

รายการอ้างอิง

- ชัยวัฒน์ เจนวนิชย์. เคมีโพลิเมอร์พื้นฐาน (Basic Polymer Chemistry). 100 เล่ม. พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพมหานคร : สำนักพิมพ์โอเดียนสโตร์, 2527.
- ธนากร บุตรถาราม. การควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์โพลิเมอร์แบบเคมี-แบทช์ โดยใช้ จีเอ็มซี. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารบัณฑิต. สาขาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2541.
- นุศรา บุญประเสริฐ. การประยุกต์ตัวควบคุมแบบเจเนริกโมเดล สำหรับเครื่องปฏิกรณ์การเกิด โพลีไวนิลคลอไรด์. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารบัณฑิต. สาขาวิศวกรรมเคมี ภาควิชา วิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2541.
- ไพศาล กิตติศุกร. เอกสารประกอบการสอนวิชา 2105-619 ADVANCED AUTOMATIC PROCESS CONTROL (การควบคุมกระบวนการอัตโนมัติขั้นสูง). พิมพ์ครั้งที่ 3. กรุงเทพมหานคร : จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2542
- สุธรรม ศรีเกษม, เมรินทร์ ทงชัยกุล, สง่า ศรีศุภปริดา. Matlab เพื่อการแก้ปัญหาทางวิศวกรรม. พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพมหานคร : สำนักพิมพ์มหาวิทยาลัยรังสิต, 2521.
- สุธรรม ศรีเกษม, ศรีศุภปริดา, กิติ ศรีนุชศาสตร์, ปรีชา วงษ์ษา. Matlab เพื่อการแก้ปัญหาทาง วิศวกรรม. พิมพ์ครั้งที่ 1. กรุงเทพมหานคร : สำนักพิมพ์มหาวิทยาลัยรังสิต, 2538.
- อรอุษา สรวารี. สารเคลือบผิว (สี วาร์นิช และแล็กเกอร์). พิมพ์ครั้งที่ 2. กรุงเทพมหานคร : โรงพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2539.
- A. Helbig, O. Abel, W. Marquardt. Model Predictive Control for On-line Optimization of Semi-batch Reactors. Proceedings of the American Control Conference. (June 1998) : 1695-1699.
- B.A Lundberg and L.W Bezanson. Enhanced Robustness of Generic Model Control using Derivative Feedback. AIChE Journal 36 (February 1990) : 286-293.
- Barry J, Cott and Sando Macchietto. Temperature Control of Exothermic Batch Reactors using Generic Model Control. American Chemical Society. 28 (January 1989) : 1177-1184.,
- Carlos A. Smith and Armando B. Corripio. Principle and Practice of Automatic Process control. 2 nd ed. United State of America : John Wiley & Sons, Inc., 1997.

รายการอ้างอิง (ต่อ)

- F. Joseph Schork. Control of Polymer Reactor. New York : Marcel Dekker, 1993.
- G. Defaye, N. Regnier, J. Chabanon, L. Caralp and C. Vidal. Adaptive-Predictive Temperature Control of Semi-batch Reactors. Chemical Engineering Science. 48. (1993) : 3373-3382.
- H.Scott Fogler. Element of Chemical Reaction Engineering. 2 nd ed. United State of America : Prentice-Hall International, 1992.
- Isabel Saenz de Buruaga, Phillip D. Armitage, Jose R. Leiza, and Jose M. Asua. Nonlinear Control for Maximum Production Rate of Latexes of Well-Defined Polymer Composition. Ind. Eng. Chem. Res. 36 (July 1997) : 4243-4254.
- L.s. Kersenbaum and P. Kittisupakorn. The use of a Partially Simulated Exothermic (Parsex) Reactor for Experimental Testing of Control Algorithms. Trans IchemE. 72 (January 1994) : 55-63.
- Masoud Soroush and Costas Kravaris. Nonlinear Control of a Batch Polymerization Reactor: an Experimental Study. AIChE Journal 38 (September 1992) : 1429-1448.
- P.L.Lee and G.R.Sullivan. Generic Model Control (GMC). Computer Chemical Engineering. 12 (1998) : 573-580.
- R.W. Chylla and D. Randall Haase. Temperature Control of Semibatch Polymerization Reactors. Computer Chemical Engineering 17(1993) : 257-264.
- Takeichiro Takamatsu, Suteaki Shioya, and Yoshiki Okada. Molecular Weight Distribution Control in a Batch Polymerization Reactor. American Chemical Society. 27 (1988) : 93-99.
- T. Peterson, E Hernandez, Y Arkun and F.J. Schork. A Nonlinear DMC Algorithm and its Application to a Semibatch Polymerization Reactor. Chemical Engineering Science. 47 (1992) : 737-753.
- W.J. Rugh. Design of Nonlinear PID Controller. AIChE Journal 33 (October 1987) : 1738-1742.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก : การสร้างแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมี-แบตช์

R.W. Chylla และ D. Randall Haase (1993) ได้เสนอแบบจำลองสำหรับใช้อธิบายไดนามิกส์ของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมี-แบตช์ โดยพบมีการใช้ในกระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมเคมีอย่างกว้างขวาง เนื่องจากโครงสร้างของอุปกรณ์ไม่ซับซ้อน ค่าใช้จ่ายในการลงทุนต่ำ โดยเฉพาะกระบวนการผลิตโพลีเมอร์แบบอิมัลชันหรือแบบแขวนลอยซึ่งมีขั้นตอนการผลิตทั่ว ๆ ไปคล้ายกัน คือ การเริ่มต้นการผลิตโดยการป้อนสารตั้งต้น เช่น น้ำ อิมัลซิไฟเออร์ และตัวริเริ่มลงในเครื่องปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิห้อง และให้ความร้อนจนถึงอุณหภูมิเซตพอยต์ ซึ่งเป็นอุณหภูมิที่สามารถทำปฏิกิริยาได้ แล้วทำการป้อนโมโนเมอร์ในอัตราเร็วและเวลาที่กำหนด โดยควบคุมอุณหภูมิที่จุดเซตพอยต์นั้น เนื่องจากการเกิดโพลีเมอร์ส่วนมากมีอุณหภูมิเป็นตัวกำหนดความสมบูรณ์ของปฏิกิริยา ดังนั้นการควบคุมอุณหภูมิของการเกิดโพลีเมอร์จึงเป็นสิ่งจำเป็นมาก

การควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมี-แบตช์ของการเกิดโพลีเมอร์สามารถทำได้โดยอาศัยการถ่ายเทความร้อนระหว่างผลิตภัณฑ์ในเครื่องปฏิกรณ์กับน้ำในแจ็คเก็ต จนกระทั่งเกิดปฏิกิริยาสมบูรณ์ และทำให้เย็นลง หลังจากนั้นถ่ายผลิตภัณฑ์ที่ได้ออกจากเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมี-แบตช์ เพื่อบรรจุออกเป็นผลิตภัณฑ์สำเร็จรูปเพื่อจำหน่าย หลังจากนั้นจะทำความสะอาดเครื่องปฏิกรณ์เพื่อทำการผลิตผลิตภัณฑ์อื่น ๆ ต่อ

ปัญหาที่เกิดขึ้นกับเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมี-แบตช์สามารถสรุปเป็นข้อ ๆ ได้ดังนี้

1. ความแตกต่างทางจลนศาสตร์ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีของผลิตภัณฑ์แต่ละชนิด ทำให้อัตราการคายความร้อนที่ออกจากปฏิกิริยาต่างกันออกไป
2. สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนลดลงตลอดคาบของการเกิดปฏิกิริยาในแต่ละแบตช์ เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงค่าของความหนืดตลอดเวลาที่ดำเนินการผลิต
3. การควบคุมอุณหภูมิของปฏิกิริยาการเกิดผลิตภัณฑ์ทำได้ยาก เพราะการถ่ายเทความร้อนบนผิวเครื่องปฏิกรณ์เปลี่ยนแปลง เนื่องจากความสกปรกที่เกิดขึ้นระหว่างการผลิตจากแบตช์หนึ่งไปยังอีกแบตช์หนึ่ง
4. คุณสมบัติทางจลนศาสตร์ของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์มีความไม่เป็นเชิงเส้นสูง เนื่องจากปฏิกิริยาการเกิดโพลีเมอร์ ซึ่งอาจเกิดผลของการเจล (Gel Effect) เกิดขึ้นด้วย

5. ผลของการเกิดฟรียซซิง (Freezing) บนผนังของเครื่องปฏิกรณ์ทำให้เกิดการสูญเสียของการถ่ายเทความร้อนเนื่องจากการพา (Convection Heat Transfer) ปรากฏการณ์ฟรียซซิงนี้เกิดจากการที่อุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นต่ำ ทำให้ความหนืดของสารในเครื่องปฏิกรณ์สูงขึ้น

6. พารามิเตอร์ของกระบวนการมีการเปลี่ยนแปลงเมื่อฤดูการเปลี่ยนแปลง เช่น อุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นจะเปลี่ยนแปลงจากสูงไปต่ำ เมื่อเปลี่ยนจากฤดูร้อนไปฤดูหนาว

7. สภาวะการดำเนินการอื่น ๆ ที่ไม่สามารถเปลี่ยนแปลงได้ เช่น อัตราการป้อนสารตั้งต้น การกวน เป็นต้น

เนื่องจากข้อจำกัดข้างต้นทำให้การควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบเซมิ-แบตช์ จึงต้องการตัวควบคุมที่มีสมรรถนะและความทนทานที่ดีเพื่อเอาชนะการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นบนตัวแปรและพารามิเตอร์ต่าง ๆ ของกระบวนการได้ ทำให้ตัวควบคุมที่มีความไม่เป็นเชิงเส้นจึงจำเป็นสำหรับกระบวนการนี้

จลนศาสตร์ของปฏิกิริยา

การสร้างแบบจำลองของกระบวนการเกิดโพลิเมอร์แบบอิมัลชัน โดยแบบจำลองนี้ไม่ได้อธิบายถึงกลไกขององค์ประกอบทางเคมี (Chemical Composition) การกระจายของขนาดอนุภาค (Particle Size Distribution) นิวคลีเอชัน (Nucleation) และการเริ่มต้น (Initiation) เนื่องจากปริมาณของส่วนผสมที่เกิดปฏิกิริยาแล้วขึ้นกับเวลาที่อยู่ในระบบของเครื่องปฏิกรณ์แบบเซมิ-แบตช์ ดังนั้นเพื่อให้ง่ายขึ้นจึงจำลองแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์ในเทอมของจำนวนโมลของโมโนเมอร์ ซึ่งง่ายกว่าในเทอมของความเข้มข้น

$$\frac{dn_m}{dt} = F_m - R_p \quad (n-1)$$

เมื่อ	n_m	= จำนวนโมลของโมโนเมอร์ในเครื่องปฏิกรณ์ (lb-mol)
	F_m	= อัตราการไหลเชิงโมลของโมโนเมอร์ที่เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ (lb-mol/min)
	R_p	= อัตราการเกิดโพลิเมอร์ไรเซชัน (lb-mol/min)
	t	= เวลา (min)

$$F_m = \frac{\dot{m}_m}{MW_m} \quad (\text{ก-2})$$

เมื่อ \dot{m}_m = อัตราการไหลเชิงมวลของโมโนเมอร์ (lb/min)
 MW_m = น้ำหนักโมเลกุลของโมโนเมอร์ (lb/lb-mol)

$$R_p = i k n_m \quad (\text{ก-3})$$

เมื่อ i = แฟกเตอร์ของความไม่บริสุทธิ์ (ไม่มีหน่วย)
 k = ค่าคงที่ของจลนศาสตร์อันดับที่หนึ่ง (min^{-1})

$$k = k_0 \exp(-6400/(T + 460)\mu^{0.4}) \quad (\text{ก-4})$$

เมื่อ i = ฟรีแอกโปรแนนเซียล (min^{-1})
 T = อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ ($^{\circ}\text{F}$)
 μ = ความหนืด (cP)

แบบจำลองของคอนเวอร์ชันใช้เป็นจลนศาสตร์อันดับหนึ่งที่มีแฟกเตอร์ของความไม่บริสุทธิ์อยู่ระหว่าง 0.8-1.2 และความหนืดที่แสดงในสมการที่ ก-4 แสดงถึงผลทางจลนศาสตร์ระหว่างที่เกิดผลกระทบจากการเจล

สมการอนุรักษ์พลังงานรอบเครื่องปฏิกรณ์

$$\frac{d(\sum m_i C_{p,i} T)}{dt} = \dot{m}_m C_{p,M} (T_{\text{amb}} - T) + R_p (-\Delta H_p) - UA(T - T_j) - (UA)_{\text{loss}} (T - T_{\text{amb}}) \quad (\text{ก-5})$$

เมื่อ m = มวลขององค์ประกอบ i ในเครื่องปฏิกรณ์ (lb)
 C_p = ความจุความร้อนจำเพาะขององค์ประกอบ (Btu/lb- $^{\circ}\text{F}$)
 i = M สำหรับโมโนเมอร์, W สำหรับน้ำ, S สำหรับของแข็ง
 ΔH_p = ความร้อนของการเกิดโพลิเมอร์ไรเซชัน (Btu/lb-mol)

$$\begin{aligned}
 U &= \text{สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม Btu / ft}^2\text{-in}^\circ\text{F)} \\
 A &= \text{พื้นที่การถ่ายเทความร้อน (ft}^2\text{)} \\
 T_{amb} &= \text{อุณหภูมิล้อมรอบ (}^\circ\text{F)} \\
 T_j &= \text{อุณหภูมิเฉลี่ยของแจ็คเก็ต (}^\circ\text{F)} \\
 UA_{loss} &= \text{ความร้อนที่สูญเสียให้แก่สิ่งแวดล้อมต่อหน่วยอุณหภูมิ} \\
 &\quad \text{(Btu / min}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

เทอมเอนทาลปีด้านซ้ายของสมการ ก-5 ต้องเป็นผลบวกของทั้งสามองค์ประกอบหลัก คือ โมโนเมอร์ น้ำ และของแข็งที่อยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ เทอมด้านขวาของสมการเป็นปริมาณความร้อนของสารที่ป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ ความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา ความร้อนที่ถ่ายเทผ่านแจ็คเก็ต และความร้อนที่สูญเสียให้แก่สิ่งแวดล้อมตามลำดับ

ความสัมพันธ์ของความหนืด

การเปลี่ยนแปลงความหนืดของสารในเครื่องปฏิกรณ์เป็นฟังก์ชันของสัดส่วนของของแข็งในของผสม โดยกำหนดให้เป็นฟังก์ชันของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ ดังนี้

$$\text{ผลิตภัณฑ์ A} \quad \mu = 0.052 e^{16.4f} * 10^{(2.3(A-1.563C))} \quad (\text{ก-6})$$

$$\text{ผลิตภัณฑ์ B} \quad \mu = 0.032 e^{19.1f} * 10^{(2.3(A-1.563C))} \quad (\text{ก-7})$$

$$\begin{aligned}
 \text{เมื่อ } f &= \text{ค่าสัดส่วนของของแข็งมวลในเครื่องปฏิกรณ์} \\
 T &= 1000 / (T+460)
 \end{aligned}$$

$$f(t) = \frac{\text{Solid}(t)}{\text{Batch weight}(t)} \quad (\text{ก-8})$$

$$\text{Solids}(t) = \text{Solids}(t=0) + X(t) * \text{total monomer added}(t) \quad (\text{ก-9})$$

$$\text{Batch Weight (t)} = \text{Solids (t)} + \text{total monomer added (t)} * [1 - X(t)] + \text{initial water} \quad (\text{ก-10})$$

เมื่อ X = คอนเวอร์ชันของโมโนเมอร์

ความสัมพันธ์ของการถ่ายเทความร้อน

การประมาณสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมจากสมดุลพลังงานของเครื่องปฏิกรณ์ที่สะอาดโดยตรงและกำหนดให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมลดลงตามค่าความหนืดของสารผสมที่อยู่ใกล้ ๆ ผนังของเครื่องปฏิกรณ์ ดังนี้

$$h = 143.4 * \exp(-5.13 * 10^{-3} \mu_{\text{wall}}) \quad (\text{ก-11})$$

เมื่อ h = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์ม (Btu / ft²-h^o F)

$$\mu_{\text{wall}} = \mu_{T_{\text{wall}}} \quad (\text{ก-12})$$

$$T_{\text{wall}} = \frac{T + \bar{T}_j}{2} \quad (\text{ก-13})$$

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมเป็นฟังก์ชันของค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนผ่านฟิล์ม และค่าฟาวลิงแฟคเตอร์ (Fouling Factor) เมื่อทำการผลิตอย่างต่อเนื่อง จะพบว่าความหนาของฟิล์มที่ผนังของเครื่องปฏิกรณ์จะมากขึ้นทุก ๆ แเบตช์ ซึ่งแบบจำลองของฟาวลิงแฟคเตอร์ คือ

Batch	1	2	3	4	5
$1/h_f$	= 0.0000,	0.001,	0.002,	0.003,	0.004

(ก-14)

เมื่อ $1/h_f$ = ฟาวลิงแฟคเตอร์ (h- ft² ° F/ Btu)

และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวมแสดงดังสมการ ก-15

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h} + \frac{1}{h_f}} \quad (\text{ก-15})$$

เครื่องปฏิกรณ์และสตูพวนน้ำ

เครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้น้ำเป็นตัวกลางในการถ่ายเทความร้อนในแจ๊คเก็ต เมื่อท่อต่าง ๆ ถูกหุ้มด้วยฉนวน ดังนั้นจึงสามารถละลายความร้อนที่สูญเสียได้ เพราะฉะนั้นอุณหภูมิขาออกของน้ำจากแจ๊คเก็ตที่เวลาใด ๆ สามารถแสดงดังสมการ ก-16

$$m_c C_{p_c} \frac{dT_j^{\text{out}}(t)}{dt} = m_c C_{p_c} [T_j^{\text{in}}(t - \theta_1) - T_j^{\text{out}}] + UA(T - \bar{T}_j) \quad (\text{ก-16})$$

โดยที่
$$\bar{T}_j = \frac{T_j^{\text{in}} + T_j^{\text{out}}}{2} \quad (\text{ก-17})$$

เมื่อ θ_1 = ทรานสปอร์ตดีเลย์ (Transport Delay) ในแจ๊คเก็ต (min)

m_c = มวลของสารหล่อเย็นในแจ๊คเก็ต (lb)

C_{p_c} = ความจุความร้อนจำเพาะของสารหล่อเย็นในแจ๊คเก็ต
(Btu/lb- ° F)

in = ขาเข้า

out = ขาออก

เมื่อของเหลววนในแจ๊คเก็ต อุณหภูมิขาเข้าของแจ๊คเก็ตเป็นไทม์ดีเลย์ของอุณหภูมิขาออก โดยการทำให้ร้อนหรือเย็นถูกปรับด้วยตัวควบคุม ดังนี้

$$\frac{dT_j^{\text{in}}(t)}{dt} = \frac{dT_j^{\text{out}}(t - \theta_2)}{dt} + [T_j^{\text{out}}(t - \theta_2) - T_j^{\text{in}}(t)] + \frac{K_p}{\tau_p} c(t) \quad (\text{ก-18})$$

- เมื่อ θ_2 = ทรานสปอร์ตดีเลย์ (Transport Delay) ในรูปการวนน้ำ (min)
 K_p = ค่าคงที่เกณฑ์สำหรับการทำให้ร้อนหรือเย็น ($^{\circ}\text{F} / \%$)
 τ_p = ค่าคงที่เวลาของการทำให้ร้อนหรือเย็น (min)
 $c(t)$ = เอาท์พุทของตัวควบคุมแบบสเลฟ (0-100 %)

เนื่องจากวาล์วที่ใช้เป็นวาล์วชนิดอีควอลเปอร์เซนตเตอร์ ดังนั้นค่าคงที่เกณฑ์ของกระบวนการเป็นฟังก์ชันของระดับของวาล์วภายใต้เอาท์พุทของตัวควบคุม ในการทำความเย็น ค่าคงที่เกณฑ์หมายถึงผลต่างของอุณหภูมิระหว่างน้ำในลูฟและน้ำขาเข้า ซึ่งแปรตามฤดูหนาวหรือร้อน ค่าคงที่เวลาของกระบวนการ ในกรณีการทำให้ร้อนหรือเย็นเหมือนกัน เนื่องจากขึ้นกับเครื่องมือวัดและไดนามิกส์ของวาล์ว

การควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์แบบเคมี-แบตช์ กรณีที่ระบบมีความไม่เป็นเชิงเส้นสูงทำได้ยาก เนื่องจากมีการเติมสารตั้งต้นลงในเครื่องปฏิกรณ์อย่างต่อเนื่องทำให้คุณสมบัติทางกายภาพ อาทิเช่น น้ำหนัก, ความจุความร้อนจำเพาะ และสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทความร้อนเปลี่ยนแปลงตลอดเวลา ซึ่งการควบคุมแบบพีไอดีไม่สามารถควบคุมได้ดี

ภาคผนวก ข : ตัวอย่างการควบคุมแบบจีเอ็มซี

ตัวอย่าง สำหรับเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง (CSTR) สมการอนุรักษ์มวลสารและพลังงานเขียนในรูปไรมิติ ได้ดังนี้

$$\frac{dx_1}{dt} = x_1^* = \beta \phi x_2 \exp\left(\frac{x_1}{1 + \frac{x_1}{\gamma}}\right) - (q + \delta)x_1 + v + u \quad (\text{ข-1})$$

$$\frac{dx_2}{dt} = x_2^* = -\phi x_2 \exp\left(\frac{x_1}{1 + \frac{x_1}{\gamma}}\right) + q(1 - x_2) \quad (\text{ข-2})$$

จากสมการ ข-1 และสมการ ข-2 พบว่าการควบคุมตัวแปร x_2 ไม่สามารถใช้ในการควบคุมแบบจีเอ็มซีได้เนื่องจากในสมการ ข-2 ไม่มีตัวแปรปรับ (u) กล่าวคือไม่เป็นเชิงเส้น โดยที่การควบคุม x_1 สามารถใช้ในการควบคุมแบบจีเอ็มซีได้เนื่องจากในสมการ ข-1 มีตัวแปรปรับ (u) ดังนี้

กำหนดให้ $Y = x_1$ และสมการ ข-1 จะได้

$$\dot{Y} = x_1^* = \beta \phi x_2 \exp\left(\frac{x_1}{1 + \frac{x_1}{\gamma}}\right) - (q + \delta)x_1 + v + u \quad (\text{ข-3})$$

จัดสมการ ข-3 ใหม่ เพื่อหาค่าตัวแปรปรับ (u) จะได้

$$u = \dot{Y} - \beta \phi x_2 \exp\left(\frac{x_1}{1 + \frac{x_1}{\gamma}}\right) + (q + \delta)x_1 - v \quad (\text{ข-4})$$

โดยที่จีเอ็มซีลอการิทึม

$$\dot{Y} = K_1(x_1^{sp} - x_1) + \int_0^{tf} K_2(x_1^{sp} - x_1) dt \quad (\text{ข-5})$$

ดังนั้นเมื่อแทนสมการ ข-5 ลงในสมการ ข-4 จะได้

$$u = K_1(x_1^{sp} - x_1) + \int_0^{tf} K_2(x_1^{sp} - x_1) dt - \beta \phi x_2 \exp\left(\frac{x_1}{1 + \frac{x_1}{\gamma}}\right) + (q + \delta)x_1 - v \quad (\text{ข-6})$$

สมการ ข-6 เป็นสมการการควบคุมแบบจีเอ็มซีสำหรับเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง (CSTR) ซึ่งมีสมการอนุรักษ์มวลสารและสมการอนุรักษ์พลังงานตั้งข้างต้น แต่ในการนำการควบคุมแบบจีเอ็มซีไปใช้ในการควบคุมกระบวนการต้องมีการตรวจสอบ ดังนี้

1. ความเป็นเชิงเส้นของตัวแปรปรับ (u)

2. ซีโรไดนามิกส์ (Zeros dynamics) หมายถึงอินเตอร์นอลไดนามิกส์ (Internal dynamics) ในสถานะที่ตัวแปรควบคุมถูกควบคุมให้อยู่ในตำแหน่งเซตพอยต์ (Set point) ที่ต้องการ นั่นคือตัวแปรควบคุมมีค่าเท่ากับศูนย์ในรูปของค่าเบี่ยงเบน โดยเป็นการบอกว่ากระบวนการที่ถูกควบคุมมีเสถียรภาพหรือไม่ เมื่อตัวแปรควบคุมถูกควบคุมให้อยู่ในตำแหน่งเซตพอยต์ที่ต้องการ ดังนี้

ในกรณีที่เมื่อควบคุม x_1 และอินเตอร์นอลไดนามิกส์ (Internal dynamics) จากสมการ ข-2 คือ

$$x_2^* = -\phi x_2 \exp\left(\frac{x_1}{1 + \frac{x_1}{\gamma}}\right) + q(1 - x_2) \quad (\text{ข-2})$$

ดังนั้น ในกรณีของซีโรไดนามิกส์ (Zero dynamics) คือ $x_1 = 0$ ดังนั้น

$$x_2^* = -\varphi x_2 + q(1 - x_2) \quad (\text{ข-7})$$

หรือ $x_2^* = -(\varphi + q)x_2 + q \quad (\text{ข-8})$

หรือ $\frac{dx_2}{dt} = x_2^* = -(\varphi + q)x_2 + q \quad (\text{ข-9})$

โดยที่ $x_2 = x_2 k - x_2^{ss} \quad (\text{ข-10})$

อินทิเกรตสมการอนุพันธ์ 3-22 เพื่อหาค่า x_2

กำหนดให้ $x_3 = -(\varphi + q)x_2 + q \quad (\text{ข-11})$

$$x_3^* = \frac{\partial x_3}{\partial x_2} \frac{\partial x_2}{\partial t} = -(\varphi + q)x_2^* = -(\varphi + q)x_3 \quad (\text{ข-12})$$

$$\frac{dx_3}{x_3} = -(\varphi + q) dt \quad (\text{ข-13})$$

$$\ln x_3 = -(\varphi + q) dt \quad (\text{ข-14})$$

$$x_3 = e^{-(\varphi+q)t} \quad (\text{ข-15})$$

$$x_2 = \frac{e^{-(\varphi+q)t} - q}{-(\varphi + q)} \quad (\text{ข-16})$$

$$x_2(\infty) = \frac{q}{\varphi + q} \quad (\text{ข-17})$$

ซึ่งจะเห็นได้ว่าเมื่อเวลา (t) เพิ่มขึ้น ค่าตัวแปรควบคุม x_2 มีค่าลดลงเข้าสู่ค่าคงที่ค่าหนึ่ง ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าการใช้การควบคุมแบบพีเอ็มซีสามารถทำการควบคุมตัวแปรควบคุม x_1 ให้อยู่ในตำแหน่งเซตพอยต์ที่ต้องการ โดยที่กระบวนการนี้จะมีเสถียรภาพกล่าวคือค่าเอาต์พุตอื่น ๆ จะเข้าสู่ค่าคงที่ค่าหนึ่ง

ภาคผนวก ค : การจูนสำหรับการควบคุมแบบจีเอ็มซี

การจูนสำหรับการควบคุมแบบจีเอ็มซี คือการเลือกค่า K_1 และ K_2 ที่เหมาะสมตามที่กำหนดในบทที่ 3 สมการ 3-11 และ 3-12 โดยพบว่า การเลือกค่า K_1 และ K_2 ที่เหมาะสมจะทำให้การควบคุมมีสมรรถนะของการควบคุมที่ดี

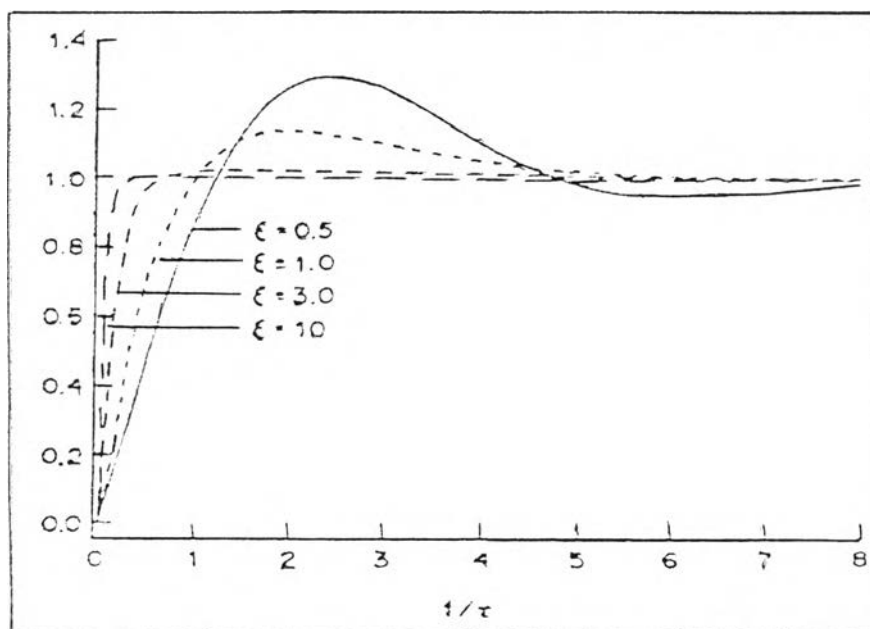
ทำให้มีการกำหนดหลักของการปรับค่าตัวแปรปรับเพื่อให้ผลการควบคุมได้ตามต้องการ โดยกำหนดความสัมพันธ์ระหว่างสมการจีเอ็มซีและค่า K_1 และ K_2 ให้อยู่ในรูป ξ และ τ ได้ตามสมการข้างนี้

$$K_1 = \frac{2\xi}{\tau} \quad (3-13)$$

$$K_2 = \frac{1}{\tau^2} \quad (3-14)$$

หลักการปรับค่าตัวแปรปรับเพื่อให้ผลการควบคุมได้ตามต้องการ

1. เลือก ξ จากรูปที่ ค.1 เพื่อให้ได้การตอบสนองตามที่ต้องการ
2. เลือก τ จากรูปที่ ค.2 เพื่อให้ได้จังหวะเวลาที่เหมาะสมและสอดคล้องกับความเร็วของการตอบสนองของกระบวนการ
3. คำนวณค่า K_1 และ K_2 ตามสมการ 3-13 และ 3-14



รูปที่ ค.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า ξ และ τ

ตัวอย่าง ถ้าต้องการให้ผลการตอบสนองเข้าสู่เซตพอยต์ ที่เวลา 20 นาที โดยเลือก

$$\xi = 10 \text{ และให้กำหนดค่า } \tau$$

จากรูป ค.1 ในกรณีนี้ที่เลือก $\frac{t}{\tau} = 0.25$

นั่นคือ $\tau = \frac{20}{0.25} = 80 \text{ นาที}$

ดังนั้น $K_1 = \frac{2\xi}{\tau} = \frac{2 \times 10}{80} = 0.25$

$$K_2 = \frac{1}{\tau^2} = \frac{1}{80^2} = 1.52625 \times 10^{-4}$$

ภาคผนวก ง : ตัวอย่างการประยุกต์ใช้การควบคุมแบบจีเอ็มซีและการประมาณค่า
ความร้อนออนไลน์

Cott และ Sandro Macchietto (1989) กล่าวถึงการควบคุมเครื่องปฏิกรณ์แบบแบดซ์ที่เป็นปฏิกิริยาคายความร้อนโดยใช้การควบคุมแบบจีเอ็มซี โดยมีสมมติฐานที่ค้ำประกันถึงคือสามารถผสมเป็นเนื้อเดียวกันได้ดีและปฏิกิริยาเกิดขึ้นในเฟสของเหลว ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นคือ



ซึ่งการควบคุมคือการเริ่มให้ความร้อนแก่เครื่องปฏิกรณ์แบบแบดซ์จากอุณหภูมิบรรยากาศถึงอุณหภูมิเซตพอยต์ที่กำหนดและควบคุมให้อุณหภูมิคงที่จีเอ็มซีลอการิทึม ตามสมการ 3-10 คือ

$$\dot{Y} = K_1(\dot{Y} - Y) + \int_0^t K_2(\dot{Y} - Y)dt$$

ในกรณีต้องการควบคุมอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ (T_r) ให้อยู่ที่อุณหภูมิเซตพอยต์ (T_{rsp}) ดังนั้นสมการอนุพันธ์พลังงานรอบเครื่องปฏิกรณ์

สมการอนุพันธ์พลังงานรอบเครื่องปฏิกรณ์

$$\frac{dT_m}{dt} = \frac{Q_r}{w_r C_{p_r}} + \frac{U_r A_r}{w_r C_{p_r}} (T_{jm} - T_m) \quad (ง-1)$$

เนื่องจากตัวแปรควบคุมคืออุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ (T_r) และตัวแปรปรับคืออุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น (T_j) ดังนั้น จึงแทน Y ด้วย T_r และ \dot{Y} ด้วย T_j ดังนั้นสมการจีเอ็มซีอัลกอริทึมสามารถสรุปได้ดังนี้

$$T_j = T_r + \frac{w_r C_{p_r}}{U_r A_r} \left\{ K_1 (T_{rsp} - T_r) + K_2 \int_0^t (T_{rsp} - T_r) dt \right\} - \frac{Q_r}{U_r A_r} \quad (ง-2)$$

การประยุกต์ในรูปแบบของการหาค่าตอบของสมการให้ง่ายขึ้น ให้อยู่ในรูปแบบดิฟเฟอเรนเชียลของจีเอ็มซีลอการิทึมสามารถแสดงได้ดังนี้

$$T_j^{(k)} = T_r^{(k)} + \frac{w_r C p_r}{U_r A_r} \{K_1 (T_{rsp} - T_r^{(k)}) + K_2 \sum_0^k (T_{rsp} - T_r^{(k)}) \Delta t\} - \frac{Q_r^{(k)}}{U_r A_r} \quad (\text{ง-3})$$

จะเห็นได้ว่าในการคำนวณหาค่าตัวแปรปรับคืออุณหภูมิของน้ำหล่อเย็น ต้องทราบค่าความร้อนที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยา ($Q_r^{(k)}$) ซึ่งไม่สามารถวัดค่าได้จึงต้องทำการประมาณค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา

สมการนี้จะหาอุณหภูมิทั่ว ๆ ไปของแจ็กเก็ต ($T_j^{(k)}$) แต่ไม่ใช่อุณหภูมิเซตพอยต์ของแจ็กเก็ต ($T_{jsp}^{(k)}$) ที่จะทำให้อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เข้าสู่เซตพอยต์ ($T_r^{(k)}$) โดยพบว่าถ้าใช้ค่า ($T_j^{(k)}$) ในการควบคุมจะส่งผลให้อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เข้าสู่เซตพอยต์ช้าหรือไม่เข้าสู่เซตพอยต์เลย

อุณหภูมิเซตพอยต์ของแจ็กเก็ต ($T_{jsp}^{(k)}$) สามารถหาได้โดยสมมติแบบจำลองเป็นอันดับหนึ่ง และกำหนดให้ τ_j เป็นค่าคงที่ของเวลาที่ถูกระบุขึ้น ซึ่งสามารถแทนสมการอนุพันธ์ได้ดังนี้

$$T_j^{(k)} = T_j^{(k-1)} + \frac{\Delta t (T_{jsp}^{(k)} - T_j^{(k-1)})}{\tau_j} \quad (\text{ง-4})$$

จากสมการข้างต้นสามารถหาอุณหภูมิเซตพอยต์ที่ต้องการของแจ็กเก็ต ($T_{jsp}^{(k)}$) ได้ ดังนี้

$$T_{jsp}^{(k)} = T_j^{(k-1)} + \frac{\tau_j (T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)})}{\Delta t} \quad (\text{ง-5})$$

เมื่อหาค่าอุณหภูมิเซตพอยต์ของแจ็กเก็ต ($T_{jsp}^{(k)}$) ได้ก็สามารถหาอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์เข้าสู่เซตพอยต์ได้ ($T_r^{(k)}$)

ตัวแปรปรับคืออุณหภูมิของแจ๊คเก็ต (T_j) สามารถวัดค่าได้จากกระบวนการ เพื่อใช้คำนวณเซตพอยต์ของเครื่องปฏิกรณ์ ($T_r^{(k)}$) และคำนวณหาค่าอุณหภูมิเซตพอยต์ของแจ๊คเก็ต ($T_{jsp}^{(k)}$) ได้

การประมาณค่าความร้อนออนไลน์ร่วมกับการควบคุมแบบจีเอ็มซี

Cott และ Macchietto (1989) ศึกษาการประมาณค่าความร้อนออนไลน์ร่วมกับการควบคุมแบบจีเอ็มซี โดยการกำหนดสมดุลพลังงานเครื่องปฏิกรณ์ การลดปัญหาที่เกิดขึ้นโดยเลือกการประมาณค่าความร้อนในเทอม Q/UA เพื่อให้พารามิเตอร์ที่ไม่ทราบค่าน้อยลง โดยการรวมพารามิเตอร์ที่ไม่ทราบค่าไว้เป็นกลุ่มเดียวกันในเทอม WC_p/UA

สมการอนุพันธ์พลังงานรอบเครื่องปฏิกรณ์

$$\frac{Q_r}{U_r A_r} = \frac{w_r C_{p_r}}{U_r A_r} \frac{dT_r}{dt} + (T_j - T_r) \quad (จ-6)$$

อุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ (T_r) และอุณหภูมิของแจ๊คเก็ต (T_j) สามารถวัดได้โดยตรง แต่เนื่องจากเทอมอนุพันธ์ของอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ (T_r) ต้องมีการประมาณค่าความร้อนออนไลน์จากอุณหภูมิของเครื่องปฏิกรณ์ (T_r) ที่วัดได้ โดยวิธีการอนุพันธ์เชิงตัวเลข (Numeric Differentiation) มีความว่องไวต่อความผิดพลาดจากการวัดสูงมาก แต่สามารถหลีกเลี่ยงได้โดยใช้สมการอนุพันธ์อันดับสูง (High-order Differentiation Equation) ซึ่งในกรณีนี้จะใช้สมการความแตกต่างอันดับ 3 และตัวกรองเอกซ์โปเนนเชียลกับเวลาคงที่ทุก ๆ 1 นาที โดยการวัดอุณหภูมิและการประมาณค่า Q/UA ดังนี้

$$T_{rf}^k = T_{rf}^{(k-1)} + \frac{\Delta t (T_r - T_{rf}^{(k-1)})}{\tau_r} \quad (จ-7)$$

$$T_{jf}^k = T_{jf}^{(k-1)} + \frac{\Delta t (T_j - T_{jf}^{(k-1)})}{\tau_r} \quad (จ-8)$$

$$\frac{dT_{rf}^k}{dt} = \frac{3 T_{rf}^k - 4 T_{rf}^{(k-1)} + T_{rf}^{(k-2)}}{2 \Delta t} \quad (\text{ง-9})$$

$$\left(\frac{Q_r}{U_r A_r} \right)^k = \frac{w_r C_{p_r}}{U_r A_r} \frac{dT_{rf}^k}{dt} + T_{rf}^k - T_{j_f}^k \quad (\text{ง-10})$$

$$\left(\frac{Q_r}{U_r A_r} \right)_f^k = \left(\frac{Q_r}{U_r A_r} \right)_f^{(k-1)} + \frac{\Delta t ((Q_r / UA)^k - (Q_r / UA)_f^{k-1})}{\tau_f} \quad (\text{ง-11})$$

ซึ่งสัญลักษณ์ f ชี้ให้เห็นถึงค่าที่ผ่านตัวกรองเอกซิโปรแนนเซียลของ T_r , T_j และ Q_r/UA

ตัวประมาณค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาตามสมการ ง-7 ถึง ง-11 สามารถประยุกต์ใช้กับปฏิกิริยาหรือเครื่องปฏิกรณ์แบบใดก็ได้ ซึ่งการเปลี่ยนแปลงพารามิเตอร์ W , C_p , U และ A มีผลต่อระบบ นอกจากนี้ตัวประมาณค่าความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยาสามารถทำให้ง่ายขึ้นได้ ยกตัวอย่างเช่น เมื่อทราบขนาดของเครื่องปฏิกรณ์และความหนาแน่นของสารผสม จะทำให้ทราบความสัมพันธ์ระหว่าง W และ A กล่าวคือ ถ้ารูปร่างของเครื่องปฏิกรณ์เป็นทรงกระบอก ความสัมพันธ์ระหว่าง W และ A หาได้จาก

$$\frac{W_r}{A_r} = \frac{\rho \pi R^2 h}{2 \pi R h} = \frac{\rho R}{2} \quad (\text{ง-12})$$

เมื่อ ρ คือความหนาแน่นของสารผสม
 R คือรัศมีของเครื่องปฏิกรณ์
 h คือความสูงของสารผสม

โดยที่ $W C_p / UA$ สามารถจัดรูปใหม่ได้ดังนี้

$$\frac{W_r C_{p_r}}{U_r A_r} = \frac{C_{p_r} \rho R}{2 U_r} \quad (\text{ง-12})$$

การกำหนดเงื่อนไขของ WC_p/UA เพื่อใช้เป็นตัวประมาณค่าความร้อนและการควบคุมอุณหภูมิ ขึ้นกับค่าพารามิเตอร์มีความสำคัญเหนือวิถีทางของปฏิกิริยาหรือไม่ ถ้าพารามิเตอร์เปลี่ยนแปลงน้อยมาก ค่า WC_p/UA อาจหาได้ง่ายจากลูปเปิด (Open Loop) ด้วยการเปลี่ยนค่าเซตพอยต์ของอุณหภูมิในแจ็คเก็ต โดยการป้อนน้ำหล่อเย็น ที่อุณหภูมิต่ำจะมีอัตราการปฏิกิริยาเป็นศูนย์ นั่นแสดงว่าไม่มีความร้อนเกิดขึ้น ดังนั้น WC_p/UA เป็นค่าคงที่เวลาของระบบอุณหภูมิ ถ้าในกรณีที่ค่าพารามิเตอร์มีความสำคัญเหนือวิถีทางของปฏิกิริยา ดังนั้นในการทดสอบต้องศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงในเทอมของ WC_p/UA การทดสอบประสิทธิภาพของการประมาณค่าความร้อนพบว่าค่าความร้อนที่เกิดจากการประมาณค่าความร้อนออนไลน์ ได้ความร้อนใกล้เคียงกับค่าความร้อนที่เกิดขึ้นจริง เนื่องจากไม่มีผลกระทบจากสัญญาณรบกวนที่เกิดขึ้น

ประวัติผู้เขียน

นางสาวสุณี นิธิกาญจนธาร เกิดเมื่อวันที่ 10 ธันวาคม 2513 สำเร็จการศึกษาในระดับปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาวิทยาศาสตร์เคมี จากมหาวิทยาลัยขอนแก่น จังหวัดขอนแก่น เมื่อปี 2536 และทำงานที่บริษัท ทีโอเอ เคมีคอล อินดัสตรีส์ จำกัด จังหวัดสมุทรปราการ ในตำแหน่งผู้ช่วยหัวหน้าส่วนค้นคว้าวิจัย แผนกค้นคว้าวิจัย ในช่วงปี 2536-2539 และในตำแหน่งหัวหน้าส่วนค้นคว้าวิจัย ตั้งแต่ปี 2539 จนถึงปัจจุบัน โดยได้เข้าทำการศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปี 2540

