



## KKU Engineering Journal

<http://www.en.kku.ac.th/enjournal/th/>

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องอบแบบหมุนชนิดไหลสวนทางสำหรับการควบคุมอัตโนมัติ  
กรณีศึกษากระบวนการอบแห้งเม็ดปุ๋ยอินทรีย์ในฟาร์มไก่ไข่

Mathematical model of a counter-flow rotary dryer for automation control a case study in a granulated  
organic fertilizer drying process in a chicken farm

ชยพล ศรีหอง<sup>1)</sup> รัชพล สันติวารการ<sup>2)</sup> และ ธนา ราษฎร์ภักดี \*<sup>1)</sup>

Chayaphan Sringak<sup>1)</sup>, Ratchaphon Suntivarakom<sup>2)</sup> and Thana Radpukdee\*<sup>1)</sup>

<sup>1)</sup>ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยขอนแก่น อำเภอเมือง จังหวัดขอนแก่น 40002

Department of Industrial Engineering, Faculty of Engineering, Khon Kaen University, Khon Kaen, Thailand, 40002.

<sup>2)</sup>ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยขอนแก่น อำเภอเมือง จังหวัดขอนแก่น 40002

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Khon Kaen University, Khon Kaen, Thailand, 40002.

Received May 2012

Accepted July 2012

### บทคัดย่อ

บทความนี้ได้นำเสนอแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับกระบวนการอบแห้งเม็ดปุ๋ยอินทรีย์ในเครื่องอบแบบหมุนไหลสวนทาง แบบจำลองสร้างมาจากความสัมพันธ์ของสมดุลพลังงานร่วมกับสมดุลมวลในของแข็งและก๊าซภายในปริมาตรควบคุมหลายปริมาตรต่อเนื่องกันไปเพื่อลดผลของการเปลี่ยนแปลงค่าตัวแปรอันเนื่องมาจากความยาวของท่ออบ ซึ่งเครื่องอบจะประกอบไปด้วย ส่วนของเตาเผา ทำหน้าที่ผลิตก๊าซร้อน และส่วนท่ออบทำหน้าที่ดึงความชื้นออกจากวัสดุเปียก ตัวแปรควบคุมของระบบคือ อัตราการไหลของวัสดุเปียก และ อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเข้าสู่ระบบ สำหรับตัวแปรผลตอบสนองคือ ค่าความชื้นในวัสดุเปียกและอุณหภูมิของก๊าซร้อนที่ออกจากระบบ จากการศึกษาพบว่าค่าของตัวแปรตอบสนองที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มีค่าใกล้เคียงกับค่าจริงที่ได้จากการวัด ซึ่งมีค่าความผิดพลาดที่ยอมรับได้ โดยสามารถนำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ได้ไปใช้ในการออกแบบกฎการควบคุมบนพื้นฐานการควบคุมแบบเปลี่ยนแปลงโครงสร้างสำหรับระบบควบคุมแบบหลายตัวแปรได้ต่อไป

**คำสำคัญ :** ก๊าซชีวภาพ การควบคุมแบบเปลี่ยนแปลงโครงสร้าง

### Abstract

In this paper presents a mathematical model of a granulated organic fertilizer drying process. The process drying is operated by a counter-flow rotary dryer. The governing equation was analyzed by relationship between energy and mass balance of wet solid and gas inside a virtual control volume. The virtual volume was combined in series. The out puts of each one will be the input of the next volume. This discrete volume method was used to reduce the effect of changing the parameters due to the length of the rotary dryer. The rotary dryer consists of a burner that generates hot gas supplying to the dryer and the rotary kiln used to reduce the moisture out of the wet solid. Its controlled variables are mass flow rate of wet solid and fuel flow rate of methane. While responses are amount

\*Corresponding author. Tel.: +66 (0)8 1262 4949

Email address: tthanar@gmail.com

of moisture in the wet solid and hot gas temperature out of the end of the rotary kiln dryer. The model of the rotary dryer can be used to design a control law based on the variable structure control for multi input-output system.

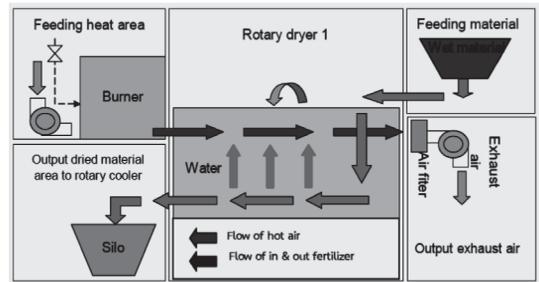
**Keywords:** Biogas, Variable structure control

### 1. บทนำ

เครื่องอบแห้งแบบหมุนเป็นเครื่องอบแห้งที่ใช้กับวัสดุที่มีลักษณะเป็นเม็ด เป็นสะเก็ดและเป็นก้อน ลักษณะเด่นของเครื่องอบแบบหมุน ได้แก่ มีลักษณะโครงสร้างไม่ซับซ้อนสามารถใช้งานได้ดีที่อุณหภูมิสูงและสามารถอบแห้งอย่างต่อเนื่องได้ในปริมาณมากอีกทั้งยังมีความสามารถทำให้ผลิตภัณฑ์ที่อบแห้ง มีความชื้นค่อนข้างสม่ำเสมอ แม้ว่าความชื้นของวัสดุป้อนเข้าอาจมีการเปลี่ยนแปลงอย่างไม่สม่ำเสมอ [1] ดังรูปที่ 1 และ 2 ซึ่งแสดงเครื่องอบแบบหมุนของบริษัทกรีนศึกษาและแผนภาพการทำงานของเครื่องอบแบบไหลสวนทาง เครื่องอบแห้งแบบหมุนประกอบด้วยถังกลมทรงกระบอกวางเป็นแนวระนาบทำมุมเอียงเล็กน้อย เม็ดปุ๋ยจะถูกนำเข้าสู่ทางด้านสูงและจะออกทางด้านต่ำภายในถึงมีตัวตัก (Flight) ที่ติดอยู่ตามผนังในแนวนอน ขณะที่ถังหมุน เม็ดปุ๋ยจะเคลื่อนที่ไปตามเส้นรอบวงและถูกตักขึ้น และตกลงด้วยแรงโน้มถ่วงของโลก และขณะเดียวกันจะปะทะกับกระแสอากาศร้อน การตกลงของเม็ดปุ๋ยทำให้เม็ดปุ๋ยเคลื่อนที่ไปตามแนวนอนของถังที่มีความลาดเอียง และเคลื่อนที่โดยการพัดพา ของกระแสอากาศอีกด้วย ลักษณะการไหลของอากาศร้อนกับเม็ดปุ๋ยมี 2 ลักษณะ คือ การไหลแบบตามกัน และการไหลแบบสวนทางกัน การเลือกแบบใดนั้นขึ้นอยู่กับวัสดุที่นำมาอบแห้ง ถ้ามีความไวต่อความร้อนควรใช้แบบไหลตามกันเพราะวัสดุจะไหลสัมผัสกับอากาศร้อนไม่มากนัก ถ้าวัสดุเปียกมากควรเลือกแบบไหลสวนทางเนื่องจากต้องการให้วัสดุสัมผัสกับอากาศร้อนให้มากเพื่อเพิ่มการถ่ายเทความร้อนระหว่างวัสดุเปียกกับก๊าซร้อนให้มากที่สุด [1] โดยที่รายละเอียดกระบวนการอบจะแสดงในรูปที่ 2 ซึ่งจะแสดงแผนภาพกระบวนการอบเม็ดปุ๋ยอินทรีย์แบบหมุนต่อเนื่องของบริษัทกรีนศึกษา ทั้งนี้กระบวนการอบแห้งด้วยเครื่องอบแบบหมุนมีจุดประสงค์คือต้องอบได้อย่างต่อเนื่องและได้ค่าความชื้นตรงตามมาตรฐานกำหนด และรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ไว้ โดยต้องไม่นำกลับไปเข้ากระบวนการอบใหม่ซึ่งเป็นการลดต้นทุนในส่วนการผลิต [2,3]ในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ปัจจัยที่ส่งผลกระทบต่อเครื่องอบแห้งด้วย



รูปที่ 1 แสดงโครงสร้างทั่วไปในเครื่องอบแบบไหลสวนทางและลักษณะของใบตักของ บริษัทกรีนศึกษา



รูปที่ 2 แผนภาพกระบวนการและทิศทางการไหลของวัสดุและลมร้อนในท่ออบที่ 1 ของ บริษัทกรีนศึกษา

เครื่องอบแบบหมุนและจำเป็นเพื่อใช้ในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องอบแห้งแบบหมุนสำหรับทำนายพฤติกรรมการอบและเป็นแนวทางในการออกแบบระบบควบคุมให้เหมาะสมกับผลิตภัณฑ์ที่มีหลายปัจจัยที่จะต้องพิจารณา ดังเช่น คุณสมบัติทางกายภาพ ขนาดและรูปร่างของวัสดุเปียก ความหนาแน่นและความชื้นที่อยู่ภายในเนื้อวัสดุ ลักษณะการออกแบบเครื่อง เช่น ความยาวท่อและเส้นผ่าศูนย์กลางท่ออบ เงื่อนไขของการอบแห้ง เช่น อุณหภูมิของอากาศร้อน อัตราการไหลของเชื้อเพลิง อัตราการไหลของวัสดุเปียกที่เข้าเครื่องอบ ความชื้นในวัสดุที่ต้องการอบ เป็นต้น ซึ่งบทความนี้มีจุดประสงค์ในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และทดสอบความแม่นยำของแบบจำลองและนำแบบจำลองที่ได้ไปควบคุมอุณหภูมิหัวเผา อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ออกจากระบบและความชื้นของวัสดุเปียก และเปรียบเทียบค่าระหว่างสมการทางคณิตศาสตร์กับค่าข้อมูลจริงจาก บริษัทกรีนศึกษา เพื่อทดสอบความแม่นยำในส่วน

ของตัวแปรที่เป็นผลตอบสนองนั้นคือ ค่าความชื้นเม็ดปุ๋ยหลังการอบ และ อุณหภูมิที่ออกจากท่ออบ โดยที่ตัวแปรควบคุมสำหรับใช้ทดสอบคือ อัตราการไหลของเชื้อเพลิง (Biogas)

ตารางที่ 1 รายการสัญลักษณ์

ตัวแปร	คำอธิบาย
$C_s$	ค่าความร้อนจำเพาะของวัสดุ (3.5 kJ/kg °C)
$C_g$	ค่าความร้อนจำเพาะของก๊าซที่ความดันคงที่ (1.007 kJ/kg °C)
$C_{a\ env}$	ค่าความร้อนจำเพาะของอากาศแวดล้อม (1.006 kJ/kg °C)
$C_{st}$	ค่าความร้อนจำเพาะของไอน้ำที่ความดันคงที่ (1.890 kJ/kg °C)
$C_w$	ค่าความร้อนจำเพาะของน้ำ (4.18 kJ/kg °C)
$D$	เส้นผ่าศูนย์กลางท่ออบ 1.2 เมตร
$F_c$	อัตราการไหลของเชื้อเพลิงในการเผาไหม้ (kg/s)
$F_p$	อัตราการไหลของวัสดุเปียก (0.78 kg/s)
$H_{comb\_bio}$	ค่าความร้อนในการเผาไหม้ biogas (23,689 kJ/kg comb)
$H_{comb\_LPG}$	ค่าความร้อนในการเผาไหม้ก๊าซปิโตรเลียมเหลว (49,731 kJ/kg comb)
$L$	ความยาวท่ออบ (10 เมตร)
$m_{gi}$	มวลของก๊าซแห้ง (kg) ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ
$m_{si}$	มวลของวัสดุแห้ง (kg) ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ
$m_{sti}$	มวลของไอน้ำในก๊าซ (kg) ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ
$m_{wi}$	มวลของน้ำในวัสดุ (kg) ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ
$M$	ความชื้นของวัสดุ (kg water/kg wet) solid)
$w_{go}$	อัตราการไหลของก๊าซร้อนจากส่วนของการเผาไหม้ (kg dry gas/s)
$w_{gi}$	อัตราการไหลเชิงมวลของก๊าซ ณ ปริมาตรควบคุมใดๆ (kg/s)
$w_{si}$	อัตราการไหลเชิงมวลของวัสดุ ณ ปริมาตรควบคุมใดๆ (kg/s)
$w_{sti}$	อัตราการไหลเชิงมวลของไอน้ำในก๊าซ (kg/s)
$w_{wi}$	อัตราการไหลเชิงมวลของน้ำในวัสดุ (kg/s) ณ ปริมาตรควบคุมใดๆ
$X_i$	ความชื้นของวัสดุมาตรฐานแห้ง (kg water/kg dry solid)
$Y_{g\ env}$	ความชื้นอากาศแวดล้อม (kg water/kg dry air) 0.021kg water/kg dry air
$P_{atm}$	ความดันบรรยากาศ 101.325 KPa
$M_i$	ความชื้นของวัสดุในมาตรฐานเปียก (kg water/kg wet solid)
$Q_{go}$	อัตราการไหลเชิงปริมาตรของก๊าซแห้งจากส่วนของการเผาไหม้ (m <sup>3</sup> /s)

และ อัตราการไหลเข้าของวัสดุเปียก โดยที่ค่าพารามิเตอร์ต่างๆ นั้น ได้ข้อมูลมาจากค่ามาตรฐานของวัสดุ การคำนวณและข้อมูลจากสถานที่จริงซึ่งแสดงไว้ในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 รายการสัญลักษณ์ (ต่อ)

ตัวแปร	คำอธิบาย
$R$	ค่าคงที่ของก๊าซสมบูรณ์ (8,314 J/ k mol °C)
$P_{atm}$	ความดันบรรยากาศ 101.325 KPa
$M_i$	ความชื้นของวัสดุในมาตรฐานเปียก (kg water/kg wet solid)
$Q_{go}$	อัตราการไหลเชิงปริมาตรของก๊าซแห้งจากส่วนของการเผาไหม้ (m <sup>3</sup> /s)
$R$	ค่าคงที่ของก๊าซสมบูรณ์ (8,314 J/ k mol °C)
$T_{a\ env}$	อุณหภูมิอากาศแวดล้อม (33 °C)
$T_g$	อุณหภูมิก๊าซร้อน (°C)
$T_{gi}$	อุณหภูมิของก๊าซร้อน ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ (°C)
$T_{go}$	อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ออกจากส่วนเผาไหม้ (°C)
$T_{si}$	อุณหภูมิของวัสดุ ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ (°C)
$T_{ress}$	เวลาที่วัสดุอยู่ในปริมาตรควบคุม (Sec)
$T_{ressg}$	เวลาที่ก๊าซร้อนอยู่ในปริมาตรควบคุม (Sec)
$W_i$	อัตราการระเหยเชิงมวลของน้ำ ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ (kg/s)
$V$	ปริมาตรของแต่ละส่วนของท่ออบ (1.31 m <sup>3</sup> )
$w_a$	อัตราการไหลของอากาศแห้งที่เข้าสู่ห้องเผาไหม้ (kg/s)
$W_i$	อัตราการระเหยเชิงมวลของน้ำ ณ ปริมาตรเสมือนใดๆ (kg/s)
$w_{comb}$	อัตราการไหลเชิงมวลของเชื้อเพลิง (kg/s)
$\rho_s$	ความหนาแน่นของวัสดุ (เม็ดปุ๋ย) (960 kg/m <sup>3</sup> )
$v_{vap}$	ความเร็วในการระเหยกลายเป็นไอ (3.66×10 <sup>-5</sup> s <sup>-1</sup> )
$\eta_{comb}$	ประสิทธิภาพในการเผาไหม้(0.75)
$Y_o$	ความชื้นของก๊าซที่เผาไหม้เริ่มต้น (kg steam/kg dry gas)
$\mu_w$	น้ำหนักโมเลกุลของน้ำ (18 kg/kmol)
$\mu_g$	น้ำหนักโมเลกุลของก๊าซ (29 kg/kmol)
$Y_i$	ความชื้นของก๊าซร้อน (kg water/kg dry gas)
$\tau$	ความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของน้ำที่ 0 °C (2502 kJ/kg)

2. รายละเอียดของกระบวนการ

เครื่องอบแห้งที่ศึกษาในปัจจุบันใช้การควบคุมระบบแบบ PID ร่วมกับการปรับปริมาณเชื้อเพลิงด้วยมือของผู้ควบคุมในกรณีที่ค่าอุณหภูมิหัวเผาไม่ได้ตามต้องการ ซึ่งแสดงให้เห็นว่าตัวควบคุมที่ใช้อยู่ในบริษัทกรณีศึกษานั้นยังมีข้อจำกัด กล่าวคือผู้ปฏิบัติงานต้องเปิดพัดลมอัดก๊าซชีวภาพเพิ่มกรณีที่ปริมาณมีเทนน้อยเพื่อให้อุณหภูมิหัวเผาได้ตามต้องการ ทั้งนี้ รายละเอียดโครงสร้างของเครื่องอบและแผนภาพของกระบวนการแสดงในรูปที่ 1 และ 2 ตามลำดับ โดยในการศึกษานี้จะพิจารณาที่อบด้านบน 1 ท่อเท่านั้น ซึ่งสามารถแบ่งการทำงานออก 3 ส่วนดังนี้

2.1 พื้นที่ป้อนวัตถุดิบ (Feeding area)

ประกอบไปด้วย 2 ส่วนคือ 1) สายพานลำเลียงเม็ดปุ๋ยเปียกลงสู่ถาดป้อน เพื่อแบ่งเม็ดปุ๋ยกลมแยกเข้าที่อบ ซึ่งมี 2 ชุดซึ่งเม็ดปุ๋ยเองจะวิ่งสวนทางกับลมร้อน โดยวัตถุดิบตามส่วนผสมจะถูกทำให้เป็นเม็ดปุ๋ยโดยใช้เครื่องบั่นเม็ด ซึ่งใช้น้ำเปล่าเป็นตัวประสานก่อนไหลสู่ลงสายพานลำเลียงเข้าสู่ออบ 2) ชุดหัวเผาขนาด 1500 กิโลวัตต์ เป็นหัวเผาใหม่เชื้อเพลิงเพื่อสร้างก๊าซร้อนในการอบ โดยเชื้อเพลิงประกอบด้วย ก๊าซชีวภาพและก๊าซปิโตรเลียมเหลว

2.2 พื้นที่เตาอบ (Rotary drum area)

ในส่วนนี้วัสดุเปียก (เม็ดปุ๋ย) ไหลมาอย่างต่อเนื่องภายในที่อบที่หมุนอยู่ ซึ่งลมร้อนจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงไหลผ่านเม็ดปุ๋ยในแบบสวนทาง (Counter-flow) โดยที่อบแต่ละท่อมี่เส้นผ่าศูนย์กลาง 1.2 เมตร ความยาวแนวแกน 10 เมตร

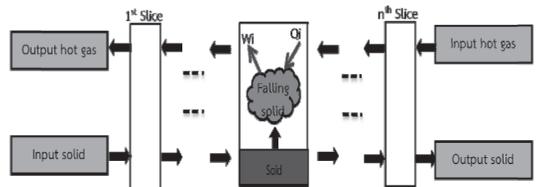
2.3 พื้นที่วัตถุดิบออก (Output area)

ประกอบไปด้วยสายพานลำเลียงและเครื่องแยกขนาดเม็ดก่อนลงไปเก็บที่ไซโลรวมถึงชุดไซโคลนที่คัดความชื้นและฝุ่นในที่อบออก โดยจะผลิตปุ๋ยออกมาได้เฉลี่ยที่ 2400 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

3.รูปแบบทางคณิตศาสตร์

สำหรับแบบจำลองทางคณิตศาสตร์จะพิจารณาโดยใช้แนวทางของ [4,5] โดยงานดังกล่าวเป็นการอบแห้งวัสดุเปียกแบบไหลตามกัน ซึ่งพิจารณาว่าน้ำถูกระเหยออกจากวัสดุด้วยกระแสอากาศร้อน และพิจารณาว่าการส่งผ่านความ

ร้อนหลักเป็นแบบ การนำ และการพา ในสภาพไม่สูญเสียความร้อนออกจากผิวที่อบ (Adiabatic condition) ทำให้สามารถสร้างสมการความสัมพันธ์ได้จากสมดุลมวลและพลังงานเข้าออกจากระบบ แต่เนื่องจากที่อบมีความยาวและเกิดการเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิตามความยาวที่ค่อนข้างมาก จึงทำการแบ่งที่อบออกเป็น ส่วน ๆ ซึ่งค่าของตัวแปร output จากปริมาตรควบคุมจะถูกใช้เป็น input สำหรับชิ้นส่วน element ถัดไปดังรูปที่ 3 โดยจากรูปจะพิจารณาเพื่อให้เป็นแบบไหลสวนทาง เพื่อให้สอดคล้องกับกระบวนการของบริษัทกรณีศึกษา



รูปที่ 3 ปริมาตรควบคุม Slice ที่ 1<sup>st</sup> ถึง Slice ที่ n<sup>th</sup>

3.1 สมการควบคุมระบบของเครื่องอบแบบไหลสวนทางและหมุนต่อเนื่อง

เมื่อพิจารณาสมดุลพลังงานในของแข็งเฉพาะส่วนใดๆ จะได้ว่า การเปลี่ยนแปลงพลังงานภายใน = พลังงานจากความร้อนสัมผัสจากก๊าซร้อนสู่วัตถุ + (ความร้อนจากวัสดุในส่วนก่อนเข้าระบบ - ความร้อนจากวัสดุในส่วนออกจากระบบ) - ความร้อนที่สูญเสียออกจากวัสดุโดยการระเหยจะได้

$$(C_s m_{s_i} + C_w m_{w_i}) \frac{dT_{s_i}}{dt} = UV(T_{g_i} - T_{s_i}) + (w_{s_{i-1}} C_s + w_{w_{i-1}} C_w) T_{s_{i-1}} - (w_{s_i} C_s + w_{w_i} C_w) T_{s_i} - W_i (C_{st} T_{s_i} + \tau) + W_i C_w T_{s_i} \tag{1}$$

โดย ตัวห้อย i-1 แสดงทิศทางการไหลของวัสดุในขั้นก่อนเข้าสู่ปริมาตรควบคุม ในทิศทางตรงกันข้ามกับการไหลของลมร้อนขณะที่ i+1 แสดงการไหลจากปริมาตรควบคุมถัดไป ในทำนองเดียวกันเมื่อพิจารณาสมดุลพลังงานในส่วนก๊าซร้อน ก็จะได้ว่าการเปลี่ยนแปลงพลังงานภายใน = พลังงานจากความร้อนสัมผัสออกจากก๊าซร้อนสู่วัตถุ + (ความร้อนจากก๊าซในส่วนระบบขั้นถัดไป - ความร้อนที่สูญเสียจากก๊าซร้อนในขั้นก่อนหน้า) - ความร้อนที่สูญเสียจากไอน้ำสู่วัตถุเปียก

$$(C_{st}m_{sti} + C_g m_{gi}) \frac{dT_{gi}}{dt} = -UV(T_{gi} - T_{si}) + (w_{gi+1}C_g + w_{sti+1}C_{st})(T_{gi+1} - T_{gi}) - W_i C_{st}(T_{gi} - T_{si}) \quad (2)$$

เมื่อพิจารณาสมดุลมวลของแข็งแห้งจะได้

$$\frac{dm_{si}}{dt} = w_{si-1} - w_{si} \quad (3)$$

จากความสัมพันธ์ของเวลาที่ของแข็งอยู่ในปริมาตรควบคุม

$$t_{ress} \text{ จะได้ } m_{si} = t_{ress} w_{si} \text{ ดังนั้น}$$

$$\frac{dm_{si}}{dt} = w_{si-1} - \frac{m_{si}}{t_{ress}} \quad (4)$$

พิจารณาสมดุลมวลน้ำในของแข็งจะได้

$$\frac{dm_{wi}}{dt} = w_{wi-1} - w_{wi} - W_i \quad (5)$$

จากความสัมพันธ์ของความเร็วของไอน้ำที่ออกจากวัสดุ

$$\text{เปียก } W_i = v_{vap} m_{si} \text{ และเวลาที่น้ำในของแข็งอยู่ใน}$$

$$\text{ปริมาตรควบคุม } m_{wi} = t_{ress} w_{wi} \text{ จะได้}$$

$$\frac{dm_{wi}}{dt} = w_{wi-1} - \frac{m_{wi}}{t_{ress}} - v_{vap} m_{si} \quad (6)$$

ซึ่งพบว่าสมการที่ 4 และสมการที่ 6 มีความสัมพันธ์กับสมการ

ที่ 2 ในส่วนของการส่งค่าให้โดยตรงสำหรับ สมการที่ 2 นั้น

จะพิจารณาการหาค่าของ มวลไอน้ำ  $m_{sti}$  และมวลก๊าซร้อน

$$m_{gi} \text{ จากสมการที่ 7 และ 9 ตามลำดับ}$$

$$\frac{dm_{sti}}{dt} = w_{sti+1} - w_{sti} - W_i \quad (7)$$

$$\frac{dm_{gi}}{dt} = w_{gi+1} - w_{gi} \quad (8)$$

เมื่อพิจารณาก๊าซร้อนเป็นของไหลที่ไม่อัดตัวจึงใช้ความ

สัมพันธ์ของเวลาที่อยู่ในปริมาตรควบคุมจะได้

$$m_{gi} = t_{resg} w_{gi} \text{ ดังนั้นจะได้}$$

$$\frac{dm_{gi}}{dt} = w_{gi+1} - \frac{m_{gi}}{t_{resg}} \quad (9)$$

และความสัมพันธ์ของสัดส่วนตัวแปรไม่ทราบค่า ถูกกำหนด

ดังสมการที่ 10-12

$$Y_0 = Y_{env} \quad (10)$$

$$X_i = \frac{w_{wi}}{w_{si}} = \frac{m_{wi}}{m_{si}}, Y_i = \frac{w_{sti}}{w_{gi}} = \frac{m_{sti}}{m_{gi}} \quad (11)$$

$$M_i = \frac{X_i}{1 + X_i} \quad (12)$$

จากสมการที่ 7 เมื่อพิจารณาสมการที่ 11 ประกอบจะได้ตามสมการที่ 13

$$\frac{dm_{sti}}{dt} = w_{sti+1} - Y_i \frac{m_{gi}}{t_{resg}} + W_i \quad (13)$$

โดยสรุปแล้วในส่วนของเราเมื่อพิจารณาชิ้นส่วน

ปริมาตรควบคุมใด ๆ จะได้สมการความสัมพันธ์เพื่อใช้ในการ

การสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์คือ สมการที่ 13 จะพบ

ว่าตัวแปร input คือ อัตราการไหลเข้าของวัสดุเปียกคือ  $F_p$

และอัตราการไหลของก๊าซร้อน  $F_c$  ในปริมาตรควบคุมแรก

และสุดท้ายจะถือว่าทราบค่า input แล้ว output ที่ได้จะถูก

ส่งต่อให้ปริมาตรควบคุมถัดไป ขณะที่ output ที่ได้สามารถ

พิจารณาเป็นอุณหภูมิออกของก๊าซร้อน  $T_{gout}$  และสัดส่วน

ความชื้น ฐานเปียก  $M_{out}$  อย่างไรก็ตามส่วนประกอบที่

สำคัญอีกส่วนหนึ่งในแบบจำลองก็คือส่วนของการเผาไหม้

เพื่อสร้างก๊าซร้อน โดยพิจารณาจากสมดุลมวลของก๊าซร้อน

คือ อัตราการไหลของก๊าซร้อน = อัตราการไหลของอากาศ

แห้งที่เข้าสู่ห้องเผาไหม้ + อัตราการไหลของเชื้อเพลิงที่เผา

ไหม้ได้ สามารถเขียนเป็นรูปสมการดังนี้

$$w_{go} = w_{a env} + w_{comb} \quad (14)$$

และสามารถหาอุณหภูมิของก๊าซร้อนที่ส่งเข้าสู่ท่ออบได้จาก

สมดุลพลังงานเข้าและออกจากระบบเผาไหม้

$$w_{a env} C_a T_{a env} + w_{comb} H_{comb} \eta_{comb} = C_g T_{go} w_{go} \quad (15)$$

$T_{go}$  คือ อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ที่หัวเผาซึ่ง  $w_{go}$  สามารถหาได้

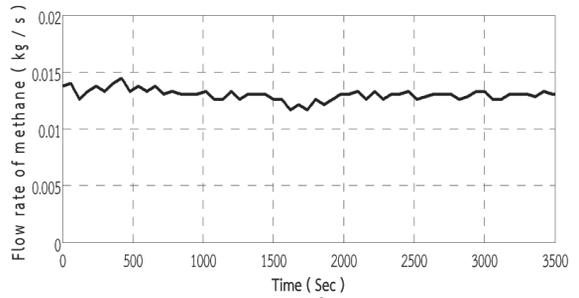
จากสมการ Perfect gas คือ

$$w_{go} = \frac{Q_{go} \mu_g P_{atm}}{R(T_{go} + 273)} \quad (16)$$

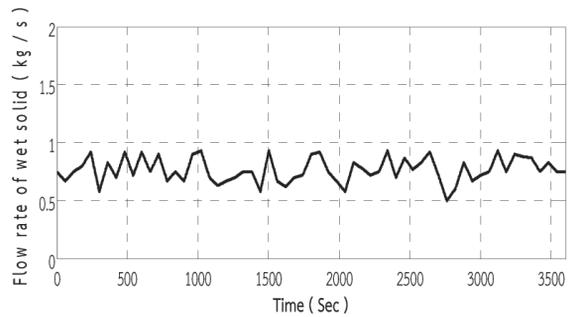
สำหรับความชื้นของก๊าซร้อนที่สภาวะเริ่มต้นกำหนดให้เท่ากับสิ่งแวดล้อม  $Y_o = Y_{a,env}$  เมื่อรวมแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ส่วนของท่ออบและห้องเผาไหม้ผลิตก๊าซร้อน (สมการที่ 14 - 16) เข้าด้วยกันสามารถสร้างบล็อกไดอะแกรมในโปรแกรม Matlab simulink ของสมการครอบคลุมระบบสำหรับเครื่องอบแบบหมุนไหลสวนทางได้ ซึ่งระบบจะคล้ายคลึงกับงาน [5] แต่ในงานวิจัยนี้การไหลเป็นรูปแบบไหลสวนทาง ซึ่งมีความแตกต่างจากรูปแบบไหลขนาน ซึ่งค่าของตัวแปรควบคุมจะเริ่มจากปริมาณแรกและปริมาณสุดท้ายทำให้การควบคุมอุณหภูมิและความชื้นวัสดุที่ออกมาจากท่ออบมีความยากลำบากมากกว่าโดยจากงาน [4, 5] พบว่าการควบคุมอุณหภูมิและความชื้นให้ได้ค่าพร้อมๆ กันนั้นเป็นไปได้ยาก ทั้งนี้เนื่องมาจากลักษณะเดาอบที่มีการเปลี่ยนแปลงความชื้นเป็นลำดับขั้นรองลงมาจากอุณหภูมิ ดังนั้นวิธีการนำที่เหมาะสมสำหรับควบคุมระบบนั้นสามารถใช้ Multi sliding mode control ซึ่งมีลักษณะเป็นลำดับขั้นเช่นกันโดยจะนำเสนอในหัวข้อที่ 6.3

4. การสอบเทียบแบบจำลอง

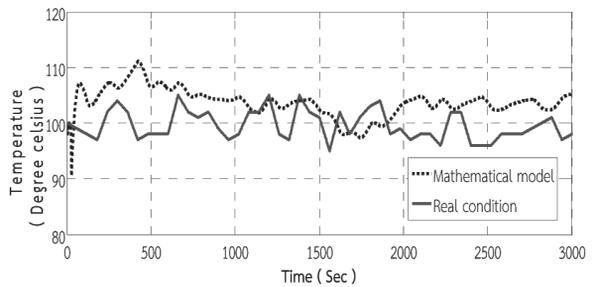
เพื่อเป็นการเปรียบเทียบความแม่นยำของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ได้จัดทำขึ้นกับสภาวะจริง เพื่อให้มั่นใจว่าแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถใช้แสดงพฤติกรรมของระบบที่ศึกษาได้เพื่อนำไปออกแบบกฎการควบคุม โดยใช้ตัวแปรควบคุม 2 ตัวแปรคือ อัตราการไหลของเชื้อเพลิง และอัตราการไหลของวัสดุเปียกดังแสดงในรูปที่ 4 และ 5 เป็นข้อมูลที่ได้จากสภาวะจริงของบริษัทโดยนำค่าเข้าจาก workspace matrix ของโปรแกรม Matlab simulink และผลของการจำลองตัวแปรผลตอบสนอง คืออุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกท่ออบ  $T_{gout}$  และค่าความชื้นของวัสดุในมาตรฐานเปียก(Wet basis)  $M_{out}$  โดยผลจากการจำลองเพื่อเปรียบเทียบแสดงในรูปที่ 6 และ 7 ซึ่งพบว่าแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ค่อนข้างใกล้เคียงและมีแนวโน้มในทิศทางเดียวกันกับกับค่าที่วัดจริง โดยมีค่าความคลาดเคลื่อนเฉลี่ยของอุณหภูมิก๊าซร้อนขาออกท่ออบและความชื้นของวัสดุที่ออกจากท่ออบ อยู่ที 4.14% และ 1.40% ตามลำดับ ซึ่งถือว่าความคลาดเคลื่อนเหล่านี้เป็นที่ยอมรับสำหรับการออกแบบควบคุม



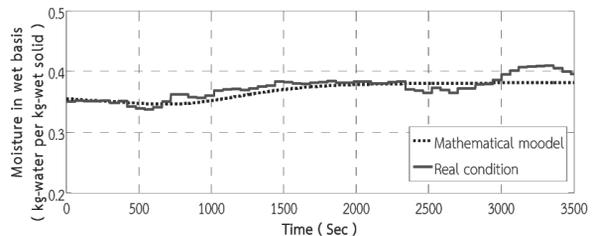
รูปที่ 4 อัตราการไหลของเชื้อเพลิงก๊าซชีวภาพ



รูปที่ 5 อัตราการไหลของวัสดุเปียก (เม็ดปุ๋ย)



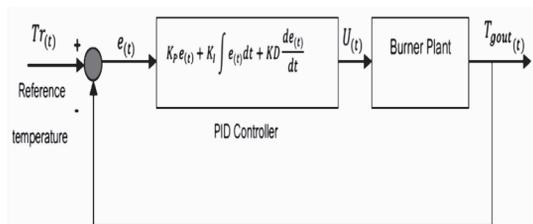
รูปที่ 6 กราฟเปรียบเทียบอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ออกจากระบบ  $T_{gout}$  ระหว่างผลจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเทียบกับสภาวะจริง



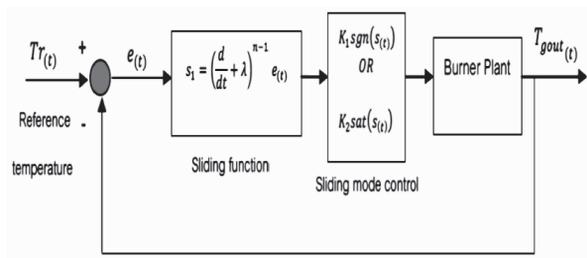
รูปที่ 7 กราฟเปรียบเทียบความชื้นหลังการอบ  $M_o$  ระหว่างผลจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเทียบกับสภาวะจริง

**5. เทคนิคการควบคุมอุณหภูมิที่หัวเผาและการควบคุมอุณหภูมิก๊าซร้อนและความชื้นวัสดุขาออกท่ออบ**

ในหัวข้อนี้จะขอกล่าวถึงการควบคุมอุณหภูมิที่หัวเผาด้วยวิธี PID control เปรียบเทียบกับ Sliding mode control (SMC) ขณะที่ความชื้นของวัสดุที่ออกจากท่ออบนั้นใช้วิธีการควบคุมแบบ Multi sliding mode control [6] ทั้งนี้วิธีการควบคุมแบบ PID และ SMC [7,8] ใช้วิธีการที่รู้จักกันโดยทั่วไป ส่วนการควบคุมแบบ Multi sliding mode ที่นำเสนอ นั้นสามารถพิจารณาได้จากเอกสารอ้างอิงรูปที่ 11 อุณหภูมิของก๊าซร้อนที่ออกจากระบบด้วยวิธี SMC และ PID จะไม่ได้แสดงในที่นี้เนื่องจากสามารถควบคุมอุณหภูมิหัวเผาได้อยู่แล้ว แผนภาพวิธีการควบคุมแบบ PID SMC และ Multi SMC แสดงไว้ในรูปที่ 8 ถึง 10 ตามลำดับ



**รูปที่ 8** แสดงการควบคุมแบบ PID [7] สำหรับควบคุมอุณหภูมิหัวเผา



**รูปที่ 9** แสดงวิธีการควบคุมแบบ SMC [8] สำหรับควบคุมอุณหภูมิหัวเผา

จากรูปที่ 8 และ 9 ค่าตัวแปรต่างๆ มีความหมายดังนี้

- $e(t)$  ค่าความคลาดเคลื่อนของผลตอบสนอง
- $K_D$  ค่า Differential gain
- $K_I$  ค่า Integral gain
- $K_P$  ค่า Proportional gain
- $K_1$  ค่า Gain sliding mode แบบ sgn function
- $K_2$  ค่า Gain sliding mode แบบ sat function
- $R(t)$  ค่าอ้างอิง

- $S(t)$  ค่า Sliding function
- $U(t)$  ค่าสัญญาณควบคุม
- ในรูปที่ 10 ตัวแปร  $S$  แสดงค่า Sliding function ขณะที่  $K_{1-3}$  คือค่าของ Sliding gain ที่เลือกมาเพื่อชดเชยค่าความไม่แน่นอนของระบบและค่าความไม่เป็นเชิงเส้น เมื่อ
- $A$  คือพื้นที่การถ่ายเทความร้อนต่อหนึ่งหน่วยปริมาตร ( $m^2/m^3$ )
- $h'$  ค่าสัมประสิทธิ์การพาความร้อน ( $kJ/s - m^2 \text{ } ^\circ C$ )
- $h_{fg}$  ค่าความร้อนแฝงของการระเหยน้ำ ( $kJ/Kg$ )
- $F_p = w_{sw}$  ค่าอัตราการไหลเข้าของวัสดุเปียก
- $M_d$  ค่าความชื้นฐานเปียกที่ต้องการ
- $K_{1-3}$  ค่าของ Sliding gain
- $m_{sd} = w_{sw} (1-M_d) T_{ress}$  มวลวัสดุแห้งที่ต้องการ
- $m_{wd} = w_{sw} M_d t_{ress}$  มวลของน้ำที่ออกแบบ
- $S_{1-2}$  ค่า Sliding function
- $S_S$  ค่า Sliding surface ของวัสดุ
- $S_w$  ค่า Sliding surface ของน้ำ
- $T_{gd}$  ค่าอุณหภูมิที่ต้องการ (Desire)
- $U_{adapt}$  ค่าControl input เหมือนสำหรับ 1<sup>st</sup> surface
- $\beta_{1-2}$  ค่า Learning rate ของ adaptation law สำหรับ surface ที่ 1
- และค่าประมาณฟังก์ชันไม่เป็นเชิงเส้นของ 2<sup>nd</sup> surface  $\hat{f}$  คือ

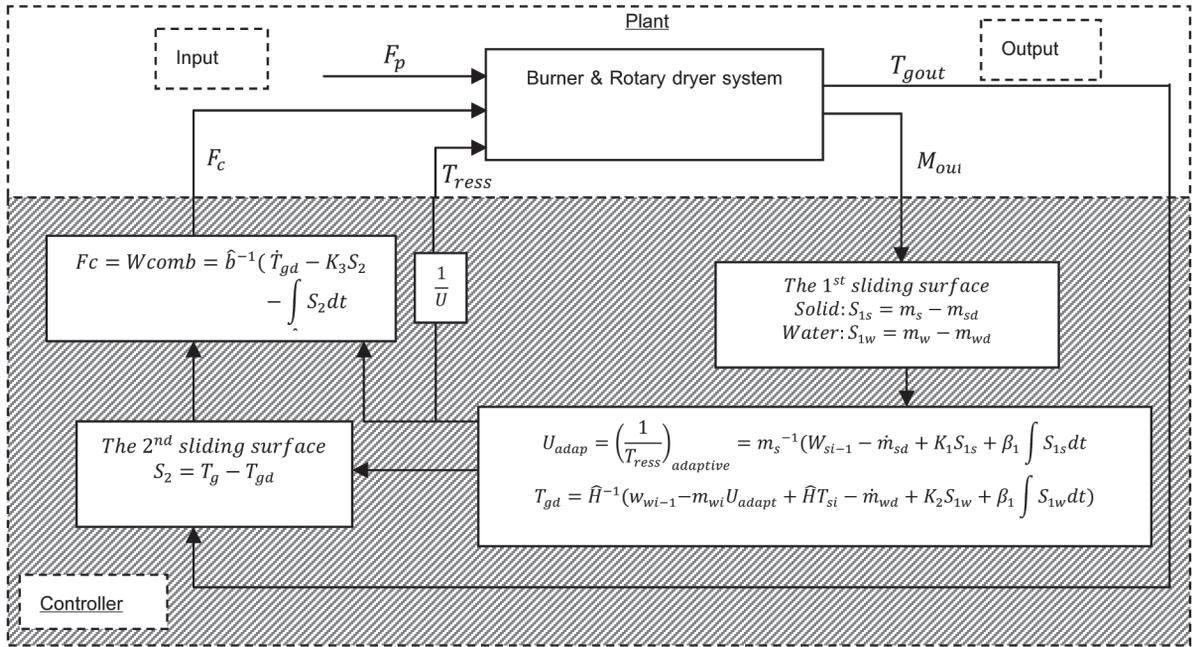
$$\hat{f} = \frac{-UV(T_g - T_s) + (w_{gin}c_g + w_{stin}c_{st})(-T_g) - Wc_{st}(T_g - T_s) + \frac{bwa_{env}c_{aenv}Ta_{env}}{C_gw_{go}}}{(c_{st}m_{sti} + c_gm_{gi})C_gw_{go}}$$

ค่าประมาณประมาณ Control gain ของ 2<sup>nd</sup> surface  $\hat{b}$  คือ

$$\hat{b} = \frac{(w_{gin}c_g + w_{stin}c_{st})H_{comb}\eta_{comb}}{(c_{st}m_{sti} + c_gm_{gi})C_gw_{go}}$$

ค่าประมาณ Control gain ของ 1<sup>st</sup> surface  $\hat{H}$  คือ

$$\hat{H} = \frac{h'A}{h_{fg}}$$



รูปที่ 10 แสดงวิธีการควบคุมแบบ Multi sliding mode control with residual error adaptation สำหรับควบคุมความชื้นวัสดุเปียกที่ออกจากท่ออบ

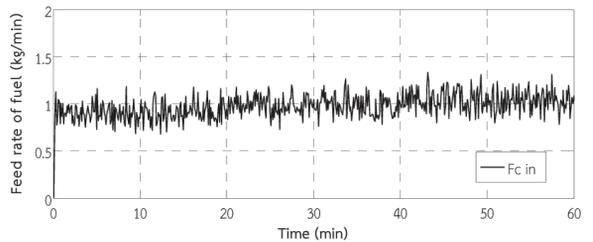
สำหรับเสถียรภาพระบบควบคุมในรูปที่ 10 สามารถพิสูจน์ได้ไม่ยากด้วย Lyapunov stability สำหรับ Multi sliding surface ของระบบ 1<sup>st</sup> order และไม่ขอแสดงไว้ในที่นี้ โดยผลจากการจำลองระบบควบคุมได้แสดงไว้ในหัวข้อถัดไป

6. ผลการควบคุมอุณหภูมิที่หัวเผาและการควบคุมอุณหภูมิก๊าซร้อนและความชื้นวัสดุขาออกท่ออบ

ในการควบคุมอุณหภูมิหัวเผาได้ใช้ตัวแปรค่า gain ของ PI และ SMC ดังตารางที่ 2 ทั้งนี้ในกรณีที่ 1 และ 2 ซึ่งใช้สัญญาณรบกวนเพื่อจำลองค่าการเปลี่ยนแปลงปริมาณมีเทน ดังรูปที่ 11

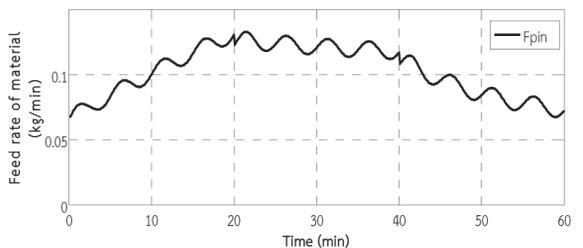
ตารางที่ 2 ค่าพารามิเตอร์การควบคุม PI และ SMC (KD=0)

Parameter	PI	SMC
K <sub>p</sub>	0.005	-
K <sub>i</sub>	0.01	-
K <sub>smc</sub>	-	0.25



รูปที่ 11 ปริมาณมีเทนที่เข้าสู่ระบบในกรณีที่ 1 และ 2

ขณะที่ในกรณีที่ 3 (การควบคุมด้วย Multi SMC) ค่าของสัญญาณรบกวนใช้เป็นการเปลี่ยนแปลงของวัสดุเปียกที่เข้าสู่ระบบดังรูปที่ 12

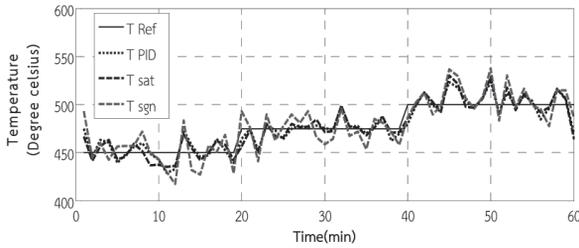


รูปที่ 12 การเปลี่ยนแปลงวัสดุเปียกที่เข้าสู่ระบบในกรณีที่ 3 Multi-Sliding mode control

โดยที่จะแสดงผลจากการจำลองระบบเป็น 3 กรณี ดังจะกล่าวรายละเอียดด้านล่าง ดังนี้

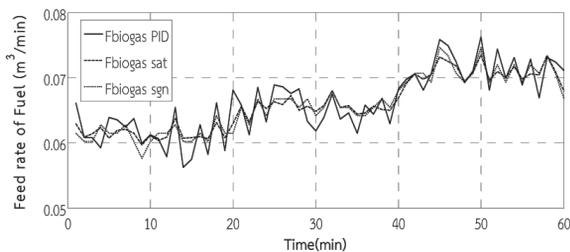
6.1 กรณีที่ 1 ต้องการควบคุมอุณหภูมิที่  $450^{\circ}\text{C}$ ,  $475^{\circ}\text{C}$  และ  $500^{\circ}\text{C}$  (ใช้เฉพาะก๊าซชีวภาพ)

กรณีนี้จะทำการปรับอุณหภูมิหัวเผาอ้างอิง เป็น ชี้นับนโด ซึ่งผลที่ได้จากการควบคุมเป็นดังรูปที่ 13



รูปที่ 13 อุณหภูมิหัวเผาที่เกิดขึ้นจากการควบคุมแบบจำลอง กรณีที่ 1

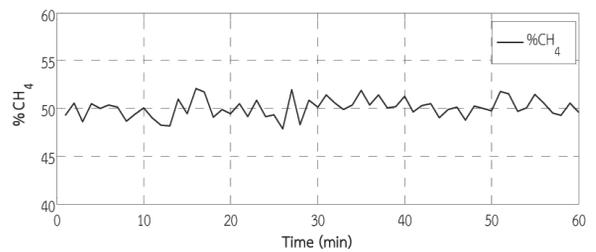
จากรูปที่ 13 ค่าคลาดเคลื่อนของอุณหภูมิหัวเผาระหว่างค่าอ้างอิงกับ จากการควบคุมระบบด้วย PID กับระบบที่ใช้การควบคุมแบบ Sliding mode ชนิด Saturation function และ Signum function มีค่าเท่ากับ 2.94%, 1.99% และ 1.91% ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นได้ว่าค่าอุณหภูมิหัวเผาจากการควบคุมด้วยระบบที่ใช้ Signum function มีค่าใกล้เคียงกับค่าอ้างอิงมากที่สุด และพิจารณาปริมาณของเชื้อเพลิง  $F_{\text{biogas}}$  ที่ใช้ แสดงดังรูปที่ 14 ซึ่งพบว่าปริมาณของเชื้อเพลิงที่ใช้ในแต่ละระบบควบคุมนั้นมีค่าที่ไม่แตกต่างกันมากนัก และเห็นได้ว่าระบบการควบคุม Sliding mode ชนิด Signum function จะทำให้เกิดปริมาณการใช้เชื้อเพลิงน้อยที่สุดเท่ากับ  $0.0648 \text{ m}^3/\text{min}$



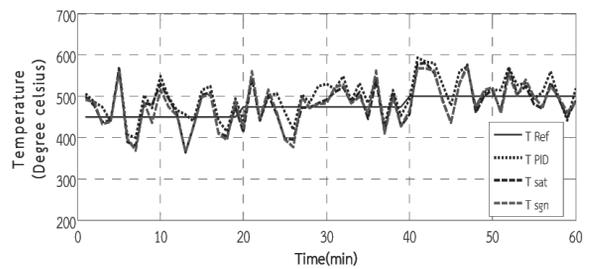
รูปที่ 14 ปริมาณของเชื้อเพลิงที่ใช้กรณีที่ 1

6.2 กรณีที่ 2 ต้องการควบคุมอุณหภูมิที่  $450^{\circ}\text{C}$ ,  $475^{\circ}\text{C}$  และ  $500^{\circ}\text{C}$  (ใช้ก๊าซชีวภาพร่วมกับก๊าซปิโตรเลียมเหลว)

กรณีนี้จะทำการปรับอุณหภูมิหัวเผาอ้างอิงเป็น ชี้นับนโด ซึ่งมีการตั้งเงื่อนไขเพิ่มเติมจากกรณีที่ 2 โดยมีการกำหนดให้ปริมาณมีเทนในก๊าซชีวภาพที่เกิดมีปริมาณมีเทนต่ำ (ดังรูปที่ 15) จนทำให้ระบบไม่สามารถที่จะควบคุมอุณหภูมิหัวเผาให้เป็นไปตามค่าที่ต้องการ จึงต้องมีการใช้ก๊าซปิโตรเลียมเหลวร่วมด้วย และผลที่ได้จากการควบคุมเป็นดังรูปที่ 17

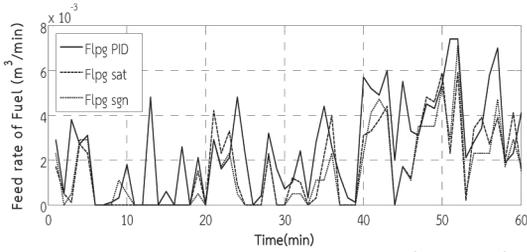


รูปที่ 15 ปริมาณมีเทนในก๊าซชีวภาพ



รูปที่ 16 อุณหภูมิหัวเผาที่เกิดขึ้นจากการควบคุม

จากรูปที่ 16 ค่าคลาดเคลื่อนของอุณหภูมิหัวเผาระหว่างค่าอ้างอิงกับค่าที่เกิดขึ้นจากการควบคุมระบบ PID กับระบบที่ใช้การควบคุมแบบ Sliding mode ชนิด Saturation function และ Signum function มีค่าเท่ากับ 8.50% 8.45% และ 8.30% ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นได้ว่าค่าอุณหภูมิหัวเผาจากการควบคุมด้วยระบบที่ใช้ Sliding mode แบบ Signum function มีค่าใกล้เคียงกับค่าอ้างอิงมากที่สุด และปริมาณของเชื้อเพลิงที่ใช้จะแสดงเฉพาะในส่วนของการใช้ก๊าซปิโตรเลียมเหลว ดังรูปที่ 17

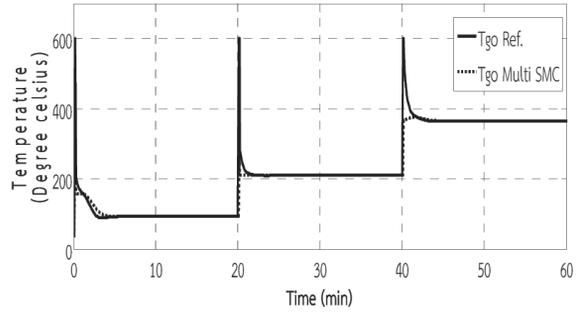


รูปที่ 17 ปริมาณของก๊าซปิโตรเลียมเหลวที่ใช้กรณีที่ 2

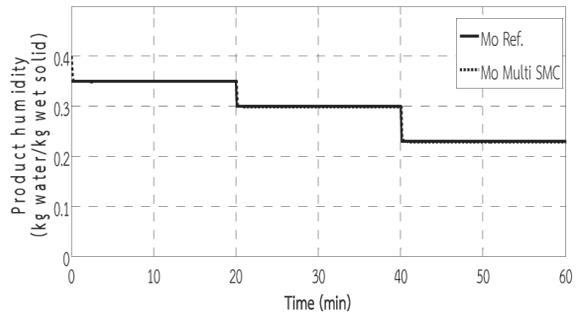
จากรูปที่ 17 เมื่อพิจารณาปริมาณการใช้ก๊าซชีวภาพเฉลี่ยและปริมาณการใช้ก๊าซปิโตรเลียมเหลวเฉลี่ยที่ได้จากการควบคุมแบบ PID การควบคุมแบบ Sliding mode ชนิด Saturation function และชนิด Signum function มีค่าเท่ากับ  $0.0602 \text{ m}^3/\text{min}$   $0.0592 \text{ m}^3/\text{min}$   $0.0589 \text{ m}^3/\text{min}$  และ  $0.0026 \text{ m}^3/\text{min}$   $0.0016 \text{ m}^3/\text{min}$  และ  $0.0015 \text{ m}^3/\text{min}$  ซึ่งเห็นได้ว่าระบบการควบคุมที่ใช้ Signum function จะทำให้เกิดปริมาณการใช้เชื้อเพลิงทั้ง 2 ชนิดน้อยที่สุด

6.3 กรณีที่ 3 ผลการควบคุมอุณหภูมิและความชื้นด้วย multi-sliding mode control

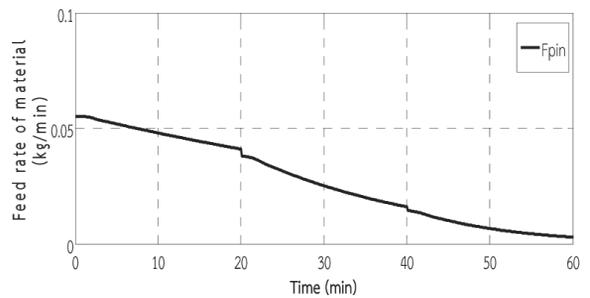
จากหัวข้อที่ผ่านมาแม้ว่าสามารถควบคุมอุณหภูมิหัวเผาได้ในช่วงอุณหภูมิการทำงานจริงตาม กรณีที่ 1 และ 2 แต่การควบคุมอุณหภูมิของความร้อนที่ออกจากระบบและความชื้นของเม็ดปุ๋ยที่ออกมา เป็นเรื่องที่ยากมากกว่า เนื่องจากท่ออบมีความยาวมาก และปริมาณความร้อนที่ส่งผลกระทบต่อความชื้นภายในท่ออบนั้นมีความไม่เป็นเชิงเส้นและไม่แน่นอนสูง ตลอดจนไม่สามารถใช้สมการของระบบดังกล่าวลงไป ในท่ออบได้โดยในหัวข้อนี้จะแสดงให้เห็นว่าหากต้องการควบคุมความชื้นและอุณหภูมิของก๊าซร้อนที่ออกจากท่ออบนั้น ต้องใช้วิธีการควบคุมที่ซับซ้อนมากขึ้น คือการควบคุมแบบ Multi Sliding Mode Control ซึ่งผลการควบคุมได้แสดงดังรูปที่ 18 และ 19 สัญญาณควบคุมแสดงไว้ในรูปที่ 20 และ 21 และมีโครงสร้างการควบคุมตาม รูปที่ 11 ในขณะที่ผลการควบคุมและสัญญาณควบคุมกรณีที่ 3 เมื่อปริมาณวัสดุเปียกมีการเปลี่ยนแปลงไม่แน่นอน (มีสัญญาณรบกวนแบบ Sinusoidal ใน  $F_p$  ในรูปที่ 12) แสดงในรูปที่ 22, 23 และ 24



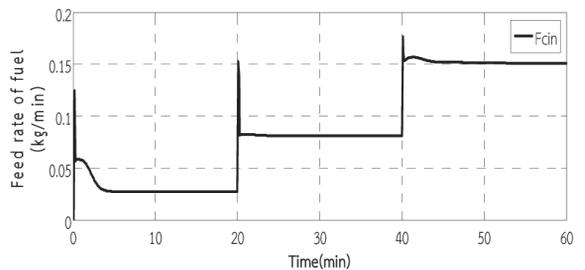
รูปที่ 18 ผลการจำลองอุณหภูมิด้วยวิธี Multi SMC กรณีที่ 3



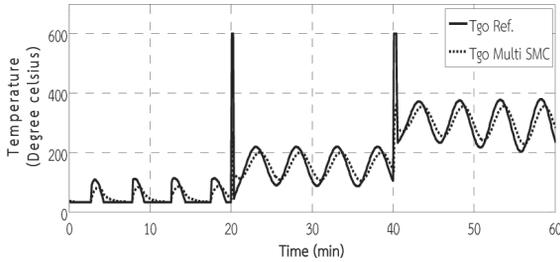
รูปที่ 19 ผลการจำลองความชื้นวัสดุมาตรฐานเปียกด้วยวิธี Multi SMC กรณีที่ 3



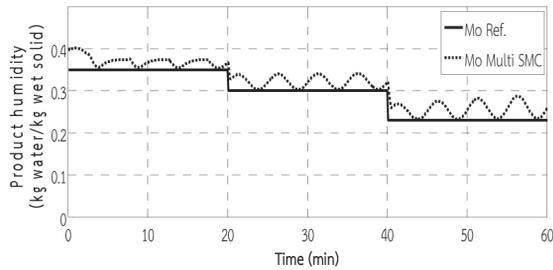
รูปที่ 20 สัญญาณควบคุมอัตราการป้อนเชิงมวลของวัสดุเปียกเข้าสู่ระบบ



รูปที่ 21 สัญญาณควบคุมที่ป้อนเข้าสู่ระบบเตาอบจำลอง อัตราการไหลเชิงมวลของเชื้อเพลิง

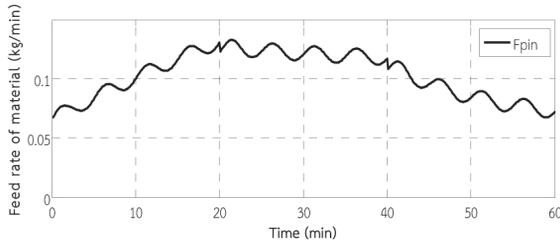


(ก)

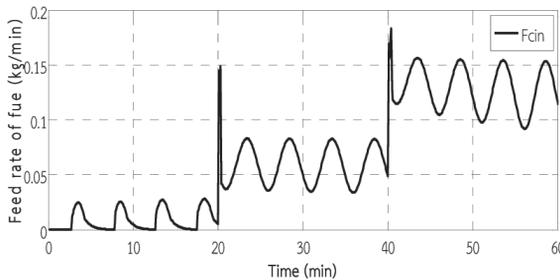


(ข)

รูปที่ 22 แสดงผลการควบคุมอุณหภูมิและความชื้นด้วย Multi-SMC กรณีที่มีการเปลี่ยนแปลงปริมาณวัสดุเปียกเป็นฟังก์ชันไซน์ (ก) อุณหภูมิก๊าซร้อน  $T_{go}$  (ข) ความชื้นวัสดุ  $M_o$



รูปที่ 23 สัญญาณควบคุม Multi-SMC ปริมาณของวัสดุเปียก  $F_p$



รูปที่ 24 สัญญาณควบคุม Multi-SMC ปริมาณเชื้อเพลิงเข้า  $F_c$

จากรูปที่ 23 แสดงสัญญาณควบคุม Multi-SMC กรณีที่มีการเปลี่ยนแปลงปริมาณวัสดุเปียกเป็นฟังก์ชันไซน์ จะเห็นว่าวิธีการควบคุมที่ได้นำเสนอสามารถควบคุมความชื้นของวัสดุได้เป็นอย่างดีขณะที่ผลการควบคุมอุณหภูมิก็มีค่าติดตามค่าอ้างอิงได้ดี ดังรูปที่ 22

### 7. สรุปและข้อเสนอแนะ

ในงานวิจัยนี้นำเสนอสมการทางคณิตศาสตร์เพื่อใช้ในการจำลองระบบของเครื่องอบแห้งแบบไหลสวนทาง สมการทางคณิตศาสตร์ใช้หลักการสมดุล มวลและพลังงาน ระหว่างวัสดุและลมร้อน แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของงานวิจัยสามารถตรวจสอบโดยทำการเปรียบเทียบกับข้อมูลอุณหภูมิและอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจากสภาวะการทำงานจริง ให้ค่าผิดพลาดอยู่ที่ 4.14%, 1.4% สำหรับอุณหภูมิขาออก และ ค่าความชื้นวัสดุหลังการอบ จากผลการจำลองอุณหภูมิที่หัวเผาพบว่า ระบบการควบคุมแบบ SMC ชนิด Saturation function มีความเหมาะสมกับการทำงานของวาล์วควบคุมอัตราการไหลของเชื้อเพลิงเนื่องจากให้สัญญาณควบคุม(ปริมาณเชื้อเพลิง) ที่เรียกว่า ซึ่งอย่างไรก็ตามหากต้องการควบคุมอุณหภูมิก๊าซร้อนและความชื้นวัสดุเปียกที่ออกจากท่ออบ จำเป็นต้องมีวิธีการที่ซับซ้อนขึ้นตามความซับซ้อนของระบบ ซึ่งในบทความนี้ได้นำเสนอวิธีการควบคุมแบบ Multi sliding mode control เนื่องจากมีกระบวนการทำงานสอดคล้องกับพฤติกรรมของระบบที่มีอิทธิพลของตัวแปรระหว่างอุณหภูมิก๊าซร้อนและความชื้นวัสดุเป็นลำดับขั้นนั่นเอง

### 8. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณ ภาควิชาวิศวกรรมอุตสาหกรรม และ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยขอนแก่น ที่ได้ให้ความอนุเคราะห์ด้านแหล่งความรู้ตลอดจนให้คำแนะนำเกี่ยวกับงานวิจัย และสำนักบริหารงานวิจัย มหาวิทยาลัยขอนแก่น (ORA KKU) ที่ได้สนับสนุนทุนนักวิจัยใหม่ในครั้งนี้เป็นอย่างสูง

## 9. เอกสารอ้างอิง

- [1] Rodviboonchai P and Soponronnarit S. Kasetsart University Journal. 1992 ;26: 50-59. (In thai).
- [2] Douglas P, L Kwade, A, Lee P, Mallick S.K. Simulation of a rotary dryer for sugar crystalline. Drying Technology, 1993; 11: 129-155.
- [3] Yliniemi L. Advanced control of a rotary dryer. (Ph.D. thesis), University of Oulu. 1999.
- [4] Didriksen H. Model based predictive control of a rotary dryer. Chemical Engineering Journal, 2002; 86: 53-60.
- [5] Ortega M.G, Castan F, Vargas M, Rubio F.R. Multivariable robust control of a rotary dryer: Analysis and design. Control Engineering Practice 2007; 15: 487-500.
- [6] Hedrick J.K, Yip P.P. Multi sliding surface control: Theory and Application. Journal of dynamic system, measurement, and control, 2000; 122: 586-593.
- [7] Norman, Nise S, Control Systems Engineering, Fourth Edition, Wiley Student Edition, John Wiley and Sons (Asia) Pte. Ltd; 2002.
- [8] Slotine J. J. E, "Sliding controller design for non-linear systems", International Journal of Control, 1984; 4(2): 421-434.