# การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ของกระบวนการแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น

นายกรกฤตย์ เชี่ยวชาญไชยรัตน์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2556
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย
The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository (CUIR)
are the thesis authors' files submitted through the University Graduate School.

APPLICATION OF MODEL PREDICTIVE CONTROL IN LIGHT NAPHTHA DISTILLATION COLUMN OF GASOLINE HYDROGENATION PROCESS

Mr. Kornkrit Chiewchanchairat

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering Program in Chemical Engineering
Department of Chemical Engineering
Faculty of Engineering
Chulalongkorn University
Academic Year 2013
Copyright of Chulalongkorn University

| | |
|---|---|
| หัวข้อวิทยานิพนธ์ | การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ของกระบวนการแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น |
| โดย | นายกรกฤตย์ เชี่ยวชาญไชยรัตน์ |
| สาขาวิชา | วิศวกรรมเคมี |
| อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก | ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุรเทพ เขียวหอม |

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญามหาบัณฑิต

.......................................................................คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์

(ศาสตราจารย์ ดร. บัณฑิต เอื้ออาภรณ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

.......................................................................ประธานกรรมการ

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. กษิดิศ หนูทอง)

.......................................................................อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สุรเทพ เขียวหอม)

.......................................................................กรรมการ

(ดร. พิมพ์พร  พลเพชร)

.......................................................................กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ประกร รามกุล)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

กรกฤตย์ เชี่ยวชาญไชยรัตน์ : การประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ของกระบวนการแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น. (APPLICATION OF MODEL PREDICTIVE CONTROL IN LIGHT NAPHTHA DISTILLATION COLUMN OF GASOLINE HYDROGENATION PROCESS) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผศ. ดร.สุรเทพ เขียวหอม, หน้า.

งานวิจัยนี้ได้ออกแบบและประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (model predictive control, MPC) เพื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นซึ่งรองรับมาตรฐานน้ำมันยูโร 4 โดยได้ใช้ข้อมูลในกระบวนการผลิตจริงเพื่อหาสมการทำนายปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา และหาแบบจำลองเชิงพลวัตของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยวิธีการตอบสนองแบบสเต็ป แบบจำลองที่สร้างขึ้นเมื่อนำไปสอบทานด้วยข้อมูลจากกระบวนการผลิตจริงพบว่าสอดคล้องกัน แบบจำลองที่สร้างขึ้นนำไปใช้สร้างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาถูกควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่สร้างขึ้นได้เป็นอย่างดี และผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนยังคงผ่านตามข้อกำหนด ผู้วิจัยได้เปรียบเทียบสมรรถนะการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาภายใต้สภาวะแวดล้อมและขนาดของตัวแปรรบกวนที่ใกล้เคียงกัน พบว่าตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองให้สมรรถนะการควบคุมกระบวนการผลิตตามสมการวัตถุประสงค์ได้ดีกว่าก่อนการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ร้อยละ 32.1 และตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถทำออปติไมเซชั่น โดยการประหยัดไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เฉลี่ย 4,587.3 กิโลแคลอรี่ต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นหนึ่งตัน โดยสามารถลดต้นทุนทางพลังงานได้เฉลี่ย 2,809,674 บาทต่อปี

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาควิชา วิศวกรรมเคมี
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา 2556

ลายมือชื่อนิสิต ........................................
ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก ........

# # 5471047021 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING
KEYWORDS: MODEL PREDICTIVE CONTROL / PID CONTROLLER / LIGHT NAPHTHA DISTILLATION COLUMN

KORNKRIT CHIEWCHANCHAIRAT: APPLICATION OF MODEL PREDICTIVE CONTROL IN LIGHT NAPHTHA DISTILLATION COLUMN OF GASOLINE HYDROGENATION PROCESS. ADVISOR: ASST. PROF. SOORATHEP KHEAWHOM, Ph.D., pp.

This research work designed and implemented model predictive control (MPC) for controlling a light naphtha splitter column of gasoline hydrogenation process that is compatible with the Euro 4 standard. The study used real historical data in order to construct a model predicting the sulfur content in light Naphtha, and to develop a dynamic model by step test method. The models developed was validated with different set of real industrial data, and it was found that the model agreed well the data. The dynamic model developed was used to design MPC controller. The controller implemented can effectively control the light naphtha splitter column and the gasoline product still complies with euro IV regulation. We also compared the control performances under the same magnitude of disturbances of the controller after MPC implementation with the controller before MPC implementation. The results show that after MPC implementation, the control performances can be improved 32.1%. In addition, with MPC implementation, the operation was optimized and the energy consumed decreased as 4,587.3 kcal per ton of feed. The production cost related to energy consumption reduced as 2,809,674 Baht per year.

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

| | | | |
|---|---|---|---|
| Department: | Chemical Engineering | Student's Signature | ................................ |
| Field of Study: | Chemical Engineering | Advisor's Signature | ................................ |
| Academic Year: | 2013 | | |

**กิตติกรรมประกาศ**

ข้าพเจ้าขอกราบขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม ที่ได้ให้เกียรติเป็นอาจารย์ที่ปรึกษา ตลอดจนให้คำแนะนำและให้ข้อคิดเห็นต่าง ๆ ที่สำคัญแก่ข้าพเจ้าตลอดมา

ขอกราบขอบพระคุณ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.กษิดิศ หนูทอง อาจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประกร รามกุล ที่กรุณามาร่วมเป็นคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ และให้ข้อเสนอแนะอันเป็นประโยชน์สำหรับงานวิจัยนี้

สุดท้ายนี้ขอกราบขอบพระคุณบุพการีและครอบครัวที่ให้การสนับสนุนและเป็นกำลังใจตลอดมา

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

# สารบัญ

หน้า


บทคัดย่อภาษาไทย ..... ง

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ ..... จ

กิตติกรรมประกาศ ..... ฉ

สารบัญ ..... ช

สารบัญตาราง ..... ญ

สารบัญภาพ ..... ฏ

บทที่ 1 บทนำ ..... 1

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย ..... 1

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย ..... 2

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย ..... 2

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ ..... 2

บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง ..... 3

2.1 กระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU) ..... 3

2.1.1 ภาพรวมกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU) ..... 3

2.1.2 ถังพักสารป้อนเข้ากระบวนการผลิต (32D001) ..... 4

2.1.3 หน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่น (32R001) ..... 4

2.1.4 หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา (32C003) ..... 6

2.1.5 หน่วยการเกิดปฏิกิริยา Hydrodesulphurization (32R002) ..... 7

2.1.6 หอกลั่นแยกไฮโดรเจนซัลไฟซ์ (32C001) ..... 7

2.1.7 หอกลั่นแยกเบนซีน (32C002) ..... 8

2.1.8 ข้อจำกัดของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU) ..... 8

2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายกับกระบวนการผลิตจริง ..... 8

2.2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวกับการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่นำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม ..... 9

2.2.2 การพัฒนาตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่นำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม ..... 10

บทที่ 3 ตัวควบคุมกระบวนการที่ใช้ในงานวิจัย ..... 12

3.1 ตัวควบคุมแบบพีไอดี (PID Controller) ..... 12

หน้า

3.2 ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (Model Predictive Control) ........ 13
3.2.1 หลักการของการควบคุมเชิงทำนาย ........ 14
3.2.2 องค์ประกอบของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........ 15
3.2.3 รูปแบบของแบบจำลองสำหรับ Model Predictive Control ........ 16
3.2.4 ขั้นตอนในการควบคุมเชิงทำนาย ........ 17
3.3 Robust Multivariable Predictive Control Technology, RMPCT ........ 19
บทที่ 4 อุปกรณ์ และวิธีการดำเนินวิจัย ........ 21
4.1 อุปกรณ์สำคัญที่ใช้ในงานวิจัย ........ 21
4.2 วิธีการดำเนินวิจัย ........ 22
4.2.1 ศึกษากระบวนการผลิต และการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาเบา ........ 24
4.2.2 ออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่น ........ 24
4.2.3 ตรวจสอบอุปกรณ์เครื่องมือวัดของตัวแปควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนทุกตัว ที่อยู่ในแบบจำลอง ........ 25
4.2.4 การติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........ 30
บทที่ 5 การสร้างแบบจำลองของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........ 33
5.1 การออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........ 33
5.2 การทดสอบแบบสเต็ปของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา (Plant Step Test) ........ 38
5.3 การสร้างแบบจำลอง โดยใช้ข้อมูลจากการทดสอบแบบสเต็ป ........ 48
บทที่ 6 การทดสอบแบบจำลองของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........ 56
6.1 ทดสอบเสถียรภาพของระบบ (System Stability) ........ 56
6.2 ทดสอบความสามารถควบคุมได้ (Controllability) ........ 58
6.3 ทดสอบความสังเกตได้ (Observability) ........ 59
6.4 ทดสอบแบบจำลองโดยการทำ off-line simulation ด้วยโปรแกรม Profit Controller R320 ........ 61
บทที่ 7 ผลการทดลอง การวิเคราะห์และสรุปผลการวิจัย ........ 71
7.1 ผลการสร้างแบบจำลองควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........ 71
7.2 ผลการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........ 72
7.2.1 การตรวจสอบคุณภาพของแบบจำลองที่สร้างขึ้น ........ 73

หน้า

7.2.2 ตรวจสอบตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........ 78
7.2.3 เปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมระหว่างตัวควบคุมแบบพีไอดีกับตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........ 86
7.3 สรุปผลการวิจัย ........ 93
7.4 ข้อเสนอแนะแนวทางการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........ 93
รายการอ้างอิง ........ 94
ภาคผนวก ก ........ 96
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์ ........ 102

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

# สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2.1 แสดงข้อจำกัดของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น ........ 8
ตารางที่ 4.1 แสดงตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับกระบวนการของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ..... 24
ตารางที่ 5.1 แสดงทิศทางความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน ของแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........ 37
ตารางที่ 5.2 แสดงเงื่อนไขการทดสอบแบบสเต็ปที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........ 40
ตารางที่ 6.1 แสดงค่าเจาะจง ($\lambda_i$) ค่าเจาะจงคูณกับเวลาสุ่ม ($\lambda_i \times h$) และค่า $e^{\lambda_i \times h}$ ........ 58
ตารางที่ 6.2 แสดงค่าตัวแปรควบคุมทุกตัวของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น รวมถึงขอบเขตล่างและขอบเขตบนของตัวแปรควบคุมทุกตัว ........ 62
ตารางที่ 6.3 แสดงค่าตัวแปรปรับทุกตัวของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น รวมถึงขอบเขตล่าง และขอบเขตบนของตัวแปรปรับทุกตัว ........ 63
ตารางที่ 6.4 แสดงค่าตัวแปรรบกวนที่ 1 และค่าตัวแปรรบกวนที่ 2 ของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น ........ 63
ตารางที่ 6.5 แสดงการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ........ 65
ตารางที่ 6.6 แสดงการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ลดลง 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ........ 67
ตารางที่ 6.7 แสดงค่าตัวแปรควบคุมทุกตัวของผลการจำลองยังคงอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนด เมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบเพิ่มขึ้นและลดลงครั้งละ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ....... 70
ตารางที่ 6.8 แสดงค่าตัวแปรปรับทุกตัวของผลการจำลองยังคงอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนด เมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบเพิ่มขึ้นและลดลงครั้งละ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง........ 70
ตารางที่ 7.1 แสดงค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองกระบวนการอันดับหนึ่ง ........ 72
ตารางที่ 7.2 แสดงค่าเฉลี่ยของตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุมทุกตัว และแสดงค่าขอบเขตล่าง และขอบเขตบนของตัวแปรทุกตัวเมื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........ 79
ตารางที่ 7.3 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรรบกวนที่ 1 คือสารป้อนเข้าหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง........ 87
ตารางที่ 7.4 แสดงการเปรียบเทียบค่าสมการวัตถุประสงค์ของการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง........ 92

ตารางที่ ก.1 แสดงการเปรียบเทียบค่าของตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนที่สภาวะคงตัวในช่วงก่อนและหลังการติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ............................. 97
ตารางที่ ก.2 แสดงค่าของสมการวัตถุประสงค์ทุกๆ 4 ชั่วโมง ในช่วงก่อนและหลังการติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง...................................................................................................... 98

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

# สารบัญภาพ

หน้า
รูปที่ 2.1 แสดง Block Flow Diagram ของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU) ......... 3
รูปที่ 2.2 แสดงตัวอย่างปฏิกิริยา Hydrogenation of di-olefins ........................................ 5
รูปที่ 2.3 แสดงตัวอย่างปฏิกิริยา Isomerization of olefins ............................................ 5
รูปที่ 3.1 แสดงการเปรียบเทียบการควบคุมแบบ SISO กับแบบ MIMO [11] ........................ 14
รูปที่ 3.2 แผนผังการควบคุมกระบวนการของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง [12].................... 15
รูปที่ 3.3 แสดงแนววิถีอ้างอิง (Reference Trajectory Specification) [11] ........................ 15
รูปที่ 3.4 แสดงการชดเชยค่าผิดพลาดของตัวแปรควบคุมระหว่างค่าที่วัดได้ จากกระบวนการผลิตจริงกับค่าที่คำนวณได้จากแบบจำลอง [11] ........................................ 19
รูปที่ 3.5 แสดงการทำงานของตัวควบคุม RMPCT โดยปรับค่าตัวแปรปรับให้น้อยที่สุด เพื่อให้ได้ค่าตัวแปรควบคุมที่ตามต้องการ [11] ........................................ 20
รูปที่ 4.1 แสดงการเชื่อมต่อระหว่างระบบควบคุมด้วย APC กับระบบควบคุมด้วย DCS ............... 22
รูปที่ 4.2 แสดงแผนผังวิธีการดำเนินวิจัย ........................................ 23
รูปที่ 4.3 แสดงค่าซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาที่ได้จาก analyzer ( AI3200601)............................ 26
รูปที่ 4.4 (a-h) แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบากับตัวแปรต่างๆ ........ 27
รูปที่ 4.5 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (AI3200601) กับ ปริมาณซัลเฟอร์ที่ได้จากสมการทำนายจากอุณหภูมิที่ชั้นที่ 45 ของหอกลั่น (TI3200503) .................... 28
รูปที่ 5.1 (a-b) แสดงระบบการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ........................................ 36
รูปที่ 5.2 แสดงตัวอย่างการทดสอบแบบสเต็ประหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่น (MV1) กับอัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น (CV2)39
รูปที่ 5.3 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV1เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV141
รูปที่ 5.4 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV2 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1 ........................................ 41
รูปที่ 5.5 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV3 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1 ........................................ 42
รูปที่ 5.6 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV4 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1 ........................................ 42
รูปที่ 5.7 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV5 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1 ........................................ 43

รูปที่ 5.8 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV6 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1 ..... 43
รูปที่ 5.9 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV3 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV2 ..... 44
รูปที่ 5.10 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV4 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV2 ..... 44
รูปที่ 5.11 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV3 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3 ..... 45
รูปที่ 5.12 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV4 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3 ..... 45
รูปที่ 5.13 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV7 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3 ..... 46
รูปที่ 5.14 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV8 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3 ..... 46
รูปที่ 5.15 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV2 ..... 47
รูปที่ 5.16 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV7 ..... 47
รูปที่ 5.17 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV6 ..... 48
รูปที่ 5.18 แสดงกราฟการตอบสนองของกระบวนการ ..... 49
รูปที่ 6.1 แสดงค่าของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับของแบบจำลอง โดยแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้ที่สภาวะเริ่มต้น เมื่อไม่มีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบ ..... 64
รูปที่ 6.2 แสดงแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เมื่อมีการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ..... 66
รูปที่ 6.3 แสดงแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เมื่อมีการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ลดลง 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ..... 68
รูปที่ 6.4 แสดงแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เมื่อมีการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้นและลดลงครั้งละ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ..... 69
รูปที่ 7.1 แสดงความแตกต่างระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับตัวควบคุมแบบพีไอดี ..... 73
รูปที่ 7.2 แสดงการเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลั่นที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง ..... 74

รูปที่ 7.3 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง ................................ 75
รูปที่ 7.4 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง ................................ 75
รูปที่ 7.5 แสดงการเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิที่หอกลั่นชั้น 14 ที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง ................................ 76
รูปที่ 7.6 แสดงการเปรียบเทียบระดับแนพทาตัวเบาที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จาก อุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง................................ 76
รูปที่ 7.7 แสดงการเปรียบเทียบระดับแนพทาตัวหนักที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง................................ 77
รูปที่ 7.8 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนสารป้อนกลับต่อสารป้อนเข้าที่หอกลั่นที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง................................ 77
รูปที่ 7.9 แสดงการเปรียบเทียบระดับของเหลวที่ยอดหอกลั่นที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง ................................ 78
รูปที่ 7.10 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรปรับที่ 1 คือปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ................................ 80
รูปที่ 7.11 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรปรับที่ 2 คือปริมาณไอน้ำที่ใช้ให้ความร้อนกับหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ................................ 80
รูปที่ 7.12 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรปรับที่ 3 คือปริมาณสารป้อนกลับเข้าหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง................................ 81
รูปที่ 7.13 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 1 คือปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ................................ 81
รูปที่ 7.14 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 2 คืออัตราส่วนแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ................................ 82
รูปที่ 7.15 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 3 คืออุณหภูมิที่ก้นหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ................................ 82
รูปที่ 7.16 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 4 คืออุณหภูมิในหอกลั่นชั้นที่ 14 ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง................................ 83
รูปที่ 7.17 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 5 คือระดับของแนพทาตัวเบาในหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ................................ 83

รูปที่ 7.18 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 6 คือระดับของแนพทาตัวหนักในหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........................................ 84
รูปที่ 7.19 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 7 คืออัตราส่วนสารป้อนกลับต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ............................ 84
รูปที่ 7.20 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 8 คือระดับของเหลวที่ยอดหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง.......................................................... 85
รูปที่ 7.21 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรรบกวนที่ 1 คือสารป้อนเข้าหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........................................ 85
รูปที่ 7.22 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรรบกวนที่ 2 คือปริมาณแนพทาตัวหนักที่ดึงออกจากหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง .................................. 86
รูปที่ 7.23 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนปริมาณไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาต่อปริมาณสารป้อนเข้าในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ............................ 88
รูปที่ 7.24 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนปริมาณไอน้ำทั้งหมดที่ถูกใช้ในกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นต่อปริมาณสารป้อนเข้าในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุม เชิงทำนายแบบจำลอง ........................................................................................ 88
รูปที่ 7.25 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง.................................................................................. 89
รูปที่ 7.26 แสดงการเปรียบเทียบค่าออกเทนนัมเบอร์ของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ........................................................................ 89
รูปที่ 7.27 แสดงการเปรียบเทียบค่าเบนซีนในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ...................................................................................... 90
รูปที่ 7.28 แสดงการเปรียบเทียบค่า Diene Value ในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง.................................................................................. 90
รูปที่ 7.29 แสดงการเปรียบเทียบค่าการระเหยในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ...................................................................................... 91

# บทที่ 1
# บทนำ

บทนี้จะกล่าวถึงความเป็นมาและความสำคัญในการทำงานวิจัย วัตถุประสงค์ของงานวิจัย ขอบเขตของงานวิจัย ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย และประโยชน์ที่ได้รับจากงานวิจัย

## 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของงานวิจัย

ปัจจุบันกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมี ได้มีการพัฒนาและปรับปรุงระบบการควบคุมกระบวนการผลิตอย่างต่อเนื่อง ทั้งนี้เพื่อเพิ่มความสามารถในการแข่งขัน โดยการลดต้นทุนพลังงาน เพิ่มประสิทธิภาพการใช้ทรัพยากรที่มีอยู่อย่างจำกัด และตระหนักถึงความสำคัญของปัญหาสิ่งแวดล้อม

บริษัทที่ดำเนินธุรกิจปิโตรเคมีและการกลั่นทุกบริษัทให้ความสำคัญกับการพัฒนา และปรับปรุงกระบวนการผลิตอย่างต่อเนื่อง เพื่อเพิ่มความสามารถในการแข่งขัน ดังตัวอย่างเช่น หน่วยการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (Gasoline Hydrogenation Unit, GHU) ถูกปรับปรุงระบบควบคุมกระบวนการผลิต จากการควบคุมแบบสัดส่วนปริพันธ์อนุพันธ์ หรือ พีไอดี (Proportional Integral Derivative, PID) เป็นการควบคุมโดยใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (Model Predictive Control, MPC) และในปี 2555 เพื่อให้ผลิตแก๊สโซลีนเป็นไปตามข้อกำหนดของกฎหมายไทย หน่วยผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นจึงถูกปรับปรุงกระบวนการผลิตเพื่อกำจัดสารประกอบซัลเฟอร์ในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนให้มีค่าน้อยกว่า 50 ppm โดยปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนน้อยกว่า 50 ppm นั้นเป็นไปตามมาตรฐานน้ำมันยูโร 4 ซึ่งการปรับปรุงกระบวนการผลิตครั้งนี้ต้องเพิ่มหน่วยกำจัดซัลเฟอร์ในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน เพิ่มหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา และเพิ่มหอกลั่นแยกสารเบนซีนออกจากผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน จึงทำให้ระบบการควบคุมโดยใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่มีอยู่เดิมไม่สามารถควบคุมกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นได้

งานวิจัยนี้จึงสร้าง และติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หน่วยผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น โดยเลือกสร้างและติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาเป็นลำดับแรก เนื่องจากปริมาณไอน้ำที่ถูกใช้ที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบามีปริมาณมากที่สุด โดยแบบจำลอง และตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่สร้างขึ้นต้องสามารถอธิบายพฤติกรรม และควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้ และผู้วิจัยจะทำการเปรียบเทียบสมรรถนะการควบคุมกระบวนการผลิตระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับตัวควบคุมแบบพีไอดี โดยการเปรียบเทียบนั้นกระบวนการผลิตต้องอยู่ในสภาวะที่มีขนาดของตัวแปรรบกวนใกล้เคียงกัน

### 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1. ออกแบบและประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาสำหรับกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นที่รองรับมาตรฐานน้ำมันยูโร 4
2. เปรียบเทียบสมรรถนะการควบคุมกระบวนการผลิตที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาก่อนและหลังการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

### 1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1. ออกแบบและติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา
2. ควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาโดยใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่สร้างขึ้น
3. เปรียบเทียบสมรรถนะการควบคุมกระบวนการผลิตที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับตัวควบคุมแบบพีไอดี โดยการเปรียบเทียบนั้นกระบวนการผลิตต้องอยู่ในสภาวะที่มีขนาดของตัวแปรรบกวนใกล้เคียงกัน คือปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาต้องมีค่าใกล้เคียงกัน
4. เปรียบเทียบ และคำนวณต้นทุนการใช้ไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

### 1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. สามารถควบคุมกระบวนการผลิตที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้อย่างมีประสิทธิภาพด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง
2. เพิ่มความสามารถในการแข่งขัน ลดต้นทุนไอน้ำ และเพิ่มประสิทธิภาพการใช้ทรัพยากรของหน่วยผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

# บทที่ 2
# ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

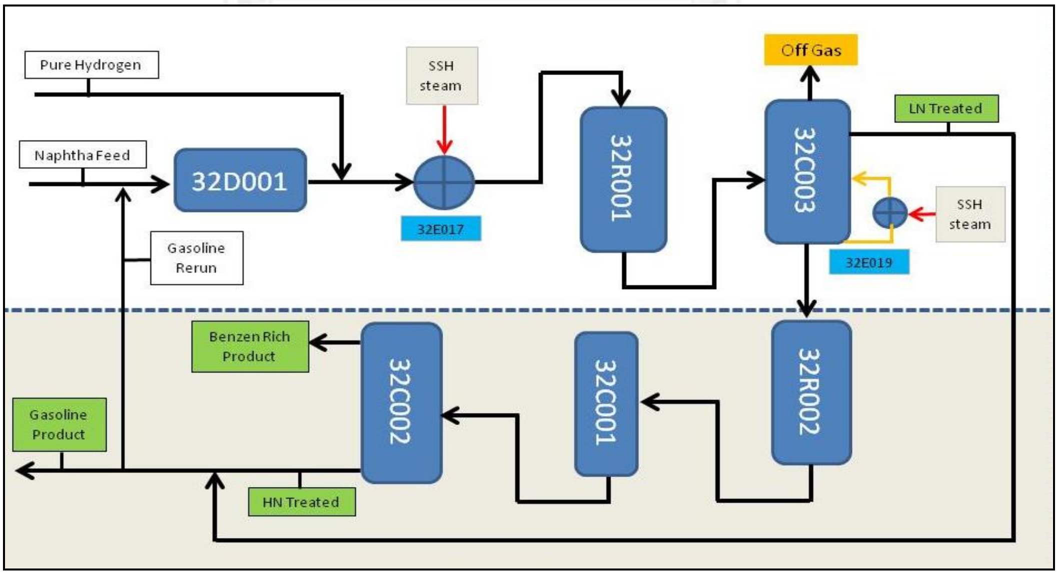
บทนี้จะกล่าวถึงกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU) และงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายกับกระบวนการผลิตจริง

## 2.1 กระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU)

ในหัวข้อนี้จะกล่าวถึงภาพรวมกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU) โดยจะเน้นในรายละเอียดของกระบวนการผลิตที่อยู่ในขอบเขตของงานวิจัยซึ่งได้แก่ หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา (32C003)

### 2.1.1 ภาพรวมกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU)

กระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU) มีวัตถุประสงค์หลักคือ ลดปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ และลดปริมาณสารเบนซีนที่อยู่ในน้ำมันแก๊สโซลีน เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์น้ำมันแก๊สโซลีนผ่านมาตรฐานน้ำมันยูโร 4 โดย Block Flow Diagram ของกระบวนการผลิตสามารถแสดงดังรูปที่ 2.1




รูปที่ 2.1 แสดง Block Flow Diagram ของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU)

จากรูปที่ 2.1 น้ำมันแก๊สโซลีนที่เกิดจากปฏิกิริยาการแตกตัวด้วยแคสตาลิสต์ของน้ำมันหนักถูกส่งมาที่ถังพัก (32D001) เพื่อส่งป้อนต่อเข้าที่หน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่น (32R001) เกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่นเปลี่ยนพันธะคู่ 2 คู่ (di-olefins) ให้เหลือพันธะคู่เพียง 1 คู่ (olefins) และเปลี่ยนสารประกอบซัลเฟอร์ให้มีขนาดโมเลกุลใหญ่ขึ้น จากนั้นส่งไปยังหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา (32C003) เพื่อแยกแนพทาตัวเบาออก (Light Naphtha) และส่งแนพทาตัวหนัก (Heavy Naphtha) ไปที่หน่วยการเกิดปฏิกิริยาที่ 2 (32R002) เกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่นเพื่อกำจัดสารประกอบซัลเฟอร์ จากนั้นส่งไปยังหอกลั่นแยกสารไฮโดรเจนซัลไฟซ์ (32C001) เพื่อแยกไฮโดรเจนซัลไฟซ์ออกจากแนพทาตัวหนัก และแนพทาตัวหนักถูกส่งต่อไปยังหอกลั่นแยกสาร เบนซีนออกจากแนพทาตัวหนัก (32C002) จากนั้นนำแนพทาตัวเบามาผสมรวมกับแนพทาตัวหนักแล้วส่งต่อไปผสมเพื่อขายเป็นน้ำมันแก๊สโซลีนเกรดต่างๆ

### 2.1.2 ถังพักสารป้อนเข้ากระบวนการผลิต (32D001)

ถังพักสารป้อนเข้ากระบวนการผลิต (32D001) มีหน้าที่สำรองน้ำมันแก๊สโซลีนเพื่อเป็นสารป้อนเข้าในกระบวนการผลิต โดยมีจุดประสงค์เพื่อลดผลกระทบจากการรบกวนของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของน้ำมันแก๊สโซลีนไปยังหน่วยผลิตถัดไป ถังพักนี้รับน้ำมันแก๊สโซลีนที่เกิดจากปฏิกิริยาการแตกตัวด้วยแคสตาลิสต์ของน้ำมันหนักจากหน่วยผลิตต้นทางแล้วส่งน้ำมันแก๊สโซลีนดังกล่าวเข้าหน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่น (32R001) ด้วยปั๊ม โดยมีการควบคุมอัตราการไหลของน้ำมันแก๊สโซลีนแบบเข้มงวดเพื่อลดผลกระทบจากการรบกวนของการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหล และควบคุมระดับน้ำมันในถังพัก (32D001) แบบเฉลี่ย [1]

### 2.1.3 หน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่น (32R001)

หน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่น (32R001) มีหน้าที่เปลี่ยนพันธะคู่ 2 คู่ (di-olefins) ให้เหลือพันธะคู่เพียง 1 คู่ (olefins) เพื่อให้ผลิตภัณฑ์น้ำมันแก๊สโซลีนมีความเสถียรมากขึ้น และหลีกเลี่ยงการเกิดปฏิกิริยาคายความร้อนที่มากเกินไปในหน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่นเพื่อกำจัดสารประกอบซัลเฟอร์ที่หน่วยผลิตถัดไป และยังมีหน้าที่เปลี่ยนสารประกอบซัลเฟอร์ให้มีขนาดโมเลกุลใหญ่ขึ้น โดยปฏิกิริยาทั้งหมดเกิดในสถานะของเหลวที่อุณหภูมิ 140-180 องศาเซลเซียส ความดัน 26 bar และมีการป้อนไฮโดรเจนให้เพียงพอต่อการปฏิกริยาโดยการควบคุมปริมาณไฮโดรเจนต่อสารป้อนเข้า โดยมีปฏิกิริยาที่สำคัญดังนี้

- ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่นของไดโอเลฟิน (Hydrogenation of di-olefins) เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนโดยตัวอย่างปฏิกิริยาแสดงดังรูปที่ 2.2

$$CH_3-CH=CH-CH=CH-CH_2-CH_3 \quad + \quad H_2 \quad \rightarrow$$

2-4 Heptadiene

$$CH_3-CH=CH-CH_2-CH_2-CH_2-CH_3$$

2 Heptene (Cis and Trans)

รูปที่ 2.2 แสดงตัวอย่างปฏิกิริยา Hydrogenation of di-olefins

- ปฏิกิริยาไอโซเมอไรเซชั่นของโอเลฟิน (Isomerization of olefins) ปฏิกิริยานี้เพิ่มค่าออกเทนนัมเบอร์ให้กับน้ำมันแก๊สโซลีน โดยเกิดที่อุณหภูมิต่ำกว่า 200 องศาเซลเซียส ตัวอย่างปฏิกิริยา Isomerization of olefins แสดงดังรูปที่ 2.3

$$CH_2=CH-CH_2-CH_2-CH_2-CH_3 \rightarrow CH_3-CH=CH-CH_2-CH_2-CH_3$$

1- Hexene 2-Hexene

รูปที่ 2.3 แสดงตัวอย่างปฏิกิริยา Isomerization of olefins

- ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่นของโอเลฟิน (Hydrogenation of olefins) เป็นปฏิกิริยาที่ไม่อยากให้เกิดขึ้น เพราะปฏิกิริยานี้ทำให้ค่าออกเทนนัมเบอร์ของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนลดลง โดยปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่นของไดโอเลฟินเกิดขึ้นได้เร็วกว่าปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่นของโอเลฟิน

$$CH_2=CH-CH_2-CH_2-CH_2-CH_3+H_2 \rightarrow CH_3-CH-CH-CH_2-CH_2-CH_3$$

Hexene Hexane

รูปที่ 2.4 แสดงตัวอย่างปฏิกิริยา Hydrogenation of olefins

- ปฏิกิริยาเปลี่ยนสารประกอบซัลเฟอร์ให้มีขนาดโมเลกุลใหญ่ขึ้น (Sulfur reaction) ในน้ำมันแก๊สโซลีนที่เกิดจากปฏิกิริยาการแตกตัวด้วยแคสตาลิสต์ของน้ำมันหนักจะมีองค์ประกอบของสารประกอบซัลเฟอร์ตัวเบา เช่น เมอร์แคปแทน (Mercaptans, RSH) สารประกอบซัลเฟอร์ตัวเบาจะถูกเปลี่ยนให้เป็นสารประกอบซัลเฟอร์ให้มีขนาดโมเลกุลใหญ่

ขึ้น โดยตัวอย่างปฏิกิริยา conversion of Light Mercaptans to Heavier Sulfides แสดงดังรูปที่ 2.5 และตัวอย่างปฏิกิริยา conversion of $H_2S$ to Heavier Mercaptans แสดงดังรูปที่ 2.6

$$RSH \quad + \quad R'(C_5 \; to \; C_7 olefin) \quad \leftrightarrow \quad RSR'$$

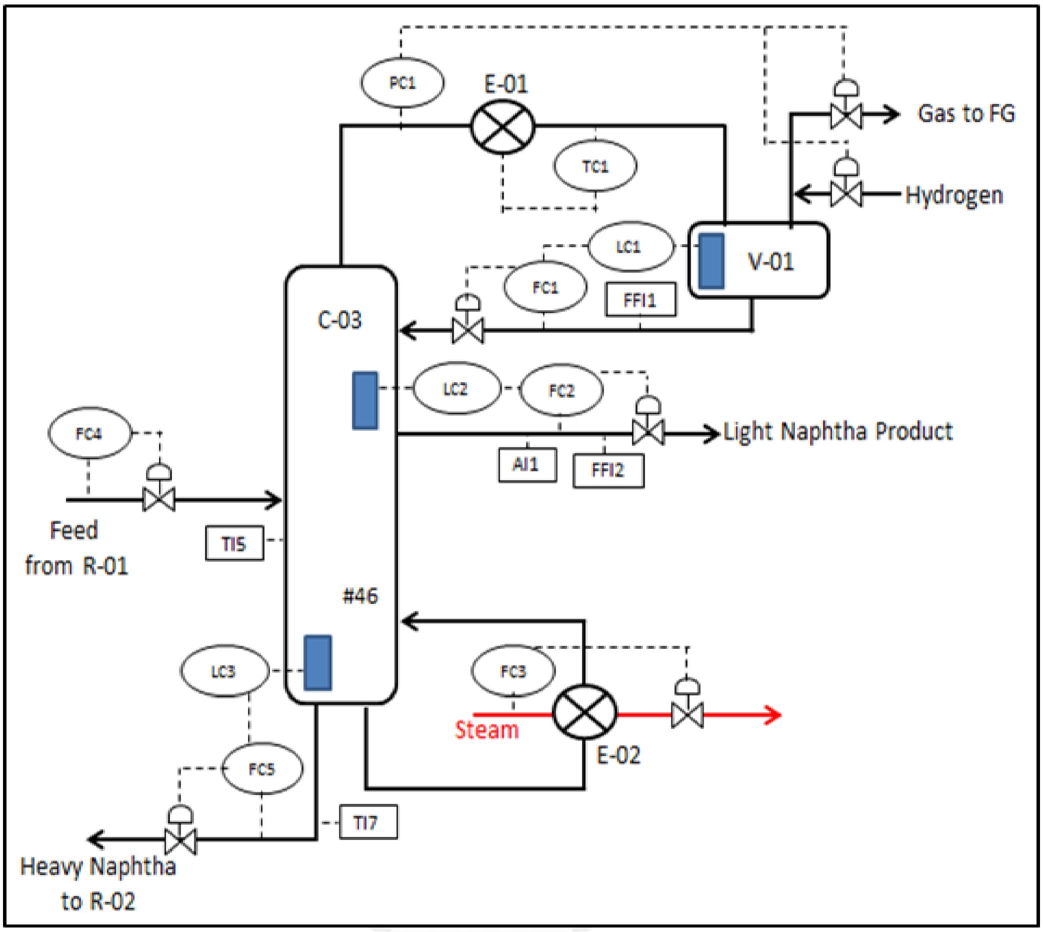
รูปที่ 2.5 แสดงตัวอย่างปฏิกิริยา conversion of Light Mercaptans to Heavier Sulfides

$$H_2S \quad + \quad R'(C_5 \; to \; C_7 olefin) \quad \leftrightarrow \quad R'SH$$

รูปที่ 2.6 แสดงตัวอย่างปฏิกิริยา conversion of $H_2S$ to Heavier Mercaptans

**2.1.4 หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา (32C003)**

หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบารับน้ำมันแก๊สโซลีนที่ผ่านหน่วยการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชั่น (32R001) โดยมีหน้าที่แยกน้ำมันแก๊สโซลีนออกเป็นสองส่วนได้แก่ แนพทาตัวเบา (Light Naphtha) และแนพทาตัวหนัก (Heavy Naphtha) โดยแนพทาตัวเบามีปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์น้อยและมีปริมาณโอเลฟินสูง จึงไม่จำเป็นต้องเข้าหน่วยการเกิดปฏิกิริยา Hydrodesulphurization เพื่อกำจัดสารประกอบซัลเฟอร์ ดังนั้นแนพทาตัวเบาจึงถูกแยกออกจากแนพทาตัวหนักก่อน โดยมีไอน้ำเป็นตัวให้ความร้อนผ่านทางเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน แก๊สเบาและไอของแนพทาเบาจะลอยขึ้นด้านบนของหอกลั่น และถูกควบแน่นกลายเป็นของเหลวที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และถูกสะสมในถังเก็บที่ยอดหอ แก๊สเบาที่ไม่สามารถควบแน่นถูกส่งไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในโรงกลั่น แนพทาตัวเบาถูกแยกออกจากน้ำ และส่งแนพทาตัวเบาทั้งหมดเป็นสารป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ ส่วนน้ำถูกส่งไปบำบัด โดยผลิตภัณฑ์แนพทาตัวเบาถูกแยกออกที่ชั้นที่ 7 ของหอกลั่น โดยมีเครื่องวิเคราะห์หาปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบา (online analyzer) เพื่อควบคุมปริมาณซัลเฟอร์ไม่ให้เกิน 20 ppm ส่วนแนพทาหนักถูกแยกออกที่ด้านล่างของหอกลั่น เพื่อส่งไปกำจัดซัลเฟอร์ที่หน่วยผลิตถัดไป และสามารถแสดงการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาดังรูปที่ 2.7




รูปที่ 2.7 แสดงการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

### 2.1.5 หน่วยการเกิดปฏิกิริยา Hydrodesulphurization (32R002)

หน่วยการเกิดปฏิกิริยา Hydrodesulphurization มีหน้าที่กำจัดสารประกอบซัลเฟอร์ที่อยู่ในแนพทาตัวหนัก โดยการเปลี่ยนสารประกอบซัลเฟอร์ที่อยู่ในแนพทาตัวหนักให้อยู่ในรูปของไฮโดรเจนซัลไฟซ์ ($H_2S$) และไฮโดรเจนซัลไฟซ์จะถูกแยกออกจากแนพทาตัวหนักที่หอกลั่นแยกไฮโดรเจนซัลไฟซ์

### 2.1.6 หอกลั่นแยกไฮโดรเจนซัลไฟซ์ (32C001)

หอกลั่นแยกไฮโดรเจนซัลไฟซ์ มีหน้าที่แยกสารไฮโดรเจนซัลไฟซ์ที่เกิดจากการทำปฏิกิริยาออกจากแนพทาตัวหนัก โดยไฮโดรเจนซัลไฟซ์จะถูกแยกที่ด้านบนของหอกลั่น และถูกส่งไปเปลี่ยนรูปให้อยู่ในรูปของซัลเฟอร์เหลว ส่วนแนพทาหนักถูกแยกออกที่ก้นหอ และถูกส่งไปที่หอกลั่นแยกเบนซีน

### 2.1.7 หอกลั่นแยกเบนซีน (32C002)

หอกลั่นแยกเบนซีนมีหน้าที่แยกเบนซีนออกจากแนพทาหนักเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์น้ำมันแก๊สโซลีนผ่านตามมาตรฐานน้ำมันยูโร 4 โดยเบนซีนจะถูกแยกออกที่ด้านบนของหอกลั่น และถูกส่งไปที่หน่วยผลิตเบนซีน โทลูอีน ไซลีน (BTX Unit) ส่วนแนพทาหนักถูกแยกออกที่ก้นหอแล้วส่งไปรวมกับแนพทาตัวเบา เพื่อนำไปผสมกับน้ำมันชนิดอื่นๆ ในโรงกลั่น เพื่อให้ผลิตภัณฑ์น้ำมันแก๊สโซลีนผ่านตามข้อกำหนดของกฎหมาย และส่งขายเป็นน้ำมันแก๊สโซลีนเกรดต่างๆ

### 2.1.8 ข้อจำกัดของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น (GHU)

กระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นถูกออกแบบภายใต้ข้อจำกัด (constraint) สามารถแสดงดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 แสดงข้อจำกัดของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น

| ตัวแปร | หน่วย | ข้อจำกัด |
|---|---|---|
| ปริมาณสารป้อนเข้าสูงสุด | Ton/hr. | 38.0 |
| ปริมาณสารป้อนเข้าต่ำสุด | Ton/hr. | 30.0 |
| ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในสารป้อนเข้าสูงสุด | ppm | 200 |
| ปริมาณเบนซีนในสารป้อนเข้าสูงสุด | wt.% | 2.5 |
| ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนสูงสุด | ppm | 15 |
| ปริมาณเบนซีนในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนสูงสุด | Vol. % | 1.0 |
| การสูญเสียค่าออกเทนนัมเบอร์ระหว่างสารป้อนเข้ากับผลิตภัณฑ์ | - | น้อยกว่า 2.4 |
| การระเหย (RVP) ของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนสูงสุด | Psia | 9.3 |

## 2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายกับกระบวนการผลิตจริง

ในส่วนของการทบทวนงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายกับกระบวนการผลิตจริงจะถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วน ได้แก่

1. งานวิจัยที่เกี่ยวกับการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่นำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม
2. การพัฒนาตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่นำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม

### 2.2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวกับการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่นำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม

Berna Haktanir, Merve Aygun and Dila Gokce Kuzu [2] ได้ประยุกต์ใช้การควบคุมแบบ Model Predictive Control (MPC) ที่หน่วยกำจัดสารประกอบซัลเฟอร์ในน้ำมันแก๊สโซลีนที่โรงกลั่น Izmit ในประเทศตุรกี โดยมีจุดประสงค์ของการควบคุม คือสามารถควบคุมสารประกอบซัลเฟอร์ในน้ำมันแก๊สโซลีนได้อย่างแม่นยำ และลดการสูญเสียค่าออกเทนนัมเบอร์ในผลิตภัณฑ์น้ำมันแก๊สโซลีน โดยแบบจำลองได้จากการทดสอบแบบสเต็ปที่กระบวนการผลิตจริง และแบบจำลองถูกสร้างและควบคุมด้วยเทคโนโลยี Shell Multivariable Optimization Controller (SMOCPro)

R.M. Ansari and M.O Tade [3] ได้ประยุกต์ใช้การควบคุมแบบจำลองเจนเนริก (Generic Model Control, GMC) ที่หอกลั่นแยกบิวเทน (debutanizer distillation column) โดยมีจุดประสงค์ของการควบคุม คือควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้เป็นไปตามข้อกำหนด และมีการหาความสัมพันธ์ของอุณหภูมิ ความดัน เพื่อทำนายคุณภาพของผลิตภัณฑ์ (inferential model) มาประยุกต์ใช้ร่วมด้วย ซึ่งเมื่อนำผลการควบคุมมาเปรียบเทียบกับการควบคุมแบบพีไอดี (Proportional Integral Derivative, PID) สรุปได้ว่าการควบคุมแบบ GMC สามารถควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้เป็นไปตามข้อกำหนดได้ดีกว่า

Morten Hovd, Rune Michaelsen and Tomas Montin [4] ได้ประยุกต์ใช้การควบคุมแบบไดนามิกเมตริกซ์ (Dynamic Matric Control, DMC) ที่หอกลั่นสุญญากาศ (vacuum distillation column) ของโรงกลั่น Nynashamnโดยมีจุดประสงค์ของการควบคุม คือเพิ่มกำลังการผลิต เพิ่มผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ และลดการใช้พลังงาน ซึ่งเมื่อนำผลการควบคุมมาเปรียบเทียบกับการควบคุมแบบแมนอล (manual) สรุปได้ว่าสามารถควบคุมกระบวนการผลิตหอกลั่นสุญญากาศ และลด standard deviation โดยการควบคุมแบบ D-MPC จึงทำให้สามารถเพิ่มกำลังการผลิต เพิ่มผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ และลดการใช้พลังงาน รวมไปถึงสามารถควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้เป็นไปตามข้อกำหนดได้ดีกว่า

C.R. Porfirio, E. Almeida Neto and D. Odloak [5] ได้ประยุกต์ใช้การควบคุมแบบมัลติโมเดล (Muti-Model Predictive Control, MMPC) ที่หอกลั่นแยกโพรแพน (depropanizer distillation column) ของโรงกลั่น Cubatao ในประเทศบราซิล โดยมีจุดประสงค์ของการควบคุม คือเปรียบเทียบสมรรถนะของการควบคุมแบบ MMPC ที่มีสมการเส้นตรง 6 สมการแตกต่างกันตามช่วงของการควบคุมการผลิต กับการควบคุมแบบ MPC ดั้งเดิมซึ่งมีสมการเส้นตรงเพียงสมการเดียว สรุปได้ว่าการควบคุมแบบ MMPC สามารถควบคุมหอกลั่นแยกโพรแพน (depropanizer column) ได้ดีกว่า แต่ข้อเสียของการควบคุมแบบ MMPC คือใช้เวลาในการคำนวณที่มากกว่า

Mihaela Iancu, Mircea V. Cristea and Paul Serban Agachi [6, 7] ได้ประยุกต์ใช้การควบคุมแบบ Model Predictive Control (MPC) ที่หอกลั่น mainfractionator column ในหน่วย

ผลิต Fluid Catalytic Cracking (FCC) ของโรงกลั่นในประเทศโรมาเนีย โดยมีจุดประสงค์ของการควบคุม คือการควบคุมหอกลั่น mainfractionator column ให้มีเสถียรภาพ และลดค่าใช้จ่ายในการควบคุมกระบวนการผลิต โดยการใช้พลังงานให้คุ้มค่าที่สุด (heat integration) ซึ่งเมื่อนำผลการควบคุมมาเปรียบเทียบกับการควบคุมแบบพีไอดี (Proportional Integral Derivative, PID) สรุปได้ว่าการควบคุมแบบ MPC สามารถควบคุมหอกลั่น mainfractionator column ให้มีเสถียรภาพ และลดค่าใช้จ่ายในการควบคุมกระบวนการผลิตได้ดีกว่า และมากไปกว่านั้นเมื่อคุณภาพของวัตถุดิบที่เข้าหน่วย FCC เปลี่ยนไป การควบคุมโดย MPC ยังสามารถควบคุมหอmain fractionator column ให้มีเสถียรภาพได้ดีกว่าการควบคุมโดย PID จึงทำให้สามารถเพิ่มกำลังการผลิตของหน่วย FCC

C.R. Porfirio and D. Odloak [8] ได้ประยุกต์ใช้การควบคุมแบบ Model Predictive Control (MPC) ร่วมกับการทำออปติไมซ์บนพื้นฐาน quadratic program ที่หอกลั่นแยกโทลูอีน (toluene distillation column) ของโรงกลั่น Petrobras ในประเทศบราซิล โดยมีจุดประสงค์ของการควบคุม คือเพิ่มกำลังการผลิต เพิ่มผลิตภัณฑ์ที่ต้องการและลดการใช้พลังงาน โดยยังคงสามารถควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้เป็นไปตามข้อกำหนด

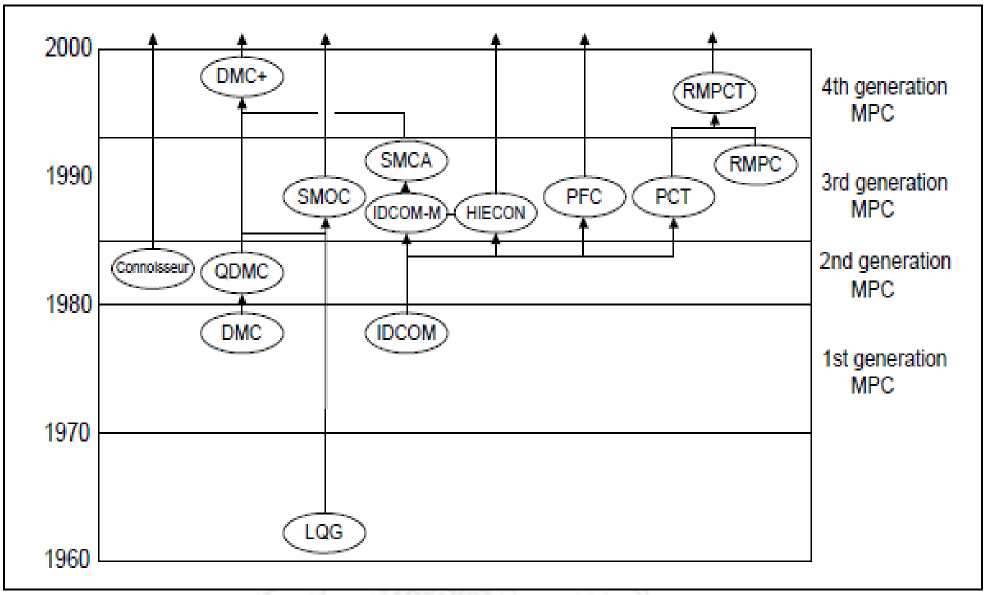
V. Yadav, P. Dube, H. Shah and S. Debnath [9] ได้ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองร่วมกับการทำออปติไมซ์ที่หน่วยกำจัดสารประกอบซัลเฟอร์ของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน (desulfurization of gasoline) ของโรงกลั่น Mathura refinery ในประเทศอินเดีย โดยมีจุดประสงค์ของการควบคุม คือควบคุมปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนให้ใกล้ข้อจำกัดมากที่สุด ควบคุมค่าออกเทนนัมเบอร์ให้ลดลงน้อยที่สุด และลดการใช้ไอน้ำที่หอกลั่นแยกแก๊สโซลีน โดยมีสองตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง เพื่อควบคุมหน่วยการเกิดปฏิกิริยาในการปรับปรุงผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนให้มีเสถียรภาพสูงขึ้น และหน่วยการเกิดปฏิกิริยากำจัดสารประกอบซัลเฟอร์

### 2.2.2 การพัฒนาตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่นำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม

S. Joe Qin and Thamas A. Badgwell [10] ได้เก็บข้อมูลการพัฒนาอัลกอลิธึมที่เป็นแบบเชิงเส้นของการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่ได้นำมาประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม โดยแสดงการพัฒนาอัลกอลิธึมที่เป็นแบบเชิงเส้นได้ดังรูปที่ 2.8 จากรูปจะเห็นได้ว่าตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (MPC) ที่ใช้ในอุตสาหกรรมถูกพัฒนาอย่างต่อเนื่องทั้งการควบรวมบริษัทต่างๆ เพื่อเสริมจุดเด่นในด้านเทคโนโลยีเข้าด้วยกัน รวมถึงง่ายต่อการทำการตลาดซึ่งในปัจจุบันมี 3 บริษัทที่มีส่วนแบ่งทางการตลาดสูงสุด คือ

1. DMC-plus เป็นเทคโนโลยีของบริษัท Aspen Technology

2. Robust Multivariable Predictive Control Technology (RMPCT) เป็นเทคโนโลยีของบริษัท Honeywell
3. Shell Multivariable Optimization Controller (SMOCPro) เป็นเทคโนโลยีของบริษัท Yokogawa ที่พัฒนาร่วมกับบริษัท Shell




รูปที่ 2.8 การพัฒนาอัลกอลิธึมที่เป็นแบบเชิงเส้น (Linear MPC Algorithms) [10]

ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (MPC) ที่ใช้ในอุตสาหกรรมได้ถูกพัฒนาอย่างต่อเนื่อง โดยมี DMC-plus ของบริษัท Aspen Technology และ RMPCT ของบริษัท Honeywell เป็นเทคโนโลยีล่าสุด (fourth generation) ซึ่งมีการพัฒนาฟังก์ชั่นที่สำคัญเพิ่มเติม ดังนี้

1. ออกแบบให้ง่ายสำหรับผู้ปฏิบัติงานในการเข้าถึงข้อมูลต่างๆ ของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง โดยสามารถเข้าผ่านทางวินโดว์เบส
2. มีหลายระดับในการทำออปติไมซ์ เพื่อให้การควบคุมเป็นไปตามวัตถุประสงค์
3. ง่ายสำหรับผู้ปฏิบัติงานในการเพิ่ม หรือปรับเปลี่ยนการทำออปติไมซ์ เพื่อให้การควบคุมเป็นไปตามวัตถุประสงค์
4. ตัวควบคุมมีเสถียรภาพ

# บทที่ 3
# ตัวควบคุมกระบวนการที่ใช้ในงานวิจัย

บทนี้จะนำเสนอความรู้พื้นฐานของตัวควบคุมแบบพีไอดี และตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองซึ่งตัวควบคุมทั้งสองชนิดเป็นตัวควบคุมสำคัญที่ถูกใช้ในอุตสาหกรรม และถูกใช้เพื่อการเปรียบเทียบในงานวิจัยนี้ และส่วนสุดท้ายจะนำเสนอความรู้พื้นฐานของ Robust Multivariable Predictive Control Technology, RMPCT

## 3.1 ตัวควบคุมแบบพีไอดี (PID Controller)

ตัวควบคุมแบบพีไอดี มีเป้าหมายเพื่อลดค่าความผิดพลาด (Error, e(t)) ให้เป็นศูนย์ โดยมีเอาท์พุทของตัวควบคุมไปสั่งปรับอุปกรณ์ควบคุมขั้นสุดท้าย เพื่อให้ค่าของตัวแปรควบคุมเท่ากับค่าเป้าหมาย ถูกแสดงดังสมการที่ 3.1

$$e(t) = R(t) - B(t) \tag{3.1}$$

เมื่อ e (t) คือ ค่าความผิดพลาดของการควบคุม (Error)

R (t) คือ ค่าเป้าหมาย (Set point)

B (t) คือ ค่าของตัวแปรควบคุม (Controlled Variable) ที่วัดได้

เอาท์พุทของตัวควบคุมถูกคำนวณมาจาก 3 ส่วน ประกอบด้วย สัดส่วนหรือพี (Proportional, P) ปริพันธ์หรือไอ (Integral, I) และอนุพันธ์หรือดี (Derivative, D) โดยเอาท์พุทของตัวควบคุมเป็นไปตามสมการต่อไปนี้

$$p(t) = p + K_c e(t) + \frac{1}{\tau_i}\int e(t)dt + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \tag{3.2}$$

เมื่อ p(t) คือ เอาท์พุทของตัวควบคุม

p คือ ค่าเบี่ยงเบน หรือค่าเอาท์พุทตัวควบคุมที่สถานะอยู่ตัว

$K_c$ คือ อัตราการขยายตัวควบคุม (Controller Gain)

$\tau_i$ คือ เวลาปริพันธ์ (Integral Time) หรือ เวลารีเซต (Reset Time)

$\tau_D$ คือ เวลาอนุพันธ์ (Derivative, Time)

ค่าอัตราการขยายตัวควบคุม ($K_c$) จะใช้เพื่อปรับค่าเอาท์พุทของตัวควบคุมให้เปลี่ยนแปลงตามต้องการ โดยจะนำไปคูณกับค่าความผิดพลาด (Error, e(t)) โดยทั่วไป $K_c$ จะไม่มีหน่วย

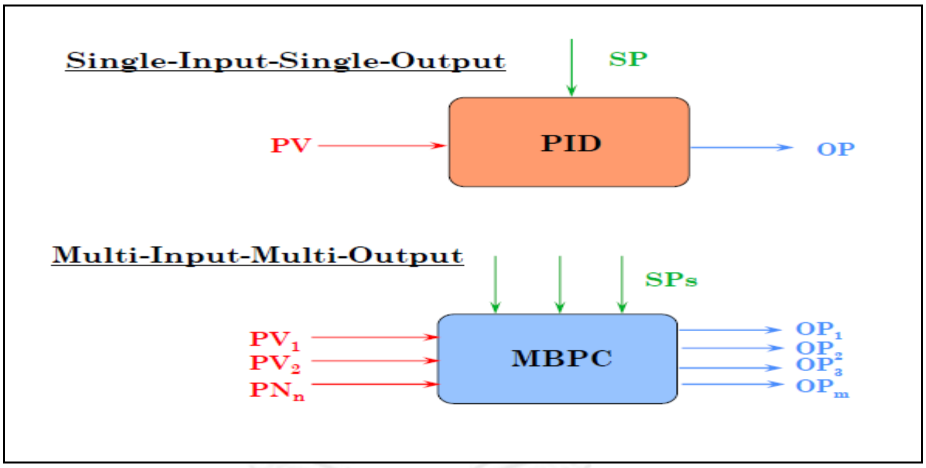
เวลาปริพันธ์ ($\tau_I$) หรือเวลารีเซต จะใช้เพื่อลดค่าความผิดพลาด (Error, e(t)) โดยมีเป้าหมายให้ค่าความผิดพลาดเท่ากับศูนย์ และทำให้ผลการตอบสนองของตัวควบคุมจะช้าลงและมีการแกว่งตัวทำให้เสถียรภาพลดลง

เวลาอนุพันธ์ ($\tau_D$) จะใช้เพื่อเร่งให้ผลตอบสนองเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้เร็วขึ้น แต่ไม่ควรนำไปประยุกต์ใช้ในระบบที่มีสัญญาณรบกวน (noise) เพราะจะทำให้ค่าเอาท์พุทของตัวควบคุมแกว่งมาก

## 3.2 ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (Model Predictive Control)

ปัจจุบันการควบคุมกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมี ได้มีการพัฒนาและปรับปรุงระบบการควบคุมกระบวนการผลิตให้มีความซับซ้อนมากยิ่งขึ้น ทั้งนี้เพื่อเพิ่มความสามารถในการแข่งขัน โดยการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้ตอบสนองความต้องการของลูกค้า ลดต้นทุนพลังงาน โดยการเพิ่มประสิทธิภาพการใช้ทรัพยากรที่มีอยู่อย่างจำกัด และตระหนักถึงความสำคัญของปัญหาสิ่งแวดล้อม

กระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมปิโตรเลียมและปิโตรเคมีส่วนใหญ่จะมีตัวแปรควบคุมหลายตัว (controlled variables) ตัวแปรปรับหลายตัว (manipulated variables) และตัวแปรรบกวนหลายตัว (disturbance variables) โดยแต่ละตัวแปรจะมีความสัมพันธ์เกี่ยวเนื่องกัน กล่าวคือถ้ามีการปรับเพิ่มค่าตัวแปรปรับเพียงตัวเดียวจะส่งผลกระทบถึงตัวแปรที่ต้องการควบคุมหลายตัว ดังนั้นการควบคุมกระบวนการผลิตแบบสัดส่วนปริพันธ์อนุพันธ์ หรือ พีไอดี (Proportional Integral Derivative, PID) ซึ่งเป็นการควบคุมแบบตัวแปรเข้าหนึ่งตัว ตัวแปรออกหนึ่งตัว (Single Input Single Output, SISO) จึงไม่สามารถควบคุมกระบวนการผลิตที่มีความซับซ้อนให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด ดังนั้นจึงมีการพัฒนาระบบการควบคุมให้ตอบสนองกับพฤติกรรมของกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมที่มีตัวแปรควบคุมหลายตัว และตัวแปรปรับหลายตัว โดยใช้ระบบการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (Model Predictive Control, MPC) ซึ่งเป็นการควบคุมที่อาศัยตัวแปรขาเข้าหลายตัว ตัวแปรขาออกหลายตัว (Multi Input Multi Output, MIMO) โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการที่ต้องการควบคุม หรือเรียกว่า Model Based Control สามารถแสดงความแตกต่างระหว่างการควบคุมแบบตัวแปรเข้าหนึ่งตัว ตัวแปรออกหนึ่งตัว กับการควบคุมที่อาศัยตัวแปรขาเข้าหลายตัว ตัวแปรขาออกหลายตัว ดังรูปที่ 3.1

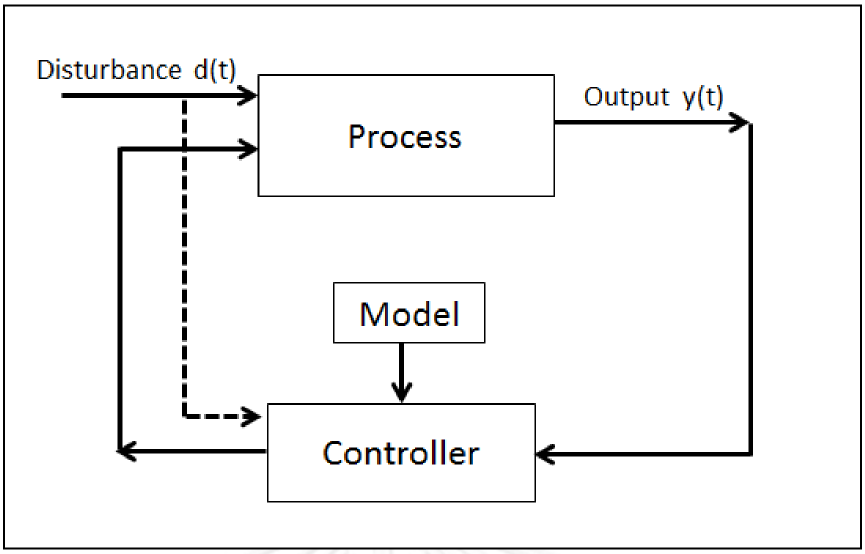



รูปที่ 3.1 แสดงการเปรียบเทียบการควบคุมแบบ SISO กับแบบ MIMO [11]

### 3.2.1 หลักการของการควบคุมเชิงทำนาย

ระบบการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองเป็นเทคนิคการควบคุมที่อาศัยแบบจำลอง (Model Base Control) โดยใช้แบบจำลองของกระบวนการผลิตในการคำนวณหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสม เพื่อควบคุมตัวแปรที่ควบคุมให้อยู่ในสภาวะที่ต้องการ โดยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองจะคำนวณหาค่าตัวแปรปรับล่วงหน้าเป็นจำนวนหนึ่งชุด แต่จะประยุกต์ใช้เพียงตัวเดียวเท่านั้น เนื่องจากแบบจำลองจะได้ข้อมูลจริงจากการวัด ณ เวลาใหม่ แล้วนำมาข้อมูลมาคำนวณหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมชุดใหม่ เพื่อนำไปควบคุมตัวแปรที่ควบคุมให้อยู่ในสภาวะที่ต้องการ ดังนั้นการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองจะได้ข้อมูลจริงจากการวัด ณ เวลาใหม่เสมอ และจะคำนวณหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมชุดใหม่เสมอ โดยแผนผังการควบคุมกระบวนการของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองแสดงดังรูปที่ 3.2

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

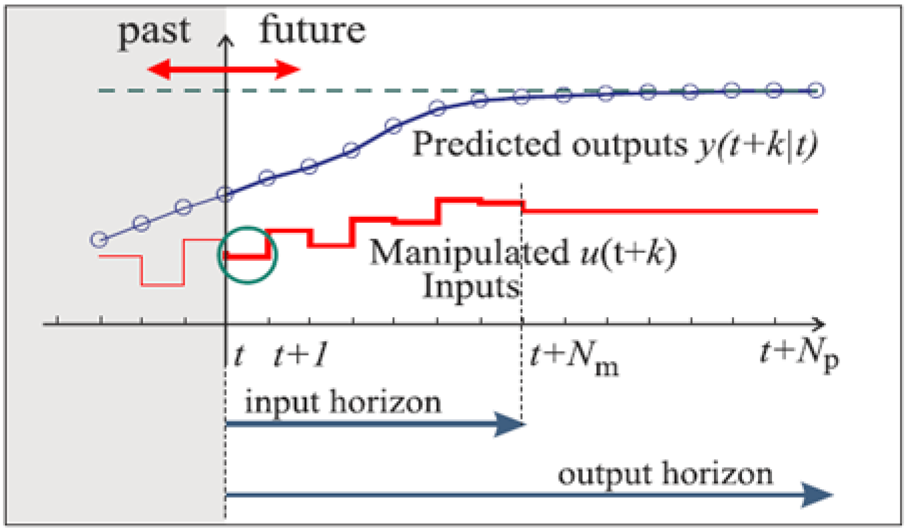



รูปที่ 3.2 แผนผังการควบคุมกระบวนการของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง [12]

### 3.2.2 องค์ประกอบของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

องค์ประกอบของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง จะแบ่งออกเป็น 4 ส่วน คือ

1. การหาแนววิถีอ้างอิง (Reference Trajectory Specification) หมายถึงการกำหนดเส้นแนวโน้มของเป้าหมายที่ต้องการ ก็คือการกำหนดเส้นแนวโน้มของค่าตัวแปรควบคุมที่ต้องการเพื่อให้เข้าสู่เซ็ทพอยต์ใหม่ได้ดียิ่งขึ้นสามารถแสดงดังรูปที่ 3.3




รูปที่ 3.3 แสดงแนววิถีอ้างอิง (Reference Trajectory Specification) [11]

การทำนายค่าเอาท์พุทของกระบวนการ (Process Output Prediction)

2. การคำนวณแบบต่อเนื่อง (Control Action Sequence Computation) จุดประสงค์ของการคำนวณแบบต่อเนื่องคือ ควบคุมให้ได้ตามเป้าหมายออปติไมซ์ที่กำหนดไว้ เช่น ปรับค่าตัวแปรปรับให้น้อยที่สุด โดยที่ค่าตัวแปรควบคุมยังได้ตามเป้าหมาย
3. การทำนายความคลาดเคลื่อน (Error Prediction Update) คือการเปรียบเทียบค่าเอาท์พุทจากกระบวนการจริงกับค่าเอาท์พุทที่ได้จากแบบจำลอง

### 3.2.3 รูปแบบของแบบจำลองสำหรับ Model Predictive Control

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของกระบวนการที่ต้องการควบคุม สามารถแบ่งแบบจำลองออกเป็น 2 แบบ คือ

1. ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่อาศัยแบบจำลองที่เป็นเชิงเส้น (Linear Model Predictive Control) เช่น Dynamic Matrix Control, DMC ซึ่งเป็นเทคโนโลยีของบริษัท Aspen และ Robust Multivariable Predictive Control Technology, RMPCT เป็นเทคโนโลยีของบริษัท Honeywell ซึ่งงานวิจัยนี้ใช้ RMPCT ในการสร้างแบบจำลองและใช้เป็นตัวควบคุมกระบวนการผลิตจริง

2. ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่อาศัยแบบจำลองที่ไม่เป็นเชิงเส้น (Non-Linear Model Predictive Control) เช่น Predictive Functional Control (PFC) และ Aspen Target เป็นต้น

ในกรณีจะพิจารณาเฉพาะแบบจำลองที่เป็นเชิงเส้นแบ่งเป็น 3 แบบ ดังนี้

1. Finite Convolution Models สามารถแบ่งออกเป็น 2 รูปแบบ คือ

1.1.1 The Impulse Response Model Form

$$y_k = \sum_{i=1}^{k} h_i u_{k-1} \tag{3.3}$$

โดยที่ $h_i$ คือ ฟังก์ชั่น impulse response ของกระบวนการ

1.1.2 The Step Response Model Form

$$y_k = \sum_{i=1}^{k} a_i \Delta u_{k-1} \tag{3.4}$$

โดยที่ $a_i$ คือ ฟังก์ชั่น impulse response ของกระบวนการ

$\Delta u_k = u_k - u_{k-1}$

2. Discrete State Space Model

$$y_k = \sum_{i=0}^{k} a_i y_{k-i} + \sum_{i=0}^{k} b_i u_{k-1-m} \quad (3.5)$$

3. Discrete Transfer Function Model

$$y_z = \frac{z^m B(z^{-1})}{A(z^{-1})} u_z \quad (3.6)$$

### 3.2.4 ขั้นตอนในการควบคุมเชิงทำนาย

1) กำหนดค่าตัวแปรควบคุม ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ที่ต้องการ เช่น ต้องการค่าตัวแปรควบคุมที่ไม่มีความผิดพลาด (error) ในเวลาที่กำหนด รวมไปถึงกำหนดขอบเขต และข้อจำกัดต่างๆ
2) คำนวณหาค่าตัวแปรปรับที่ทำให้ค่าของฟังก์ชันวัตถุประสงค์มีค่าน้อยที่สุด
3) นำค่าตัวแปรปรับที่ได้จากการคำนวณในข้อ 2 มาควบคุมกระบวนการจริง
4) ทำการวัดค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการวัด ณ เวลาใหม่ และกลับไปทำตามขั้นตอนที่ 2 จนถึงขั้นตอนที่ 4 ใหม่

ข้อดีสำหรับการควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง คือถ้าแบบจำลองถูกต้องกระบวนการควบคุมนั้นจะมีเสถียรภาพ และควบคุมกระบวนการได้ดี รวมไปถึงสามารถใช้ควบคุมกระบวนการที่มีขอบเขตจำกัดได้ โดยสามารถกำหนดข้อจำกัดต่างๆ ไว้ในอัลกอริทึม แต่หากแบบจำลองกระบวนการมีความผิดพลาดคลาดเคลื่อนไปจากกระบวนการจริงก็จะทำให้กระบวนการควบคุมไม่มีเสถียรภาพ และควบคุมกระบวนการได้ไม่ดี ดังนั้นการนำการควบคุมเชิงทำนายไปประยุกต์ใช้ให้ได้ผลดีนั้นจะต้องมีแบบจำลองที่ถูกต้อง และค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ของกระบวนการผลิตที่ได้จากการวัด ณ เวลาใหม่จะต้องมีความถูกต้องด้วยเช่นกัน ดังนั้นการตรวจสอบเครื่องมือวัดเพื่อให้วัดค่าได้ถูกต้องนั้นมีความสำคัญมาก เนื่องจากค่าที่วัดได้จากเครื่องมือวัด ณ เวลาใหม่ จะถูกนำไปคำนวณเพื่อหาค่าตัวแปรปรับชุดใหม่ที่เหมาะสม

การประยุกต์ใช้งานตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองจะจำกัดไว้กับกระบวนการ หรือระบบซึ่งสามารถหาแบบจำลองของกระบวนการที่น่าเชื่อถือ และมีความถูกต้องพอสมควรเนื่องจากการควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง เป็นการควบคุมโดยอาศัยแบบจำลองในการคำนวณหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสม และนำค่าที่คำนวณได้ไปสั่งปรับกระบวนการผลิตจริง โดยแบบจำลองของกระบวนการสามารถหาได้จาก

1. การคำนวณสมดุลมวลและสมดุลพลังงาน เป็นวิธีการหาแบบจำลองของกระบวนการที่ใช้กันมากที่สุด เนื่องจากจะใช้พื้นฐานความรู้ในศาสตร์ต่างๆ สำหรับการหาแบบจำลองเพื่ออธิบายกระบวนการได้อย่างถูกต้อง แต่อย่างไรก็ตามวิธีนี้จะไม่นิยมใช้กันสำหรับระบบที่มีความยุ่งยากซับซ้อน ระบบที่มีตัวแปรเป็นจำนวนมาก และระบบที่มีตัวแปรรบกวนที่ไม่สามารถนำมาคำนวณในระบบสมดุลมวล และสมดุลพลังงานได้

2. การสร้างแบบจำลองโดยอาศัยพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อตัวแปรขาเข้าของกระบวนการผลิตจริง (Black Box Model) กล่าวคือเป็นการหาความสัมพันธ์ซึ่งเป็นเชิงเส้นของตัวแปรขาเข้า และตัวแปรขาออก โดยจะถูกใช้ในกรณีที่ระบบมีความยุ่งยากซับซ้อน และระบบที่มีตัวแปรรบกวนที่ไม่สามารถนำมาคำนวณในระบบสมดุลมวลและสมดุลพลังงานได้

การควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองซึ่งอาศัยการทำออปติไมเซชั่น จะมีออฟเจ็คทีฟฟังก์ชั่นที่ใช้ในการปรับตัวควบคุมเพื่อให้ได้ค่าการตอบสนองที่ต้องการ โดยมีสมการสเตท ขอบเขตกำหนดของตัวแปรปรับ ขอบเขตกำหนดของตัวแปรควบคุม และข้อกำหนดของตัวแปรควบคุมสามารถแสดงดังต่อไปนี้

ออฟเจ็คทีฟฟังก์ชั่น
$$\int_0^t \left[ W_1 (y - y_{sp})^2 + W_2 (\Delta u^2) \right] dt \qquad (3.7)$$

สมการสเตท $X = f(X(t),U(t))$ (3.8)

ขอบเขตของตัวแปรปรับ $U_{min} < U(t) < U_{max}$ (3.9)

ขอบเขตของตัวแปรควบคุม $y_{min} < y(t) < y_{max}$ (3.10)

ข้อกำหนดของตัวแปรควบคุม $y(t_f) = y_{sp}$ (3.11)

โดยที่ $W_1$ และ $W_2$ คือ เวกเตอร์น้ำหนัก

$t_f$ คือ เวลาสุดท้ายที่ต้องการควบคุม

$U_{min}$ และ $U_{max}$ คือ ค่าต่ำสุดและค่าสูงสุดของตัวแปรปรับตามลำดับ

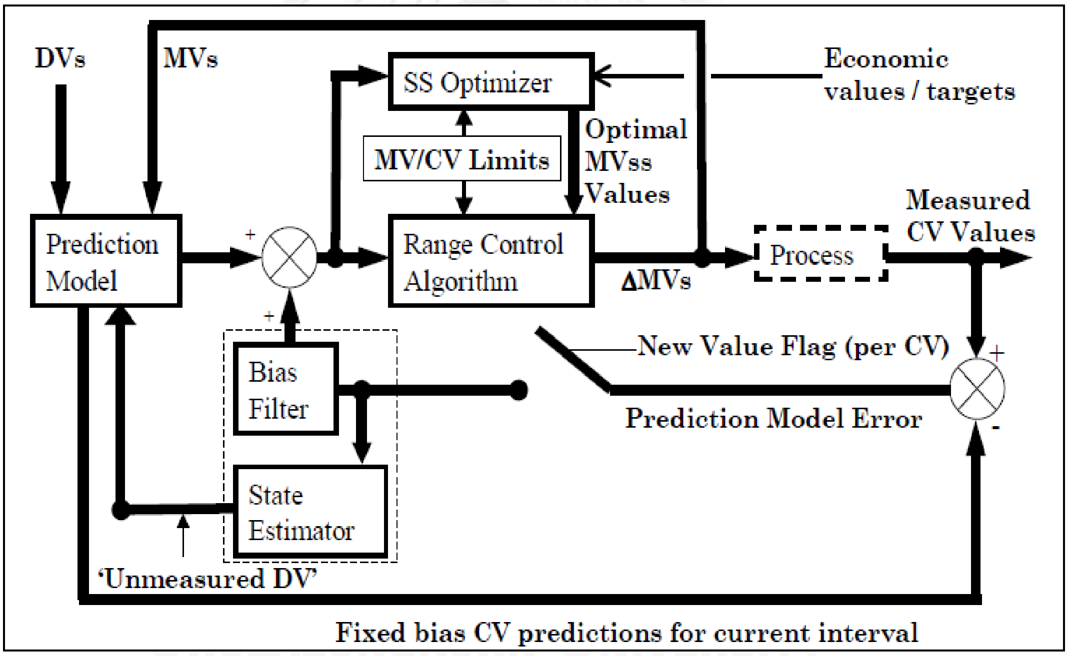
$y_{min}$ และ $y_{max}$ คือ ค่าต่ำสุดและค่าสูงสุดของตัวแปรควบคุมตามลำดับ

เวกเตอร์น้ำหนัก $W_1$ และ $W_2$ นั้นจะมีผลต่อการตอบสนองของกระบวนการที่ควบคุมซึ่งสามารถกำหนดให้มีค่าไม่เท่ากันได้ ขึ้นกับความสำคัญของตัวแปรที่ต้องการพิจารณา

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

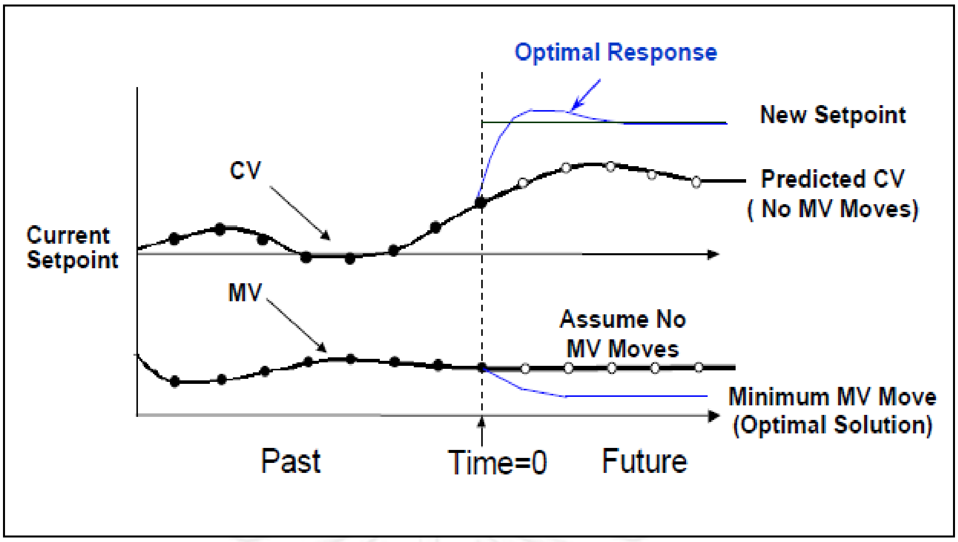
### 3.3 Robust Multivariable Predictive Control Technology, RMPCT

RMPCT [11] เป็นเทคนิคที่ใช้แบบจำลองเพื่อควบคุมกระบวนการผลิต โดยอาศัยผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อตัวแปรขาเข้าของกระบวนการ ร่วมกับเทคนิคการทำออปติไมเซชั่นเพื่อหาค่าตัวแปรขาเข้าที่เหมาะสมล่วงหน้า และการหาค่าตัวแปรขาเข้าใหม่ที่เหมาะสมต้องมีกระบวนการชดเชยค่าผิดพลาดของตัวแปรควบคุมระหว่างค่าที่วัดได้จากกระบวนการผลิตจริงกับค่าที่คำนวณได้จากแบบจำลองทุกครั้งที่ทำการควบคุม ทำให้ระบบควบคุมสามารถควบคุมการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นในกระบวนการได้ แม้แบบจำลองกระบวนการในระบบจะผิดพลาดหรือมีสัญญาณรบกวนเกิดขึ้น และยังสามารถควบคุมกระบวนการให้อยู่บนขอบเขตที่ปลอดภัยได้ โดยไม่ต้องปรับปรุงแก้ไขแบบจำลอง และรูปที่ 3.4 แสดงกระบวนการชดเชยค่าผิดพลาดของตัวแปรควบคุม




รูปที่ 3.4 แสดงการชดเชยค่าผิดพลาดของตัวแปรควบคุมระหว่างค่าที่วัดได้จากกระบวนการผลิตจริงกับค่าที่คำนวณได้จากแบบจำลอง [11]

รูปที่ 3.5 (กราฟเส้นสีน้ำเงิน) แสดงเทคนิคการทำออปติไมเซชั่นเพื่อหาค่าตัวแปรปรับที่เหมาะสมล่วงหน้าโดยการปรับตัวแปรปรับให้น้อยที่สุดและยังคงสามารถควบคุมค่าตัวแปรควบคุมได้ตามเป้าหมาย เทียบกับระบบควบคุมที่ไม่มีการปรับตัวแปรปรับจึงไม่สามารถควบคุมค่าตัวแปรควบคุมได้ตามเป้าหมาย (กราฟเส้นสีดำ)




รูปที่ 3.5 แสดงการทำงานของตัวควบคุม RMPCT โดยปรับค่าตัวแปรปรับให้น้อยที่สุด เพื่อให้ได้ค่าตัวแปรควบคุมที่ตามต้องการ [11]

กระบวนการผลิตที่เหมาะสมที่จะประยุกต์ใช้ RMPCT [11] ได้แก่

- หอกลั่น และหน่วยการเกิดปฏิกิริยาในโรงกลั่นน้ำมัน (Refinery Process)
- หน่วยการแตกตัวน้ำมันด้วยแคตตาลิส (FCCU and DCCU)
- หน่วยการแตกตัวน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (Hydrocracking Process)
- หน่วยการแตกตัวน้ำมันด้วยความร้อน (ETP Process)
- หน่วยผลิตน้ำมันหล่อลื่น (LUBE Process)
- หน่วยผลิตโพลีเมอร์ เป็นต้น

กระบวนการผลิตที่ไม่เหมาะสมที่จะประยุกต์ใช้ RMPCT [11] ได้แก่

- กระบวนการที่ต้องการการควบคุมอย่างรวดเร็ว เช่น Compressor anti-surge control
- กระบวนการผลิตที่มีพฤติกรรมไม่เป็นเชิงเส้นสูง
- กระบวนการผลิตที่มีตัวแปรปรับเพียงหนึ่งตัว
- กระบวนการผลิตอื่นๆ ที่สามารถใช้ระบบควบคุมแบบง่ายและมีประสิทธิภาพที่ดี

# บทที่ 4
# อุปกรณ์ และวิธีการดำเนินวิจัย

งานวิจัยนี้ได้ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในกระบวนการผลิตจริงโดยมีอุปกรณ์สำคัญที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือชุด hardware, software และ licenses ของเทคโนโลยี RMPCT นอกจากนี้ยังรวมไปถึงแผนภูมิของการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับระบบควบคุมอัตโนมัติ (Distributed Control System, DCS) และสุดท้ายจะกล่าวถึงวิธีการดำเนินวิจัย

## 4.1 อุปกรณ์สำคัญที่ใช้ในงานวิจัย

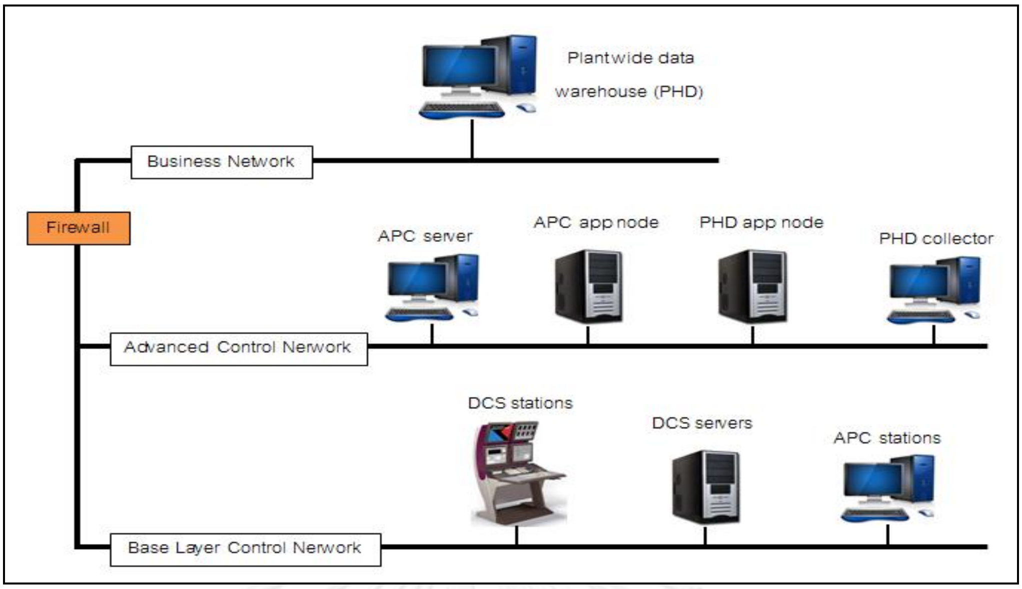
Software ใช้ Profit® Suite Software ซึ่งมีองค์ประกอบ ดังนี้

- โปรแกรมสร้างแบบจำลอง (Profit Controller R320)
- โปรแกรมสร้างสมการทำนายปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาเบา (Profit Sensor Pro R320)
- โปรแกรมติดตามผลการทำนายปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาเบา (Laboratory Update Toolkit)
- โปรแกรมสร้างการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับ DCS (Profit Suite Runtime Studio)
- โปรแกรมการใช้งานตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (Profit Suite Operator Station)

Licenses มีสอง licenses คือ Profit® Controller และ Profit® Sensor ProHardware

- เครื่องคอมพิวเตอร์สำหรับประมวลผลตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (APC Server) โดยใช้เครื่องคอมพิวเตอร์รุ่น Dell™ R320, PowerEdge™ Intel® Xeon E5-2430 Processor, 2.2GHz, 6C Turbo HT
- เครื่องคอมพิวเตอร์สำหรับควบคุมตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (APC Workstations) โดยใช้เครื่องคอมพิวเตอร์รุ่น Dell™ PowerEdge™ T5610 Intel® Xeon® Processor E5-2603 v2
- เครื่องคอมพิวเตอร์สำหรับการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับ DCS (APC APP Node) Dell™ R320, PowerEdge™ Intel® Xeon E5-2430 Processor, 2.2GHz, 6C Turbo HT

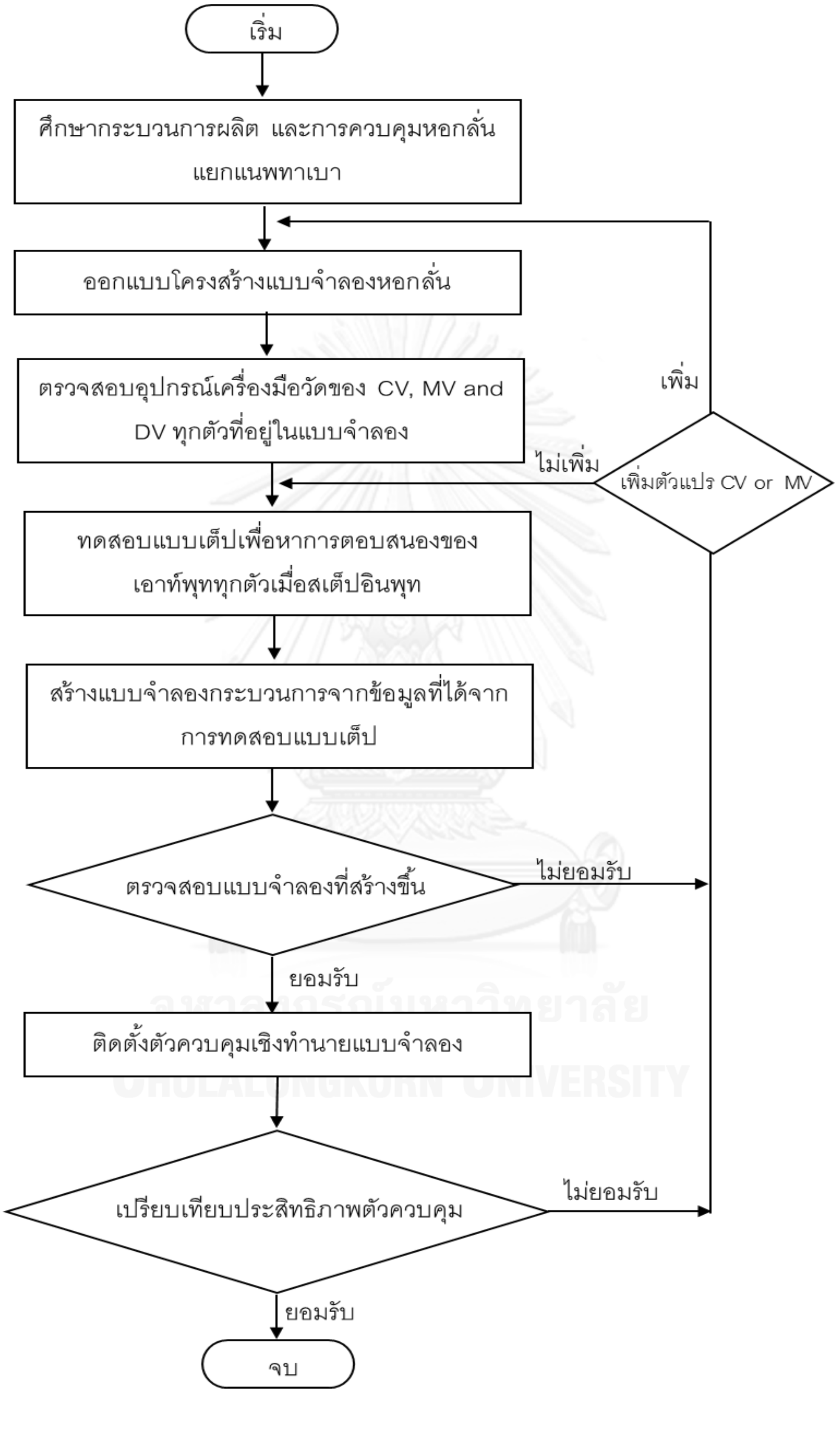
แผนภูมิของการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (APC) กับระบบควบคุมอัตโนมัติ (DCS) ถูกแสดงดังรูปที่ 4.1




รูปที่ 4.1 แสดงการเชื่อมต่อระหว่างระบบควบคุมด้วย APC กับระบบควบคุมด้วย DCS

## 4.2 วิธีการดำเนินวิจัย

วิธีการดำเนินวิจัยจะต้องเริ่มจากการเข้าใจในกระบวนการผลิตของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา และต้องเข้าใจในพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อตัวแปรขาเข้าที่ใช้ในการปรับกระบวนการ เพื่อให้เข้าใจระบบการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาทั้งหมด จากนั้นถึงจะกำหนดตัวแปรควบคุม (controlled variables), ตัวแปรปรับ (manipulated variables) และตัวแปรรบกวน (disturbance variables) โดยการกำหนดตัวแปรต่างๆ จะกำหนดตามพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อตัวแปรขาเข้าของกระบวนการผลิตจริง และต้องถูกหลักทฤษฎีการควบคุมหอกลั่น โดยข้อมูลทั้งหมดจะถูกนำมาออกแบบโครงสร้างแบบจำลองของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา และต้องมีการตรวจสอบเครื่องมือวัดที่เกี่ยวข้องกับตัวแปรควบคุม, ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน ซึ่งขั้นตอนนี้เป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญมาก เนื่องจากค่าที่วัดได้จะถูกนำมาคำนวณในแบบจำลองถ้าค่าที่วัดได้ไม่ถูกต้อง หรือมีการแกว่งตัวมากจะส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองโดยตรง จากนั้นทดสอบแบบสเต็ปที่กระบวนการผลิตจริงเพื่อหาพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อสเต็ปตัวแปรขาเข้า นำข้อมูลที่ได้จากการทดสอบแบบสเต็ปมาสร้างแบบจำลอง และต้องมีการตรวจสอบแบบจำลองก่อนนำไปใช้จริง สุดท้ายจึงนำแบบจำลองที่ได้ไปติดตั้งเพื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา และทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับตัวควบคุมแบบพีไอดี โดยแผนผังวิธีการดำเนินวิจัย แสดงดังรูปที่ 4.2




รูปที่ 4.2 แสดงแผนผังวิธีการดำเนินวิจัย

**4.2.1 ศึกษากระบวนการผลิต และการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาเบา**

น้ำมันแก๊สโซลีนเป็นสารป้อนเข้าหอกลั่น ซึ่งหอกลั่นนี้มีหน้าที่แยกน้ำมันแก๊สโซลีนออกเป็นสองส่วนได้แก่ แนพทาตัวเบา (Light Naphtha) และแนพทาตัวหนัก (Heavy Naphtha) เป้าหมายเพื่อควบคุมปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบา โดยมีปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่น ปริมาณไอน้ำที่ให้ความร้อนแก่หอกลั่น และปริมาณสารป้อนกลับเข้าหอกลั่นเป็นตัวแปรปรับ และมีอุณหภูมิภายในหอกลั่นเป็นตัวแปรควบคุมที่สำคัญ การควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองต้องคงอยู่ภายใต้วิธีการปฏิบัติงานของพนักงานควบคุมการผลิต และความปลอดภัยเป็นสำคัญ โดยมีตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับ แสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 แสดงตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับกระบวนการของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

| ตัวแปรควบคุม | ตัวแปรปรับ |
|---|---|
| ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา | ปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น |
| อัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น | |
| อุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่น | ปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลั่น |
| อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่น | |
| ระดับของแนพทาตัวเบาในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น | ปริมาณแนพทาตัวเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ |
| ระดับของแนพทาหนักที่ด้านล่างหอกลั่น | |
| อัตราส่วนระหว่างสารป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น | |
| ระดับของแนพทาตัวเบาที่ถังพักบนยอดหอกลั่น | |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

**4.2.2 ออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่น**

การออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่นจะถูกกล่าวอย่างละเอียดในบทที่ 5 ในหัวข้อการออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา โดยสมการวัตถุประสงค์ของการควบคุมหอกลั่นแนพทาตัวเบา (controller objective function) คือการลดค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับจากสภาวะคงตัว (steady state condition) โดยแสดงดังสมการที่ 4.1

$$\text{สมการวัตถุประสงค์} = \sum_{i=k}^{k+p}\left[X^{T}(i)W_{1}X(i)+U^{T}(i)W_{2}U(i)\right] \quad (4.1)$$

โดยที่ $X^T$ คือ ทรานสโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซ็ทพอยท์

$W_1$ คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรควบคุม

$X$ คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซ็ทพอยท์

$U^T$ คือ ทรานสโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซ็ทพอยท์

$W_2$ คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรปรับ

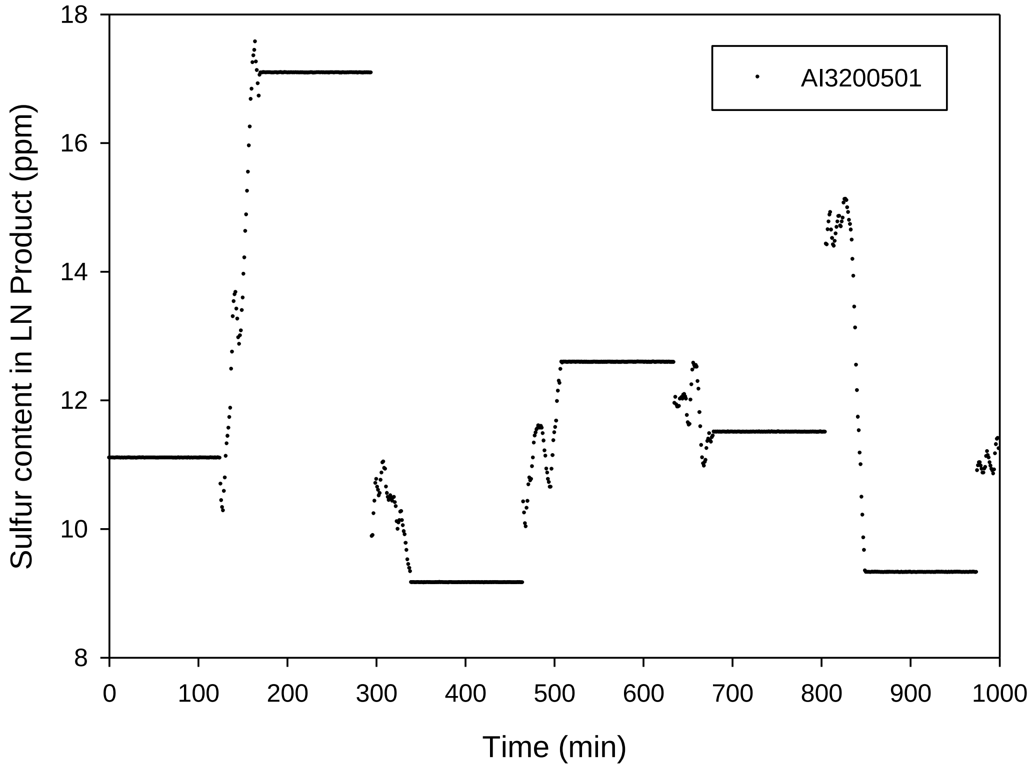
$U$ คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซ็ทพอยท์

### 4.2.3 ตรวจสอบอุปกรณ์เครื่องมือวัดของตัวแปควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนทุกตัวที่อยู่ในแบบจำลอง

การตรวจสอบเครื่องมือวัดที่เกี่ยวข้องกับตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนเป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญมาก เนื่องจากการควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองต้องการค่าที่ถูกต้องจากเครื่องมือวัด ค่าที่วัดได้จะถูกนำมาคำนวณในแบบจำลอง เพื่อให้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยมีหลักการตรวจสอบดังนี้

- ค่าที่อ่านได้จากเครื่องมือวัดต้องมีความต่อเนื่อง เชื่อถือได้และค่าไม่แกว่งตัว
- สำหรับตัวแปรปรับเอาท์พุทของวาวล์ควบคุม (control valve) ต้องอยู่ในช่วงที่สามารถควบคุมได้ (10 – 90% opening)
- ต้องมีแผนในการบำรุงรักษาเครื่องมือวัด เพื่อให้เครื่องมือวัดมีประสิทธิภาพที่ดีอย่างต่อเนื่อง

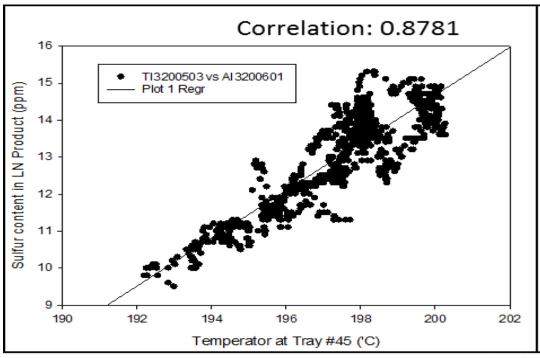
จากการตรวจสอบค่าที่วัดได้จากเครื่องมือวัดทุกตัว พบว่าค่าที่อ่านได้จากเครื่องมือวัดสามารถยอมรับได้ ยกเว้นเครื่องวิเคราะห์หาปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบา (AI3200601) ที่อ่านค่าได้ไม่ต่อเนื่อง โดยเครื่องมือวัดแสดงค่าเดิมประมาณ 1 ชั่วโมงแล้วจึงทำการวัดค่าอีกครั้งซึ่งถูกแสดงดังรูปที่ 4.3 เนื่องจากเครื่องวิเคราะห์นี้ถูกออกแบบให้ใช้วัดค่าซัลเฟอร์หลายตำแหน่ง



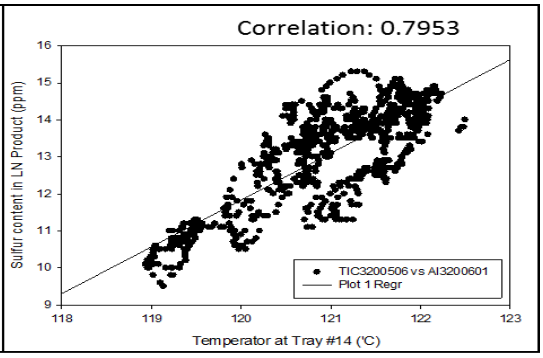

รูปที่ 4.3 แสดงค่าซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาที่ได้จาก analyzer ( AI3200601)

ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (CV1) เป็นตัวแปรควบคุมที่สำคัญ ดังนั้นจึงต้องหาสมการทำนายปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (inferential model) โดยใช้โปรแกรม Profit SensorPro R320 เพื่อใช้ทดแทนเครื่องมือวัดเดิม (AI3200601) ที่มีปัญหา โดยสมการทำนายหาได้จากการใช้ข้อมูลต่างๆ ของกระบวนการผลิตจริง 925 ข้อมูลเพื่อหาสมการถดถอย (regression equation) โดยมีขั้นตอนการหาสมการถดถอย ดังนี้

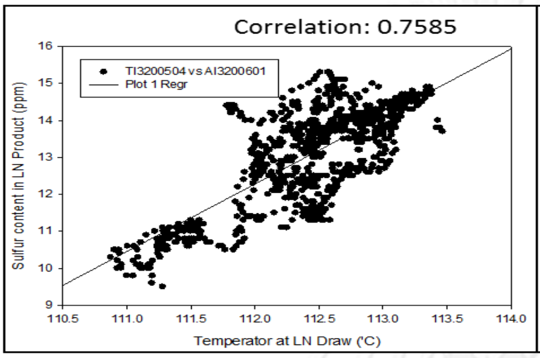
1) หาความสัมพันธ์ของตัวแปรต่างๆ ที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบากับปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (AI3200601) โดยสามารถแสดงความสัมพันธ์ได้ดังรูปที่ 4.4



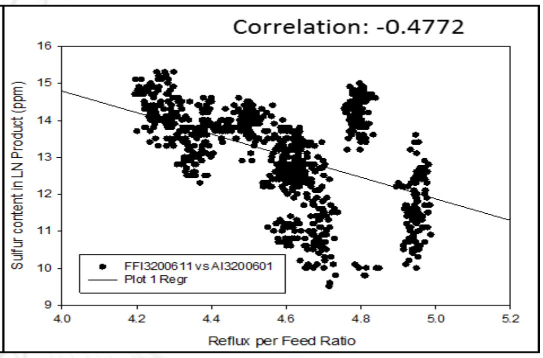

(a) AI3200601 vs TI3200503



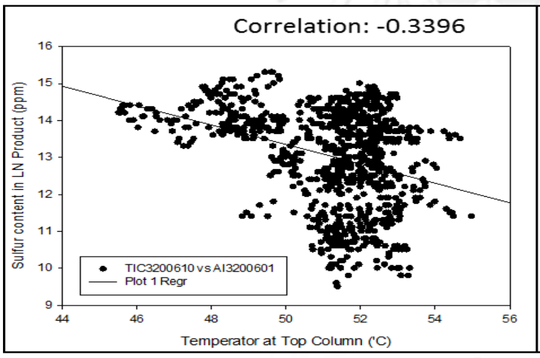

(b) AI3200601 vs TIC3200506



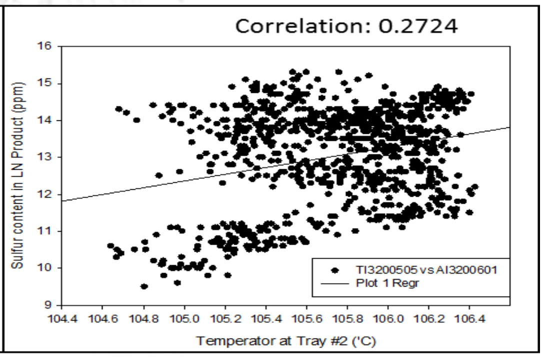

(c) AI3200601 vs TI3200504



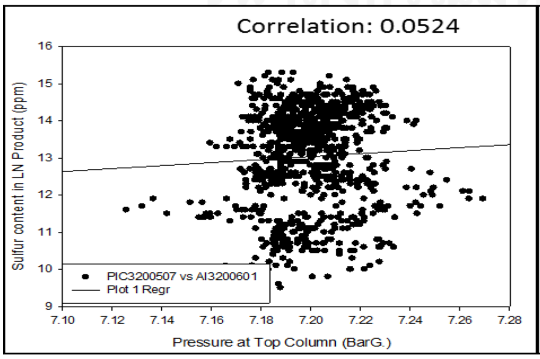

(d) AI3200601 vs FFI3200611



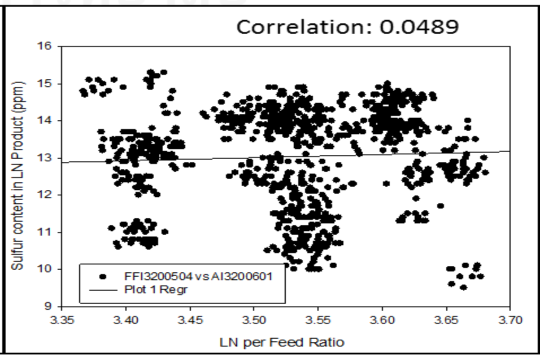

(e) AI3200601 vs TIC3200610




(f) AI3200601 vs TI3200505



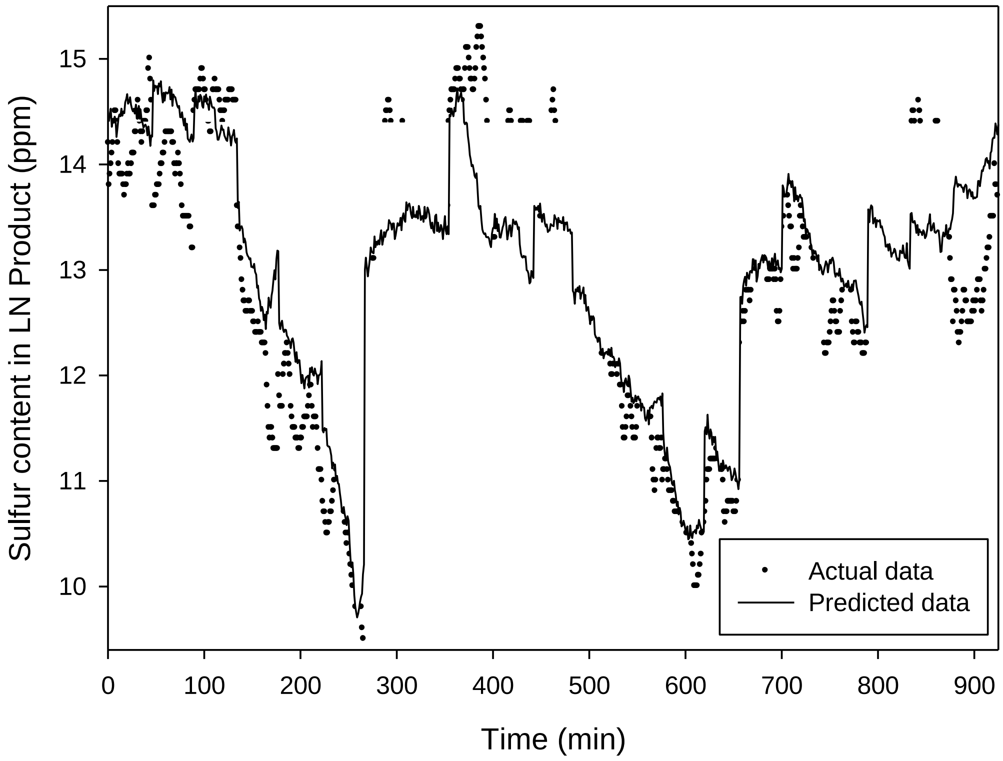

(g) AI3200601 vs PIC3200507




(h) AI3200601 vs FFI3200504

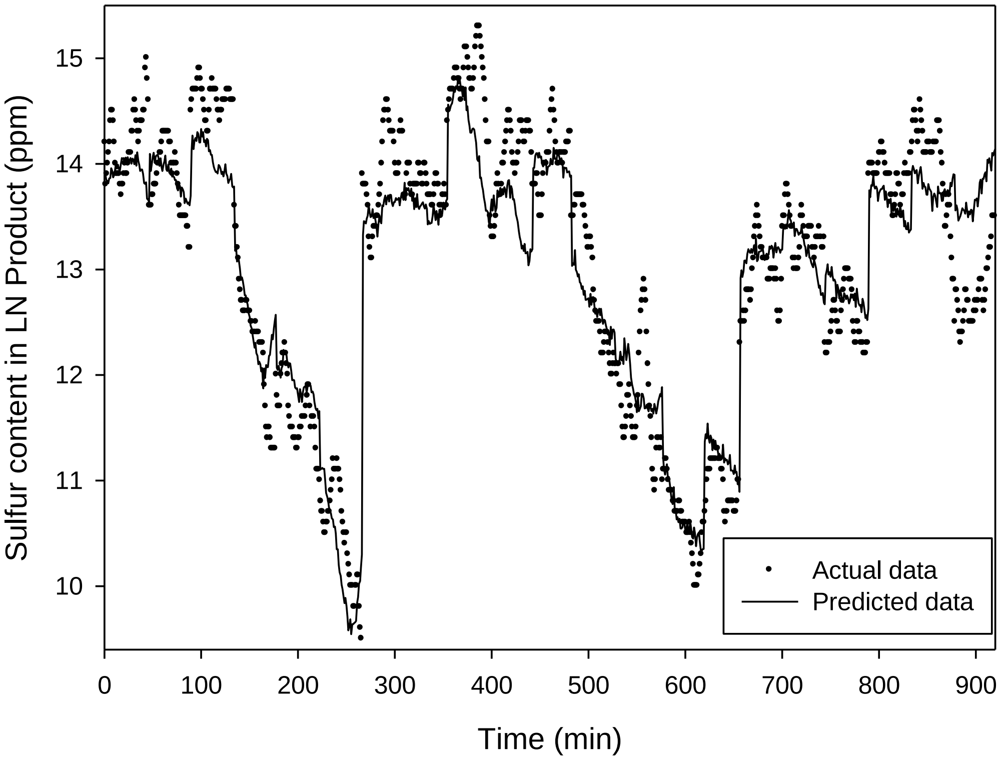
รูปที่ 4.4 (a-h) แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบากับตัวแปรต่างๆ

2) จากรูปที่ 4.4 (a) อุณหภูมิทีชั้นที่ 45 ของหอกลั่น (TI3200503) มีความสัมพันธ์กับปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (AI3200601) สูงที่สุดโดยมีค่า correlation เท่ากับ 0.8781 และเมื่อนำมาหาสมการถดถอยได้ความน่าเชื่อถือร้อยละ 77.08 ($R^2$= 0.7708) โดยรูปที่ 4.5 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (AI3200601) กับปริมาณซัลเฟอร์ที่ได้จากสมการทำนายจากอุณหภูมิทีชั้นที่ 45 ของหอกลั่น (TI3200503)




รูปที่ 4.5 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (AI3200601) กับปริมาณซัลเฟอร์ที่ได้จากสมการทำนายจากอุณหภูมิทีชั้นที่ 45 ของหอกลั่น (TI3200503)

3) ผู้วิจัยเพิ่มตัวแปรที่มีค่า correlation ในลำดับที่สองและลำดับที่สามคืออุณหภูมิที่ชั้นแนพทาตัวเบาถูกดึงออกจากหอกลั่น (TI3200504) และอัตราส่วนระหว่างสายป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 (FFI3200611) ในสมการถดถอยโดยความน่าเชื่อถือเพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 84.35 ($R^2$= 0.8435) โดยรูปที่ 4.6 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (AI3200601) กับปริมาณซัลเฟอร์ที่ได้จากสมการทำนายจากจากอุณหภูมิทีชั้นที่ 45 ของหอกลั่น (TI3200503) อัตราส่วนระหว่างสายป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 (FFI3200611) และอุณหภูมิที่ชั้นแนพทาตัวเบาถูกดึงออกจากหอกลั่น (TI3200504)




รูปที่ 4.6 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (AI3200601) กับปริมาณซัลเฟอร์ที่ได้จากสมการทำนายจากตัวแปรสามตัว (TI503,FFI611,TI504)

โดยมีสมการทำนายปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาแสดงดังสมการที่ 4.2

$$\text{ปริมาณซัลเฟอร์} = 0.358A - 1.83B + 0.772C - 136 \qquad (4.2)$$

โดยที่ A คือ อุณหภูมิที่ชั้นที่ 45 ของหอกลั่น (TI3200503)

B คือ อัตราส่วนระหว่างสายป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 (FFI3200611)

C คือ อุณหภูมิที่ชั้นแนพทาตัวเบาถูกดึงออกจากหอกลั่น (TI3200504)

ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาที่คำนวณได้จากสมการที่ 4.2 มีความสอดคล้องกับทฤษฎีการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา กล่าวคือเมื่ออุณหภูมิในหอกลั่นมีค่ามากขึ้นจะทำให้แนพทาตัวหนักซึ่งมีปริมาณซัลเฟอร์สูงลอยขึ้นด้านบนหอกลั่นมากขึ้นจึงทำให้ปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาสูงขึ้น และเมื่ออัตราส่วนระหว่างสายป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสาย

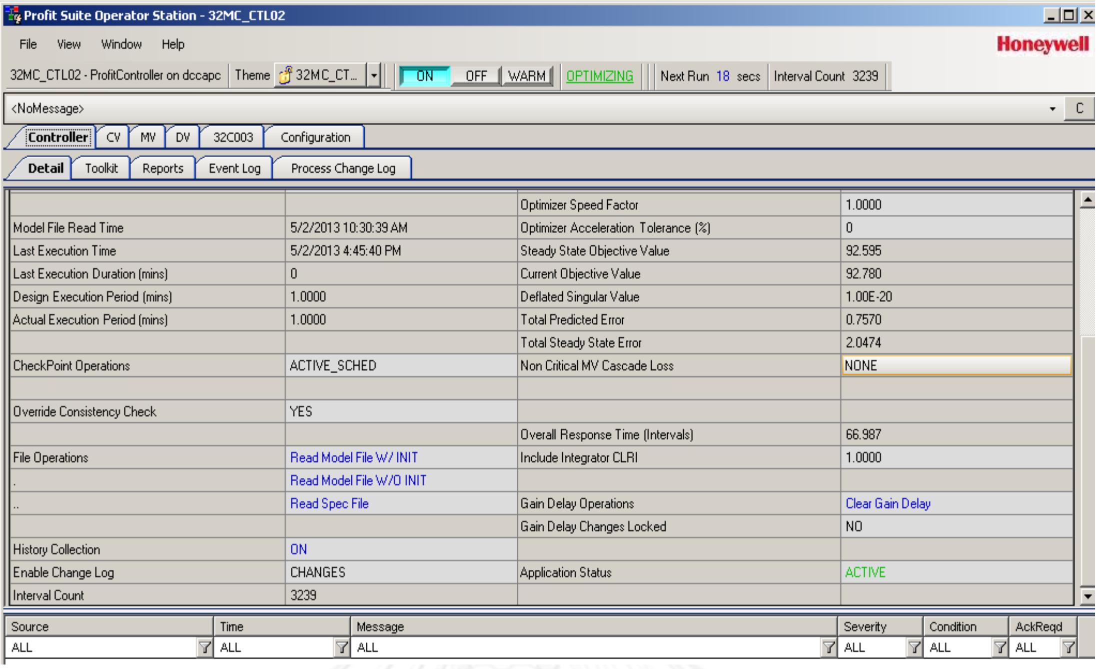
ป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 (FFI3200611) มีค่าสูงขึ้นจะทำให้แนพทาตัวหนักลอยขึ้นด้านบนหอกลั่นได้น้อยลง จึงทำให้ปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาลดลง ดังนั้นผู้วิจัยจึงใช้ค่าปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาเบาที่คำนวณได้จากสมการที่ 4.2 แทนค่าปริมาณซัลเฟอร์ที่ได้จากเครื่องมือวัดเดิม (AI3200601) เพื่อควบคุมปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา

ขั้นตอนการทดสอบแบบสเต็ป การสร้างแบบจำลอง และการตรวจสอบแบบจำลองที่สร้างขึ้นจะถูกนำเสนออย่างละเอียดในบทที่ 5 และบทที่ 6

### 4.2.4 การติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

แบบจำลองที่มีคุณภาพจะถูกติดตั้งด้วยโปรแกรม Profit Suite Runtime Studio เพื่อเชื่อมต่อตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง (controller) กับระบบควบคุมอัตโนมัติ Distributed Control System (DCS) ของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา โดยพนักงานควบคุมกระบวนการผลิตสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่สร้างขึ้นด้วยโปรแกรม Profit Suite Operator Station และวิศวกรยังสามารถปรับแต่งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในขณะใช้งาน เช่น การปรับเปลี่ยนค่าอัตราขยาย, ค่า time constants รวมไปถึงสามารถกำหนดทิศทางการทำออปติไมเซซั่น เช่น กำหนดให้ได้ผลิตภัณฑ์แนพทาตัวเบาให้มากสุดหรือกำหนดให้ใช้ไอน้ำให้น้อยที่สุด ซึ่งมีรายละเอียดเพิ่มเติมดังนี้

- โปรแกรม Profit Suite Runtime Studio ถูกใช้เพื่อสร้างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง และสร้างการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุม (controller) กับระบบควบคุมอัตโนมัติ (DCS) ซึ่งข้อมูลระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับข้อมูลจาก DCS จะถูกส่งให้กันทุกๆ 60 วินาที
- โปรแกรม URT Explorer ใช้เพื่อตรวจสอบการเชื่อมต่อระหว่างตัวควบคุม กับ DCS
- พนักงานควบคุมกระบวนการผลิต สามารถควบคุมตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองผ่านทางโปรแกรม Profit Suite Operator Station โดยแสดงดังรูปที่ 4.7 และวิศวกรยังสามารถใช้โปรแกรมนี้เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพของหอกลั่นแยกแนพทาเบาให้เหมาะสมกับสถานการณ์ทางเศรษฐศาสตร์




รูปที่ 4.7 แสดงการใช้งานตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองผ่านโปรแกรม PSOS

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

# บทที่ 5
# การสร้างแบบจำลองของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

งานวิจัยนี้ได้ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในกระบวนการผลิตจริง ซึ่งในหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบามีองค์ประกอบของสารไฮโดรคาร์บอนหลากหลายชนิด และมีตัวแปรรบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้ทำให้แบบจำลองมีความซับซ้อนมาก จึงเป็นเรื่องยากที่จะหาแบบจำลองของกระบวนการด้วยวิธีการทำสมดุลมวลสารและสมดุลพลังงาน ดังนั้นผู้ทำวิจัยจึงใช้ข้อมูลพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออกเมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้าในกระบวนการผลิตจริงมาสร้างแบบจำลอง (Black Box Model) เพื่อให้ได้แบบจำลองอย่างง่ายที่สามารถอธิบายพฤติกรรมของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้ โดยมีขั้นตอนการสร้างแบบจำลองที่สำคัญ 3 ขั้นตอน ดังนี้

- การออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา
- การทดสอบแบบสเต็ปของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา
- การสร้างแบบจำลอง โดยใช้ข้อมูลจากการทดสอบแบบสเต็ป

## 5.1 การออกแบบโครงสร้างแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

งานวิจัยนี้ผู้วิจัยกำหนดตัวแปรควบคุม (controlled variables), ตัวแปรปรับ (manipulated variables) และตัวแปรรบกวน (disturbance variables) ตามทฤษฎีการควบคุมหอกลั่น โดยการกำหนดตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับทุกตัวต้องมีความสอดคล้องกับขั้นตอนการทำงานและหลักปฏิบัติของผู้ควบคุมกระบวนการผลิตจริง เพื่อให้ผู้ควบคุมกระบวนการผลิตเข้าใจในโครงสร้างของแบบจำลอง และสามารถนำแบบจำลองไปควบคุมกระบวนการผลิตจริงให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด โดยขณะทำการทดสอบแบบสเต็ปยังคงสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาให้คงอยู่ภายใต้ความปลอดภัย และผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนผ่านตามข้อกำหนด

โครงสร้างแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบามีตัวแปรควบคุม 8 ตัว, ตัวแปรปรับ 3 ตัว และตัวแปรรบกวน 2 ตัว โดยสามารถแสดงตัวแปรต่างๆ ดังนี้

**ตัวแปรควบคุม (Controlled Variables)**

| | |
|---|---|
| ตัวแปรควบคุมที่ 1 (CV1) | คือ ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา |
| ตัวแปรควบคุมที่ 2 (CV2) | คือ อัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ของหอกลั่น |
| ตัวแปรควบคุมที่ 3 (CV3) | คือ อุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่น |
| ตัวแปรควบคุมที่ 4 (CV4) | คือ อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่น |

ตัวแปรควบคุมที่ 5 (CV5) คือ ระดับของแนพทาเบาในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น
ตัวแปรควบคุมที่ 6 (CV6) คือ ระดับของแนพทาหนักที่ด้านล่างหอกลั่น
ตัวแปรควบคุมที่ 7 (CV7) คือ อัตราส่วนระหว่างสายป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28
ตัวแปรควบคุมที่ 8 (CV8) คือ ระดับของแนพทาเบาที่ถังพักบนยอดหอกลั่น

**ตัวแปรปรับ (Manipulated Variables)**

ตัวแปรปรับที่ 1 (MV1) คือ ปริมาณแนพทาเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น
ตัวแปรปรับที่ 2 (MV2) คือ ปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลั่น
ตัวแปรปรับที่ 3 (MV3) คือ ปริมาณแนพทาเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ

**ตัวแปรรบกวน (Disturbance Variables)**

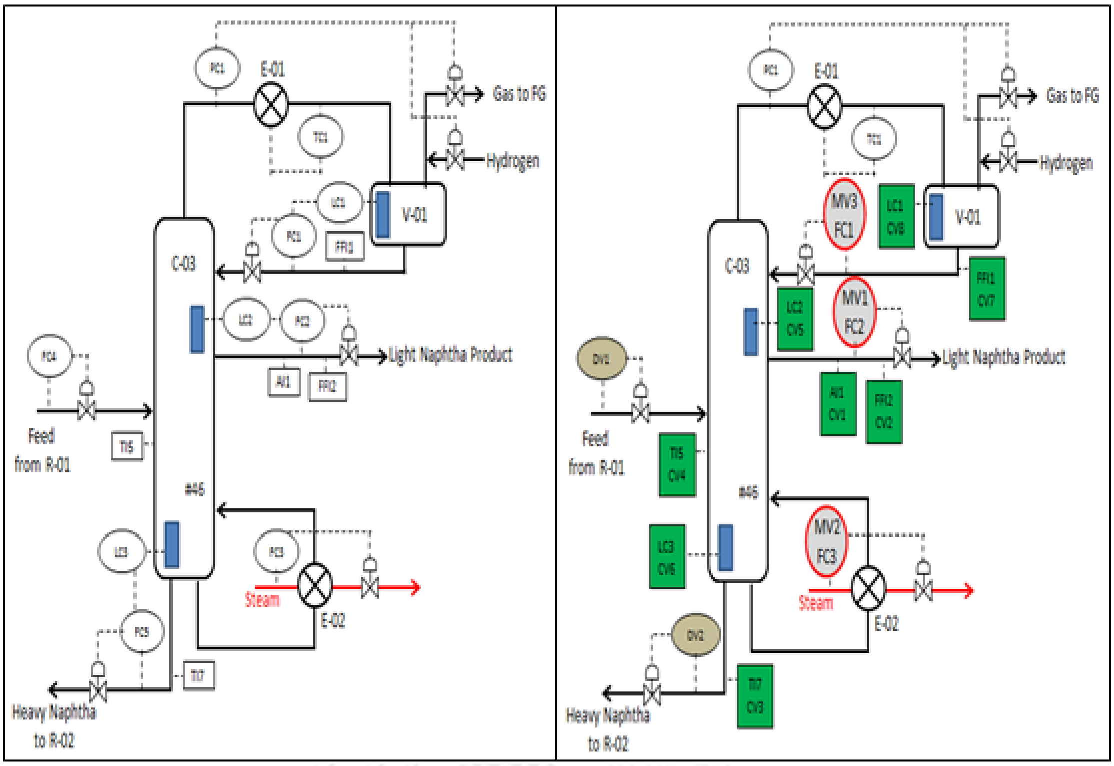
ตัวแปรรบกวนที่ 1 (DV1) คือ สายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28
ตัวแปรรบกวนที่ 2 (DV2) คือ ปริมาณแนพทาหนักที่ถูกดึงออกจากด้านล่างหอกลั่น

การเลือกตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับและตัวแปรรบกวนทุกตัวต้องมีความสอดคล้องกับขั้นตอนการทำงานและหลักปฏิบัติของผู้ควบคุมกระบวนการผลิตจริง โดยมีคำอธิบายในการเลือกตัวแปรต่างๆ ที่สำคัญดังนี้

- ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาถูกเลือกเป็นตัวแปรควบคุม เนื่องจากผลิตภัณฑ์แนพทาตัวเบาต้องถูกควบคุมปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ให้น้อยกว่า 20 ppm เพื่อให้ผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนผ่านตามข้อกำหนด
- อัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ของหอกลั่นถูกเลือกเป็นตัวแปรควบคุม เนื่องจากต้องควบคุมปริมาณผลิตภัณฑ์แนพทาตัวเบาให้เหมาะสม
- อุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่นถูกเลือกเป็นตัวแปรควบคุม เนื่องจากเป็นจุดวัดอุณหภูมิที่ทางผู้ควบคุมกระบวนการผลิตใช้ในการควบคุมไม่ให้น้อยกว่า 210 องศาเซลเซียส เพื่อป้องกันการเกิดปฏิกิริยาคายความร้อนที่รุนแรงในหน่วยการเกิดปฏิกิริยาถัดไป เนื่องจากมีปริมาณแนพทาตัวเบาที่ด้านล่างหอกลั่นสูงเกินกำหนด

- อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่นถูกเลือกเป็นตัวแปรควบคุม เนื่องจากเป็นการวัดอุณหภูมิที่ตรงกลางหอกลั่น ซึ่งเป็นจุดที่ไวต่อการตอบสนองเมื่อหอกลั่นถูกรบกวนด้วยตัวแปรต่างๆ
- ระดับของแนพทาเบาในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น ระดับของแนพทาหนักที่ด้านล่างหอกลั่น และระดับของแนพทาเบาที่ถังพักบนยอดหอกลั่นถูกเลือกเป็นตัวแปรควบคุม เนื่องจากต้องรักษาระดับของเหลวให้เหมาะสม โดยใช้วิธีควบคุมระดับด้วยวิธีแบบเฉลี่ย
- อัตราส่วนระหว่างสายป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ถูกเลือกเป็นตัวแปรควบคุม เนื่องจากตามทฤษฎีการควบคุมหอกลั่นต้องควบคุมปริมาณ reflux per feed ให้เหมาะสม
- สายป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เป็นตัวแปรรบกวน เนื่องจากไม่สามารถควบคุมปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นได้ เพราะปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นขึ้นอยู่กับกำลังการผลิตของหน่วยผลิตต้นทาง
- ปริมาณแนพทาหนักที่ถูกดึงออกจากด้านล่างหอกลั่นเป็นตัวแปรรบกวน เนื่องจากพนักงานควบคุมกระบวนการผลิตจะเป็นผู้กำหนดปริมาณแนพทาหนักที่ถูกดึงออกจากด้านล่างหอกลั่น เพื่อควบคุมอุณหภูมิขาเข้าที่หน่วยการเกิดปฏิกิริยาถัดไปให้เหมาะสม

การควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาแบบเดิมจะถูกควบคุมด้วยระบบการควบคุมแบบพีไอดีทั้งหมด โดยมีการควบคุมความดันที่ยอดหอกลั่น (PC) มีการควบคุมระดับของเหลว (LC) มีการควบคุมอัตราการไหลต่างๆ (FC) มีการควบคุมอุณหภูมิที่ยอดหอกลั่น (TC) และผู้วิจัยใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองร่วมกับการควบคุมแบบพีไอดีในการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา โดยความดันและอุณหภูมิที่ยอดหอกลั่นยังคงควบคุมด้วยระบบพีไอดีเดิม ส่วนการกำหนดอัตราการไหลของปริมาณแนพทาเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น (MV1) ปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลั่น (MV2) และปริมาณแนพทาตัวเบาที่ป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ (MV3) โดยอัตราการไหลของตัวแปรปรับทั้ง 3 ตัวจะถูกกำหนดโดยการคำนวณจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (MPC) และส่งไปเป็นค่าเป้าหมาย (set point) เพื่อให้ระบบพีไอดีเดิมคำนวณและสั่งปรับวาล์วให้เหมาะสมกับค่าเป้าหมาย โดยรูปที่ 5.1(a) แสดงระบบการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาแบบเดิมคือถูกควบคุมด้วยการควบคุมแบบพีไอดีทั้งหมด และรูปที่ 5.1(b) แสดงระบบการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองร่วมกับการควบคุมแบบพีไอดี และแสดงตำแหน่งตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนทุกตัวในระบบการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา




(a) PID Control (b) MPC with PID Control

รูปที่ 5.1 (a-b) แสดงระบบการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

ตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนทั้งหมดถูกนำมาหาความสัมพันธ์เบื้องต้น โดยใช้หลักการพิจารณาตามทฤษฎีการควบคุมหอกลั่น เช่น เมื่อเพิ่มไอน้ำเพื่อให้ความร้อนแก่หอกลั่นเพิ่มขึ้น จะทำให้อุณหภูมิในหอกลั่นสูงขึ้น โดยขั้นตอนนี้ยังไม่สนใจว่าอุณหภูมิในหอกลั่นจะเพิ่มสูงขึ้นเท่าใด เพราะขั้นตอนนี้จะพิจารณาหาความสัมพันธ์เฉพาะทิศทาง

เมื่อปริมาณแนพทาตัวเบา (MV1) ถูกดึงออกจากหอกลั่นมากขึ้น ทำให้ปริมาณแนพทาตัวเบาในชั้นที่ 7 ของหอกลั่นลดลง และปริมาณแนพทาตัวเบาที่ป้อนกลับเข้าหอกลั่นลดลง จึงส่งผลให้แนพทาหนักจากด้านล่างหอกลั่นระเหยขึ้นมาด้านบนหอกลั่นมากขึ้น จึงส่งผลให้ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา (CV1) สูงขึ้น อัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้า (CV2) มากขึ้น อุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่น (CV3) อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่น (CV4) สูงขึ้น ระดับของแนพทาตัวเบาในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น (CV5) และระดับของแนพทาหนักที่ด้านล่างหอกลั่น (CV6) ลดลง

เมื่อปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลั่น (MV2) ถูกใช้มากขึ้นส่งผลให้อุณหภูมิภายในหอกลั่นสูงขึ้น ดังนั้นอุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่น (CV3) อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่น (CV4) สูงขึ้น

เมื่อปริมาณแนพทาตัวเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ (MV3) ถูกใช้มากขึ้นส่งผลให้อุณหภูมิภายในหอกลั่นลดลง ดังนั้นอุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่น (CV3) อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่น (CV4) ลดลง อัตราส่วนระหว่างสายป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสารป้อนเข้า (CV7) สูงขึ้น และระดับของแนพทาตัวเบาที่ถังพักบนยอดหอกลั่น (CV8) ลดลง

ดังคำอธิบายข้างต้นสามารถนำมาเขียนโครงสร้าง และทิศทางความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน ซึ่งแสดงดังตารางที่ 5.1

ตารางที่ 5.1 แสดงทิศทางความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวน ของแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

| **โครงสร้างแบบจำลอง** | MV1 (LN flow) | MV2 (steam flow) | MV3 (reflux flow) | DV1 (feed flow) | DV2 (HN flow) |
|---|---|---|---|---|---|
| CV1 (sulfur content in LN) | ↑ | | | | |
| CV2 (LN per Feed ratio) | ↑ | | | ↓ | |
| CV3 (bottom temperature) | ↑ | ↑ | ↓ | | |
| CV4 (tray#14 temperature) | ↑ | ↑ | ↓ | | |
| CV5 (LN level) | ↓ | | | | |
| CV6 (bottom level) | ↓ | | | | ↓ |
| CV7 (reflux per feed ratio) | | | ↑ | ↓ | |
| CV8 (reflux drum level) | | | ↓ | | |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

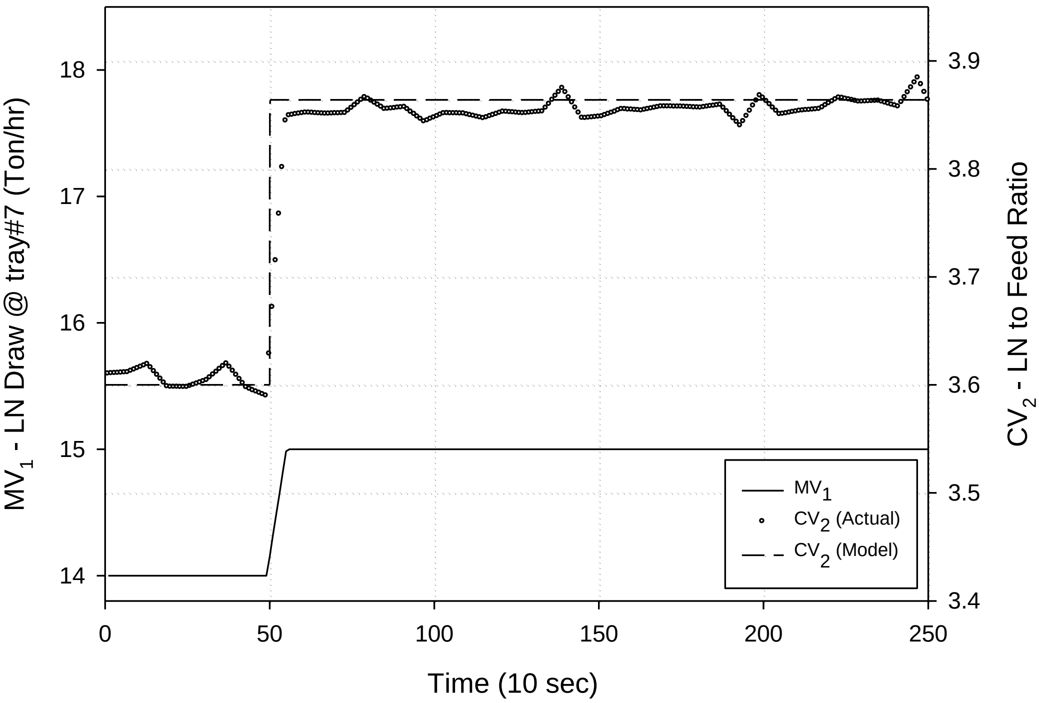
สัญลักษณ์ลูกศรชี้ขึ้น ↑ หมายถึง ตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับมีทิศทางเดียวกัน กล่าวคือเมื่อปรับค่าตัวแปรปรับเพิ่มขึ้นจะทำให้ตัวแปรควบคุมมีค่าเพิ่มขึ้น

สัญลักษณ์ลูกศรชี้ลง ↓ หมายถึง ตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับมีทิศทางตรงข้ามกัน กล่าวคือเมื่อปรับค่าตัวแปรปรับเพิ่มขึ้นจะทำให้ตัวแปรควบคุมมีค่าลดลง

**5.2 การทดสอบแบบสเต็ปของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา (Plant Step Test)**

เมื่อออกแบบโครงสร้าง และทิศทางความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนของแบบจำลอง แสดงดังตารางที่ 5.1 ผู้วิจัยจะตรวจสอบโครงสร้างและทิศทางของแบบจำลอง โดยการทดสอบแบบสเต็ปในกระบวนการผลิตจริง เพื่อให้ได้ข้อมูลพฤติกรรมของตัวแปรขาออกเมื่อตัวแปรขาเข้ามีการเปลี่ยนแปลงแบบสเต็ป เนื่องจากกระบวนการผลิตปกติจะถูกรบกวนด้วยตัวแปรรบกวนต่างๆ ทั้งที่ไม่สามารถควบคุม และไม่สามารถวัดค่าได้ โดยเทคนิคการทดสอบแบบสเต็ปนั้น ขนาดการปรับของตัวแปรปรับมีความสำคัญมาก กล่าวคือขนาดของตัวแปรปรับต้องมีขนาดมากกว่าขนาดที่ใช้ปรับเพื่อควบคุมกระบวนการผลิตในช่วงปกติ และเมื่อมีการปรับเพิ่มค่าตัวแปรปรับแล้วตัวแปรควบคุมที่สนใจต้องมีผลการตอบสนองมากกว่าค่าการแกว่งตัวอันเนื่องมาจากสัญญาณรบกวนตามกระบวนการผลิตปกติ

การทดสอบแบบสเต็ประหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่น (MV1) กับอัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพตัวทาเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น (CV2) ปกติพนักงานควบคุมกระบวนการผลิตจะปรับปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่นเพิ่มขึ้นหรือลดลงครั้งละไม่เกิน 300 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ในการทดสอบแบบสเต็ปจะปรับปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นเพิ่มขึ้นเป็นครั้งละ 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เพื่อให้เห็นการเปลี่ยนแปลงของอัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นอย่างชัดเจน และจากรูปที่ 5.1 จะเห็นได้ว่าผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกเมื่อมีการทดสอบแบบสเต็ป ขนาดการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาออกมีขนาดมากกว่าค่าการแกว่งตัวของตัวแปรขาออกตามกระบวนการผลิตปกติ โดยข้อมูลจากการทดสอบแบบสเต็ปจะถูกนำไปหาค่าอัตราขยาย (gain, K) ค่าเวลาของกระบวนการ (process time, $\tau$) และเวลาเฉื่อย (dead time, $t_d$) ของแบบจำลองได้การทดสอบแบบสเต็ประหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่น กับอัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น สามารถแสดงดังรูปที่ 5.2




รูปที่ 5.2 แสดงตัวอย่างการทดสอบแบบสเต็ประหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่น (MV1) กับอัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น (CV2)

การทดสอบแบบสเต็ปสามารถแบ่งเป็น 4 ตอน ดังนี้

ตอนที่ 1 ศึกษาการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาเข้าคือปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น (MV1) โดยมีขั้นตอนดังนี้

1. ทำการปรับเพิ่มตัวแปรขาเข้าจาก 14,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เป็น 15,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
2. สังเกตผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว โดยขนาดการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาออกทุกตัวต้องมีขนาดมากกว่าค่าการแกว่งตัวของตัวแปรขาออกตามกระบวนการผลิตปกติ
3. เปรียบเทียบทิศทางการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว กับโครงสร้างแบบจำลองที่ได้ออกแบบไว้ดังตารางที่ 5.1 ถ้าทิศทางการตอบสนองของตัวแปรขาออกมีทิศทางตรงกันข้ามให้ทำการทดสอบแบบสเต็ปอีกครั้งเพื่อยืนยันผลการตอบสนองของตัวแปรขาออก
4. เก็บบันทึกข้อมูลของการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว

ตอนที่ 2 ศึกษาการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาเข้า คือปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลั่น (MV2) โดยมีขั้นตอนดังนี้

1. ทำการปรับลดค่าตัวแปรขาเข้าจาก 7,550 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เป็น 7,300 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
2. สังเกตผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว โดยขนาดการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาออกทุกตัวต้องมีขนาดมากกว่าค่าการแกว่งตัวของตัวแปรขาออกตามกระบวนการผลิตปกติ
3. เปรียบเทียบทิศทางการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว กับโครงสร้างแบบจำลองที่ได้ออกแบบไว้ดังตารางที่ 5.1 ถ้าทิศทางการตอบสนองของตัวแปรขาออกมีทิศทางตรงกันข้ามให้ทำการดสอบแบบสเต็ปอีกครั้งเพื่อยืนยันผลการตอบสนองของตัวแปรขาออก
4. เก็บบันทึกข้อมูลของการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว

ตอนที่ 3 ศึกษาการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาเข้า คือ ปริมาณแนพทาตัวเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ (MV3) โดยมีขั้นตอนดังนี้

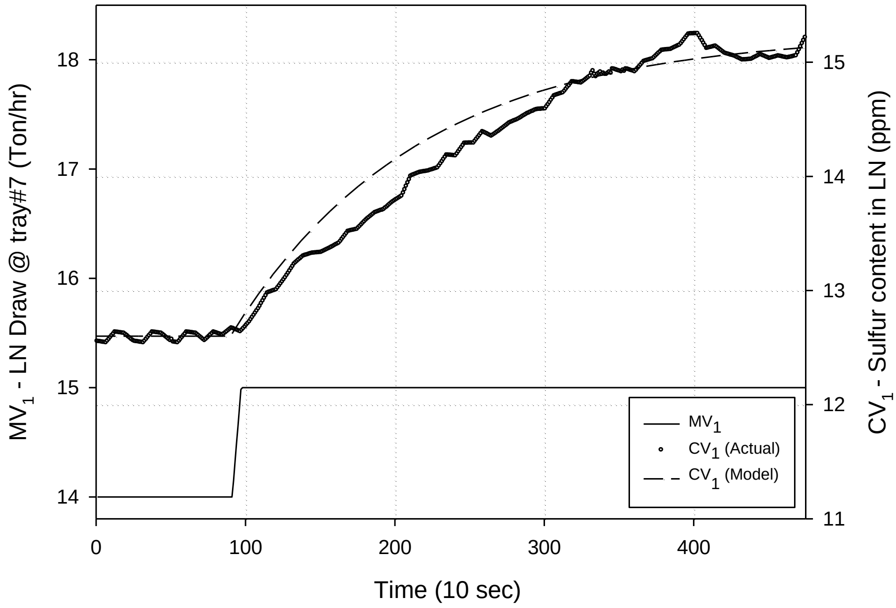
1. ทำการปรับเพิ่มค่าตัวแปรขาเข้าจาก 19,500 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เป็น 21,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
2. สังเกตผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว โดยขนาดการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาออกทุกตัวต้องมีขนาดมากกว่าค่าการแกว่งตัวของตัวแปรขาออกตามกระบวนการผลิตปกติ
3. เปรียบเทียบทิศทางการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว กับโครงสร้างแบบจำลองที่ได้ออกแบบไว้ดังตารางที่ 5.1 ถ้าทิศทางการตอบสนองของตัวแปรขาออกมีทิศทางตรงกันข้ามให้ทำการทดสอบแบบสเต็ปอีกครั้งเพื่อยืนยันผลการตอบสนองของตัวแปรขาออก
4. เก็บบันทึกข้อมูลของการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัว

ตารางสรุปเงื่อนไขที่ใช้ในการทดสอบแบบสเต็ปถูกแสดงดังตารางที่ 5.2

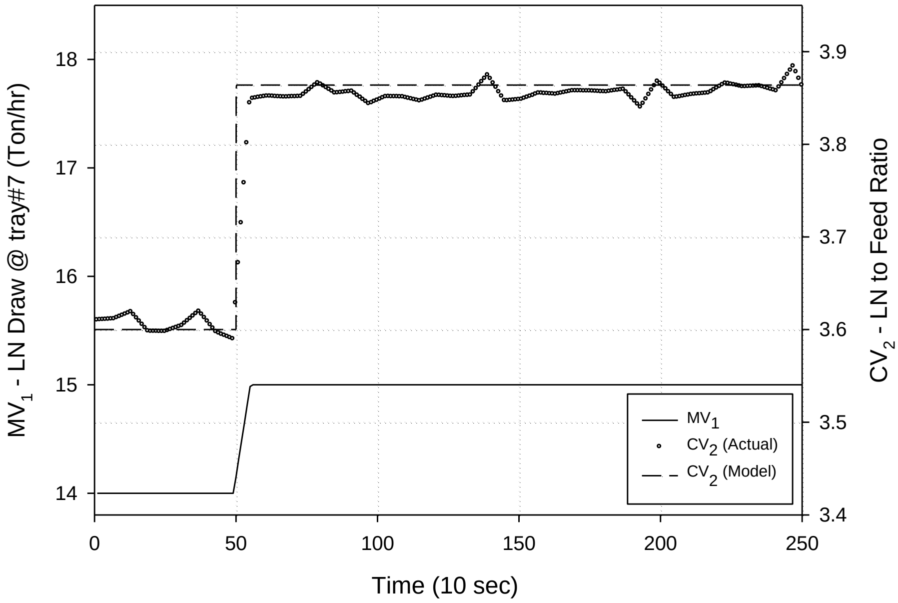
ตารางที่ 5.2 แสดงเงื่อนไขการทดสอบแบบสเต็ปที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

| รายการ | ปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่น (MV1) | ปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลั่น (MV2) | ปริมาณแนพทาตัวเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ (MV3) |
|---|---|---|---|
| อัตราการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาเข้าในกระบวนการผลิตปกติ | 400 กิโลกรัมต่อชั่วโมง | 100 กิโลกรัมต่อชั่วโมง | 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง |
| อัตราการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาเข้าเมื่อทำการทดสอบแบบสเต็ป | 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง | 250 กิโลกรัมต่อชั่วโมง | 1,500 กิโลกรัมต่อชั่วโมง |

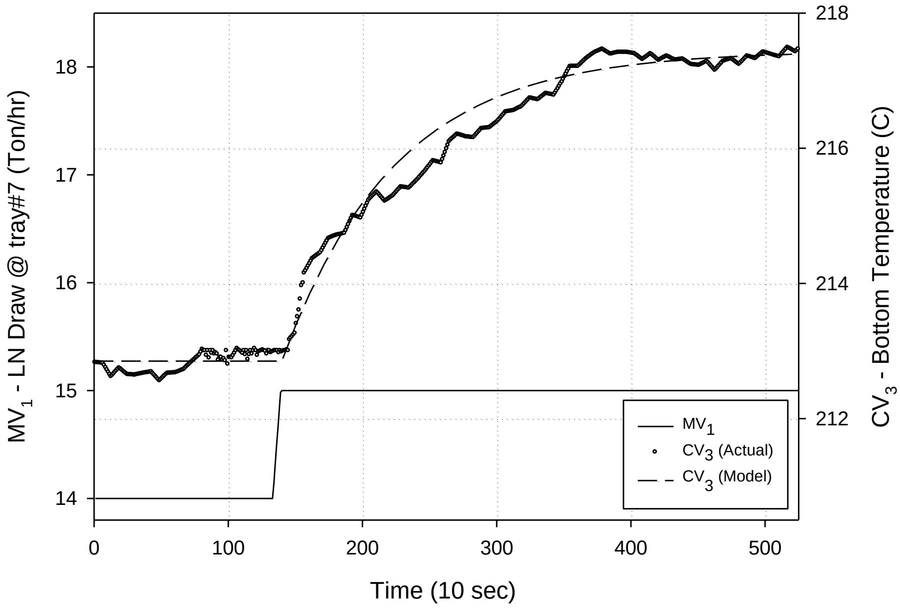
ผลการทดสอบแบบสเต็ปของตัวแปรขาเข้าที่ 1 ต่อตัวแปรขาออกถูกแสดงดังรูปที่ 5.3 ถึงรูปที่ 5.8 ตามลำดับ



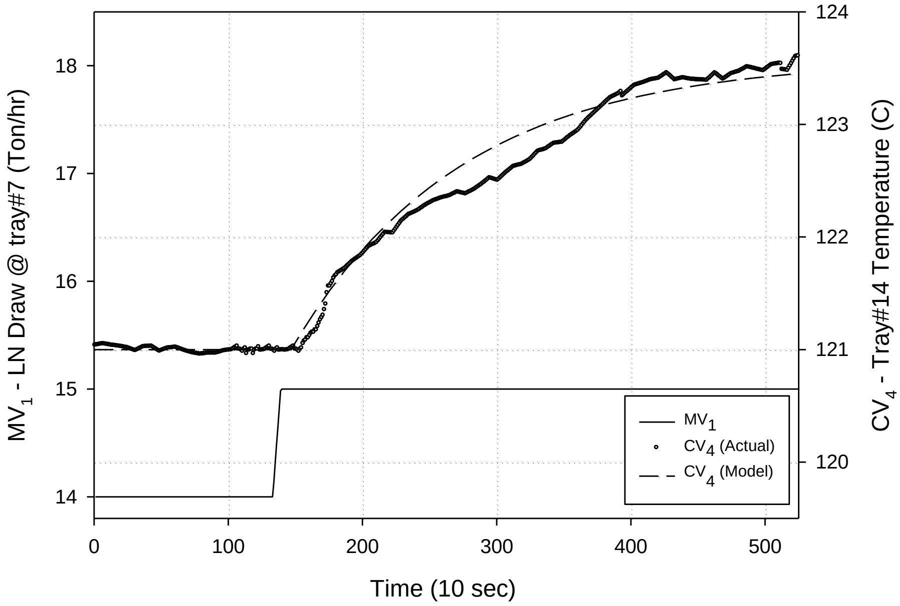

รูปที่ 5.3 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV1เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1



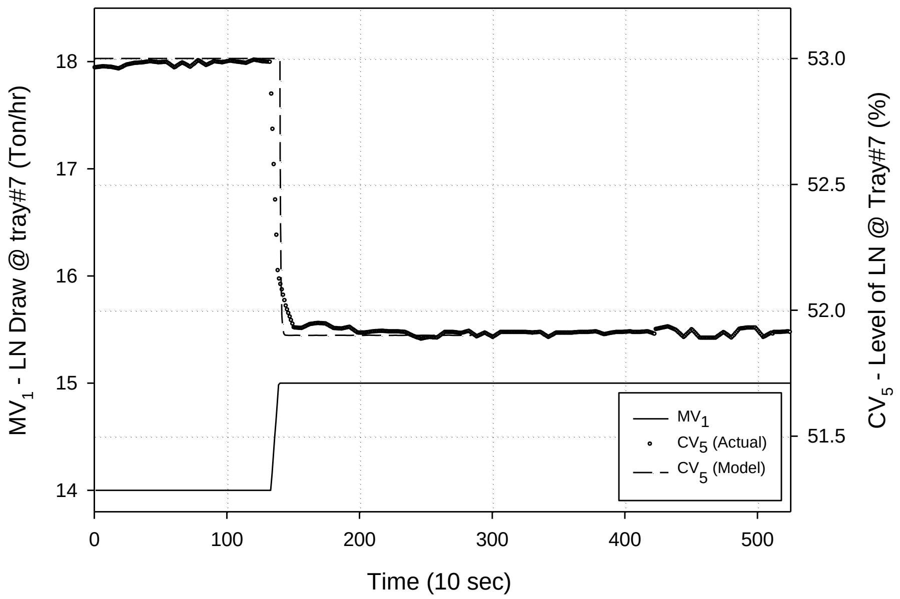

รูปที่ 5.4 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV2 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1



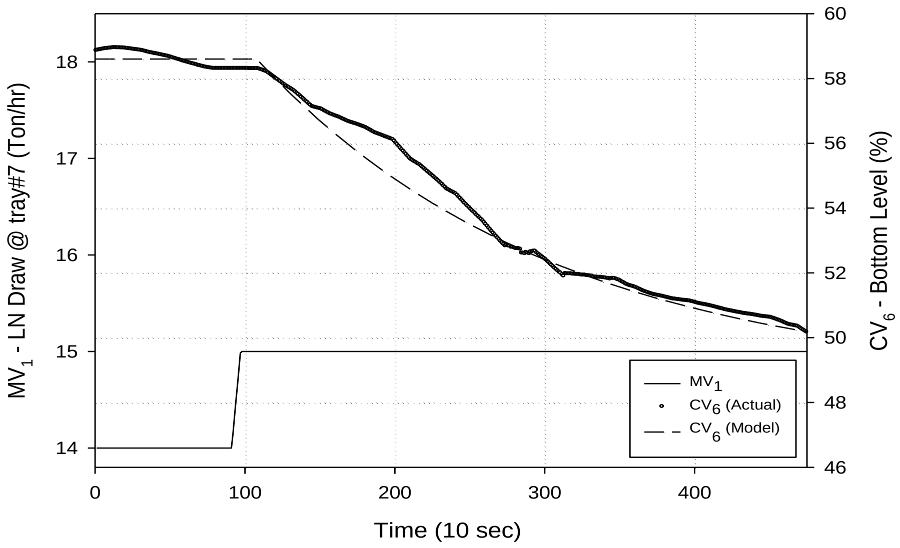

รูปที่ 5.5 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV3 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1




รูปที่ 5.6 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV4 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1

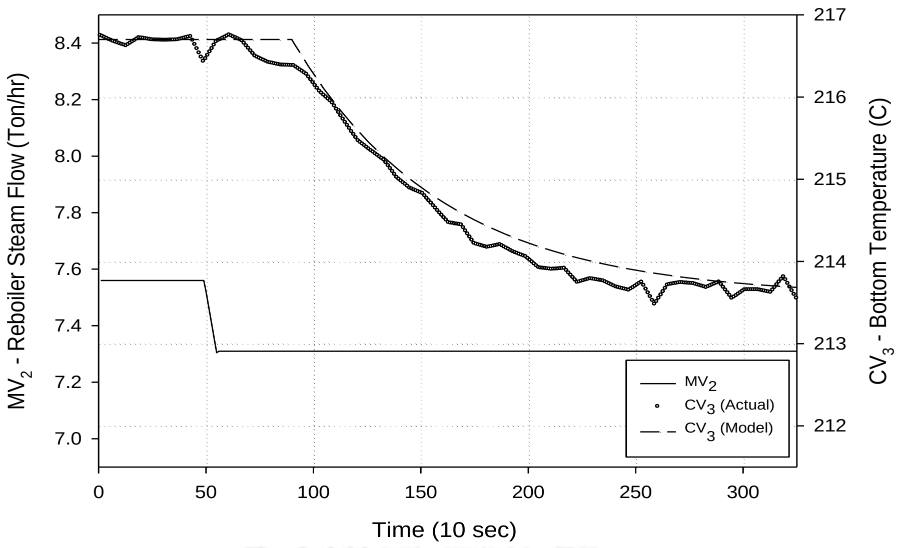



รูปที่ 5.7 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV5 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1

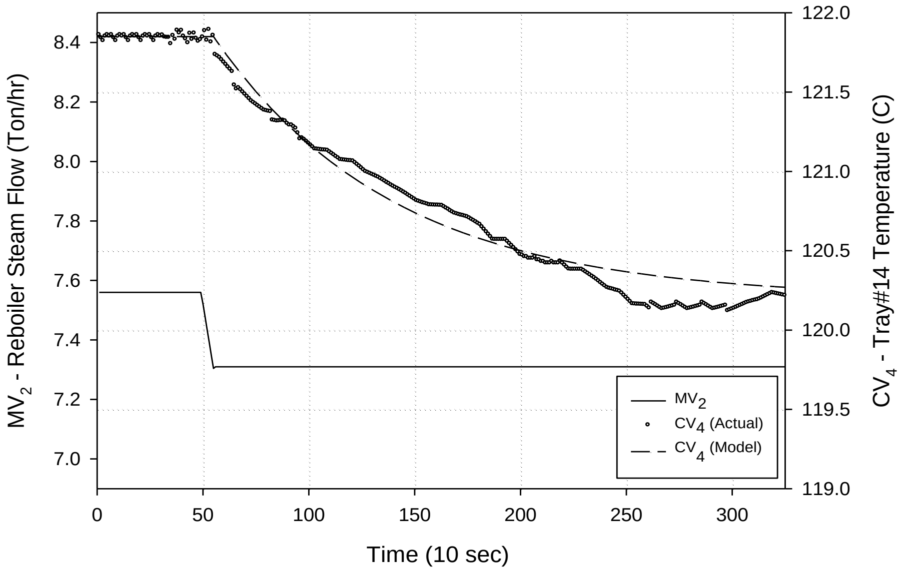



รูปที่ 5.8 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV6 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV1

ผลการทดสอบแบบสเต็ปของตัวแปรขาเข้าที่ 2 ต่อตัวแปรขาออกถูกแสดงดังรูปที่ 5.9 ถึงรูปที่ 5.10 ตามลำดับ

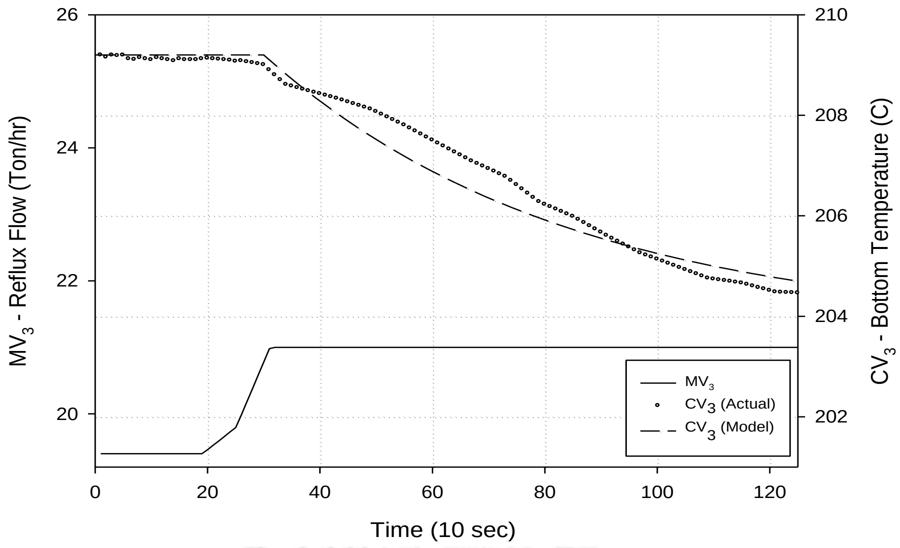



รูปที่ 5.9 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV3 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV2

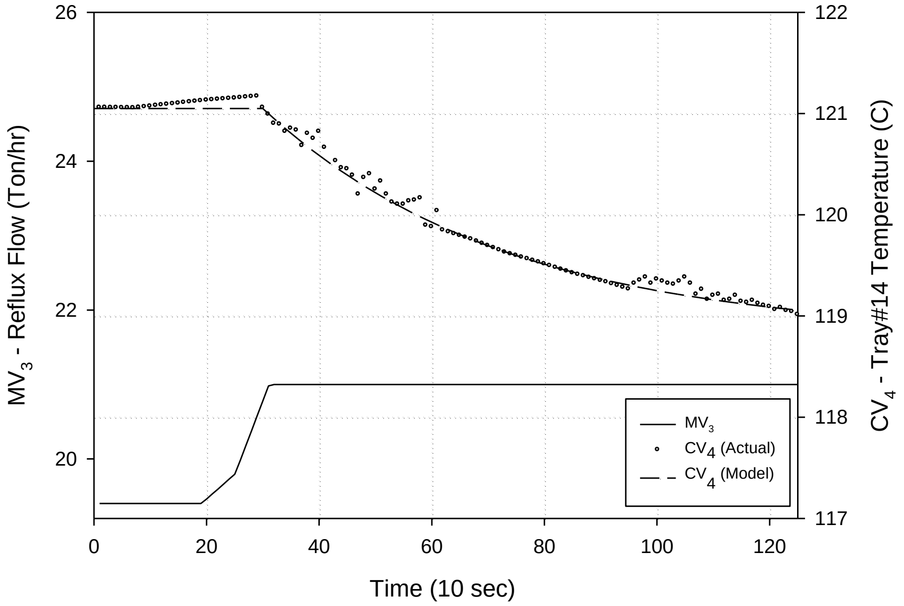



รูปที่ 5.10 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV4 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV2

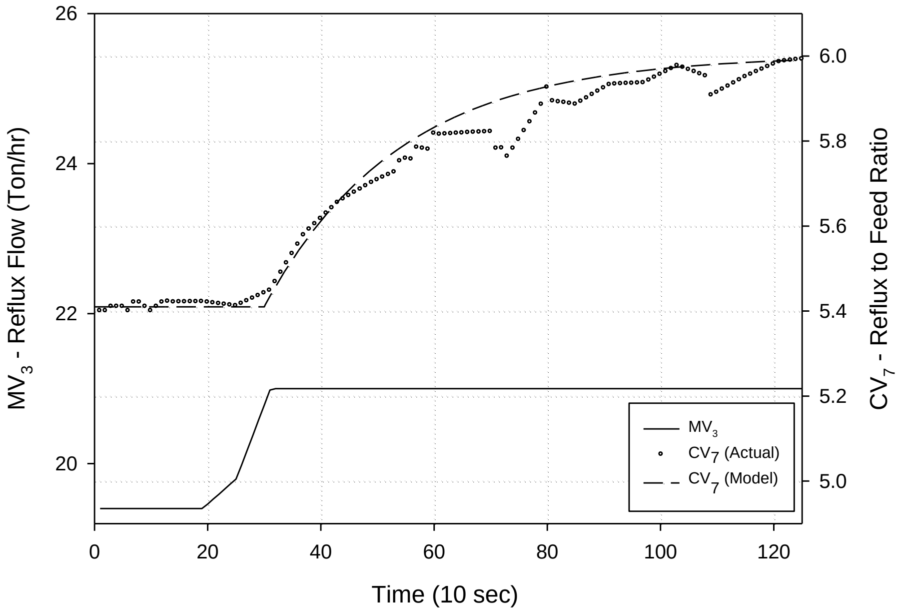
ผลการทดสอบแบบสเต็ปของตัวแปรขาเข้าที่ 3 ต่อตัวแปรขาออกถูกแสดงดังรูปที่ 5.11 ถึงรูปที่ 5.14 ตามลำดับ



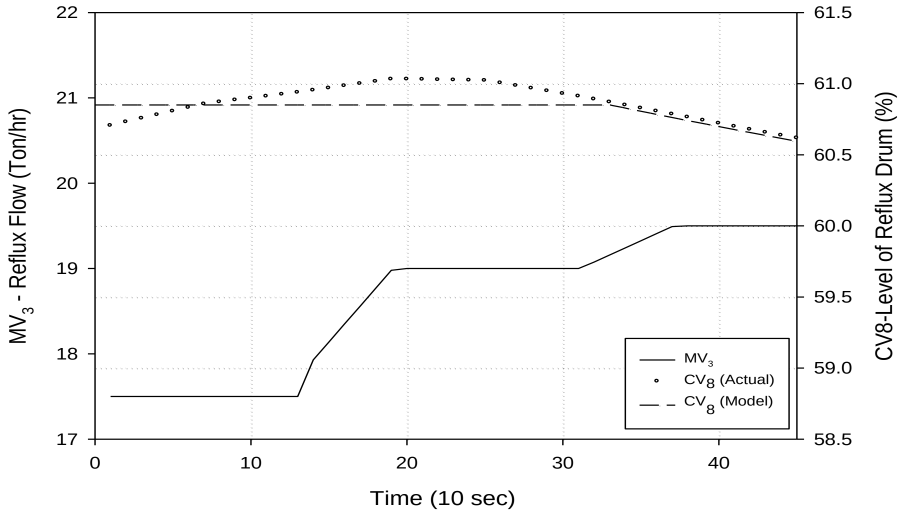

รูปที่ 5.11 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV3 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3




รูปที่ 5.12 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV4 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3

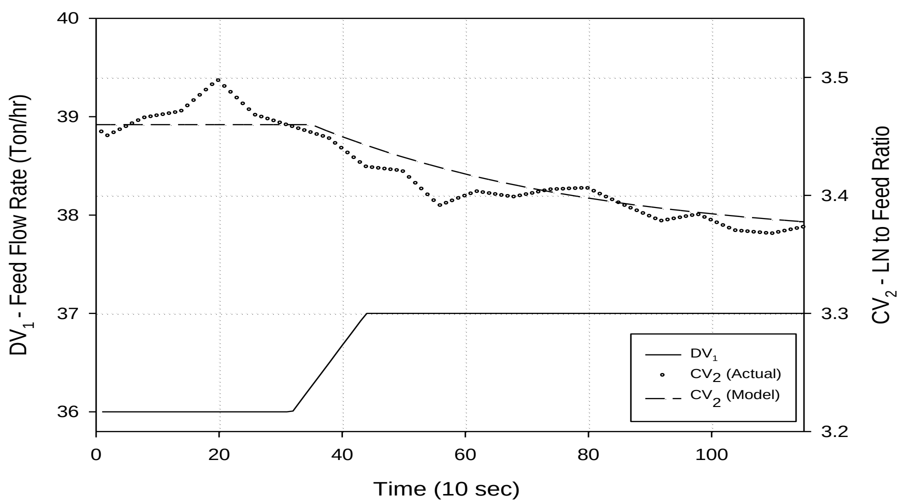



รูปที่ 5.13 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV7 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3

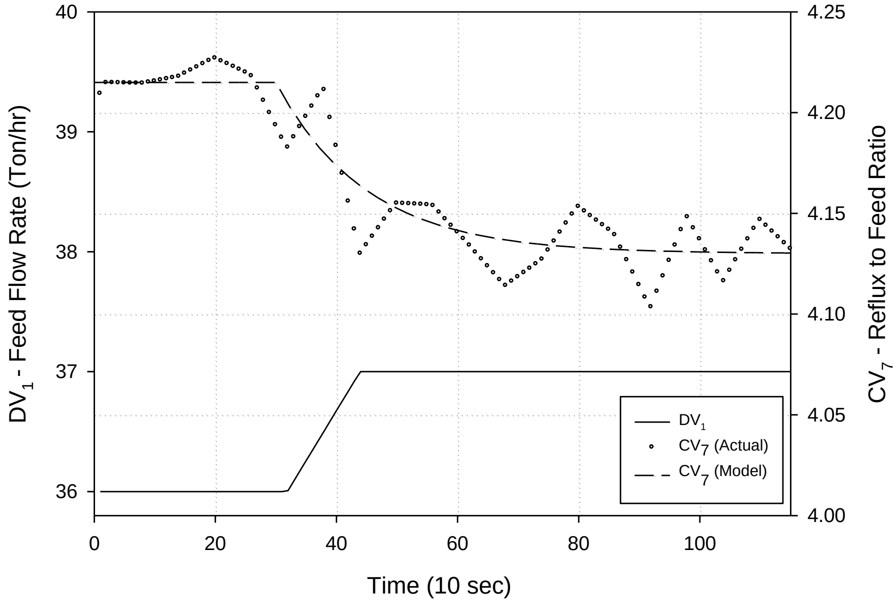



รูปที่ 5.14 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV8 เมื่อมีการปรับตัวแปรขาเข้า MV3

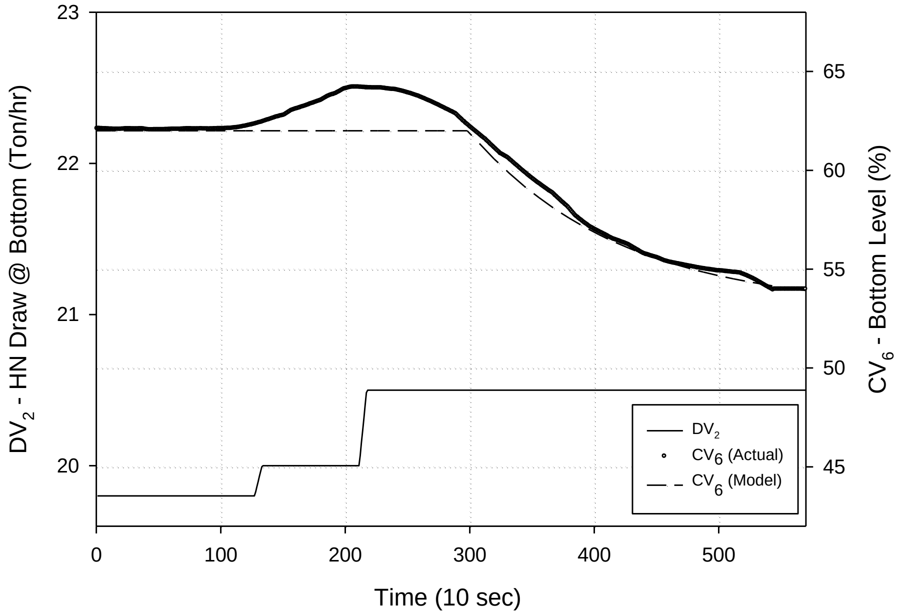
ตอนที่ 4 ศึกษาการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อการเปลี่ยนแปลงตัวแปรรบกวนทั้งสองตัว คือปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 (DV1) และปริมาณแนพทาหนักที่ถูกดึงออกจากด้านล่างหอกลั่น (DV2) โดยมีผลการทดสอบแบบสเต็ปของตัวแปรรบกวนที่ 1 และตัวแปรรบกวนที่ 2 แสดงดังรูปที่ 5.15 ถึงรูปที่ 5.17 ตามลำดับ




รูปที่ 5.15 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV2 เมื่อมีการปรับตัวแปรรบกวน DV1




รูปที่ 5.16 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV7 เมื่อมีการปรับตัวแปรรบกวน DV1




รูปที่ 5.17 แสดงพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออก CV6 เมื่อมีการปรับตัวแปรรบกวน DV2

### 5.3 การสร้างแบบจำลอง โดยใช้ข้อมูลจากการทดสอบแบบสเต็ป

ผู้วิจัยนำข้อมูลการตอบสนองของตัวแปรขาออกที่ได้จากการทดสอบแบบสเต็ป มาหาแบบจำลองกระบวนการ ซึ่งแบบจำลองกระบวนการที่สร้างขึ้นอยู่ภายใต้สมมุติฐานของกระบวนการตอบสนองที่กำลังพิจารณาอยู่นั้นมีลักษณะเป็นแบบระบบอันดับหนึ่งที่มีเวลาเฉื่อย โดยสมมุติฐานนี้มีความแม่นยำเพียงพอในการนำไปประยุกต์ใช้สำหรับอธิบายพฤติกรรมของการตอบสนองของกระบวนการได้ โดยข้อดีของวิธีนี้คือเป็นวิธีที่ง่ายและเป็นที่นิยมใช้กันอย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมการผลิตจริง โดยสมการสมการการถ่ายโอนของแต่ละกระบวนการย่อยมีสมการดังสมการที่ 5.1

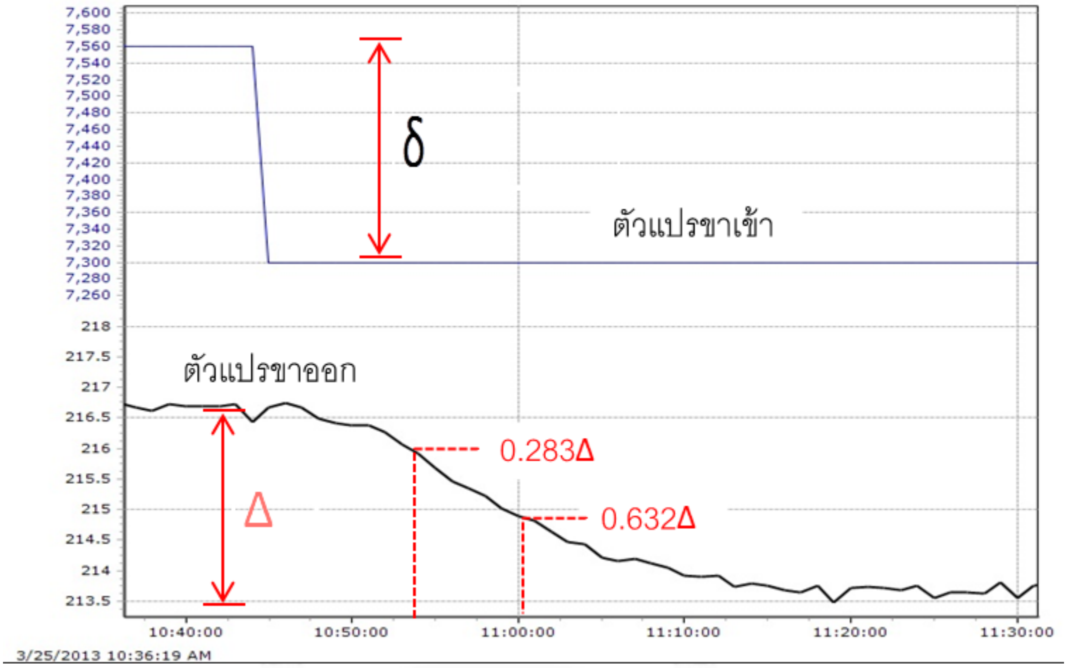
$$G(s) = \frac{Ke^{-t_d s}}{\tau s + 1} \qquad (5.1)$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| โดยที่ | G(s) | คือ | สมการการถ่ายโอนของกระบวนการ |
| | K | คือ | ค่าอัตราขยาย (gain) |
| | $t_d$ | คือ | เวลาเฉื่อย (dead time) |
| | $\tau$ | คือ | เวลาของกระบวนการ (process time) |

การหาค่าของพารามิเตอร์ของสมการสมการการถ่ายโอนของกระบวนการสามารถคำนวณหาค่าพารามิเตอร์ โดยใช้กราฟการตอบสนองซึ่งข้อมูลที่ได้จากกราฟการตอบสนองคือ

1. ขนาดของการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาเข้า ($\delta$)
2. ขนาดของการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาออก ($\Delta$)
3. เวลาที่ตัวแปรขาออกมีค่าเท่ากับ 28.3% และ 63.2 % ของค่าสุดท้าย

โดยรูปที่ 5.18 แสดงกราฟการตอบสนองของกระบวนการสำหรับการคำนวณหาค่าพารามิเตอร์ของสมการสมการการถ่ายโอน




รูปที่ 5.18 แสดงกราฟการตอบสนองของกระบวนการ

จากรูปที่ 5.18 สามารถนำค่าที่อ่านได้จากกราฟมาคำนวณ เพื่อหาค่าพารามิเตอร์ของฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของกระบวนการ โดยหาค่าอัตราขยาย (K) จากสมการที่ 5.2

$$K = \frac{\Delta}{\delta} \tag{5.2}$$

โดยที่ $\Delta$ คือ ขนาดการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาออก

$\delta$ คือ ขนาดการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรขาเข้า

หาค่าเวลาของกระบวนการ (process time, $\tau$ ) จากสมการที่ 5.3

$$\tau = 1.5\times(t_{63.2\%} - t_{28.3\%}) \quad (5.3)$$

โดยที่ $t_{28.3\%}$ คือ เวลาที่ค่าตัวแปรขาออกมีค่าเท่ากับ 28.3% ของค่าสุดท้าย

$t_{63.2\%}$ คือ เวลาที่ค่าตัวแปรขาออกมีค่าเท่ากับ 63.2% ของค่าสุดท้าย

โดยค่าตัวแปรขาออกมีค่าเท่ากับ 28.3% และ 63.2 % ของค่าสุดท้าย สามารถหาได้จากสมการที่ 5.4 และสมการที่ 5.5 ตามลำดับ

ค่าของตัวแปรขาออกที่ 28.3% ของค่าสุดท้าย = ค่าเริ่มต้น + ($\Delta\times 0.283$) (5.4)

ค่าของตัวแปรขาออกที่ 63.2% ของค่าสุดท้าย = ค่าเริ่มต้น + ($\Delta\times 0.632$) (5.5)

หาค่าเวลาเฉื่อย (dead time, $t_d$) จากสมการที่ 5.6

$$t_d = t_{63.2\%} - \tau \quad (5.6)$$

ตัวอย่างการหาค่าพารามิเตอร์ของสมการการถ่ายโอนของกระบวนการด้วยวิธีกราฟการตอบสนองดังที่กล่าวมาข้างต้น โดยใช้ข้อมูลผลการตอบสนองของตัวแปรขาออก (CV2) ต่อการปรับตัวแปรขาเข้า (MV1) ที่ได้จากการทดสอบแบบสเต็ปทีถูกแสดงดังรูปที่ 5.2

- หาค่าอัตราขยาย (K) ได้ดังสมการที่ 5.7

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{0.264}{1} = 0.264 \quad (5.7)$$

- หาค่าของตัวแปรขาออกที่ 28.3% ของค่าสุดท้าย ได้ดังสมการที่ 5.8

ค่าของตัวแปรขาออกที่ 28.3% ของค่าสุดท้าย = ค่าเริ่มต้น + ($\Delta\times 0.283$)

= 3.583 + (0.264 × 0.283)

= 3.658 (5.8)

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

- หาค่าของตัวแปรขาออกที่ 63.2% ของค่าสุดท้าย ได้ดังสมการที่ 5.9

ค่าของตัวแปรขาออกที่ 63.2% ของค่าสุดท้าย = ค่าเริ่มต้น + ($\Delta \times 0.632$)

= 3.583 + (0.264 × 0.632)

= 3.750 (5.9)

- หาค่าเวลาของกระบวนการ (process time, $\tau$ ) ได้ดังสมการที่ 5.10

$$\tau = 1.5 \times (t_{63.2\%} - t_{28.3\%})$$

$$= 1.5 \times (0.339 - 0.114)$$

$$= 0.338 \tag{5.10}$$

- หาค่าเวลาเฉื่อย (dead time, $t_d$) ได้ดังสมการที่ 5.11

$$t_d = t_{63.2\%} - \tau$$

$$= 0.339 - 0.338$$

$$= 0.001 \approx 0 \tag{5.11}$$

ดังนั้นฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของผลตอบสนองของตัวแปรขาออก (CV2) ต่อการปรับตัวแปรขาเข้า (MV1) ที่ได้จากการทดสอบแบบสเต็ปสามารถแสดงดังสมการที่ 5.12

$$\frac{CV2(s)}{MV1(s)} = \frac{0.264}{0.338s+1} \tag{5.12}$$

ค่าพารามิเตอร์ของสมการการถ่ายโอนของผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการปรับตัวแปรขาเข้าตัวที่ 1 (MV1) แบบสเต็ปแสดงดังสมการที่ 5.13 - 5.20

ค่าพารามิเตอร์ของสมการการถ่ายโอนของผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการปรับตัวแปรขาเข้าตัวที่ 2 (MV2) แบบสเต็ปแสดงดังสมการที่ 5.21 - 5.28

ค่าพารามิเตอร์ของสมการการถ่ายโอนของผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการปรับตัวแปรขาเข้าตัวที่ 3 (MV3) แบบสเต็ปแสดงดังสมการที่ 5.29 - 5.36

และค่าพารามิเตอร์ของสมการการถ่ายโอนของผลการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อตัวแปรรบกวน ถูกแสดงดังสมการที่ 5.37 - 5.39

ฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการปรับตัวแปรขาเข้าตัวที่ 1 (MV1)

$$\frac{CV1(s)}{MV1(s)} = \frac{2.65}{125s+1} \tag{5.13}$$

$$\frac{CV2(s)}{MV1(s)} = \frac{0.264}{0.338s+1} \tag{5.14}$$

$$\frac{CV3(s)}{MV1(s)} = \frac{4.59}{98s+1} \tag{5.15}$$

$$\frac{CV4(s)}{MV1(s)} = \frac{2.58e^{-7s}}{126.2s+1} \tag{5.16}$$

$$\frac{CV5(s)}{MV1(s)} = \frac{-1.1}{0.6s+1} \tag{5.17}$$

$$\frac{CV6(s)}{MV1(s)} = \frac{-10e^{-18s}}{199s+1} \tag{5.18}$$

$$\frac{CV7(s)}{MV1(s)} = 0 \tag{5.19}$$

$$\frac{CV8(s)}{MV1(s)} = 0 \tag{5.20}$$

ฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการปรับตัวแปรขาเข้าตัวที่ 2 (MV2)

$$\frac{CV1(s)}{MV2(s)} = 0 \tag{5.21}$$

$$\frac{CV2(s)}{MV2(s)} = 0 \tag{5.22}$$

$$\frac{CV3(s)}{MV2(s)} = \frac{12.5e^{-40s}}{70s+1} \tag{5.23}$$

$$\frac{CV4(s)}{MV2(s)} = \frac{6.6e^{-5s}}{85s+1} \tag{5.24}$$

$$\frac{CV5(s)}{MV2(s)} = 0 \tag{5.25}$$

$$\frac{CV6(s)}{MV2(s)} = 0 \tag{5.26}$$

$$\frac{CV7(s)}{MV2(s)} = 0 \tag{5.27}$$

$$\frac{CV8(s)}{MV2(s)} = 0 \tag{5.28}$$

ฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของตัวแปรขาออกทุกตัวต่อการปรับตัวแปรขาเข้าตัวที่ 3 (MV3)

$$\frac{CV1(s)}{MV3(s)} = 0 \quad (5.29)$$

$$\frac{CV2(s)}{MV3(s)} = 0 \quad (5.30)$$

$$\frac{CV3(s)}{MV3(s)} = \frac{-3.4e^{-6s}}{54s+1} \quad (5.31)$$

$$\frac{CV4(s)}{MV3(s)} = \frac{-1.4e^{-6s}}{43s+1} \quad (5.32)$$

$$\frac{CV5(s)}{MV3(s)} = 0 \quad (5.33)$$

$$\frac{CV6(s)}{MV3(s)} = 0 \quad (5.34)$$

$$\frac{CV7(s)}{MV3(s)} = \frac{0.37}{24s+1} \quad (5.35)$$

$$\frac{CV8(s)}{MV3(s)} = \frac{-1.26e^{-20s}}{112s+1} \quad (5.36)$$

ฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของตัวแปรขาออกต่อตัวแปรรบกวนที่ 1 และตัวแปรรบกวนที่ 2

$$\frac{CV2(s)}{DV1(s)} = \frac{-0.1e^{-5s}}{46s+1} \quad (5.37)$$

$$\frac{CV7(s)}{DV1(s)} = \frac{-0.065}{15s+1} \quad (5.38)$$

$$\frac{CV6(s)}{DV2(s)} = \frac{-12.9e^{-170s}}{120s+1} \quad (5.39)$$

จากฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของตัวแปรขาเข้าทุกตัว ตัวแปรขาออกทุกตัว รวมทั้งตัวแปรรบกวนทุกตัว สามารถนำมาเขียนเป็นฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของระบบรวมในรูปแบบเมทริกซ์ได้ดังสมการที่ 5.40

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

$$\begin{bmatrix} CV1(s) \\ CV2(s) \\ CV3(s) \\ CV4(s) \\ CV5(s) \\ CV6(s) \\ CV7(s) \\ CV8(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{2.65}{125s+1} & 0 & 0 \\ \frac{0.264}{0.338s+1} & 0 & 0 \\ \frac{4.59}{98s+1} & \frac{12.5e^{-40s}}{70s+1} & \frac{-3.4e^{-6s}}{54s+1} \\ \frac{2.58e^{-7s}}{126.2s+1} & \frac{6.6e^{-5s}}{85s+1} & \frac{-1.4e^{-6s}}{43s+1} \\ \frac{-1.1}{0.6s+1} & 0 & 0 \\ \frac{-10e^{-18s}}{199s+1} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \frac{0.37}{24s+1} \\ 0 & 0 & \frac{-1.26e^{-20s}}{112s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} MV1(s) \\ MV2(s) \\ MV3(s) \end{bmatrix}$$

$$+ \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ \frac{-0.1e^{-5s}}{46s+1} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & \frac{-12.9e^{-170s}}{120s+1} \\ \frac{-0.065}{15s+1} & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} DV1(s) \\ DV2(s) \end{bmatrix} \quad (5.40)$$

# บทที่ 6
# การทดสอบแบบจำลองของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

แบบจำลองของหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาจะถูกทดสอบก่อนนำไปประยุกต์ใช้เพื่อควบคุมกระบวนการผลิตจริง โดยมีการทดสอบแบบจำลอง ดังนี้

- ทดสอบเสถียรภาพของระบบ (System stability)
- ทดสอบความสามารถควบคุมได้ (Controllability)
- ทดสอบความสังเกตได้ (Observability)
- ทดสอบแบบจำลองโดยการทำ off-line simulation ด้วยโปรแกรม Profit Controller R320

## 6.1 ทดสอบเสถียรภาพของระบบ (System Stability)

การตรวจสอบเสถียรภาพของระบบสามารถทดสอบได้จากค่าของโพลลูปเปิดของระบบนั้นว่าอยู่ทางซ้ายหรือทางขวาของแกนเชิงซ้อน ซึ่งค่าเจาะจง (eigenvalue, $\lambda$) มีค่าเท่ากับโพลลูปเปิดของเมทริกซ์ A โดยระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาต่อเนื่อง (continuous time linear dynamical system) จะมีเสถียรภาพก็ต่อเมื่อระบบที่ทำเป็นพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุต (discrete time linear dynamical system) มีเสถียรภาพ โดยที่เวลาสุ่ม (sample interval, h) มากกว่าศูนย์

ถ้าเมทริกซ์ A มีค่าเจาะจงเท่ากับ $\lambda_1,\ldots,\lambda_n$ แล้วเมทริกซ์ A ของระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุต มีค่าเจาะจงเท่ากับ $e^{\lambda_i \times h}, \ \ldots, \ e^{\lambda_n \times h}$ โดยมีเวลาสุ่ม (sample interval, h) มากกว่าศูนย์ โดยระบบจะมีเสถียรภาพก็ต่อเมื่อค่าเจาะจงมีค่าน้อยกว่าศูนย์ทุกตัว เมื่อค่าเจาะจงมีค่าน้อยกว่าศูนย์จะทำให้ค่าสัมบูณณ์ของ $e^{\lambda_i \times h}$ มีค่าน้อยกว่าหนึ่ง [13]

ดังนั้นการแปลงระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาต่อเนื่องที่มีเสถียรภาพไปเป็นระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุต โดยที่ระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุตยังคงรักษาเสถียรภาพไว้ได้

ค่าของเมทริกซ์ A สามารถหาได้จากการแปลงฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของระบบรวมในรูปของเมทริกซ์ที่ถูกแสดงดังสมการ 5.40 ไปสู่ระบบเชิงเส้นเวลาต่อเนื่อง ด้วยโปรแกรม MATLAB โดยเมทริกซ์ A ของระบบที่ได้จากโปรแกรม MATLAB ถูกแสดงดังสมการที่ 6.1

$$A = \begin{bmatrix}
-0.048 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & -2.959 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & -0.017 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & -0.0.15 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & -0.625 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.015 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.121 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.049 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.059 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.040 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.073 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.096 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.313 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.016
\end{bmatrix} \quad (6.1)$$

การหาค่าเจาะจง สามารถหาได้จากสมการที่ 6.2

$$\det(\lambda I - A) = 0 \quad (6.2)$$

เมื่อ $I$ คือ เมทริกซ์เอกลักษณ์

$\lambda$ คือ ค่าเจาะจง (eigenvalue)

$A$ คือ แมทริกซ์ของค่าคงที่

เมทริกซ์ A เป็นเมทริกซ์ขนาดใหญ่โดยมี 14 แถว และ 14 คอลัม ผู้วิจัยจึงใช้โปรแกรม MATLAB ในการคำนวณเพื่อหาค่าเจาะจง โดยค่าเจาะจงทั้ง 14 ตัว ถูกแสดงในตารางที่ 6.1

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 6.1 แสดงค่าเจาะจง ($\lambda_i$) ค่าเจาะจงคูณกับเวลาสุ่ม ($\lambda_i \times h$) และค่า $e^{\lambda_i \times h}$

| i | $\lambda_i$ | ($\lambda_i \times h$ (เมื่อ h = 6 นาที) | $e^{\lambda_i \times h}$ |
|---|---|---|---|
| 1 | -2.9586 | -17.7516 | 0.000000019 |
| 2 | -0.625 | -3.75 | 0.023517746 |
| 3 | -0.3125 | -1.875 | 0.153354967 |
| 4 | -0.1211 | -0.7266 | 0.483550269 |
| 5 | -0.0962 | -0.5772 | 0.561468279 |
| 6 | -0.073 | -0.438 | 0.645325783 |
| 7 | -0.0592 | -0.3552 | 0.701033223 |
| 8 | -0.0495 | -0.297 | 0.743044012 |
| 9 | -0.0478 | -0.2868 | 0.750661846 |
| 10 | -0.0408 | -0.2448 | 0.782861095 |
| 11 | -0.0168 | -0.1008 | 0.904113838 |
| 12 | -0.0162 | -0.0972 | 0.907374513 |
| 13 | -0.0151 | -0.0906 | 0.913382991 |
| 14 | -0.0149 | -0.0894 | 0.914479709 |

จากตารางที่ 6.1 เห็นได้ว่าค่าเจาะจงมีค่าเป็นลบทุกตัว และค่าสัมบูณณ์ของ $e^{\lambda_i \times h}$ มีค่าน้อยกว่าหนึ่งทุกตัว แสดงให้เห็นว่าระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาต่อเนื่องและระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุตมีเสถียรภาพ

### 6.2 ทดสอบความสามารถควบคุมได้ (Controllability)

การตรวจสอบความควบคุมได้ของระบบใดๆ สามารถทำได้โดยตรวจสอบเมทริกซ์ความควบคุมได้ (Controllability Matrix) ดังสมการต่อไปนี้

$$\text{เมทริกซ์ความควบคุมได้} = \begin{bmatrix} B & AB & A^2B & \dots & \dots & A^{n-1}B \end{bmatrix} \qquad (6.3)$$

โดยที่ n คือ จำนวนของตัวแปรสเตท

กรณีที่เมทริกซ์ความควบคุมได้เป็นเมทริกซ์จัตุรัส ค่าลำดับชั้นของเมทริกซ์จะหาได้จากค่าดีเทอร์มิแนนต์ของเมทริกซ์นั้น ในกรณีที่ค่าดีเทอร์มิแนนต์ไม่เท่ากับศูนย์ค่าลำดับชั้นจะเท่ากับขนาดของเมทริกซ์ (ลำดับชั้นสูงสุด) ส่วนในกรณีที่เมทริกซ์ความควบคุมได้ไม่เป็นเมทริกซ์จัตุรัส ระบบจะสามารถควบคุมได้ก็ต่อเมื่อแต่ละแถวใดๆ ของเมทริกซ์ไม่สามารถแทนกันหรือเทียบเท่ากันได้

ซึ่งระบบที่ศึกษามีจำนวนสเตทเท่ากับ 14 หรือ n =14 จะสามารถกำหนดเมทริกซ์ความควบคุมได้ดังสมการที่ 6.4

เมทริกซ์ความควบคุมได้ =

$$\begin{bmatrix} B & AB & A^2B & A^3B & A^4B & A^5B & A^6B & A^7B & A^8B & A^9B & A^{10}B & A^{11}B & A^{12}B & A^{13}B \end{bmatrix} \quad (6.4)$$

โดยที่ เมทริกซ์ A คือ เมทริกซ์พลวัตของระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุต มีขนาด $n \times n$ ซึ่งเท่ากับ $14 \times 14$ และเมทริกซ์ A ได้มาจากการแปลงฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของระบบรวมในรูปของเมทริกซ์ที่ถูกแสดงดังสมการ 5.40

เมทริกซ์ B คือ เมทริกซ์ขาเข้าของระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุต มีขนาด $n \times m$ ซึ่งเท่ากับ $14 \times 3$ และเมทริกซ์ B ได้มาจากการแปลงฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของระบบรวมในรูปของเมทริกซ์ที่ถูกแสดงดังสมการ 5.40

เมทริกซ์ความควบคุมได้เป็นเมทริกซ์ขนาดใหญ่ โดยมีขนาด $n \times nm$ ซึ่งเท่ากับ $14 \times 42$ (14 แถว และ 42 คอลัมน์) ผู้วิจัยจึงใช้โปรแกรม MATLAB ในการคำนวณหาเมทริกซ์ความควบคุมได้ โดยเมทริกซ์ความควบคุมได้มีลำดับชั้นเท่ากับ 14 แสดงได้ว่าระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุตมีความควบคุมได้

### 6.3 ทดสอบความสังเกตได้ (Observability)

ระบบที่สามารถสังเกตได้ คือระบบที่มีตัวแปรขาออกที่เลือกไว้สำหรับดูสภาวะของระบบนี้มีข้อมูลเพียงพอที่จะนำมาใช้คาดการณ์หรือทำนายตัวแปรสเตทที่ไม่ได้วัดค่า โดยการตรวจสอบความสังเกตได้ของระบบใดๆ สามารถทำได้โดยตรวจสอบเมทริกซ์ความสังเกตได้ (Observability Matrix) ดังสมการที่ 6.5

$$\text{เมทริกซ์ความสังเกตได้} = \begin{bmatrix} C \\ CA \\ CA^2 \\ \vdots \\ CA^{n-1} \end{bmatrix} \quad (6.5)$$

โดยที่ n คือ จำนวนของตัวแปรสเตท

การพิจารณาว่าเป็นระบบที่สามารถสังเกตได้หรือไม่นั้นให้พิจารณาจากอันดับชั้นของ เมทริกซ์ความสังเกตได้ ถ้าอันดับชั้นมีค่าเท่ากับค่าลำดับชั้นสูงสุดของเมทริกซ์เดียวกันแล้ว ระบบนี้จะเป็นระบบที่สามารถสังเกตได้ด้วยตัวแปรขาออกที่เลือกไว้

ซึ่งระบบที่ศึกษามีจำนวนสเตทเท่ากับ 14 หรือ n =14 จะสามารถกำหนดเมทริกซ์ความสังเกตได้ดังสมการที่ 6.6

$$\text{เมทริกซ์ความสังเกตได้} = \begin{bmatrix} C \\ CA \\ CA^2 \\ CA^3 \\ CA^4 \\ CA^5 \\ CA^6 \\ CA^7 \\ CA^8 \\ CA^9 \\ CA^{10} \\ CA^{11} \\ CA^{12} \\ CA^{13} \end{bmatrix} \quad (6.6)$$

โดยที่ เมทริกซ์ A คือ เมทริกซ์พลวัตของระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุต มีขนาด $n \times n$ ซึ่งเท่ากับ $14 \times 14$ และเมทริกซ์ A ได้มาจากการแปลงฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของระบบรวมในรูปของเมทริกซ์ที่ถูกแสดงดังสมการ 5.40

เมทริกซ์ C คือ เมทริกซ์ขาออกของระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุต มีขนาด $p \times n$ ซึ่งเท่ากับ $8 \times 14$ และเมทริกซ์ C ได้มาจากการแปลงฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของระบบรวมในรูปของเมทริกซ์ที่ถูกแสดงดังสมการ 5.40

เมทริกซ์ความสังเกตได้เป็นเมทริกซ์ขนาดใหญ่ โดยมีขนาด $np \times n$ ซึ่งเท่ากับ $112 \times 14$ (112 แถว และ 14 คอลัมน์) ผู้วิจัยจึงใช้โปรแกรม MATLAB ในการคำนวณหาเมทริกซ์ความสังเกตได้ โดยเมทริกซ์ความสังเกตได้มีลำดับชั้นเท่ากับ 14 แสดงได้ว่าระบบพลวัตเชิงเส้นเวลาวิยุตมีความสังเกตได้

## 6.4 ทดสอบแบบจำลองโดยการทำ off-line simulation ด้วยโปรแกรม Profit Controller R320

ฟังก์ชั่นการถ่ายโอนของแบบจำลองหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาที่ได้จากสมการ 5.40 ถูกนำไปสร้างการจำลองกระบวนการเพื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา (off-line simulation) ด้วยโปรแกรม Profit Controller R320 เพื่อตรวจสอบว่าแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่สร้างขึ้นสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาเมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบได้หรือไม่ โดยในที่นี้ตัวแปรรบกวนที่สำคัญของระบบ คือสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28

วัตถุประสงค์ของการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา คือสามารถควบคุมตัวแปรควบคุมทุกตัวให้อยู่ในขอบเขตของตัวแปรควบคุม โดยการปรับตัวแปรปรับให้น้อยที่สุด และค่าของตัวแปรปรับทุกตัวยังคงอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนด โดยมีสภาวะเริ่มต้นรวมถึงขอบเขตของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับ ดังนี้

ค่าตัวแปรควบคุมทุกตัวของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น รวมถึงขอบเขตของตัวแปรควบคุมทุกตัว แสดงดังตารางที่ 6.2

โดยมี CV1 คือ ปริมาณสารประกอบซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา มีค่าเท่ากับ 13.56 ppm
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 10 < ค่าของ CV1 < 20 )

CV2 คือ อัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ของหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 3.622
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 3.0 < ค่าของ CV2 < 4.0 )

CV3 คือ อุณหภูมิที่ด้านล่างหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 215.7 องศาเซลเซียส
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 210 < ค่าของ CV3 < 220 )

CV4 คือ อุณหภูมิที่ชั้นที่ 14 ของหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 122.2 องศาเซลเซียส
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 120 < ค่าของ CV4 < 125 )

CV5 คือ ระดับของแนพทาตัวเบาในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 53.21 เปอร์เซ็นต์
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 40 < ค่าของ CV5 < 75 )

CV6 คือ ระดับของแนพทาหนักที่ด้านล่างหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 69.39 เปอร์เซ็นต์
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 40 < ค่าของ CV6 < 75 )

CV7 คือ อัตราส่วนระหว่างสารป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 มีค่าเท่ากับ 4.642

ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 4.0 < ค่าของ CV7 < 5.0 )

CV8 คือ ระดับของแนพทาตัวเบาที่ถังพักบนยอดหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 59.77 เปอร์เซ็นต์

ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 40 < ค่าของ CV8 < 75 )

ตารางที่ 6.2 แสดงค่าตัวแปรควบคุมทุกตัวของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น รวมถึงขอบเขตล่างและขอบเขตบนของตัวแปรควบคุมทุกตัว

| CV | STATUS | VALUE | STEADY STATE | LOW LIMIT | HIGHT LIMIT |
|---|---|---|---|---|---|
| CV 1 (sulfur content in LN) | GOOD | 13.56 | 13.56 | 10.0 | 20.0 |
| CV 2 (LN per Feed ratio) | GOOD | 3.622 | 3.622 | 3.0 | 4.0 |
| CV 3 (bottom temperature) | GOOD | 215.7 | 215.7 | 210.0 | 220.0 |
| CV 4 (tray#14 temperature) | GOOD | 122.2 | 122.2 | 120.0 | 125.0 |
| CV 5 (LN level) | GOOD | 53.21 | 53.22 | 40.0 | 75.0 |
| CV 6 (bottom level) | GOOD | 69.39 | 70.11 | 40.0 | 75.0 |
| CV 7 (reflux per feed ratio) | GOOD | 4.642 | 4.642 | 4.0 | 5.0 |
| CV 8 (reflux drum level) | GOOD | 59.77 | 58.28 | 40.0 | 75.0 |

ค่าตัวแปรปรับทุกตัวของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น รวมถึงขอบเขตของตัวแปรปรับทุกตัวแสดงดังตารางที่ 6.3

โดยมี MV1 คือ ปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 13,351 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 12,000 < ค่าของ MV1 < 15,000 )

MV2 คือ ปริมาณไอน้ำที่ใช้เพื่อให้ความร้อนกับหอกลั่น
มีค่าเท่ากับ 7,669 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 7,000 < ค่าของ MV2 < 7,800 )

MV3 คือ ปริมาณแนพทาตัวเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ
มีค่าเท่ากับ 16,871 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
ซึ่งอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ( 14,000 < ค่าของ MV3 < 18,000 )

ตารางที่ 6.3 แสดงค่าตัวแปรปรับทุกตัวของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น รวมถึงขอบเขตล่าง และขอบเขตบนของตัวแปรปรับทุกตัว

| MV | STATUS | VALUE | MOVE | STEADY STATE | LOW LIMIT | HIGHT LIMIT |
|---|---|---|---|---|---|---|
| MV 1 (LN flow) | ON | 13,351 | 0 | 13,351 | 12,000 | 15,000 |
| MV 2 (steam flow) | ON | 7,669 | 0 | 7,669 | 7,000 | 7,800 |
| MV 3 (reflux flow) | ON | 16,871 | 0 | 16,871 | 14,000 | 18,000 |

ค่าของตัวแปรรบกวนของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้นแสดงดังตารางที่ 6.4

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 6.4 แสดงค่าตัวแปรรบกวนที่ 1 และค่าตัวแปรรบกวนที่ 2 ของแบบจำลอง ณ สภาวะเริ่มต้น

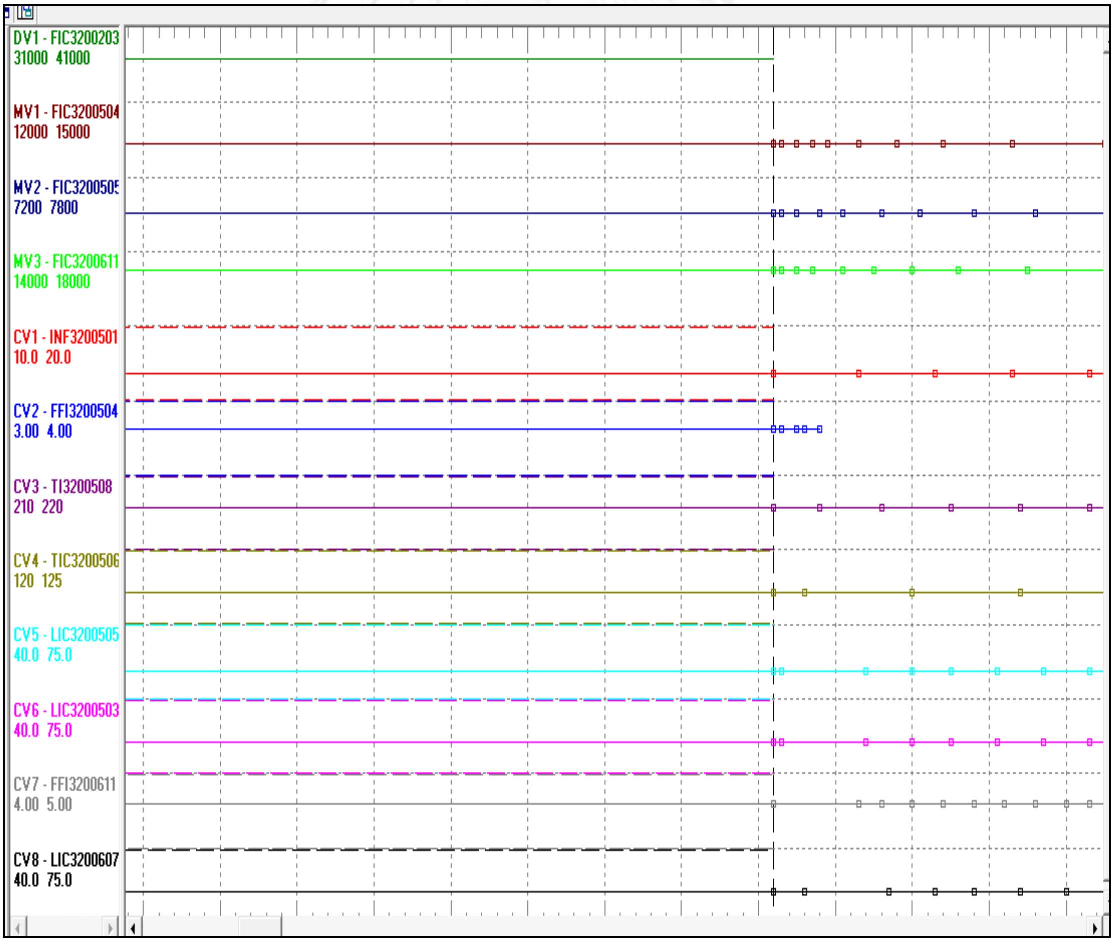
| DV | START VALUE | DISTURBANCE | CURRENT VALUE |
|---|---|---|---|
| DV 1 (feed flow) | 36,824 | 0 | 36,824 |
| DV 2 (HN flow) | 20,012 | 0 | 20,012 |

โดยมี DV 1 คือ สารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 มีค่าเท่ากับ 36,824 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

DV 2 คือ ปริมาณแนพทาหนักที่ถูกดึงออกจากด้านล่างหอกลั่น มีค่าเท่ากับ 20,012 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

ค่าเริ่มต้นของตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ ตัวแปรรบกวนของแบบจำลองรวมถึงขอบเขตบนและขอบเขตล่างของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับทุกตัว ได้มาจากข้อมูลการทดสอบแบบ สเต็ปที่กระบวนการผลิตจริง แล้วนำข้อมูลที่ได้มาสร้างการจำลองกระบวนการเพื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

รูปที่ 6.1 แสดงค่าของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับของแบบจำลองการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาที่สภาวะเริ่มต้น โดยไม่มีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบ จากรูปที่ 6.1 กราฟค่าตัวแปรควบคุมที่สำคัญทุกตัวอยู่ในขอบเขตที่กำหนด แสดงว่าแบบจำลองนี้สามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาที่สภาวะเริ่มต้นได้



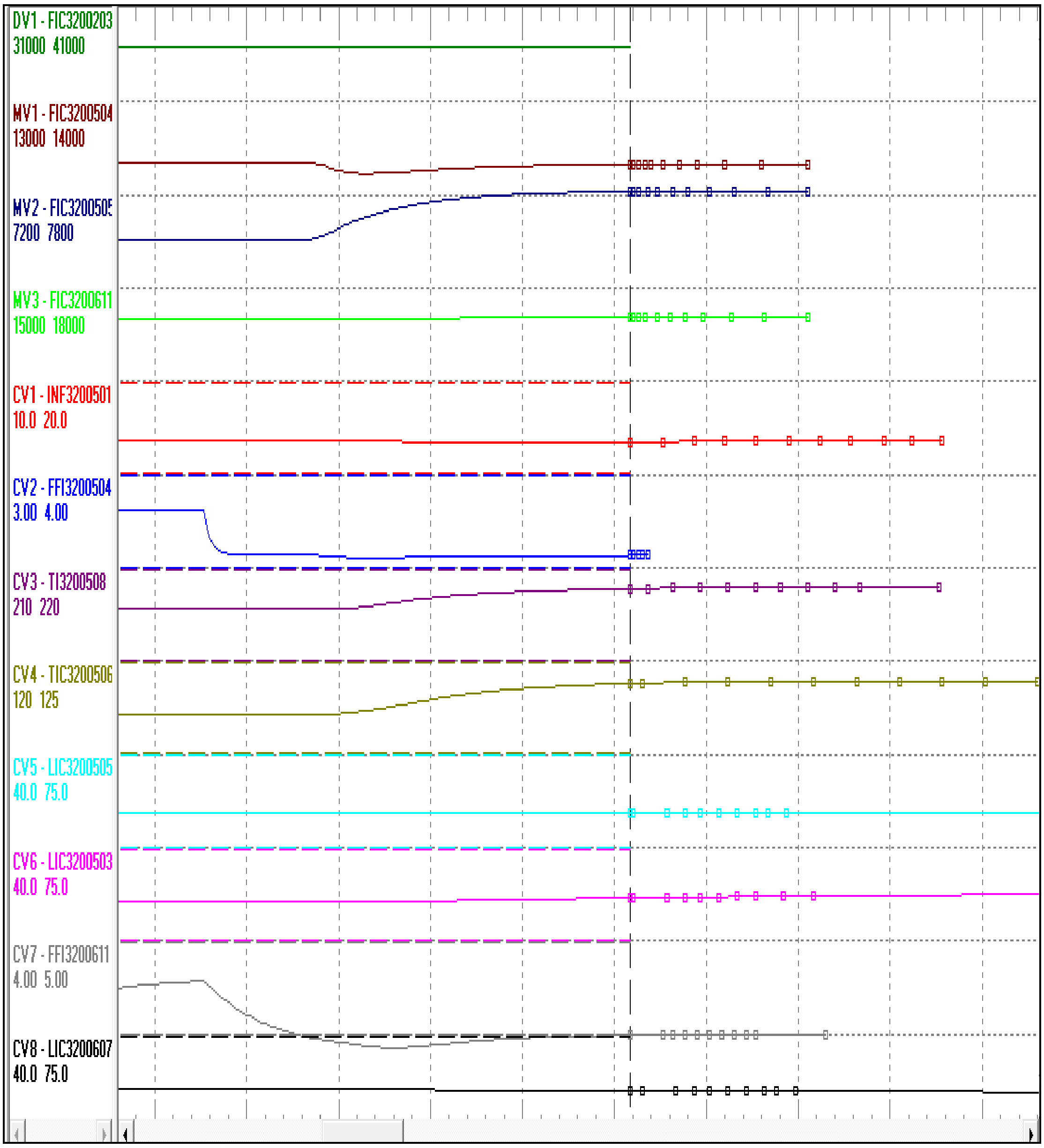

รูปที่ 6.1 แสดงค่าของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับของแบบจำลอง โดยแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้ที่สภาวะเริ่มต้น เมื่อไม่มีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบ

ผู้วิจัยตรวจสอบความสามารถของแบบจำลองควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา เมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบเพิ่มขึ้นร้อยละสิบ โดยตัวแปรรบกวนที่กระทบกับการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาในกระบวนการผลิตจริงคือสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ซึ่งอัตราการเปลี่ยนแปลงปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ในกระบวนการผลิตจริงนั้นมีค่าสูงสุดประมาณ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ดังนั้นจึงตรวจสอบแบบจำลองโดยการปรับสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง การปรับเพิ่มค่าตัวแปรรบกวนถูกแสดงดังตารางที่ 6.5 ส่วนผลการจำลองการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาเมื่อมีการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ถูกแสดงดังรูปที่ 6.2

ตารางที่ 6.5 แสดงการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

| DV | START VALUE | DISTURBANCE | CURRENT VALUE |
|---|---|---|---|
| DV 1 (feed flow) | 36,824 | 3,600 | 36,824 |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University




รูปที่ 6.2 แสดงแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เมื่อมีการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

จากรูปที่ 6.2 เมื่อปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จะส่งผลต่ออัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น (CV2) ลดลง และอัตราส่วนระหว่างสารป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น (CV7) ลดลง แบบจำลองจึงปรับเพิ่มปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น (MV1) และปรับเพิ่มปริมาณแนพทาตัวเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ (MV3) เพื่อให้ค่า CV2 และ CV7 ยังคงอยู่ในขอบเขตของตัวแปรควบคุม ดังนั้นรูปที่ 6.2 แสดงกราฟค่าตัวแปรควบคุมที่สำคัญทุกตัวอยู่ในขอบเขต

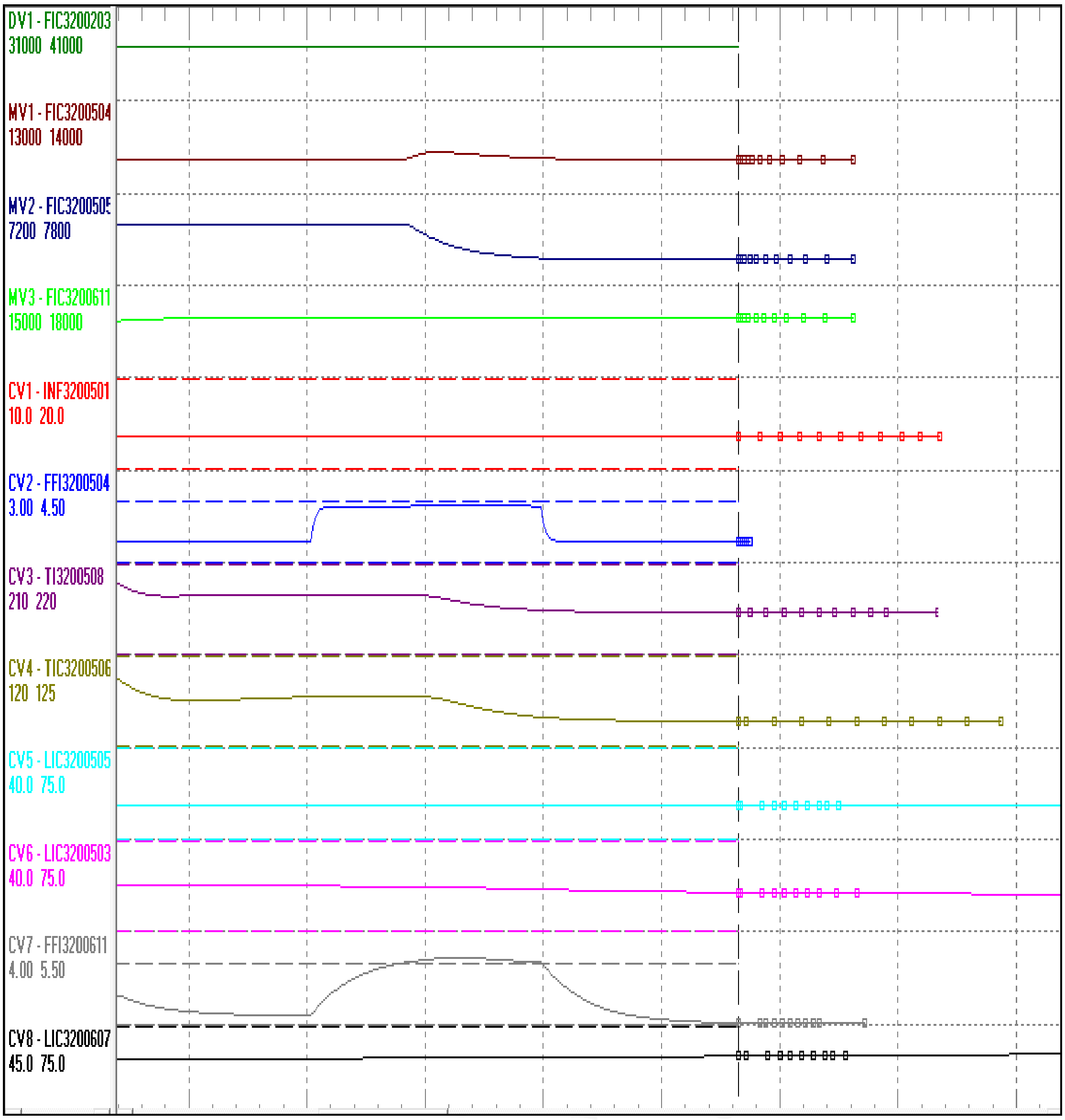
ที่กำหนด ซึ่งแสดงว่าแบบจำลองนี้สามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาเมื่อมีการปรับตัวแปรรบกวน คือปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้น 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมงได้

ตรวจสอบความสามารถของแบบจำลองควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา เมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบลดลงร้อยละสิบ โดยการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ลดลง 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง แสดงดังตารางที่ 6.6 และผลการตรวจสอบแสดงดังรูปที่ 6.3

ตารางที่ 6.6 แสดงการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ลดลง 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

| DV | START VALUE | DISTURBANCE | CURRENT VALUE |
|---|---|---|---|
| DV 1 (feed flow) | 36,824 | -3,600 | 36,824 |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

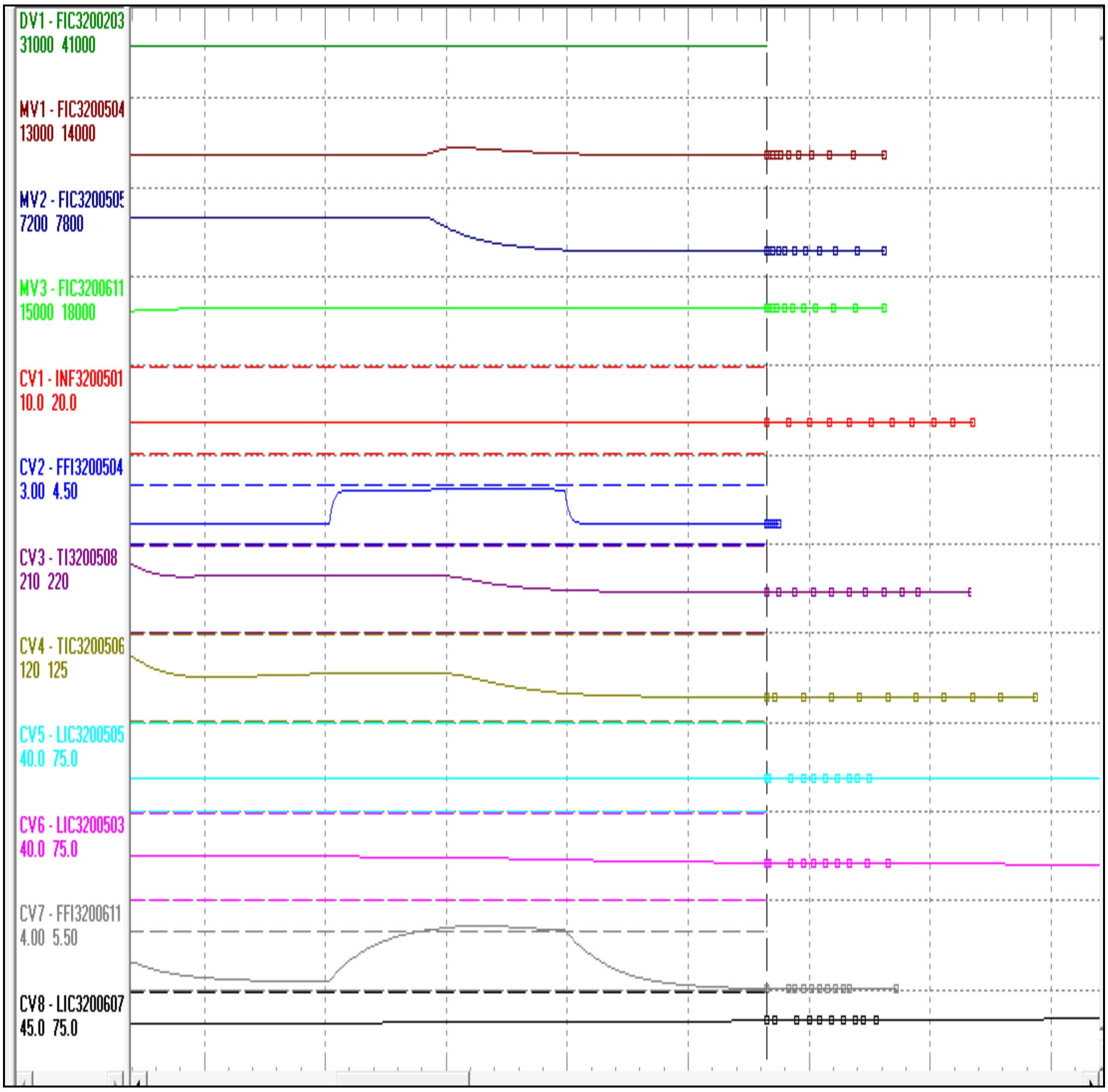



รูปที่ 6.3 แสดงแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เมื่อมีการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ลดลง 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

จากรูปที่ 6.3 เมื่อปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ลดลง 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จะส่งผลต่ออัตราส่วนระหว่างปริมาณแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น (CV2) และอัตราส่วนระหว่างสารป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอต่อสารป้อนเข้าหอกลั่น (CV7) เพิ่มขึ้น แบบจำลองจึงปรับลดปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในชั้นที่ 7 ของหอกลั่น (MV1) และปรับลดปริมาณแนพทาตัวเบาป้อนกลับเข้าหอกลั่นที่ยอดหอ (MV3) เพื่อให้ค่า CV2 และ CV7 ยังคงอยู่ในขอบเขตของตัวแปรควบคุม ดังนั้นรูปที่ 6.3 แสดงกราฟค่าตัวแปรควบคุมที่สำคัญทุกตัวอยู่ในขอบเขตที่กำหนด ซึ่งแสดงว่าแบบจำลองนี้สามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาเมื่อมีการปรับตัวแปร

รบกวน คือปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 ลดลง 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมงได้ และผู้วิจัยได้ทำการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้นและลดลงครั้งละ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมงอีกครั้ง โดยแบบจำลองแสดงให้เห็นว่ายังคงสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้ และผลของการจำลองแสดงดังรูปที่ 6.4 โดยมีค่าตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับทุกตัวของผลการจำลองยังคงอยู่ในขอบเขตที่กำหนดซึ่งถูกแสดงดังตารางที่ 6.7 และตารางที่ 6.8 ตามลำดับ




รูปที่ 6.4 แสดงแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้เมื่อมีการปรับปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นในชั้นที่ 28 เพิ่มขึ้นและลดลงครั้งละ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

ตารางที่ 6.7 แสดงค่าตัวแปรควบคุมทุกตัวของผลการจำลองยังคงอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนด เมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบเพิ่มขึ้นและลดลงครั้งละ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

| CV | STATUS | VALUE | STEADY STATE | LOW LIMIT | HIGHT LIMIT |
|---|---|---|---|---|---|
| CV 1 (sulfur content in LN) | GOOD | 13.55 | 13.55 | 10 | 20.0 |
| CV 2 (LN per Feed ratio) | GOOD | 3.622 | 3.622 | 3.0 | 4.0 |
| CV 3 (bottom temperature) | GOOD | 215.7 | 215.7 | 210.0 | 220.0 |
| CV 4 (tray#14 temperature) | GOOD | 122.2 | 122.2 | 120.0 | 125.0 |
| CV 5 (LN level) | GOOD | 53.20 | 53.32 | 40.0 | 75.0 |
| CV 6 (bottom level) | GOOD | 67.94 | 72.21 | 40.0 | 75.0 |
| CV 7 (reflux per feed ratio) | GOOD | 4.646 | 4.647 | 4.0 | 5.0 |
| CV 8 (reflux drum level) | GOOD | 61.09 | 57.54 | 40.0 | 75.0 |

ตารางที่ 6.8 แสดงค่าตัวแปรปรับทุกตัวของผลการจำลองยังคงอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนด เมื่อมีตัวแปรรบกวนเข้ามาในระบบเพิ่มขึ้นและลดลงครั้งละ 3,600 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

| MV | STATUS | VALUE | MOVE | STEADY STATE | LOW LIMIT | HIGHT LIMIT |
|---|---|---|---|---|---|---|
| MV 1 (LN flow) | ON | 13,332 | 0 | 13,332 | 12,000 | 15,000 |
| MV 2 (steam flow) | ON | 7,534 | 0 | 7,534 | 7,000 | 7,800 |
| MV 3 (reflux flow) | ON | 17,020 | 0 | 17,020 | 14,000 | 18,000 |

# บทที่ 7
# ผลการทดลอง การวิเคราะห์และสรุปผลการวิจัย

บทนี้จากกล่าวถึงผลการทดลองที่ได้สร้างแบบจำลอง และติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา โดยมีการเปรียบเทียบประสิทธิภาพระหว่างการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมแบบพีไอดีกับตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง และนำไปสู่การสรุปผล รวมทั้งสรุปข้อเสนอแนะแนวทางการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

## 7.1 ผลการสร้างแบบจำลองควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

ข้อมูลการตอบสนองของตัวแปรขาออกที่ได้จากการทดสอบแบบสเต็ปถูกนำมาหาค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองกระบวนการ ซึ่งแบบจำลองกระบวนการที่สร้างขึ้นอยู่ภายใต้สมมุติฐานของกระบวนการตอบสนองที่มีลักษณะเป็นแบบระบบอันดับหนึ่งที่มีเวลาเฉื่อย โดยค่าอัตราขยาย (gain, K) เวลาของกระบวนการ (time constant, $\tau$) และเวลาเฉื่อย (dead time, $t_d$) ของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ถูกแสดงดังตารางที่ 7.1 ซึ่งเวลาของกระบวนการและเวลาเฉื่อยมีหน่วยเป็น 10 วินาที

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

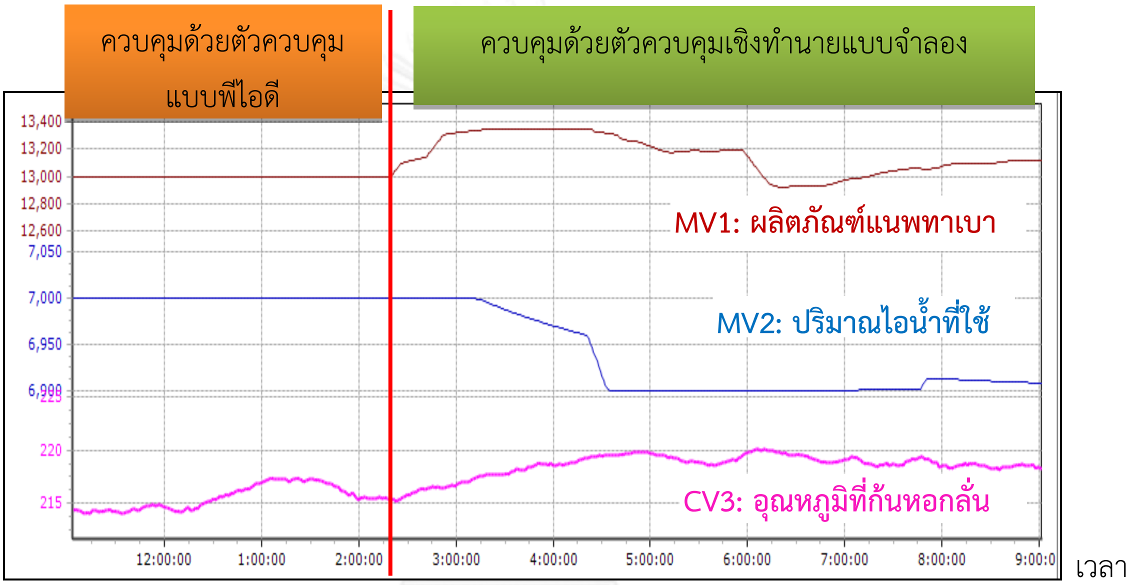
ตารางที่ 7.1 แสดงค่าพารามิเตอร์ของแบบจำลองกระบวนการอันดับหนึ่ง

| | MV 1<br>(LN flow) | MV 2<br>(steam flow) | MV 3<br>(reflux flow) | DV 1<br>(feed flow) | DV 2<br>(HN flow) |
|---|---|---|---|---|---|
| CV 1<br>(sulfur content in LN) | K = 2.65<br>$t_d$ = 0<br>$\tau$ = 125 | No Model | No Model | No Model | No Model |
| CV 2<br>(LN per Feed ratio) | K = 0.264<br>$t_d$ = 0<br>$\tau$ = 0.338 | No Model | No Model | K = -0.1<br>$t_d$ = 5<br>$\tau$ = 46 | No Model |
| CV 3<br>(bottom temperature) | K = 4.59<br>$t_d$ = 0<br>$\tau$ = 98 | K = 12.5<br>$t_d$ = 40<br>$\tau$ = 70 | K = -3.4<br>$t_d$ = 6<br>$\tau$ = 54 | No Model | No Model |
| CV 4<br>(tray#14 temperature) | K = 2.58<br>$t_d$ = 7<br>$\tau$ = 126.2 | K = 6.6<br>$t_d$ = 5<br>$\tau$ = 85 | K = -1.4<br>$t_d$ = 6<br>$\tau$ = 43 | No Model | No Model |
| CV 5<br>(LN level) | K = -1.1<br>$t_d$ = 0<br>$\tau$ = 0.6 | No Model | No Model | No Model | No Model |
| CV 6<br>(bottom level) | K = -10<br>$t_d$ = 18<br>$\tau$ = 199 | No Model | No Model | No Model | K = -12.9<br>$t_d$ = 170<br>$\tau$ = 120 |
| CV 7<br>(reflux per feed ratio) | No Model | No Model | K = 0.37<br>$t_d$ = 0<br>$\tau$ = 24 | K = -0.065<br>$t_d$ = 0<br>$\tau$ = 15 | No Model |
| CV 8<br>(reflux drum level) | No Model | No Model | K = -1.26<br>$t_d$ = 20<br>$\tau$ = 112 | No Model | No Model |

## 7.2 ผลการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

กรณีศึกษานี้จะเปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมระหว่างตัวควบคุมแบบพีไอดี กับตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ซึ่งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองจะทำการควบคุมด้วยเทคนิคซึ่งอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ โดยในกรณีศึกษานี้จะใช้แบบจำลองที่สร้างขึ้นจากวิธีการตอบสนองของตัวแปรขาออกแบบสเต็ป และทำการติดตั้งแบบจำลองที่สร้างขึ้นกับระบบควบคุมอัตโนมัติ Distributed Control System (DCS) เพื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาในกระบวนการผลิตจริง และพนักงานควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาสามารถใช้งานตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองนี้ตั้งแต่เดือน พฤษภาคม 2556 โดยการทดลองใช้ตัวควบคุมในช่วงแรกได้รับข้อแนะนำจากพนักงานควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา และมีการปรับแต่งแบบจำลองอีกเล็กน้อย โดยสามารถใช้งานตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองได้ดีในเดือน มิถุนายน 2556

รูปที่ 7.1 แสดงความแตกต่างในการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาระหว่างการควบคุมด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง กับตัวควบคุมแบบพีไอดี กล่าวคือเมื่อใช้ตัวควบคุมแบบพีไอดี พนักงานควบคุมกระบวนการผลิตสามารถกำหนดค่าเป้าหมาย (set point) ของตัวแปรปรับตามที่ต้องการได้ แต่เมื่อใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองค่าเป้าหมายของตัวแปรปรับจะถูกกำหนดโดยการคำนวณของแบบจำลองทุกๆ หนึ่งนาที เพื่อควบคุมกระบวนการผลิตให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด โดยตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับทุกตัวต้องอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนดไว้




รูปที่ 7.1 แสดงความแตกต่างระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับตัวควบคุมแบบพีไอดี

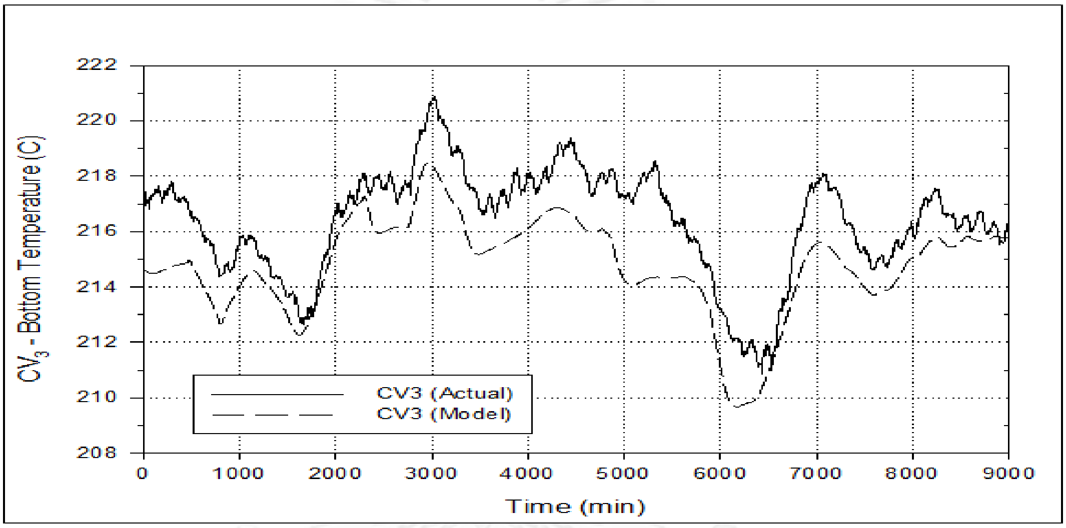
ผลการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองนี้จะแบ่งการตรวจสอบเป็น 3 ประเภท คือ

- ตรวจคุณภาพของแบบจำลองที่สร้างขึ้น
- ตรวจสอบตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้
- เปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมระหว่างตัวควบคุมแบบพีไอดีกับตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

### 7.2.1 การตรวจสอบคุณภาพของแบบจำลองที่สร้างขึ้น

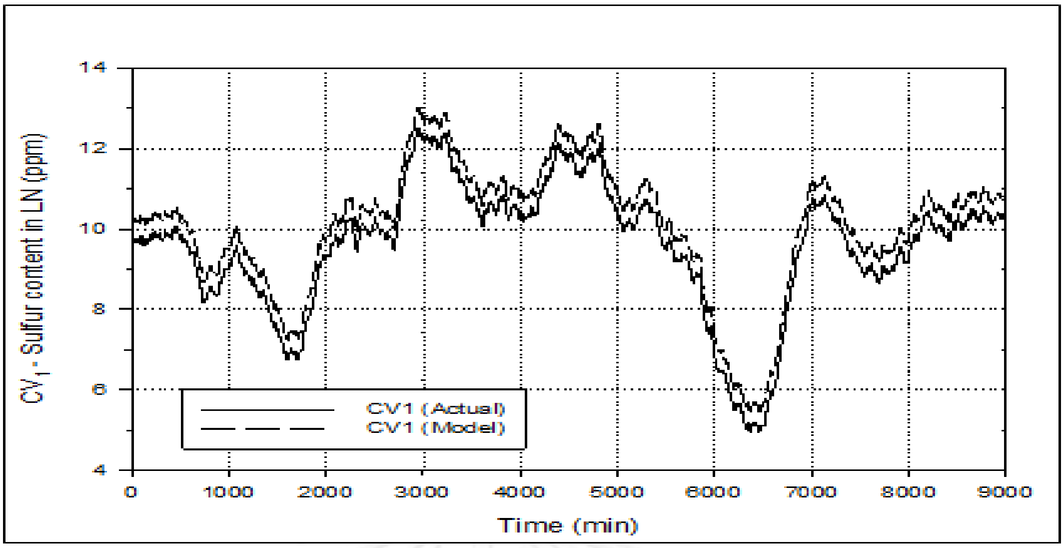
เมื่อได้ติดตั้งและประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองในกระบวนการผลิตจริง ต้องมีการตรวจสอบคุณภาพของแบบจำลอง เพื่อให้มั่นใจได้ว่าแบบจำลองที่ติดตั้งสามารถควบคุมกระบวนการผลิตได้จริง การตรวจสอบสามารถทำได้โดยการนำค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากอุปกรณ์การวัดของกระบวนการผลิตจริงมาเปรียบเทียบกับค่าที่คำนวณได้จากแบบจำลอง โดยมีตัวแปรควบคุมที่

สำคัญต่อการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาคืออุณหภูมิที่ก้นหอกลั่น (CV3) โดยควบคุมอุณหภูมิไม่ให้น้อยกว่า 210 องศาเซลเซียส เพื่อควบคุมปริมาณแนพทาตัวเบาที่ด้านล่างหอกลั่นให้เหมาะสม และป้องกันการเกิดปฏิกิริยาคายความร้อนที่รุนแรงในหน่วยการเกิดปฏิกิริยาถัดไป ซึ่งรูปที่ 7.2 แสดงการเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลั่นที่ได้จากอุปกรณ์การวัดของกระบวนการผลิตจริงกับค่าที่คำนวณได้จากแบบจำลอง โดยอุณหภูมิที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองมีค่าน้อยกว่าอุณหภูมิที่ได้จากกระบวนการผลิตจริงเฉลี่ยประมาณ 1.6 องศาเซลเซียส คิดเป็นความผิดพลาดประมาณร้อยละ 0.7 ซึ่งสมามรถยอมรับได้

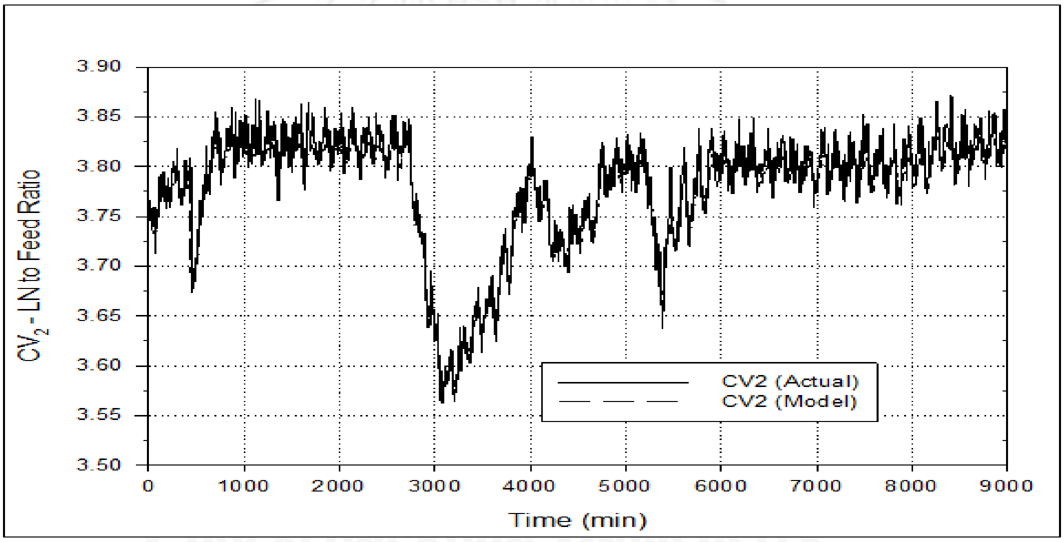



รูปที่ 7.2 แสดงการเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิที่ก้นหอกลั่นที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง

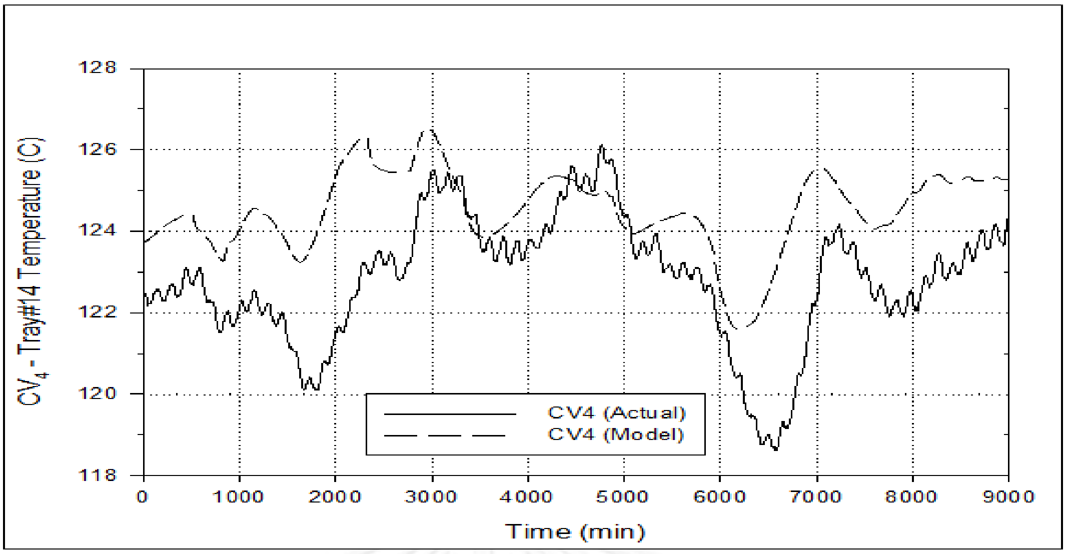
ส่วนการเปรียบเทียบค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดของกระบวนการผลิตจริงมากับค่าที่คำนวณได้จากแบบจำลองของตัวแปรควบคุมที่เหลือถูกแสดงดังรูปที่ 7.3 ถึง รูปที่ 7.9



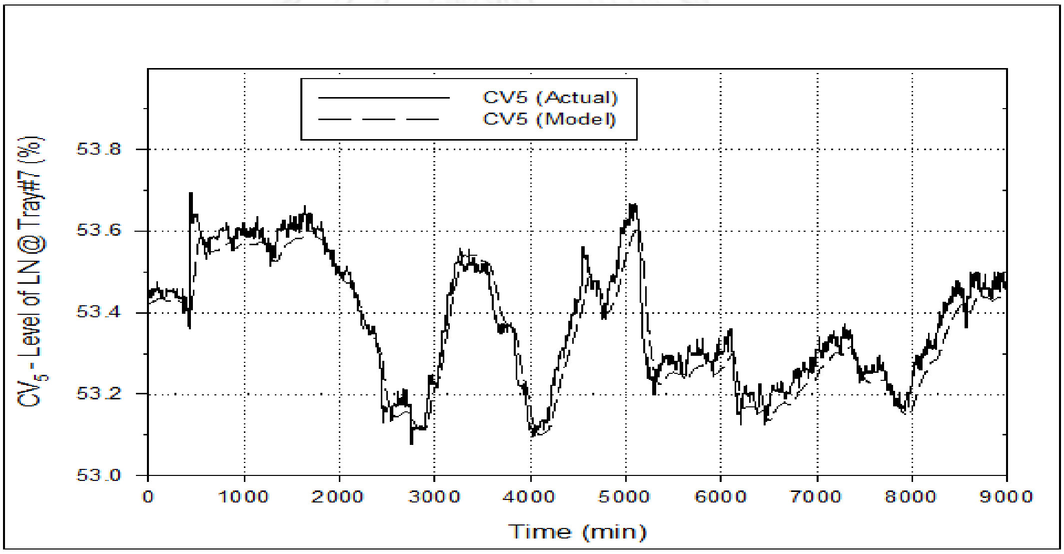

รูปที่ 7.3 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบาที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง



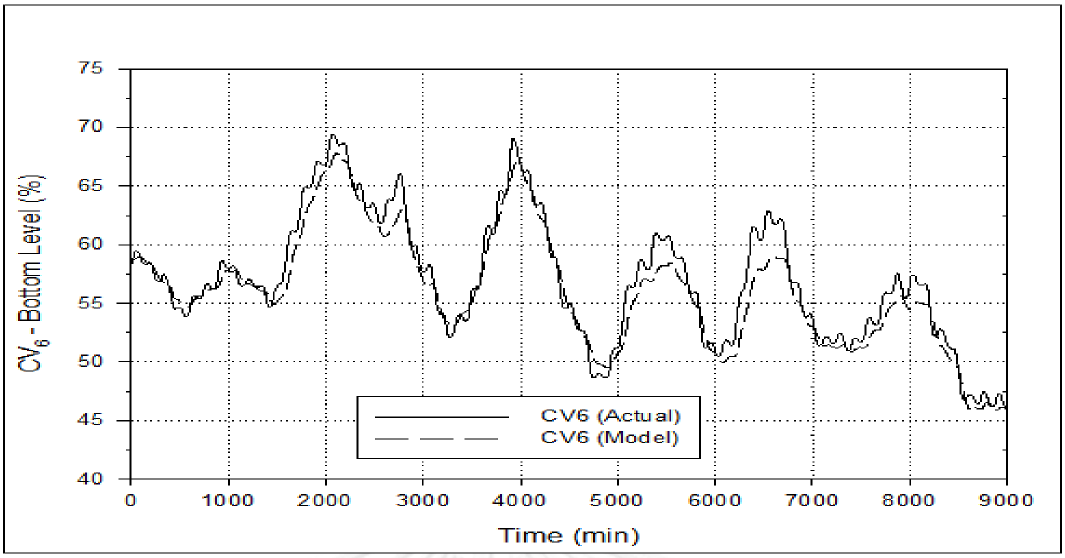

รูปที่ 7.4 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้าที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง



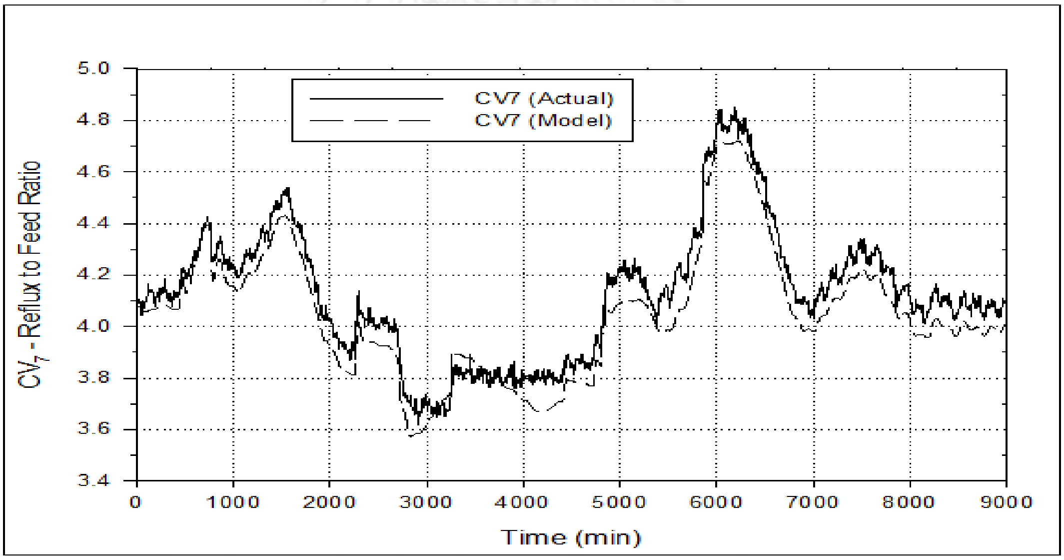

รูปที่ 7.5 แสดงการเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิที่หอกลั่นชั้น 14 ที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง



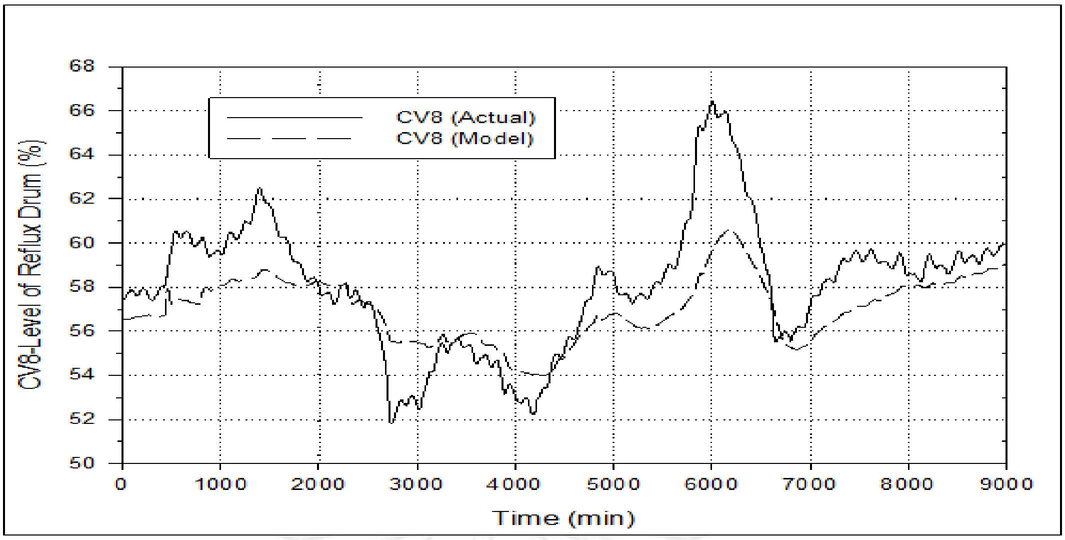

รูปที่ 7.6 แสดงการเปรียบเทียบระดับแนพทาตัวเบาที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จาก อุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง




รูปที่ 7.7 แสดงการเปรียบเทียบระดับแนพทาตัวหนักที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง




รูปที่ 7.8 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนสารป้อนกลับต่อสารป้อนเข้าที่หอกลั่นที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง




รูปที่ 7.9 แสดงการเปรียบเทียบระดับของเหลวที่ยอดหอกลั่นที่ได้จากการคำนวณของแบบจำลองกับค่าที่ได้จากอุปกรณ์การวัดที่กระบวนการผลิตจริง

### 7.2.2 ตรวจสอบตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา

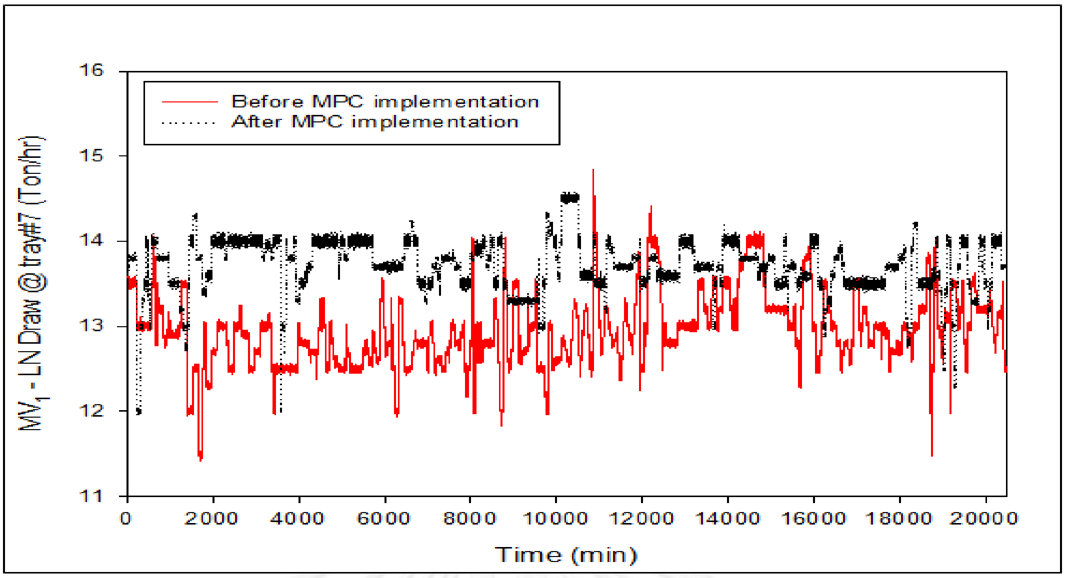
ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาได้ ก็ต่อเมื่อตัวแปรปรับและตัวแปรควบคุมทุกตัวอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนด โดยตารางที่ 7.2 แสดงผลการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง โดยแสดงค่าเฉลี่ยของตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุม และตัวแปรรบกวนทุกตัว และแสดงค่าขอบเขตล่าง ค่าขอบเขตบนของตัวแปรทุกตัว จากตารางจะเห็นได้ว่าค่าเฉลี่ยของตัวแปรปรับ และตัวแปรควบคุมทุกตัวอยู่ภายใต้ขอบเขตที่กำหนด ดังนั้นจึงสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาให้คงอยู่ภายใต้ความปลอดภัย และผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนยังคงผ่านตามข้อกำหนด

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

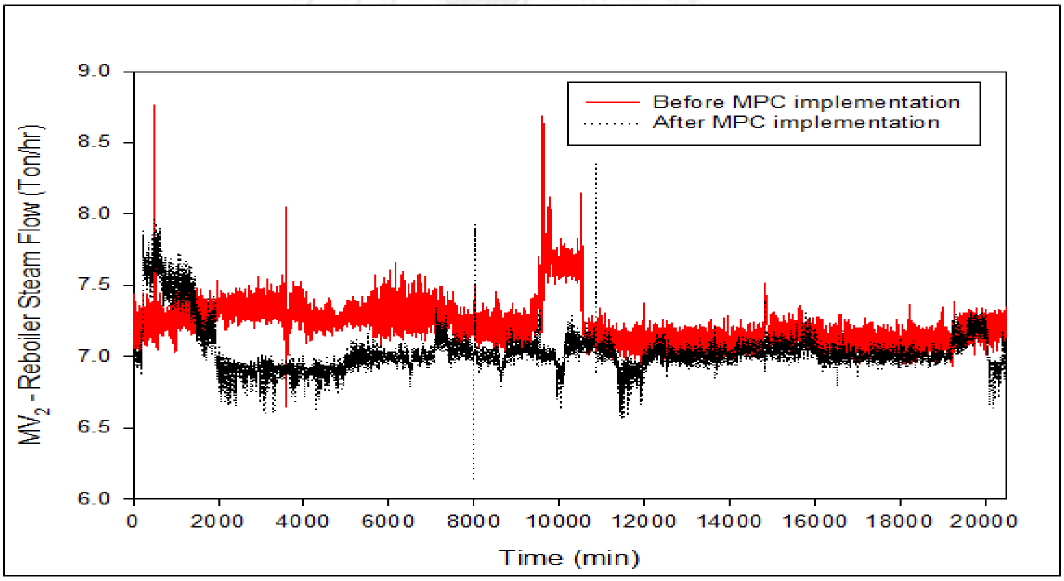
ตารางที่ 7.2 แสดงค่าเฉลี่ยของตัวแปรปรับ ตัวแปรควบคุมทุกตัว และแสดงค่าขอบเขตล่าง และขอบเขตบนของตัวแปรทุกตัวเมื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

| ตัวแปร | ค่าเป้าหมายเฉลี่ย | ขอบเขตล่าง | ขอบเขตบน |
|---|---|---|---|
| CV1<br>(sulfur content in LN) | 15.0 (ppm) | 10 | 20 |
| CV2<br>(LN per Feed ratio) | 3.8 | 3.0 | 4.0 |
| CV3<br>(bottom temperature) | 218 (degree C) | 210 | 220 |
| CV4<br>(tray#14 temperature) | 122 (degree C) | 120 | 125 |
| CV5<br>(LN level) | 53 (%) | 45 | 65 |
| CV6<br>(bottom level) | 60 (%) | 45 | 65 |
| CV7<br>(reflux per feed ratio) | 4.2 | 4.0 | 5.0 |
| CV8<br>(reflux drum level) | 58 (%) | 45 | 65 |
| MV1<br>(LN flow) | 13.7 (Ton/h) | 12.0 | 15.0 |
| MV2<br>(steam flow) | 7.0 (Ton/h) | 6.9 | 7.5 |
| MV3<br>(reflux flow) | 15.5 (Ton/h) | 14.0 | 18.0 |
| DV1<br>(feed flow) | 37.3 (Ton/h) | - | - |
| DV2<br>(HN flow) | 20.7 (Ton/h) | - | - |

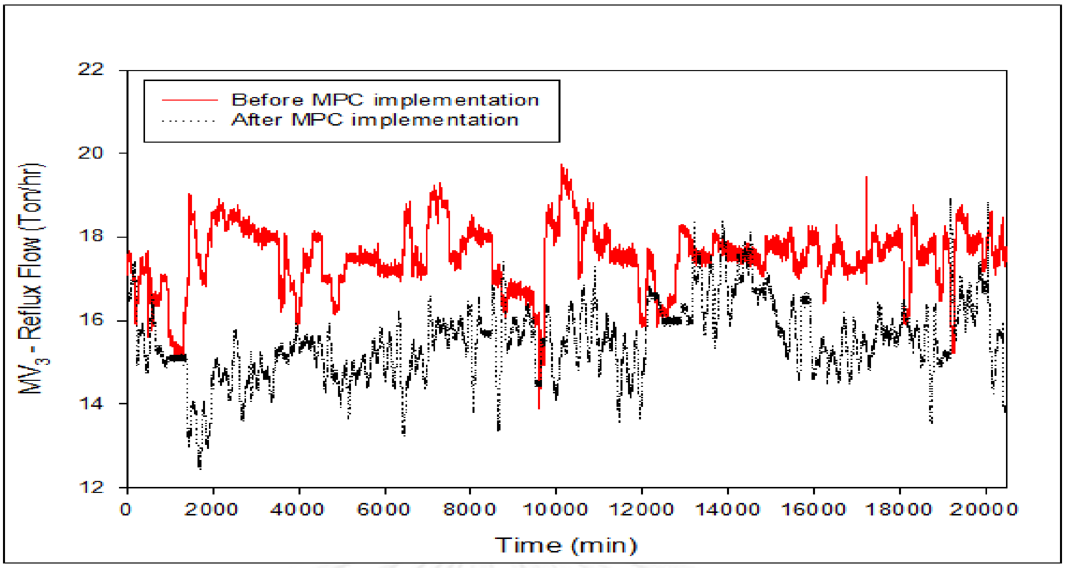
โดยรูปที่ 7.10 ถึง รูปที่ 7.12 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรปรับที่ 1 ถึงตัวแปรปรับที่ 3 ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง




รูปที่ 7.10 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรปรับที่ 1 คือปริมาณแนพทาตัวเบาที่ถูกดึงออกจากหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

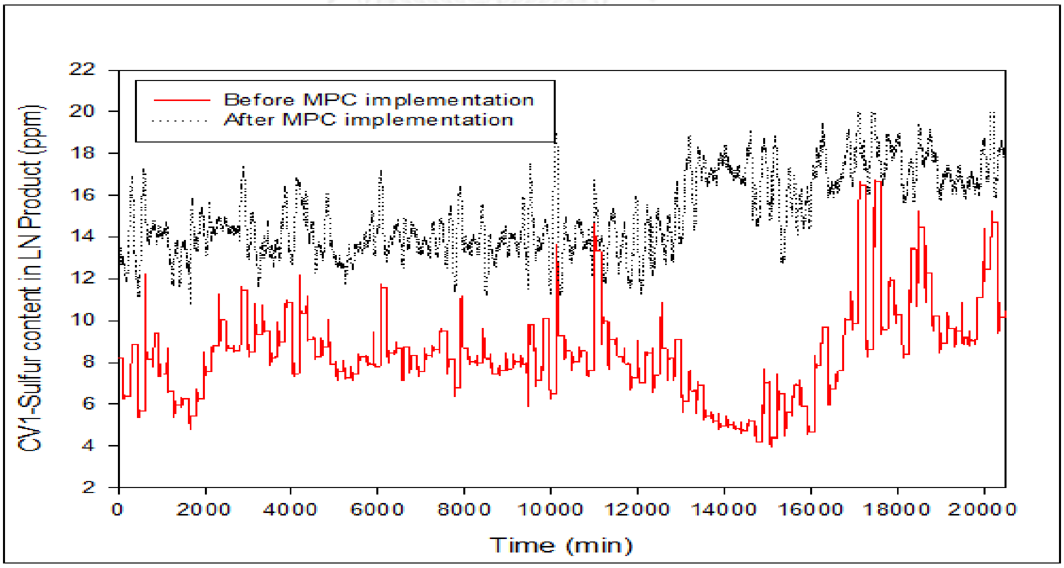



รูปที่ 7.11 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรปรับที่ 2 คือปริมาณไอน้ำที่ใช้ให้ความร้อนกับหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

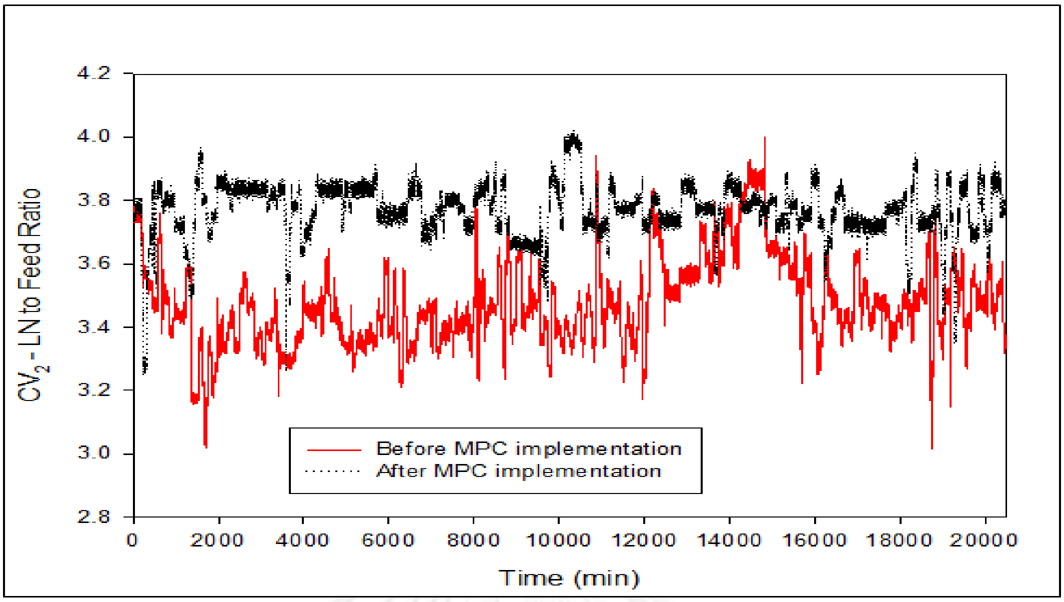



รูปที่ 7.12 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรปรับที่ 3 คือปริมาณสารป้อนกลับเข้าหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

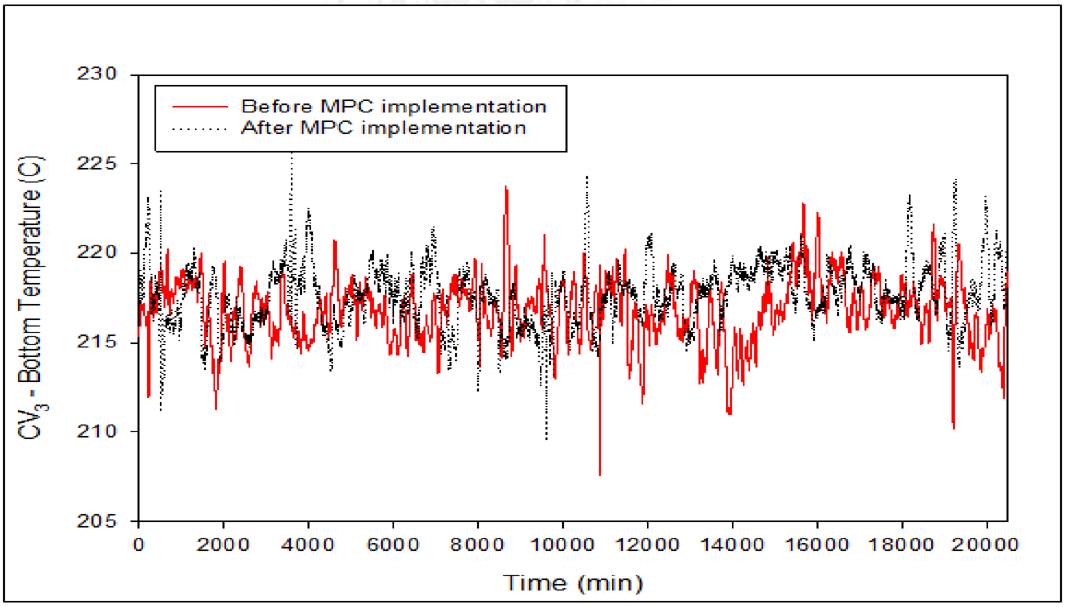
รูปที่ 7.13 ถึง รูปที่ 7.20 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 1 ถึงตัวแปรควบคุมที่ 8 ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



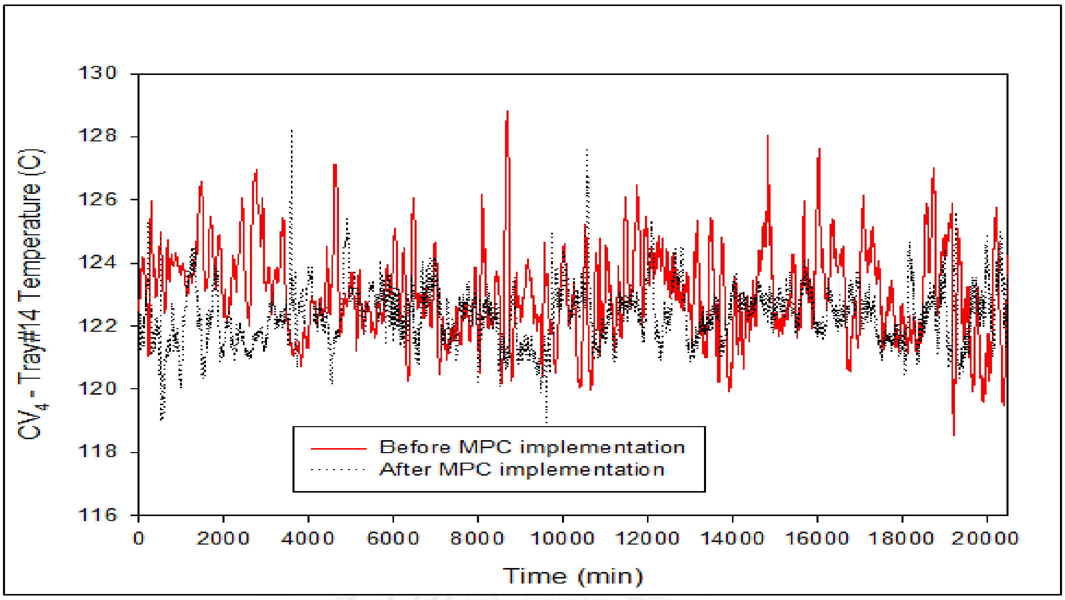

รูปที่ 7.13 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 1 คือปริมาณซัลเฟอร์ในแนพทาตัวเบา ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



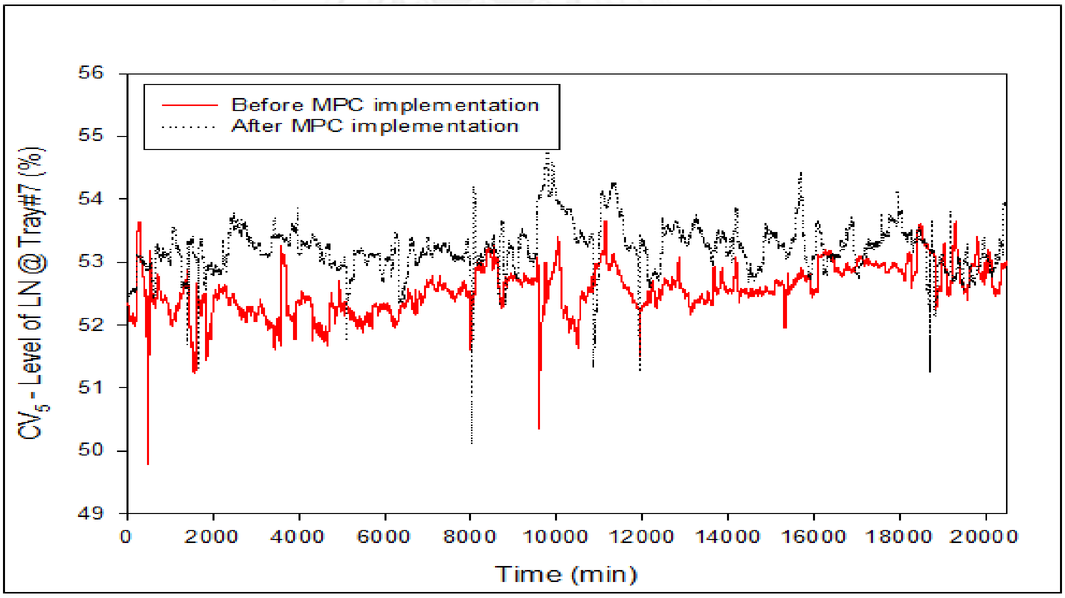

รูปที่ 7.14 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 2 คืออัตราส่วนแนพทาตัวเบาต่อสารป้อนเข้า ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



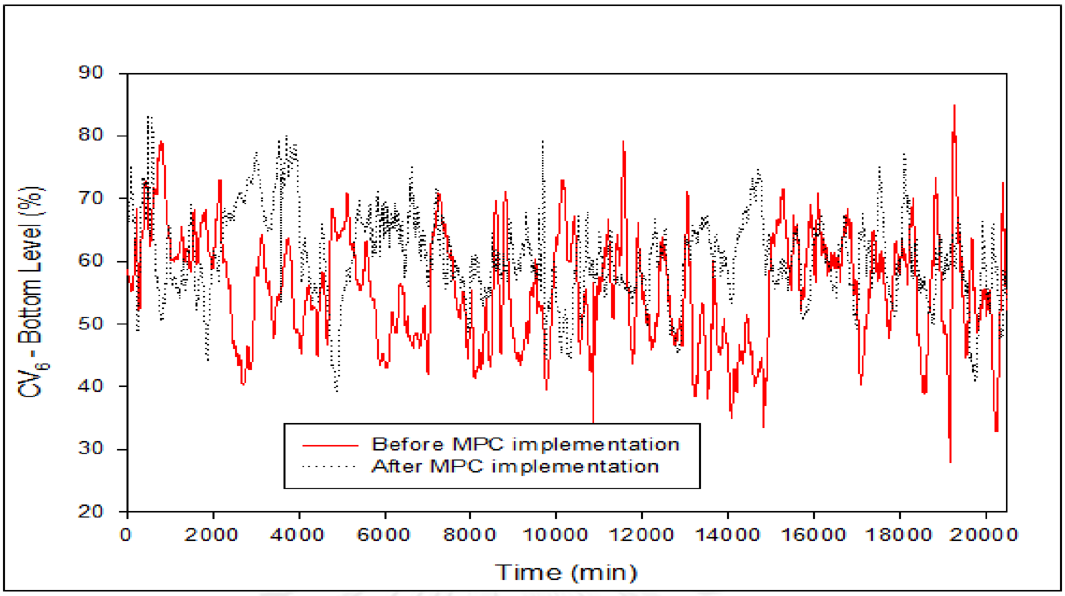

รูปที่ 7.15 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 3 คืออุณหภูมิที่ก้นหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



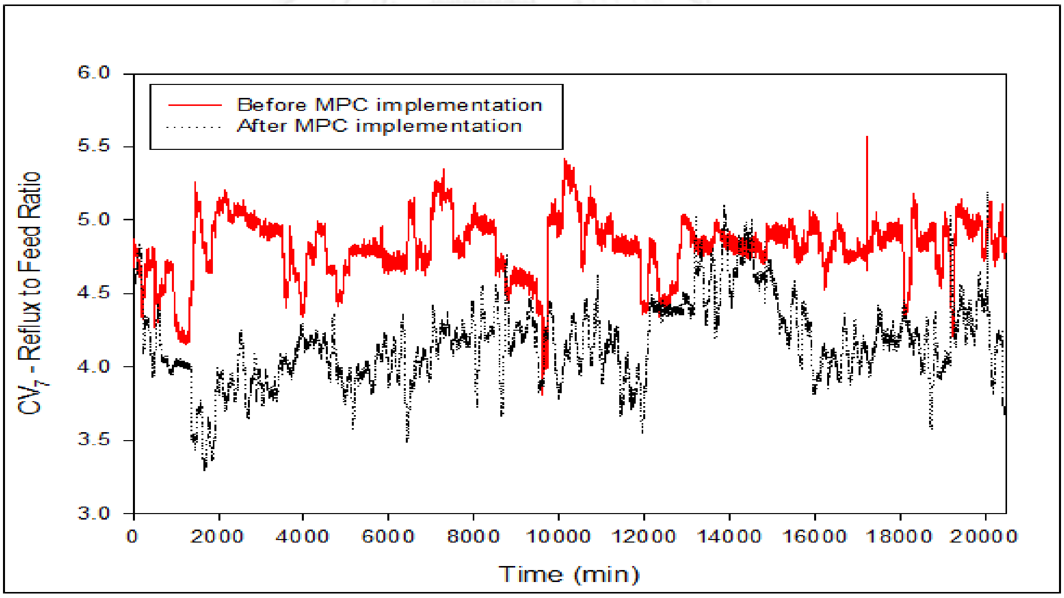

รูปที่ 7.16 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 4 คืออุณหภูมิในหอกลั่นชั้นที่ 14 ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



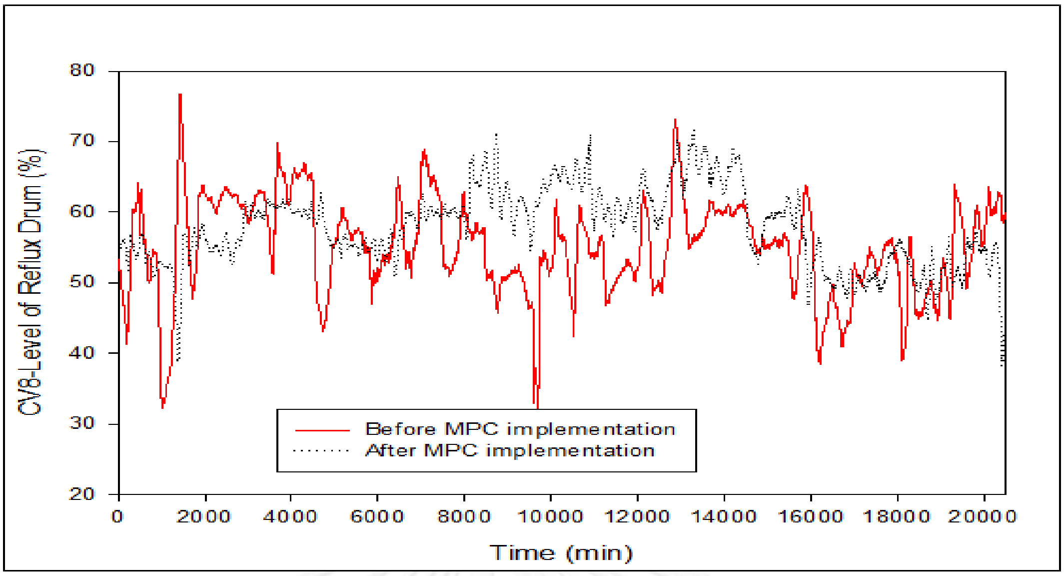

รูปที่ 7.17 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 5 คือระดับของแนพทาตัวเบาในหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง




รูปที่ 7.18 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 6 คือระดับของแนพทาตัวหนักในหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

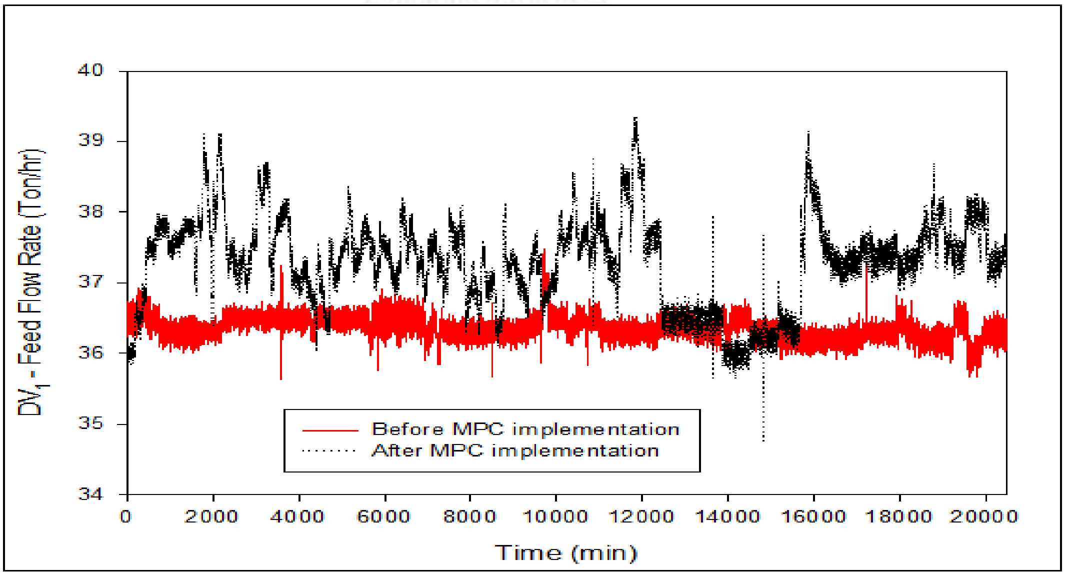



รูปที่ 7.19 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 7 คืออัตราส่วนสารป้อนกลับต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

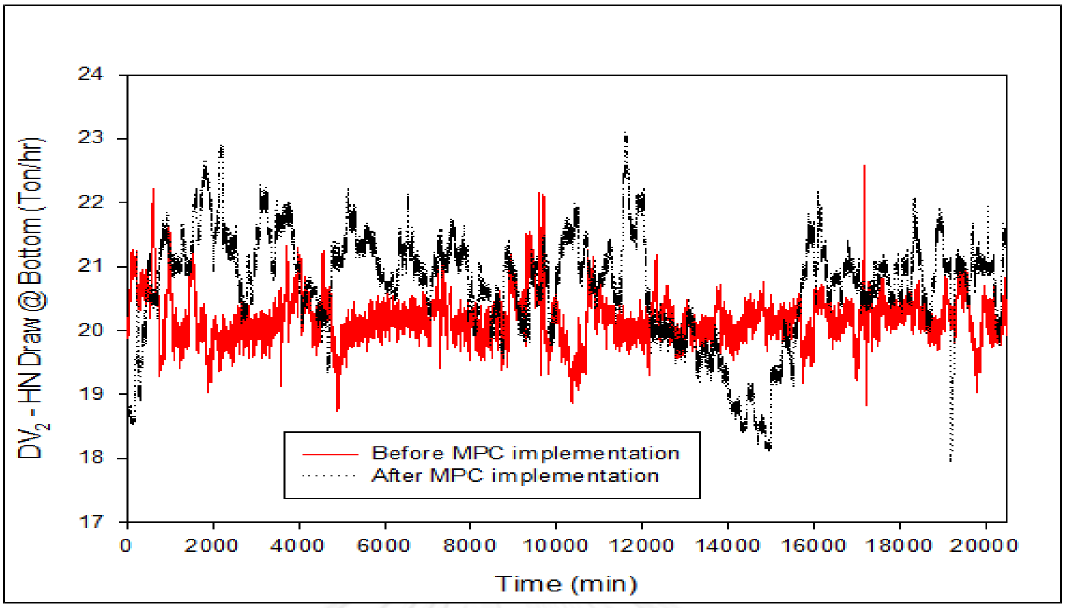



รูปที่ 7.20 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรควบคุมที่ 8 คือระดับของเหลวที่ยอดหอกลั่น ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

รูปที่ 7.21 ถึง รูปที่ 7.22 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวรบกวนที่ 1 และตัวแปรรบกวนที่ 2 ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง




รูปที่ 7.21 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรรบกวนที่ 1 คือสารป้อนเข้าหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง




รูปที่ 7.22 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรรบกวนที่ 2 คือปริมาณแนพทาตัวหนักที่ดึงออกจากหอกลั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

### 7.2.3 เปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมระหว่างตัวควบคุมแบบพีไอดีกับตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

การเปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมจะต้องเปรียบเทียบกับกระบวนการผลิตที่อยู่ภายใต้เงื่อนไขเดียวกัน และต้องมีเสถียรภาพเหมือนกัน งานวิจัยนี้การเปรียบเทียบสมรรถนะระหว่างตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองกับตัวควบคุมแบบพีไอดีนั้นทำได้ยาก เนื่องจากได้ประยุกต์ใช้ตัวควบคุมทั้งสองที่กระบวนการผลิตจริงทำให้ไม่สามารถเปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมทั้งสองโดยมีขนาดของตัวแปรรบกวนต่างๆ เท่ากันทั้งหมด โดยหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบามีสารป้อนเข้าหอกลั่นเป็นตัวแปรรบกวนที่สำคัญ โดยตัวแปรนี้ส่งผลกระทบต่อเสถียรภาพของการควบคุมกระบวนการผลิตมาก ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงใช้ปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาเป็นตัวแปรที่ใช้เพื่อตรวจสอบว่ากระบวนการผลิตอยู่ภายใต้เงื่อนไขเดียวกัน และมีเสถียรภาพเหมือนกัน โดยสามารถแสดงดังตารางที่ 7.3

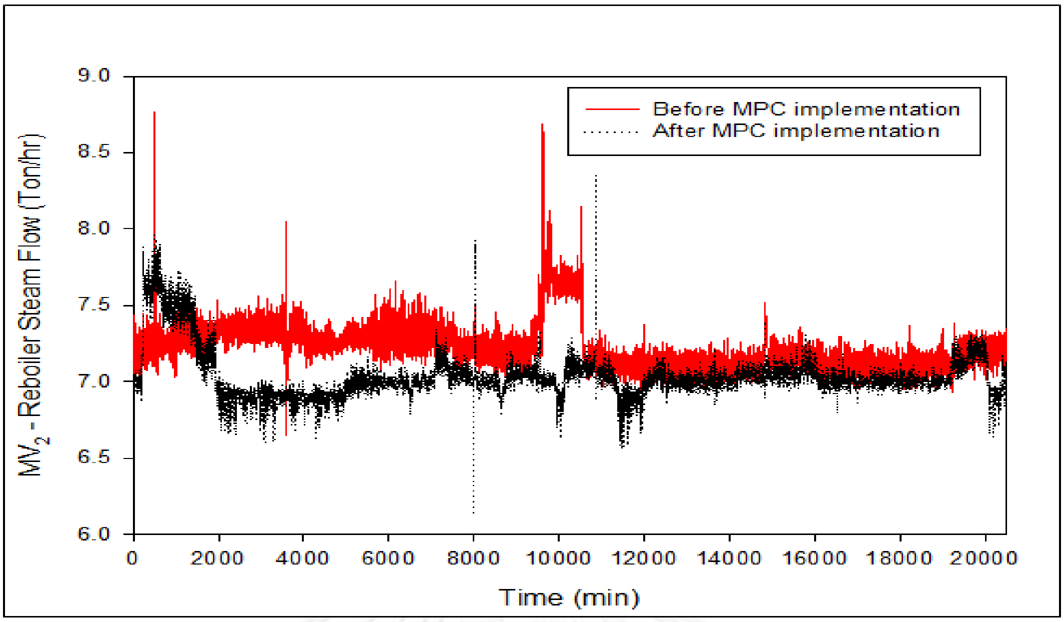
ตารางที่ 7.3 แสดงการเปรียบเทียบค่าตัวแปรรบกวนที่ 1 คือสารป้อนเข้าหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

| **รายการ** | **ก่อนทำการวิจัย** | **หลังทำการวิจัย** |
|---|---|---|
| ค่าเฉลี่ย (Ton/h) | 36.4 | 37.3 |
| ค่าสูงสุด (Ton/h) | 37.5 | 39.4 |
| ค่าต่ำสุด (Ton/h) | 35.6 | 34.8 |
| ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน | 0.17 | 0.63 |

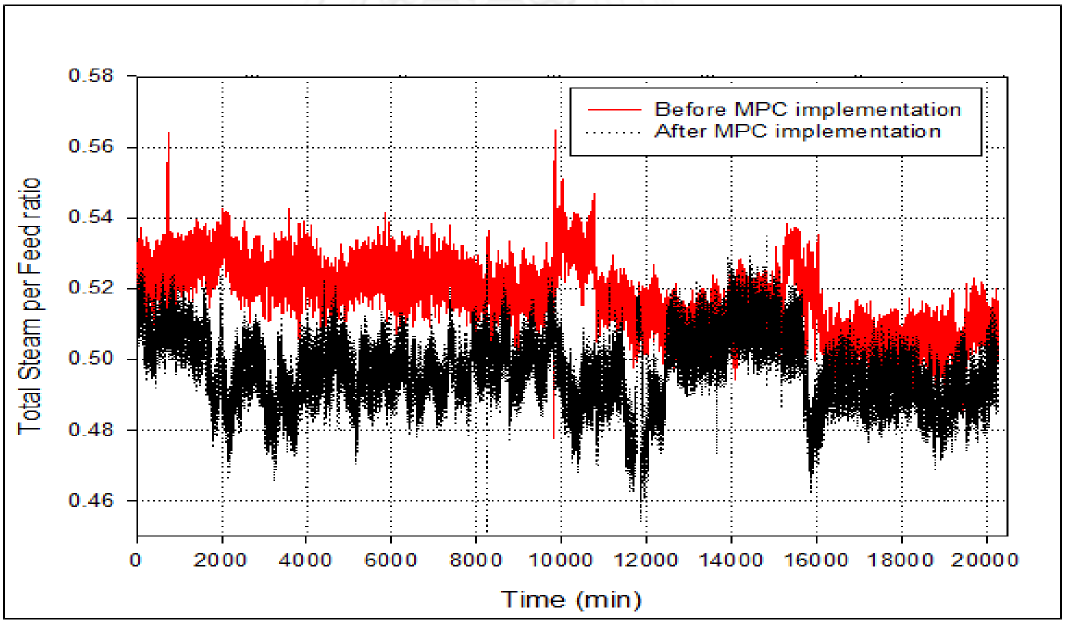
จากตารางที่ 7.3 แสดงได้ว่าการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาช่วงก่อนและหลังทำการวิจัยอยู่ภายใต้เงื่อนไข และมีเสถียรภาพเหมือนกัน เนื่องจากปริมาณสารป้อนเข้าหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบามีค่าใกล้เคียงกัน ดังนั้นงานวิจัยนี้จะเปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมระหว่างตัวควบคุมแบบพีไอดีกับตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง โดยใช้ข้อมูลของกระบวนการผลิตในสองช่วงเวลาดังกล่าว โดยการเปรียบเทียบสมรรถนะของตัวควบคุมจะถูกเปรียบเทียบในภาพรวมของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น ดังนี้

- เปรียบเทียบปริมาณการใช้ไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบา
- เปรียบเทียบปริมาณการใช้ไอน้ำทั้งหมดในกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น
- เปรียบเทียบคุณสมบัติที่สำคัญของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนยังคงผ่านตามข้อกำหนด

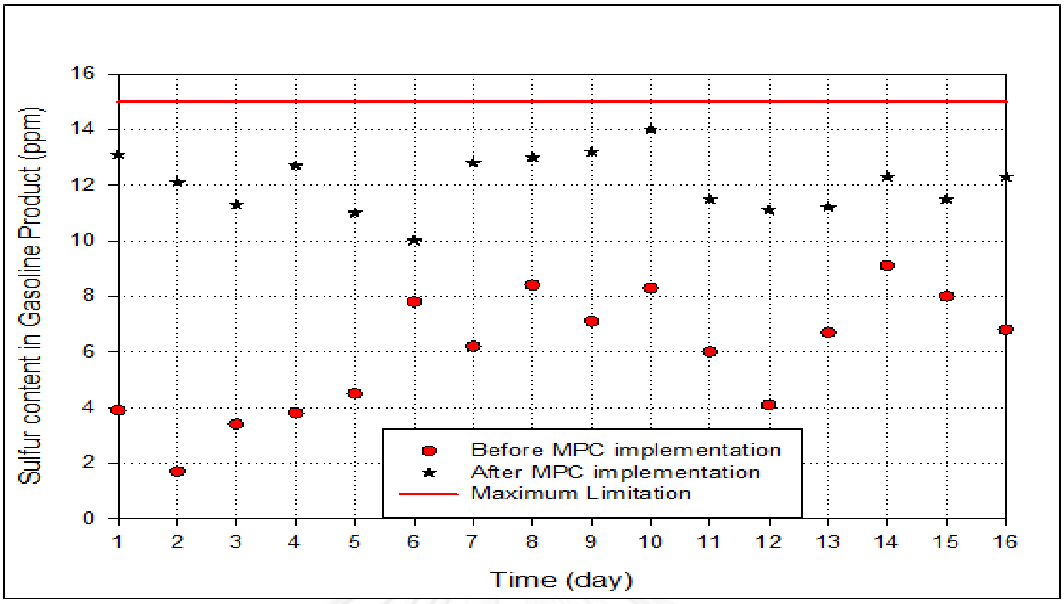
รูปที่ 7.23 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนปริมาณไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาต่อปริมาณสารป้อนเข้าในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง โดยสามารถลดได้ 0.010 คิดเป็นปริมาณไอน้ำที่ลดได้เฉลี่ย 369.2 กิโลกรัมต่อชั่วโมง รูปที่ 7.24 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนปริมาณไอน้ำทั้งหมดที่ถูกใช้ในกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นต่อปริมาณสารป้อนเข้าในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง โดยสามารถลดได้ 0.022 คิดเป็นปริมาณไอน้ำที่ลดได้เฉลี่ย 825.6 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และรูปที่ 7.25 ถึงรูปที่ 7.29 แสดงการเปรียบเทียบคุณสมบัติที่สำคัญของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง โดยผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนยังคงผ่านตามข้อกำหนด




รูปที่ 7.23 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนปริมาณไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาต่อปริมาณสารป้อนเข้าในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

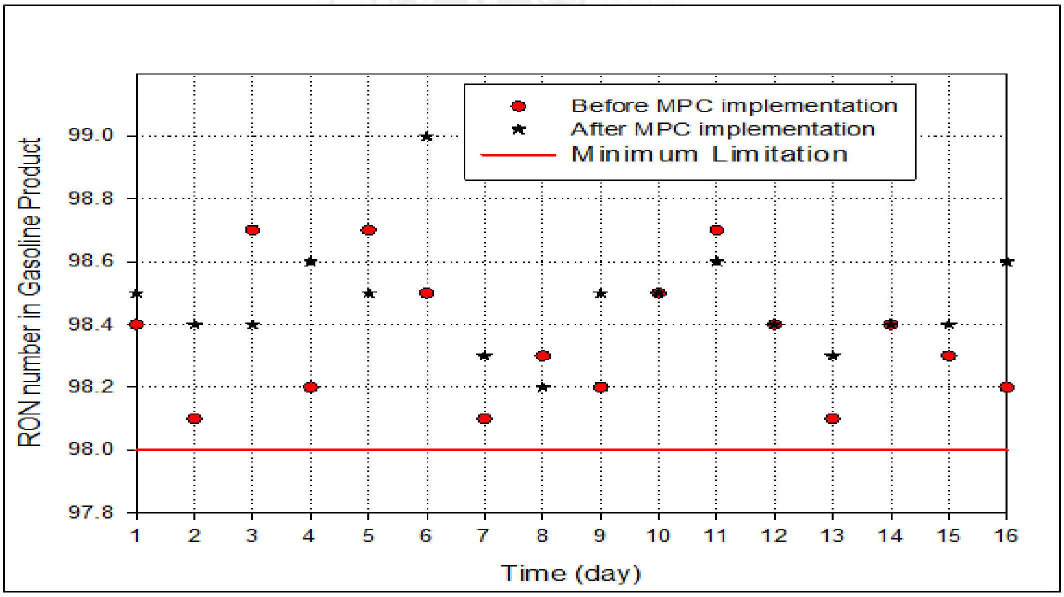



รูปที่ 7.24 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนปริมาณไอน้ำทั้งหมดต่อปริมาณสารป้อนเข้าที่ถูกใช้ในกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่นในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



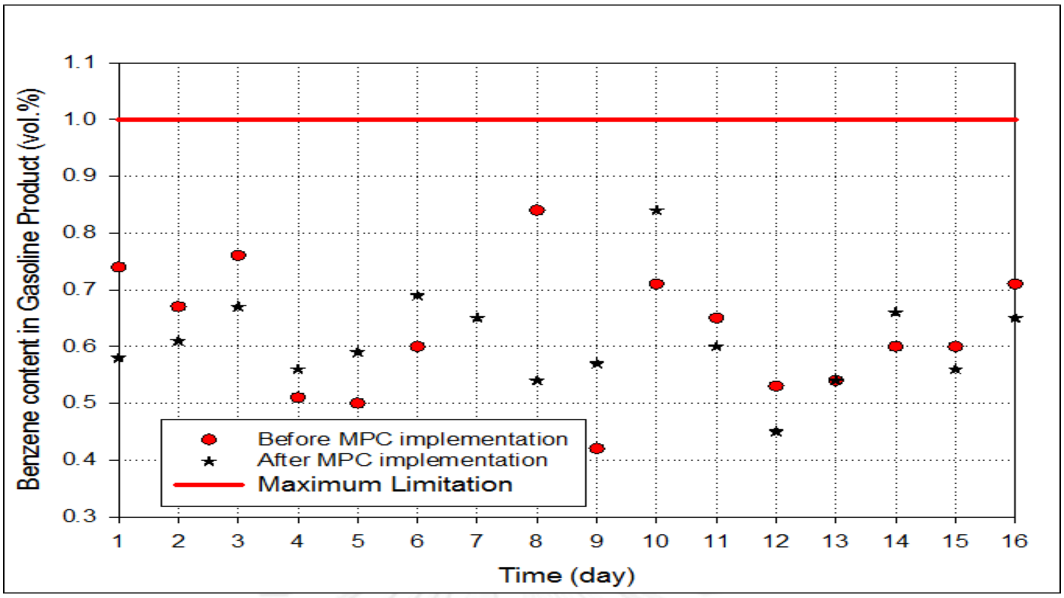

รูปที่ 7.25 แสดงการเปรียบเทียบปริมาณซัลเฟอร์ของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน

ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



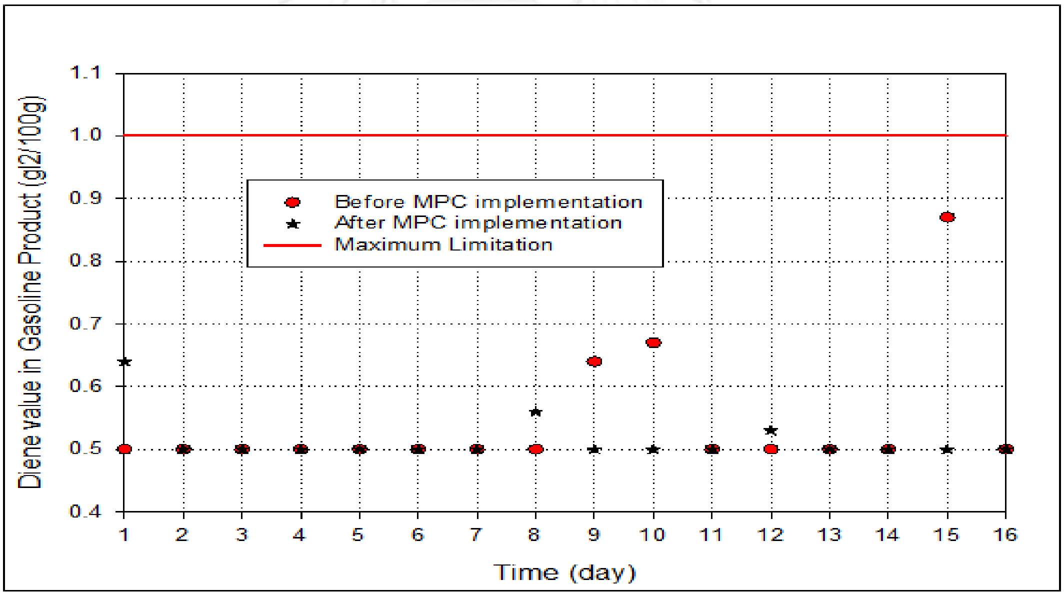

รูปที่ 7.26 แสดงการเปรียบเทียบค่าออกเทนนัมเบอร์ของผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน

ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง



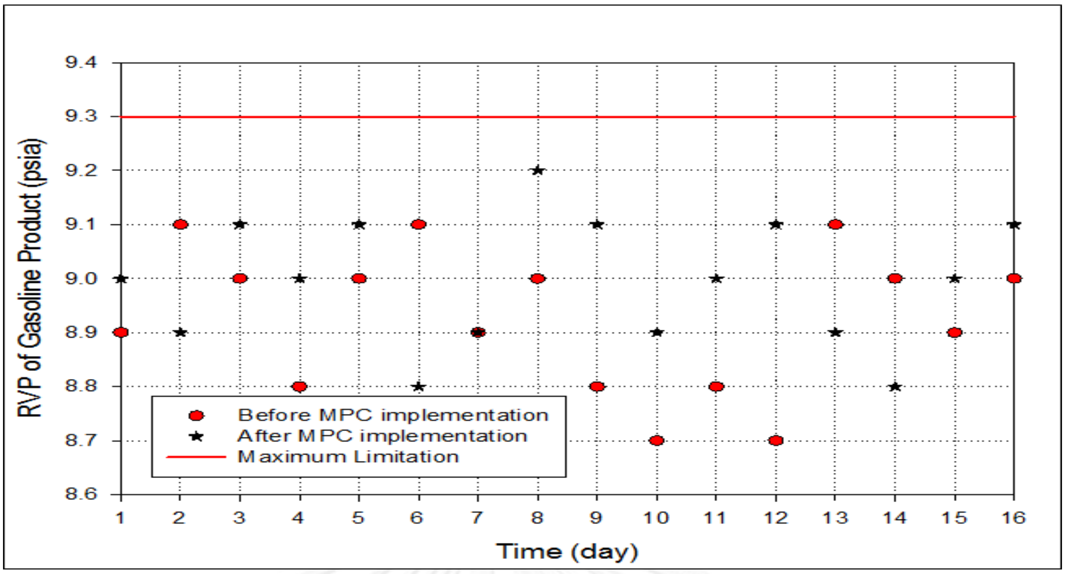

รูปที่ 7.27 แสดงการเปรียบเทียบค่าเบนซีนในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน

ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง




รูปที่ 7.28 แสดงการเปรียบเทียบค่า Diene Value ในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน

ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง




รูปที่ 7.29 แสดงการเปรียบเทียบค่าการระเหยในผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีน

ในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

ผู้วิจัยได้เปรียบเทียบค่าสมการวัตถุประสงค์ของการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง โดยสมการวัตถุประสงค์สามารถแสดงดังสมการที่ 7.1

$$\text{สมการวัตถุประสงค์} = \sum_{i=k}^{i=k+p} \left[ X^T(i)\, W_1\, X(i) + U^T(i)\, W_2\, U(i) \right] \tag{7.1}$$

โดยที่ $X^T$ คือ ทรานสโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซ็ทพอยท์

$W_1$ คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรควบคุม

$X$ คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซ็ทพอยท์

$U^T$ คือ ทรานสโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซ็ทพอยท์

$W_2$ คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรปรับ

$U$ คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซ็ทพอยท์

โดยมีเมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรควบคุมและเมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรปรับแสดงดังสมการที่ 7.2 และสมการที่ 7.3 ตามลำดับ

$$W_1 = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0.1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0.1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0.1 \end{bmatrix} \tag{7.2}$$

$$W_2 = \begin{bmatrix} 0.01 & 0 & 0 \\ 0 & 0.01 & 0 \\ 0 & 0 & 0.01 \end{bmatrix} \tag{7.3}$$

จากสมการที่ 7.2 ตัวแปรควบคุมทุกตัวจะมีน้ำหนักเท่ากันยกเว้นตัวแปรควบคุมระดับน้ำมันจะมีน้ำหนักเพียง 0.1 เนื่องจากควบคุมระดับน้ำมันด้วยวิธีแบบเฉลี่ย ส่วนตัวแปรปรับทุกตัวจะมีน้ำหนักเท่ากันแสดงดังสมการที่ 7.3

ตารางที่ 7.4 แสดงการเปรียบเทียบค่าสมการวัตถุประสงค์ของการควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาในช่วงก่อนและหลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

| **รายการ** | **ก่อนทำการวิจัย** | **หลังทำการวิจัย** |
|---|---|---|
| ค่าสมการวัตถุประสงค์ | 3,637 | 2,468 |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

จากตารางที่ 7.4 ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถลดค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับจากค่าเป้าหมายได้มากกว่าตัวควบคุมแบบพีไอดีร้อยละ 32.1 โดยสภาวะการเปรียบเทียบนั้นมีขนาดของตัวแปรรบกวนใกล้เคียงกัน

## 7.3 สรุปผลการวิจัย

สามารถประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาของกระบวนการผลิตแก๊สโซลีนไฮโดรจีเนชั่น โดยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาอย่างมีเสถียรภาพ และแสดงสมรรถนะการควบคุมกระบวนการผลิตตามสมการวัตถุประสงค์ได้ดีกว่าตัวควบคุมแบบพีไอดีร้อยละ 32.1 และเมื่อควบคุมหอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาด้วยตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองสามารถลดปริมาณการใช้ไอน้ำที่หอกลั่นแยกแนพทาตัวเบาลดลงเฉลี่ย 4,587.3 กิโลแคลอรี่ต่อสารป้อนเข้าหอกลั่นหนึ่งตัน คิดเป็นจำนวนเงิน 2,809,674 บาทต่อปี และผลิตภัณฑ์แก๊สโซลีนยังคงผ่านตามข้อกำหนด

## 7.4 ข้อเสนอแนะแนวทางการประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

ส่วนประกอบที่สำคัญที่สุดของตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลองคือแบบจำลอง ดังนั้นกระบวนการผลิตที่สามารถประยุกต์ใช้ตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง คือกระบวนการที่สามารถหาแบบจำลองได้ถูกต้องพอสมควร การหาแบบจำลองในอุตสาหกรรมการผลิตจริงให้มีความถูกต้องจะต้องอาศัยพฤติกรรมการตอบสนองของตัวแปรขาออกต่อสเต็ปตัวแปรขาเข้าของกระบวนการผลิตจริง แล้วนำข้อมูลที่ได้จากการทดสอบแบบสเต็ปมาหาแบบจำลอง (Black Box Model) เพื่อให้ได้แบบจำลองที่เหมาะสมกับกระบวนการผลิตนั้นๆ เพราะว่ากระบวนการผลิตแต่ละแห่งจะมีตัวแปรรบกวนที่ไม่สามารถวัดค่าได้แตกต่างกัน รวมทั้งเวลาในการตอบสนองของตัวแปรควบคุมเมื่อมีการปรับค่าตัวแปรปรับก็มีความแตกต่างกัน ซึ่งขึ้นอยู่กับชนิดของอุปกรณ์การวัด และกำลังการผลิตที่แตกต่างกัน

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

# รายการอ้างอิง


1. อธิป ถายานุ, ตัวควบคุมโมเดลพรีดิกทีฟแบบง่ายบนคอมพิวเตอร์ส่วนบุคคลสำหรับควบคุมระดับของเหลวแบบเฉลี่ย, in สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี. 2545, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
2. Berna, H., M. Aygun, and D. Kuzu, Model Predictive Control of an Industrial Gasoline Hydrodesulphurization Unit, in 2013 International Conference on Process Control (PC). 2013: Slovakia. p. 330-334.
3. Ansari, R.M. and M.O. Tade, Nonlinear model based multivariable control of a debutanizer. J. Proc. Cont, 1998. 8: p. 279-286
4. Hovd, M., R. Michaelsen, and T. Montin, Model Predictive Control of a Crude Oil Distillation Column. Computers & Chemical Engineering, 1997. 21: p. S893–S897.
5. Porfirio, C.R., E. Almeida Neto, and D. Odloak, Muti-model predictive control of an industrial C3/C4 splitter. Control Engineering Practice 11 2003: p. 765-779
6. Iancu, M. and P.S. Agachi, Optimizing Process Control and Operation of an Industrial Heat Integrated Fluid Catalytic Cracking Plant Using Model Predictive Control. 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 2011: p. 505-510
7. Iancu, M., M.V. Cristea, and P.S. Agachi, MPC vs. PID. The advanced control solution for an industrial heat integrated fluid catalytic cracking plant. 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering 2011: p. 517-521.
8. Porfirio, C.R. and D. Odloak, Optimizing model predictive control of an industrial distillation column. Control Engineering Practice 19, 2011. 19: p. 1137-1146
9. Yadav, V., et al., Optimize desulfurization of gasoline via advanced process control techniques. 2012, Hydrocarbon Processing
10. Joe Qin, S. and A. Thamas, A survey of industrial model predictive control technology. Control Engineering Practice 11, 2003. 11(7): p. 733-764.
11. Honeywell, Material training for Profit Controller Design and Implementation. 2009.
12. ไพศาล กิตติศุภกร, การควบคุมที่อาศัยแบบจำลองสำหรับกระบวนการเคมีแบบแบตซ์. Vol. 1. 2551, กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
13. เดวิด บรรเจิดพงศ์ชัย, ระบบควบคุมพลวัต การวิเคราะห์ การออกแบบ และการประยุกต์. Vol. 1. 2551, กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์แห่งจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

# ภาคผนวก

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

# ภาคผนวก ก
# ข้อมูลการคำนวณค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับจากค่าเป้าหมาย

การคำนวณค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับจากค่าเป้าหมายสามารถคำนวณได้จากสมการที่ ก-1

$$\text{สมการวัตถุประสงค์} = \sum_{i=k}^{i=k+p} \left[ X^T(i)\, W_1\, X(i) + U^T(i)\, W_2\, U(i) \right] \quad (\text{ก-1})$$

โดยที่ $X^T$ คือ ทรานสโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซ็ทพอยท์

$W_1$ คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรควบคุม

$X$ คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุมจากเซ็ทพอยท์

$U^T$ คือ ทรานสโพสของเมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซ็ทพอยท์

$W_2$ คือ เมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรปรับ

$U$ คือ เมทริกซ์ค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรปรับจากเซ็ทพอยท์

โดยมีเมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรควบคุม คือเมทริกซ์ $W_1$ และเมทริกซ์ถ่วงน้ำหนักของตัวแปรปรับ คือเมทริกซ์ $W_2$ แสดงดังสมการที่ ก-2 และ ก-3 ตามลำดับ

$$W_1 = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0.1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0.1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0.1 \end{bmatrix} \quad (\text{ก-2})$$

$$W_2 = \begin{bmatrix} 0.01 & 0 & 0 \\ 0 & 0.01 & 0 \\ 0 & 0 & 0.01 \end{bmatrix} \qquad (ก\text{-}3)$$

การเปรียบเทียบค่าของตัวแปรควบคุมและตัวแปรปรับทุกตัว รวมถึงค่าของตัวแปรรบกวนที่สภาวะคงตัว (steady state condition) ในช่วงก่อนและหลังการติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง สามารถแสดงดังตารางที่ ก.1

ตารางที่ ก.1 แสดงการเปรียบเทียบค่าของตัวแปรควบคุม ตัวแปรปรับ และตัวแปรรบกวนที่สภาวะคงตัวในช่วงก่อนและหลังการติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

| ตัวแปร | ก่อนติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง | หลังติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง |
|---|---|---|
| CV 1 | 8.44 ppm | 15.13 ppm |
| CV 2 | 3.47 | 3.77 |
| CV 3 | 216.8 degree C | 217.7 degree C |
| CV 4 | 123.1 degree C | 122.4 degree C |
| CV 5 | 52.6 % | 53.2 % |
| CV 6 | 55.4 % | 60.5 % |
| CV 7 | 4.81 | 4.16 |
| CV 8 | 55.1 % | 57.7 % |
| MV 1 | 12,955 kg/hr. | 13,703 kg/hr. |
| MV 2 | 7,225 kg/hr. | 7,039 kg/hr. |
| MV 3 | 17,500kg/hr. | 15,502 kg/hr. |
| DV 1 | 36,363 kg/hr. | 37,296 kg/hr. |
| DV 2 | 20,164 kg/hr. | 20,692 kg/hr. |

จากข้อมูลค่าเบี่ยงเบนของตัวแปรควบคุม และตัวแปรปรับจากสภาวะคงตัวที่เวลาต่างๆ สามารถนำมาหาค่าสมการวัตถุประสงค์ตามสมการที่ ก-1 โดยการเปรียบเทียบค่าสมการวัตถุประสงค์ในช่วงก่อนและหลังการติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง ที่เวลาต่างๆ ถูกแสดงดังตารางที่ ก.2

ตารางที่ ก.2 แสดงค่าของสมการวัตถุประสงค์ทุกๆ 4 ชั่วโมง ในช่วงก่อนและหลังการติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง

| **เวลา (ชั่วโมง)** | **ก่อน**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง | **หลัง**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง |
|---|---|---|
| 4 | 62.93 | 22.70 |
| 8 | 66.61 | 13.12 |
| 12 | 72.46 | 7.52 |
| 16 | 105.58 | 7.51 |
| 20 | 111.03 | 7.78 |
| 24 | 96.99 | 14.62 |
| 28 | 75.96 | 10.39 |
| 32 | 65.08 | 3.02 |
| 36 | 51.25 | 7.01 |
| 40 | 41.51 | 10.17 |
| 44 | 36.73 | 13.90 |
| 48 | 17.57 | 9.47 |
| 52 | 12.79 | 10.57 |
| 56 | 24.35 | 8.88 |
| 60 | 38.84 | 11.00 |
| 64 | 61.07 | 16.23 |
| 68 | 66.59 | 19.63 |
| 72 | 63.28 | 15.54 |
| 76 | 66.03 | 14.76 |
| 80 | 58.87 | 11.02 |
| 84 | 62.07 | 9.14 |
| 88 | 60.85 | 7.69 |
| 92 | 55.83 | 5.72 |
| 96 | 56.49 | 7.24 |
| 100 | 48.59 | 27.06 |
| 104 | 46.66 | 35.20 |
| 108 | 43.55 | 18.56 |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

| เวลา (ชั่วโมง) | **ก่อน**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง | **หลัง**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง |
|---|---|---|
| 112 | 38.47 | 8.57 |
| 116 | 32.14 | 7.25 |
| 120 | 27.04 | 9.72 |
| 124 | 18.73 | 12.19 |
| 128 | 18.82 | 9.51 |
| 132 | 20.81 | 6.32 |
| 136 | 15.20 | 2.93 |
| 140 | 11.88 | 2.48 |
| 144 | 12.88 | 2.83 |
| 148 | 10.03 | 1.56 |
| 152 | 9.43 | 1.73 |
| 156 | 7.73 | 4.68 |
| 160 | 4.17 | 12.40 |
| 164 | 3.88 | 14.07 |
| 168 | 4.54 | 20.46 |
| 172 | 3.23 | 22.17 |
| 176 | 1.95 | 25.44 |
| 180 | 0.82 | 27.06 |
| 184 | 3.66 | 31.65 |
| 188 | 11.62 | 35.47 |
| 192 | 20.31 | 43.54 |
| 196 | 35.06 | 51.58 |
| 200 | 45.93 | 65.62 |
| 204 | 56.59 | 94.04 |
| 208 | 57.12 | 76.96 |
| 212 | 53.33 | 84.80 |
| 216 | 50.78 | 76.00 |
| 220 | 47.89 | 57.32 |
| 224 | 42.64 | 45.26 |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

| เวลา (ชั่วโมง) | **ก่อน**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง | **หลัง**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง |
|---|---|---|
| 228 | 31.27 | 33.71 |
| 232 | 28.45 | 37.92 |
| 236 | 25.05 | 41.68 |
| 240 | 22.85 | 42.91 |
| 244 | 20.11 | 49.71 |
| 248 | 14.41 | 38.84 |
| 252 | 13.82 | 37.45 |
| 256 | 30.35 | 40.05 |
| 260 | 48.22 | 44.78 |
| 264 | 53.43 | 53.07 |
| 268 | 89.57 | 53.14 |
| 272 | 78.73 | 28.51 |
| 276 | 43.98 | 9.58 |
| 280 | 18.67 | 9.43 |
| 284 | 26.16 | 20.20 |
| 288 | 50.81 | 28.74 |
| 292 | 80.01 | 29.58 |
| 296 | 114.67 | 29.50 |
| 300 | 129.82 | 37.01 |
| 304 | 99.42 | 63.67 |
| 308 | 47.20 | 75.30 |
| 312 | 26.78 | 80.06 |
| 316 | 25.92 | 79.37 |
| 320 | 21.68 | 61.72 |
| 324 | 19.92 | 48.15 |
| 328 | 17.01 | 33.65 |
| 332 | 15.30 | 20.88 |
| 336 | 11.83 | 18.05 |
| 340 | 7.84 | 19.25 |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

| เวลา (ชั่วโมง) | **ก่อน**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง | **หลัง**ติดตั้งตัวควบคุมเชิงทำนายแบบจำลอง |
|---|---|---|
| 344 | 4.21 | 17.29 |
| 348 | 9.59 | 10.37 |
| 352 | 14.86 | 7.19 |
| 356 | 16.51 | 8.79 |
| 360 | 18.72 | 14.08 |
| 364 | 20.13 | 11.91 |
| 368 | 10.22 | 9.42 |
| 372 | 4.17 | 7.87 |
| 376 | 7.16 | 4.60 |
| 380 | 20.53 | 4.79 |
| 384 | 32.02 | 3.65 |
| 388 | 29.11 | 3.24 |
| **ผลรวม** | **3,637** | **2,468** |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University

**ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์**

นายกรกฤตย์ เชี่ยวชาญไชยรัตน์ เกิดวันที่ 22 มีนาคม พ.ศ. 2525 จังหวัดกรุงเทพมหานคร สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์ ในปีการศึกษา 2548 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปี พ.ศ. 2554

ประวัติการทำงาน

| | |
|---|---|
| 2548: | พนักงานควบคุมกระบวนการผลิต บริษัท IRPC จำกัด (มหาชน) |
| 2550: | วิศวกร (Process Engineer) บริษัท IRPC จำกัด (มหาชน) |
| 2553 - ปัจจุบัน: | วิศวกรควบคุม (Process Control) บริษัท IRPC จำกัด (มหาชน) |

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
Chulalongkorn University