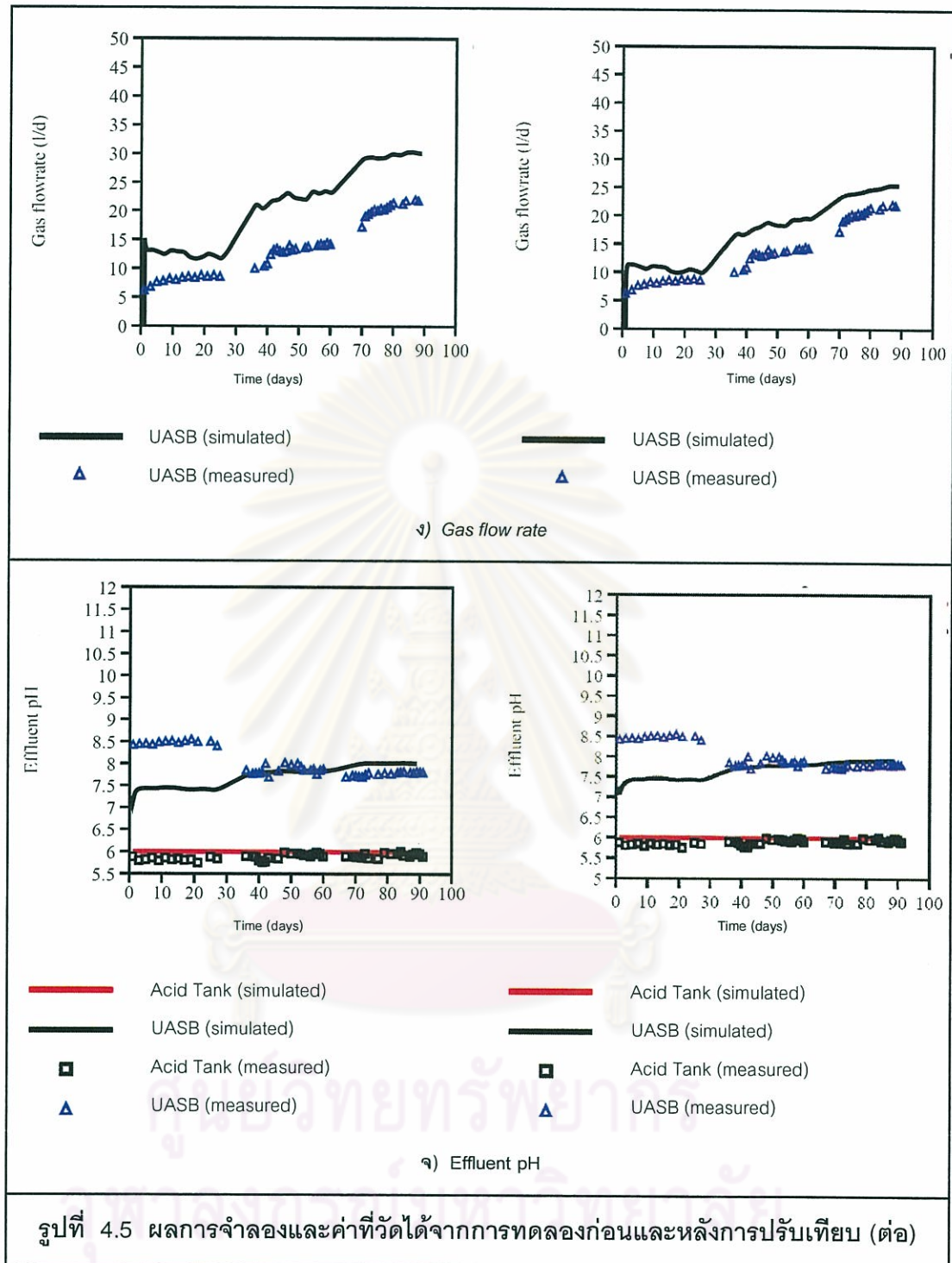
ดังแสดงในรูปที่ 4.4 จ) ค่าพีเอชในถังสร้างกรด (CSTR) ทั้งก่อนและหลังทำการปรับเทียบแบบจำลอง ค่าที่ทำนายจากแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง

ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีทั้งก่อนและหลังทำการปรับเทียบแบบจำลองค่าที่ทำนายได้จากแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง ยกเว้นในช่วงเริ่มต้นการทดลองที่อัตราภาวะสารอินทรีย์ 3.8 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ค่าที่ทำนายได้จากแบบจำลองมีค่าต่ำกว่าที่วัดได้จากการทดลอง น่าจะเป็นผลจากการทดลองช่วงแรก มีการปิดฝาถังสร้างกรดทำให้เกิดแรงดันย่อยของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สูง

และละลายอยู่ในน้ำในรูปกรดคาร์บอนิก (Speece, 1996) ทำให้ค่าพีเอชในถังสร้างกรดลดลงจึงต้องมีการเติมด่างในปริมาณที่มากขึ้นเพื่อควบคุมค่าพีเอชไว้ เมื่อน้ำไหลจากถังสร้างกรดไปเข้าถังยูเอเอสบีเป็นการไหลแบบใช้แรงโน้มถ่วงของโลกเป็นระบบเปิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในน้ำจึงถ่ายเทสู่บรรยากาศทำให้มีความเป็นด่างในน้ำสูงขึ้นอย่างมากเป็นผลให้ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีช่วงแรกจึงมีค่าสูงกว่าปกติ แต่ในแบบจำลองไม่ได้จำลองลักษณะเช่นนี้ไว้ ค่าที่ทำนายจากแบบจำลองจึงมีค่าต่ำกว่าค่าที่วัดได้







4.3 การสอบทานแบบจำลอง (Model Validation)

ข้อมูลที่ใช้ในการสอบทานแบบจำลองจะใช้ข้อมูลจากการทดลองชุดที่สอง โดยใช้ระบบบำบัดขนาดห้องปฏิบัติการที่ใช้ในขั้นตอนการปรับเทียบแบบจำลอง แต่จะเปลี่ยนแปลงค่าอัตราการสารอินทรีย์ที่ 2.0, 4.0, 6.0, 8.0 และ 4.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน ความคุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดไว้ที่ 5.5 และอัตราการเวียนน้ำกลับ 1 เท่า ผลการทดลองเพื่อใช้ในการสอบทานโดยสรุปแสดงในตารางที่ 4.5 ถึง 4.9

ตารางที่ 4.5 สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 2.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีโอดีละลายได้	มก./ล.	6,301 (136)	3,941 (155)	2,963 (60)
พีเอช	-	5.26 (0.04)	5.58 (0.07)	8.11 (0.09)
สภาพต่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	800 (35)	1,283 (83)	4,408 (442)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	1,669 (101)	2,546 (49)	454 (62)
ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีละลายได้	%	-	-	-
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	4.5 (2.2)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	50.
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.21

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

ตารางที่ 4.6 สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 4.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีโอดีละลายได้	มก./ล.	12,598 (336)	7,160 (181)	4,449 (319)
พีเอช	-	5.26 (0.04)	5.61 (0.07)	8.02 (0.11)
สภาพต่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	1,385 (29)	2,330 (89)	3,250 (105)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	3,210 (91)	4,295 (76)	447 (83)
ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีละลายได้	%	-	-	-
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	8.9 (0.2)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	52.0
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.14

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

ตารางที่ 4.7 สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 6.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีโอดีละลายได้	มก./ล.	18,452 (264)	11,631 (289)	6,566 (381)
พีเอช	-	6.30 (0.02)	5.92 (0.05)	7.77 (0.04)
สภาพต่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	1,730 (57)	2,865 (99)	3,900 (137)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	3,985 (108)	5,190 (58)	530 (33)
ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีละลายได้	%	-	-	-
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	13.3 (0.4)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	55.0
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.10

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

ตารางที่ 4.8 สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 8.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีโอดีละลายได้	มก./ล.	24,735 (230)	15,428 (396)	7,960 (344)
พีเอช	-	5.35 (0.05)	5.67 (0.07)	8.20 (0.05)
สภาพต่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	2,363 (102)	3,550 (87)	4,583 (184)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	5,663 (191)	6,983 (104)	1,069 (130)
ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดีละลายได้	%	-	-	-
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	20.2 (0.8)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	48.1
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.01

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

ตารางที่ 4.9 สรุปผลการทดลองใช้ในการสอบทานที่อัตราภาระสารอินทรีย์เท่ากับ 4.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน

ตัวแปร	หน่วย	น้ำเสียเข้า	น้ำทิ้งจาก ถังสร้างกรด	น้ำทิ้งจาก ถังยูเอเอสบี
ซีไอดีละลายได้	มก./ล.	12,699 (161)	7,588 (272)	5,269 (871)
พีเอช	-	5.29 (0.04)	5.65 (0.06)	8.16 (0.05)
สภาพต่างทั้งหมด	มก./ล. แคลเซียมคาร์บอเนต	1,367 (54)	2,638 (85)	4,192 (151)
กรดไขมันระเหย	มก./ล. กรดอะซิติก	3,308 (75)	4,229 (94)	504 (132)
ประสิทธิภาพการกำจัดซีไอดีละลายได้	%		-	-
ปริมาณก๊าซทั้งหมด	ลิตร/วัน	-	-	6.5 (0.4)
ก๊าซมีเทน	%	-	-	55.0
พีเอชเฉลี่ยในถังยูเอเอสบี	-	-	-	7.10

ค่าที่อยู่ในเครื่องหมายวงเล็บ คือ ค่าส่วนเบี่ยงเบนมาตรฐาน

แบบจำลองที่ทำการเปรียบเทียบ จะถูกสอบทานโดยใช้ข้อมูลชุดที่สองที่ได้จากการทดลอง โดยใช้ค่าพารามิเตอร์ที่ได้จากการประมาณค่าในขั้นตอนการสอบเทียบ ผลของการสอบทานแบบจำลอง แสดงในรูปที่ 4.6

4.3.1 ค่ากรดไขมันระเหยรวม (Total Volatile Fatty Acid)

ดังแสดงในรูปที่ 4.6 ก) จากผลการสอบทานแบบจำลองสามารถทำนายค่ากรดไขมันระเหยรวมในถังสร้างกรดได้ใกล้เคียงค่าที่วัดได้โดยจะทำนายค่าต่ำกว่าความเป็นจริงเล็กน้อยที่อัตราภาระสารอินทรีย์ 2.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน และสูงกว่าความเป็นจริงที่อัตราภาระสารอินทรีย์สูงกว่า 4.0 กก.ซีไอดี/ลบ.ม.-วัน การที่แบบจำลองทำนายค่ากรดไขมันระเหยได้ต่ำลงเป็นผลจากการเจือจางจากการเวียนน้ำกลับ และขณะเดียวกันค่ากรดไขมันระเหยที่วัดได้จากการทดลองก็มีค่าสูงขึ้น ซึ่งน่าจะเป็นผลจากการที่เกิดการเจือจางสารยับยั้งบางชนิดในน้ำเสียที่ทำให้การยับยั้งต่อการทำงานของแบคทีเรียสร้างกรดลดลง ทำให้เกิดกรดไขมันระเหยมากขึ้น แต่ไม่ได้รับรวมผลจากการยับยั้งนี้ไว้ในแบบจำลอง

แบบจำลองสามารถทำนายค่ากรดไขมันระเหยรวมในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีอย่างถูกต้องกับค่าที่วัดได้ ซึ่งเป็นการยืนยันการประมาณค่าพารามิเตอร์ในขั้นตอนการปรับเทียบแบบจำลองว่ามีความถูกต้อง

4.3.2 ค่าซีโอดีละลาย (Soluble COD)

ดังแสดงในรูปที่ 4.6 ข) จากผลการสอบทานแบบจำลองสามารถทำนายค่าซีโอดีละลายได้ใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้ทั้งในถังสร้างกรด (CSTR) และน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบี แต่ในช่วงเริ่มต้นของแต่ละอัตราภาระสารอินทรีย์ที่อัตราภาระสารอินทรีย์ต่ำคือที่ 2, 4 และ 6 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน ค่าซีโอดีละลายในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีมีค่าสูงในช่วงแรกและค่อยลดลงจนมีค่าใกล้เคียงกับที่ทำนายได้จากแบบจำลอง เหตุผลน่าจะเหมือนกับที่เกิดขึ้นในช่วงการปรับเทียบแบบจำลอง แต่ผลที่เกิดขึ้นจะน้อยกว่าซึ่งเป็นผลจากการเจือจางจากการเวียนน้ำกลับ

4.3.3 ค่าซัลเฟตในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบี (Effluent Sulfate)

ดังแสดงในรูปที่ 4.6 ค) จากผลการสอบทานแบบจำลอง แบบจำลองสามารถทำนายค่าซัลเฟตในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีได้ใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง โดยมีค่าสูงกว่าค่าที่วัดได้เล็กน้อยที่อัตราภาระสารอินทรีย์สูงกว่า 4.0 กก.ซีโอดี/ลบ.ม.-วัน

4.3.4 ปริมาณก๊าซชีวภาพ (Gas flow Rate)

ดังแสดงในรูปที่ 4.6 ง) จากผลการสอบทานแบบจำลอง แบบจำลองสามารถทำนายปริมาณก๊าซชีวภาพได้ในแนวโน้มทิศทางเดียวกัน แต่ค่าที่ทำนายจากแบบจำลองยังมีค่าสูงกว่าที่วัดได้จากการทดลอง

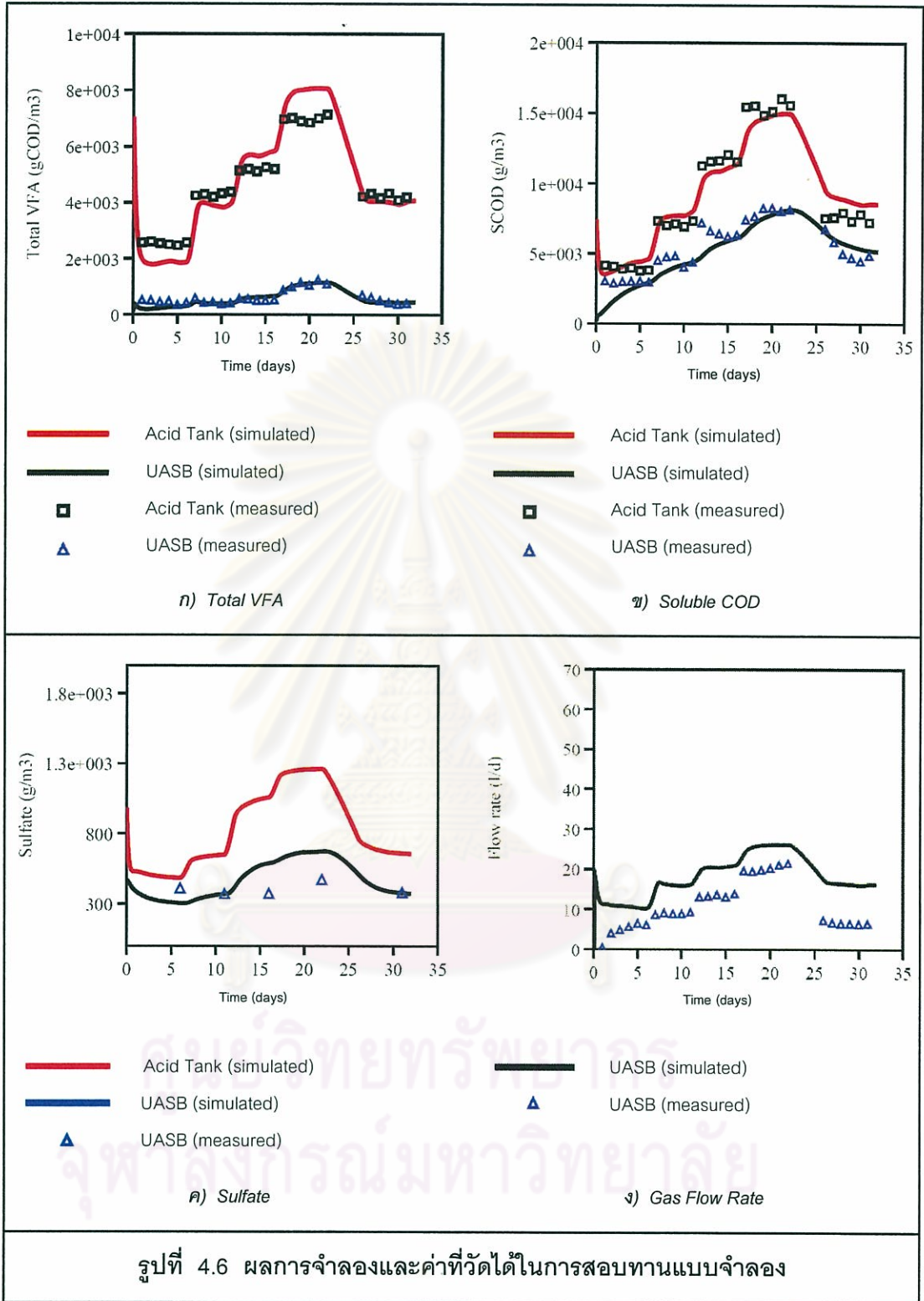
4.3.5 ค่าพีเอช (pH)

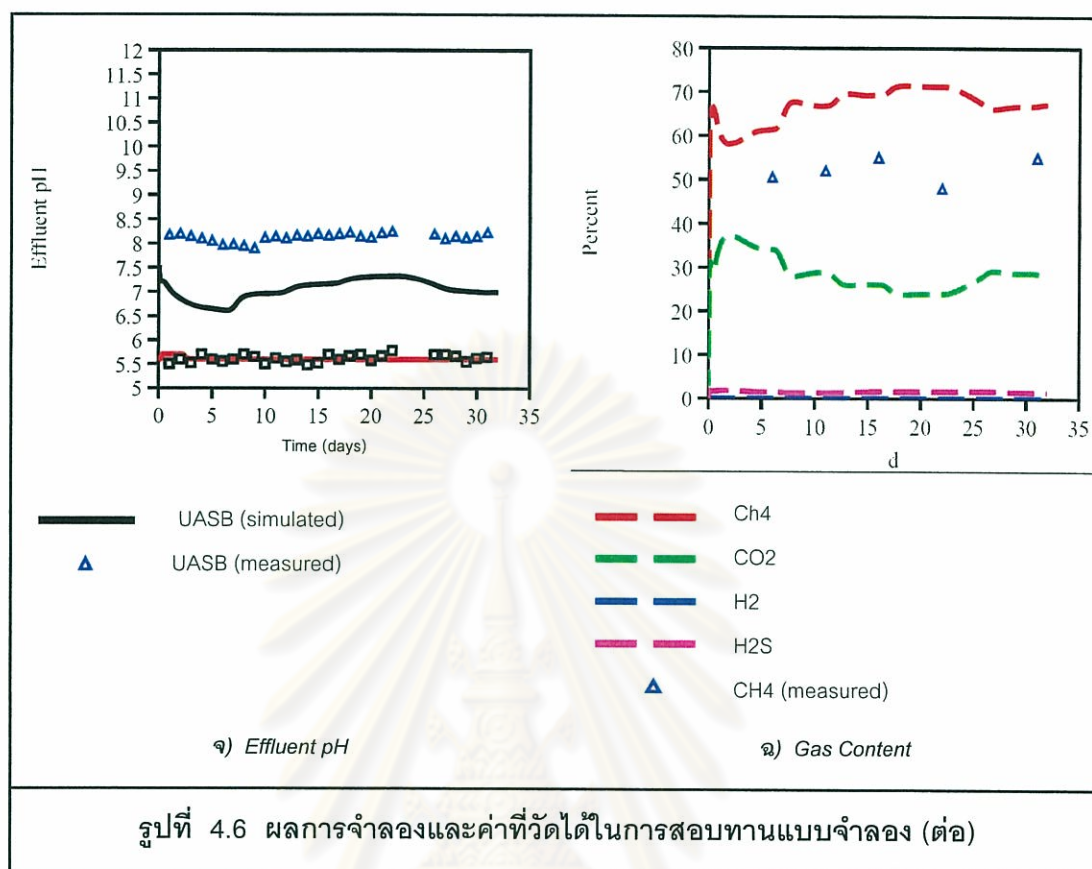
ดังแสดงในรูปที่ 4.6 จ) จากผลการสอบทานแบบจำลองสามารถทำนายค่าพีเอชในถังสร้างกรด (CSTR) ได้ใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง

แบบจำลองสามารถทำนายค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีได้ต่ำกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลองอยู่ในช่วง 0.7-1.0 หน่วยพีเอช สาเหตุน่าจะมาจากความผิดพลาดในขั้นตอนการวัดค่าพีเอชน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีในระหว่างทำการทดลองไม่ได้ทำการวัดจากถังโดยตรง แต่ใช้วิธีเก็บตัวอย่างมาแล้วจึงทำการวัดด้วยหัววัดพีเอชแบบเคลื่อนย้ายได้ การเก็บตัวอย่างและปล่อยให้มีความสัมพันธ์กับอากาศนานหลายนาที จะทำให้กรดคาร์บอนิกกลายเป็นก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และถ่ายเทสู่อากาศเป็นผลให้ค่าพีเอชในน้ำสูงขึ้นประมาณ 0.7 หน่วยพีเอช (Speece, 1996) ทำให้ค่าที่ทำนายจากแบบจำลองมีค่าต่ำกว่าค่าที่วัดได้จากการทดลอง

4.3.6 องค์ประกอบของก๊าซ

ดังแสดงในรูปที่ 4.6 ฉ) เปอร์เซ็นต์มีเทนที่วัดได้จากการทดลองมีค่าต่ำกว่าที่ทำนายจากแบบจำลอง เป็นผลมาจากค่า K_{La} ในแบบจำลองมีค่าไม่ถูกต้องตามความเป็นจริง เนื่องจาก K_{La} มีค่าขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายอย่าง เช่นลักษณะทางกายภาพของถัง สภาพการกวนผสม อุณหภูมิ ฯลฯ





4.4 การจำลอง (Simulation) การทำงานระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง

แบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยใช้ข้อมูลจากห้องปฏิบัติการจะถูกใช้มาทำนายพฤติกรรมแบบพลวัต (Dynamic) ของระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง โดยใช้ข้อมูลจากระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอนของบริษัทหลักชัยคำสุรา จำกัด จ.ราชบุรี ซึ่งเป็นโรงงานผลิตสุราโดยใช้กากน้ำตาลเป็นวัตถุดิบ ผลของการทำนายแสดงในรูปที่ 4.6

4.4.1 ค่าซีโอดีละลาย (Soluble COD)

ดังแสดงในรูปที่ 4.7 ค) แบบจำลองสามารถทำนายค่าซีโอดีละลายในถังสร้างกรด (CSTR) และถังยูเอเอสบีได้ใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้

4.4.2 ค่ากรดไขมันระเหยรวม (Total Volatile Fatty Acid)

ดังแสดงในรูปที่ 4.7 ง) แบบจำลองจะทำนายค่ากรดไขมันระเหยรวมในถังสร้างกรดสูงกว่าค่าที่วัดได้ ซึ่งสอดคล้องกับข้อมูลที่ได้จากการเปรียบเทียบและสอบทานแบบจำลอง โดยใช้ข้อมูลจากการทดลอง

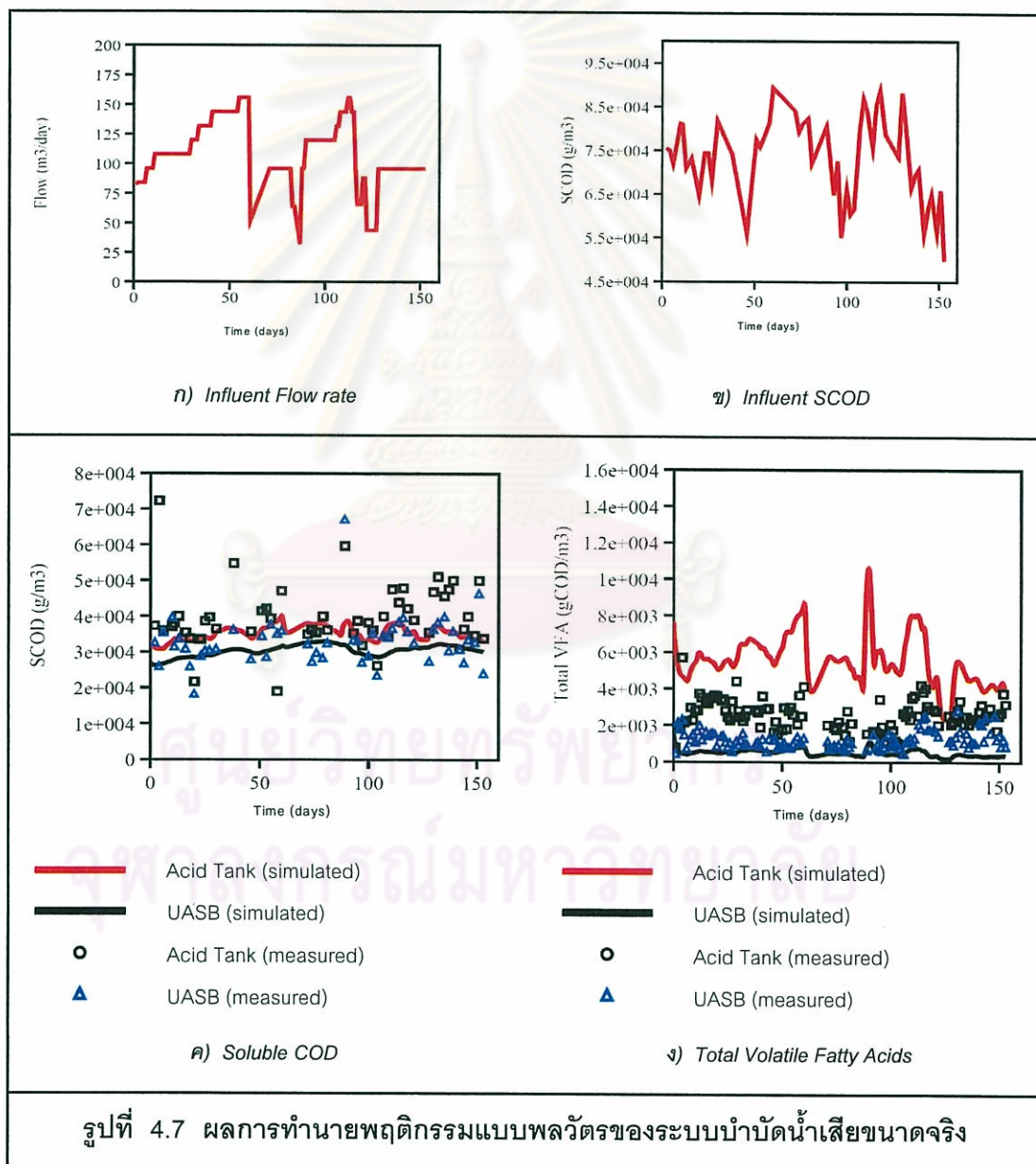
แบบจำลองสามารถทำนายค่ากรดไขมันระเหยรวมในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีได้ใกล้เคียงกับค่าที่วัดได้

4.4.3 ปริมาณก๊าซชีวภาพ (Gas flow Rate)

ดังแสดงในรูปที่ 4.7 จ) แบบจำลองสามารถทำนายปริมาณก๊าซชีวภาพได้ในแนวโน้มทิศทางเดียวกันแต่ค่าที่ทำนายจากแบบจำลองจะมีค่าสูงกว่าค่าที่วัดได้

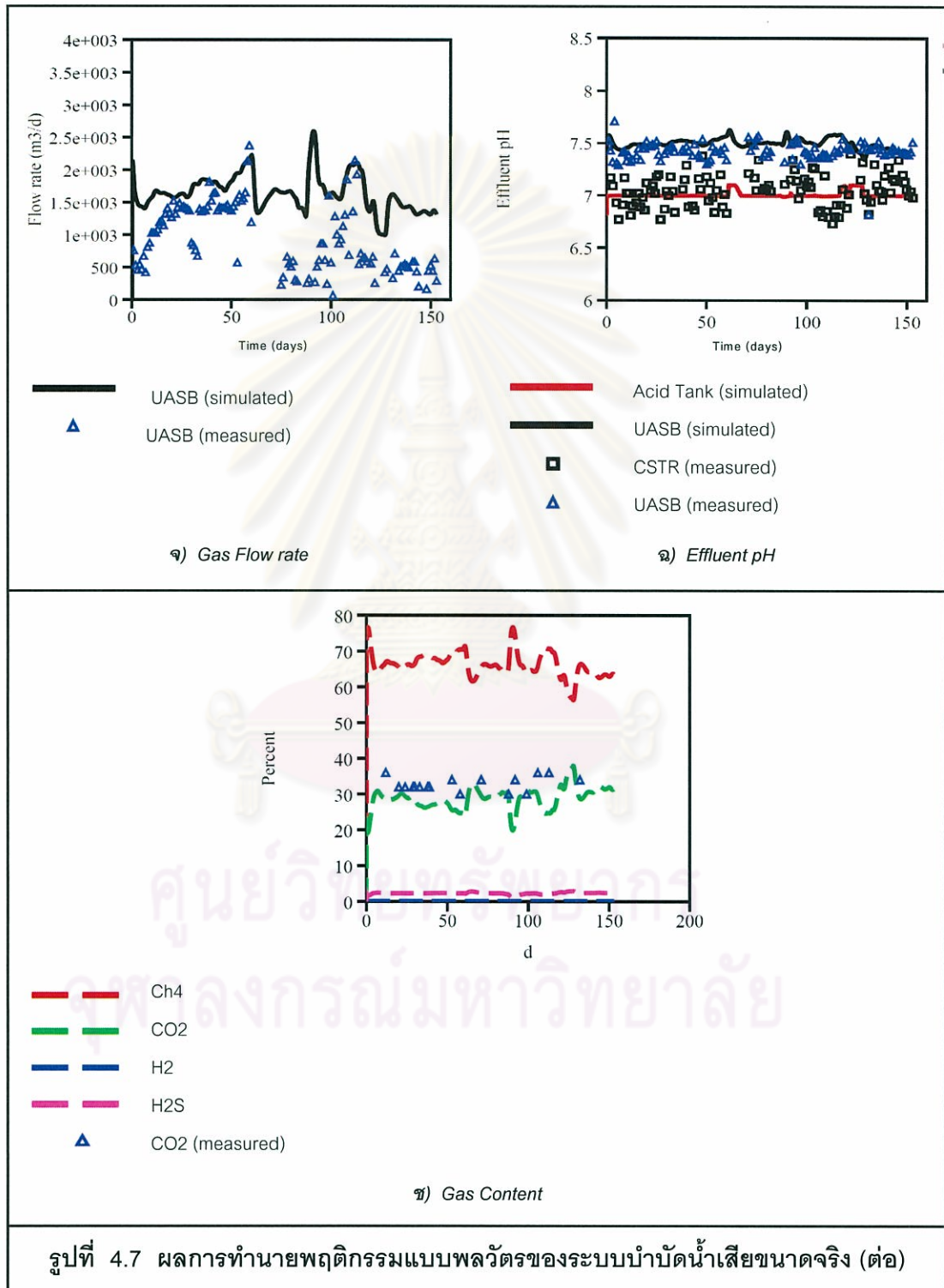
4.4.4 ค่าพีเอช (pH)

ดังแสดงในรูปที่ 4.7 ฉ) แบบจำลองสามารถทำนายค่าพีเอชในถังสร้างกรด (CSTR) และถังยูเอสบีได้อย่างถูกต้อง



4.4.5 องค์ประกอบของก๊าซ

ดังแสดงในรูปที่ 4.7 ข) แบบจำลองสามารถทำนายเปอร์เซ็นต์ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้ใกล้เคียงกับที่วัดได้จากระบบ

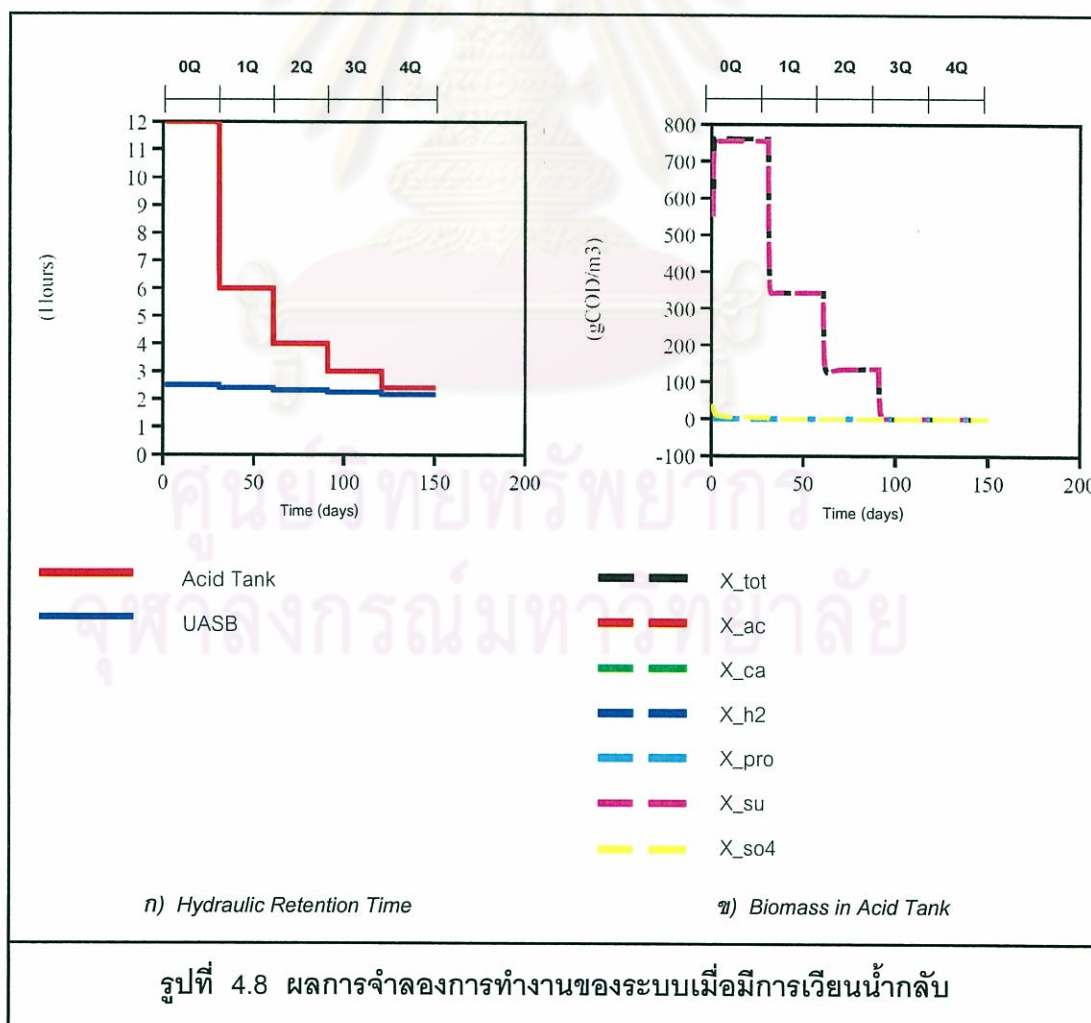


4.5 การใช้แบบจำลองในการศึกษาการทำงานและพฤติกรรมของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอน

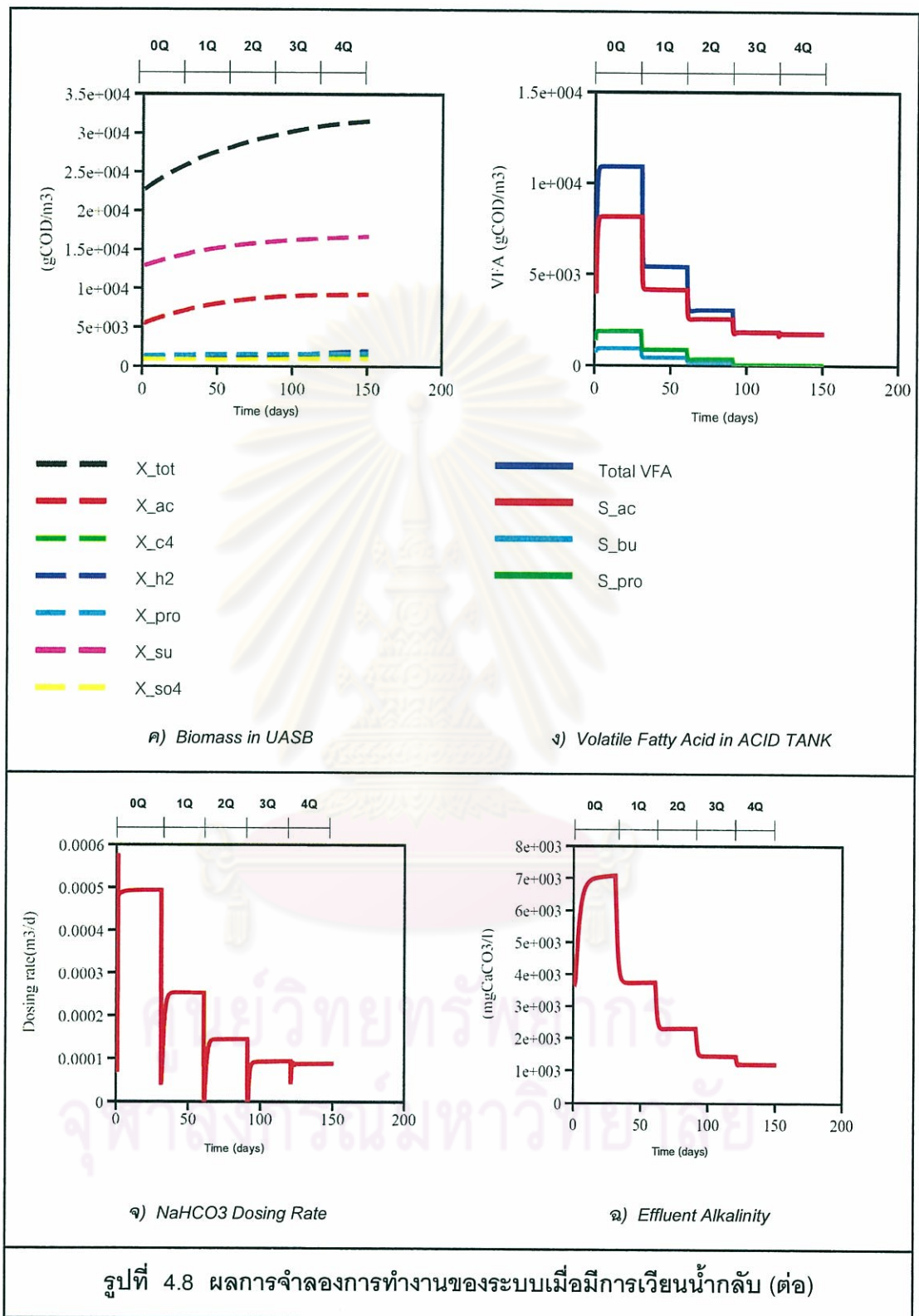
การใช้แบบจำลองเพื่อศึกษาการทำงานและพฤติกรรมของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอน เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์ในการทำงาน (Operating Parameter) เช่น อัตราการเวียนน้ำกลับ ค่าพีเอชในถังสร้างกรด รวมถึงการศึกษาผลของเวลากักน้ำในถังสร้างกรดที่มีต่อการทำงานของระบบ และการเกิดภาวะ Overload ของระบบ โดยข้อมูลเบื้องต้นของระบบประกอบไปด้วย อัตราการไหลของน้ำเสีย 3.4 ลิตร/วัน ซีไอดีละลายทั้งหมด 16,500 มก./ล. ซีไอดีละลายที่ไม่ย่อยสลาย 4,950 มก./ล. กรดไขมันระเหยในรูปอะซิติก 4,950 มก./ล. ปริมาตรถังสร้างกรดเท่ากับ 1.7 ลิตร ปริมาตรถังยูเอเอสบีเท่ากับ 10 ลิตร

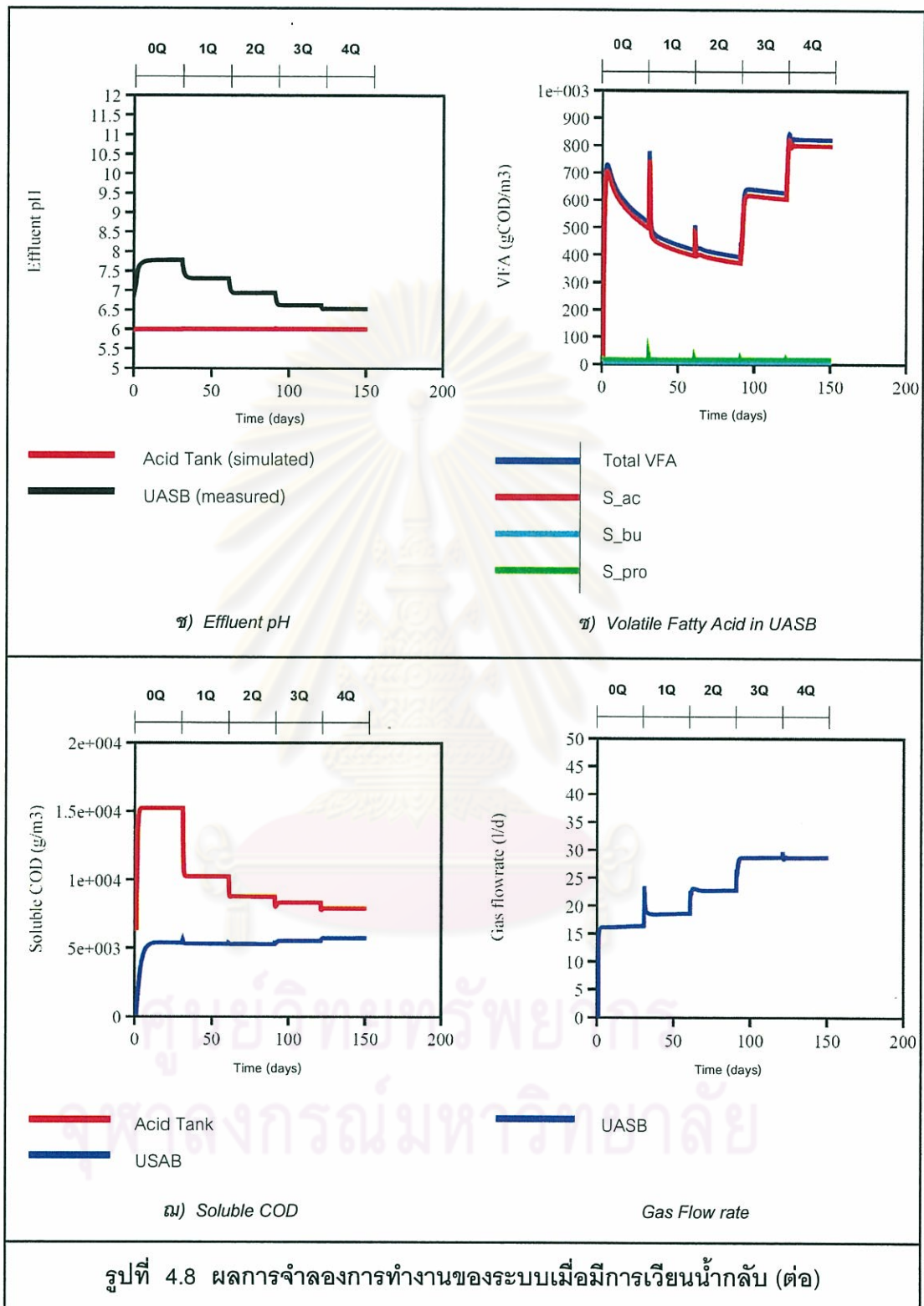
4.5.1 การจำลองผลของการเวียนน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีกลับมาเข้าถังสร้างกรด

การจำลองการทำงานของระบบในส่วนนี้ ใช้เวลากักน้ำในถังสร้างกรด 12 ชั่วโมง ควบคุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดที่ 6.0 และเปลี่ยนแปลงอัตราการเวียนน้ำกลับที่ 0, 1, 2, 3 และ 4 เท่า



รูปที่ 4.8 ผลการจำลองการทำงานของระบบเมื่อมีการเวียนน้ำกลับ





รูปที่ 4.8 ผลการจำลองการทำงานของระบบเมื่อมีการเวียนน้ำกลับ (ต่อ)

จากรูปที่ 4.8 ก) เมื่อมีการเวียนน้ำกลับค่าเวลากักน้ำ (Hydraulic Retention Time) ของถังสร้างกรดจะมีค่าลดลงกระทั่งมีค่าต่ำกว่าค่าต่ำสุดก็จะเกิดการล้างออก (Washout) ของมวลจุลชีพ ในกรณีนี้เมื่ออัตราการเวียนน้ำกลับมากกว่าสองเท่า ถังสร้างกรดก็จะเกิดการล้างออกของมวลจุลชีพ และไม่มีการสร้างกรดเกิดขึ้นในถัง

จากรูปที่ 4.8 ข) การเวียนน้ำกลับทำให้ค่าความเข้มข้นของจุลชีพลดลงจากผลของการเจือจาง และเมื่ออัตราการเวียนน้ำกลับมากกว่าสองเท่าจุลชีพก็จะถูกล้างออกจากถังสร้างกรด เนื่องจากเวลากักน้ำลดลงจนมีค่าน้อยกว่าค่าต่ำสุด

จากรูปที่ 4.8 ค) การเวียนน้ำกลับไม่มีผลต่อความเข้มข้นจุลชีพในถังยูเอเอสบี เนื่องจากในถังยูเอเอสบีเวลากักน้ำและเวลากักเซลล์แยกออกจากกัน ผลของเวลากักน้ำจึงไม่มีผลต่อความเข้มข้นจุลชีพในถัง

จากรูปที่ 4.8 ง) การเวียนน้ำกลับจะทำให้ความเข้มข้นกรดไขมันระเหยในถังสร้างกรดมีค่าลดลงจนกระทั่งคั้งที่อัตราการเวียนน้ำกลับมากกว่าสองเท่า เหตุผลก็เนื่องมาจากการเจือจางจากน้ำที่เวียนกลับมาและการลดลงของเวลากักน้ำของถังจนกระทั่งเกิดการล้างออกของแบคทีเรียสร้างกรดในถัง ค่าความเข้มข้นของกรดไขมันระเหยจึงเริ่มมีค่าคั้งที่และมีค่าเท่ากับปริมาณกรดไขมันระเหยในน้ำเสียเข้า

จากรูปที่ 4.8 จ) เมื่อมีการเวียนน้ำกลับเข้าถังสร้างกรดจะทำให้ลดการเติมต่างลงได้ เนื่องมาจากการนำความเป็นต่างในน้ำทิ้งกลับมาใช้ใหม่ และการเวียนน้ำกลับยังเป็นการเจือจาง (Dilution) สารต่างๆ เช่น กรดไขมันระเหย ทำให้ความต้องการต่างในการควบคุมพีเอชในถังสร้างกรดลดลง แต่เมื่ออัตราการเวียนน้ำกลับมีค่าสูงกว่า 3 เท่า การลดลงของการเติมต่างมีค่าน้อยจนแทบไม่มีความสำคัญเมื่อเทียบกับค่าใช้จ่ายด้านพลังงานและขนาดของเครื่องสูบน้ำที่เพิ่มขึ้น

จากรูปที่ 4.8 ฉ) เมื่อมีการเวียนน้ำกลับ จะทำให้ค่าความเป็นต่างในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีมีค่าลดลง เนื่องจากมีการเติมต่างเพื่อใช้ควบคุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดน้อยลง จึงเป็นผลให้มีค่าความเป็นต่างในน้ำทิ้งลดลง และนี่เองที่เป็นผลให้การเวียนน้ำกลับที่อัตราสูงๆ ไม่ได้ ประหยัดสารเคมีเพิ่มขึ้นมากขึ้นเป็นสัดส่วนตรงก็เนื่องมาจากความเป็นต่างที่เวียนกลับมาลดลงนั่นเอง

จากรูปที่ 4.8 ช) เมื่อมีการเวียนน้ำกลับเพิ่มขึ้นค่าพีเอชในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีจะมีค่าลดลง เนื่องจากเมื่อมีการเวียนน้ำกลับจะทำให้เวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลง จึงมีปริมาณสารอาหารที่ยังไม่ได้เปลี่ยนแปลงเป็นกรดไขมันระเหย ไหลเข้าถังยูเอเอสบีมากขึ้นและเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยโดยแบคทีเรียสร้างกรดในถังยูเอเอสบี และรวมทั้งถังยูเอเอสบีต้องรับภาระอัตราไหล (Hydraulic Load) ที่เพิ่มขึ้น จากน้ำที่มีสภาวะเป็นกรดจากถังสร้างกรดจึงทำให้ค่าพีเอชในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีมีค่าลดลงเมื่ออัตราเวียนน้ำกลับมีค่าสูงขึ้น

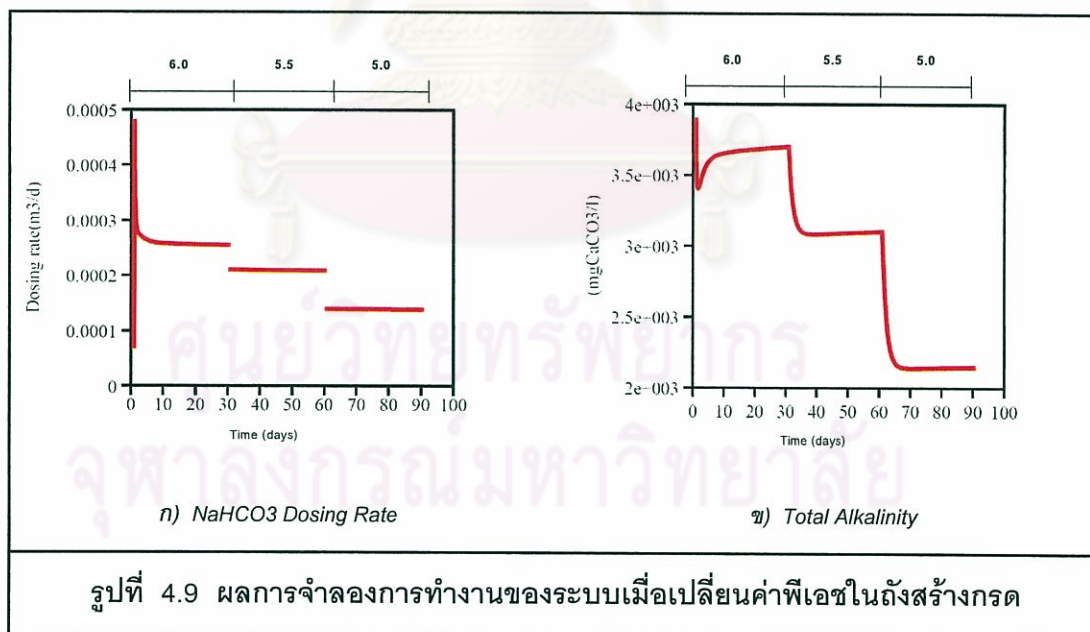
จากรูปที่ 4.8 ข) การเวียนน้ำกลับจะทำให้ค่ากรดไขมันระเหยในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีมีค่าลดลง เนื่องจากผลของการเจือจางจนกระทั่งการเวียนน้ำกลับมีผลทำให้ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีมีค่าต่ำกว่า 7.0 ค่ากรดไขมันระเหยก็จะเริ่มสะสมเพิ่มขึ้นในถังยูเอเอสบี

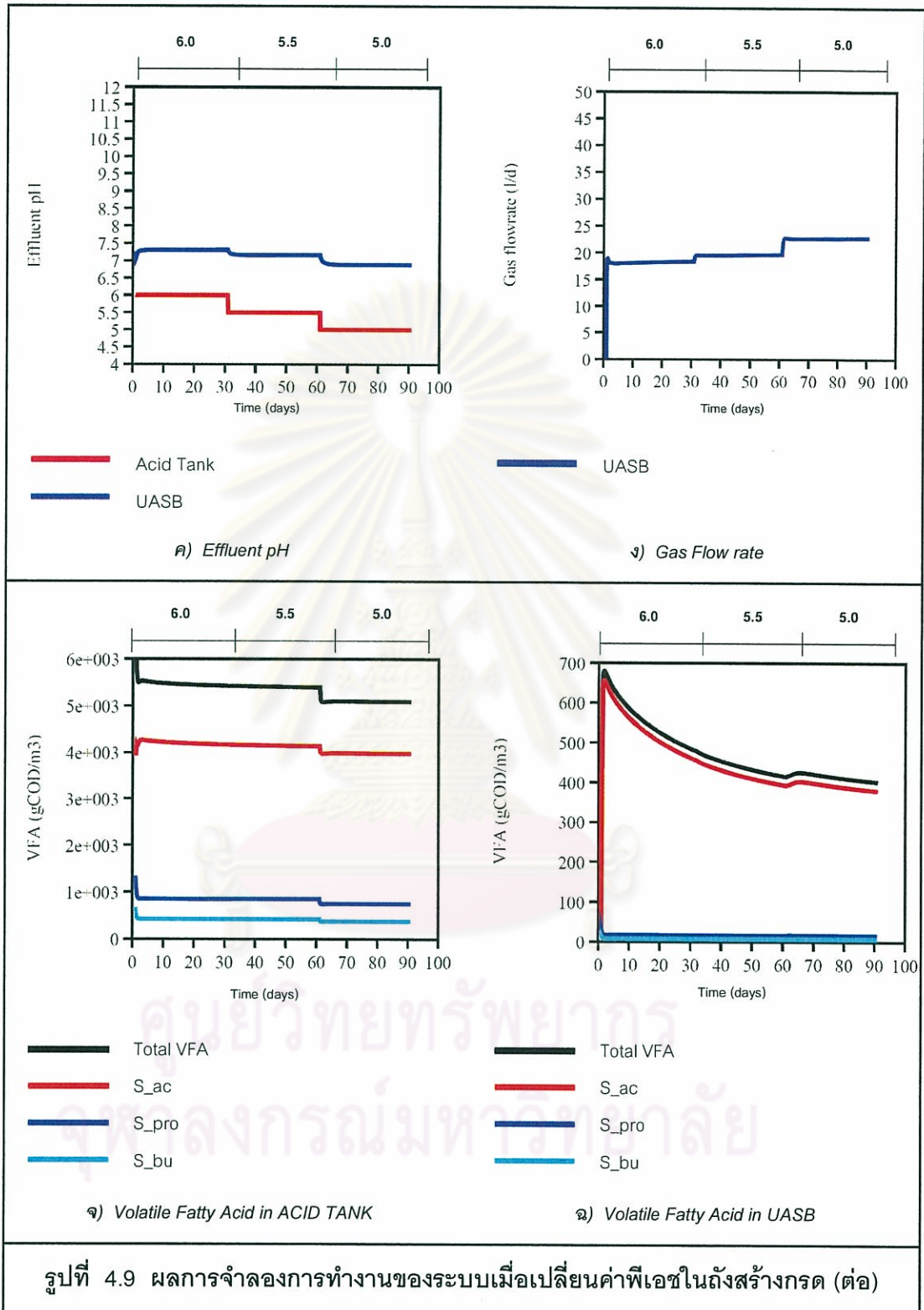
จากรูปที่ 4.8 ค) การเวียนน้ำกลับมีผลทำให้ซีโอดีละลายในถังสร้างกรดมีค่าลดลงจนคงที่ด้วยเหตุผลเดียวกับกรดไขมันระเหยคือ เป็นผลจากการเจือจาง ส่วนในถังยูเอเอสบี ค่าซีโอดีละลายมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราการเวียนกลับมากกว่าสองเท่าก็ด้วยเหตุผลเดียวกับค่ากรดไขมันระเหยในถังยูเอเอสบีที่เพิ่มขึ้น

จากรูปที่ 4.8 ง) เมื่อมีการเวียนน้ำกลับสูงขึ้นทำให้ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีมีค่าลดต่ำลง ทำให้สารอนินทรีย์คาร์บอนอยู่ในรูปของคาร์บอนไดออกไซด์ละลายน้ำเพิ่มมากขึ้น และถ่ายเทสู่บรรยากาศทำให้ปริมาณก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น และเมื่อมีการเวียนน้ำกลับเวลากักน้ำของถังสร้างกรดลดลงจึงมีสารอาหารที่ยังไม่ย่อยสลายไหลเข้าถังยูเอเอสบีมากขึ้น

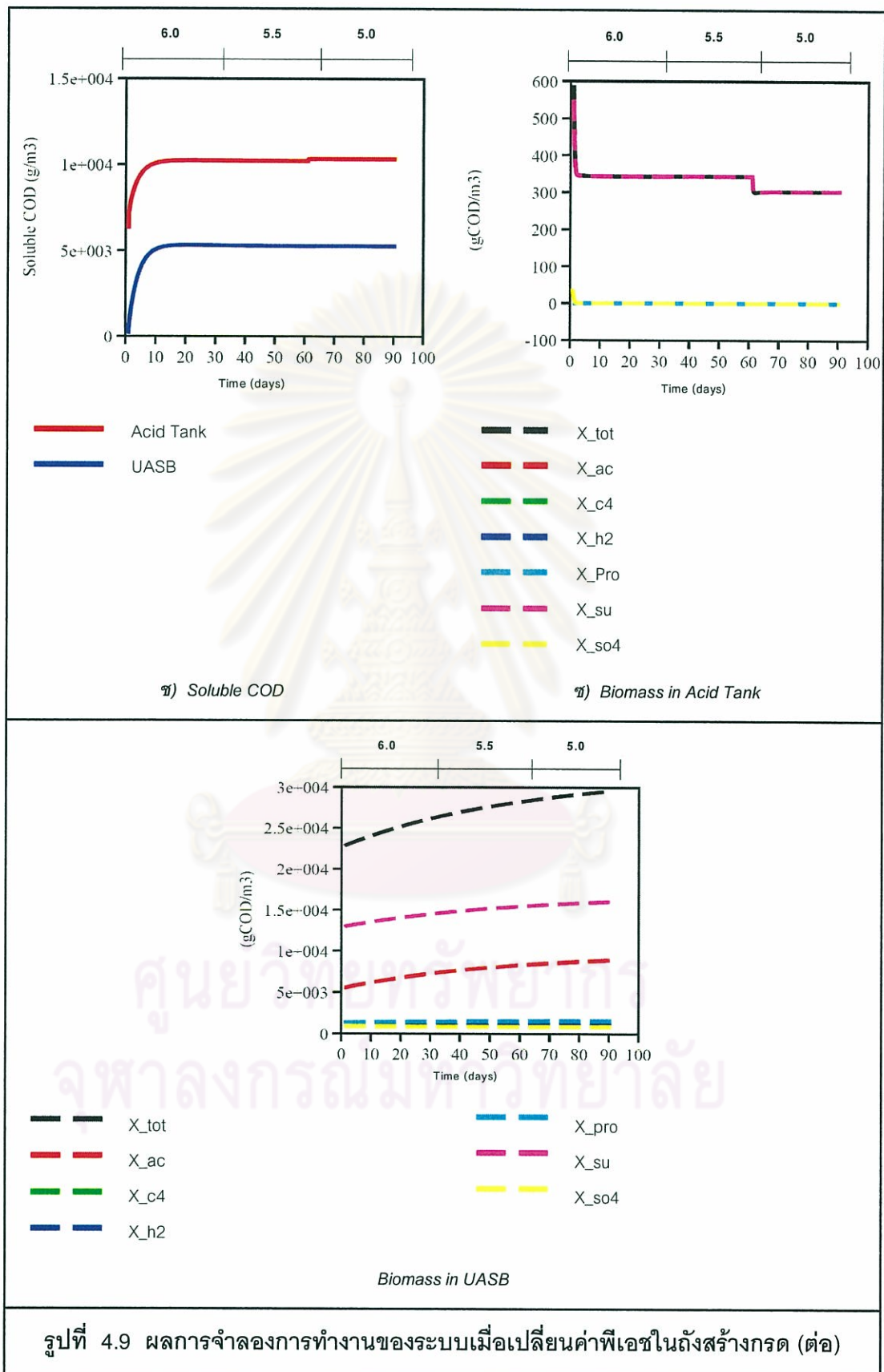
4.5.2 การจำลองผลของการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชในถังสร้างกรด

การจำลองการทำงานของระบบในส่วนนี้ ใช้เวลากักน้ำในถังสร้างกรด 12 ชั่วโมง อัตราการเวียนน้ำ 1 เท่า และเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชในถังสร้างกรดที่ 6.0, 5.5 และ 5.0





รูปที่ 4.9 ผลการจำลองการทำงานของระบบเมื่อเปลี่ยนค่าพีเอชในถังสร้างกรด (ต่อ)



รูปที่ 4.9 ผลการจำลองการทำงานของระบบเมื่อเปลี่ยนค่าพีเอชในถังสร้างกรด (ต่อ)

จากรูปที่ 4.9 ก) การเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชในถังสร้างกรดทำให้ปริมาณการเติมต่างเปลี่ยนแปลง โดยเมื่อค่าพีเอชในถังสร้างกรดมีค่าลดลง ปริมาณต่างที่ต้องเติมเพื่อควบคุมค่าพีเอชก็จะมีค่าน้อยลง ซึ่งก็เป็นผลโดยตรงไปตรงมา

จากรูปที่ 4.9 ข) การเปลี่ยนแปลงค่าพีเอชในถังสร้างกรดมีผลต่อค่าความเป็นด่างในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบี โดยเมื่อค่าพีเอชในถังสร้างกรดมีค่าลดลงค่าความเป็นด่างในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีก็มีค่าลดลงด้วย เหตุผลก็เนื่องจากการเติมต่างเพื่อควบคุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดในปริมาณที่ลดลงนั่นเอง

จากรูปที่ 4.9 ค) การลดลงของค่าพีเอชในถังสร้างกรด ทำให้ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีมีค่าลดลง เหตุผลก็คือถังยูเอเอสบีรับอัตราการไหลจากถังสร้างกรดที่มีพีเอชต่ำลง และเมื่อค่าพีเอชในถังสร้างกรดลดลงปริมาณต่างที่เติมเพื่อควบคุมพีเอชลดลงด้วย ทำให้ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีมีค่าต่ำลง

จากรูปที่ 4.9 ง) เมื่อลดค่าพีเอชในถังสร้างกรด ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีก็จะมีค่าลดลงด้วย ทำให้อินทรีย์คาร์บอนอยู่ในรูปคาร์บอนไดออกไซด์ละลายน้ำได้มากขึ้น และถ่ายเทสู่บรรยากาศ ทำให้ปริมาณก๊าซชีวภาพเพิ่มขึ้น

จากรูปที่ 4.9 จ) เมื่อลดค่าพีเอชในถังสร้างกรดจาก 6.0 จนถึงค่า 5.5 ปริมาณกรดไขมันระเหยมีค่าลดลงเล็กน้อย และเริ่มลดลงมากเมื่อค่าพีเอชเท่ากับ 5.0 เนื่องมาจากปัจจัยความยับยั้งจากค่าพีเอชที่มีต่อแบคทีเรียสร้างกรดเริ่มมีมากขึ้น โดยที่ค่าพีเอชที่เหมาะสมของแบคทีเรียสร้างกรดอยู่ที่ 5.8-6.2 (Romli และคณะ, 1994)

จากรูปที่ 4.9 ฉ) การลดลงของค่าพีเอชในช่วง 6.0 ถึง 5.5 ไม่มีผลต่อค่ากรดไขมันระเหยในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบี แต่เมื่อลดพีเอชลงถึง 5.0 ค่ากรดไขมันระเหยจะมีค่าสูงขึ้น เนื่องจากถังยูเอเอสบีต้องรับภาระเพิ่มขึ้นจากสารอาหารที่ไม่ถูกเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยในถังสร้างกรด และเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยในถังยูเอเอสบี

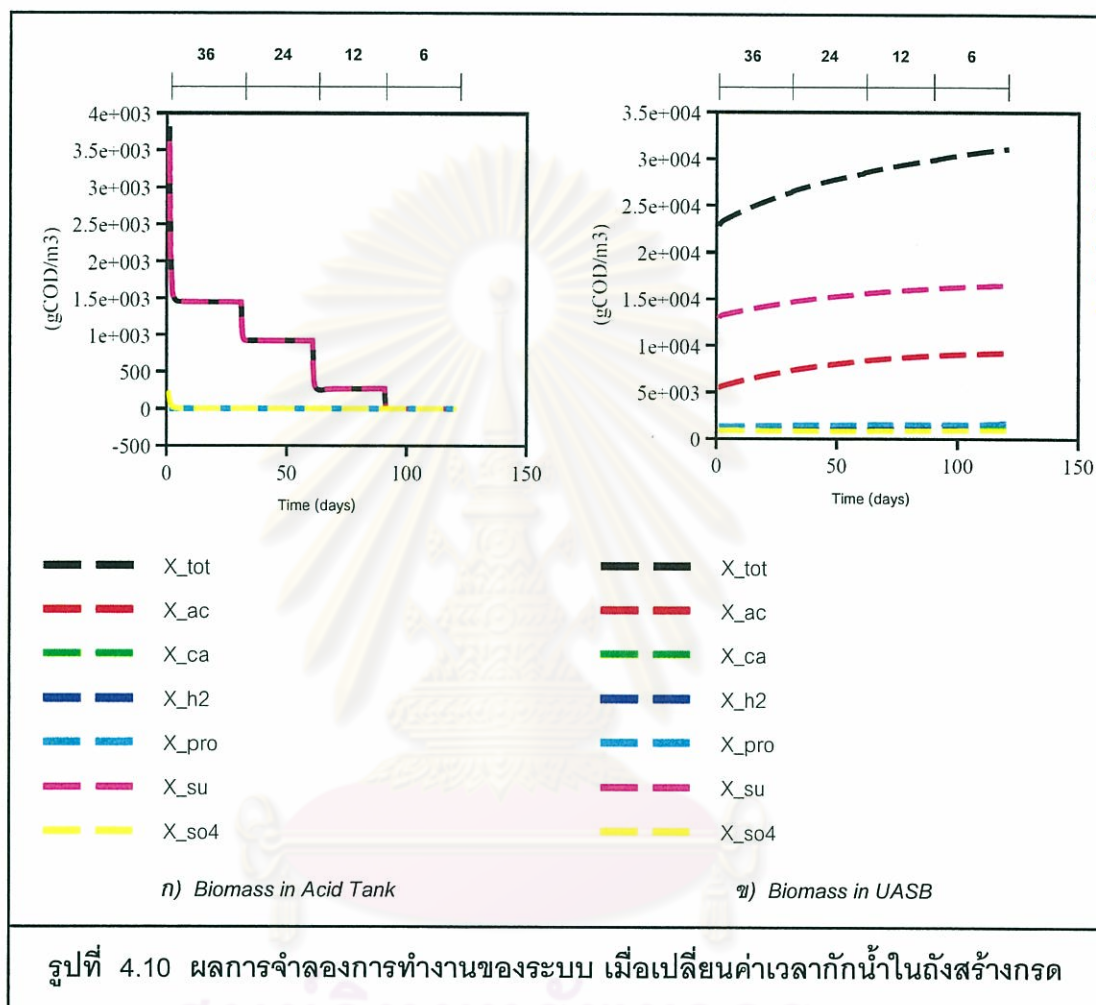
จากรูปที่ 4.9 ช) การลดลงของค่าพีเอชในถังสร้างกรดมีผลต่อค่าซีไอดีละลายในถังสร้างกรดเล็กน้อยเมื่อค่าพีเอชลดลงถึงค่า 5.0 ซึ่งการเปลี่ยนจากสารอาหารในน้ำเสียไปเป็นกรดไขมันระเหยจะจะถูกยับยั้งลงบางส่วนจากค่าพีเอชที่ลดต่ำลง ส่วนในถังยูเอเอสบี ค่าซีไอดีละลายในน้ำทิ้งจะมีผลกระทบน้อยมากโดยจะมีผลกระทบเมื่อพีเอชมีค่าต่ำกว่า 5.0 เนื่องจากค่ากรดไขมันระเหยในน้ำทิ้งที่สูงขึ้น

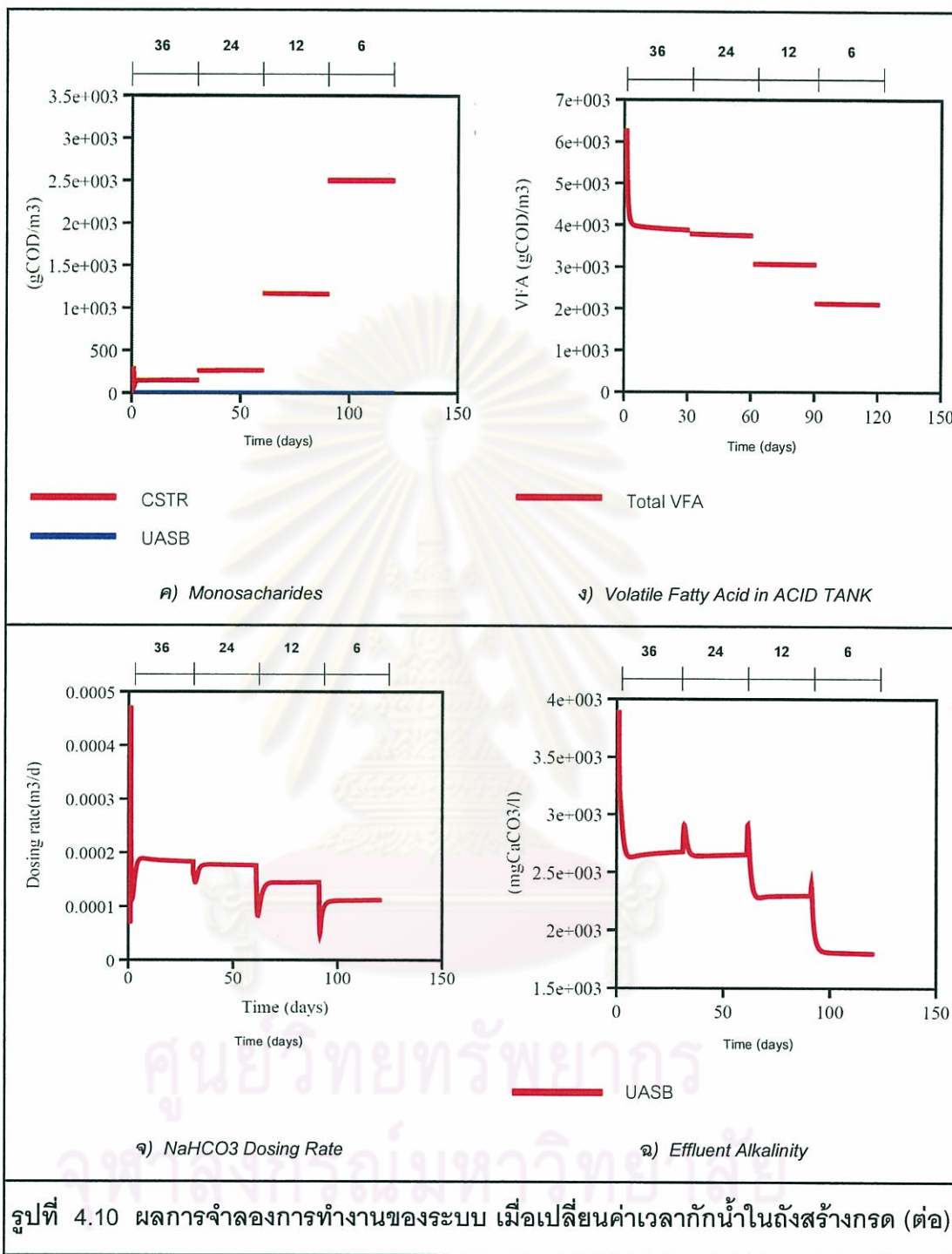
จากรูปที่ 4.9 ซ) การลดลงของค่าพีเอชในถังสร้างกรดจะเริ่มมีผลต่อจำนวนจุลินทรีย์ในถังสร้างกรดอย่างเห็นได้ชัดเมื่อค่าพีเอชลดลงถึง 5.0 สาเหตุก็เนื่องมาจากเกิดการยับยั้งในการใช้สารอาหารและการเจริญเติบโตจากค่าพีเอชที่ลดลงจากช่วงที่เหมาะสมในการทำงานของแบคทีเรียสร้างกรด

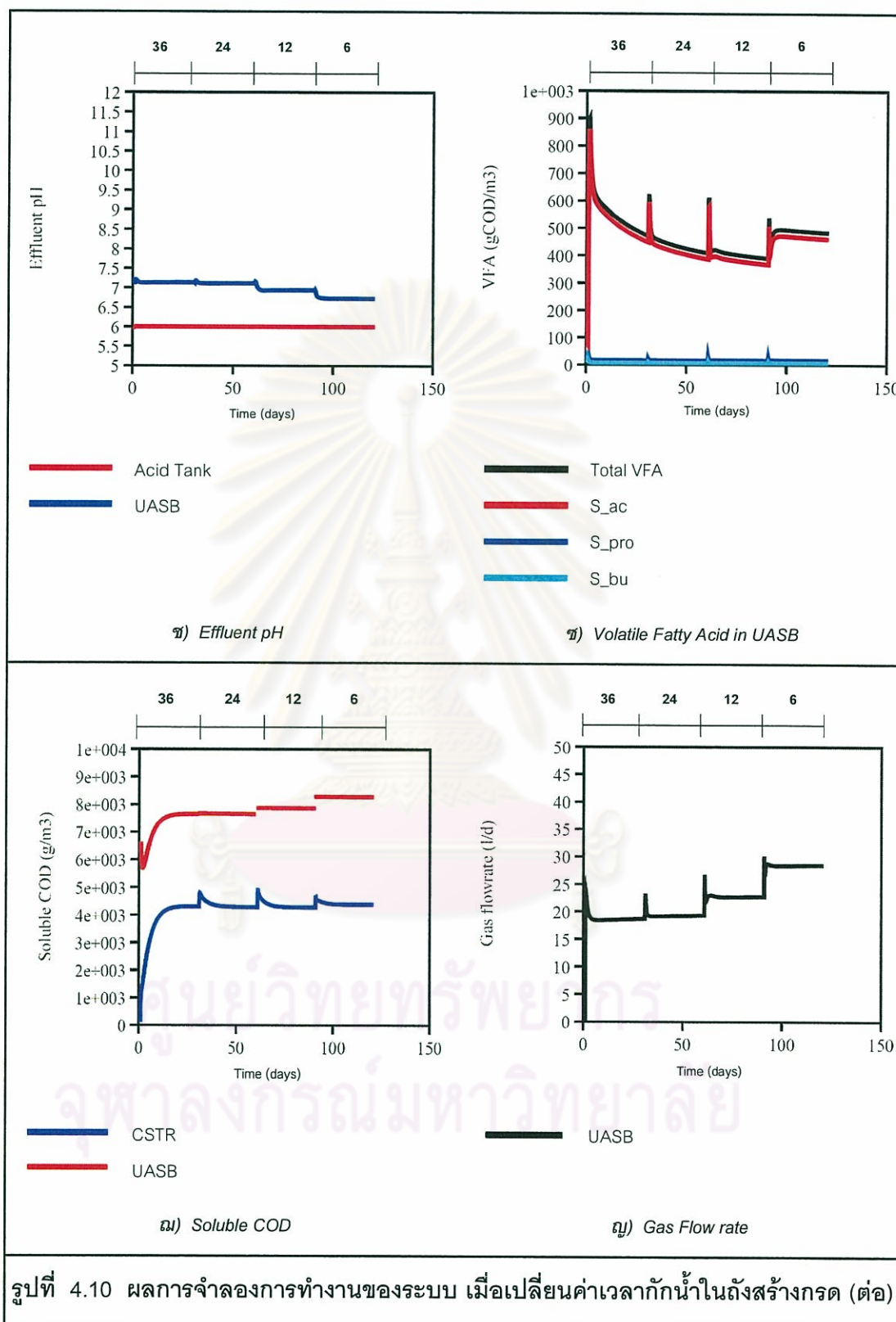
จากรูปที่ 4.9 ฅ) การลดลงของค่าพีเอชในถังสร้างกรดไม่มีผลกระทบต่อปริมาณจุลินทรีย์ในถังยูเอเอสบี หากค่าพีเอชในถังยูเอเอสบียังอยู่ในช่วงที่แบคทีเรียสร้างมีเทนสามารถทำงานได้ดี คือ ค่าพีเอชมากกว่า 6.8 แต่ถ้าหากการลดลงของค่าพีเอชในถังสร้างกรดมากจนกระทั่งค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีมีค่าต่ำกว่า 6.8 แล้ว ปริมาณจุลินทรีย์ในถังยูเอเอสบีก็จะมีปริมาณลดลง

4.5.3 การจำลองผลของเวลากักน้ำในถังสร้างกรดที่มีต่อการทำงานของระบบบำบัดฯ

การจำลองการทำงานของระบบในส่วนนี้ควบคุมพีเอชในถังสร้างกรดไว้ที่ 6.0 อัตราเวียนน้ำกลับ 2 เท่า และเปลี่ยนแปลงเวลากักน้ำในถังสร้างกรดที่ 36, 24, 12 และ 6 ชั่วโมง







รูปที่ 4.10 ผลการจำลองการทำงานของระบบ เมื่อเปลี่ยนค่าเวลากักน้ำในถังสร้างกรด (ต่อ)

จากรูปที่ 4.10 ก) เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลงประสิทธิภาพในการเปลี่ยนสารอาหารไปเป็นกรดไขมันระเหยลดลง มีสารอาหารเหลือในน้ำออกมากขึ้น ดังนั้นการเกิดมวลจุลชีพก็ลดลงด้วย แต่เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดเท่ากับ 6 ชั่วโมง จะเกิดการล้างออกของมวลจุลชีพในถังเนื่องจากเวลากักน้ำมีค่าน้อยกว่าเวลากักน้ำต่ำสุด

จากรูปที่ 4.10 ข) เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดมีค่าลดลง ค่ามวลจุลชีพในถังยูเอเอสบีตอนช่วงคงที่ไม่มีการเปลี่ยนแปลงที่เห็นได้อย่างชัดเจน น่าจะเป็นเพราะในถังยูเอเอสบีมีมวลจุลชีพจำนวนมาก ประกอบกับมีผลจากการเจือจางของการเวียนน้ำกลับ ทำให้เมื่อความเข้มข้นของสารอาหารเข้าเปลี่ยนแปลง จึงมีผลกระทบต่อปริมาณมวลจุลชีพโดยรวมไม่ชัดเจน

จากรูปที่ 4.10 ค) จะเห็นว่าเมื่อเวลากักน้ำลดลงสารอาหารจะเหลืออยู่มากขึ้น หรือถูกย่อยสลายได้ลดลง โดยผลของเวลากักน้ำที่ลดลงจะเริ่มเห็นได้ชัด เมื่อเวลากักน้ำลดลงจาก 24 ชั่วโมง ไปเป็น 12 ชั่วโมง ค่าความเข้มข้นของสารอาหารเพิ่มสูงขึ้นอย่างรวดเร็ว สาเหตุมาจากความเข้มข้นของจุลชีพในถังมีเหลืออยู่น้อยจึงไม่สามารถเปลี่ยนสารอาหารไปเป็นกรดไขมันระเหยได้ทัน และที่ 6 ชั่วโมง เกิดการล้างออกของจุลชีพในถังทั้งหมด

จากรูปที่ 4.10 ง) เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลง ปริมาณกรดไขมันระเหยจะมีค่าลดลงด้วย เนื่องจากเมื่อเวลากักน้ำลดลง การเปลี่ยนสารอาหารไปเป็นกรดไขมันระเหยเกิดขึ้นลดลง โดยเฉพาะเมื่อเวลากักน้ำลดลงต่ำจนถึง 12 ชั่วโมง ปริมาณกรดไขมันระเหยจะลดลงอย่างรวดเร็ว และจะมีค่าต่ำสุด และคงที่ที่เวลากักน้ำ 6 ชั่วโมง เนื่องจากเกิดการล้างออกของจุลชีพ ชนิดสร้างกรด จนไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงสารอาหารเป็นกรดไขมันระเหยโดยจะมีกรดไขมันระเหยที่มาจากน้ำเข้าเท่านั้น

จากรูปที่ 4.10 จ) เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลงปริมาณความต้องการต่างในการควบคุมพีเอชในถังสร้างกรดจะลดลง เนื่องจากเมื่อเวลากักน้ำลดลงปริมาณกรดไขมันระเหยที่เกิดขึ้นในถังสร้างกรดก็จะมีปริมาณลดลง ทำให้อัตราการปรับค่าพีเอชในถังสร้างกรดลดลง จนเมื่อเวลากักน้ำน้อยกว่า 12 ชั่วโมง ก็จะมีแค่กรดไขมันระเหยที่เข้ามากับน้ำเสีย เนื่องจากเกิดการล้างออกของจุลชีพ ทำให้ไม่มีการผลิตกรดไขมันระเหยขึ้นในถัง

รูปที่ 4.10 ฉ) ค่าความเป็นด่างในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีมีค่าลดลง เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลง เนื่องจากมีการเติมด่างเพื่อควบคุมค่าพีเอชในถังสร้างกรดในปริมาณลดลง ทำให้เหลือความเป็นด่างในน้ำทิ้งลดลง เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลง สารอาหารที่ยังไม่ถูกเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยในถังสร้างกรดจะเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยในถังยูเอเอสบี ทำให้ค่าความเป็นด่างในน้ำทิ้งลดลง

จากรูปที่ 4.10 ช) เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลงการเติมด่างก็จะลดลงจนทำให้ความเป็นด่างในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีมีค่าลดลง จึงเป็นผลให้ค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีมีค่าลดลงด้วย

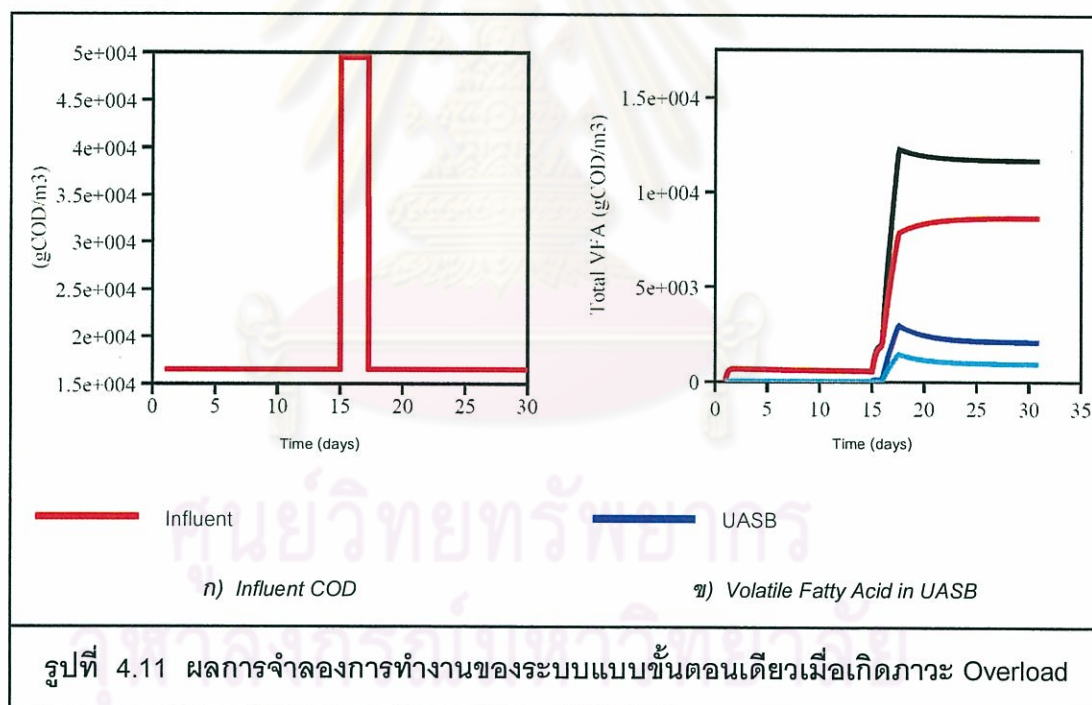
แนวโน้มสูงขึ้นอย่างเห็นได้ชัด เนื่องจากสารอาหารทั้งหมดจะเปลี่ยนเป็นกรดไขมันระเหยในถังยูเอเอสบี จนทำให้ค่าพีเอชในถังลดลงมากขึ้นจนเริ่มเกิดการยับยั้งจากพีเอชของกลุ่มแบคทีเรียสร้างมีเทนจากอะซิเตต ค่ากรดไขมันระเหยโดยเฉพาะกรดอะซิติกจึงมีค่าเพิ่มสูงขึ้น

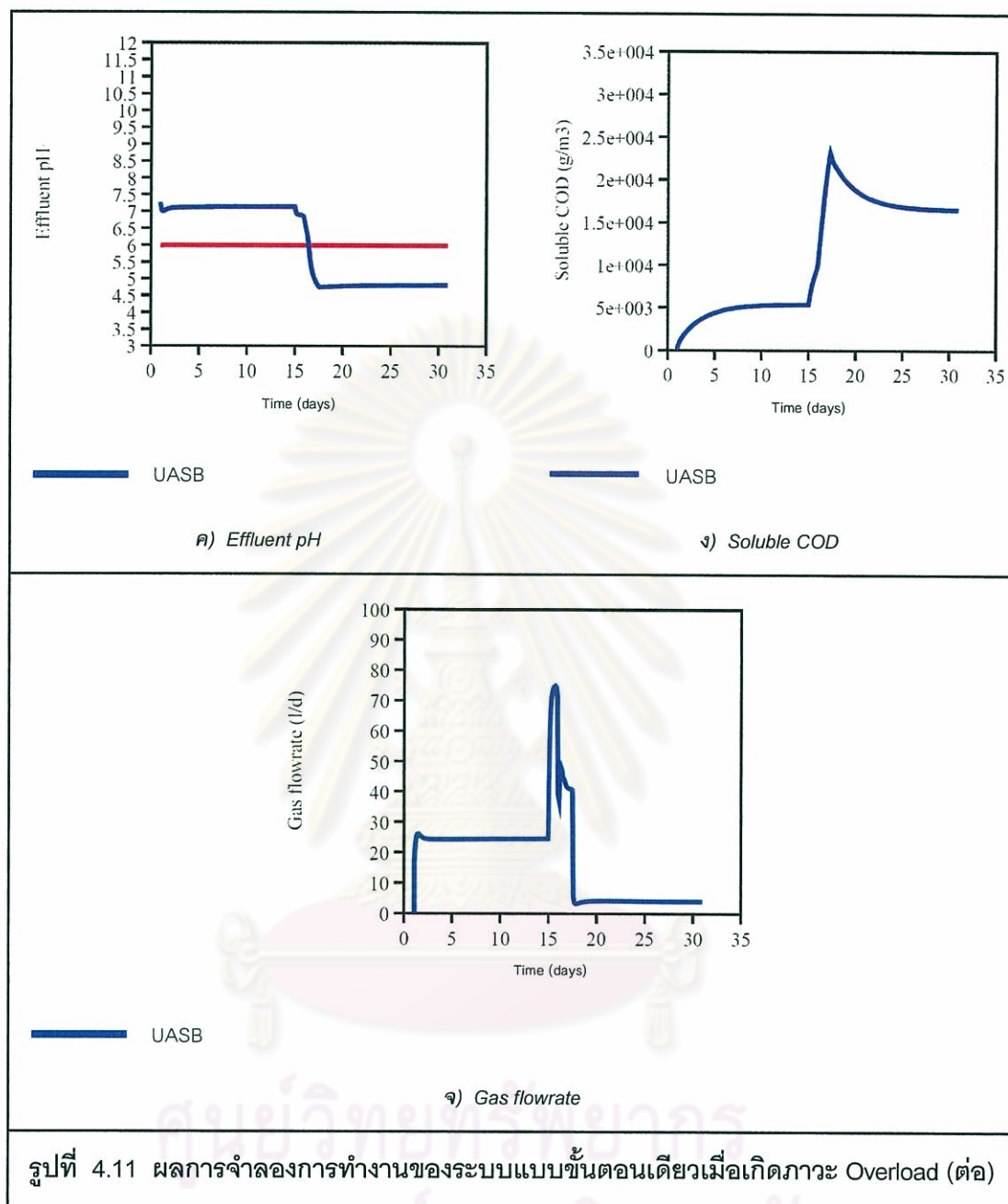
จากรูปที่ 4.10 ฉ) เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดลดลง ค่าซีไอดีละลายในถังสร้างกรดมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจากการสร้างกรดไขมันระเหยลดลง ส่วนในถังยูเอเอสบี ซีไอดีละลาย จะมีค่าเพิ่มสูงขึ้นตามค่ากรดไขมันระเหยในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีที่เพิ่มขึ้น

จากรูปที่ 4.10 ข) เมื่อเวลากักน้ำในถังสร้างกรดมีค่าลดลง ค่าพีเอชในน้ำทิ้งจากถังยูเอเอสบีก็จะมีค่าลดลงด้วย อนินทรีย์คาร์บอนในน้ำจะเปลี่ยนไปอยู่ในรูปคาร์บอนไดออกไซด์ละลายน้ำได้มากขึ้น และถ่ายเทสู่บรรยากาศทำให้ปริมาณก๊าซชีวภาพสูงขึ้น

4.5.4 การจำลองผลของระบบบำบัด ที่ภาวะ Overload

4.5.4.1 ระบบบำบัดแบบขั้นตอนเดียว





รูปที่ 4.11 ผลการจำลองการทำงานของระบบแบบขั้นตอนเดียวเมื่อเกิดภาวะ Overload (ต่อ)

จากรูปที่ 4.11 ก) สมมติให้ระบบรับอัตราภาระสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้นสามเท่าเป็นเวลาสองวัน โดยค่าซีโอดีละลายจะเพิ่มขึ้นจาก 16,500 มก./ล. เป็น 49,500 มก./ล.

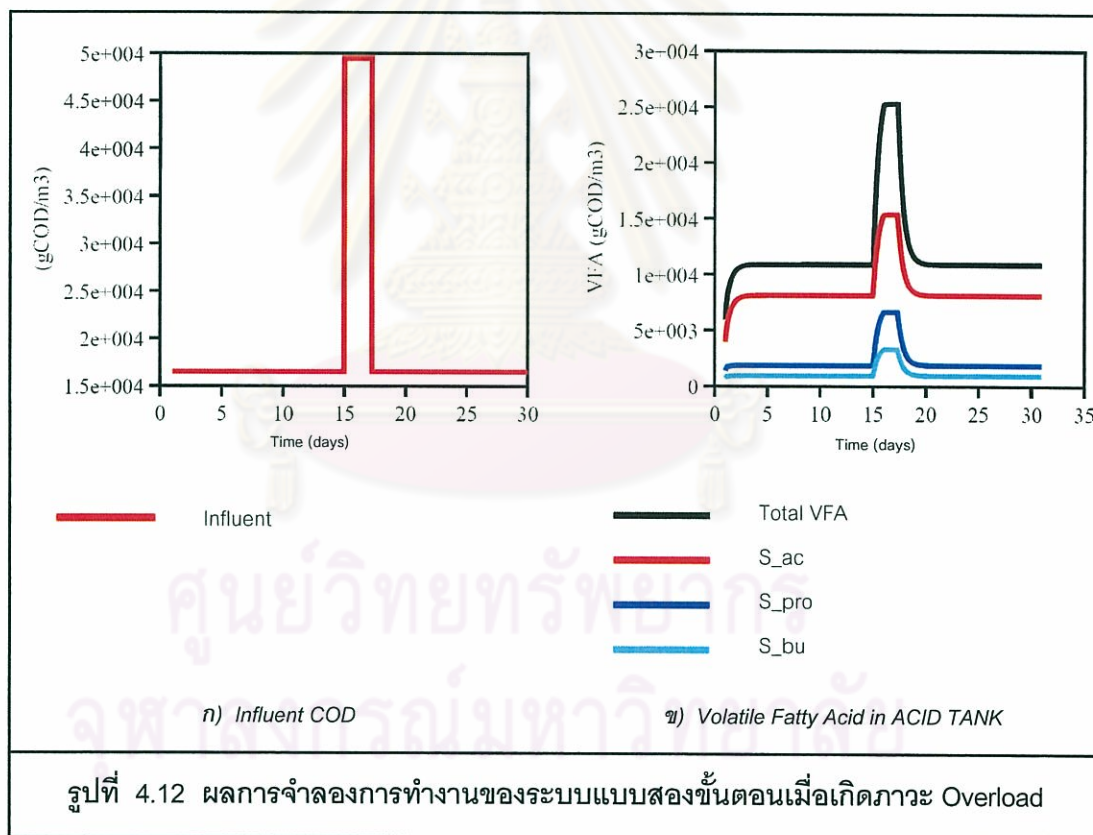
จากรูปที่ 4.11 ข) เมื่อเกิดภาวะ Overload ขึ้น จะเกิดการสะสมตัวของกรดไขมันระเหยในระบบ เนื่องจากแบคทีเรียสร้างกรดซึ่งโตเร็วจะผลิตกรดไขมันจำนวนมาก แต่แบคทีเรียสร้างมีเทนโตช้าจึงไม่สามารถใช้กรดไขมันระเหยได้ทัน ทำให้ค่าพีเอชในถังลดต่ำลง แบคทีเรียสร้างมีเทนไม่สามารถทำงานได้ ยิ่งทำให้เกิดการสะสมของกรดไขมันระเหยในระบบมากขึ้นจนระบบล้มเหลว

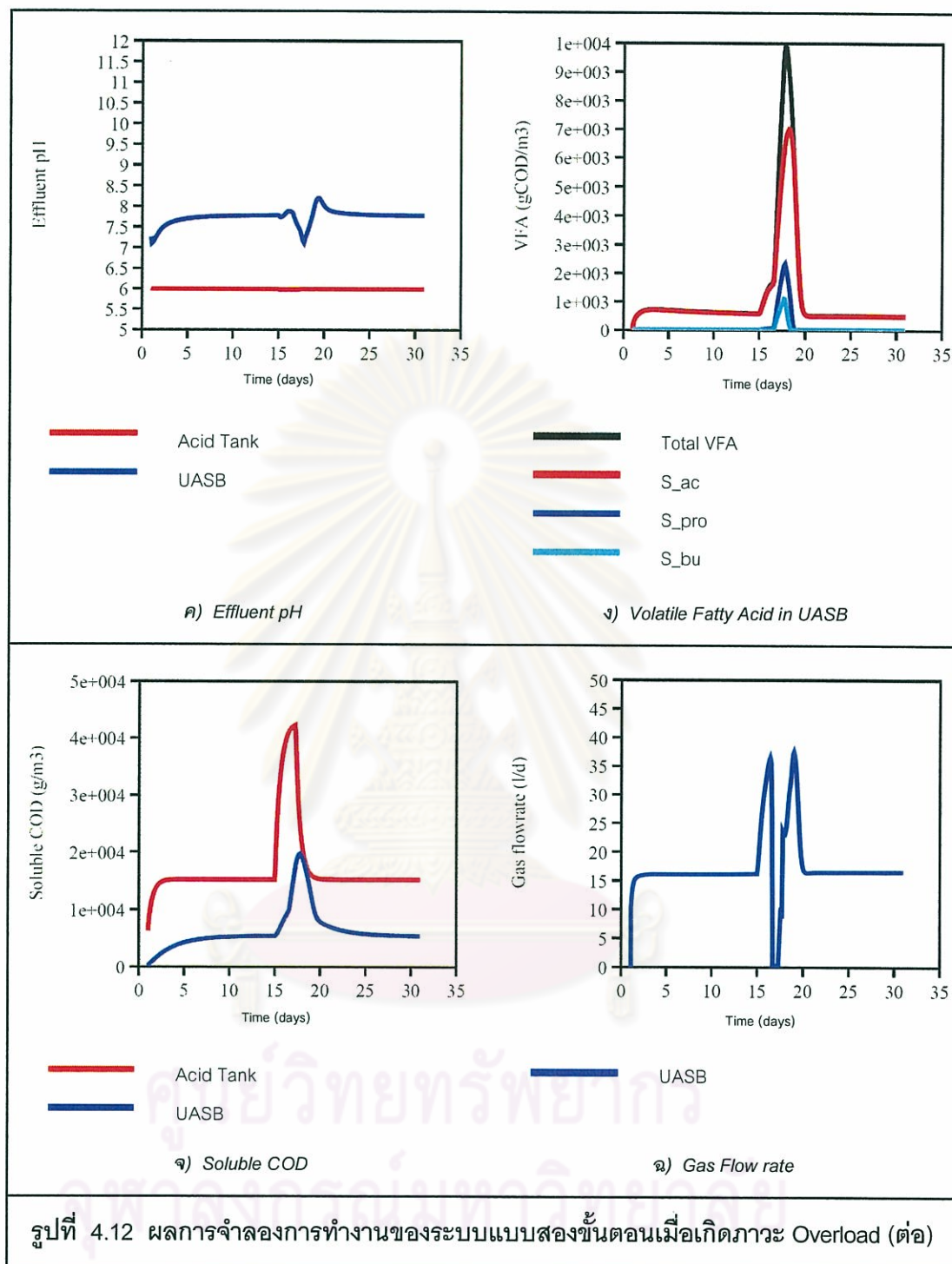
จากรูปที่ 4.11 ค) จะเห็นว่าเมื่อเกิดภาวะ Overload ขึ้น แบคทีเรียที่สร้างกรดซึ่งเจริญเติบโตได้รวดเร็วจะสร้างกรดไขมันระเหยขึ้นมาในปริมาณมาก แบคทีเรียสร้างมีเทนโตได้ช้ากว่ามาก จึงไม่สามารถใช้กรดไขมันระเหยได้ทัน จึงมีการสะสมตัวของกรดไขมันระเหยในระบบ และพีเอชมีค่าลดต่ำลง ทำให้ระบบบำบัดแบบขั้นตอนเดียวจะไม่สามารถรักษาค่าพีเอชให้อยู่ในช่วงที่เหมาะสมกับการทำงานของแบคทีเรียสร้างมีเทน (6.8-7.2) และจะเกิดการล้มเหลวของระบบ

จากรูปที่ 4.11 ง) เมื่อระบบล้มเหลวไม่สามารถผลิตก๊าซมีเทนได้ ค่าซีโอดีละลายในน้ำทิ้งจึงยังคงอยู่ในน้ำเสียแต่เปลี่ยนรูปจากสารอาหารไปเป็นกรดไขมันระเหยชนิดต่างๆ

จากรูปที่ 4.11 จ) ปริมาณก๊าซที่เกิดขึ้นหลังจากภาวะ Overload แล้วมีน้อยมาก องค์ประกอบของก๊าซส่วนใหญ่จะเป็นก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

4.5.4.2 ระบบบำบัดแบบสองขั้นตอน





จากรูปที่ 4.12 ก) สมมติให้ระบบบำบัดภาวะสารอินทรีย์เพิ่มสูงขึ้นสามเท่า เป็นเวลาสองวัน โดยค่าซีโอดีละลายจะเพิ่มขึ้นจาก 16,500 มก./ล. เป็น 49,500 มก./ล.

จากรูปที่ 4.12 ข) เมื่อระบบแบบสองขั้นตอนรับภาวะ Overload ปริมาณกรดไขมันระเหยในถังสร้างกรดจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว เนื่องจากแบคทีเรียสร้างกรดเจริญเติบโตได้เร็ว และจะลดลงเมื่อระบบ

กลับสู่ภาวะปกติ โดยช่วงที่รับภาระ Overload ปริมาณกรดโพไฟโอทิก และกรดบิวไทริก จะมีปริมาณเพิ่มสูงขึ้นมากกว่าในช่วงปกติ

จากรูปที่ 4.12 ค) จะเห็นได้ว่าเมื่อระบบแบบสองขั้นตอนรับภาระ Overload ระบบยังสามารถรักษาค่าพีเอชในถังยูเอเอสบีไว้ให้อยู่ในช่วงที่แบคทีเรียสร้างมีเทนสามารถทำงานได้ดี (> 6.8) เนื่องจากปริมาณกรดไขมันระเหยที่เพิ่มขึ้นมากในถังสร้างกรดไขมันไม่ได้ทำให้มีค่าพีเอชของถังสร้างกรดลดลง เนื่องจากมีการควบคุมค่าพีเอชโดยการเติมด่าง ทำให้มีบัฟเฟอร์เหลือพอที่ทำให้ถังยูเอเอสบีมีค่าพีเอชไม่เปลี่ยนแปลงมากนัก

จากรูปที่ 4.12 ง) เมื่อระบบแบบสองขั้นตอนรับภาระ Overload จะมีปริมาณกรดไขมันระเหยจำนวนมากจากถังสร้างกรดเข้ามาที่ถังยูเอเอสบี ซึ่งมากเกินกว่าที่แบคทีเรียสร้างมีเทนจะใช้ได้หมด จึงมีการสะสมของกรดไขมันระเหยในถังเพิ่มขึ้น แต่เนื่องจากมีบัฟเฟอร์เพียงพอในระบบ ค่าพีเอชในถังลดลงแต่ยังอยู่ในช่วงที่แบคทีเรียสร้างมีเทนยังสามารถทำงานได้ ระบบจึงไม่ล้มเหลว และปริมาณกรดไขมันระเหยจะลดลงสู่ค่าปกติเมื่อค่าซีไอดีเข้ากลับสู่ค่าปกติ

จากรูปที่ 4.12 จ) เมื่อระบบบำบัดแบบสองขั้นตอนรับภาระ Overload ค่าซีไอดีละลายในน้ำทิ้งจากระบบจะมีค่าสูงขึ้นมา เนื่องจากมีกรดไขมันระเหยที่ไม่ถูกใช้หลุดออกมากับน้ำทิ้ง แต่เมื่อระบบกลับสู่ภาวะปกติค่าซีไอดีละลายในน้ำทิ้ง ก็จะกลับคืนสู่ค่าปกติเช่นกัน

จากรูปที่ 4.12 ฉ) ในช่วงที่เกิดภาวะ Overload ปริมาณก๊าซชีวภาพจะเพิ่มสูงขึ้นเนื่องจากระบบรับภาระสารอินทรีย์สูงขึ้น และกลับสู่ค่าปกติเมื่อระบบกลับสู่ภาวะปกติ

4.6 ความสำคัญของงานวิจัยในทางวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

อุตสาหกรรมผลิตเอทานอลเป็นอุตสาหกรรมที่ก่อเกิดมลพิษสูง น้ำเสียที่เกิดมีความเข้มข้นสูง และมีปริมาณมาก ระบบบำบัดน้ำเสียที่เป็นทางเลือกที่น่าสนใจคือระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนอัตราสูง (Anaerobic High Rate Process) เนื่องจากเป็นระบบที่สามารถรับภาระสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate) ได้สูง เกิดตะกอนส่วนเกินน้อยใช้พื้นที่น้อยเมื่อเทียบกับระบบเติมอากาศ และยังสามารถผลิตพลังงานในรูปก๊าซชีวภาพ (Biogas) ซึ่งสามารถใช้ทดแทนน้ำมันได้ แต่เนื่องจากการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนมีความซับซ้อน ประกอบด้วยกลุ่มจุลินทรีย์ที่อยู่รวมกันหลายกลุ่มซึ่งอาจก่อกลหรือมีส่วนที่ทำให้เกิดการเป็นปฏิปักษ์ต่อกัน การใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (Mathematical Model) เพื่อจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนจะช่วยให้สามารถใช้งานระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนได้โดยไม่มีปัญหาในการควบคุมระบบให้อยู่ในสภาวะที่เหมาะสม การสร้างแบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนแบบสองขั้นตอนสำหรับการบำบัดน้ำเสียจากโรงงานผลิตเอทานอล จะใช้แบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 (ADM1) เป็นโครงสร้างพื้นฐานในการแก้ไขโดยเพิ่มขั้นตอนการเกิดซัลเฟตรีดักชันเข้าไป การสร้างแบบจำลองจะสมมุติให้น้ำเสียเข้ามีลักษณะเป็นสารละลายและมี

เฉพาะคาร์โบไฮเดรต โดยที่อัตราส่วนระหว่างซัลเฟตและซีโอดีในน้ำเข้ามีค่าไม่เกิน 0.1 gSgCOD^{-1} ถึงสร้างกรดและก๊าซเอเอสปีถูกจำลองโดยรูปแบบถังกวนผสมสมบูรณ์ (CSTR) เวลาพักของแข็ง (Solid Retention Time) ของถังยูเอเอสปีเท่ากับ 200 วัน

โดยทั่วไปการออกแบบและควบคุมการทำงานระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจะใช้ค่าเกณฑ์ในการออกแบบ คือ ค่าอัตราภาระสารอินทรีย์ (Organic Loading Rate) เป็นหลักซึ่งเป็นการมองระบบเป็นภาพรวมแต่ภายนอก โดยไม่คำนึงถึงกระบวนการหรือกลไกที่เกิดขึ้นภายในระบบ ทำให้ไม่สามารถรู้พฤติกรรมการทำงานของระบบในรายละเอียดได้ การนำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มาใช้จำลองการทำงานระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจน จึงมีความสำคัญในทางวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมดังนี้

4.6.1 ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการออกแบบระบบบำบัดน้ำเสีย

สามารถใช้แบบจำลองที่สภาวะคงตัว (Steady State) ออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียได้อย่างถูกต้องและเหมาะสมโดยการปรับเปลี่ยนค่าตัวแปรที่สำคัญในการออกแบบ เช่น ขนาดถังปฏิกรณ์ อัตราการเวียนน้ำกลับ ค่าพีเอชที่ควบคุม ฯลฯ และดูผลลัพธ์จากการจำลองของแบบจำลอง เพื่อหาค่าที่เหมาะสมที่สุดทั้งด้านคุณภาพน้ำทิ้ง ค่าดำเนินการ ความเสี่ยงต่อการล้มเหลวของระบบ

4.6.2 ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เป็นแนวทางในการดำเนินการระบบบำบัดน้ำเสีย

ผู้ควบคุมระบบสามารถใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่สภาวะพลวัต (Dynamic) เพื่อจำลองสถานการณ์ที่อาจเกิดขึ้นในระบบ เช่น ภาวะที่อัตราการไหลสูงมากกว่าปกติ (Hydraulic Overload) ภาวะที่อัตราภาระสารอินทรีย์สูงมากกว่าปกติ (Organic Overload) การเปลี่ยนแปลงลักษณะของน้ำเสียเข้าระบบ หรือการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์ในการควบคุมการทำงานเช่นอัตราการเวียนน้ำกลับ ค่าพีเอชที่ควบคุมในถังสร้างกรด และดูพฤติกรรมการทำงานของระบบ เพื่อควบคุมให้เหมาะสมหรือเตรียมหาทางแก้ไขหากเกิดปัญหา

4.6.3 ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อการบริหารจัดการระบบบำบัด

สามารถใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อหาสภาวะในการทำงานของระบบที่เหมาะสม และคุ่มค่าที่สุดในแง่ทางวิศวกรรม และทางเศรษฐศาสตร์ ซึ่งมีค่าใช้จ่ายต่ำที่สุด (เมื่อดูจากปริมาณสารเคมีที่ใช้ ค่าไฟฟ้าจากการสูบน้ำวนเวียนน้ำ ปริมาณหรือเปอร์เซ็นต์มีเทนที่เกิดขึ้น) โดยที่คุณภาพน้ำทิ้งยังอยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน และระบบยังมีค่าความปลอดภัย (Safety Factor) อยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ ในการทำ Optimization นี้ จะต้องอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เท่านั้นจึงจะสามารถทำได้อย่างมีประสิทธิภาพ

4.6.4 ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อการฝึกอบรมผู้ควบคุมระบบ

สามารถใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อให้ผู้ควบคุมระบบเกิดความเข้าใจในการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสีย ศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์ควบคุมที่มีต่อพฤติกรรมของระบบ การจำลองสถานการณ์ที่มีความเสี่ยงต่อการวิบัติหรือล้มเหลวของระบบ เพื่อให้ผู้ควบคุมระบบได้เรียนรู้ และทำความเข้าใจแนวทางการแก้ไขให้ระบบกลับมาทำงานได้ตามปกติ

4.6.5 การใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อเป็นเครื่องมือในการนำความรู้จากงานวิจัยสู่การใช้งานจริงในภาคอุตสาหกรรม

สามารถใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ได้จากห้องปฏิบัติการไปใช้ในงานจริงได้ เนื่องจากค่าพารามิเตอร์ทางจลนศาสตร์ (Kinetics) ที่ได้จากห้องปฏิบัติการจะมีค่าไม่เปลี่ยนแปลงเมื่อนำไปใช้ในแบบขนาดจริง ความต่างกันของแบบจำลองในห้องปฏิบัติการกับขนาดจริง จะต่างกับที่แบบจำลองทางชลศาสตร์ (Hydraulic Model) ซึ่งต้องทำการปรับแบบจำลองจากห้องปฏิบัติการให้มีลักษณะทางชลศาสตร์ใกล้เคียงกับความเป็นจริง ดังนั้นในอนาคตห้องปฏิบัติการ สามารถสนับสนุนข้อมูลจากงานวิจัยการจำลองการบำบัดน้ำเสียไร้ออกซิเจนของน้ำเสียประเภทต่างๆ ไปสู่การใช้งานจริง

4.6.6 การใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์จากงานวิจัยนี้กับน้ำเสียประเภทอื่น

เนื่องจากแบบจำลองที่ใช้ในงานวิจัยนี้แก้ไขจากแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 (ADM1) เพื่อใช้กับน้ำเสียประเภทคาร์โบไฮเดรตที่มีเฉพาะสารละลาย และมีอัตราส่วนซีลเฟตต่อซีไอดีไม่เกิน 0.1 gS.gCOD-1 การใช้แบบจำลองนี้กับน้ำเสียประเภทอื่นต้องมีการแก้ไขโดยการเพิ่มเติมเฉพาะส่วนที่ยังไม่มีในแบบจำลอง เช่นการใช้งานกับน้ำเสียที่มีอนุภาคของแข็ง น้ำเสียที่มีโปรตีน และน้ำเสียที่มีไขมันก็ต้องทำการเพิ่มตัวแปรสถานะ (State Variable) และกระบวนการที่เกี่ยวข้องเข้าไปเพื่อให้สามารถจำลองการทำงานได้อย่างถูกต้อง

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

การวิจัยนี้เป็นการสร้างแบบจำลองการบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนจากกระบวนการผลิตเอทานอล โดยใช้ข้อมูลจากห้องปฏิบัติการในการเปรียบเทียบและสอบทานแบบจำลอง และใช้แบบจำลองนี้ทำนายการทำงานและพฤติกรรมแบบพลวัตของระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง สามารถสรุปผลการวิจัยได้ดังนี้

1. แบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยใช้พื้นฐานจากแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจนหมายเลข 1 สามารถใช้อธิบายพฤติกรรมและการทำงานแบบพลวัตของระบบบำบัดน้ำเสียแบบไร้ออกซิเจนสองขั้นตอนในการบำบัดน้ำเสียจากการผลิตเอทานอลได้อย่างน่าพอใจ แม้ว่ายังมีค่าคลาดเคลื่อนระหว่างค่าที่คำนวณได้และค่าที่วัดได้จากการทดลองของกรดไขมันระเหยในถังสร้างกรดก็ตาม

2. จากผลการจำลองเพื่อเทียบกับค่าที่วัดได้จากการทดลองแสดงให้เห็นว่าแบบจำลองการเกิดซัลเฟตรีดักชัน โดยใช้เฉพาะไฮโดรเจนที่เกิดขึ้น สามารถใช้กับน้ำเสียจากการผลิตเอทานอลที่มีค่าความเข้มข้นของซัลเฟตในน้ำสูงได้

3. การใช้สมมติฐานว่าถังปฏิกริยาเป็นถังกวนผสมสมบูรณ์ (CSTR) แบบอุดมคติ สามารถใช้ทำนายพฤติกรรมของแบบจำลองได้ผลสอดคล้องกับค่าที่วัดได้จากการทดลอง

4. ค่าพารามิเตอร์จลนศาสตร์ที่ทำการประมาณจากแบบจำลองของจุลชีพที่ใช้อะซิเตตเป็นอาหาร คือ $k_{m,ac}$ และ $K_{s,ac}$ มีค่า 1.5216 วัน^{-1} และ $1,892.8 \text{ ก.ซีไอดีต่อลบ.ม.}$ และของซัลเฟตรีดักชันแบบที่เรียกว่า $k_{m,so4}$ และ $K_{s,so4}$ มีค่า 50.0786 วัน^{-1} และ 9.9 โมลต่อ ลบ.ม.

5. การนำแบบจำลองที่สร้างขึ้นและทำการเปรียบเทียบโดยใช้ข้อมูลจากห้องปฏิบัติการไปใช้ทำนายพฤติกรรมแบบพลวัต หรือสภาวะการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริงให้ผลเป็นที่น่าพอใจ โดยต้องปรับเปลี่ยนเฉพาะพารามิเตอร์ที่เกี่ยวข้องกับสภาวะการทำงานของระบบ เช่น ค่าอายุตะกอนของระบบ ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมของก๊าซ

5.2 ข้อเสนอแนะ

จากการศึกษาในงานวิจัยนี้เนื่องจากผลการทำนายจากแบบจำลองและค่าที่วัดได้จริงของบางตัวแปรยังมีค่าต่างกันอยู่บ้าง ดังนั้นควรมีการศึกษาเพิ่มเติมดังต่อไปนี้

1. การใช้รูปแบบถังปฏิกริยาอื่น เช่น PFR ในการสร้างแบบจำลอง

2. การวิเคราะห์ด้านจลนศาสตร์ของถังปฏิกริยาเพื่อหาผลของการทำงานแบบไม่อุดมคติของถังปฏิกริยาและมาเพิ่มเป็นส่วนที่เป็นโซนนิ่ง หรือไหลลัดวงจรในแบบจำลอง

3. การเพิ่มแบบจำลองการยับยั้งจากพวกโอออนบวกในแบบจำลองการย่อยสลายแบบไร้ออกซิเจน หมายเลข 1

4. การใช้ CFD (Computational Fluid Dynamics) ในการสร้างแบบจำลองระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง

รายการอ้างอิง

ภาษาไทย

- ชำนาญ กายประสิทธิ์. การบำบัดน้ำเสียความเข้มข้นสูงด้วยระบบยูเอเอสบี. วิทยานิพนธ์ปริญญา
มหาบัณฑิต, ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2538.
- ณรงค์ศักดิ์ ธิติธัญญานนท์. ผลกระทบของไอออนของนิกเกิลและโคบอลต์ต่อการทำงานของยูเอเอสบี.
วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต, ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์
มหาวิทยาลัย, 2539.
- ศักดิ์ชัย ไชยสวัสดิ์ชัย. การย่อยสลายและการผลิตก๊าซชีวภาพของขยะแบบไร้ออกซิเจน โดยแบคทีเรีย
ชนิดชอบความร้อน. วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต, ภาควิชาวิศวกรรมสุขาภิบาล บัณฑิต
วิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2526.

ภาษาอังกฤษ

- Batstone, D.J., et al. Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1). IWA Task Group for
Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes. London: IWA Publishing,
2002.
- Batstone, D.J., and Keller, J. Industrial Application of the IWA Anaerobic Digestion Model No.1
(ADM1). Water Science and Technology 47 (2003): 199-206.
- Batstone, D.J., Torrijos, M., Ruiz, C., and Schmidt, J.E. Use of an Anaerobic Sequencing
Batch Reactor for Parameter Estimation in Modelling of Anaerobic Digestion. Water
Science and Technology 50 (2004): 295-303.
- Batstone, D.J., Keller, J., and Steyer, J.P. A Review of ADM1 Extensions, Applications, and
Analysis : 2002-2005. Water Science and Technology 54 (2006): 1-10.
- Batstone, D.J. Mathematical Modelling of Anaerobic Reactors Treating Domestic Wastewater :
Rational Criteria for Model use. Environmental Science and Bio Technology 5 (2006):
57-71.
- Blumensaat, F., and Keller, J. Modelling of two-stage anaerobic digestion using the IWA
Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1). Water Research 39 (2005): 171-183.
- Boubaker, F., and Ridha, B.C. Modelling of the Mesophilic Anaerobic Co-Digestion of Olive
Mill Wastewater with Olive Mill Solid waste Using Anaerobic Digestion Model No.1
(ADM1). Bioresource Technology 99 (2008): 6565-6577.

- Chen, Z., HU, D., Zhang, Z., Ren, N., and Zhu, H. Modeling of Two-Phase Anaerobic Process Treating Traditional Chinese Medicine Wastewater with the IWA Anaerobic Digestion Model No.1. Bioresource Technology 100 (2009): 4623-4631.
- Costello, D.J., Lee, P.L., and Greenfield, P.F. Cost Optimal Operation of an Industrial Two-State High-Rate Anaerobic Treatment Plant. Bioprocess Engineering 7 (1991): 53-61.
- Costello, D.J., Greenfield, P.F., and Lee, P.L. Dynamic Modelling for a Single-Stage High-Rate Anaerobic Reactor-I : Model Derivation. Water Research 25 (1991): 847-858.
- Costello, D.J., Greenfield, P.F., and Lee, P.L. Dynamic Modelling of a Single-Stage High-Rate Anaerobic Reactor-II : Model Verification. Water Research 25 (1991): 859-871.
- Derbal, K., Bencheikh-lehocine, M., Cecchi, F., Meniai, A.H., and Pavan, P. Application of the IWA ADM1 Model to Simulate Anaerobic Co-Digestion of Organic Waste with Activated Sludge in Mesophilic Condition. Bioresource Technology 100 (2009): 1539-1543.
- Dochain, D., and Vanrolleghem, P. Dynamical Modelling and Estimation in Wastewater Treatment Processes. London: IWA Publishing, 2001.
- Driessen, W.J.B.M., Tielbaard, M.H., and Verei JKEN, T.L.F.M. Experience on Anaerobic Treatment of Distillery Effluent with the UASB Process. Water Science and Technology 30 (1995): 193-201.
- Fedorovich, V., Lens, P., and Kalyuzhnyi, S. Extension of Anaerobic Digestion Model no.1 with Processes of Sulfate Reduction. Applied Biochemistry and Biotechnology 109 (2002) : 33-45.
- Feng, Y., Behrendt, J., Wendland, C., and Otterpohl, R. Implementation of the IWA Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1) for simulating digestion of blackwater from vacuum toilets. Water Science and Technology 53 (2006): 253-263.
- Feng, Y., Behrendt, J., Wendland, C., and Otterpohl, R. Parameters Analysis and Discussion of the IWA Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1) for the Anaerobic Digestion of Blackwater Plus Kitchen Refuse. Water Science and Technology 54 (2006): 139-147.

- Gupta, A., Flora, J.R.V., Gupta, M., Sayles, G.D., and Suidan, M.T. Methanogenesis and Sulfate Reduction in Chemostats-I. Kinetic Studies and Experiments. Water Research 28 (1994): 781-793.
- Gupta, A., Flora, J.R.V., Sayles, G.D., and Suidan, M.T. Methanogenesis and Sulfate Reduction in Chemostats-II. Model Development and Verification. Water Research 28 (1994): 795-803.
- Kalyuzhnyi, S., and Fedorovich, V. Integrated Mathematical Model of UASB Reactor for Competition Between Sulphate Reduction and Methanogenesis. Water Science and Technology 36 (1997): 201-208.
- Kalyuzhnyi, S., Fedorovich, V., Lens, P., Pol, L.H., and Lettinga, G. Mathematical Modeling as a tool to study Population Dynamics Between Sulphate Reducing and Methanogenic Bacteria. Biodegradation 9 (1998): 187-199.
- Kleerebezem, R., and Loosdecht, M.C.M. Critical Analysis of Some Concepts Proposed in ADM1. Water Science and Technology 54 (2006): 51-57.
- Knobel, A.N., and Lewis, A.E. A Mathematical Model of a high Sulphate Wastewater Anaerobic Treatment System. Water Research 36 (2002): 257-265.
- Kumar, G.S., Gupta, S.K., and Singh, G. Biodegradation of Distillery Spent Wash in Anaerobic Hybrid Reactor. Water Research 41 (2007): 721-730.
- Moosa, S., Nemati, M., and Harrison, S.T.L. A Kinetic Study on Anaerobic Reduction of Sulphate, Part I : Effect of Sulphate Concentration. Chemical Engineering Science 57 (2002): 2773-2780.
- Parker, W.J. Application of the ADM1 model to advanced anaerobic digestion. Bioresource Technology 96 (2005): 1832-1842.
- Ramsay, T.R., and Pullammanappallil, P.C. Full-Scale Application of a Dynamic Model for High-Rate Anaerobic Wastewater Treatment Systems. Journal of Environmental Engineering. (July 2005): 1030-1036.
- Reichert, P. AQUASIM – a tool for simulation and data Analysis of Aquatic Systems. Water Science and Technology 30 (1994): 21-30.

- Reichert, P., Schulthess, R., and Wild, D. The use of AQUASIM for Estimating Parameters of Activated Sludge Models. Water Science and Technology 31 (1995): 135-147.
- Reichert, P. AQUASIM 2.0-User Manual, Computer Program for The Identification and Simulation of Aquatic System. Switzerland: EAWAG, 1998.
- Ristow, NE., and Hansford, GS. Modelling of a Falling Sludge Bed Reactor using AQUASIM. Water SA 27 (2001): 445-454.
- Romli, M., Greenfield. P.F., and Lee, P.L. Effect of Recycle on a Two-Phase High-Rate Anaerobic Wastewater Treatment System. Water Research 28 (1994): 475-482.
- Saravanan, V., and Sreekrishnan, T.R. Modelling Anaerobic Biofilm Reactors-A Review. Journal of Environmental Management 81 (2006): 1-18.
- Shivayogimath, C.B., and Ramanujam, T.K. Treatment of Distillery Spentwash by Hybrid UASB Reactor. Bioprocess Engineering 21 (1999): 255-259.
- Silva, F., Nadais, H., Prates, A., Arroja, L., and Capela, I. Modelling of Anaerobic Treatment of Evaporator Condensate (EC) from a Sulphite Pulp Mill Using the IWA Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1). Chemical Engineering Journal 148 (2009): 139-326.
- Spanjers, H., Weijma, J., and Abusam, A. Modeling the Competition Between Sulphate Reducers and Methanogens in a Thermophilic Methanol-Fed Bioreactor. Water Science and Technology 45 (2002): 93-98.
- Speece, RE. Anaerobic Biotechnology. Nashville, Tennessee: Archae Press, 1996.



ภาคผนวก

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ค่าพารามิเตอร์ และความอ่อนไหวของพารามิเตอร์ในเอกสาร ADM1

ศูนย์วิทยพัชการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

Suggested biochemical parameter values, sensitivity and estimation

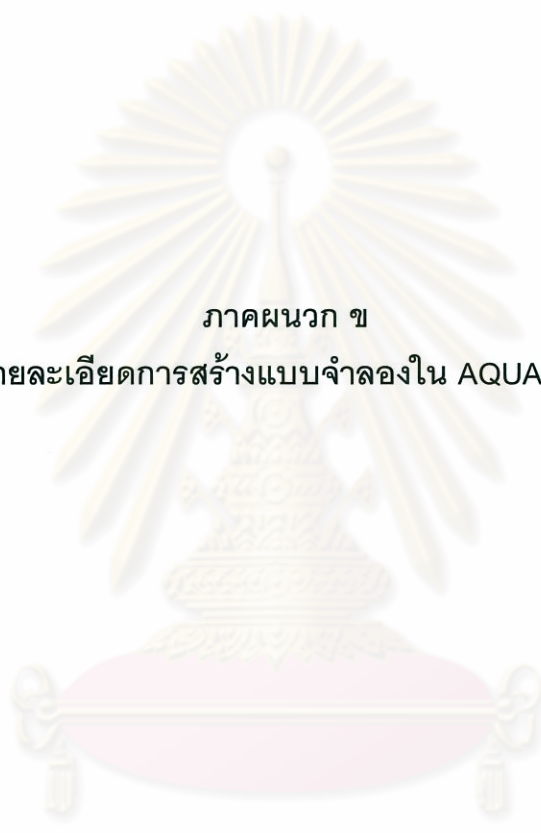
Table Suggested parameter values and qualitative sensitivity and variability

Parameter	Mesophilic high-rate (nom 35°C)	Mesophilic solids (nom 35°C)	Thermophilic solids (nom 55°C)	S	Var	Notes
k_{dis} (d^{-1})	0.4	0.5	1.0	3	3	1
k_{hyd_CH} (d^{-1})	0.25	10	10	3	2	2
k_{hyd_PR} (d^{-1})	0.2	10	10	3	2	2
k_{hyd_LI} (d^{-1})	0.1	10	10	2	3	2
$t_{res,X}$ (d)	40	0	0	3	2	
k_{dec_all} (d^{-1})	0.02	0.02	0.04	2	2	3
$K_{S_NH3_all}$ (M)	1×10^{-4}	1×10^{-4}	1×10^{-4}	1	1	
$pH_{UL_acet/acid}$	5.5	5.5	5.5	1	2	4
$pH_{LL_acet/acid}$	4	4	4	1	2	4
k_{m_su} ($COD\ COD^{-1}\ d^{-1}$)	30	30	70	1	2	
K_{S_su} ($kgCOD\ m^{-3}$)	0.5	0.5	1	1	2	
Y_{su} ($COD\ COD^{-1}$)	0.10	0.10	0.10	1	1	
k_{m_aa} ($COD\ COD^{-1}\ d^{-1}$)	50	50	70	1	2	
K_{S_aa} ($kgCOD\ m^{-3}$)	0.3	0.3	0.3	1	1	
Y_{aa} ($COD\ COD^{-1}$)	0.08	0.08	0.08	1	1	
k_{m_fa} ($COD\ COD^{-1}\ d^{-1}$)	6	6	10	1	3	
K_{S_fa} ($kgCOD\ m^{-3}$)	0.4	0.4	0.4	1	3	
Y_{fa} ($COD\ COD^{-1}$)	0.06	0.06	0.06	1	1	
$K_{I,H2_fa}$ ($kgCOD\ m^{-3}$)	$5 \cdot 10^{-6}$	$5 \cdot 10^{-6}$	n/a	1	1	
k_{m_c4+} ($COD\ COD^{-1}\ d^{-1}$)	20	20	30	1	2	
K_{S_c4+} ($kgCOD\ m^{-3}$)	0.3	0.2	0.4	1	3	
Y_{c4+} ($COD\ COD^{-1}$)	0.06	0.06	0.06	1	1	
$K_{I,H2_c4+}$ ($kgCOD\ m^{-3}$)	1×10^{-5}	1×10^{-5}	3×10^{-5}	1	1	
k_{m_pro} ($COD\ COD^{-1}\ d^{-1}$)	13	13	20	2	2	
K_{S_pro} ($kgCOD\ m^{-3}$)	0.3	0.1	0.3	2	2	
Y_{pro} ($COD\ COD^{-1}$)	0.04	0.04	0.05	1	1	
$K_{I,H2_pro}$ ($kgCOD\ m^{-3}$)	3.5×10^{-6}	3.5×10^{-6}	1×10^{-5}	2	1	
k_{m_ac} ($COD\ COD^{-1}\ d^{-1}$)	8	8	16	3	2	
K_{S_ac} ($kgCOD\ m^{-3}$)	0.15	0.15	0.3	3	2	
Y_{ac} ($COD\ COD^{-1}$)	0.05	0.05	0.05	1	1	
pH_{UL_ac}	7	7	7	3	1	5
pH_{LL_ac}	6	6	6	2	1	5
$K_{I,NH3}$ (M)	0.0018	0.0018	0.011	2	1	
k_{m_h2} ($COD\ COD^{-1}\ d^{-1}$)	35	35	35	1	2	
K_{S_h2} ($kgCOD\ m^{-3}$)	2.5×10^{-5}	7×10^{-6}	5×10^{-5}	2	2	
Y_{h2} ($COD\ COD^{-1}$)	0.06	0.06	0.06	1	1	
pH_{UL_h2}	6	6	6	2	2	5
pH_{LL_h2}	5	5	5	1	1	5

S = sensitivity of important output to parameter at average parameter values. 1 = low or no sensitivity of all outputs to parameter; 2 = some sensitivity or significant sensitivity under dynamic conditions; 3 = significant sensitivity under steady-state conditions and critical sensitivity under dynamic conditions.

Var = variability of parameter. 1 = varies within 30%; 2 = varies within factor of 100%; 3 = varies within factor of 300%.

- Mainly of importance in solids digesters.
- Mainly of importance for pure or semi-separated solid substrates (such as slaughterhouse or starch). When used with activated sludge digesters, k_{dis} is rate-limiting.
- Decay rates can be set equal as a first guess. In many cases, a k_{dec} double the given values can be used for certain groups, such as acidogens and acetoclastic methanogens.
- $pH_{acet/acid}$ inhibition factors for all acidogenic and acetogenic bacteria. Form 2 is used here (i.e. only low pH inhibition).
- Notes as for (4), except values are methanogen-specific.



ภาคผนวก ข
รายละเอียดการสร้างแบบจำลองใน AQUASIM

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

AQUASIM Version 2.1b (win/mfc) - Listing of System Definition

Date and time of listing: 04/29/2010 10:36:58

Variables

COD_s:	S_aa+S_ac+S_bu+S_ch4+S_fa+S_h2+S_i+S_pro+S_su+S_va
C_aa:	0.03
C_ac:	2/64
C_bu:	4/160
C_ch:	0.0313
C_ch4:	1/64
C_fa:	0.0217
C_h2:	0
C_ic:	1
C_in:	0
C_li:	0.0217
C_pr:	0.03
C_pro:	3/112
C_si:	0.03
C_su:	6/192
C_va:	5/208
C_xaa:	5/160
C_xac:	5/160
C_xc:	0.0279
C_xc4:	5/160
C_xfa:	5/160
C_xh2:	5/160
C_xi:	0.03
C_xpro:	5/160
C_xso4:	5/160

C_xsu:	5/160
Eff_clari:	1
Exp_gascontent:	Real List Variable (t)
Exp_pH1:	Real List Variable (t)
Exp_pH2:	Real List Variable (t)
Exp_Qgas:	Real List Variable (t)
Exp_Qgas_m:	Real List Variable (t)
Exp_sCOD1:	Real List Variable (t)
Exp_sCOD2:	Real List Variable (t)
Exp_SO4_1:	Real List Variable (t)
Exp_SO4_2:	Real List Variable (t)
Exp_VFA1:	Real List Variable (t)
Exp_VFA2:	Real List Variable (t)
fac_xcraw:	$INS_vfa * 1.08 / (INXc_raw + 1e-006)$
fbu_xcraw:	0
fpro_xcraw:	0
fxc_xcraw:	$1 - fac_xcraw$
f_ac_aa:	0.4
f_ac_su:	$0.67 * nue1_su + 0.22 * nue2_su$
f_bu_aa:	0.26
f_bu_su:	$0.83 * nue3_su$
f_ch_xc:	$1 - f_si_xc - f_pr_xc - f_li_xc - f_xi_xc$
f_fa_li:	0.95
f_h2_aa:	$1 - f_va_aa - f_bu_aa - f_pro_aa - f_ac_aa$
f_h2_su:	$0.33 * nue1_su + 0.17 * nue3_su$
f_li_xc:	0
F_NaHCO3:	0
f_pro_aa:	0.05
f_pro_su:	$0.78 * nue2_su$
f_pr_xc:	0
f_si_xc:	0.4
f_su_li:	$1 - f_fa_li$

f_va_aa:	0.23
f_xi_xc:	0
l1_h2:	$lpH_l_h2*lin_lim$
l1_h2_a:	$lpH_l_h2*lin_lim$
l1_su_aa:	$lpH_l_su_pro*lin_lim$
l1_su_aa_a:	$lpH_l_su_pro*lin_lim$
l2_c4:	$lpH_l_su_pro*lin_lim*lh2_c4$
l2_c4_a:	$lpH_l_su_pro*lin_lim*lh2_c4$
l2_fa:	$lpH_l_su_pro*lin_lim*lh2_fa$
l2_fa_a:	$lpH_l_su_pro*lin_lim*lh2_fa$
l2_pro:	$lpH_l_su_pro*lin_lim*lh2_pro$
l2_pro_a:	$lpH_l_su_pro*lin_lim*lh2_pro$
l3_ac:	$lpH_l_ac*lin_lim*INH3_ac$
l3_ac_a:	$lpH_l_ac*lin_lim*INH3_ac$
lh2_c4:	$Kl_h2_c4/(Kl_h2_c4+S_h2)$
lh2_fa:	$Kl_h2_fa/(Kl_h2_fa+S_h2)$
lh2_pro:	$Kl_h2_pro/(Kl_h2_pro+S_h2)$
lin_lim:	$S_in*14/(Ks_NH3_all+S_in*14)$
INH3_ac:	$Kl_NH3_ac/(Kl_NH3_ac+S_NH3*14)$
INQ:	Real List Variable (t)
INQ_NaHCO3:	10000
INS_an:	0
INS_cat:	50
INS_HCO3_m:	Real List Variable (t)
INS_HCO3_m_ss:	Real List Variable (t)
INS_in:	1000
INS_so4:	Real List Variable (t)
INS_so4_ss:	Real List Variable (t)
INS_vfa:	Real List Variable (t)
INS_vfa_ss:	Real List Variable (t)
INXc_raw:	Real List Variable (t)
INXc_raw_ss:	Real List Variable (t)

$lpH_I_ac:$ if $pH < pH_ac_ul$ then $\exp(-3*((pH-pH_ac_ul)/(pH_ac_ul-pH_ac_ll))^2)$
 else 1 endif
 $lpH_I_ac_a:$ if $pH_a < pH_ac_ul$ then $\exp(-3*((pH_a-pH_ac_ul)/(pH_ac_ul-$
 $pH_ac_ll))^2)$ else 1 endif
 $lpH_I_h2:$ if $pH < pH_h2_ul$ then $\exp(-3*((pH-pH_h2_ul)/(pH_h2_ul-pH_h2_ll))^2)$
 else 1 endif
 $lpH_I_h2_a:$ if $pH_a < pH_h2_ul$ then $\exp(-3*((pH_a-pH_h2_ul)/(pH_h2_ul-$
 $pH_h2_ll))^2)$ else 1 endif
 $lpH_I_su_pro:$ if $pH < pH_su_pro_ul$ then $\exp(-3*((pH-pH_su_pro_ul)/(pH_su_pro_ul-$
 $pH_su_pro_ll))^2)$ else 1 endif
 $lpH_I_su_pro_a:$ if $pH_a < pH_su_pro_ul$ then $\exp(-3*((pH_a-pH_su_pro_ul)/$
 $(pH_su_pro_ul-pH_su_pro_ll))^2)$ else 1 endif
 $l_h2s:$ if $S_h2s < KI_h2s$ then $(1-S_h2s/KI_h2s)$ else 0 endif
 $kAB_CO2:$ 10^{14}
 $kAB_h2s:$ 10^{14}
 $Ka_ac:$ 0.017378
 $Ka_bu:$ 0.0144544
 $Ka_CO2:$ 0.00044668
 $Ka_h2s:$ 9.55e-005
 $Ka_HCO3_m:$ $4.67735 \cdot 10^{-8}$
 $Ka_NH4_p:$ $5.6234 \cdot 10^{-7}$
 $Ka_pro:$ 0.0131826
 $Ka_va:$ 0.0158489
 $kdec_aa:$ 0.02
 $kdec_ac:$ 0.02
 $kdec_c4:$ 0.02
 $kdec_fa:$ 0.02
 $kdec_h2:$ 0.02
 $kdec_pro:$ 0.02
 $kdec_so4:$ 0.02
 $kdec_su:$ 0.02
 $kdis:$ 300

khyd_ch:	10000
khyd_li:	10
khyd_pr:	10
KH_CH4:	1.4
KH_CO2:	35
KH_h2:	0.78
KH_h2s:	78
KI_h2s:	7.8
KI_h2_c4:	0.01
KI_h2_fa:	0.005
KI_h2_pro:	0.0035
KI_NH3_ac:	25.2
kLa_CH4:	10000
kLa_CO2:	10000
kLa_h2:	10000
kLa_h2s:	10000
km_aa:	50
km_ac:	1.5216
km_c4:	20
km_fa:	6
km_h2:	35
km_pro:	13
km_so4:	50.0786
km_su:	45
kp:	7500
Ks_aa:	300
Ks_ac:	1892.8
Ks_c4:	300
Ks_fa:	400
Ks_h2:	0.007
Ks_NH3_all:	1.4
Ks_pro:	300

Ks_sh2:	0.004
Ks_so4:	9.9
Ks_su:	500
Kw:	$1 \cdot 10^{-8}$
M_tot:	$X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{c4} + X_{pro} + X_{ac} + X_{h2} + X_c + X_{ch} + X_{pr} + X_{li} + X_i$) / 1.42 / 0.8
NaHCO3_flow:	if pH_error > 0 then INQ_NaHCO3*(pH_error) else 0 endif
NaHCO3_flow_neg:	if pH_error_high > 0 then INQ_NaHCO3*(pH_error_high) else 0 endif
nue1_su:	1 - nue2_su - nue3_su
nue2_su:	0.345
nue3_su:	0.16
N_aa:	0.007
N_ac:	0
N_bu:	0
N_ch:	0
N_ch4:	0
N_fa:	0
N_h2:	0
N_ic:	0
N_in:	1
N_li:	0
N_pr:	0.007
N_pro:	0
N_si:	0.002
N_su:	0
N_va:	0
N_xaa:	0.00625
N_xac:	0.00625
N_xc:	0.002
N_xc4:	0.00625
N_xfa:	0.00625
N_xh2:	0.00625

N_xi:	0.002
N_xpro:	0.00625
N_xso4:	0.00625
N_xsu:	0.00625
Patm:	1.013
Pgas_CH4:	$S_{ch4} * R * T / 64$
Pgas_CH4_adj:	$Pgas_CH4 / Pgas_tot * 100$
Pgas_CO2:	$S_CO2 * R * T$
Pgas_CO2_adj:	$Pgas_CO2 / Pgas_tot * 100$
Pgas_h2:	$S_h2 * R * T / 16$
Pgas_H2O:	$0.0313 * \exp(5290 * (1/298 - 1/T))$
Pgas_h2s:	$S_h2s * R * T$
Pgas_h2s_adj:	$Pgas_h2s / Pgas_tot * 100$
Pgas_h2_adj:	$Pgas_h2 / Pgas_tot * 100$
Pgas_tot:	$Pgas_h2 + Pgas_CH4 + Pgas_CO2 + Pgas_h2s + Pgas_H2O$
pH:	$-\log_{10}(S_H_p) + 3$
pH_a:	$pH(\text{Acid_reactor}, \text{Bulk Volume}, 0)$
pH_ac_ll:	6
pH_ac_ul:	7
pH_error:	$pH_setpoint - pH_a$
pH_error_high:	$pH_a - pH_setpoint_high$
pH_h2_ll:	5
pH_h2_ul:	6
pH_setpoint:	$pH_setpoint1$
pH_setpoint1:	7
pH_setpoint1_ss:	Real List Variable (t)
pH_setpoint_high:	$pH_setpoint + 0.1$
pH_su_pro_ll:	4
pH_su_pro_ul:	5.5
Q:	Discharge
Qgas:	$kp * (Pgas_tot - Patm)$
Qgas1:	$Qgas(\text{Headspace1}, \text{Bulk Volume}, 0)$

Qgas2:	Qgas(Headspace2,Bulk Volume,0)
Qgas_acid:	Qgas1*1000
Qgas_uasb:	Qgas2*1000
Qin:	INQ
Q_recir:	0
Q_recyd:	600
R:	$8.314 \cdot 10^{-5}$
SRT:	$\text{tres}_x + \text{Vuasb}/Q$
S_aa:	Dyn. Volume State Var.
S_aa_in:	0
S_ac:	Dyn. Volume State Var.
S_ac_in:	$\text{fac}_{\text{xcrew}} \cdot \text{Xc}_{\text{raw}}$
S_ac_m:	Eq. State Variable
S_an:	Dyn. Volume State Var.
S_an_in:	INS_an
S_bu:	Dyn. Volume State Var.
S_bu_in:	0
S_bu_m:	Eq. State Variable
S_cat:	Dyn. Volume State Var.
S_cat_in:	$\text{VarConc} \cdot \text{INS}_{\text{cat}}$
S_ch4:	Dyn. Volume State Var.
S_ch4_in:	0
S_CO2:	Dyn. Volume State Var.
S_CO2_g:	Dyn. Volume State Var.
S_fa:	Dyn. Volume State Var.
S_fa_in:	0
S_h2:	Dyn. Volume State Var.
S_h2s:	Dyn. Volume State Var.
S_h2_in:	0
S_HCO3_m:	Dyn. Volume State Var.
S_HCO3_m_in:	$\text{INS}_{\text{HCO3}_m}/50$
S_hs_m:	Dyn. Volume State Var.

S_H_p:	Eq. State Variable
S_H_p_a:	$10^{-(\text{pH}_a-3)}$
S_H_p_ini:	0.001049
S_H_p_iniUASB:	5.635e-005
S_i:	Dyn. Volume State Var.
S_ic:	0
S_in:	Dyn. Volume State Var.
S_in_in:	$\text{VarConc} * \text{INS}_in / 14$
S_i_in:	0
S_NH3:	Eq. State Variable
S_NH4_p:	Eq. State Variable
S_OH_m:	Eq. State Variable
S_pro:	Dyn. Volume State Var.
S_pro_in:	0
S_pro_m:	Eq. State Variable
S_so4:	Dyn. Volume State Var.
S_so4_adj:	$S_{so4} * 96$
S_so4_in:	$\text{INS}_{so4} / 96$
S_su:	Dyn. Volume State Var.
S_su_in:	0
S_va:	Dyn. Volume State Var.
S_va_in:	0
S_va_m:	Eq. State Variable
T:	298
t:	Time
tres_x:	200
V:	Reactor Volume
Va:	0.0017
VarConc:	Real List Variable (t)
VarConc_ss:	Real List Variable (t)
VarQin:	Real List Variable (t)
VFA:	$S_{ac} + S_{bu} + S_{pro} + S_{va}$

Vg:	0.0005
Vuasb:	V(UASB_reactor,Bulk Volume,0)
v_ic_aa:	$-(C_{aa}+(1-Y_{aa})*(f_{va_aa}*C_{va}+f_{bu_aa}*C_{bu}+f_{pro_aa}*C_{pro}+f_{ac_aa}*C_{ac})+Y_{aa}*C_{xaa})$
v_ic_ac:	$-(C_{ac}+(1-Y_{ac})*C_{ch4}+Y_{ac}*C_{xac})$
v_ic_bu:	$-(C_{bu}+(1-Y_{c4})*0.8*C_{ac}+Y_{c4}*C_{xc4})$
v_ic_h2:	$-((1-Y_{h2})*C_{ch4}+Y_{h2}*C_{xh2})$
v_ic_lcfa:	$-(C_{fa}+(1-Y_{fa})*0.7*C_{ac}+Y_{fa}*C_{xfa})$
v_ic_pro:	$-(C_{pro}+(1-Y_{pro})*0.57*C_{ac}+Y_{pro}*C_{xpro})$
v_ic_su:	$-(C_{su}+(1-Y_{su})*(f_{bu_su}*C_{bu}+f_{pro_su}*C_{pro}+f_{ac_su}*C_{ac})+Y_{su}*C_{xsu})$
v_ic_va:	$-(C_{va}+(1-Y_{c4})*(0.54*C_{pro}+0.31*C_{ac})+Y_{c4}*C_{xc4})$
Xc_raw:	INXc_raw
X_aa:	Dyn. Volume State Var.
X_aa_in:	0
X_aa_ini:	0
X_aa_iniUASB:	0
X_ac:	Dyn. Volume State Var.
X_ac_in:	0
X_ac_ini:	$10^{(-8)}$
X_ac_iniUASB:	6359
X_c:	Dyn. Volume State Var.
X_c4:	Dyn. Volume State Var.
X_c4_in:	0
X_c4_ini:	$10^{(-8)}$
X_c4_iniUASB:	1487
X_ch:	Dyn. Volume State Var.
X_ch_in:	0
X_c_in:	$fxc_xcraw*Xc_raw$
X_fa:	Dyn. Volume State Var.
X_fa_in:	0
X_fa_ini:	0

X_fa_iniUASB:	0
X_h2:	Dyn. Volume State Var.
X_h2_in:	0
X_h2_ini:	$10^{(-8)}$
X_h2_iniUASB:	1629
X_i:	Dyn. Volume State Var.
X_i_in:	0
X_li:	Dyn. Volume State Var.
X_li_in:	0
X_pr:	Dyn. Volume State Var.
X_pro:	Dyn. Volume State Var.
X_pro_in:	0
X_pro_ini:	100
X_pro_iniUASB:	5800
X_pr_in:	1000
X_so4:	Dyn. Volume State Var.
X_so4_ini:	43.58
X_so4_iniUASB:	799.9
X_su:	Dyn. Volume State Var.
X_su_in:	0
X_su_ini:	550.9
X_su_iniUASB:	$1.374 \cdot 10^4$
X_tot:	$(X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{c4} + X_{pro} + X_{ac} + X_{h2} + X_{so4})$
Y_aa:	0.08
Y_ac:	0.05
Y_c4:	0.06
Y_fa:	0.06
Y_h2:	0.06
Y_pro:	0.04
Y_so4:	0.08
Y_su:	0.1

Processes

Decay_xaa: kdec_aa*X_aa

X_c : 1

X_aa : -1

Decay_xac: kdec_ac*X_ac

X_c : 1

X_ac : -1

Decay_xc4: kdec_c4*X_c4

X_c : 1

X_c4 : -1

Decay_xfa: kdec_fa*X_fa

X_c : 1

X_fa : -1

Decay_xh2: kdec_h2*X_h2

X_c : 1

X_h2 : -1

Decay_xpro: kdec_pro*X_pro

X_c : 1

X_pro : -1

Decay_xso4: kdec_so4*X_so4

X_c : 1

X_so4 : -1

Decay_xsu: kdec_su*X_su

X_c : 1

X_su : -1

Disintegration:kdis*X_c

S_i : f_si_xc

X_c : -1

X_ch : f_ch_xc

X_pr : f_pr_xc

$$X_{li} : f_{li_xc}$$

$$X_i : f_{xi_xc}$$

Dyn_acid_base_CO2:

$$kAB_CO2*(S_HCO3_m*S_H_p-Ka_CO2*S_CO2)$$

$$S_CO2 : 1$$

$$S_HCO3_m : -1$$

Dyn_acid_base_H2S:

$$kAB_h2s*(S_hs_m*S_H_p-Ka_h2s*S_h2s)$$

$$S_h2s : 1$$

$$S_hs_m : -1$$

$$\text{Equilib_ac_m: } S_ac_m : 0 = S_ac_m - (Ka_ac * S_ac) / (Ka_ac + S_H_p)$$

$$\text{Equilib_ac_m_a: } S_ac_m : 0 = S_ac_m - (Ka_ac * S_ac) / (Ka_ac + S_H_p_a)$$

$$\text{Equilib_bu_m: } S_bu_m : 0 = S_bu_m - (Ka_bu * S_bu) / (Ka_bu + S_H_p)$$

$$\text{Equilib_bu_m_a: } S_bu_m : 0 = S_bu_m - (Ka_bu * S_bu) / (Ka_bu + S_H_p_a)$$

Equilib_charge_H_p:

$$S_H_p : 0 = S_cat + S_NH4_p + S_H_p - S_HCO3_m - S_ac_m / 64 -$$

$$S_pro_m / 112 - S_bu_m / 160 - S_va_m / 208 - S_OH_m - S_an - 2 * S_so4 -$$

$$S_hs_m$$

$$\text{Equilib_NH3: } S_NH3 : 0 = S_in - S_NH3 - S_NH4_p$$

$$\text{Equilib_NH4_p: } S_NH4_p : 0 = S_NH4_p - (S_H_p * S_in) / (Ka_NH4_p + S_H_p)$$

Equilib_NH4_p_a:

$$S_NH4_p : 0 = S_NH4_p - (S_H_p_a * S_in) / (Ka_NH4_p + S_H_p_a)$$

$$\text{Equilib_OH_m: } S_OH_m : 0 = S_OH_m - Kw / (S_H_p + 10^{(-14)})$$

$$\text{Equilib_pro_m: } S_pro_m : 0 = S_pro_m - (Ka_pro * S_pro) / (Ka_pro + S_H_p)$$

Equilib_pro_m_a:

$$S_pro_m : 0 = S_pro_m - (Ka_pro * S_pro) / (Ka_pro + S_H_p_a)$$

$$\text{Equilib_va_m: } S_va_m : 0 = S_va_m - (Ka_va * S_va) / (Ka_va + S_H_p)$$

$$\text{Equilib_va_m_a: } S_va_m : 0 = S_va_m - (Ka_va * S_va) / (Ka_va + S_H_p_a)$$

Hydrolysis_carbohydrates:

$$khyd_ch * X_ch$$

$$S_su : 1$$

$$X_ch : -1$$

Hydrolysis_lipids:

$k_{hyd_li} * X_{li}$
 $S_{su} : 1 - f_{fa_li}$
 $S_{fa} : f_{fa_li}$
 $X_{li} : -1$

Hydrolysis_proteins:

$k_{hyd_pr} * X_{pr}$
 $S_{aa} : 1$
 $X_{pr} : -1$

Uptake_acetates:

$k_{m_ac} * S_{ac} / (K_{s_ac} + S_{ac}) * X_{ac} * I_{3_ac} * I_{h2s}$
 $S_{ac} : -1$
 $S_{CO2} : v_{ic_ac}$
 $S_{in} : -(Y_{ac}) * N_{xac}$
 $X_{ac} : Y_{ac}$
 $S_{ch4} : (1 - Y_{ac})$

Uptake_acetates_a:

$k_{m_ac} * S_{ac} / (K_{s_ac} + S_{ac}) * X_{ac} * I_{3_ac_a}$
 $S_{ac} : -1$
 $S_{CO2} : v_{ic_ac}$
 $S_{in} : -(Y_{ac}) * N_{xac}$
 $X_{ac} : Y_{ac}$
 $S_{ch4} : (1 - Y_{ac})$

Uptake_amino: $k_{m_aa} * S_{aa} / (K_{s_aa} + S_{aa}) * X_{aa} * I_{1_su_aa} * I_{h2s}$

$S_{aa} : -1$
 $S_{bu} : (1 - Y_{aa}) * f_{bu_aa}$
 $S_{pro} : (1 - Y_{aa}) * f_{pro_aa}$
 $S_{ac} : (1 - Y_{aa}) * f_{ac_aa}$
 $S_{h2} : (1 - Y_{aa}) * f_{h2_aa}$
 $S_{CO2} : v_{ic_aa}$
 $S_{in} : N_{aa} - (Y_{aa}) * N_{xaa}$

$$X_{aa} : Y_{aa}$$

$$S_{va} : (1-Y_{aa}) * f_{va_{aa}}$$

$$\text{Uptake_amino_a} : km_{aa} * S_{aa} / (Ks_{aa} + S_{aa}) * X_{aa} * I1_{su_{aa_a}}$$

$$S_{aa} : -1$$

$$S_{bu} : (1-Y_{aa}) * f_{bu_{aa}}$$

$$S_{pro} : (1-Y_{aa}) * f_{pro_{aa}}$$

$$S_{ac} : (1-Y_{aa}) * f_{ac_{aa}}$$

$$S_{h2} : (1-Y_{aa}) * f_{h2_{aa}}$$

$$S_{CO2} : v_{ic_{aa}}$$

$$S_{in} : N_{aa} - (Y_{aa}) * N_{xaa}$$

$$X_{aa} : Y_{aa}$$

$$S_{va} : (1-Y_{aa}) * f_{va_{aa}}$$

Uptake_butyrate:

$$km_{c4} * S_{bu} / (Ks_{c4} + S_{bu}) * X_{c4} * S_{bu} / (S_{bu} + S_{va} + 10^{(6)}) * I2_{c4} * I_{h2s}$$

$$(6) * I2_{c4} * I_{h2s}$$

$$S_{bu} : -1$$

$$S_{ac} : (1-Y_{c4}) * 0.8$$

$$S_{h2} : (1-Y_{c4}) * 0.2$$

$$S_{CO2} : v_{ic_{bu}}$$

$$S_{in} : -(Y_{c4}) * N_{xc4}$$

$$X_{c4} : Y_{c4}$$

Uptake_butyrate_a:

$$km_{c4} * S_{bu} / (Ks_{c4} + S_{bu}) * X_{c4} * S_{bu} / (S_{bu} + S_{va} + 10^{(-6)}) * I2_{c4_a}$$

$$S_{bu} : -1$$

$$S_{ac} : (1-Y_{c4}) * 0.8$$

$$S_{h2} : (1-Y_{c4}) * 0.2$$

$$S_{CO2} : v_{ic_{bu}}$$

$$S_{in} : -(Y_{c4}) * N_{xc4}$$

$$X_{c4} : Y_{c4}$$

Uptake_hydrogen:

$$km_{h2} * S_{h2} / (Ks_{h2} + S_{h2}) * X_{h2} * I1_{h2} * I_{h2s}$$

$$S_{CO2} : v_{ic_h2}$$

$$S_{in} : -(Y_{h2}) * N_{xh2}$$

$$X_{h2} : Y_{h2}$$

$$S_{ch4} : (1 - Y_{h2})$$

$$S_{h2} : -1$$

Uptake_hydrogen_a:

$$km_{h2} * S_{h2} / (Ks_{h2} + S_{h2}) * X_{h2} * I1_{h2_a}$$

$$S_{CO2} : v_{ic_h2}$$

$$S_{in} : -(Y_{h2}) * N_{xh2}$$

$$X_{h2} : Y_{h2}$$

$$S_{ch4} : (1 - Y_{h2})$$

$$S_{h2} : -1$$

Uptake_hydrogen_SRB: $km_{so4} * S_{so4} / (Ks_{so4} + S_{so4}) * S_{h2} / (Ks_{sh2} + S_{h2}) * X_{so4} * I1_{h2s}$

$$S_{CO2} : -(Y_{so4}) * C_{xso4}$$

$$S_{in} : -(Y_{so4}) * N_{xso4}$$

$$X_{so4} : Y_{so4}$$

$$S_{h2} : -1$$

$$S_{h2s} : (1 - Y_{so4}) / 64$$

$$S_{so4} : -(1 - Y_{so4}) / 64$$

Uptake_lcfa:

$$km_{fa} * S_{fa} / (Ks_{fa} + S_{fa}) * X_{fa} * I2_{fa} * I_{h2s}$$

$$S_{fa} : -1$$

$$S_{ac} : (1 - Y_{fa}) * 0.7$$

$$S_{h2} : (1 - Y_{fa}) * 0.3$$

$$S_{CO2} : v_{ic_lcfa}$$

$$S_{in} : -(Y_{fa}) * N_{xfa}$$

$$X_{fa} : Y_{fa}$$

Uptake_lcfa_a:

$$km_{fa} * S_{fa} / (Ks_{fa} + S_{fa}) * X_{fa} * I2_{fa_a}$$

$$S_{fa} : -1$$

$$S_{ac} : (1 - Y_{fa}) * 0.7$$

$$S_{h2} : (1 - Y_{fa}) * 0.3$$

$$S_{CO2} : v_{ic_lcfa}$$

$S_{in} : -(Y_{fa}) * N_{xfa}$
 $X_{fa} : Y_{fa}$

Uptake_propionates: $km_{pro} * S_{pro} / (Ks_{pro} + S_{pro}) * X_{pro} * I2_{pro} * I_{h2s}$
 $S_{pro} : -1$
 $S_{ac} : (1 - Y_{pro}) * 0.57$
 $S_{h2} : (1 - Y_{pro}) * 0.43$
 $S_{CO2} : v_{ic_{pro}}$
 $S_{in} : -(Y_{pro}) * N_{xpro}$
 $X_{pro} : Y_{pro}$

Uptake_propionates_a: $km_{pro} * S_{pro} / (Ks_{pro} + S_{pro}) * X_{pro} * I2_{pro_a}$
 $S_{pro} : -1$
 $S_{ac} : (1 - Y_{pro}) * 0.57$
 $S_{h2} : (1 - Y_{pro}) * 0.43$
 $S_{CO2} : v_{ic_{pro}}$
 $S_{in} : -(Y_{pro}) * N_{xpro}$
 $X_{pro} : Y_{pro}$

Uptake_sugars: $km_{su} * S_{su} / (Ks_{su} + S_{su}) * X_{su} * I1_{su_aa} * I_{h2s}$
 $S_{su} : -1$
 $S_{bu} : (1 - Y_{su}) * f_{bu_su}$
 $S_{pro} : (1 - Y_{su}) * f_{pro_su}$
 $S_{ac} : (1 - Y_{su}) * f_{ac_su}$
 $S_{h2} : (1 - Y_{su}) * f_{h2_su}$
 $S_{CO2} : v_{ic_{su}}$
 $S_{in} : -(Y_{su}) * N_{xsu}$
 $X_{su} : Y_{su}$

Uptake_sugars_a: $km_{su} * S_{su} / (Ks_{su} + S_{su}) * X_{su} * I1_{su_aa_a}$
 $S_{su} : -1$
 $S_{bu} : (1 - Y_{su}) * f_{bu_su}$
 $S_{pro} : (1 - Y_{su}) * f_{pro_su}$
 $S_{ac} : (1 - Y_{su}) * f_{ac_su}$
 $S_{h2} : (1 - Y_{su}) * f_{h2_su}$

$S_{CO2} : v_{ic_su}$
 $S_{in} : -(Y_{su}) * N_{xsu}$
 $X_{su} : Y_{su}$
 Uptake_valerates: $km_{c4} * S_{va} / (Ks_{c4} + S_{va}) * X_{c4} * S_{va} / (S_{va} + S_{bu} + 10^{(-6)}) * I2_{c4} * I_{h2s}$
 $S_{va} : -1$
 $S_{pro} : (1 - Y_{c4}) * 0.54$
 $S_{ac} : (1 - Y_{c4}) * 0.31$
 $S_{h2} : (1 - Y_{c4}) * 0.15$
 $S_{CO2} : v_{ic_va}$
 $S_{in} : -(Y_{c4}) * N_{xc4}$
 $X_{c4} : Y_{c4}$
 Uptake_valerates_a: $km_{c4} * S_{va} / (Ks_{c4} + S_{va}) * X_{c4} * S_{va} / (S_{va} + S_{bu} + 10^{(-6)}) * I2_{c4_a}$
 $S_{va} : -1$
 $S_{pro} : (1 - Y_{c4}) * 0.54$
 $S_{ac} : (1 - Y_{c4}) * 0.31$
 $S_{h2} : (1 - Y_{c4}) * 0.15$
 $S_{CO2} : v_{ic_va}$
 $S_{in} : -(Y_{c4}) * N_{xc4}$
 $X_{c4} : Y_{c4}$

ศูนย์วิทยทรัพยากร
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Compartments

Acid_reactor: Mixed Reactor Compartment

Active Variables: C_aa, C_ac, C_bu, C_ch, C_ch4, C_fa, C_h2, C_ic, C_in, C_li, C_pr, C_pro, C_si, C_su, C_va, C_xaa, C_xac, C_xc, C_xc4, C_xfa, C_xh2, C_xi, C_xpro, C_xsu, Eff_clari, fac_xcraw, fbu_xcraw, fpro_xcraw, fxc_xcraw, f_ac_aa, f_ac_su, f_bu_aa, f_bu_su, f_ch_xc, f_fa_li, f_h2_aa, f_h2_su, f_li_xc, F_NaHCO3, f_pro_aa, f_pro_su, f_pr_xc, f_si_xc, f_su_li, f_va_aa, f_xi_xc, I1_h2, I1_su_aa, I2_c4, I2_fa, I2_pro, I3_ac, lh2_c4, lh2_fa, lh2_pro, lin_lim, INH3_ac, INQ, INS_an, INS_cat, INS_HCO3_m, INS_in, INS_vfa, INXc_raw, IpH_I_ac, IpH_I_h2, IpH_I_su_pro, kAB_CO2, Ka_ac, Ka_bu, Ka_CO2, Ka_HCO3_m, Ka_NH4_p, Ka_pro, Ka_va, kdec_aa, kdec_ac, kdec_c4, kdec_fa, kdec_h2, kdec_pro, kdec_su, kdis, khyd_ch, khyd_li, khyd_pr, KH_CH4, KH_CO2, KH_h2, KI_h2_c4, KI_h2_fa, KI_h2_pro, KI_NH3_ac, kLa_CH4, kLa_CO2, kLa_h2, km_aa, km_ac, km_c4, km_fa, km_h2, km_pro, km_su, kp, Ks_aa, Ks_ac, Ks_c4, Ks_fa, Ks_h2, Ks_NH3_all, Ks_pro, Ks_su, Kw, M_tot, nue1_su, nue2_su, nue3_su, N_aa, N_ac, N_bu, N_ch, N_ch4, N_fa, N_h2, N_ic, N_in, N_li, N_pr, N_pro, N_si, N_su, N_va, N_xaa, N_xac, N_xc, N_xc4, N_xfa, N_xh2, N_xi, N_xpro, N_xsu, Patm, Pgas_CH4, Pgas_CO2, Pgas_h2, Pgas_H2O, Pgas_tot, pH, pH_ac_ll, pH_ac_ul, pH_h2_ll, pH_h2_ul, pH_su_pro_ll, pH_su_pro_ul, Q, Qgas, Qin, Q_recir, Q_recyc, R, S_aa, S_aa_in, S_ac, S_ac_in, S_ac_m, S_an, S_an_in, S_bu, S_bu_in, S_bu_m, S_cat, S_cat_in, S_ch4, S_ch4_in, S_CO2, S_CO2_g, S_fa, S_fa_in, S_h2, S_h2_in, S_HCO3_m, S_HCO3_m_in, S_H_p, S_i, S_ic, S_in, S_in_in, S_i_in, S_NH3, S_NH4_p, S_OH_m, S_pro, S_pro_in, S_pro_m, S_su, S_su_in, S_va, S_va_in, S_va_m, T, t, V, Va, VarConc, VarQin, Vg, Vuasb, v_ic_aa, v_ic_ac, v_ic_bu, v_ic_h2, v_ic_lcfa, v_ic_pro, v_ic_su, v_ic_va, Xc_raw, X_aa, X_aa_in, X_aa_ini, X_aa_iniUASB, X_ac, X_ac_in,

X_{ac_ini} , $X_{ac_iniUASB}$, X_c , X_{c4} , X_{c4_in} , X_{c4_ini} , $X_{c4_iniUASB}$,
 X_{ch} , X_{ch_in} , X_{c_in} , X_{fa} , X_{fa_in} , X_{fa_ini} , $X_{fa_iniUASB}$, X_{h2} ,
 X_{h2_in} , X_{h2_ini} , $X_{h2_iniUASB}$, X_i , X_{i_in} , X_{li} , X_{li_in} , X_{pr} ,
 X_{pro} , X_{pro_in} , X_{pro_ini} , $X_{pro_iniUASB}$, X_{pr_in} , X_{su} ,
 X_{su_in} , X_{su_ini} , $X_{su_iniUASB}$, X_{tot} , Y_{aa} , Y_{ac} , Y_{c4} , Y_{fa} , Y_{h2} ,
 Y_{pro} , Y_{su} , pH_a , S_{h2s} , S_{hs_m} , S_{so4} , X_{so4}

Active Processes: $Dyn_acid_base_CO2$, $Decay_{xac}$, $Decay_{xc4}$, $Decay_{xh2}$,
 $Decay_{xpro}$, $Decay_{xsu}$, $Disintegration$, $Equilib_{ac_m}$, $Equilib_{bu_m}$,
 $Equilib_{charge_H_p}$, $Equilib_{NH3}$, $Equilib_{NH4_p}$, $Equilib_{OH_m}$,
 $Equilib_{pro_m}$, $Hydrolysis_carbohydrates$, $Uptake_butyrates$,
 $Uptake_hydrogen$, $Uptake_propionates$, $Uptake_sugars$,
 $Uptake_valerates$, $Uptake_acetates$, $Decay_{xso4}$,
 $Dyn_acid_base_H2S$, $Uptake_hydrogen_SRB$

Effluent: Mixed Reactor Compartment

Active Variables: C_{aa} , C_{ac} , C_{bu} , C_{ch} , C_{ch4} , C_{fa} , C_{h2} , C_{ic} , C_{in} , C_{li} , C_{pr} ,
 C_{pro} , C_{si} , C_{su} , C_{va} , C_{xaa} , C_{xac} , C_{xc} , C_{xc4} , C_{xfa} , C_{xh2} ,
 C_{xi} , C_{xpro} , C_{xsu} , Eff_clari , fac_xcraw , fbu_xcraw , $fpro_xcraw$,
 fxc_xcraw , f_{ac_aa} , f_{ac_su} , f_{bu_aa} , f_{bu_su} , f_{ch_xc} , f_{fa_li} ,
 f_{h2_aa} , f_{h2_su} , f_{li_xc} , F_{NaHCO3} , f_{pro_aa} , f_{pro_su} , f_{pr_xc} ,
 f_{si_xc} , f_{su_li} , f_{va_aa} , f_{xi_xc} , $I1_{h2}$, $I1_{su_aa}$, $I2_{c4}$, $I2_{fa}$, $I2_{pro}$,
 $I3_{ac}$, $Ih2_{c4}$, $Ih2_{fa}$, $Ih2_{pro}$, lin_lim , $INH3_{ac}$, INQ , INS_{an} ,
 INS_{cat} , INS_{HCO3_m} , INS_{in} , INS_{vfa} , $INXc_{raw}$, IpH_{I_ac} ,
 $IpH_{I_{h2}}$, $IpH_{I_{su_pro}}$, kAB_{CO2} , Ka_{ac} , Ka_{bu} , Ka_{CO2} ,
 Ka_{HCO3_m} , Ka_{NH4_p} , Ka_{pro} , Ka_{va} , $kdec_{aa}$, $kdec_{ac}$,
 $kdec_{c4}$, $kdec_{fa}$, $kdec_{h2}$, $kdec_{pro}$, $kdec_{su}$, $kdis$, $khyd_{ch}$,
 $khyd_{li}$, $khyd_{pr}$, KH_{CH4} , KH_{CO2} , KH_{h2} , KI_{h2_c4} , KI_{h2_fa} ,
 KI_{h2_pro} , KI_{NH3_ac} , kLa_{CH4} , kLa_{CO2} , kLa_{h2} , km_{aa} , km_{ac} ,
 km_{c4} , km_{fa} , km_{h2} , km_{pro} , km_{su} , kp , Ks_{aa} , Ks_{ac} , Ks_{c4} ,
 Ks_{fa} , Ks_{h2} , Ks_{NH3_all} , Ks_{pro} , Ks_{su} , Kw , M_{tot} , $nue1_{su}$,
 $nue2_{su}$, $nue3_{su}$, N_{aa} , N_{ac} , N_{bu} , N_{ch} , N_{ch4} , N_{fa} , N_{h2} ,
 N_{ic} , N_{in} , N_{li} , N_{pr} , N_{pro} , N_{si} , N_{su} , N_{va} , N_{xaa} , N_{xac} , N_{xc} ,
 N_{xc4} , N_{xfa} , N_{xh2} , N_{xi} , N_{xpro} , N_{xsu} , $Patm$, $Pgas_{CH4}$,

Pgas_CO2, Pgas_h2, Pgas_H2O, Pgas_tot, pH, pH_ac_ll, pH_ac_ul,
 pH_h2_ll, pH_h2_ul, pH_su_pro_ll, pH_su_pro_ul, Q, Qgas, Qin,
 Q_recir, Q_recyc, R, S_aa, S_aa_in, S_ac, S_ac_in, S_ac_m, S_an,
 S_an_in, S_bu, S_bu_in, S_bu_m, S_cat, S_cat_in, S_ch4, S_ch4_in,
 S_CO2, S_CO2_g, S_fa, S_fa_in, S_h2, S_h2_in, S_HCO3_m,
 S_HCO3_m_in, S_H_p, S_i, S_ic, S_in, S_in_in, S_i_in, S_NH3,
 S_NH4_p, S_OH_m, S_pro, S_pro_in, S_pro_m, S_su, S_su_in, S_va,
 S_va_in, S_va_m, T, t, V, Va, VarConc, VarQin, Vg, Vuasb, v_ic_aa,
 v_ic_ac, v_ic_bu, v_ic_h2, v_ic_lcfa, v_ic_pro, v_ic_su, v_ic_va,
 Xc_raw, X_aa, X_aa_in, X_aa_ini, X_aa_iniUASB, X_ac, X_ac_in,
 X_ac_ini, X_ac_iniUASB, X_c, X_c4, X_c4_in, X_c4_ini, X_c4_iniUASB,
 X_ch, X_ch_in, X_c_in, X_fa, X_fa_in, X_fa_ini, X_fa_iniUASB, X_h2,
 X_h2_in, X_h2_ini, X_h2_iniUASB, X_i, X_i_in, X_li, X_li_in, X_pr,
 X_pro, X_pro_in, X_pro_ini, X_pro_iniUASB, X_pr_in, X_su,
 X_su_in, X_su_ini, X_su_iniUASB, X_tot, Y_aa, Y_ac, Y_c4, Y_fa, Y_h2,
 Y_pro, Y_su, C_xso4, I1_h2_a, I1_su_aa_a, I2_c4_a, I2_fa_a, I2_pro_a,
 I3_ac_a, INQ_NaHCO3, INS_so4, IpH_I_ac_a, IpH_I_h2_a,
 IpH_I_su_pro_a, I_h2s, kAB_h2s, Ka_h2s, kdec_so4, KH_h2s, KI_h2s,
 kLa_h2s, km_so4, Ks_sh2, Ks_so4, NaHCO3_flow,
 NaHCO3_flow_neg, N_xso4, Pgas_h2s, pH_a, pH_error,
 pH_error_high, pH_setpoint, pH_setpoint_high, Qgas1, Qgas2,
 S_h2s, S_hs_m, S_H_p_a, S_H_p_ini, S_H_p_iniUASB, S_so4,
 S_so4_in, X_so4, X_so4_ini, X_so4_iniUASB, Y_so4

Active Processes:

Headspace1: Mixed Reactor Compartment

Active Variables: S_ch4, S_CO2_g, S_CO2, S_h2, S_h2s

Active Processes:

Headspace2: Mixed Reactor Compartment

Active Variables: S_ch4, S_CO2_g, S_CO2, S_h2, S_h2s

Active Processes:

Settler: Mixed Reactor Compartment

Active Variables: C_aa, C_ac, C_bu, C_ch, C_ch4, C_fa, C_h2, C_ic, C_in, C_li, C_pr, C_pro, C_si, C_su, C_va, C_xaa, C_xac, C_xc, C_xc4, C_xfa, C_xh2, C_xi, C_xpro, C_xsu, Eff_clari, fac_xcraw, fbu_xcraw, fpro_xcraw, fxc_xcraw, f_ac_aa, f_ac_su, f_bu_aa, f_bu_su, f_ch_xc, f_fa_li, f_h2_aa, f_h2_su, f_li_xc, F_NaHCO3, f_pro_aa, f_pro_su, f_pr_xc, f_si_xc, f_su_li, f_va_aa, f_xi_xc, I1_h2, I1_su_aa, I2_c4, I2_fa, I2_pro, I3_ac, lh2_c4, lh2_fa, lh2_pro, lin_lim, INH3_ac, INQ, INS_an, INS_cat, INS_HCO3_m, INS_in, INS_vfa, INXc_raw, lpH_l_ac, lpH_l_h2, lpH_l_su_pro, kAB_CO2, Ka_ac, Ka_bu, Ka_CO2, Ka_HCO3_m, Ka_NH4_p, Ka_pro, Ka_va, kdec_aa, kdec_ac, kdec_c4, kdec_fa, kdec_h2, kdec_pro, kdec_su, kdis, khyd_ch, khyd_li, khyd_pr, KH_CH4, KH_CO2, KH_h2, KI_h2_c4, KI_h2_fa, KI_h2_pro, KI_NH3_ac, kLa_CH4, kLa_CO2, kLa_h2, km_aa, km_ac, km_c4, km_fa, km_h2, km_pro, km_su, kp, Ks_aa, Ks_ac, Ks_c4, Ks_fa, Ks_h2, Ks_NH3_all, Ks_pro, Ks_su, Kw, M_tot, nue1_su, nue2_su, nue3_su, N_aa, N_ac, N_bu, N_ch, N_ch4, N_fa, N_h2, N_ic, N_in, N_li, N_pr, N_pro, N_si, N_su, N_va, N_xaa, N_xac, N_xc, N_xc4, N_xfa, N_xh2, N_xi, N_xpro, N_xsu, Patm, Pgas_CH4, Pgas_CO2, Pgas_h2, Pgas_H2O, Pgas_tot, pH, pH_ac_ll, pH_ac_ul, pH_h2_ll, pH_h2_ul, pH_su_pro_ll, pH_su_pro_ul, Q, Qgas, Qin, Q_recir, Q_recyc, R, S_aa, S_aa_in, S_ac, S_ac_in, S_ac_m, S_an, S_an_in, S_bu, S_bu_in, S_bu_m, S_cat, S_cat_in, S_ch4, S_ch4_in, S_CO2, S_CO2_g, S_fa, S_fa_in, S_h2, S_h2_in, S_HCO3_m, S_HCO3_m_in, S_H_p, S_i, S_ic, S_in, S_in_in, S_i_in, S_NH3, S_NH4_p, S_OH_m, S_pro, S_pro_in, S_pro_m, S_su, S_su_in, S_va, S_va_in, S_va_m, T, t, V, Va, VarConc, VarQin, Vg, Vuasb, v_ic_aa, v_ic_ac, v_ic_bu, v_ic_h2, v_ic_lcfa, v_ic_pro, v_ic_su, v_ic_va, Xc_raw, X_aa, X_aa_in, X_aa_ini, X_aa_iniUASB, X_ac, X_ac_in, X_ac_ini, X_ac_iniUASB, X_c, X_c4, X_c4_in, X_c4_ini, X_c4_iniUASB, X_ch, X_ch_in, X_c_in, X_fa, X_fa_in, X_fa_ini, X_fa_iniUASB, X_h2, X_h2_in, X_h2_ini, X_h2_iniUASB, X_i, X_i_in, X_li, X_li_in, X_pr, X_pro, X_pro_in, X_pro_ini, X_pro_iniUASB, X_pr_in, X_su,

X_{su_in}, X_{su_ini}, X_{su_iniUASB}, X_{tot}, Y_{aa}, Y_{ac}, Y_{c4}, Y_{fa}, Y_{h2},
 Y_{pro}, Y_{su}, C_{xso4}, I_{1_h2_a}, I_{1_su_aa_a}, I_{2_c4_a}, I_{2_fa_a},
 I_{2_pro_a}, I_{3_ac_a}, INQ_NaHCO₃, INS_{so4}, IpH_{I_ac_a}, IpH_{I_h2_a},
 IpH_{I_su_pro_a}, I_{h2s}, kAB_{h2s}, Ka_{h2s}, kdec_{so4}, KH_{h2s}, KI_{h2s},
 kLa_{h2s}, km_{so4}, Ks_{sh2}, Ks_{so4}, NaHCO_{3_flow}, aHCO_{3_flow_neg},
 N_{xso4}, Pgas_{h2s}, pH_a, pH_{error}, pH_{error_high}, pH_{setpoint},
 pH_{setpoint_high}, Qgas₁, Qgas₂, S_{h2s}, S_{hs_m}, S_{H_p_a},
 S_{H_p_ini}, S_{H_p_iniUASB}, S_{so4}, S_{so4_in}, X_{so4}, X_{so4_ini},
 X_{so4_iniUASB}, Y_{so4}

Active Processes:

UASB_reactor: Mixed Reactor Compartment

Active Variables: C_{aa}, C_{ac}, C_{bu}, C_{ch}, C_{ch4}, C_{fa}, C_{h2}, C_{ic}, C_{in}, C_{li}, C_{pr},
 C_{pro}, C_{si}, C_{su}, C_{va}, C_{xaa}, C_{xac}, C_{xc}, C_{xc4}, C_{xfa}, C_{xh2},
 C_{xi}, C_{xpro}, C_{xsu}, Eff_{clari}, fac_{xcraw}, fbu_{xcraw}, fpro_{xcraw},
 fxc_{xcraw}, f_{ac_aa}, f_{ac_su}, f_{bu_aa}, f_{bu_su}, f_{ch_xc}, f_{fa_li},
 f_{h2_aa}, f_{h2_su}, f_{li_xc}, F_{NaHCO3}, f_{pro_aa}, f_{pro_su}, f_{pr_xc},
 f_{si_xc}, f_{su_li}, f_{va_aa}, f_{xi_xc}, I_{1_h2}, I_{1_su_aa}, I_{2_c4}, I_{2_fa}, I_{2_pro},
 I_{3_ac}, I_{h2_c4}, I_{h2_fa}, I_{h2_pro}, I_{in_lim}, INH_{3_ac}, INQ, INS_{an},
 INS_{cat}, INS_{HCO3_m}, INS_{in}, INS_{vfa}, INX_{c_raw},
 IpH_{I_ac}, IpH_{I_h2}, IpH_{I_su_pro}, kAB_{CO2}, Ka_{ac}, Ka_{bu}, Ka_{CO2},
 Ka_{HCO3_m}, Ka_{NH4_p}, Ka_{pro}, Ka_{va}, kdec_{aa}, kdec_{ac},
 kdec_{c4}, kdec_{fa}, kdec_{h2}, kdec_{pro}, kdec_{su}, kdis, khyd_{ch},
 khyd_{li}, khyd_{pr}, KH_{CH4}, KH_{CO2}, KH_{h2}, KI_{h2_c4}, KI_{h2_fa},
 KI_{h2_pro}, KI_{NH3_ac}, kLa_{CH4}, kLa_{CO2}, kLa_{h2}, km_{aa}, km_{ac},
 km_{c4}, km_{fa}, km_{h2}, km_{pro}, km_{su}, kp, Ks_{aa}, Ks_{ac}, Ks_{c4},
 Ks_{fa}, Ks_{h2}, Ks_{NH3_all}, Ks_{pro}, Ks_{su}, Kw, M_{tot}, nue_{1_su},
 nue_{2_su}, nue_{3_su}, N_{aa}, N_{ac}, N_{bu}, N_{ch}, N_{ch4}, N_{fa}, N_{h2},
 N_{ic}, N_{in}, N_{li}, N_{pr}, N_{pro}, N_{si}, N_{su}, N_{va}, N_{xaa}, N_{xac}, N_{xc},
 N_{xc4}, N_{xfa}, N_{xh2}, N_{xi}, N_{xpro}, N_{xsu}, Patm, Pgas_{CH4},
 Pgas_{CO2}, Pgas_{h2}, Pgas_{H2O}, Pgas_{tot}, pH, pH_{ac_ll}, pH_{ac_ul},
 pH_{h2_ll}, pH_{h2_ul}, pH_{su_pro_ll}, pH_{su_pro_ul}, Q, Qgas, Qin,
 Q_{recir}, Q_{recyc}, R, S_{aa}, S_{aa_in}, S_{ac}, S_{ac_in}, S_{ac_m}, S_{an},

S_an_in, S_bu, S_bu_in, S_bu_m, S_cat, S_cat_in, S_ch4, S_ch4_in,
 S_CO2, S_CO2_g, S_fa, S_fa_in, S_h2, S_h2_in, S_HCO3_m,
 S_HCO3_m_in, S_H_p, S_i, S_ic, S_in, S_in_in, S_i_in, S_NH3,
 S_NH4_p, S_OH_m, S_pro, S_pro_in, S_pro_m, S_su, S_su_in, S_va,
 S_va_in, S_va_m, T, t, V, Va, VarConc, VarQin, Vg, Vuasb, v_ic_aa,
 v_ic_ac, v_ic_bu, v_ic_h2, v_ic_lcfa, v_ic_pro, v_ic_su, v_ic_va,
 Xc_raw, X_aa, X_aa_in, X_aa_ini, X_aa_iniUASB, X_ac, X_ac_in,
 X_ac_ini, X_ac_iniUASB, X_c, X_c4, X_c4_in, X_c4_ini, X_c4_iniUASB,
 X_ch, X_ch_in, X_c_in, X_fa, X_fa_in, X_fa_ini, X_fa_iniUASB, X_h2,
 X_h2_in, X_h2_ini, X_h2_iniUASB, X_i, X_i_in, X_li, X_li_in, X_pr,
 X_pro, X_pro_in, X_pro_ini, X_pro_iniUASB, X_pr_in, X_su,
 X_su_in, X_su_ini, X_su_iniUASB, X_tot, Y_aa, Y_ac, Y_c4, Y_fa, Y_h2,
 Y_pro, Y_su, S_h2s, S_hs_m, S_so4, X_so4

Active Processes:

Dyn_acid_base_CO2, Decay_xac, Decay_xc4, Decay_xh2,
 Decay_xpro, Decay_xsu, Disintegration, Equilib_ac_m, Equilib_bu_m,
 Equilib_charge_H_p, Equilib_NH3, Equilib_NH4_p, Equilib_OH_m,
 Equilib_pro_m, Hydrolysis_carbohydrates, Uptake_butyrate,
 Uptake_hydrogen, Uptake_propionates, Uptake_sugars,
 Decay_xso4, Dyn_acid_base_H2S, Uptake_hydrogen_SRB,
 Uptake_acetates

ศูนย์วิทยทรัพยากร
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Links

link_acid_tank_headspace1:

Headspace1 <-> Acid_reactor

link_acid_uasb:

Acid_reactor -> UASB_reactor

link_settler_effluent:

Settler -> Effluent

Recycle: -> Acid_reactor

link_UASB_headspace2:

Headspace2 <-> UASB_reactor

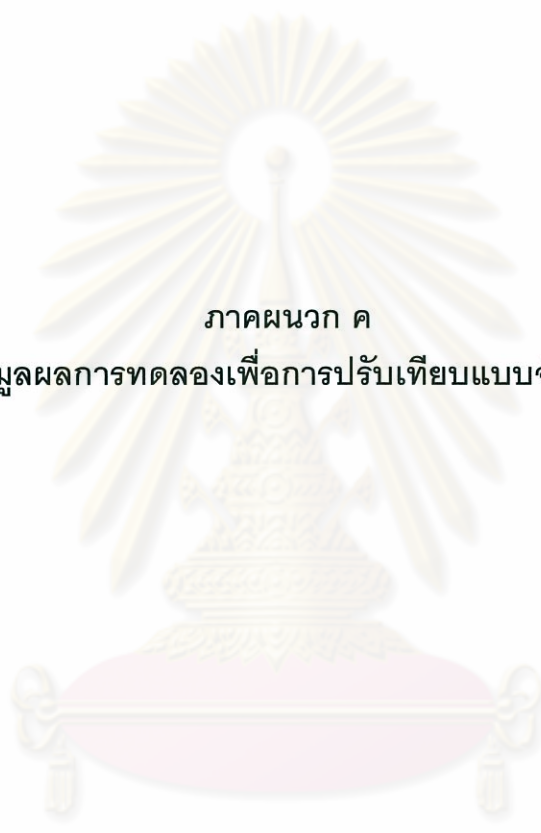
link_UASB_settler:

UASB_reactor -> Settler

Recirculation: -> UASB_reactor



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก ค
ข้อมูลผลการทดลองเพื่อการปรับเทียบแบบจำลอง

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ค

SCOD

OLR 3.8

DAY	SCOD INFLUENT	SCOD Acid Tank	SCOD EFFLUENT
	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)
3	12,648	11,832	5,916
5	13,270	11,670	6,198
7	12,801	11,793	6,753
9	11,826	11,623	6,197
11	12,928	11,009	6,262
13	12,555	10,573	6,173
15	12,548	10,260	4,857
17	10,965	8,216	4,664
19	10,856	8,464	5,023
21	11,484	9,248	4,966
23	12,160	10,744	5,040
27	10,960	9,760	4,680
Average	12,083	10,433	5,561
SD	844	1,275	752

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 7.0

38	20,960	17104	10,760
40	19,850	17212	10,418
43	21,466	16938	10,506
45	21,966	17035	10,313
48	23,288	18545	9,636
50	21,560	16346	9,271
54	21,116	17945	9,229
56	23,171	15895	9,350
58	22,563	15489	9,415
60	22,908	17305	9,564
62	22,326	18235	9,302
Average	21,925	17,095	9,797
SD	1,057	938	579

OLR 10.0

72	29,926	23458	14,686
74	30,065	24583	14,454
76	29,632	23059	14,313
79	29,954	24869	13,969
81	30,681	23568	13,850
82	30,116	22480	13,013
84	30,171	24854	12,839
86	30,563	23104	12,883
88	30,908	23340	12,880
90	30,326	24943	12,920
Average	30,234	23,826	13,581
SD	388	902	748

OLR 3.8

DAY	ALK (mg/l as CaCO ₃)		
	น้ำเข้า	ในถังสร้างกรด	น้ำทิ้ง
3	850	1,575	1,900
5	900	1,500	1,875
7	925	1,600	1,925
9	900	1,575	1,900
11	875	1,475	1,850
13	850	1,600	2,075
15	825	1,550	2,000
17	900	1,625	2,525
19	975	1,638	2,225
21	800	1,500	2,300
23	950	1,575	2,575
27	825	1,275	1,850
29	800	1,575	2,050
MAX	975	1,638	2,575
MIN	800	1,275	1,850
AVG	875	1,543	2,081
SD	56	94	251

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 7.0

38	2,150	2,800	5,000
40	2,300	3,000	4,775
41	2,200	3,150	5,150
42	2,200	3,150	5,100
43	2,000	2,947	5,250
45	1,950	2,687	5,350
48	2,250	3,050	5,560
50	2,300	3,062	5,875
54	2,175	3,150	5,200
55	2,275	3,075	5,350
56	2,300	3,175	5,550
58	2,250	3,075	5,000
60	2,375	3,200	5,600
62	2,250	3,015	5,450
MAX	2,375	3,200	5,875
MIN	1,950	2,687	4,775
AVG	2,213	3,038	5,301
SD	117	146	292

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 10.0

71	4,300	5,250	8,600
72	4,500	5,200	8,500
73	4,400	5,300	8,900
74	4,200	5,200	8,550
76	4,250	5,240	8,650
79	4,350	5,260	8,740
81	4,550	5,200	8,820
82	4,150	5,250	8,420
83	4,200	5,400	8,050
84	4,600	5,300	8,500
86	4,100	5,400	8,640
88	4,250	5,150	8,450
90	4,200	5,200	8,600
MAX	4,600	5,400	8,900
MIN	4,100	5,150	8,050
AVG	4,312	5,258	8,571
SD	158	76	210

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 3.8

DAY	pH ในถังสร้างกรด	pH น้ำทิ้ง
3	5.88	8.42
5	5.80	8.44
7	5.82	8.45
9	5.86	8.43
11	5.79	8.48
13	5.86	8.50
15	5.82	8.51
17	5.84	8.47
19	5.81	8.51
21	5.82	8.55
23	5.75	8.49
27	5.88	8.50
29	5.84	8.40
MAX	5.88	8.55
MIN	5.75	8.40
AVG	5.83	8.47
SD	0.04	0.04

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 7.0

DAY	pH ในถังสร้างกรด	pH น้ำทิ้ง
38	5.90	7.85
39		
40	5.89	7.77
41	5.88	7.78
42	5.80	7.78
43	5.76	7.80
44	5.77	8.00
45	5.86	7.69
46		
47		
48	5.85	7.83
49		
50	5.98	8.02
51		
52	5.95	7.97
53		
54	5.96	8.00
55	5.94	7.93
56	5.92	7.85
57		
58	5.89	7.85
59	5.94	7.88
60	5.98	7.76
61	5.96	7.85
62	5.90	7.88
MAX	5.98	8.02
MIN	5.76	7.69
AVG	5.90	7.86
SD	0.07	0.09

OLR 10.0

DAY	pH ในถังสร้างกรด	pH น้ำทิ้ง
69	5.90	7.70
70		
71	5.89	7.73
72	5.88	7.72
73	5.89	7.71
74	5.87	7.70
75	5.96	7.75
76	5.86	7.79
77		
78		
79	5.85	7.76
80		
81	5.98	7.79
82		
83	5.95	7.77
84		
85	5.96	7.80
86	6.01	7.81
87	5.92	7.82
88		
89	5.89	7.80
90	5.94	7.79
91	5.98	7.82
92	5.96	7.81
93	5.90	7.80
MAX	6.01	7.82
MIN	5.85	7.70
AVG	5.92	7.77
SD	0.05	0.04

OLR 3.8

DAY	TOTAL GAS (l/d)
3	6.2
5	6.8
7	7.6
9	7.8
11	8.2
13	8.0
15	8.4
17	8.6
19	8.4
21	8.8
23	8.6
25	8.8
27	8.6
MAX	8.8
MIN	6.2
AVG	8.1
SD	0.8

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 7.0

DAY	TOTAL GAS (l/d)
35	
38	10.0
39	
40	
41	10.4
42	10.8
43	12.4
44	13.2
45	13.4
46	13.0
47	12.8
48	13.0
49	14.0
50	13.2
51	13.4
52	
53	
54	13.6
55	13.8
56	
57	
58	14.0
59	14.2
60	14.0
61	14.4
62	14.2
MAX	14.4
MIN	10.0
AVG	13.0
SD	1.3

OLR 10.0

DAY	TOTAL GAS (l/d)
69	
70	
71	
72	17.2
73	19.0
74	19.4
75	19.8
76	20.2
77	20.0
78	20.4
79	20.2
80	20.6
81	21.0
82	21.4
83	
84	
85	21.2
86	21.8
87	
88	
89	22.0
90	21.8
MAX	22.0
MIN	17.2
AVG	20.4
SD	1.3

OLR 3.8

VFA (mg/l as CH ₃ COOH)			
DAY	น้ำเข้า	ในถังสร้างกรด	น้ำทิ้ง
3	1,750	2,824	750
5	1,650	2,987	1,012
7	1,550	3,187	1,075
9	1,900	3,075	900
11	1,900	3,275	1,100
13	1,900	3,262	887
15	1,812	2,902	575
17	2,125	3,110	550
19	1,912	2,827	580
21	1,712	2,825	550
23	1,845	3,054	500
27	1,750	2,994	375
29	1,825	2,962	475
MAX	2,125	3,275	1,100
MIN	1,550	2,824	375
AVG	1,818	3,022	718
SD	143	157	249

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 7.0

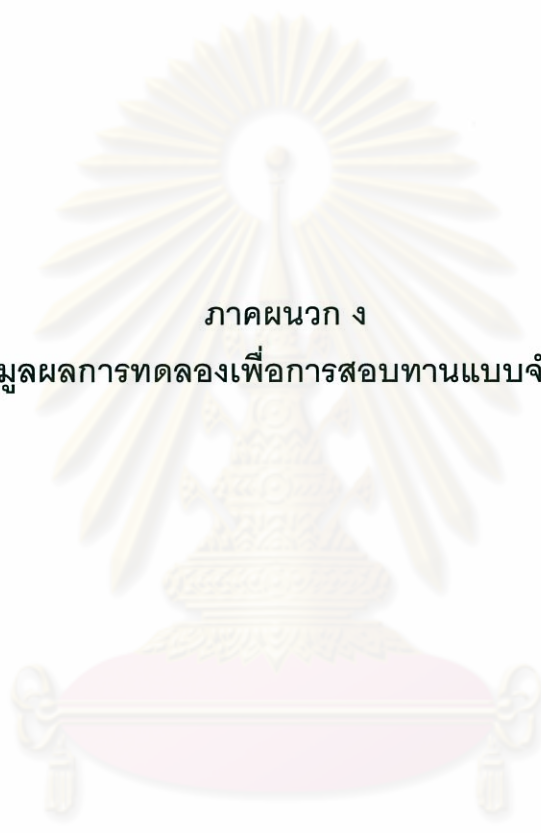
38	5,012	5,120	3,337
40	4,562	4,780	3,125
41	4,637	5,650	3,000
42	4,887	5,750	2,375
43	5,087	5,421	2,387
45	4,690	5,380	2,125
48	5,210	5,890	1,550
50	5,400	5,910	1,625
54	5,275	5,500	1,175
55	5,500	5,750	1,250
56	5,475	5,800	1,200
58	5,212	5,700	1,150
60	5,600	6,120	1,275
62	5,520	5,775	1,200
MAX	5,600	6,120	3,337
MIN	4,562	4,780	1,150
AVG	5,148	5,610	1,912
SD	347	348	802

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OLR 10.0

71	7,200	9,800	3,500
72	7,310	10,400	3,450
73	7,400	10,200	3,210
74	7,260	10,050	3,050
76	7,540	9,950	2,900
79	7,050	10,300	2,400
81	7,120	10,000	2,200
82	7,610	10,500	1,850
83	7,400	10,600	1,950
84	7,300	10,400	1,875
86	7,560	10,300	1,900
88	6,980	10,700	1,825
90	7,170	10,500	1,800
MAX	7,610	10,700	3,500
MIN	6,980	9,800	1,800
AVG	7,300	10,285	2,455
SD	197	271	669

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก ง
ข้อมูลผลการทดลองเพื่อการสอบทานแบบจำลอง

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ง

SCOD

Days	OLR	SCOD INF (mg/l)	SCOD ACID TANK (mg/l)	SCOD EFF (mg/l)
1	2	6,259	4,156	3,012
2	2	6,135	4,075	2,854
3	2	6,301	3,895	2,970
4	2	6,377	3,960	2,996
5	2	6,211	3,755	3,005
6	2	6,523	3,806	2,940
	AVG	6,301	3,941	2,963
	SD	136	155	60

7	4	12,888	7,343	4,508
8	4	12,659	7,034	4,755
9	4	12,435	7,133	4,825
10	4	12,104	6,944	4,030
11	4	12,902	7,345	4,379
	AVG	12,598	7,160	4,499
	SD	336	181	319

12	6	18,432	11,274	7,198
13	6	18,546	11,590	6,625
14	6	18,034	11,645	6,426
15	6	18,490	12,079	6,240
16	6	18,756	11,567	6,341
	AVG	18,452	11,631	6,566
	SD	264	289	381

17	8	24,410	15,460	7,420
18	8	24,875	15,520	7,659
19	8	24,688	14,867	8,245
20	8	25,034	15,134	8,260
21	8	24,850	16,022	8,031
22	8	24,551	15,566	8,145
	AVG	24,735	15,428	7,960
	SD	230	396	344

23	-			
24	-			
25	-			
26	4	12,590	7,544	6,769
27	4	12,745	7,607	5,839
28	4	12,879	7,945	4,984
29	4	12,643	7,345	4,697
30	4	12,470	7,840	4,465
31	4	12,865	7,245	4,861
	AVG	12,699	7,588	5,269
	SD	161	272	871

VFA

OLR	DAYS	VFA inf (mg/l as CH ₃ COOH)	VFA Acid Tank (mg/l as CH ₃ COOH)	VFA eff (mg/l as CH ₃ COOH)
	1	1,700	2,575	525
	2	1,650	2,600	500
	3	1,725	2,550	450
	4	1,800	2,500	475
	5	1,640	2,475	350
	6	1,500	2,575	425
	AVG	1,669	2,546	454
	SD	101	49	62

4	7	3,350	4,250	587
4	8	3,225	4,300	425
4	9	3,100	4,200	450
4	10	3,175	4,325	375
4	11	3,200	4,400	400
	AVG	3,210	4,295	447
	SD	91	76	83

6	12	3,900	5,150	575
6	13	3,850	5,200	550
6	14	4,000	5,125	500
6	15	4,075	5,275	500
6	16	4,100	5,200	525
	AVG	3,985	5,190	530
	SD	108	58	33

8	17	5,350	6,975	875
8	18	5,650	7,025	990
8	19	5,800	6,900	1,150
8	20	5,575	6,850	1,050
8	21	5,700	7,000	1,250
8	22	5,900	7,150	1,100
	AVG	5,663	6,983	1,069
	SD	191	104	130

	23			
	24			
	25			
4	26	3,325	4,225	700
4	27	3,400	4,325	625
4	28	3,250	4,175	500
4	29	3,300	4,350	425
4	30	3,200	4,100	375
4	31	3,375	4,200	400
	AVG	3,308	4,229	504
	SD	75	94	132

pH

OLR	Days	pH Acid Tank	pH eff
2	1	5.50	8.18
2	2	5.60	8.20
2	3	5.52	8.15
2	4	5.70	8.10
2	5	5.60	8.05
2	6	5.55	7.97
	AVG	5.58	8.11
	SD	0.07	0.09

4	7	5.60	7.98
4	8	5.70	7.95
4	9	5.65	7.90
4	10	5.50	8.12
4	11	5.62	8.15
	AVG	5.61	8.02
	SD	0.07	0.11

6	12	5.55	8.11
6	13	5.59	8.17
6	14	5.48	8.15
6	15	5.52	8.20
6	16	5.70	8.17
	AVG	5.57	8.16
	SD	0.08	0.03

8	17	5.60	8.20
8	18	5.67	8.23
8	19	5.70	8.15
8	20	5.58	8.13
8	21	5.67	8.22
8	22	5.78	8.25
	AVG	5.67	8.20
	SD	0.07	0.05

	23		
	24		
	25		
4	26	5.70	8.20
4	27	5.70	8.10
4	28	5.67	8.15
4	29	5.55	8.12
4	30	5.62	8.15
4	31	5.65	8.23
	AVG	5.65	8.16
	SD	0.06	0.05

GAS

DAYS	OLR	Gas Production (L/d)
1	2	0.4
2	2	4.0
3	2	4.8
4	2	5.6
5	2	6.4
6	2	6.0
	AVG	4.5
	SD	2.2

7	4	8.6
8	4	9.0
9	4	8.8
10	4	8.8
11	4	9.2
	AVG	8.9
	SD	0.2

12	6	13.0
13	6	13.2
14	6	13.6
15	6	13.0
16	6	13.8
	AVG	13.3
	SD	0.4

17	8	19.6
18	8	19.4
19	8	19.8
20	8	20.2
21	8	21.0
22	8	21.4
	AVG	20.2
	SD	0.8

23		
24		
25		
26	4	7.2
27	4	6.6
28	4	6.4
29	4	6.4
30	4	6.2
31	4	6.4
	AVG	6.5
	SD	0.4

ALK

OLR	DAYS	ALK inf (mg/l as CaCO ₃)	ALK Acid Tank (mg/l as CaCO ₃)	ALK eff (mg/l as CaCO ₃)
2	1	825	1,250	4,500
2	2	800	1,300	4,250
2	3	750	1,150	4,750
2	4	800	1,275	5,000
2	5	775	1,325	4,200
2	6	850	1,400	3,750
	AVG	800	1,283	4,408
	SD	35	83	442
4	7	1,375	2,275	3,225
4	8	1,400	2,350	3,300
4	9	1,375	2,300	3,400
4	10	1,350	2,475	3,125
4	11	1,425	2,250	3,200
	AVG	1,385	2,330	3,250
	SD	29	89	105
6	12	1,700	2,850	3,750
6	13	1,750	2,925	3,800
6	14	1,800	2,750	3,900
6	15	1,650	2,800	3,950
6	16	1,750	3,000	4,100
	AVG	1,730	2,865	3,900
	SD	57	99	137
8	17	2,350	3,450	4,325
8	18	2,450	3,550	4,450
8	19	2,400	3,625	4,500
8	20	2,200	3,525	4,750
8	21	2,300	3,475	4,700
8	22	2,475	3,675	4,775
	AVG	2,363	3,550	4,583
	SD	102	87	184

	23			
	24			
	25			
4	26	1,350	2,675	4,250
4	27	1,450	2,750	4,375
4	28	1,375	2,575	4,300
4	29	1,300	2,600	3,950
4	30	1,400	2,700	4,125
4	31	1,325	2,525	4,150
	AVG	1,367	2,638	4,192
	SD	54	85	151



ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก จ
ข้อมูลการทำงานระบบบำบัดน้ำเสียขนาดจริง

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก จ

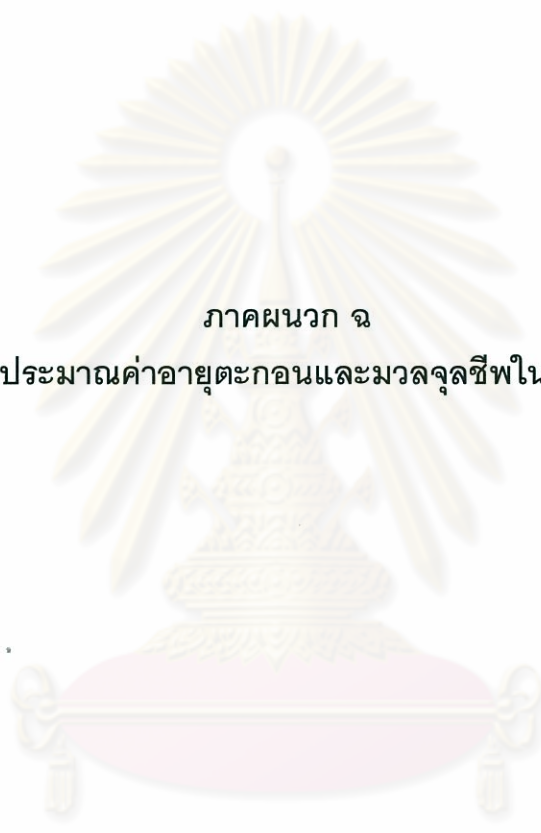
Days	Flow m ³ /day	Influent			SO4	CSTR			UASB			GAS m ³ /day	CO ₂ %
		VFA	ALK	COD		pH	VFA	COD	pH	VFA	COD		
1	82	9471	-	-		7.47	771	-	7.52	429	-	762	
2	84	5100	6200	75557	5396.93	7.17	1929	37312	7.43	2143	32648	533	
3	84	5271	-	-		7.09	1800	-	7.32	1800	-	457	
4	84	6386	12700	75136	5366.86	5.12	5700	72353	7.71	2314	25973	546	
5	84	5657	-	-		6.93	2143	-	7.31	1457	-	470	
6	84	6000	3100	71944	5138.86	6.77	2229	35972	7.29	729	35432	673	
7	96		-	-		-	-	-	-	-	-	419	
8	96	6600	-	-		6.91	2957	-	7.41	1200	-	813	
9	96	7586	-	-		7.17	2271	-	7.42	1500	-	876	
10	96	6771	3500	81225	5801.79	7.02	2786	37003	7.33	1071	39710	1029	
11	108	7457	5900	81081	5791.50	7.02	2829	37838	7.39	1671	31532	1029	
12	108	8014	-			6.81	3729	-	7.32	1971	-	1029	36
13	108	7971	5900	70920	5065.71	6.9	3514	39893	7.34	1200	33687	1080	
14	108	-	-	-		-	0	-	-	-	-	1194	
15	108	7800	-	-		6.93	3300	-	7.38	1629	-	1219	
16	108	7114	4000	73322	5237.29	7.02	3171	35336	7.45	1414	30919	1143	
17	108	6471	-	-		6.89	3471	-	7.34	1500	-	1321	
18	108	8186	6500	69088	4934.86	6.98	3514	33680	7.45	1543	25908	1410	
19	108	7200	-	-		6.86	3643	-	7.45	1500		1334	
20	108	6771	7700	64787	4627.64	7.12	3600	21596	7.52	857	18273	1270	32
21	108	-	-	-		-	-	-	-	-	-	1524	
22	108	5614	-	-		7.05	3343	-	7.47	1371	-	1321	
23	108	6214	2700	74488	5320.57	7.09	3429	33520	7.49	1414	28864	1422	
24	108	6086	-	-		7.02	2786	-	7.48	1071	-	1486	32
25	108	7017	4200	74447	5317.64	7.18	2443	38602	7.52	814	30330	1410	
26	108	5657	-	-		7.2	2271	-	7.39	1029	-	1435	
27	108	5486	2000	68265	4876.07	6.77	3300	39668	7.33	557	30443	1410	
28	108	-	-	-		-	-	-	-	-	-	1397	
29	108	6471	-	-		6.87	4414	-	7.4	1114	-	1372	32
30	120	6086	1700	81819	5844.21	7.04	2786	36364	7.43	943	30909	876	32
31	120	5529	-	-		7	2442	-	7.43	1200	-	838	

Days	Flow m ³ /day	Influent			SO4	CSTR			UASB			GAS m ³ /day	CO ₂ %
		VFA	ALK	COD		pH	VFA	COD	pH	VFA	COD		
65	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
66	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
67	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
68	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
69	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
70	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
71	96	10457	-	-		7.21	2014	-	7.56	1114	-	-	34
72	96	8700	3600	84083	6005.93	7.5	771	34886	7.43	729	32202	-	
73	96	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
74	96	9429	5200	79362	5668.71	7.17	1886	36154	7.48	900	27336	-	
75	96	8657	-	-		7.05	1757	-	7.55	771	-	229	
76	96	8143	5400	81154	5796.71	7.34	2186	35449	7.57	943	29850	343	
77	96	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
78	96	9986	-	-		7.05	1929	-	7.37	814	-	660	
79	96	9771	4600	82445	5888.93	7.07	1457	39893	7.4	643	28368	559	
80	96	8743	-	-		7.06	2786	-	7.44	1243	-	508	
81	96	8743	4700	72200	5157.14	7.1	1114	36100	7.37	814	32490	597	
82	96	8571	-	-		7.04	2100	-	7.42	1029	-	305	
83	64	-	-	-		-	-	-	-	-	-	279	
84	64	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
85	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
86	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
87	32	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
88	96	-	-	-		-	-	-	-	-	-	254	30
89	96	72000	6700	80668	5762.00	7.11	1543	59661	7.32	643	67224	318	
90	120	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
91	120	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
92	120	8443	-	-		7.15	1671	-	7.49	1500	-	267	34
93	120	8743	6400	64932	4638.00	7.34	1671	35249	7.35	771	33394	508	
94	120	9429	-	-		7.25	1586	-	7.52	986	-	610	
95	120	9300	6000	72743	5195.93	7.14	3429	38674	7.55	643	33149	864	
96	120	9171	-	-		6.97	1929	-	7.5	1029	-	864	
97	120	7800	4600	55141	3938.64	7.05	1114	31776	7.3	814	27103	610	

Days	Flow m ³ /day	Influent			SO ₄	CSTR			UASB			GAS m ³ /day	CO ₂ %
		VFA	ALK	COD		pH	VFA	COD	pH	VFA	COD		
98	120	-	-	-		-	-	-	-	-	-	241	
99	120	8143	-	-		7.16	1414	-	7.42	1500	-	1600	30
100	120	7714	5500	66229	4730.64	7.09	2057	38245	7.41	857	28917	572	
101	120	6257	-	-		7.13	1757	-	7.39	1414	-	64	
102	120	6257	4400	60468	4319.14	7.08	1157	36100	7.36	986	35198	1283	
103	120	4757	-	-		7.27	1029	-	7.38	943	-	1003	
104	120	3729	3000	31647	2260.50	7.26	986	26222	7.46	771	23509	864	
105	120	-	-	-		-	-	-	-	-	-	927	
106	132	8743	-	-		6.84	2657	-	7.36	471	-	1130	36
107	132	7029	2800	79920	5708.57	6.86	2486	39960	7.37	1071	34632	1308	
108	144	7457	-	-		6.8	2829	-	7.4	1157	-	1854	
109	144	6300	2100	86875	6205.36	7.19	2314	34195	7.39	1286	34195	686	
110	144	5657	-	-		6.85	3514	-	7.39	1114	-	-	
111	144	6086	2000	84097	6006.93	6.79	3643	47533	7.36	1286	36564	1359	
112	156	-	-	-		-	-	-	-	-	-	2146	
113	156	5571	-	-		6.73	2529	-	7.38	2057	-	1930	36
114	144	4629	-	75870	5419.29	6.8	4200	43877	7.43	1843	38392	546	
115	144	5700	-	-		6.91	3814	-	7.41	2400	-	711	
116	96	5793	1000	85634	6116.71	6.79	4029	47882	7.42	2486	39594	635	
117	66	6214	-	-		6.91	3086	-	7.45	1757	-	648	
118	66	6171	3400	88833	6345.21	7.06	2871	42127	7.54	1757	35716	584	
119	66	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
120	88	6900	-	-		6.88	2871	-	7.45	1843	-	559	
121	88	6300	1400	78665	5618.93	7.01	2786	38881	7.45	1671	32551	660	
122	44	6343	-	-		7.4	2014	-	7.44	1414	-	254	
123	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
124	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
125	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
126	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
127	44	6557	-	-		7.15	2529	-	7.52	1114	-	419	
128	96	6086	1600	73580	5255.71	7.32	2057	35460	7.45	1157	27482	470	
129	96	6086	-	-		7.02	2229	-	7.51	943	-	-	
130	96	6043	1200	88393	6313.79	6.96	2443	46796	7.46	1371	36397	-	

Days	Flow m ³ /day	Influent				CSTR			UASB			GAS m ³ /day	CO ₂ %
		VFA	ALK	COD	SO ₄	pH	VFA	COD	pH	VFA	COD		
131	96	5743	-	-		6.82	2829	-	6.82	2829	-	330	
132	96	6171	1700	80549	5753.50	6.94	3343	51080	7.44	1671	38310	711	34
133	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
134	96	6000	-	-		7.3	2057	-	7.45	1071	-	445	
135	96	6129	1400	66542	4753.00	7.1	2486	45629	7.48	1586	39925	508	
136	96	5486	-	-		7.05	2057	-	7.52	814	-	508	
137	96	5443	2200	69394	4956.71	7.04	2357	47530	7.41	1071	30419	546	
138	96	5829	-	-		6.96	2314	-	7.44	1071	-	521	
139	96	5700	2400	70755	5053.93	7.19	2314	50000	7.39	1029	35849	495	
140	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
141	96	5957	-	-		7.27	2786	-	7.4	2186	-	584	
142	96	6300	2400	56160	4011.43	7.03	3129	30797	7.4	2057	30797	584	
143	96	5829	-	-		7.16	2314	-	7.46	1157	-	432	
144	96	5614	2700	61565	4397.50	7.14	2529	36379	7.44	2443	27051	203	
145	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
146	96	6129	3100	65058	4647.00	7.34	2957	39964	7.43	1586	33458	-	
147	-	-	-	-		-	-	-	-	-	-	-	
148	96	6600	-	-		7.2	2529	-	7.41	2529	-	165	
149	96	6729	3700	56463	4033.07	7.13	1714	34607	7.41	1243	32785	445	
150	96	7843	-	-		7.06	2529	-	7.4	1457	-	533	
151	96	7457	3900	66075	4719.64	7	2700	50002	7.39	857	46431	445	
152	96	7371	-	-		7.04	3771	-	7.42	1243	-	635	
153	96	6729	4600	49828	3559.14	6.98	3171	33809	7.51	857	24022	292	

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก จ
การประมาณค่าอายุตะกอนและมวลจุลชีพในระบบ

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

□ θ_C ของระบบบำบัดน้ำเสีย

- *Lab Scale*

$$\begin{aligned} - \text{OLR} = 3.8 \text{ kg COD/m}^3\text{-d.} \quad \theta_C &= \frac{VX}{QX_e} = \frac{4 \times 69,176}{3.4 \times 260} = 313\text{d.} \\ - \text{OLR} = 7.0 \text{ kg COD/m}^3\text{-d.} &= \frac{4 \times 74,145}{3.4 \times 470} = 186\text{d.} \\ - \text{OLR} = 10.0 \text{ kg COD/m}^3\text{-d.} &= \frac{4 \times 64,083}{3.4 \times 575} = 131\text{d.} \\ \theta_{C,ave} &= 210\text{d.} \end{aligned}$$

$$\text{ใช้ } \theta_C = 200\text{d.} \text{ * * *}$$

- *Full Scale*

$$\begin{aligned} - V &= 3,000\text{m}^3, Q_{ave} = 100\text{m}^3/\text{d}, X_{e,ave} = 3,500\text{mg/l}, \\ X_{ave} &= 23,666\text{mg/l.} \\ - \theta_C &= \frac{VX}{QX_e} = \frac{3,000 \times 23,666}{100 \times 3,500} = 203\text{d.} \end{aligned}$$

$$\text{ใช้ } \theta_C = 200\text{d.} \text{ * * *}$$

□ BIOMASS ในระบบ

- *Lab Scale*

$$\begin{aligned} SS_{ave} &= \frac{69,136\text{mg/l.} \times 4\text{l.}}{6\text{l.}} = 46,091 \text{ mg/l.} \\ VSS &= 0.85 \times 46,091 = 39,177 \text{ mg/l.} \\ \text{ASSUME } &50\% \text{ VSS เป็น Biomass (Speece, 1996)} \\ \text{Biomass} &= 0.50 \times 39,177 = 19,588 \text{ mg/l.} \\ &= 27,8716 \text{ mg COD/l. (ในแบบจำลอง = 27,000-} \\ &35,000 \text{ mg COD/l.)} \end{aligned}$$

- *Full Scale*

$$\begin{aligned} SS_{ave} &= 23,666 \text{ mg/l.} \\ VSS &= 0.85 \times 23,666 = 20,116 \text{ mg/l.} \\ \text{Biomass} &= 0.50 \times 20,116 = 10,058 \text{ mg/l.} \\ &= 14,282 \text{ mg COD/l. (ในแบบจำลอง = 15,000-} \\ &19,000 \text{ mg COD/l.)} \end{aligned}$$

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

ชื่อ	นายกิตติคุณ ตรุยานนท์
เกิด	10 พฤษภาคม 2511, กรุงเทพมหานคร
การศึกษา	สำเร็จการศึกษาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม) จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2532 สำเร็จการศึกษาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต (วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม) จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2538
ที่อยู่	153/2 หมู่ 5 ต.บางกรวย อ.บางกรวย จ.นนทบุรี 11130



ศูนย์วิทยพัทยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย