

REFERENCES

- Boling, J.M., Seborg, D.E., and Hespanha, J.P., Multi-model adaptive control of a simulated pH neutralization process. Control Engineering Practice 15 (2007): 663-672.
- Bubnicki, Z., Modern Control Theory. Germany: Springer, 2005.
- Conradie, A.v.E., Miikkulainen, R., and Aldrich, C., Adaptive control utilizing Neural Swarming. Genetic and Evolutionary Computation Conference (2002).
- Conradie, A.v.E., Miikkulainen, R., and Aldrich, C., Adaptive control utilizing Neural Swarming. Genetic and Evolutionary Computation Conference (2002).
- Czczot, J., Balance-based adaptive control methodology and its application to the non-isothermal CSTR. Chemical Engineering and Processing 45 (2006): 359-371.
- Gudi, R. D., Shah, S. L., and Gray, M. R. Adaptive multirate state and parameter estimation strategies with application to a bioreactor. AIChE J. 41 (1995): 2451-2464.
- Guo B., Jiang, A., Hua, X., and Jutan, A., Nonlinear adaptive control for multivariable chemical processes. Chemical Engineering Sciences 56 (2001): 6781-6791.
- Henson, M.A., and Seborg, D.E., Adaptive nonlinear control of a pH neutralization process. IEEE Transactions on control systems technology 2 (1994): 169-182.
- Kershenbaum, L.S., and Kittisupakorn, P., The use of a partially simulated exothermic (PARSEX) reactor for experimental testing of control algorithms. Trans IChemE. 72 (1994): 55-63.
- Knapp, T.D., Budman, H.M., and Broderick, G., Adaptive control of a CSTR with a neural network model. Journal of process control 11 (2001): 53-68.
- Kosanovich, K.A., Piovoso, M.J., Rokhlenko, V. and Guez, A., Nonlinear adaptive control with parameter estimation of a CSTR. J.Proc. Cont. 5 (1995): 137-148.
- Kravaris, C., and Kantor, J.C., Geometric methods for nonlinear process control, I and II. Industrial and Engineering Chemistry Research 29 (1990): 2295.
- Lee, P.L., and Sullivan, G.R., Generic model control (GMC). Computers in Chemical Engineering 12 (1988): 573.

- Lersbamrungsuk, V., Kalman filter algorithm software design and development for chemical processes. Master of Engineering Thesis, Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, 2000.
- Liptak, B. G., Controlling and Optimizing Chemical Reactors. Chem. Eng. Magazine (1986): 69-81.
- Mclain, R.B., and Henson, M.A., Principal component analysis for nonlinear model reference adaptive control. Computer and Chemical Engineering 24 (2000): 99-110.
- Moolasartsatorn, O., Optimization and control of pervaporative membrane reactor. Master of Engineering Thesis, Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, 2002.
- Myers, M.A., and Luecke, R.H., Process control applications of an extended Kalman filter algorithm. Comp. Chem. Eng. 15 (1991): 853-857.
- Patwardhan, A.A., Rawlings, J.B., and Edgar, T.F., Nonlinear model predictive control. Chemical Engineering Communications 84 (1990): 123.
- Perez M., Font R., and Montava M.A, Regular self-oscillating and chaotic dynamics of a continuous stirred tank reactor. Computers and Chemical Engineering 26 (2002): 889-901.
- Phupaichitkun, S. Application of model predictive control on the matlab for control of a batch reactor with exothermic reactions. Master of Engineering Thesis, Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, 1998.
- Prinkle T.C., and MacGregor J.F., Nonlinear adaptive temperature control of multi-product, semi-batch polymerization reactors. Computers Chem. Eng. 21 (1997): 1395-1409.
- Russell, S. A., Robertson, D. G.; Lee, J. H., and Ogunnaike, B. A. Model-based quality monitoring of batch and semi-batch processes. Journal of Process Control 10 (2000): 317-332.
- Siripun, N., Globally linearizing control for pH control of the wastewater treatment process. Master of Engineering Thesis, Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, 2000.
- Slotine, J. E., and Li, W., Applied Nonlinear Control. New Jersey: Prentice-Hall International, 1991.

- Tan, L., Dowling, J., McCorkell, C., and McCabe, H., State estimation for optimal control of a nonlinear system. IECON Proceedings (Industrial Electronics Conference) 3 (1991): 2235-2240.
- Valappil, J., and Georgakis, C., Systematic tuning approach for the use of extended Kalman filters in batch processes. Proceedings of the American Control Conference 2 (1999): 1143-1147.
- Wang D., Zhou D.H., Jin Y.H., and Qin S.J., Adaptive generic model control for a class of nonlinear time-varying processes with input time delay. Journal of Process Control 14 (2004): 517-531.
- Wang, Z.L., Corriou, J.P., and Pla, F., Nonlinear control of a batch polymerization reactor with on-line parameter and state estimations. Proceedings of the IEEE Conference on Decision and Control 4 (1993): 3858-3863.
- Wang Z.L., Pla F., and Corriou J.P., Nonlinear adaptive control of batch styrene polymerization. Chemical Engineering Science 50 (1995): 2081-2091.
- Xie, X.Q., Zhou, D.H., and Jin, Y.H., Strong tracking filter based adaptive generic model control. Journal of Process Control 9 (1999): 337-350.
- Zhao, H., and Kummel, M., State and parameter estimation for phosphorus removal in an alternating activated sludge process. Journal of Process Control 5 (1995): 341-351.

APPENDICES

APPENDIX A

THE MATRIX FOR EXTENDED KALMAN FILTER

For the extended Kalman filter, the Jacobian matrix of partial derivatives of f with respect to x , A , can be calculated from equations (A.1)-(A.6).

$$\frac{dT_{rm}}{dt} = \frac{F_{A,in} C_{pr} (T_{in} - T_{rm}) + Q_{re} - UA_j (T_{rm} - T_{jm})}{VC_{pr}} \quad (\text{A.1})$$

$$\frac{dT_{jm}}{dt} = \frac{q_j}{V_j} (T_{jsp} - T_{jm}) + \frac{UA_j}{\rho_j C_{pj} V_j} (T_{rm} - T_{jm}) \quad (\text{A.2})$$

$$\frac{dN}{dt} = -b\Delta H_r q_{in} M_{r,in} - \frac{Nq_{in}}{V} - bNT_{rm} \quad (\text{A.3})$$

$$\frac{dQ_{re}}{dt} = N \frac{dT_{rm}}{dt} + T_{rm} \frac{dN}{dt} \quad (\text{A.4})$$

$$\frac{db}{dt} = 0 \quad (\text{A.5})$$

$$\frac{dUA_j}{dt} = 0 \quad (\text{A.6})$$

Then, the matrix A can be written as follows:

$$A = \frac{\partial f}{\partial x} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial x_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial x_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial x_1} & \frac{\partial f_n}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial x_n} \end{bmatrix}$$

$$= \begin{bmatrix} A(1,1) & A(1,2) & A(1,3) & A(1,4) & A(1,5) & A(1,6) \\ A(2,1) & A(2,2) & A(2,3) & A(2,4) & A(2,5) & A(2,6) \\ A(3,1) & A(3,2) & A(3,3) & A(3,4) & A(3,5) & A(3,6) \\ A(4,1) & A(4,2) & A(4,3) & A(4,4) & A(4,5) & A(4,6) \\ A(5,1) & A(5,2) & A(5,3) & A(5,4) & A(5,5) & A(5,6) \\ A(6,1) & A(6,2) & A(6,3) & A(6,4) & A(6,5) & A(6,6) \end{bmatrix}$$

$$A(1,1) = -\frac{F_{A,in} C_{ps}}{VC_{pr}} - \frac{UA_j}{VC_{pr}}$$

$$A(2,1) = \frac{UA_j}{\rho_j C_{pj} V_j}$$

$$A(1,2) = \frac{UA_j}{VC_{pr}}$$

$$A(2,2) = -\frac{q_j}{V_j} - \frac{UA_j}{\rho_j C_{pj} V_j}$$

$$A(1,3) = 0$$

$$A(2,3) = 0$$

$$A(1,4) = \frac{1}{VC_{pr}}$$

$$A(2,4) = 0$$

$$A(1,5) = 0$$

$$A(2,5) = 0$$

$$A(1,6) = \frac{T_{jm} - T_{rm}}{VC_{pr}}$$

$$A(2,6) = \frac{T_{rm} - T_{jm}}{\rho_j C_{pj} V_j}$$

$$A(3,1) = -bN$$

$$A(4,1) = N \left(-\frac{F_{A,in} C_{ps}}{VC_{pr}} - \frac{UA_j}{VC_{pr}} \right) + \left(-b\Delta H_r q_{in} M_{r,in} - \frac{Nq_{in}}{V} - 2bNT_{rm} \right)$$

$$A(3,2) = 0$$

$$A(4,2) = \frac{NUA_j}{VC_{pr}}$$

$$A(3,3) = -\frac{q_{in}}{V} - bN$$

$$A(4,3) = \frac{F_{A,in} C_{ps} (T_{in} - T_{rm}) + Q_{re} - UA_j (T_{re} - T_{je})}{VC_{pr}}$$

$$A(3,4) = 0$$

$$A(4,4) = \frac{N}{VC_{pr}}$$

$$A(3,5) = -\Delta H_r q_{in} M_{r,in} - NT_{rm}$$

$$A(4,5) = -T_{re} \Delta H_r q_{in} M_{rin} - NT_{re}^2$$

$$A(3,6) = 0$$

$$A(4,6) = \frac{-N(T_{re} - T_{je})}{VC_{pr}}$$

$$A(5,1) = 0$$

$$A(6,1) = 0$$

$$A(5,2) = 0$$

$$A(6,2) = 0$$

$$A(5,3) = 0$$

$$A(5,4) = 0$$

$$A(5,5) = 0$$

$$A(5,6) = 0$$

$$A(6,3) = 0$$

$$A(6,4) = 0$$

$$A(6,5) = 0$$

$$A(6,6) = 0$$

APPENDIX B

CONTROL PERFORMANCE INDICES

Integral error measures indicate the cumulative deviation of the controlled variable from its set point during the transient response. The following formulations of the integral can be proposed.

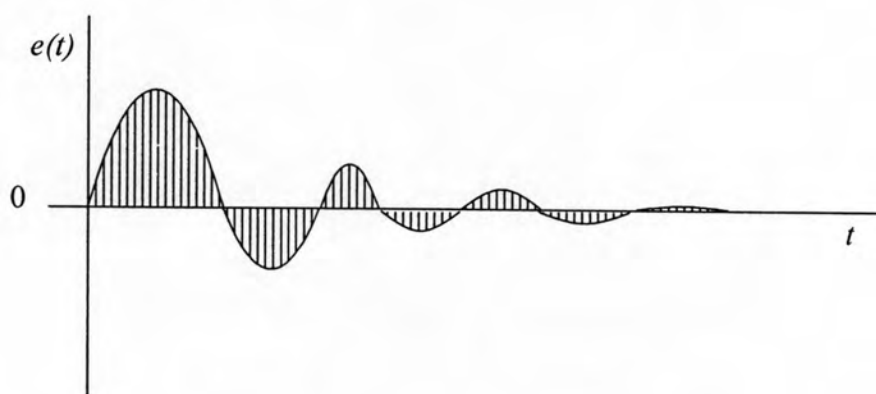


Figure B.1 Definition of error integrals

Integral of the absolute value of error (IAE)

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (B.1)$$

Integral of the square of error (ISE)

$$ISE = \int_0^{\infty} |e^2(t)| dt \quad (B.2)$$

Integral of time-weighted absolute error (ITAE)

$$ITAE = \int_0^{\infty} |e(t)| t dt \quad (B.3)$$

Where, e is the usual error between set point and control variable.

Each formulations of the error have different purposes. The ISE will penalize the response that has large errors, which usually occur at the beginning of a response, because the error is squared. The ITAE will penalize a response which has errors that persist for a long time. The IAE will be less severe in penalizing a response for large errors and treat all errors (large or small, persist for a long or short time) in a uniform manner.

APPENDIX C

การควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวพอเรทีฟเมมเบรนด้วยตัวควบคุมแบบเจนเนริกโมเดล

พัชราภรณ์ สิริเชาวน์เลิศ อุดลย์ กาขาว และ ไพศาล กิตติศุภกร*
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ถ.พญาไท เขตปทุมวัน กรุงเทพฯ 10330

บทคัดย่อ

การศึกษาปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน ในเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวพอเรทีฟเมมเบรน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนและผันกลับได้ เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นการเปลี่ยนแปลงของสารตั้งต้นไปเป็นผลิตภัณฑ์จะถูกจำกัด ณ สภาวะสมดุล การเพอร์เวพอเรทีฟด้วยเมมเบรนจะดึงน้ำออกจากสารละลายผสม ส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาค่าเนินไปทางข้างหน้ามากขึ้น ผลิตภัณฑ์จึงมีปริมาณมากขึ้นตามไปด้วย นอกจากนี้อุณหภูมิก็น่าจะมีผลสำคัญต่อการเกิดปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันและการเพอร์เวพอเรทีฟ ดังนั้นการควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์จึงเป็นปัจจัยสำคัญในการดำเนินการ แต่อย่างไรก็ตามการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์เพอร์เวพอเรทีฟเมมเบรนมีความซับซ้อนและมีลักษณะไม่เป็นเชิงเส้นสูง งานวิจัยนี้จึงนำเสนอการควบคุมแบบเจนเนริกโมเดล (จีเอ็มซี) ในการควบคุมอุณหภูมิให้เป็นไปตามค่าเป้าหมาย เนื่องจากการควบคุมแบบเจนเนริกโมเดลเป็นการควบคุมที่อาศัยแบบจำลองกระบวนการ ซึ่งสามารถใช้กับกระบวนการที่ไม่เป็นเชิงเส้นสูงได้ ผลการจำลองการควบคุมอุณหภูมิภายในเครื่องปฏิกรณ์ในกรณีที่กระบวนการถูกรบกวนนั้น สามารถควบคุมให้กลับเข้าสู่ค่าเป้าหมายได้ โดยมีค่าอินทิกรัลของค่าสมบรูณ์ของค่าความผิดพลาด (IAE) ของอุณหภูมิเท่ากับ 0.00026 และในกรณีที่มีความผิดพลาดระหว่างแบบจำลองกับกระบวนการ โดยการเพิ่มค่าคงที่ของอัตราการผลิตปฏิกิริยา (k_1 , k_2), ความร้อนจากปฏิกิริยา (ΔH) และค่าคงที่ของอัตราการผลิตปฏิกิริยาร่วมกับความร้อนจากปฏิกิริยาอย่างละ 20% จะมีค่าอินทิกรัลของค่าสมบรูณ์ของค่าความผิดพลาด (IAE) ของอุณหภูมิเท่ากับ 0.00014, 0.1282 และ 0.1650 ตามลำดับ

คำสำคัญ : เพอร์เวพอเรทีฟเมมเบรน, เจนเนริกโมเดล (จีเอ็มซี), การควบคุม, ปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน

VITA

Miss Patcharang Sirichaovalert was born in Bangkok, Thailand on July 1, 1982. She received the Bachelor Degree in Chemical Engineering from Srinakharinwirot University in 2005. After that she entered the Graduate School of Chulalongkorn University to pursue the Master of Engineering in Chemical Engineering and completed in 2007.