



การควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสำหรับหอกลั่นแยกแนพทาในกระบวนการ แก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชัน

Model predictive control in light naphtha distillation column of gasoline hydrogenation process

กรกฤตย์ เชี่ยวชาญไชรรัตน์¹⁾ พรชัย บำรุงศรี²⁾ และ สุรเทพ เขียวหอม*¹⁾

Kornkrit Chiewchanchairat¹⁾, Pornchai Bumroongsri²⁾ and Soorathep Kheawhom*¹⁾

¹⁾ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย กรุงเทพมหานคร 10332

Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, Bangkok 10332, Thailand.

²⁾ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล นครปฐม 73170

Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Mahidol University, Nakornpathom 73170, Thailand.

Received January 2014

Accepted May 2014

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาการออกแบบ และติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (Model Predictive Control) ในหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชันที่รองรับมาตรฐานน้ำมันยูโร 4 โดยใช้เทคโนโลยี Robust Multivariable Predictive Control Technology (RMPCT) โดยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองแสดงสมรรถนะการควบคุมกระบวนการผลิตตามสมการวัตถุประสงค์ได้ดีกว่าตัวควบคุมแบบพีไอดี (proportional integral derivative, PID) ร้อยละ 32.1 และตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถทำออปติไมเซชัน โดยการประหยัดไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาเบาได้เฉลี่ย 6.6 กิโลกรัมไอน้ำต่อสารป้อนเข้าหนึ่งลูกบาศก์เมตร

คำสำคัญ : ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ตัวควบคุมแบบพีไอดี หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

Abstract

The main scope of this research is for designing and implementing of model predictive control (MPC) on the light naphtha distillation column of gasoline hydrogenation process. This model is designed by using robust multivariable predictive control technology (RMPCT). The performance of MPC controller is better than PID controllers 32.1 % those are comparing by using as the same of objective function and also in the MPC controller can be used for steam optimization that is shown in this research, steam consumption is reduced 6.6 Kg/ m³ of fresh feed.

Keywords : Model predictive control, PID controller, Light naphtha distillation column

* Corresponding author.

Email address: kornkrit.c@irpc.co.th (Chiewchanchairat, K.), pornchai.bum@mahidol.ac.th (Bumroongsri, P.), soorathep.k@eng.chula.ac.th*

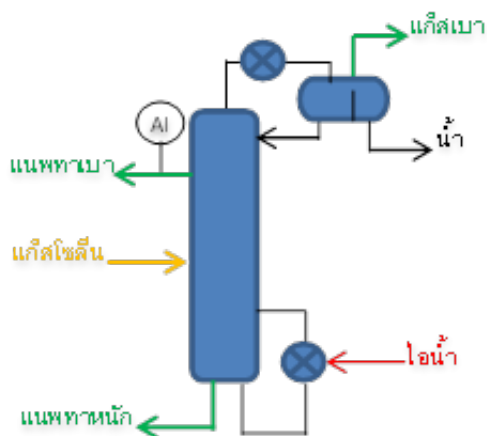
doi: 10.14456/kkuenj.2015.1

1. บทนำ

บริษัทที่ดำเนินธุรกิจปิโตรเคมีและการกลั่นให้ความสำคัญกับการพัฒนา และปรับปรุงกระบวนการผลิตอย่างต่อเนื่อง ทั้งนี้เพื่อเพิ่มความสามารถในการแข่งขันโดยการลดต้นทุนพลังงาน S. Joe Qin and Thomas A. Badgwell [1] ได้สำรวจตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่ใช้ในอุตสาหกรรม พบว่า Dynamic Matrix Control (DMC-plus) ของบริษัท Aspen Technology และ Robust Multivariable Predictive Control Technology (RMPCT) ของบริษัท Honeywell เป็นตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่มีเทคโนโลยีล่าสุด และมีการนำไปประยุกต์ใช้งานในอุตสาหกรรมอย่างแพร่หลาย เช่น Morten Hovd, Rune Michaelsen and Tomas Montin [2] ได้นำ DMC ไปประยุกต์ใช้ที่หอกลั่นสุญญากาศ ของโรงกลั่น Nynashamn, และ C.R. Porfirio and D. Odloak [3] ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมแบบ Model Predictive Control โดยมีการทำออปติไมซ์บนพื้นฐาน quadratic program ที่หอกลั่นแยกโกลูอิน ของโรงกลั่น Petrobras ในประเทศบราซิล และตัวควบคุมแบบ Model Predictive Control ถูกประยุกต์ใช้กันอย่างแพร่หลาย [4,5,6,7,8,9,10] โดยงานวิจัยนี้จะประยุกต์ใช้ ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาโดยใช้เทคโนโลยี RMPCT

หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบามีจำนวนชั้นทั้งหมด 46 ชั้น (46 trays) โดยมีกระบวนการผลิตแสดงดังรูปที่ 1 น้ำมันแก๊สโซลีนที่ผ่านหน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชันถูกส่งมาที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา เพื่อแยกน้ำมันแก๊สโซลีนออกเป็นสองส่วนได้แก่ แนพทาเบา (light naphtha) และแนพทาหนัก (heavy naphtha) โดยมีไอน้ำเป็นตัวให้ความร้อนผ่านทางเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน แก๊สเบาและไอของแนพทาเบาจะลอยขึ้นด้านบนของหอกลั่นและถูกควบแน่นกลายเป็นของเหลวที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และถูกสะสมในถังเก็บที่ยอดหอ แก๊สเบาที่ไม่สามารถควบแน่นถูกส่งไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในโรงกลั่น แนพทาเบาถูกแยกออกจากน้ำ และส่งแนพทาเบาทั้งหมดเป็นสารป้อนกลับเข้าหอกลั่น ส่วนน้ำถูกส่งไปบำบัดโดยผลิตภัณฑ์แนพทาตัวเบาถูกแยกออกที่ชั้นที่ 7 ของหอกลั่น โดยมีการควบคุมปริมาณซัลเฟอร์ในผลิตภัณฑ์

แนพทาตัวเบาไม่เกิน 20 ส่วนในล้านส่วน ด้วยเครื่องวิเคราะห์หาปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบา (online analyzer) ส่วนแนพทาตัวหนักถูกแยกออกที่ด้านล่างของหอกลั่น โดยมีการควบคุมอุณหภูมิชั้นที่ 14 ของหอกลั่น และควบคุมอุณหภูมิที่ด้านล่างของหอกลั่นเพื่อควบคุมปริมาณแนพทาตัวเบาไม่ให้ควบแน่นและตกลงมาผสมกับแนพทาตัวหนักและแนพทาตัวหนักถูกส่งไปกำจัดซัลเฟอร์ที่หน่วยผลิตถัดไป โดยสามารถแสดงการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาดังรูปที่ 1



รูปที่ 1 แสดงการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

2. วิธีการการวิจัย

2.1 ออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่น

งานวิจัยนี้ผู้วิจัยกำหนดตัวแปรควบคุม (controlled variables), ตัวแปรปรับ (manipulated variables) และตัวแปรบกวน (disturbance variables) ตามหลักทฤษฎีการควบคุมหอกลั่น โดยการกำหนดตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับทุกตัวต้องมีความสอดคล้องกับขั้นตอนการทำงาน และหลักปฏิบัติของผู้ควบคุมกระบวนการผลิตจริง เพื่อให้ผู้ควบคุมกระบวนการผลิตเข้าใจในโครงสร้างของแบบจำลอง และสามารถนำแบบจำลองไปควบคุมกระบวนการผลิตจริงให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด โดยในแบบจำลองหอกลั่นแนพทาตัวเบาได้กำหนดตัวแปรควบคุม 8 ตัว, ตัวแปรปรับ 3 ตัว และตัวแปรบกวน 1 ตัว สามารถแสดงตัวแปรต่างๆ ดังนี้

ตัวแปรควบคุมที่ 1 (CV1) คือ ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบา

ตัวแปรควบคุมที่ 2 (CV2) คือ อัตราส่วนระหว่างปริมาณน้ำเข้าต่อสารป้อนเข้า

ตัวแปรควบคุมที่ 3 (CV3) คือ อุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลิ้น

ตัวแปรควบคุมที่ 4 (CV4) คือ อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลิ้น

ตัวแปรควบคุมที่ 5 (CV5) คือ ระดับของแนพพาเบาในชั้นหอกลิ้น

ตัวแปรควบคุมที่ 6 (CV6) คือ ระดับของแนพพาหนักที่ด้านล่างหอกลิ้น

ตัวแปรควบคุมที่ 7 (CV7) คือ อัตราส่วนระหว่างสารป้อนกลับเข้าหอกลิ้นต่อสารป้อนเข้า

ตัวแปรควบคุมที่ 8 (CV8) คือ ระดับของแนพพาเบาที่ถึงพักบนยอดหอกลิ้น

ตัวแปรปรับที่ 1 (MV1) คือ ปริมาณแนพพาเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลิ้น

ตัวแปรปรับที่ 2 (MV2) คือ ปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลิ้น

ตัวแปรปรับที่ 3 (MV3) คือ ปริมาณแนพพาเบาป้อนกลับเข้าหอกลิ้น

ตัวแปรปรับที่ 1 (DV1) คือ ปริมาณแก๊สโซลีนที่เข้าหอกลิ้น

โดยแบบจำลองหอกลิ้นแยกแนพพาตัวเบา มีโครงสร้าง และทิศทางความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรปรับกว ซึ่งถูกแสดงแสดงดังตารางที่ 1

โดยมีสัญลักษณ์ลูกศรชี้ขึ้น ↑ หมายถึงตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับมีทิศทางเดียวกัน กล่าวคือเมื่อปรับค่าตัวแปรปรับเพิ่มขึ้นจะทำให้ตัวแปรควบคุมมีค่าเพิ่มขึ้น

สัญลักษณ์ลูกศรชี้ลง ↓ หมายถึงตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับมีทิศทางตรงข้ามกัน กล่าวคือเมื่อปรับค่าตัวแปรปรับเพิ่มขึ้นจะทำให้ตัวแปรควบคุมมีค่าลดลง

ตารางที่ 1 แสดงทิศทางความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรปรับกว ของแบบจำลองหอกลิ้นแยกแนพพาตัวเบา

โครงสร้างแบบจำลอง	MV1	MV2	MV3	DV1
CV1	↑			
CV2	↑			↓
CV3	↑	↑	↓	
CV4	↑	↑	↓	
CV5	↓			
CV6	↓			
CV7	↓	↑	↑	↓
CV8			↓	

สมการวัตถุประสงค์ของการควบคุมหอกลิ้น (controller objective function) คือการลดค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับ จากสภาวะคงตัว (steady state condition) โดยสามารถแสดงดังสมการที่ 1

$$\text{สมการวัตถุประสงค์} = \sum_{i=k}^{k+p} \left[X^T(i) Q X(i) + U^T(i) R U(i) \right] \quad (1)$$

X^T คือ ทราซโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซตพอยท์

Q คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรควบคุม

X คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซตพอยท์

U^T คือ ทราซโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซตพอยท์

R คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรปรับ

U คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซตพอยท์

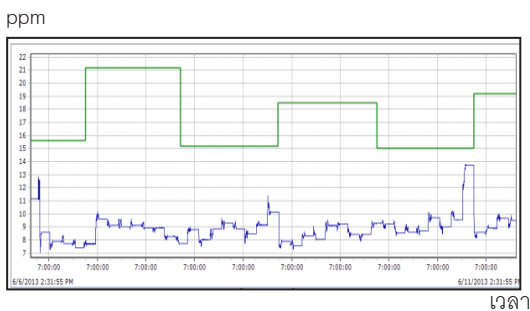
ขอบเขตของตัวแปรปรับ และขอบเขตของตัวแปรควบคุมทุกตัว จะถูกกำหนดให้เหมาะสมตามสภาวะกระบวนการผลิตนั้นๆ เพื่อให้สามารถควบคุมหอกลิ้นให้คงอยู่ภายใต้ความปลอดภัย และผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนต้องผ่านตามข้อกำหนดนอกจากนี้เมื่อตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลิ้นให้ตัวแปรควบคุมทุกตัวอยู่ในขอบเขตของตัวแปรควบคุมแล้วตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองยังสามารถปรับตัวแปรปรับ เพื่อทำออปติไมเซชัน โดยการลดใช้ปริมาณไอน้ำที่หอกลิ้นแยกแนพพาตัวเบา

2.2 ตรวจสอบเครื่องมือวัด

งานวิจัยนี้มีการตรวจสอบเครื่องมือวัดที่เกี่ยวข้องกับตัวแปรควบคุม, ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน เนื่องจากต้องการค่าที่ถูกต้องจากอุปกรณ์การวัด เพื่อให้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลับแยกแนพทาเบาได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยมีหลักการตรวจสอบดังนี้

- I. ค่าที่อ่านได้จากเครื่องมือวัดต้องมีความต่อเนื่อง และเชื่อถือได้
- II. เอาพุทซ์ของวาล์วควบคุม (control valve) ต้องอยู่ในช่วงที่สามารถควบคุมได้ (10 – 90 %opening)
- III. ต้องมีแผนในการบำรุงรักษาเครื่องมือวัด เพื่อให้เครื่องมือวัดมีประสิทธิภาพที่ดีอย่างต่อเนื่อง

จากการตรวจสอบเครื่องมือวัด พบว่าเครื่องวิเคราะห์หาปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบา (AI3200501.PV) อ่านค่าได้ไม่ต่อเนื่อง โดยอ่านค่าได้เป็นบางช่วงเวลา เนื่องจากเครื่องวิเคราะห์นี้ถูกออกแบบให้ใช้วัดค่าซัลเฟอร์หลายตำแหน่ง และค่าที่ได้จากเครื่องวิเคราะห์นี้เชื่อถือไม่ได้ เนื่องจากค่าที่วัดได้เบี่ยงเบนจากค่าที่อ่านจากเครื่องมือที่มีการสอบเทียบ แสดงดังรูปที่ 2



รูปที่ 2 เปรียบเทียบค่าซัลเฟอร์ระหว่าง AI3200501.PV กับ ค่าที่ได้จากห้องวิเคราะห์

ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบาเป็นตัวแปรควบคุมที่สำคัญ ดังนั้นผู้วิจัยจึงต้องหาสมการทำนายปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบา (inferential model) เพื่อใช้ทดแทนเครื่องมือวัดเดิมที่มีปัญหา (AI3200501.PV) โดยสมการทำนายหาได้จากการใช้ข้อมูล

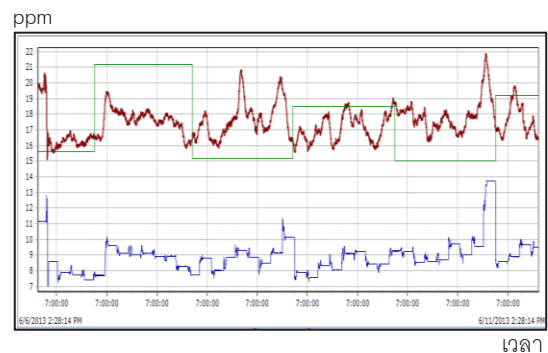
ต่างๆ ของกระบวนการผลิตจริง 900 ชุดเพื่อหาสมการถดถอย (regression equation) ซึ่งสมการถดถอยที่หาได้มีความน่าเชื่อถือร้อยละ 86.44 ($R^2=0.8644$) สมการทำนายปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบาแสดงดังสมการที่ 2 และรูปที่ 3 แสดงปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบาที่คำนวณได้จากสมการที่ 2 ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่อ่านได้จากห้องวิเคราะห์

$$\text{ปริมาณซัลเฟอร์} = 0.40A - 2.17B + 0.69C - 134 \quad (2)$$

A คือ อุณหภูมิของหอกลับที่ชั้น 45 (TI3200503.PV)

B คือ ปริมาณสารป้อนกลับต่อปริมาณสารตั้งต้น (FFI3200611.PV)

C คือ อุณหภูมิขาออกจากหอกลับของชั้นแนพทาตัวเบา (TI3200504.PV)



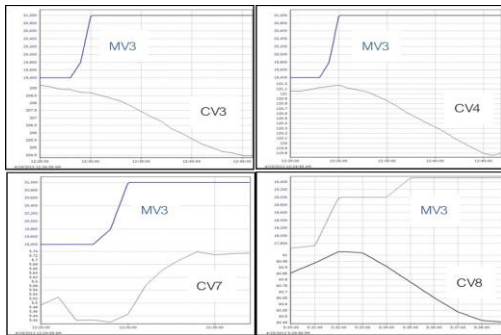
— AI3200501.PV — ค่าที่ได้จากห้องวิเคราะห์ — ค่าที่ได้จากทนาย

รูปที่ 3 เปรียบเทียบค่าซัลเฟอร์ระหว่างค่าที่ได้จากการทำนาย กับ ค่าที่ได้จากห้องวิเคราะห์

2.3 การทำสแต็ปเทส (Plant Step Test)

งานวิจัยนี้ได้ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในกระบวนการผลิตจริง ซึ่งในหอกลับแยกแนพทาตัวเบา มีองค์ประกอบของสารไฮโดรคาร์บอนหลากหลายชนิด และมีตัวแปรรบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้ ทำให้แบบจำลองมีความซับซ้อนมาก จึงเป็นเรื่องยากที่จะหาแบบจำลองของกระบวนการด้วยวิธีการทำสมมูลมวลสาร และสมมูลพลังงาน ดังนั้นผู้ทำวิจัยจึงใช้ข้อมูลพฤติกรรมตอบสนองของตัวแปรขาออกเมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้าในกระบวนการผลิตจริงมาสร้างแบบจำลอง (Black Box Model) เพื่อให้ได้แบบจำลองอย่างง่าย

ที่สามารถอธิบายพฤติกรรมของหอกลั่นแยกแนวพาตัวเบาได้ โดยมีตัวอย่างการทดสอบเตปเตสพฤติกรรมของตัวแปรขาออก คืออุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่น (CV3) อุณหภูมิที่อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่น (CV4) อัตราส่วนระหว่างสารป้อนกลับเข้าหอกลั่นต่อสารป้อนเข้า (CV7) และระดับของแนวพาเบาที่ถึงพักบนยอดหอกลั่น (CV8) เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า คือเพิ่มปริมาณแนวพาเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่น (MV3) สามารถแสดงดังรูปที่ 4



รูปที่ 4 ตัวอย่างพฤติกรรมที่ได้จากการทำเตปเตส

2.4 การสร้างแบบจำลอง

ข้อมูลการตอบสนองของตัวแปรขาออกที่ได้จากการทำเตปเตสถูกนำมาหาแบบจำลองกระบวนการซึ่งแบบจำลองกระบวนการที่สร้างขึ้นอยู่ภายใต้สมมุติฐานของกระบวนการตอบสนองที่กำลังพิจารณาอยู่นั้นมีลักษณะเป็นแบบระบบอันดับหนึ่งที่มีเวลาเฉื่อย โดยสมมุติฐานนี้มีความแม่นยำเพียงพอในการนำไปประยุกต์ใช้สำหรับอธิบายพฤติกรรมของการตอบสนองของกระบวนการได้ โดยข้อดีของวิธีนี้คือเป็นวิธีที่ง่ายและเป็นที่นิยมใช้กันอย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมการผลิตจริง และนำข้อมูลที่ได้จากการทำเตปเตสมาคำนวณหาค่าพารามิเตอร์ของ ทรานสเฟอร์ฟังก์ชันของกระบวนการโดยใช้วิธีทางสถิติด้วยโปรแกรม Profit Design Suite (PDS) โดยมีขั้นตอนที่สำคัญดังนี้

- I. ตรวจสอบชุดข้อมูลของตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน ที่นำมาใช้สร้างแบบจำลอง ต้องถูกต้องตรงกับกระบวนการผลิตจริง

- II. หาแบบจำลองด้วย Finite Impulse Response Model เพื่อหาความสัมพันธ์ของตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน ที่อยู่ในรูปแบบโดเมนของเวลา

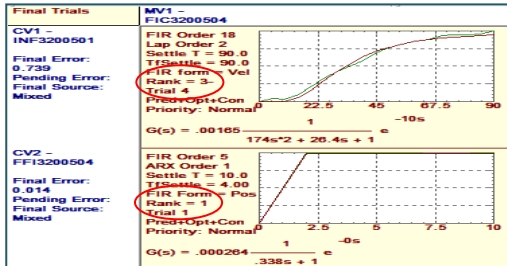
- III. หาค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลอง โดยเปลี่ยนความสัมพันธ์ของตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนให้อยู่ในรูปแบบ Laplace Transfer Function

ค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองหอกลั่นแยกแนวพาตัวเบาที่อยู่ในรูปแบบของ Laplace Transfer Function ถูกแสดงดังตารางที่ 2

ตารางที่ 2 แสดงค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองกระบวนการอันดับหนึ่ง

	MV 1	MV 2	MV 3
	$K = 2.82$		
CV 1	$t_d = 0$ $r = 20.9$	No Model	No Model
	$K = 0.264$		
CV 2	$t_d = 0$ $r = 0.338$	No Model	No Model
	$K = 4.59$	$K = 11.5$	$K = -2.17$
CV 3	$t_d = 0$ $r = 59.7$	$t_d = 0$ $r = 20.2$	$t_d = 8$ $r = 13.7$
	$K = 3.78$	$K = 6.32$	$K = -1.49$
CV 4	$t_d = 7$ $r = 66.2$	$t_d = 5$ $r = 16.9$	$t_d = 8$ $r = 10.4$
	$K = -0.872$		
CV 5	$t_d = 0$ $r = 1.6$	No Model	No Model
	$K = -8.84$		
CV 6	$t_d = 36$ $r = 67$	No Model	No Model
	$K = -0.096$	$K = 0.682$	$K = 0.302$
CV 7	$t_d = 6$ $r = 8.26$	$t_d = 10$ $r = 24.5$	$t_d = 0$ $r = 3.2$
			$K = -1.26$
CV 8	No Model	No Model	$t_d = 42$ $r = 61.9$

หลักการเลือกแบบจำลองที่เหมาะสม คือ ค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากแบบจำลอง (กราฟเส้นสีน้ำตาล) ต้องสอดคล้องไปในทิศทางเดียวกับค่าในกระบวนการผลิตจริง (กราฟเส้นสีเขียว) และ Rank ของแต่ละแบบจำลองย่อยไม่ควรมากกว่า 3 ตามข้อแนะนำของการใช้โปรแกรม PDS [11] ซึ่งตัวอย่างแบบจำลองที่เหมาะสมถูกแสดงดังรูปที่ 5



รูปที่ 5 แสดงตัวอย่างแบบจำลองที่เหมาะสม

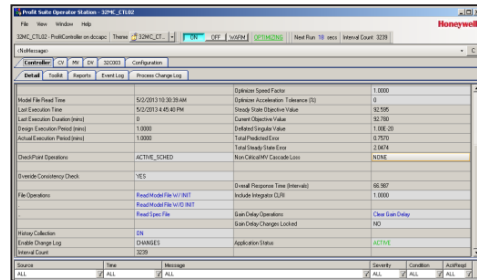
2.5 การติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

งานวิจัยนี้ใช้ชุดโปรแกรม Robust Multivariable Predictive Control Technology เพื่อติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (controller) ที่หากลั่นแยกแวนพาตัวเบา โดยการติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองไม่ต้องเสียค่าใช้จ่ายเพิ่มเติมเนื่องจากทางโรงงานแห่งนี้มีระบบการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายกับระบบ Distributed Control System (DCS) และมีชุดโปรแกรมของ RMPCT พร้อมแล้ว โดยชุดโปรแกรมนี้มีฟังก์ชันต่างๆ เหมาะสำหรับการปรับแต่งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในขณะใช้งาน เช่น การปรับเปลี่ยนค่าเกน ค่า time constants รวมไปถึงวิศวกรสามารถกำหนดทิศทางการทำงานอัตโนมัติ เช่น กำหนดให้ได้ผลิตภัณฑ์แวนพาตัวเบาให้มากที่สุด หรือกำหนดให้ใช้ไอน้ำให้น้อยที่สุด ซึ่งในชุดโปรแกรมนี้จะประกอบด้วย

I. โปรแกรม PSRS (Profit Suite Runtime Studio) ถูกใช้เพื่อสร้างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง และสร้างการเชื่อมต่อ ระหว่างตัวควบคุม (controller) กับ DCS ซึ่งข้อมูลระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับข้อมูลจาก DCS จะถูกส่งให้กันทุกๆ 60 วินาที

II. โปรแกรม URT Explorer ใช้เพื่อตรวจสอบการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุม กับ DCS

III. พนักงานควบคุมกระบวนการผลิตสามารถควบคุมตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองผ่านทางโปรแกรม PSOS (Profit Suite Operator Station) แสดงดังรูปที่ 6 และวิศวกรยังสามารถใช้โปรแกรมนี้เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพของหากลั่นแยกแวนพาเบาให้เหมาะสมกับสถานการณ์ทางเศรษฐศาสตร์

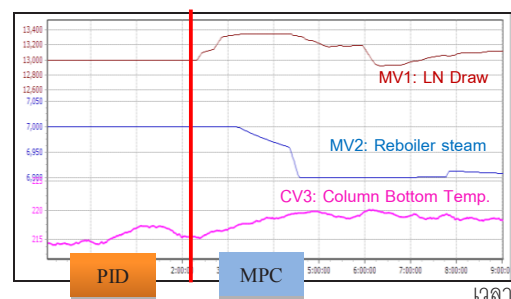


รูปที่ 6 การใช้งานตัวควบคุมผ่านโปรแกรม PSOS

3. ผลการวิจัยและอภิปราย

พนักงานควบคุมหากลั่นแยกแวนพาตัวเบาสามารถใช้งานตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองตั้งแต่วันที่ต้นเดือน พฤษภาคม 2556 โดยการติดตั้งตัวควบคุมช่วงแรกต้องมีการปรับแต่งโดยผู้วิจัยอีกเล็กน้อย และสามารถใช้งานได้ดีในเดือน มิถุนายน 2556 โดยสามารถควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้เป็นไปตามข้อกำหนด

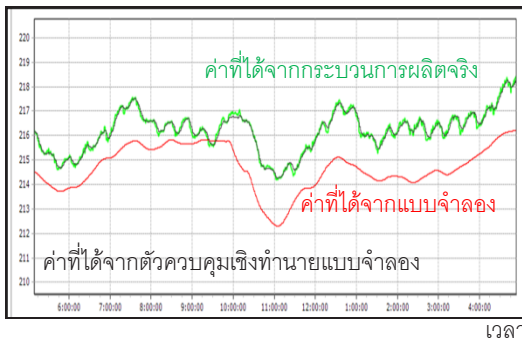
รูปที่ 7 แสดงผลการทดลอง และแสดงความแตกต่างของตัวควบคุมระหว่าง ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับตัวควบคุมแบบพีไอดี กล่าวคือเมื่อใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี พนักงานควบคุมกระบวนการผลิตสามารถกำหนดค่าเซตพอยท์ของตัวแปรปรับที่ต้องการได้ ซึ่งค่าเซตพอยท์ที่ถูกกำหนดโดยพนักงานควบคุมกระบวนการผลิตจะเหมาะสมภายใต้ตัวแปรกระบวนการหนึ่ง แต่เมื่อใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองค่าเซตพอยท์ของตัวแปรปรับจะถูกกำหนดโดยการคำนวณของแบบจำลอง ซึ่งจะคำนวณทุกๆ 1 นาที เพื่อควบคุมกระบวนการผลิตให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุดโดยการลดการใช้ไอน้ำให้เหมาะสมกับการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรกระบวนการ โดยตัวแปรควบคุมทุกตัวยังคงอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนดไว้



รูปที่ 7 แสดงความแตกต่างระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับตัวควบคุมแบบพีไอดี

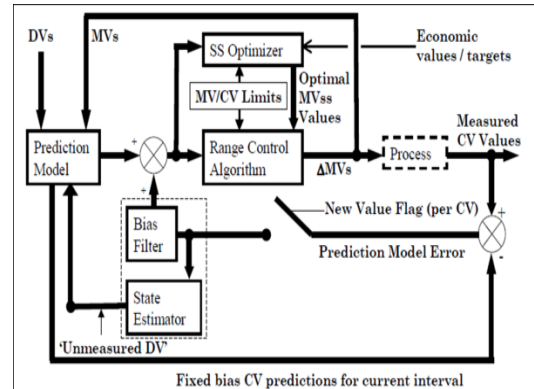
ผู้วิจัยได้ตรวจสอบคุณภาพของแบบจำลองที่สร้างขึ้น หลังจากได้ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในกระบวนการผลิตจริง ตรวจสอบโดยนำค่าตัวแปรควบคุมที่สำคัญที่ได้จากอุปกรณ์การวัดของกระบวนการผลิตจริงมาเปรียบเทียบกับค่าที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลอง ซึ่งถูกแสดงดังรูปที่ 8

อุณหภูมิ



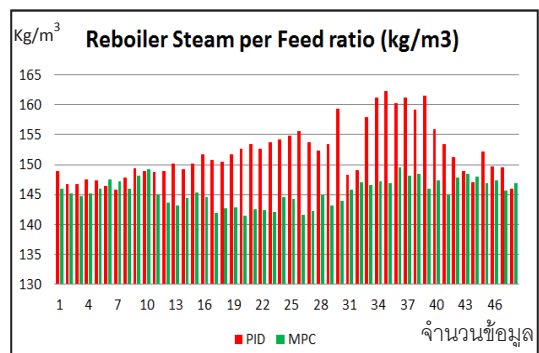
รูปที่ 8 เปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุม (CV3) ที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลอง กับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดของกระบวนการผลิตจริง และค่าที่ได้จากตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

จากรูปที่ 8 แสดงได้ว่าอุณหภูมิที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองน้อยกว่าอุณหภูมิที่ได้จากกระบวนการผลิตจริงประมาณ 2 องศาเซลเซียส คิดเป็นความผิดพลาดประมาณร้อยละ 0.9 แต่ค่าอุณหภูมิที่ได้จากตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับค่าที่ได้จากกระบวนการผลิตจริง เพราะว่าอุณหภูมิที่ได้จากตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองคิดมาจากสองส่วนคือ ส่วนแรกเป็นค่าอุณหภูมิที่ได้มาจากการคำนวณของแบบจำลอง อีกส่วนหนึ่งได้มาจากค่าปรับแต่ง (bias) ของความผิดพลาดระหว่างแบบจำลอง กับกระบวนการผลิตจริงแสดงดังรูปที่ 9



รูปที่ 9 แสดงกระบวนการทำงานของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

ดังนั้นจึงสามารถควบคุมหากลั่นแยกแฉกแพททาดัวเบาให้คงอยู่ภายใต้ความปลอดภัย และผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนผ่านตามข้อกำหนด ด้วยเทคนิคของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง และเมื่อตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหากลั่นให้ตัวแปรควบคุมทุกตัวอยู่ในขอบเขตของตัวแปรควบคุมแล้ว ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองยังสามารถปรับตัวแปรปรับ เพื่อทำอปติไมเซชัน โดยการลดใช้ปริมาณไอน้ำที่หากลั่นแยกแพททาดัวเบา และปริมาณไอน้ำที่ลดได้ถูกนำเสนอในรูปที่ 10



รูปที่ 10 เปรียบเทียบปริมาณการใช้ไอน้ำระหว่างควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับตัวควบคุมแบบพีไอดี

ตารางที่ 3 แสดงการเปรียบเทียบสมรรถนะระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับตัวควบคุมแบบพีไอดี โดยสมรรถนะของตัวควบคุมจะถูกเปรียบเทียบเมื่อกระบวนการผลิตอยู่ภายใต้เงื่อนไขเดียวกัน และต้องมีเสถียรภาพเหมือนกัน โดยหากลั่นแยกแนพทาตัวเบา มีปริมาณสารปนเปื้อนเข้าหากลั่นเป็นตัวแปรบกพร่องที่สำคัญ และงานวิจัยนี้ใช้ตัวแปรนี้เพื่อตรวจสอบเงื่อนไข และควมมีเสถียรภาพของกระบวนการผลิต สามารถแสดงดังตารางที่ 3

ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหากลั่นแยกแนพทาตัวเบาภายใต้ขอบเขตของตัวแปรบกพร่องในช่วงระหว่าง 44.7 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ถึง 51.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง โดยสามารถลดค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับจากสภาวะคงตัว ตามสมการวัตถุประสงค์ของการควบคุมหากลั่นแยกแนพทาตัวเบา และผู้วิจัยทำการเปรียบเทียบค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับจากสภาวะคงตัวระหว่างการควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับตัวควบคุมแบบพีไอดี ซึ่งถูกแสดงดังตารางที่ 3

ตารางที่ 3 เปรียบเทียบขนาดของตัวแปรบกพร่อง และเปรียบเทียบประสิทธิภาพของการควบคุมหากลั่นแยกแนพทาตัวเบาระหว่างการควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับตัวควบคุมแบบพีไอดี

ข้อมูลการผลิต วันที่	3-4 เมษายน 2556	10-11 มิถุนายน 2556
ชนิดของตัวควบคุม	PID	MPC
ปริมาณสารปนเปื้อนเข้าหากลั่น (DV)		
เฉลี่ย (m^3/h)	47.2	48.4
สูงสุด (m^3/h)	52.5	51.2
ต่ำสุด (m^3/h)	40.7	44.7
ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน	1.155	1.177
ไอน้ำต่อสารปนเปื้อนเข้าหากลั่น (kg/m^3)	152.1	145.5
ค่าสมการวัตถุประสงค์	3,637	2,468

4. สรุปผลการทดลอง

สามารถประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หากลั่นแยกแนพทาตัวเบาของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น โดยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองแสดงสมรรถนะการควบคุมกระบวนการผลิตตามสมการวัตถุประสงค์ได้ดีกว่าตัวควบคุมแบบพีไอดีร้อยละ 32.1 และตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถทำออปติไมเซชั่น โดยการประหยัดไอน้ำที่หากลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เฉลี่ย 6.6 กิโลกรัมไอน้ำต่อสารปนเปื้อนเข้าหากลั่นหนึ่งลูกบาศก์เมตร สามารถคิดเป็นจำนวนเงิน 2,809,674 บาทต่อปี

5. กิตติกรรมประกาศ

ข้าพเจ้าขอขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม ที่ได้ให้คำแนะนำ และให้ข้อคิดเห็นต่างๆ ที่สำคัญแก่ข้าพเจ้า และขอกราบขอบพระคุณบุคลากรที่ให้การสนับสนุนและเป็นที่กำลังใจตลอดมา

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] Qin SJ, Badgwell TA. A survey of industrial model predictive control technology. Control Eng. Pract 2003;11:733-64.
- [2] Hovd M, Michaelsen R, Montin T. Model predictive control of a crude oil distillation column. Comput. Chem. Eng. 1997;21:893-97.
- [3] Porfirio CR, Odloak D. Optimizing model predictive control of an industrial distillation column. Control Eng Pract 2011;19:1137-46.
- [4] Iancu M, Serban P, Agachi S. Optimal process control and operation of an industrial heat integrated fluid catalytic cracking plant using model predictive control. In: Pierucci S, Ferraris GB, editors. ESCAPE 20. Proceeding of the 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering; 2010 June 6-9; Ischia, Naples, Italy; 2010.

- [5] Iancu M, Cristea MV, Agachi PS. MPC vs. PID. The advanced control solution for an industrial heat integrated fluid catalytic cracking plant. In: Pistikopoulos EN, Georgiadis MC, Kokossis AC, editors. ESCAPE 21. Proceeding of the 21st European Symposium on Computer Aided Process Engineering; 2011 May 29-June 1; Chalkidiki, Greece; 2011. p. 517-21.
- [6] Ansari RM, Tade MO. Non-linear model- based multivariable control of a debutanizer. *Adv. Ind. Contr* 2000;8:59-78.
- [7] Bauer M, Craig IK. Economic assessment of advanced process control - A survey and framework. *J. Process Contr* 2008;18:2-18.
- [8] Vieira WG, Santos VML, Carvalho FR, Pereira JA and Fileti AM. Identification and predictive control of a FCC unit using a MIMO neural model. *Chem. Eng. Process* 2005;44:855-68.
- [9] Privara S, Siroky J, Ferkl L, Cigler J. Model predictive control of a building heating system: The first experience. *Energ. and Buildings* 2011;43:564-72.
- [10] Jeyab RA, Gupta YP, Gervais JR, Branchi PA, Woo SS. Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm. *J. Process Contr.* 2011;11:509-17.
- [11] Honeywell. Material training for profit controller design and implementation, 2009.
- [12] Kittisupakorn P. Model based control for batch chemical process. 1st ed. Bangkok: Chulalongkorn University Press; 2008. (In Thai).
- [13] Banjerdpongchai D. Dynamical control systems; Analysis, design. 1st ed. Bangkok: Chulalongkorn University Press; 2008. (In Thai).
- [14] Phupaichitkun S. Application of model predictive control on the MATLAB for control of a batch reactor with exothermic batch reactions [thesis]. Bangkok: Chulalongkorn University; 1998. (In Thai).
- [15] Tayanuvat A. PC- based simplified model predictive controller for averaging level control system [thesis]. Bangkok: Chulalongkorn University; 2002. (In Thai).
- [16] Nantapornpirom P. Model predictive control of pervaporative membrane reactor [thesis] Bangkok: Chulalongkorn University; 2004. (In Thai).