

### ปัญหาการออกแบบตัวควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมีแบบทซ์

เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนแบบเคมีแบบทซ์ถูกนำไปใช้ในการดำเนินการผลิตในอุตสาหกรรมเคมีกันอย่างกว้างขวาง โดยเฉพาะสารผลิตภัณฑ์ที่มีความพิเศษ เช่น สี, พอลิเมอร์และยา เป็นต้น ซึ่งปฏิกิริยาที่ถูกลงในดำเนินการนั้นส่วนมากเป็นปฏิกิริยาการเกิดพอลิเมอร์ที่มีการคายความร้อนออกมาเสมอ นอกจากนี้กระบวนการเกิดพอลิเมอร์ที่ใช้ส่วนมากเป็นกระบวนการเกิดพอลิเมอร์แบบอิมัลชันและ/หรือแบบแขวนลอยซึ่งการเกิดผลิตภัณฑ์แต่ละตัวจะมีลักษณะทางเคมีพอลิเมอร์เฉพาะตัวที่ไม่เหมือนใคร เช่น จลศาสตร์ของปฏิกิริยา, ความหนืดของผลิตภัณฑ์, อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์, อัตราการป้อนและเวลาที่จะป้อนสารตั้งต้น ฯลฯ

กระบวนการเกิดพอลิเมอร์แบบอิมัลชันและ/หรือแบบแขวนลอยในเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมีแบบทซ์นั้นส่วนมากมีขั้นตอนการดำเนินการที่คล้ายๆกันดังนี้คือ เริ่มต้นซาร์จสารพรีพอลิเมอร์ (Prepolymer), ตัวเซอร์แฟกแตนต์และน้ำลงในเครื่องปฏิกรณ์ หลังจากนั้นทำการให้ความร้อนกับส่วนผสมของปฏิกิริยาจนอุณหภูมิมาถึงอุณหภูมิที่ปฏิกิริยาต้องการจึงทำการป้อนโมโนเมอร์ที่ทำการผสมกันไว้ก่อนหน้าแล้วด้วยอัตราการป้อนและลักษณะการป้อนตามเวลาที่ออกแบบไว้แล้วโดยจะทำการควบคุมอุณหภูมิให้คงที่ที่อุณหภูมิเซ็ทพอยท์ที่ปฏิกิริยาต้องการนี้ เนื่องจากการเกิดผลิตภัณฑ์พอลิเมอร์เหล่านี้ส่วนมากมีอุณหภูมิของปฏิกิริยาเป็นตัวกำหนดคุณสมบัติเฉพาะของสารผลิตภัณฑ์ที่ได้เสมอ ดังนั้นการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์การเกิดพอลิเมอร์แบบเคมีแบบทซ์จึงถูกต้องการเสมอ

การควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์การเกิดพอลิเมอร์แบบเคมีแบบทซ์สามารถทำได้โดยการปรับอุณหภูมิของน้ำที่ถูกลงเข้าสู่แจ็กเก็ตเพื่อนำความร้อนที่คายออกมาจากปฏิกิริยาออกอย่างต่อเนื่องโดยผ่านน้ำจากแจ็กเก็ต

เครื่องปฏิกรณ์การเกิดพอลิเมอร์แบบเคมีแบบทซ์นี้ส่วนมากทำการดำเนินการผลิตสารผลิตภัณฑ์หลายๆชนิดในเครื่องปฏิกรณ์เดียวกัน โดยทำการผลิตสารผลิตภัณฑ์ชนิดเดียวกันสี่ถึงห้าครั้ง หลังจากนั้นจึงทำการทำความสะอาดเครื่องปฏิกรณ์เพื่อดำเนินการผลิตสารผลิตภัณฑ์ตัวต่อไป

### 3.1. ปัญหาที่เกิดขึ้นในการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมีแบบทซ์

การออกแบบตัวควบคุมเพื่อควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมีแบบทซ์นั้นตัวควบคุมต้องสามารถที่จะควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ให้อยู่ที่อุณหภูมิที่ปฏิกิริยาต้องการตลอดแบบทซ์นั้นได้ โดยสามารถยอมให้เบี่ยงเบนไปจากอุณหภูมิเซตพอยท์ได้ไม่เกินสององศาซึ่งยังสามารถพิจารณาได้ ก่อนหน้านี้การควบคุมป้อนกลับแบบพีไอดีได้เคยถูกนำมาใช้ในการควบคุมทั้งมาสเตอร์ลูฟและสเลฟลูฟ การออกแบบตัวควบคุมชนิดใหม่นั้นอาจจะใช้แทนตัวควบคุมเดิมเพียงหนึ่งลูฟหรือทั้งสองลูฟก็ได้ โดยที่อัลกอริทึมของตัวควบคุมใหม่นั้นต้องสามารถรักษาการดำเนินการผลิตสารผลิตภัณฑ์ให้ประสบความสำเร็จตลอดแบบทซ์ ซึ่งพารามิเตอร์ของการจูนสามารถที่จะแตกต่างกันได้สำหรับผลิตผลแต่ละชนิดที่แตกต่างกันแต่ต้องสามารถที่จะรักษาอุณหภูมิของการดำเนินการผลิตสารผลิตภัณฑ์ชนิดเดียวกันจากแบบทซ์ที่หนึ่งถึงหลายๆแบบทซ์ได้ โดยที่ข้อมูลที่สามารถหามาได้จากการวัดถูกนำมาประกอบกับอัลกอริทึมของตัวควบคุมเพื่อทำการควบคุมมีดังนี้คือ อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์, อุณหภูมิของของเหลวในแจ็กเก็ตทั้งเข้าและออก รวมถึงอัตราการป้อนโมโนเมอร์ โดยที่ตัวแปรตัวอื่นๆไม่สามารถหามาได้หรือหามาได้แต่ค่าที่ได้มาไม่ถูกต้อง

ดังนั้น จึงสามารถที่จะสรุปปัญหาที่เกิดขึ้นในการควบคุมเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมีแบบทซ์ได้เป็นข้อๆ ดังนี้

1. ความแตกต่างทางจลนพลศาสตร์ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของผลิตภัณฑ์แต่ละชนิด ทำให้อัตราการคายความร้อนที่ออกจากปฏิกิริยาต่างกันตามไปด้วย

2. สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนลดลงตลอดคาบของการเกิดปฏิกิริยาในแต่ละแบบทซ์ เนื่องจากมีการเปลี่ยนแปลงของความหนืดตลอดเวลาที่ดำเนินการผลิต

3. การควบคุมอุณหภูมิของปฏิกิริยาการเกิดสารผลิตภัณฑ์ที่มีความพิเศษให้บังเกิดผลสำเร็จนั้นเป็นสิ่งที่ยากเนื่องจากผลการถ่ายเทความร้อนบนผิวฟาวลิ่งที่เกิดขึ้นจากความสกปรกที่เกิดขึ้นระหว่างการผลิตจากแบบทซ์หนึ่งไปสู่อีกแบบทซ์หนึ่ง

4. คุณสมบัติทางจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์มีความไม่เป็นเชิงเส้นสูงเนื่องจากเป็นปฏิกิริยาการเกิดพอลิเมอร์ ซึ่งอาจเกิดผลของการเจล (gel effect) เกิดขึ้นด้วย

5. ผลของการเกิดฟริซซิง (Freezing) บนผนังของเครื่องปฏิกรณ์ทำให้เกิดการสูญเสียการถ่ายเทความร้อนที่เกิดขึ้นจากการพา (Convection Heat Transfer) ปฏิกิริยาฟริซซิงนี้เกิดจากอุณหภูมิต่ำสุดของน้ำเย็นในแจ็กเก็ตทำให้ความหนืดของส่วนผสมของปฏิกิริยามากขึ้นอย่างรวดเร็ว

6. พารามิเตอร์ของกระบวนการเปลี่ยนแปลงเมื่อฤดูกาลเปลี่ยน เช่น อุณหภูมิของน้ำคูลลิ่งเปลี่ยนจากมากไปหาน้อยเมื่อฤดูกาลเปลี่ยนจากฤดูร้อนไปฤดูหนาว

7. สภาพะการดำเนินการอื่นๆ เช่น อัตราการป้อนสารตั้งต้นและการกวนไม่สามารถเปลี่ยนแปลงได้

เนื่องจากข้อจำกัดเหล่านี้ทำให้การที่จะควบคุมกระบวนการแบบเซมิแบทซ์จึงต้องการตัวควบคุมที่มีสมรรถนะและความทนทานที่ดีเพื่อเอาชนะการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นบนตัวแปรและพารามิเตอร์ต่างๆของกระบวนการได้ ทำให้ตัวควบคุมที่มีความไม่เป็นเชิงเส้นจึงจำเป็นสำหรับกระบวนการนี้ เนื่องจากตัวควบคุมแบบเชิงเส้น (แบบพีไอดี) ไม่สามารถกำหนดผลการตอบสนองที่ดีเหนือการเปลี่ยนแปลงเหล่านี้ได้ เพราะการจูนตัวควบคุมแบบเชิงเส้นจะทำการจูนที่สถานะใดสถานะหนึ่งเท่านั้น ทำให้เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงเกิดขึ้นนอกเหนือสถานะที่ทำการจูนตัวควบคุมแบบเชิงเส้นก็ไม่สามารถกำหนดผลการตอบสนองที่ดีได้ อย่างไรก็ตามการจูนใหม่ของตัวควบคุมแบบเชิงเส้นก็สามารถพอที่จะทำงานได้

### 3.2 การสร้างแบบจำลองของกระบวนการเกิดพอลิเมอร์แบบอิมัลชันและ/หรือแบบแขวนลอย

#### 3.2-1. จลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยา

ปฏิกิริยาการเกิดพอลิเมอร์แบบอิมัลชันอยู่ระหว่างที่มีความเข้าใจในกระบวนการเกิดน้อยที่สุด หัวใจของกลไกความซับซ้อนของปรากฏการณ์ทางเคมีและปรากฏการณ์ทางกายภาพถูกกำหนดขึ้นในระบบอิมัลชัน ดังนั้นการหาแบบจำลองที่แน่นอนเพื่ออธิบายกระบวนการเกิดอิมัลชันพอลิเมอร์เป็นสิ่งที่ท้าทาย Penlidis ได้อธิบายแบบจำลองของกระบวนการนี้เป็นจำนวนมาก แต่การสร้างแบบจำลองเพื่อใช้อธิบายปรากฏการณ์การเกิดอิมัลชันพอลิเมอร์ในอุตสาหกรรมนั้นสามารถทำได้ยาก เนื่องจากในอุตสาหกรรมการเกิดอิมัลชันพอลิเมอร์นั้นมีโมโนเมอร์จำนวนมาก, ตัวเซอร์แฟกแตนต์หลายตัวและมีนโยบายการป้อนสารที่ซับซ้อน

R. W. Chylla and D. Randall Hasse, 1993 ได้สร้างแบบจำลองเพื่อใช้อธิบายไดนามิกส์ของอนุภาคของผลิตภัณฑ์สองตัว และเพื่อใช้เป็นโจทย์ปัญหาในการควบคุมอนุภาคในเครื่องปฏิกรณ์การเกิดพอลิเมอร์แบบอิมัลชันในอุตสาหกรรม โดยพวกเขาทั้งหลายกำหนดเป็นแบบจำลองทางจลนพลศาสตร์ง่ายๆเพื่อใช้ในการอธิบายพฤติกรรมของคอนเวอร์ชันกับเวลาในเครื่องปฏิกรณ์แบบนี้ ร่วมกับสมการอนุรักษ์พลังงานของเครื่องปฏิกรณ์และอุณหภูมิจนน้ำในแจ็กเก็ต แต่อย่างไรก็ตามแบบจำลองเหล่านี้ไม่ได้อธิบายกลไกขององค์ประกอบทางเคมี, การกระจายขนาดของอนุภาค (Particle Size Distribution), นิวเคลียชันและการเริ่มต้น (Nucleation and Initiation)

เนื่องจากปริมาตรของส่วนผสมของปฏิกิริยาขึ้นกับเวลาในระบบของเครื่องปฏิกรณ์แบบเซมิแบตช์ ดังนั้นเพื่อให้ง่ายขึ้นจึงทำแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์ในเทอมของจำนวนโมลของโมโนเมอร์จะง่ายกว่าในเทอมของความเข้มข้น

สมการดุลโมลของโมโนเมอร์ :

$$\frac{dn_m}{dt} = F_m - R_p \quad \dots\dots\dots 3.1$$

เมื่อ  $n_m$  = จำนวน โมลของ โมโนเมอร์ในเครื่องปฏิกรณ์ (lb-mol)

$F_m$  = อัตราการไหลเชิงโมลของโมโนเมอร์เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ (lb-mol/min)

$R_p$  = อัตราการเกิดพอลิเมอร์ (lb-mol mol<sup>-1</sup>)

โดยที่

$$F_m = \frac{\dot{m}_M}{MW_M} \quad \dots\dots\dots 3.2$$

$$R_p = i(kn_M) \quad \dots\dots\dots 3.3$$

เมื่อ  $\dot{m}_M$  = อัตราการไหลเชิงมวลของโมโนเมอร์ (lb/min)

$MW_M$  = น้ำหนักโมเลกุลของโมโนเมอร์ (lb/lb-mol)

$i$  = แฟกเตอร์ความไม่บริสุทธิ์ (ไม่มีหน่วย)

$k$  = ค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์อันดับที่หนึ่ง (min<sup>-1</sup>)

$$k = k_o \exp[-6400 / (T + 460)]\mu^{0.4} \quad \dots\dots\dots 3.4$$

เมื่อ  $T$  = อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ (°F)

$\mu$  = ค่าความหนืด (cP)

แบบจำลองของคอนเวอร์ชันใช้เป็นปฏิกิริยาทางจลนพลศาสตร์อันดับหนึ่งที่มีค่าแฟกเตอร์ความไม่บริสุทธิ์ ( $f$ ) คุณอยู่ข้างหน้าค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์ ( $k$ ) ซึ่งค่าแฟกเตอร์ความไม่บริสุทธิ์ ( $f$ ) ถูกเลือกมาใช้ในช่วงระหว่างค่า 0.8 ถึง 1.2 สำหรับแต่ละแบตช์ โดยที่มีค่าเพิ่มขึ้น

จาก 0.8 เมื่อมีการผลิตจากเบตซ์ที่หนึ่งไปเป็นเบตซ์ต่อไป และค่าความหนืดที่อุณหภูมิที่สมการ  
ที่ 3.4 เป็นการแสดงถึงผลทางจลนพลศาสตร์ระหว่างที่เกิดผลกระทบจากการเจล (gel effect)  
สมการดุลพลังงานรอบๆเครื่องปฏิกรณ์ :

$$\frac{d\left(\sum_i m_i C_{p_i} T\right)}{dt} = m_M C_{p_M} (T_{abm} - T) + R_p (-\Delta H_p) - UA(T - \bar{T}_j) - (UA)_{loss} (T - T_{abm}) \quad \dots\dots\dots 3.5$$

- เมื่อ  $m$  = มวลขององค์ประกอบ  $i$  ในเครื่องปฏิกรณ์ (lb)  
 $C_p$  = ความจุความร้อนจำเพาะขององค์ประกอบ  $i$  (B.t.u./lb-°F)  
 $i$  = M สำหรับ โมโนเมอร์, W สำหรับน้ำ, S สำหรับของแข็ง  
 $T_{amb}$  = อุณหภูมิของสิ่งแวดล้อม (°F)  
 $\Delta H_p$  = ความร้อนของการเกิดพอลิเมอร์ (B.t.u./lb-mol)  
 $U$  = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม (B.t.u./ft<sup>2</sup>-min-°F)  
 $A$  = พื้นที่การถ่ายเทความร้อน (ft<sup>2</sup>)  
 $\bar{T}_j$  = อุณหภูมิเฉลี่ยของแจ็กเก็ต (°F)  
 $(UA)_{loss}$  = ความร้อนที่สูญเสียให้สิ่งแวดล้อมต่อหน่วยอุณหภูมิ (B.t.u./min-°F)

เทอมเอนทาลปีด้านซ้ายมือของสมการต้องเป็นผลบวกของทั้งสามองค์ประกอบที่อยู่ในเครื่อง  
ปฏิกรณ์ สี่เทอมที่อยู่ทางขวามือเป็นปริมาณความร้อนของสารผสมที่ป้อนเข้า, ความร้อนที่เกิด  
จากปฏิกิริยา, ความร้อนที่ถ่ายเทผ่านแจ็กเก็ตและความร้อนที่สูญเสียให้กับสิ่งแวดล้อม

### 3.2-2. ความสัมพันธ์ของความหนืด

การเปลี่ยนแปลงของค่าความหนืดของสารผสมในเครื่องปฏิกรณ์ถูกกำหนดให้เป็นฟังก์ชัน  
ของสัดส่วนของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ โดย R. W. Chylla and D. Randall Hasse, 1993  
ได้นำข้อมูลจากการทดลองระหว่างความหนืดและค่าสัดส่วนของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์  
มาสร้างเป็นความสัมพันธ์โดยกำหนดให้เป็นฟังก์ชันของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์อีกทีหนึ่ง  
โดยที่ผลิตภัณฑ์ A :

$$\mu = 0.052e^{(16.4f)} 10^{[2.3A-1.563]} \quad \dots\dots\dots 3.6$$

และผลิตภัณฑ์ B :

$$\mu = 0.032e^{(19.1f)} 10^{[2.3A-1.563]} \dots\dots\dots 3.7$$

เมื่อ  $f$  = ค่าสัดส่วนของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์  
 $A = 1000 / (T + 460)$

โดยที่ค่าสัดส่วนของของแข็งภายในเครื่องปฏิกรณ์ทุกเวลาในเครื่องปฏิกรณ์สามารถหาได้ดังนี้

$$f(t) = \frac{solid(t)}{batch\_weight(t)} \dots\dots\dots 3.8$$

$$solid(t) = solid(t = 0) + X(t) \cdot total\_monomer\_added(t) \dots\dots\dots 3.9$$

$$batch\_weight(t) = solid(t = 0) + total\_monomer\_added(t) \cdot [1 - X(t)] + initial\_water \dots\dots\dots 3.10$$

เมื่อ  $X$  = คอนเวอร์ชันของโมโนเมอร์โดยหาเทียบกับจำนวนโมลของโมโนเมอร์ทั้งหมด

### 3.2-3. ความสัมพันธ์ของการถ่ายเทความร้อน

R. W. Chylla and D. Randall Hasse, 1993 ได้ประมาณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมจากสมดุลพลังงานโดยตรงของเครื่องปฏิกรณ์ที่สะอาด และกำหนดให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมลดลงตามค่าความหนืดของส่วนผสมของปฏิกิริยาที่อยู่ใกล้ๆผนังของเครื่องปฏิกรณ์ โดยสามารถกำหนดเป็นฟังก์ชันได้ดังนี้

$$h = 143.4 \cdot \exp(-5.13 \cdot 10^{-3} \mu_{wall}) \dots\dots\dots 3.11$$

เมื่อ  $h$  = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์ม (B.t.u./ft<sup>2</sup>-h-°F)

$$\mu_{wall} = \mu(T_{wall}) \dots\dots\dots 3.12$$

$$T_{wall} = \frac{T + \bar{T}_j}{2} \dots\dots\dots 3.13$$

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมเป็นฟังก์ชันของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์ม และค่าฟาวลิงแฟกเตอร์ (fouling factor) เมื่อดำเนินการผลิตผลิตภัณฑ์ชนิดเดียวกันจากหนึ่งเบตช์เป็นหลายๆเบตช์โดยไม่มีการหยุดทำความสะอาดเครื่องปฏิกรณ์ จะทำให้เกิดฟิล์มของพอลิเมอร์บนผนังของเครื่องปฏิกรณ์ซึ่งจะมีความหนาเพิ่มขึ้นเรื่อยๆเมื่อทำการผลิตหลายๆเบตช์ติดต่อกัน ซึ่งพวกเขาทั้งหลายได้กำหนดแบบจำลองของค่าฟาวลิงแฟกเตอร์ไว้ตามนี้

$$\frac{1}{h_f} = (0.000, 0.001, 0.002, 0.003, 0.004) \dots\dots\dots 3.14$$

	↑	↑	↑	↑	↑	
Batch	1	2	3	4	5	

เมื่อ  $1/h_f =$  ค่าฟาวลิงแฟกเตอร์ ( $h\text{-ft}^2 \text{ } ^\circ F / B.t.u.$ )  
 และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมสามารถกำหนดได้ดังนี้

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h} + \frac{1}{h_f}} \dots\dots\dots 3.15$$

**3.2-4. เครื่องปฏิกรณ์และรูปการวนน้ำของแจ็กเก็ต**

ข้อมูลขนาดและรูปร่าง ของเครื่องปฏิกรณ์และแจ็กเก็ตที่ R. W. Chylla and D. Randall Hasse, 1993 ได้นำมาทำการทดลองอยู่ในตารางที่ 3.1

เมื่อลูปของท่อต่างๆถูกหุ้มด้วยฉนวนเพียงพอที่จะละเลยความร้อนที่สูญเสียได้ อุณหภูมิขาออกของแจ็กเก็ตที่เวลาต่างๆสามารถอธิบายได้ดังนี้

$$m_c C_p \frac{dT_J}{dt} = \dot{m}_c C_p [T_J^{in}(t - \theta_1) - T_J^{out}(t)] + UA(T - \bar{T}_J) \dots\dots\dots 3.16$$

เมื่อ  $\bar{T}_J = \frac{(T_J^{in} + T_J^{out})}{2} \dots\dots\dots 3.17$

และ  $\theta_1 =$  ไทม์ดีเลย์ (time delay) ในแจ็กเก็ต (min)  
 $m_c =$  มวลของน้ำเย็นในแจ็กเก็ต (lb)

$Cp_c$  = ความจุความร้อนจำเพาะของน้ำเย็นในแจ็กเก็ต (B.t.u./lb-°F)

ตารางที่ 3.1 ข้อมูลของเครื่องปฏิกรณ์และอุปกรณ์

อธิบาย	หน่วย	ค่า
เส้นผ่านศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์	in.	19.5
ความสูงของเครื่องปฏิกรณ์	in.	21.0
ปริมาตรในการทำงาน	gal	30.0
ปริมาตรของแจ็กเก็ต	gal	5.7
พื้นที่ของแจ็กเก็ตด้านล่าง	ft <sup>2</sup>	1.8
พื้นที่ของแจ็กเก็ตด้านข้าง	ft <sup>2</sup>	5.23*height
อัตราการวนน้ำ	gal/min	15.0
ความดันของไอน้ำ	psig	150
ความดันของน้ำขาเข้า	psig	75
ความดันขาออกจากปัม	psig	60
อุณหภูมิของน้ำขาเข้าในฤดูหนาว	°F	42
อุณหภูมิของน้ำขาเข้าในฤดูร้อน	°F	70
อุณหภูมิของอากาศที่อยู่รอบๆในฤดูหนาว	°F	45
อุณหภูมิของอากาศที่อยู่รอบๆในฤดูร้อน	°F	90
<u>วาล์วควบคุม(Control Valve)</u>		
Dump Valve: Equal Percentage $C_v=0.42$ 2% hysteresis		
Steam Valve: Equal Percentage $C_v=0.42$ 2% hysteresis		
<u>ควาร้อนที่สูญเสีย(Reactor heat loss)</u>		
$(UA)_{loss} = 10.74 \text{ B.t.u.}/(h-°F)$		

เมื่อของเหลวในแจ็กเก็ตถูกวนเข้าแจ็กเก็ต อุณหภูมิขาเข้าของแจ็กเก็ตเป็นไทม์ดีเลย์ของอุณหภูมิกขาออก โดยที่การทำให้เย็นและการให้ความร้อนถูกปรับตามระเบียบข้อบังคับของตัวควบคุม ดังนี้

$$\frac{dT_j^{in}(t)}{dt} = \frac{dT_j^{out}(t - \theta_2)}{dt} + (T_j^{out}(t - \theta_2) - T_j^{in}(t)) + \frac{K_p}{\tau_p} c(t) \dots\dots\dots 3.18$$



- เมื่อ  $\theta_2$  = ค่าไทม์ดีเลย์ในลูฟการวนน้ำ (min)  
 $K_p$  = ค่าคงที่เกนของกระบวนการทำให้เย็นและการให้ความร้อน ( $^{\circ}F / \%$ )  
 $\tau_p$  = ค่าคงที่เวลาของการทำให้เย็นและการให้ความร้อน (min)  
 $c(t)$  = เอาท์พุทของตัวควบคุมสเลฟ (0-100%)

โดยที่ สามารถใช้ข้อมูลในตารางที่ 3.1 สามารถหาค่าคงที่เกนของกระบวนการได้ดังนี้

$$K_p = \left\{ \begin{array}{ll} 3.21 \times 10^{-3} (10)^{(-c(t)/50)} (T_J^{in} - T_{inlet}) & ^{\circ}F / \%cooling \quad 0 \leq c(t) \leq 49 \\ 0 & c = 50 \\ 0.511(30)^{(c(t)/50-2)} & ^{\circ}F / \%heating \quad 51 \leq c(t) \leq 100 \end{array} \right\} \dots\dots\dots 3.19$$

เมื่อ  $T_{inlet}$  = อุณหภูมิขาของน้ำ

เนื่องจากวาล์วที่ใช้เป็นวาล์วชนิดอีควอลเปอเซนต์เดก (Equal-Percentage valve) ดังนั้นค่าคงที่เกนของกระบวนการเป็นฟังก์ชันของระดับของวาล์วซึ่งถูกให้โดยเอาท์พุทของตัวควบคุม ในโหมดการทำให้เย็นนั้นค่าคงที่เกนถูกหามาได้จากผลต่างของอุณหภูมิของน้ำในลูฟการวนกับอุณหภูมิของน้ำที่เข้าสู่ซึ่งมันแปรผันตามการดำเนินการในฤดูหนาวและฤดูร้อน ค่าคงที่เวลาของกระบวนการขึ้นอยู่กับที่เครื่องมือวัดและไดนามิกส์ของวาล์ว (Valve Dynamics) ซึ่งเหมือนกันทั้งเฟสการทำให้ร้อนและเฟสการทำให้เย็น ข้อมูลสำหรับแบบจำลองของลูฟการวนน้ำสามารถดูได้จากตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3.2 ข้อมูลสำหรับแบบจำลองของลูฟการวนน้ำ

อธิบาย	หน่วย	ค่า
มวลของน้ำในแจ็กเก็ต ( $m_c$ )	lb	47.3
ความจความร้อนของน้ำในแจ็กเก็ต ( $C_p$ )	B.t.u./lb- $^{\circ}F$	1.0
อัตราการวนน้ำ ( $\dot{m}_c$ )	lb/min	124.5
ไทม์ดีเลย์ในแจ็กเก็ต ( $\theta_1$ )	min	0.38
ไทม์ดีเลย์ในลูฟการวนน้ำ ( $\theta_2$ )	min	0.25
ค่าคงที่เวลาของการถูกล้างและการฮีตดิ่ง ( $\tau_p$ )	min	0.67

สำหรับในงานของ R. W. Chylla and D. Randall Hasse, 1993 นั้นพวกเขาได้บัญญัติลักษณะและขั้นตอนการดำเนินการของผลิตภัณฑ์ 2 ชนิด คือผลิตภัณฑ์ A และผลิตภัณฑ์ B ดังตารางที่ 3.3 และตารางที่ 3.4 เพื่อใช้เป็นโจทย์ปัญหาในการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์นี้ต่อไป

ตารางที่ 3.3 ข้อมูลของผลิตภัณฑ์ A

อธิบาย	สัญลักษณ์	หน่วย	ค่า
แฟกเตอร์พรีเอกซ์โปรแนนเชียลของอาร์เรเนียส	$k_0$	$\text{min}^{-1}$	3300
ค่าความร้อนของปฏิกิริยา	$-\Delta H$	B.t.u./lb-mol	30160
น้ำหนักโมเลกุลของโมโนเมอร์	$MW_M$	lb/lb-mol	0.4
ค่าความจุความร้อนจำเพาะของโมโนเมอร์	$Cp_M$	B.t.u./lb- $^{\circ}$ F	0.4
ค่าความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ	$Cp_M$	B.t.u./lb- $^{\circ}$ F	1.0
ค่าความจุความร้อนจำเพาะของของแข็ง	$Cp_M$	B.t.u./lb- $^{\circ}$ F	0.75
ค่าความถ่วงจำเพาะของโมโนเมอร์	$\rho_M$	-	0.9
ค่าความถ่วงจำเพาะของของแข็ง	$\rho_S$	-	1.04
ค่าความถ่วงจำเพาะของน้ำ	$\rho_W$	-	1.0
ค่ามวลของของแข็งเริ่มต้น	Solid( $t=0$ )	lb	119.0
ค่าสัดส่วนของของแข็งเริ่มต้น	$f_{solid}^0$	-	0.208
ค่าสัดส่วนของน้ำเริ่มต้น	$f_{water}^0$	-	0.792
ค่าสัดส่วนของโมโนเมอร์เริ่มต้น	$f_{Monomer}^0$	-	0
ค่าอุณหภูมิเซ็ทพอยท์ของปฏิกิริยา	$T_S$	$^{\circ}$ F	180.0

ขั้นตอนการดำเนินการผลิตของผลิตภัณฑ์ A :

1. เริ่มต้นจากการชาร์จน้ำและของแข็งลงในเครื่องปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิห้อง
2. ให้ความร้อนกับเครื่องปฏิกรณ์เพื่อเพิ่มอุณหภูมิของสารผสมในเครื่องปฏิกรณ์ให้ถึงอุณหภูมิเซ็ทพอยท์ที่ปฏิกิริยาต้องการ
3. เริ่มป้อนโมโนเมอร์ลงในเครื่องปฏิกรณ์ด้วยอัตรา 1.0 ปอนด์/นาทีเป็นเวลา 70 นาที
4. รักษาอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ให้คงที่อยู่ที่อุณหภูมิเซ็ทพอยท์ต่อเป็นเวลา 60 นาที หลังจากที่ครบคาบของการป้อนสารโมโนเมอร์

ตารางที่ 3.4 ข้อมูลของผลิตภัณฑ์ B

อธิบาย	สัญลักษณ์	หน่วย	ค่า
แฟกเตอร์พีริเอ็กซ์โปรเนนเซียลของอาร์เรเนียส	$k_o$	$\text{min}^{-1}$	1200
ค่าความร้อนของปฏิกิริยา	$-\Delta H$	B.t.u./lb-mol	28200
น้ำหนักโมเลกุลของ โมโนเมอร์	$MW_M$	lb/lb-mol	106
ค่าความจุความร้อนจำเพาะของ โมโนเมอร์	$Cp_M$	B.t.u./lb- $^{\circ}$ F	0.4
ค่าความจุความร้อนจำเพาะของน้ำ	$Cp_M$	B.t.u./lb- $^{\circ}$ F	1.0
ค่าความจุความร้อนจำเพาะของของแข็ง	$Cp_M$	B.t.u./lb- $^{\circ}$ F	0.75
ค่าความถ่วงจำเพาะของ โมโนเมอร์	$\rho_M$	-	0.9
ค่าความถ่วงจำเพาะของของแข็ง	$\rho_S$	-	1.04
ค่าความถ่วงจำเพาะของน้ำ	$\rho_W$	-	1.0
ค่ามวลของของแข็งเริ่มต้น	Solid(t=0)	lb	93.3
ค่าสัดส่วนของของแข็งเริ่มต้น	$f_{solid}^0$	-	0.204
ค่าสัดส่วนของน้ำเริ่มต้น	$f_{water}^0$	-	0.796
ค่าสัดส่วนของ โมโนเมอร์เริ่มต้น	$f_{Monomer}^0$	-	0
ค่าอุณหภูมิเซ็ทพอยท์ของปฏิกิริยา	$T_S$	$^{\circ}$ F	176.0

ขั้นตอนการดำเนินการผลิตของผลิตภัณฑ์ B :

1. เริ่มต้นจากการชาร์จน้ำเลขของแข็งลงในเครื่องปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิห้อง
2. ให้ความร้อนกับเครื่องปฏิกรณ์เพื่อเพิ่มอุณหภูมิของสารผสมในเครื่องปฏิกรณ์ให้ถึงอุณหภูมิเซ็ทพอยท์ที่ปฏิกิริยาต้องการ
3. เริ่มป้อนโมโนเมอร์ลงในเครื่องปฏิกรณ์ด้วยอัตรา 0.8 ปอนด์/นาทีเป็นเวลา 60 นาที
4. รักษาอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ให้คงที่อยู่ที่อุณหภูมิเซ็ทพอยท์ต่อเป็นเวลา 30 นาที หลังจากที่ครบคาบของการป้อนสาร โมโนเมอร์
5. เริ่มป้อนโมโนเมอร์ลงในเครื่องปฏิกรณ์อีกครั้งด้วยอัตรา 0.8 ปอนด์/นาทีเป็นเวลา 40 นาที
6. รักษาอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ให้คงที่อยู่ที่อุณหภูมิเซ็ทพอยท์ต่อเป็นเวลา 30 นาที หลังจากที่ครบคาบที่ 2 ของการป้อนสาร โมโนเมอร์

R. W. Chylla and D. Randall Hasse, 1993 พวกเขาได้อธิบายแบบจำลองของกระบวนการของพวกเขาว่า เป็นปัญหาที่ง่ายในแง่ที่มีตัวแปรเพียงตัวเดียวที่ถูกควบคุม โดยที่จุดเด่นของกระบวนการเป็นจลนพลศาสตร์ที่ไม่เป็นเชิงเส้นที่นำมาซึ่งความท้าทาย เนื่องจากการควบคุมป้อนกลับแบบพีไอดีไม่สามารถควบคุมได้ ปัญหาการควบคุมนี้เป็นตัวแทนของปัญหาการควบคุมที่พบในกระบวนการอุตสาหกรรมเคมีได้เป็นอย่างดี

ต่อมา A. Helbig, O. Abel, A. M'hamdi, W. Muardt , 1996 ได้ใช้การประมาณค่าสภาวะการวัดความร้อน (Calorimetric State Estimation) ด้วยวิธีเอกซ์เทนส์คาลมานฟิลเตอร์ (Extended Kalman filter(EKF)) กับ โมเดลพรีดิกทีฟคอนโทรลแบบไม่เป็นเชิงเส้น (Nonlinear Model Predictive Control) มาแก้ไขปัญหาค่าความไม่เป็นเชิงเส้นของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์การเกิดพอลิเมอร์ที่มีการดำเนินการผลิตผลิตภัณฑ์หลากหลายชนิดผลิตภัณฑ์ของ R. W. Chylla and D. Randall Hasse, 1993 โดยใช้แบบจำลองในรูปสเปซสเปซ (State Space Form) เป็นเครื่องมือในทั้งตัวควบคุมและตัวประมาณค่าความร้อนเป็นไปได้อย่างง่ายและสมบูรณ์แบบ โดยเปรียบเทียบผลการควบคุมที่ได้กับตัวควบคุมป้อนไปข้างหน้าแบบพีไอดี (PID-Feedforward Controller) ที่มีการประมาณค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา

ซึ่งการทำงานของพวกเขาค้นคว้ากับการดำเนินการในอุตสาหกรรมจริงๆ คือมีข้อจำกัดความรู้ทางด้านจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนและรายละเอียดเหล่านี้ไม่สามารถวัดได้ในอุตสาหกรรมจริงๆ

โดยที่การควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟแบบไม่เป็นเชิงเส้นและเอกซ์เทนคาลมานฟิลเตอร์ที่มีแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์วัดความร้อนและแบบจำลองแบบไม่เป็นเชิงเส้นของระบบนำเข็นในรูปแบบสเปซสเปซ สามารถที่จะให้ความทนทานได้ดีกว่าการควบคุมป้อนไปข้างหน้าแบบพีไอดีเมื่อมีความไม่แน่นอนในพารามิเตอร์และความแปรผันที่เกิดขึ้นจากการดำเนินการในเบตซ์ที่หนึ่งไปสู่การดำเนินการในเบตซ์ต่อไป แต่อย่างไรก็ตามการควบคุมป้อนไปข้างหน้าแบบพีไอดีที่มีการประมาณค่าความร้อนก็สามารถทำงานได้ แต่จำเป็นต้องมีความรู้เกี่ยวกับตัวแปรสเปซและพารามิเตอร์ของกระบวนการ

นอกจากนี้ยังมี T. Clarke-Pringle and J. F. MacGregor ยังได้นำโมเดลนี้มาใช้ในการทดสอบการควบคุมแบบอะแดปทีฟที่ไม่เป็นเชิงเส้นแบบจีแอลซีที่ใช้ร่วมกับตัวกรองเอกซ์เทนคาลมานที่ใช้ในการประมาณค่าความร้อนที่คายออกมาจากปฏิกิริยา และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน

ร้อนรวม เพื่อป้อนให้กับตัวควบคุมจีแอลซี ซึ่งผลการจำลองของพวกเขาปรากฏว่าตัวควบคุมจีแอลซีสามารถกำหนดผลการตอบสนองอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ได้ดีกว่าการควบคุมป้อนกลับแบบพีไอดี และการควบคุมป้อนหน้าแบบพีไอดีที่ใช้ร่วมกับตัวประมาณค่าความร้อนแบบออนไลน์ไม่ว่าจะเป็นกรณีใดๆ