

## รายการอ้างอิง

- Adebekun, A. K., Schork, F.J., " On the Global Stabilization of  $n^{\text{th}}$  Order Reactions ".  
*Chem. Eng. Commun.* (1991a) : 47-59.
- All, E. E., Said, S. E., Elnashale, H., " Nonlinear Model Predictive Control of Industrial Type IV Fluid Catalytic Cracking (FCC) Units for Maximum Gasoline Yield "   
*Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 36 (1997) : 389-398.
- All, E. E., Zafriou E., *Journal of Process Control*, Special issue Model Predictive Control, vol.3, No. 2 (1993) : 97-107.
- Alvarez-Gallegos, J., Alvarez-Gallegos, J, Gonzalez, E. " Global Nonlinear Control of a Continuous Stirred Tank Reactor " *Chem. Eng. Sci.*, vol. 44 (1989) : 1147-1160.
- Balchen, J. G., Lie, B., Solberg, I., " Internal Decoupling in Non-Linear Process Control "   
*Modeling Ident. Control*, vol. 9 (1988) : 137-148.
- Balchen, J. G., Ljungquist, D., Strand, S., " Predictive Control Based upon State Space Model Predictive Control of a Multistage Electrometallurgical Process "   
*Model Identif. Control* , vol. 10 (1989a) : 35-51.
- Bartuslak, R.D., " Nonlinear Feedforward/Feedback Control Structures Designed by Reference System Synthesis. *Chem. Eng. Sci.*, 44 (1989) : 1837-1851-.
- Bequette, B. W., " A One-Step-Ahead Approach to Nonlinear Process Control "   
*In Proceedings ISA/89 International Conference*. Philadelphia, PA (1989) : 711-717.
- Bequette, B. W., " Process Control using Nonlinear Programming Techniques In Analysis and Optimization of systems " Bensoussan, A., Lions, J. L., Eds., *Lecture Notes in Control and Information Sciences*. No. 144 Springer-Verlag, Berlin (1990) : 57-66.
- Bequette, B. W., " Nonlinear Predictive Control of Exothermic Chemical Reactors "   
*Advanced Control of Chemical Processes*, Toulouse, France (1991).
- Boot, J.C.G., " Quadratic Programming " North Holland: Amsterdam, Chapter 9 (1964).
- Bosley, T.F., Edgar, A.A., Patawardhan, G.T. Wright, " Model-Based Control: A Survey "

- Advanced Control of Chemical Processes*, Toulouse, France (1991).
- Bruns, D.D., Bailey J.E., "Process Operation near an Unstable Steady State Using Nonlinear Feedback Control, *Chem.Eng.Sci.*, 30 (1975) : 755-762
- Caldwell, J. M. and Martin, G.D., "On-Line Analyzer Predictive Control"  
*Sixth Annual Control Expo Conference*, Rosemont, IL., (1987) : 19-21.
- Calvet, J.P., Arkun, Y., "Feedforward and Feedback Linearization and Nonlinear Systems and Its Implementation Using Internal Model Control (IMC)"  
*Ind. Eng. Chem. Res.*, 27 (1988) : 1822-1831
- Camacho, E.F., Berenguel, M., "Application of generalized predictive control to a solar power plant" *Advances in Model Based Predictive Control*, (1994) : 483-497.
- Chang, H., Chen.L.H., "Bifurcation Characteristics of Nonlinear Systems Under Conventional PID Control. *Chem.Eng. Sci.*, 39 (1984) : 1127-1142
- Chang, T.S. and Seborg D.E., "A Linear Programming Approach to Multivariable Feedback Control with Inequality Constrains " *Int. J. Control*, vol. 37 (1983) : 583-597.
- Chang, C.M, Wang S.J., Yu S.W., "Improved DMC Design for Nonlinear Process Control"  
*AIChE J.*, vol. 38 (1992) : 4.
- Chiang, T.P., "Dynamic and Control of Heat Integrated Distillation Columns" *PhD Thesis*, *Lehigh Univ.*, (1985).
- Chiou H. W., Zafriou, E., "On the Quadratic Stability of Constrained Model Predictive Control" *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol.24 (1994)
- Clark, D., W., Mahtadi, C. and Tuffs, P.S., "Generalized predictive control-I. The basic algorithm, *Automatica*, vol. 23 (1987) : 137-148.
- Cott, B. J., Macchietto, S., "Temperature Control of Exothermic Batch Reactors Usign Generic Model Control" *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 28 (1989) : 1177-1184.
- Cott, B.J., Sullivan, G.R., "Process Model Based Engineering"  
*Comp.Chem.Eng.*, vol. 13 (1989) : 973-984
- Cutler, C.R., Morshedi, A.M., "Quadratic Dynamic Matrix Control (QDMC) *AIChE*, 17 (1983)

- Cutler, C.R., and Ramaker, B.L., "Dynamic Matrix Control-A Computer Control Algorithm"  
*Proc. Automatica Control Conf.*, San Francisco, Paper WP5-B, (1980); *AIChE Mtg.*,  
 paper No. 51B, Houston, (1979).
- Cutler, C.R. and Hawkins, R.B., "Constrained Multivariable Control of a Hydrocracker  
 Reactor" *Proc. American Control Conf.*, Minneapolis, MN, (1987) : 1014-1020.
- Doyle, F. J., III, Packard, A. K., Morari, M., "Robust Controller Design for a Nonlinear  
 CSTR" *Chem. Eng. Sci.*, vol. 44 : 1929-1947.
- Dumont, G.A., Fu, Y., Lu, G. "Nonlinear adaptive generalized predictive control and  
 Applications" *Advances in Model-Based Predictive Control*, (1994) : 498-515.
- Eaton, J. W., Rawlings, J. B., "Feedback Control of Nonlinear Processes Using On - Line  
 Optimization Techniques" *Comput. Chem. Eng.*, vol. 14 (1990a) : 469-479.
- Eaton J.W., Rawlings, J.B. and Edgar, T.F., "Model-Predictive Control and Sensitivity  
 Analysis for Constrained Nonlinear Process" *Proc. IFAC Workshop on Model Based  
 Process Control* (1989)/edited by T.J. McAvoy, Y. Arkun and E. Zafiriou. Pergamon  
 Press, Oxford, (1989).
- Economou C.G., Morari, M. and Palsson, B.O., "Internal model control-5. extension  
 to nonlinear systems" *Ind. Eng. Chem Process Des. Dev.*, vol. 25 (1986) : 403-411.
- Emad E. Ail, Said S. E., Elnashale, H. "Nonlinear Model Predictive Control of Industrial  
 Type IV Fluid Catalytic Cracking (FCC) Units for Maximum Gasoline Yield"  
*Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 36 (1997) : 389-398.
- Garcia, C.E., and Morshedi, A.M., "Quadratic programming solution of dynamic matrix  
 control (QDMC)" *Chem. Eng. Commun.*, vol. 46 (1986) : 73-87.
- Garcia, C.E., "Quadratic dynamic matrix control of nonlinear processes: An application to  
 a batch reaction process" *AIChE Ann. Mtg.*, (San Francisco, CA), (1984).
- Garcia, C.E., Prett, D.M. and Morari, M., "Model Predictive Control Theory and Practice  
 A Survey" *Automatica* vol. 25 (1989) : 355-348.
- Garcia, C.E., Morari M., "A Unifying Review and Some New Results"  
*Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, 21 (1982) : 308-323

- Garcia, C.E., Morari M., "Internal model control. 3. Multivariable control law computation and tuning guidelines" *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, vol. 24 (1985b) : 484-494.
- Gattu, G., Zafriou, E., "Nonlinear Quadratic Dynamic Matrix Control with State Estimation" *Ind. Eng. Chem. Res.* 31 (1992) : 1096-1104
- Georgiou, A., Georgakis, C. and Luyben, W. L., "Nonlinear Dynamic Matrix Control for High-Purity Distillation Columns" *AIChE J.*, vol. 34 (1988) : 1287.
- Grosdidier, P., Froisy, M., Setpoint, Inc., Houston, personal communication, (1987)
- Hamilton, J.C., Seborg, D.E. and Fisher, D.G., "An Experimental Evaluation of Kalman Filtering" *AIChE J.* 19 (1973) : 901-907
- Henson, M.A., and D.E. Seborg "A Critique of Exact Linearization Strategies for Process Control" *J. of Process Control* in press (1991)
- Hidalgo, P. M., Brosilow, C. B., "Nonlinear Model Predictive Control of Styrene Polymerization at Unstable Operating Points" *Comput. Chem. Eng.*, vol. 14 (1990) : 481-494.
- Hoo, K. A., Kantor, J. C., "An Exothermic Continuous Stirred Tank Reactor is Feedback Equivalent to a Linear System" *Chem. Eng. Commun.*, vol. 37 (1985) : 1-10.
- Ishida M., Zhan, J., "Neural Model-Predictive Control of Distributed Parameter Crystal Growth Process" *AIChE J.* vol. 41, No. 10 (1995) : 2333-2336.
- Isidori, A., "Nonlinear Control Systems : An Introduction 2<sup>nd</sup> ed" Berlin (1989)
- Jang, S.S., Joseph, B. and Mukai, H., "Control of Constrained Multivariable Nonlinear Process Using a Two-Phase Approach" *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 26 (1987) : 2106.
- Jixian Z. and Ishida, M., "The Multi-Step Predictive Control of Nonlinear SISO Processes with a Neural Model Predictive Control (NMPC) Method" *Comp. Chem. Engng.*, vol. 21 (1997) : 201-210.
- Jo, J.H., Bankoff, S.G., "Digital Monitoring and Estimation of Polymerization Reactors" *AIChE J.* 22 (1976) : 361-368
- John W.E., Rawlings, J.B., "Model-Predictive Control of Chemical Process" *Chem. Eng. Science*, vol. 47 (1992) : 705-720.
- Jutan, A., Uppal, A., "Combined Feedforward - Feedback Servo Control Scheme for

- an Exothermic Batch Reactor" *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*,  
vol. 23 (1984) : 597-602.
- Kenneth R.M. and Rawlings, J.B., "Model Predictive Control with Linear Models"  
*AIChE J.*, vol. 39 (1993) : 262-285.
- Kittisupakorn, P. and Kershenbaum, L.S. "The Use of a Partially Simulated Exothermic  
(PARSEX) Reactor for Experimental Testing of Control Algorithms"  
*Trans IchemE* 72, Part A(1994) : 55-63
- Kravaris, C., Chung, C., "Nonlinear State Feedback Synthesis by Global Input/Output  
Linearization" *AIChE J.*, vol. 33 (1987) : 592-603.
- Kravaris, C., Palanki, S., "A Lyapunov Approach for Robust Nonlinear State Feedback  
Synthesis" *IEEE Trans. Autom. Control* AC-33 (1988b) : 1188-1191.
- Kuznetsov, A.G., Clarke, D.W., "Application of constrained GPC for improving performance  
of controlled plants" *Advances in Model-Based Predictive Control*, (1994) : 318-329.
- Lee, M and Park, S., "A New Scheme Combining Neural Feedforward Control with  
Model-Predictive Control" *AIChE J.*, vol. 38, No. 2, (1992)
- Lee, P.L., Sullivan, G.P., "Generic Model Control (GMC) Comp". *Chem. Eng.*,  
12 (1988) : 573-580
- Lemke, C.E., *Manage. Sci.*, vol. 8 (1962) : 442.
- Leontaritis, I.J., and Billings, S.A., "Input-Output Parameter Models for Non-linear systems: 1.  
Deterministic Non-linear systems: 2. Stochastic Non-linear systems"  
*Int. J. Control*, vol. 41 (1985) : 303.
- Levien, K. L., "Studies in the Design and Control of Coupled Distillation Columns"  
*Ph.D. Thesis, Univ. of Wisconsin, Madison*, (1985).
- Li, S., Lim, K.Y. and Fisher, D.G., "A State Space Formulation for Model Predictive Control"  
*AIChE J.*, vol. 39(2) (1993) : 262-287.
- Li W.C. and Biegler, L.T., "Constrained Pseudo-Newton Control Strategy for Nonlinear  
Systems" *Comput. Chem. Eng.* 14 (1990) : 451-465
- Li W.C. and Biegler, L.T., "Process Control Strategies for Constraints Nonlinear Systems"

- Ind. Eng. Chem Res.*, vol. 27 (1998) : 1421-1433.
- Limqueco, L.C. and Kantor, J.C., "Nonlinear Output Feedback Control of an Exothermic Reactor" *Computers Chem. Engng*, vol. 14 (199) : 427-437.
- Liu, S. L., "Moninteracting Process Control" *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 6 (1967) : 460-468.
- Lu, S., Hogg, B. W., "Model based predictive control of a thermal power plant" *Advances in Model-Based Predictive Control*, (1994) : 516-522.
- Luyben, W.L., "Nonlinear Feedforward Control of Chemical Reactors." *AIChE J.*, 14 (1968) : 37-45
- Lundstrom, P., Lee, J.H., Morari, M., "Limitations of Dynamic Matrix Control" *Computers chem. Engng*, vol.19, No. 4 (1995) : 409-421.
- Martin, G. D., Caldwell, J. M., and Ayril, T. E., "Predictive Control Applications for the Petroleum Refining Industry" *Japan Petroleum Institute - Petroleum Refining Conference, Tokyo, Japan*, (1986)
- Masaru I., Zhan, J., "Neural Model-Predictive Control of Distributed Parameter Crystal Growth Process, *AIChE J.*, vol. 41 (1995).
- Matsko, T. N., "Internal Model Control for Chemical Recovery" *Chem, Eng. Progress*, vol. 81, No. 12 (1985) : 46-51.
- Mayer, M.A. and Luecke, P.H., "Process Control Application of an Extended Kalman Filter Algorithm" *Comp. Chem. Engng*. 15 (1991) : 853-855
- Mehra, R. K., Rouhani, R., Eterno, J., Richalet, J., and Rault, A., Model Algorithmic Control: Review and Recent Development" *Eng. Foundation Conference on Chemical Process Control II, Sea Island, GA*, (1982) : 287-310.
- Montague, G.A., and Morris, A.J., "Application of adaptive control: a heat exchanger system and a penicillin fermentation process" *Third workshop on the theory and application of Self-tuning and adaptive control. Oxford. U.K.*
- Morari M., Garcia, C.E. and Prett, D.M., "Model Predictive Control: Theory and Practice" *Proc. IFAC Workshop on Model Based Process Control (1989)*/edited by T.J. McAvoy,



- Y. Arkun and E. Zafiriou. Pergamon Press, Oxford, (1989).
- Morari, M. and Rick, N.L., "Model Predictive Control Toolbox : User's Guide" *Math Works, Natick, MA.*, (1994).
- Nahas, E.P., Henson, M.A. and Seborg, D.E., "Nonlinear internal model control strategy for Neural Networks Models" *Computers chem. Eng.*, vol. 16 (1992) : 1039-1057.
- Narendra, K.J. and Parthasarathy, K., "Identification and control for dynamic systems usings neural networks" *IEEE Trans. ON Neural networks*, vol. 1(1) (1990) : 4-27.
- Nuno M.C. and Biegler, L.T., "Constraint Handling and Stability Properties of Model Predictive Control" *AIChE J.*, vol. 40 : 1138-1155.
- Oliveira S.L., "Stability and robustness properties of Model Predictive Control for nonlinear Systems. In *IFAC Symposium on Robust Control, Riode Brasil* (1994)
- Patwardhan, A. A., Rawlings, J. B., Edgar, T. F., "Nonlinear Model Predictive Control" *Chem. Eng. Commun.*, vol. 87 (1990) : 123-141.
- Peng, J.M., Jang, T.W., "Nonlinear Rules Based Model Predictive Control" *AIChE J.* 14 (1994)
- Parrish, J.R., Brosilow, C.B., "Nonlinear Inferential Control" *AIChE J.* 34 (1988) : 633-644
- Paulo A.F., Afonso, N. A., Oliveira, M.C., "Model Predictive Control of a Pilot Plant Reactor with a Simulated Exothermic Reactor" *Computer Chem. Engng.* vol. 20 (1996) : s769-s774.
- Phani B.S. and Bequette, B.W., "Nonlinear Predictive Control of Uncertain Process: Application to a CATR" *AIChE J.*, vol. 37 (1994) : 1711-1723
- Pradeep B. D., Cozewith, C., "Dynamic Matrix Control of an Ethylene - Propylene - Diene Polymerization Reactor" *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 35 (1996) : 164-168.
- Prette, D. M., Garcia, C.E., *Fundamental Process Control, Butterworths, Stoneham, MA* (1988)
- Prette, D. M. and Gillette, R. D., "Optimization and Constrained Multivariable Control of Catalytic Cracking Unit" *AIChE National Mtg., Houston, TX; also Proc. Joint Automatic Control Conf., San Francisco, CA*, (1980)
- Proll, T., Karim, M. N., "Model Predictive pH Control Using Real-Time NARX Approach"

- AICHE J., vol. 40, No. 2 (1994) : 269.
- Rawling, J.B., "End Point Control in Semi-batch Chemical Reactors" *In Proceedings of the IFAC Symposium on Dynamics and Control of Chemical reactors* (1989)
- Richalet, J., Rault, A., Testud, J.L., Papon, J., "Model Predictive Heuristic Control : Application to Industrial Process" *Automatica* vol. 14 (1976) : 413
- Ricker, N.L., "Use of Quadratic Programming for Constrained Internal Model Control" *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 24 (1985) : 925-936.
- Ricker, N.L., "Model Predictive Control with State Estimation" *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 29 (1990) : 374-382.
- Ricker, N.L., Lee, J.H., "Nonlinear Model Predictive Control of The Tennessee Eastman Challenge Process" *Computers Chem. Engng*, vol. 19, No. 9 (1995) : 961-981.
- Riggs, J. B., Rhinehart, R., "Comparison Between Process Model Based Controllers" *In Proceedings of the 1988 American Control Conference, Atlanta, GA*, (1988) : 1591-1595.
- Rouhani, R., Methra, R.K., "Model Algorithmic Control (MAC); Basic Theoretical Properties" *Automatica*, vol. 18 (1982) : 401-414.
- Saad, M., Bouslimani, M. and Dugard, L., "Pid Adaptive Control of a Nonisothermal Continuous Stirred Tank Reactor" *Advanced Control of Chemical Process Control*, Toulouse, France, (1991).
- Sistu, P. B., and Bequette, B. W., "Nonlinear Predictive Control of Uncertain Chemical Process" *Presented at the 1990 AIChE Annual Meeting*, Chicago, IL, paper 238b, (1990b)
- Sistu, P. B., and Bequette, B. W., "A Comparison of Nonlinear Control Techniques for Continuous Stirred Tank Reactors" *Chemical Engineering Science*, vol. 47 (1992) : 9-11, 2553-2558.
- Smith, O.J.M., "A controller to overcome dead time" *ISA-Journal*, vol 6, No. 2 (1985) : 28-33.
- Sterman, L. E., Ydstie, B. E., "The steady-State Process with Periodic Perturbations"



- Chem. Eng. Sci.* vol. 45(3) (1990a) : 721-736.
- Sterman, L. E., Ydstle, B. E., "Unsteady-State Multivariable Analysis of Periodically Perturbed Systems" *Chem. Eng. Sci.* (199b) : 737-749.
- Theil, H., van de Panne, C. *Manage. Sci.*, vol. 7(1) (196) : 1.
- Uppal A., Ray, W.H. and Poore, A.B., "On the Dynamic Behavior of Continuous Stirred Tank Reactors" *Chem Engng Sci*, vol. 29 (1974) : 967.
- Wells, C.H., "Application of Modern Estimation and Identification Techniques to Chemical Process" *AIChE J.*, 17 (1971) : 966-973
- Wellsons, R.E., Edgar E., "Internal Model Control with Generalized Analytical Predictor" *ACC Proc. San Francisco* (1993) : 379
- Wright, G.T., Breedijk, T.B. and Edgar, T.F., "On-line parameter estimation and adaptation in nonlinear model-based control" *Amer. Control Conf., Boston, MA*, (1991) : 2782-2787.
- Wright, G.T., Breedijk, T.B. and Edgar, T.F., "Nonlinear model predictive control of a fixed-bed water-gas shift reactor: an experimental study" *Computers chem. Engng*, vol. 18 (1994) : 83-102.
- Xi, R.L., "Transformation of Internal Model Control/Dynamic Matrix Control" *AIChE J.* 15 (1994)
- Yamamoto, S. and Hashimoto, I., "Present states and future needs, the view from Japanese industry. In *Proceedings of the Forth International Conference on Chemical Process Control*, (1991): 1-28
- Zadeh, L. A. and Whalen, B.H., "On the Optimal Control and Linear Programming" *IRE Trans. Autom. Control*, vol. 7, No. 4 (1962) : 45.

## ภาคผนวก



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ภาคผนวก ก.

### โปรแกรมเม็ทแลบ

โปรแกรมเม็ทแลบ (Matlab) เป็นเทคนิคการเขียนโปรแกรมสำหรับการคำนวณทางคณิตศาสตร์ที่มีประสิทธิภาพสูง สามารถใช้ในการอินทิเกรตเชิงตัวเลข, การคำนวณเกี่ยวกับเมทริกซ์และเวกเตอร์, การวิเคราะห์สัญญาณของกระบวนการ ปัจจุบันโปรแกรมเม็ทแลบ เป็นซอฟต์แวร์ที่นำมาใช้อย่างแพร่หลายในสายงานทางด้านวิศวกรรม และได้รับการยอมรับว่าเป็นโปรแกรมที่ได้มาตรฐานสำหรับการซิมูเลชัน (simulation) และการวิเคราะห์เชิงไดนามิกส์ของระบบต่าง ๆ ทั้งที่เป็นเชิงเส้นและไม่เป็นเชิงเส้น เนื่องจากโปรแกรมเม็ทแลบนั้นเป็นโปรแกรมที่ได้รับความนิยมมากที่สุดของการเขียนโปรแกรมภาษาอื่นเข้ามาไว้รวมกัน เช่น การที่ไม่ต้องประกาศชื่อและชนิดของตัวแปรที่เหมือนกับภาษาเบสิก และ การเขียนโปรแกรมที่เป็นโครงสร้างที่เข้าใจง่ายที่ใช้ในภาษาซีและปาสคาล การเขียนโปรแกรมเม็ทแลบสามารถทำได้ง่ายโดยผู้ใช้สามารถดึงคำสั่งต่าง ๆ ที่ต้องการมาใช้งานได้ทันทีโดยไม่ต้องเสียเวลาเขียนเองทั้งหมดเหมือนโปรแกรมภาษาอื่น ๆ นอกจากนี้โปรแกรมเม็ทแลบยังสามารถแสดงผลในรูปแบบของกราฟิกในหลายรูปแบบซึ่งเป็นข้อดีของโปรแกรมเม็ทแลบ

#### ก.1 การพัฒนาโปรแกรมเม็ทแลบ

เม็ทแลบ (MATLAB) เป็นชื่อย่อของ MATrix LABoratory ซึ่งมีข้อพิจารณาอยู่ 2 ประการคือ จากคำแรก "matrix" เนื่องจากองค์ประกอบพื้นฐานเป็นเมทริกซ์ ดังนั้นจึงมักนำไปประยุกต์ใช้เกี่ยวกับพีชคณิตเชิงเส้น (linear algebra) ส่วนคำว่า "laboratory" ซึ่งแสดงถึงแนวความคิดของการทำงานที่ก้าวหน้าโดยเน้นถึงความสามารถของโปรแกรมซึ่งใช้สำหรับวัตถุประสงค์ในการศึกษาค้นคว้าและการทำงานวิจัย โปรแกรมเม็ทแลบนี้ได้ถูกพัฒนาขึ้นครั้งแรกที่มหาวิทยาลัย

นิวมแม็กซีโก และมหาวิทยาลัยสแตนฟอร์ดในปลายทศวรรษที่ 1970 เพื่อใช้สอนทฤษฎีเกี่ยวกับเมตริกซ์, ฟังก์ชันพีชคณิตแบบเชิงเส้น (linear algebra) และการวิเคราะห์เชิงตัวเลข (numerical analysis)

โปรแกรมเมทแลบถูกเขียนเป็นครั้งแรกโดยใช้ภาษาฟอร์แทรน (fortran) โดย Clive Moller จากนั้นก็ได้รับการพัฒนาจากโปรแกรมเมอร์อีกหลายท่าน ในโครงการ "LINPACK and EISPACK" ปัจจุบันโปรแกรมเมทแลบถูกเขียนขึ้นโดยใช้ภาษาซี (C language) โดยบริษัท Math Works ซึ่งออกมามีครั้งแรกโดย Steve Bangert ผู้เขียนเฟเซอร์/อินเตอร์พรีเตอร์ (phaser/interpreter), Steve Kleiman, ผู้เขียนกราฟิก และ John Little และ Cleve Moler ผู้เขียนรูทีน (routine) ต่าง ๆ, คำแนะนำสำหรับผู้ใช้งาน (user guide) และเอ็มไฟล์ (M-files) ทั่วประเทศ

## ก.2 การประยุกต์ใช้โปรแกรมเมทแลบ

โปรแกรมเมทแลบสามารถนำมาใช้ในการศึกษาค้นคว้าและการทำงานวิจัยต่าง ๆ ที่ต้องอาศัยการคำนวณทางคณิตศาสตร์ขั้นสูง ในทางอุตสาหกรรมได้อาศัยโปรแกรมเมทแลบในงานวิจัยทางวิศวกรรมและการแก้ปัญหาทางคณิตศาสตร์ ยกตัวอย่างเช่นในการควบคุมกระบวนการในอุตสาหกรรม ได้อาศัยโปรแกรมเมทแลบในการศึกษาและออกแบบการควบคุมต่าง ๆ ใช้ในการจำลองกระบวนการและการวิเคราะห์เชิงไดนามิกส์ของระบบทั้งที่เป็นเชิงเส้นและไม่เป็นเชิงเส้น ทั้งระบบเวลาต่อเนื่องและระบบเวลาติดคริต การแก้ปัญหาเกี่ยวกับการออกแบบระบบการเป็นต้น การทำงานของโปรแกรมเมทแลบอาศัยฟังก์ชันของคำสั่งที่อยู่ในรูปของโปรแกรม "M-files" ซึ่งคำสั่งเหล่านี้สามารถนำมาประยุกต์ใช้สำหรับการแก้ปัญหาต่างๆ ได้ เช่น

### ก. การคำนวณเกี่ยวกับเมตริกซ์

โปรแกรมเมทแลบสามารถทำการบวก ลบ คูณ หาร เมตริกซ์, ทำเมตริกซ์ทรานสโพส, การหารดิเทอร์มิแนนท์, การหาแรงค์ของเมตริกซ์, การทำอินเวอร์สเมตริกซ์, การหาค่าไอเกน, การแก้สมการเชิงเส้น, และการประมาณค่าพารามิเตอร์

## ข. การคำนวณโพลิโนเมียล

โปรแกรมเมทริกซ์สามารถใช้ในการคำนวณเกี่ยวกับโพลิโนเมียล เช่นการหารากของโพลิโนเมียล การหาคอนโวลูชัน (convolution) และดีคอนโวลูชัน (deconvolution) การหารโพลิโนเมียล และการหาสมการถดถอยแบบโพลิโนเมียล โดยในโปรแกรมเมทริกซ์ โพลิโนเมียลถูกแทนด้วยเวกเตอร์แถว (row vector) ซึ่งประกอบด้วยสัมประสิทธิ์ของโพลิโนเมียลที่มีกำลังลดลงตามลำดับ ตัวอย่างเช่นโพลิโนเมียล  $p(s) = s^3 + 4s^2 + 2s + 5$  สามารถแทนได้ด้วยเวกเตอร์  $p = [1 \ 4 \ 2 \ 5]$  เป็นต้น

## ค. การจัดการเกี่ยวกับเวกเตอร์และการวิเคราะห์ข้อมูล

โปรแกรมเมทริกซ์สามารถนำมาคำนวณผลรวมแบบเวกเตอร์, การหาค่าเฉลี่ย, การหาค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน, ค่าโควาเรียนซ์, และการหาค่าสูงสุดต่ำสุดของข้อมูล

## ง. การจัดการเกี่ยวกับการแสดงผลกราฟ

กราฟิกเป็นรูปแบบหนึ่งซึ่งแสดงถึงลักษณะพิเศษของโปรแกรมเมทริกซ์ ซึ่งใช้ในการแสดงความสัมพันธ์ของข้อมูลต่าง ๆ โปรแกรมเมทริกซ์มีการแสดงผลเป็นกราฟให้เลือกได้ 7 แบบคือ

- การพล็อตกราฟ x-y บนสเกลเส้นตรง
- การพล็อตกราฟ x-y บนสเกลล็อก-ล็อก
- การพล็อตกราฟ x-y บนสเกลกึ่งล็อกบนแกน x
- การพล็อตกราฟ x-y บนสเกลกึ่งล็อกบนแกน y
- การพล็อตกราฟแบบโพลาไร
- การพล็อตกราฟแบบตะแกรง 3 มิติ
- การพล็อตกราฟแบบคอนทัวร์

โปรแกรมเม็ทแถบสามารถใช้งานร่วมกับโปรแกรมภาษาอื่น ๆ เช่น โปรแกรมภาษาซี และโปรแกรมภาษาฟอร์แทรน นอกจากนี้โปรแกรมเม็ทแถบยังมีชุดบ็อกซ์ (Toolboxes) ที่ประกอบไปด้วยฟังก์ชันต่าง ๆ ซึ่งใช้ในงานด้านต่าง ๆ เช่น

- Control System Toolbox
- SIMULINK
- Neural Network Toolbox
- Fuzzy Logic Toolbox
- Image Processing Toolbox
- Model Predictive Control Toolbox
- Nonlinear Control Design Toolbox
- Optimization Toolbox
- Signal Processing Toolbox
- Statistics Toolbox
- System Identification Toolbox
- Spline Toolbox
- Robust Control Toolbox
- Mu-Analysis and Synthesis Toolbox



### ก.3 ทูลบ็อกของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ (MPC Toolbox)

ทูลบ็อกของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ เป็นแพ็คเกจที่มีชุดของฟังก์ชันของคำสั่งต่าง ๆ ในรูปแบบของเอ็มไฟล์ (M-files) ที่พัฒนาขึ้นเพื่อช่วยในการศึกษาการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ ในการวิเคราะห์และออกแบบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟในรูปแบบต่าง ๆ บนโปรแกรมแม็ทแล็บ ซึ่งพัฒนาขึ้นโดยบริษัท Math Works โดย Manfred Morari และ N. Lawrence Ricker โดยความร่วมมือของ Douglas B. Raven และ Alex Zheng และ โดยการสนับสนุนของผู้ทรงคุณวุฒิต่าง ๆ ได้แก่ Yaman Arkun, Nikolaos Bekiaris, Richard D. Braatz, Marc S. Gelormino, Evelio Hernandez, Tyler R. Holcomb, Iftikhar Huq, Sameer M. Jalnapurkar, Jay H. Lee, Yusha Liu, Simone L. Oliveria และ Argimiro R. Shwn-Yien Yang

แนวทางของทูลบ็อกของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟแบ่งได้เป็น

- แนวทางซึ่งใช้แบบจำลองของการตอบสนองแบบสแต็ป (step response)
- แนวทางซึ่งใช้แบบจำลองในรูปแบบของสมการสถานะสเปซ (state space)

การควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟที่อาศัยแบบจำลองดังกล่าวสามารถเปลี่ยนกลับไปมาได้ระหว่างแนวทางทั้งสองโดยผ่านโมเดลฟอร์แม็ท (model format) ทำให้สามารถวิเคราะห์แนวทางที่แตกต่างกันได้ซึ่งจะสามารถช่วยในการตรวจสอบเสถียรภาพของระบบ

ระบบที่ต้องการในการดำเนินงานของทูลบ็อกของการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ

- ซอฟต์แวร์โปรแกรมแม็ทแล็บซึ่งดำเนินการบนการควบคุม
- ใช้ร่วมกับจิมูตังค์เช่นในกรณีที่มีการจำลองระบบที่ไม่เป็นเชิงเส้น
- ต้องการไอเดนติฟิเคชันทูลบ็อก (Identification Toolbox) และคอนโทรล (Control Toolbox) สำหรับการสร้างแบบจำลองในโมเดลฟอร์แม็ท
- อัลกอริทึมของการออกแบบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟและการจำลองกระบวนการต้องการหน่วยความจำบนเครื่องคอมพิวเตอร์แบบ Apple Macintosh หรือ IBM-PC ซึ่งขึ้นกับจำนวนอินพุตและเอาต์พุตของกระบวนการ

## ภาคผนวก ข.

### การแก้สมการคณิตศาสตร์ในกระบวนการวิศวกรรมเคมี โดยใช้วิธีเชิงตัวเลข (Numerical method)

กระบวนการในทางเคมีที่มีการเปลี่ยนแปลงจะสามารถเขียนเป็นสมการทางคณิตศาสตร์ (mathematical model) เพื่ออธิบายการเปลี่ยนแปลงและความสัมพันธ์ของตัวแปรต่าง ๆ ของกระบวนการ ซึ่งเรียกว่าแบบจำลองกระบวนการ แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ดังกล่าวสามารถอธิบายได้ด้วยสมการเชิงอนุพันธ์ต่าง ๆ เช่น สมการเชิงอนุพันธ์ธรรมดา (Ordinary differential equation-ODE) ซึ่งรูปแบบสมการทั่วไปสำหรับสมการอนุพันธ์อันดับที่  $n$  คือ ๆ เป็น

$$a_n \frac{d^n y}{dt^n} + a_{n-1} \frac{d^{n-1} y}{dt^{n-1}} + \dots + a_1 \frac{dy}{dt} + a_0 y = f(t) \quad (\text{ข.1})$$

โดยที่ค่า  $a_0, a_1, a_2, \dots, a_n$  เป็นค่าคงที่

$f(t)$  เป็นค่าของอินพุตหรือตัวรบกวนที่ใส่ลงไปในระบบ (forcing function or disturbance)

$y(t)$  เป็นค่าที่ตอบสนองออกมาจากระบบที่เวลา  $t$

โดยทั่วไปจะสนใจระบบที่มีสมการอนุพันธ์อันดับที่  $n=1$  และ  $n=2$   
สมการอนุพันธ์อันดับที่ 1 (first order differential equation) มีรูปแบบสมการทั่วไปเป็น

$$a_1 \frac{dy}{dt} + a_0 y = f(t) \quad (\text{ข.2})$$

สมการอนุพันธ์อันดับที่ 2 (second order differential equation) มีรูปแบบสมการทั่วไปเป็น

$$a_2 \frac{d^2 y}{dt^2} + a_1 \frac{dy}{dt} + a_0 y = f(t) \quad (\text{ข.3})$$

สมการอนุพันธ์ดังกล่าวสามารถหาคำตอบได้ด้วยวิธีเชิงตัวเลขต่างๆ อันได้แก่วิธีของรังกัตตา (Runge-Kutta Method) ซึ่งสามารถแก้สมการอนุพันธ์แบบไม่เชิงเส้นได้เป็นอย่างดี เนื่องจากบางครั้งไม่สามารถหาฟังก์ชันที่แน่นอนสำหรับ  $y' = \frac{dy}{dx} = f(t, y)$  โดยวิธีการอินทิเกรตเทคนิคแบบธรรมดาได้ (analytical technique)

### ข.1 วิธีการของออยเลอร์ (Euler's method)

วิธีการของออยเลอร์ จัดเป็นวิธีที่ง่ายที่สุดและมีความถูกต้องน้อยที่สุด ในการหาคำตอบของสมการเชิงอนุพันธ์อันดับหนึ่ง หลักการที่ใช้คือการประมาณฟังก์ชันโดยใช้การกระจายอนุกรมเทเลอร์อันดับหนึ่ง (First-Order Taylor's Series Expansion) พิจารณาการประมาณค่าของฟังก์ชัน  $f(x)$  ที่ตำแหน่งใดๆ โดยใช้อนุกรมเทเลอร์

$$f(x_{i+1}) = f(x_i) + hf'(x_i) + \frac{h^2}{2!} f''(x_i) + \dots + \frac{h^n}{n!} f^{(n)}(x_i) \quad (\text{ข.4})$$

เมื่อ  $h = x_{i+1} - x_i$  หรือระยะห่างระหว่างจุด  $x_i$  กับ  $x_{i+1}$  (step size)

เนื่องจาก  $y = f(x)$  ดังนั้นถ้าให้  $y_{i+1} = f(x_{i+1})$ ,  $y_i = f(x_i)$ ,  $y_i' = f'(x_i)$  วิธีการของออยเลอร์พิจารณาจากสมการ (ข.4) จะได้

$$y_{i+1} = y_i + hy_i' \quad (\text{ข.5})$$

ดังนั้นเมื่อทราบค่า  $y_{i+1}$  แล้วสามารถนำไปใช้เพื่อหาค่าอื่นต่อไปเช่น

$$y_{i+1} = y_i + hy_i' \quad (\text{ข.6})$$

กล่าวได้ว่าวิธีการของออยเลอร์นี้ก็คือวิธีการของรังกัตตาอันดับหนึ่ง (first-order Rung - Kutta method)

## ข.2 วิธีการของรุงกัตตา (Runge-Kutta Methods)

เป็นวิธีที่นิยมใช้มากที่สุดในการหาค่าตอบของสมการเชิงอนุพันธ์อันดับหนึ่ง วิธีการของรุงกัตตามีด้วยกันหลายรูปแบบ ที่ใช้กันมากคือรุงกัตตาอันดับ 2 และ 4 ( $2^{\text{nd}}$ - order และ  $4^{\text{th}}$ - order Runge-Kutta) ที่อยู่ในรูปแบบ explicit รูปแบบ implicit ของวิธีการนี้ไม่ค่อยเป็นที่นิยมใช้ เนื่องจากความยุ่งยากในการคำนวณมีค่อนข้างมาก

พิจารณาสมการอนุพันธ์อันดับหนึ่ง

$$a_1 \frac{dy}{dt} + a_0 y = f(t) \quad (\text{ข.7})$$

จัดสมการให้อยู่ในรูป

$$\frac{dy}{dt} = f(t, y) \quad (\text{ข.8})$$

กำหนดสภาวะเริ่มต้น (initial condition):  $t = t_0, y = y_0$

อัลกอริทึมของรุงกัตตาอันดับที่ 2 เพื่อแก้สมการหา  $y(t)$  คือ

$$k_1 = hf(y_0, t_0) \quad (\text{ข.9})$$

$$k_2 = hf\left(y_0 + \frac{k_1}{2}, t_0 + \frac{h}{2}\right) \quad (\text{ข.10})$$

$$y_1 = y_0 + k_2 \quad (\text{ข.11})$$

$$t_1 = t_0 + h \quad (\text{ข.12})$$

$h$  คือช่วงเวลาที่เพิ่มขึ้นของตัวแปรอิสระ  $t$

ในการเพิ่มความถูกต้องของการหาค่าตอบของสมการเชิงอนุพันธ์อันดับหนึ่ง สามารถทำได้โดยใช้สมการการอินทิเกรตของรุงกัตตาที่อันดับสูงขึ้น เช่น วิธีการของรุงกัตตาอันดับ 4 จะใช้การกระจายอนุกรมเทเลอร์ที่มีทั้งอนุพันธ์อันดับ  $1^{\text{st}}$ ,  $2^{\text{nd}}$ ,  $3^{\text{rd}}$  และ  $4^{\text{th}}$  ในการประมาณฟังก์ชัน  $f(t, y)$

อัลกอริธึมของรังกัดคาอันดับที่ 4 เพื่อแก้สมการหา  $y(t)$  คือ

$$k_1 = hf(y_0, t_0) \quad (\text{ข.13})$$

$$k_2 = hf\left(y_0 + \frac{k_1}{2}, t_0 + \frac{h}{2}\right) \quad (\text{ข.14})$$

$$k_3 = hf\left(y_0 + \frac{k_2}{2}, t_0 + \frac{h}{2}\right) \quad (\text{ข.15})$$

$$k_4 = hf(y_0 + k_3, t_0 + h) \quad (\text{ข.16})$$

$$y_1 = y_0 + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)/6 \quad (\text{ข.17})$$

$$t_1 = t_0 + dt \quad (\text{ข.18})$$

ปัญหาที่เกี่ยวข้องกับระบบสมการเชิงอนุพันธ์ไม่ว่าจะเป็นอนุพันธ์อันดับใดก็ตามเราสามารถที่จะแปลงให้อยู่ในรูปของสมการ ODEs อันดับ 1 ได้ ตัวอย่างเช่นสมการอนุพันธ์อันดับ 2

$$a_2 \frac{d^2 y}{dt^2} + a_1 \frac{dy}{dt} + a_0 y = f(t) \quad (\text{ข.19})$$

แปลงสมการอนุพันธ์อันดับ 2 ให้อยู่ในรูปสมการอนุพันธ์อันดับ 1 สองสมการ โดยกำหนดให้

$$y_1 = y \quad \text{และ} \quad y_2 = \frac{dy_1}{dt} = \frac{dy}{dt} \quad \dots \quad (\text{ข.20})$$

ดังนั้น

$$\frac{dy_1}{dt} = y_2 \quad (\text{ข.21})$$

$$\frac{dy_2}{dt} = -\frac{a_0}{a_2} y_1 - \frac{a_1}{a_2} y_2 + \frac{1}{a_2} f(t) \quad (\text{ข.22})$$

กรณีที่ตัวแปรตามเป็น  $y_1, y_2$  และตัวแปรอิสระเป็น  $t$  จัดสมการให้อยู่ในรูป

$$\frac{dy_1}{dt} = f(y_1, y_2, t) \quad (\text{ข.23})$$

$$\frac{dy_2}{dt} = f(y_1, y_2, t) \quad (\text{ข.24})$$

วิธีการ Runge-Kutta จะเขียนได้ในรูป

$$k_1 = hf_1(y_{10}, y_{20}, t_0) \quad (\text{ข.25})$$

$$l_1 = hf_2(y_{10}, y_{20}, t_0) \quad (\text{ข.26})$$

$$k_2 = hf_1\left(y_{10} + \frac{k_1}{2}, y_{20} + \frac{l_1}{2}, t_0 + \frac{h}{2}\right) \quad (\text{ข.27})$$

$$l_2 = hf_2\left(y_{10} + \frac{k_1}{2}, y_{20} + \frac{l_1}{2}, t_0 + \frac{h}{2}\right) \quad (\text{ข.28})$$

$$k_3 = hf_1\left(y_{10} + \frac{k_2}{2}, y_{20} + \frac{l_2}{2}, t_0 + \frac{h}{2}\right) \quad (\text{ข.29})$$

$$l_3 = hf_2\left(y_{10} + \frac{k_2}{2}, y_{20} + \frac{l_2}{2}, t_0 + \frac{h}{2}\right) \quad (\text{ข.30})$$

$$k_4 = hf_1(y_{10} + k_3, y_{20} + l_3, t_0 + h) \quad (\text{ข.31})$$

$$l_4 = hf_2(y_{10} + k_3, y_{20} + l_3, t_0 + h) \quad (\text{ข.32})$$

$$y_{11} = y_{10} + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)/6 \quad (\text{ข.33})$$

$$y_{21} = y_{20} + (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4)/6 \quad (\text{ข.34})$$

$$t_1 = t_0 + dt \quad (\text{ข.35})$$

### ข.3 การแก้สมการอนุพันธ์โดยใช้โปรแกรมเมทแลบ

โปรแกรมเมทแลบมีฟังก์ชัน (ODE23.M และ ODE45.M) ที่ใช้ในการแก้สมการอนุพันธ์แบบธรรมดา (ODE) โดยใช้วิธีรุงกัตตา ฟังก์ชัน ODE23.M เป็นสมการการอินทิเกรตของฟังก์ชันอันดับ 2 และ 3 และ ฟังก์ชัน ODE45.M เป็นสมการการอินทิเกรตของฟังก์ชันอันดับ 4 และ 5 ซึ่งฟังก์ชัน ODE45.M จะมีความแม่นยำมากกว่า ODE23.M เนื่องจากฟังก์ชัน ODE45.M มีอันดับสูงกว่า ODE23.M แต่ฟังก์ชันทั้งคู่ไม่สามารถนำไปใช้งานวิจัยนี้ได้เนื่องจากฟังก์ชันทั้งสองนี้



การกำหนดเวลาในหนึ่งคาบ (sampling time) ไม่เท่ากันในแต่ละสลับของการซิมูเลท ในช่วงใดของสมการอนุพันธ์ที่การเปลี่ยนแปลงน้อยหรือมีความซับซ้อนน้อยมันจะเพิ่มเวลาในหนึ่งคาบมากขึ้น ในทางกลับกันถ้าในช่วงที่สมการอนุพันธ์มีการเปลี่ยนแปลงมากมันจะลดเวลาในหนึ่งคาบลง นอกจากนี้อินพุทของกระบวนการยังกำหนดให้เป็นค่าคงที่ซึ่งไม่สามารถนำมาใช้ในงานวิจัยนี้ได้ เนื่องจากมีการคำนวณค่าอินพุทซึ่งมีการเปลี่ยนแปลงตลอดเวลา

นอกจากนี้ในระบบ แมทแลบ - ซิมูลิงค์ (Matlab - Simulink) ยังมีฟังก์ชันต่าง ๆ ในการแก้สมการอนุพันธ์แบบธรรมดา (ODE) โดยใช้วิธีรังกัดตาเช่น RK23 ที่ใช้วิธีรังกัดตาอันดับ 2 และ 3 และฟังก์ชัน RK45 ที่ใช้วิธีรังกัดตาอันดับ 4 และ 5 ซึ่งฟังก์ชันทั้งสองไม่สามารถนำไปใช้ในงานวิจัยนี้ได้เช่นเดียวกับฟังก์ชัน ODE23.M และ ODE45.M

### ข.3.1 การใช้ฟังก์ชัน ODE23.M และ ODE45.M

การใช้ฟังก์ชัน ODE23.M และ ODE45.M มีรูปแบบการใช้เหมือนกันทุกประการเพียงแต่มีความแม่นยำที่ต่างกันเท่านั้น ในการเรียกใช้ฟังก์ชัน ODE45.M สามารถเขียนได้ในรูปของ

$$[t, y] = ode45('ypfun', t_0, t_{final}, y_0, tol, trace) \quad (ข.36)$$

กำหนดค่าอินพุท :

*ypfun* เป็นฟังก์ชันของสมการอนุพันธ์ที่ต้องการหาคำตอบ  $ypfun = \frac{dy}{dt} = f(y, t)$  ที่อยู่ใน

ฟังก์ชัน *ypfun.m* ออกตัวอย่างเช่น

$$\frac{dy}{dt} = -y \quad (\text{ข.37})$$

สามารถเขียนอยู่ในรูปฟังก์ชัน *yprim.m* ได้ดังนี้

*function yprime = yprim(t,y)*

*yprime = -y;*

*t0* เป็นค่าเริ่มต้นของเวลา  
*tfinal* เป็นค่าสุดท้ายของเวลาในการหาค่า  
*y0* เป็นค่าเริ่มต้นของ *y* ที่อยู่ในรูปของคอตัมมเวกเตอร์  
*tol* เป็นค่าความถูกต้องที่ต้องการ (default tolerance = 1.e-3)  
*trace* ถ้าไม่ใช่ศูนย์ แต่ละสแต็บ ของการหาค่า *y(t)* จะถูกพิมพ์ให้เห็น (default trace = 0)

ซึ่งจะส่งค่าเอาต์พุต :

*t* ให้ค่าเป็นจุดต่าง ๆ ของเวลาในการอินทิเกรต(integration time points) เป็นคอตัมมเวกเตอร์  
*y* ให้ค่าเป็นคำตอบในรูปของคอตัมมเวกเตอร์สำหรับแต่ละจุดใน *t*

### ข.3.2 การแก้สมการอนุพันธ์โดยวิธีรังกัดดาที่พัฒนาขึ้น

เนื่องจากเหตุผลที่กล่าวมาแล้วที่ไม่สามารถใช้ฟังก์ชัน ODE23.M และ ODE45.M ในการแก้สมการอนุพันธ์ในงานวิจัยนี้ ดังนั้นการแก้สมการอนุพันธ์ในงานวิจัยนี้จะพัฒนาต่อจาก Lindfield โดยกำหนดให้ทำการอินทิเกรตสมการต่าง ๆ ของกระบวนการใน 1 ช่วงเวลาสุ่มอาศัยแบบจำลองของกระบวนการที่จะทำการอินทิเกรตในรูปแบบของ เอส-ฟังก์ชันซึ่งจะสามารถส่งค่าของอินพุตและเอาต์พุตผ่านช่วงเวลาต่าง ๆ ได้ จากรูปสมการทั่วไปของวิธีรังกัดดาอันดับที่ 4

$$k_1 = f(y_0, t_0)dt \quad (\text{ข.38})$$

$$k_2 = f\left(y_0 + \frac{k_1}{2}, t_0 + \frac{dt}{2}\right)dt \quad (\text{ข.39})$$

$$k_3 = f\left(t_n + \frac{dt}{2}, y_n + \frac{k_2}{2}\right)dt \quad (\text{ข.40})$$

$$k_4 = f(t_n + dt, y_n + k_3)dt \quad (\text{ข.41})$$

$$y_{n+1} = y_n + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)/6 \quad (\text{ข.42})$$

สามารถจัดสมการ (ข.38) - (ข.42) ให้อยู่ในรูปทั่วไป สำหรับแต่ละขั้น  $n = 0, 1, 2, \dots$

$$k_1 = f(t_n, y_n) \quad (\text{ข.43})$$

$$k_i = f\left(t_n + d_i dt, y_n + \sum_{j=1}^{i-1} c_{ij} k_j\right) \quad (\text{ข.44})$$

$$y_{n+1} = y_n + \sum_{j=1}^p b_j k_j \quad (\text{ข.45})$$

โดยที่  $p$  คือจำนวนอันดับ (order)

สมการ (ข.43) - (ข.45) เป็นรูปแบบทั่วไป สำหรับวิธีรังกัดตาอันดับ 4 และ 5 จะมีค่าของ  $b$ ,  $c$  และ  $d$  ที่แตกต่างกัน

1. วิธีรังกัดตาอันดับ 4 ซึ่งเป็นวิธีมาตรฐานที่ใช้กันทั่วไปโดยมีค่า  $b$ ,  $c$  และ  $d$  คือ

$$b = [1/6 \ 1/3 \ 1/3 \ 1/6];$$

$$c = [0 \ 0 \ 0 \ 0; 0.5 \ 0 \ 0 \ 0; 0 \ 0.5 \ 0 \ 0; 0 \ 0 \ 1 \ 0];$$

$$d = [0 \ 0.5 \ 0.5 \ 1];$$

2. วิธีรังกัดตาอันดับ 5 ซึ่งเสนอโดย Merson (1957) โดยมีค่า  $b$ ,  $c$ , และ  $d$  คือ

$$b = [1/6 \ 0 \ 0 \ 2/3 \ 1/6];$$

$$c = [0 \ 0 \ 0 \ 0 \ 0; 1/3 \ 0 \ 0 \ 0 \ 0; 1/6 \ 1/6 \ 0 \ 0 \ 0; 1/8 \ 0 \ 3/8 \ 0 \ 0; 1/2 \ 0 \ -3/2 \ 2 \ 0];$$

$$d = [0 \ 1/3 \ 1/3 \ 1/2 \ 1];$$

เนื่องจากวิธีของ Lindfield มีข้อจำกัดคือสามารถแก้สมการอนุพันธ์เพียง 1 สมการเท่านั้น ในงานวิจัยนี้กระบวนการที่ใช้ในการทดลองมีสมการอนุพันธ์มากกว่า 1 สมการ ดังนั้นจึงจำเป็นต้องพัฒนาวิธีของ Lindfield โดยฟังก์ชันที่พัฒนานี้จะใช้วิธีรังกัดคา อันดับ 4 เนื่องจากในการแก้สมการอนุพันธ์หลายสมการจำเป็นต้องมีค่า  $k_1, k_2, k_3, k_4$  หลายชุด เช่นการแก้สมการอนุพันธ์ 2 สมการจะต้องมีค่า  $k_1, k_2, k_3, k_4$  และ  $l_1, l_2, l_3, l_4$  แต่เนื่องจากโปรแกรมเม็ทเท็บสามารถคำนวณในรูปแบบของเมตริกซ์ได้ ดังนั้นจึงกำหนดตัวแปร  $k_1, k_2, k_3, k_4$  เป็นตัวแปรประเภทเมตริกซ์ ฟังก์ชันที่เขียนขึ้นเป็น รังกัดคาอันดับ 4 (RK4F.M) แสดงรายละเอียดได้ดังนี้

```
function [x] = rk45f(plant,t,x0,u0,h,p1,p2,p3,p4,p5)
% p1 to p5 are optional parameters to be passed to "plant"
% The Lindfield coefficients :
b = [1/6 1/3 1/3 1/6];
d = [0 0.5 0.5 1];
c = [0 0 0 0; 0.5 0 0 0; 0 0.5 0 0; 0 0 1 0];
% -----Extra parameters for S-function systems -----
outstr=[];
for i=1:nargin-5
    outstr=[outstr,'p',int2str(i)];
end
% *****Set up calls for state derivatives*****
```

```

call1=['k=feval(plant,time,x,u0,1',outstr,')'];

dt=t(2)-t(1);      % Integration is from t(1) to t(2)

nstep=ceil(dt/h);

hused=dt/nstep;    % Actual step size

% Initialization

x=x0;

time=t(1);

for i=1:nstep

    eval(call1)

    k1 = k;

    k2 = feval(plant,time+hused*d(2),x+c(2,1)*k1,u0,1);

    k3 = feval(plant,time+hused*d(3),x+c(3,1)*k1+c(3,2)*k2,u0,1);

    k4 = feval(plant,time+hused*d(4),x+c(4,1)*k1+c(4,2)*k2+c(4,3)*k3,u0,1);

    x = x+ hused*(b(1)*k1+b(2)*k2+b(3)*k3+b(4)*k4);

    time = time+hused;

end

```

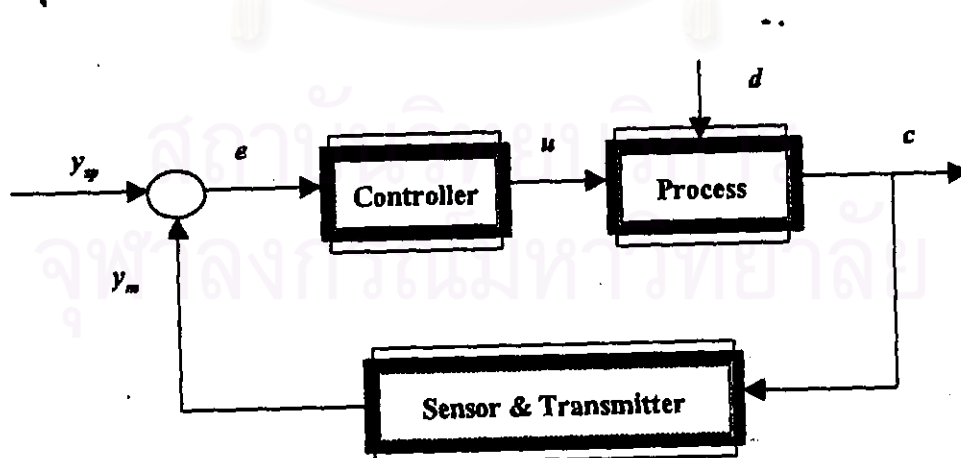
## ภาคผนวก ก.

### ตัวควบคุมแบบป้อนกลับแบบพีไอดี และเกณฑ์การตัดสินสมรรถนะของระบบควบคุม

ในบทนี้กล่าวถึงตัวควบคุมแบบป้อนกลับแบบพี (proportional controller), แบบพีไอ (proportional-integral controller) และแบบพีไอดี (proportional-integral-derivative controller) การปรับจูนเรื่องควบคุมแบบป้อนกลับแบบพีไอดีและเกณฑ์การตัดสินสมรรถนะของระบบควบคุม

#### ก.1 ตัวควบคุมแบบป้อนกลับแบบพีไอดี

การควบคุมแบบป้อนกลับเป็นการควบคุมแบบพื้นฐานที่เข้าใจง่ายและนิยมใช้ในการควบคุมกระบวนการทางอุตสาหกรรม โครงสร้างของระบบควบคุมแบบป้อนกลับโดยทั่วไปในกระบวนการอุตสาหกรรมแสดงได้ดังรูปที่ ก.1



รูปที่ ก.1 ระบบการควบคุมแบบป้อนกลับ



เครื่องควบคุมจะทำหน้าที่ตรวจสอบสภาพของกระบวนการโดยใช้ค่าวัดของกระบวนการ จากเครื่องวัด  $y_m$  เปรียบเทียบกับเป้าหมายการควบคุม  $y_{sp}$  และคำนวณสัญญาณควบคุม  $c$  เพื่อปรับสภาพของกระบวนการโดยใช้ความคลาดเคลื่อน ( $error = y_{sp} - y_m$ ) ในการควบคุมไปคำนวณค่าตัวแปรปรับเพื่อควบคุมตัวแปรควบคุมให้อยู่ที่เซตพอยท์ที่ต้องการ เครื่องควบคุมแบบพื้นฐานที่นิยมใช้ในระบบควบคุมแบบป้อนกลับในกระบวนการอุตสาหกรรมมี 3 แบบคือ เครื่องควบคุมแบบพี, เครื่องควบคุมแบบพีไอ, เครื่องควบคุมแบบพีไอดี

### ก. เครื่องควบคุมแบบพี (Proportional controller หรือ P controller)

ค่าเอาต์พุตของตัวควบคุมจะเป็นสัดส่วนโดยตรงกับค่าความคลาดเคลื่อนดังสมการ

$$u(t) = p_s + K_c e(t) \quad (\text{ค.1})$$

เมื่อ  $u(t)$  เป็นค่าเอาต์พุตของเครื่องควบคุม,  $p_s$  คือค่าไบอัส (bias signal) ของตัวควบคุม และ  $K_c$  คือเกนสัดส่วน (proportional gain) ของตัวควบคุม ค่าความคลาดเคลื่อน (error) ค่าหนึ่งจะให้ค่าเอาต์พุตของเครื่องควบคุมค่าหนึ่ง (one-to-one relationship)

การควบคุมแบบพีจะมีพารามิเตอร์ของเครื่องควบคุมหนึ่งตัวคือ ค่าเกน,  $K_c$  ซึ่งสามารถปรับได้เพื่อให้เอาต์พุตของเครื่องควบคุมเปลี่ยนแปลงตามต้องการตามผลต่างระหว่างค่าเซตพอยท์กับตัวแปรควบคุม นอกจากนี้ค่าเกนยังอาจจะเป็นค่าบวกหรือลบก็ได้ขึ้นกับว่าต้องการให้ค่าเอาต์พุตของเครื่องควบคุมเพิ่มขึ้นหรือลดลงในขณะที่ค่าผลต่างเพิ่มขึ้น โดยทั่วไปค่าเกนจะไม่มีหน่วย ในบางกรณีอาจใช้ค่าของแบนด์สัดส่วน  $PB$  (proportional band) เป็นพารามิเตอร์ในการปรับเครื่องควบคุมแทนค่าเกนโดย  $PB$  เป็นอัตราส่วนระหว่างอินพุตที่เปลี่ยนแปลงต่อเอาต์พุตที่เปลี่ยนแปลงคิดเป็นเปอร์เซ็นต์ดังสมการ

$$PB = \frac{100\%}{K_c} \quad (\text{ค.2})$$

ทรานสเฟอร์ฟังก์ชัน (transfer function) สำหรับตัวควบคุมแบบพีคือ

$$G_c(s) = K_c \quad (\text{ค.3})$$

ข้อดีของการควบคุมแบบพีคือมีพารามิเตอร์ในการปรับเครื่องควบคุมเพียงตัวเดียวซึ่งสามารถปรับค่าเกณฑ์ให้มีค่าเท่าใดก็ได้ครบเท่าที่ระบบยังมีเสถียรภาพเพื่อให้ผลการตอบสนองเข้าสู่เซ็ทพอยท์โดยเร็วที่สุด

ข้อเสียของการใช้ระบบควบคุมแบบพี คือ จะไม่สามารถกำจัดค่าความผิดพลาดที่เกิดขึ้นที่สภาวะคงตัว (steady-state error) หรือที่เรียกว่าออฟเซ็ท (offset) ได้เมื่อมีการเปลี่ยนค่าเซ็ทพอยท์หรือมีการรบกวนจากโหลด (load) อย่างต่อเนื่อง เช่นเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงค่าเซ็ทพอยท์ใหม่ เอาท์พุทก็จะพยายามเข้าสู่ค่าเซ็ทพอยท์นั้น อย่างไรก็ตามเมื่อถึงสภาวะคงตัว ค่าเอาท์พุทก็จะไม่เท่ากับค่าเซ็ทพอยท์ใหม่ ซึ่งยังคงมีความคลาดเคลื่อนอยู่

เลือกใช้เครื่องควบคุมแบบพีในกรณีที่กระบวนการไม่จำเป็นต้องได้ผลการควบคุมที่แม่นยำมากนัก โดยการปรับค่าเกณฑ์ของเครื่องควบคุมให้มีความคลาดเคลื่อนในการควบคุมเกิดขึ้นในช่วงที่ยอมรับได้ หรือกระบวนการที่ควบคุม มีคุณสมบัติเป็นกระบวนการความจุอย่างเดียว การควบคุมแบบพีอย่างเดียวก็น่าเพียงพอ เช่นการควบคุมระดับของของเหลวที่ใช้เครื่องสูบปรับอัตราการไหลออกของของเหลวให้คงที่หรือการควบคุมความดันก๊าซในถังเก็บที่ใช้วาล์วปรับอัตราการไหลออกของก๊าซให้คงที่ เป็นต้น

#### ข. เครื่องควบคุมแบบพีไอ (Proportional-Integral controller หรือ PI controller)

เครื่องควบคุมแบบพีไอ มีการใช้การควบคุมแบบอินทิกรัล (integral action) ควบคู่กับการควบคุมแบบสัดส่วน (proportional action) เพื่อกำจัดออฟเซ็ทในกระบวนการที่ไม่สามารถให้มีออฟเซ็ทเกิดขึ้นได้ ดังนั้นสัญญาณของเครื่องควบคุมนอกจากจะขึ้นกับขนาดของความคลาดเคลื่อนแล้วยังขึ้นกับเวลาที่ความคลาดเคลื่อนนั้นสะสมดังสมการ

$$u(t) = p_r + K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int e(t) dt \quad (\text{ค.4})$$

พารามิเตอร์ของเครื่องควบคุมที่เพิ่มขึ้นมาคือ  $\tau_i$  เป็นค่าคงที่เวลาอินทิกรัล (integral time constant) หรือเวลารีเซ็ท (reset time) ของตัวควบคุมแบบไอ ตัวควบคุมแบบไอแสดงอัตราการควบคุมโดยใช้ค่าคงที่เวลาอินทิกรัลหรือเวลารีเซ็ท มีหน่วยเป็น ครั้ง/นาที ซึ่งมีค่าเป็น  $1/\tau_i$  ค่า  $\tau_i$  หมายถึงช่วงเวลาที่ตัวควบคุมใช้ในการเพิ่มสัญญาณเอาท์พุทแบบไอให้มีค่าเท่ากับสัญญาณที่ได้

จากการควบคุมแบบแบบพือย่างเคียวหนึ่งครั้งหรือตัวควบคุมแบบโอต้องใช้เวลา  $\tau_i$  เพื่อเพิ่มสัญญาณเอาต์พุตให้มีค่าเท่ากับสัญญาณจากการควบคุมแบบพืหนึ่งครั้ง ตัวควบคุมแบบโอมีคุณสมบัติต่างจากตัวควบคุมแบบพืคือสัญญาณเอาต์พุตจะมีการเปลี่ยนแปลงค่าเพิ่มขึ้นหรือลดลงตลอดเวลาที่ยังมีความคลาดเคลื่อนในการควบคุมอยู่

ทรานสเฟอร์ฟังก์ชันของเครื่องควบคุมแบบพืโอคือ

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s}\right) \quad (\text{ค.5})$$

ข้อดีของอินทิกรัลแอกชั่นคือ จะช่วยกำจัดออฟเซ็ท สามารถทำให้ความคลาดเคลื่อนในการควบคุมลดลงจนหมด และสภาพของกระบวนการจะเข้าสู่เป้าหมายการควบคุมเสมอเนื่องจาก  $\tau_i$  จะเปลี่ยนแปลงตามเวลาจนกระทั่ง ความคลาดเคลื่อนเท่ากับศูนย์

ข้อเสียของอินทิกรัลแอกชั่น คือ จะทำให้ผลการตอบสนองของตัวควบคุมช้าลงและผลการตอบสนองจะมีการแกว่งทำให้เสถียรภาพลดลง นอกจากนี้ยังมีผลทำให้เกิด reset windup จากการที่เทอมอินทิกรัลมีผลทำให้เอาต์พุตของเครื่องควบคุม เปลี่ยนแปลงตามเวลา ครอบคลุมที่ความคลาดเคลื่อนไม่เท่ากับศูนย์ เมื่อมีความคลาดเคลื่อนเกิดขึ้นเป็นระยะเวลาานาน ๆ เทอมอินทิกรัลจะสะสมมากขึ้นเรื่อย ๆ จนกระทั่งถึงจุดที่เอาต์พุตของเครื่องควบคุมอิ่มตัว การสะสมของเทอมอินทิกรัลหลังจากเลยจุดที่ตัวควบคุมอิ่มตัวแล้วจะเกิดปรากฏการณ์ที่เรียกว่า reset windup

เลือกใช้เครื่องควบคุมแบบพืโอ ถ้าไม่สามารถใช้เครื่องควบคุมแบบพื เนื่องจากการควบคุมไม่ต้องการให้มีความคลาดเคลื่อนในการควบคุมเกิดขึ้นเลยและกระบวนการที่ควบคุมไม่ใช่กระบวนการความจอย่างเคียว เครื่องควบคุมแบบพืโอจึงไม่นิยมใช้กับกระบวนการควบคุมระดับของของเหลวหรือก๊าซที่มีการตอบสนองของกระบวนการค่อนข้างเร็ว โดยผลการควบคุมแบบโอของตัวควบคุมทำให้ระบบรวมมีผลการตอบสนองช้าลง การปรับค่า  $\tau_i$  เพิ่มขึ้นในการควบคุมแบบพืโอ ทำให้กระบวนการตอบสนองเร็วขึ้นแต่มีการแกว่งเพิ่มขึ้นทำให้เสถียรภาพของระบบรวมลดลง

ก. ตัวควบคุมแบบพีไอดี (Proportional-Integral-Derivative controller หรือ PID controller)

ตัวควบคุมแบบพีไอดีมีการควบคุมแบบอินทิเกรต (integral action) ควบคู่กับการควบคุมแบบสัดส่วน (proportional action) และการควบคุมแบบอนุพันธ์ (derivative action) สัญญาณเอาต์พุตของเครื่องควบคุมแสดงได้ดังสมการ

$$u(t) = p_s + K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int e(t) dt + K_c \tau_d \frac{de(t)}{dt} \quad (ก.6)$$

สมการ (ก.5) เป็นอัลกอริทึมของตัวควบคุมแบบพีไอดีในรูปแบบโพสิชัน (position algorithm) เมื่อ  $\tau_d$  เป็นคงที่เวลาอนุพันธ์ (derivative time constant) ของตัวควบคุมแบบสัดส่วน ตัวควบคุมจะสร้างสัญญาณเอาต์พุตแบบสัดส่วนจากเทอมอนุพันธ์ ซึ่งมีค่าเปลี่ยนแปลงทันทีที่ค่าความคลาดเคลื่อนในการควบคุมมีการเปลี่ยนแปลงไม่ว่าจะเพิ่มขึ้นหรือลดลง และสัญญาณการควบคุมแบบสัดส่วนจะถูกสร้างขึ้นเพื่อลดความผิดพลาดในการควบคุมล่วงหน้า อัลกอริทึมของพีไอดีในรูปแบบโพสิชันจะคำนวณค่าจริงของเอาต์พุตของเครื่องควบคุม (actual controller output)

อัลกอริทึมอีกรูปแบบหนึ่งของตัวควบคุมแบบพีไอดีคืออัลกอริทึมในรูปแบบเวโลซิตี (velocity algorithm) ซึ่งจะคำนวณค่าการเปลี่ยนแปลงเอาต์พุตของเครื่องควบคุมแสดงดังสมการ

$$u(t) = u(t) + K_c \left[ \Delta e(t) + \frac{dt}{\tau_i} e(t) + \frac{\tau_d}{dt} (e(t) - 2e(t-1) + e(t-2)) \right] \quad (ก.7)$$

อัลกอริทึมของพีไอดีในรูปแบบเวโลซิตี มีข้อดีเหนือกว่าอัลกอริทึมแบบโพสิชัน คือ สามารถช่วยลดการเกิด reset windup เมื่อมีการสะสมของความคลาดเคลื่อนซึ่งเกิดจากเทอมอินทิเกรต, ค่าเอาต์พุตของเครื่องควบคุม อยู่ในรูปแบบที่สามารถนำไปใช้ได้โดยตรงโดยอุปกรณ์ควบคุมสุดท้าย (final controll element) ซึ่งต้องการอินพุตที่เปลี่ยนแปลงตามกำหนดที่ตำแหน่งนั้น นอกจากนี้อัลกอริทึมนี้จะทำให้เครื่องควบคุมอยู่ในโหมดของการควบคุมแบบอัตโนมัติ (automatic mode) นั่นคือมีการปรับเครื่องควบคุมจากโหมดการดำเนินการแบบแมนนวล (manual mode) ดังนั้นจึงไม่ต้องการค่าเริ่มต้นใด ๆ ของเอาต์พุต

ทรานสเฟอร์ฟังก์ชันของตัวควบคุมแบบพีไอดีคือ

$$G_c(s) = K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_d s \right) \quad (\text{ค.8})$$

ข้อดีของเดอริเวทีฟแอกชั่น คือจะช่วยเร่งให้ผลการตอบสนองเข้าสู่ค่าเซ็ทพอยท์ได้เร็วขึ้น การควบคุมแบบสัดส่วนสัญญาณควบคุมเพื่อปรับสภาพกระบวนการก่อนความคลาดเคลื่อนจริงจะเกิดขึ้นกับกระบวนการทำให้การควบคุมมีผลดีกว่าการควบคุมแบบอื่นและสามารถลดแนวโน้มที่ระบบจะมีเสถียรภาพลดลงอันเนื่องมาจากผลของเทอมอินทิกรัล

ข้อเสียของการควบคุมแบบดีคือในกรณีที่ระบบมีสัญญาณรบกวน (noise) มากเช่นการควบคุมอัตราการไหล ไม่เหมาะที่จะใช้เดอริเวทีฟแอกชั่นเพราะจะทำให้การตอบสนองมีการแกว่งมากขึ้น ตัวควบคุมแบบป้อนกลับไม่สามารถประยุกต์ใช้ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

เลือกใช้เครื่องควบคุมแบบพีไอดี ถ้าไม่สามารถใช้เครื่องควบคุมแบบพีไอ เนื่องจาก การควบคุมแบบพีไอไม่ทำให้เกิดความคลาดเคลื่อนในการควบคุมเกิดขึ้นและการตอบสนองของกระบวนการช้าลง การเพิ่มความเร็วในการตอบสนองของกระบวนการโดยปรับค่า  $\tau_d$  เพิ่มขึ้นจะทำให้ผลการตอบสนองของระบบรวมมีการแกว่งเพิ่มขึ้นและเสถียรภาพลดลง การใช้เครื่องควบคุมแบบพีไอดีจะทำให้ผลการควบคุมไม่มีความคลาดเคลื่อนในการควบคุมเกิดขึ้น สามารถปรับค่า  $\tau_d$  เพื่อให้กระบวนการตอบสนองเร็วขึ้นโดยเสถียรภาพของระบบยังคงเดิม เครื่องควบคุมแบบพีไอดีเหมาะสำหรับการควบคุมกระบวนการที่มีผลการตอบสนองค่อนข้างช้า เช่น การควบคุมอุณหภูมิ, อัตราการทำปฏิกิริยาเคมี, ความบริสุทธิ์และองค์ประกอบของสารเป็นต้น

## ค.2 การปรับจูนเครื่องควบคุมแบบพีไอดี

การจูนเครื่องควบคุมแบบพีไอดีคือการหาค่าพารามิเตอร์ของเครื่องควบคุมที่เหมาะสม อันได้แก่ ค่าคงที่สัดส่วน (proportional constant), ค่าคงที่เวลาอินทิกรัล (integral time), และ ค่าคงที่เวลาเดอริเวทีฟ (derivative time) การปรับเครื่องควบคุมมีด้วยกันหลายวิธี สำหรับการปรับเครื่องควบคุมโดยใช้สูตรสำเร็จที่ได้จากการทดลองในการปรับเครื่องควบคุมแบบป้อนกลับโดยใช้สูตรสำเร็จที่ได้จากผลการทดลองกับกระบวนการชนิดต่าง ๆ แบ่งออกเป็น 2 วิธีคือ

1. วิธีการปรับเครื่องควบคุม โดยการหาผลการตอบสนองของกระบวนการเปิด (process reaction curve method)
2. วิธีปรับเครื่องควบคุมโดยการหาผลการแกว่งของระบบปิด (closed loop cycling method)

แต่ในบางครั้งการใช้สูตรสำเร็จจากการทดลอง ไม่สามารถทำให้การควบคุมกระบวนการได้ผลดีเท่าที่ควร ในการปรับค่าของตัวควบคุมจึงต้องอาศัยการลองผิดลองถูก (trial and error)

#### ค.2.1 วิธีการปรับเครื่องควบคุม โดยการหาผลการตอบสนองของกระบวนการเปิด (process reaction curve method)

จี เอช โคเฮน (G.H. Cohen) และ จี เอ คูน (G.A. Coon) ได้ทำการทดลองปรับเครื่องควบคุมและหาสูตรสำเร็จที่ใช้เป็นค่าเริ่มต้นในการปรับตัวแปรควบคุมของเครื่องควบคุมแบบพี ไอ และพี ไอดีเพื่อให้กระบวนการมีอัตราการลดทอนหนึ่งส่วนสี่ ลดความคลาดเคลื่อนในการควบคุมให้มีค่าน้อยที่สุด และลดค่าการอินทิกรัลของความคลาดเคลื่อนกำลังสองให้มีค่าน้อยที่สุด ดังนี้

เริ่มต้นโดยการทำให้ระบบอยู่ในสภาวะคงที่ที่ภาวะที่ต้องการแล้วจึงจะให้ระบบอยู่ในสถานะการควบคุมแบบแมนนวล (manual Control) รักษาตัวแปรต่าง ๆ ให้คงที่ ซึ่งที่สถานะนี้สัญญาณที่ออกจากตัวควบคุม (CO) จะเป็นสัญญาณที่ความคลาดเคลื่อน ( $e$ ) เป็นศูนย์ (Bias) กระบวนการยังอยู่ในสภาพที่เสถียรภายใต้สถานะการควบคุมแบบแมนนวล ปรับสัญญาณออกของเครื่องควบคุมให้เปลี่ยนแบบสลับ ซึ่งจะเป็งสังเกตผลการตอบสนองของกระบวนการ

#### ก. วิธีหาเส้นโค้งการตอบสนองของกระบวนการ (Reaction Curve)

1. ทำให้กระบวนการอยู่ในสภาวะคงที่ ในสภาวะปฏิบัติงานที่ต้องการ
2. เปลี่ยนให้อยู่ในสภาวะการควบคุมแบบแมนนวล (manual control)
3. ปรับสัญญาณออกจากเครื่องควบคุมแบบสลับ
4. บันทึกการตอบสนองของกระบวนการจนกระทั่งเข้าสู่สภาวะคงที่
5. ปรับสัญญาณออกจากเครื่องควบคุมกลับเข้าสู่สภาวะเดิมบันทึกการตอบสนองของกระบวนการที่ได้อีกครั้ง



## ข. การวิเคราะห์เส้นโค้งการตอบสนองของกระบวนการ

จากเส้นโค้งแสดงการตอบสนองดังรูปที่ ค.1 เราจะใช้ข้อมูลจากเส้นโค้งมาคำนวณเพื่อประมาณค่าในการปรับตัวควบคุมโดยประมาณว่าเป็นกระบวนการอันดับหนึ่งที่มีเวลาเฉื่อย (time delay)

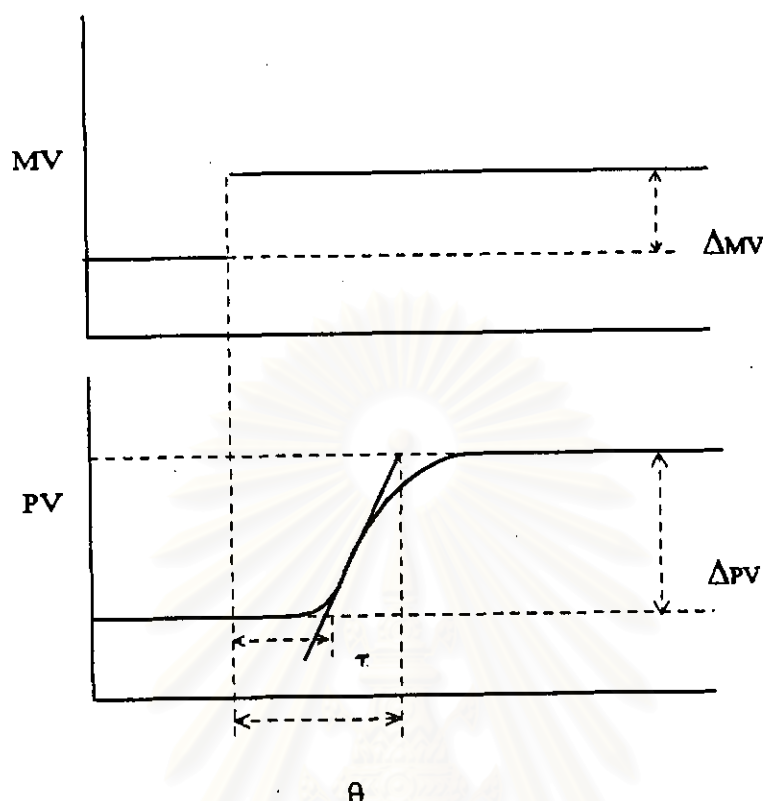
1. ลากเส้นเวลาที่จุดที่มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับซึ่งเป็นเส้นที่แสดงจุดเริ่มต้นของโค้งการตอบสนอง
2. ลากเส้นความชันที่จุดเปลี่ยน โค้ง (maximum slope) ตัดกับเส้นเวลา
3. บันทึกค่าการเปลี่ยนแปลงสัญญาณออกจากกระบวนการ ( $\Delta PV$ )
4. บันทึกค่าการเปลี่ยนแปลงของสัญญาณออกจากเครื่องควบคุม ( $\Delta MV$ )
5. หาค่า Lag Time ( $\theta$ ) จากจุดที่เวลาเริ่มต้นถึงจุดที่เส้นความชันตัดกับเส้นสภาวะคงตัวแรก (initial steady-state)

การคำนวณ

$$K_p = (\Delta PV) / (\Delta MV) = (\text{การเปลี่ยนแปลงของเอาต์พุต}) / (\text{การเปลี่ยนแปลงของอินพุต})$$

สูตรการปรับเครื่องควบคุมของโคเฮนและคนสามารถใช้กับระบบควบคุมที่กระบวนการมีการตอบสนองลักษณะเป็นรูปตัวเอสเท่านั้น โดยประมาณคุณสมบัติของกระบวนการเป็นกระบวนการอันดับหนึ่งและเวลาเฉื่อย ถ้าไม่สามารถประมาณค่าตัวแปรกระบวนการได้จากเส้นโค้งได้อย่างถูกต้อง ค่าตัวแปรที่ใช้ปรับเครื่องควบคุมจากสูตรของโคเฮนและคน สามารถใช้เป็นค่าเริ่มต้นในการปรับเครื่องควบคุม โดยการทดลองผิดทดลองถูกได้ในขั้นคอนตinueไปได้

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูป ค.2 การวิเคราะห์เส้นโค้งการตอบสนองของกระบวนการ

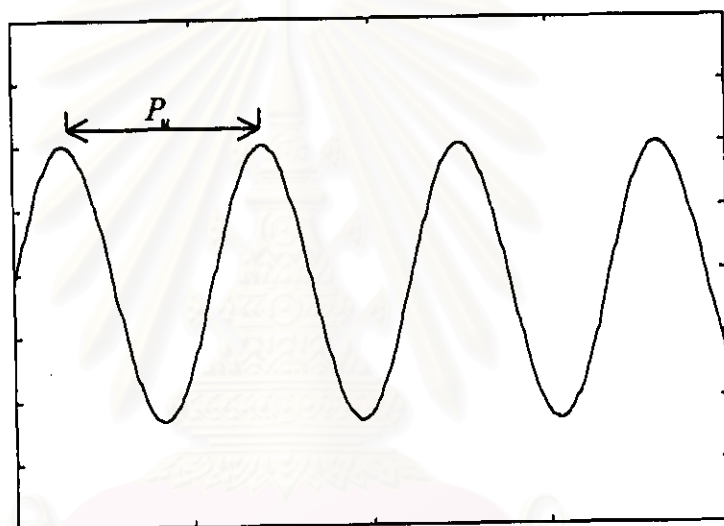
### ค.2.3 วิธีปรับเครื่องควบคุมโดยการทดสอบการแกว่งของระบบปิด (closed loop cycling method)

การปรับเครื่องควบคุมโดยวิธีทดสอบการแกว่งของระบบปิดต่างจากวิธีการหาเส้นโค้งแสดงการตอบสนองของกระบวนการ เนื่องจากไม่จำเป็นต้องเปิดวงควบคุมออก ทำให้สามารถทดสอบและปรับเครื่องควบคุมในกระบวนการได้โดยตรง การปรับเครื่องควบคุมโดยวิธีการทดสอบการแกว่งของระบบปิดเป็นวิธีการปรับเครื่องควบคุมโดยวิธีทดลองที่ถูกต้องอย่างหนึ่งมีขั้นตอนดังนี้

1. ปรับเครื่องควบคุมให้ระบบรวมอยู่ในสภาวะสมดุล ไม่มีการเปลี่ยนแปลงค่าของตัวแปรกระบวนการและสัญญาณควบคุม
2. ปรับค่าตัวแปรควบคุมให้เครื่องควบคุมเหลือการควบคุมแบบที่เพียงพออย่างเดียว โดยปรับค่า  $\tau_c$  ให้มีค่ามากที่สุดและปรับค่า  $\tau_d$  ให้มีค่าน้อยที่สุด
3. สุ่มค่า  $K_c$  ขึ้นมาค่าหนึ่ง (เริ่มที่ค่า  $K_c$  น้อย ๆ)
4. พิจารณาการตอบสนองของกระบวนการที่ได้ถ้าเกิดโอเวอร์ชูต (overshoot) แสดงว่าจะต้องลดค่า  $K_c$  ลง แต่ถ้ากราฟการตอบสนองมีแนวโน้มเข้าใกล้ค่าเซ็ทพอยท์แสดงว่าจะต้องเพิ่มค่า  $K_c$

ให้มากขึ้นทั้งนี้การเพิ่มหรือลดค่า  $K_c$  จะทำงานกระทำวัดของตัวแปรกระบวนการแกว่งด้วยความถี่และขนาดคงที่ดังแสดงในรูปที่ ค.

5. บันทึกค่าอัตราควบคุมแบบพี  $K_c$  ที่ทำให้ระบบมีการแกว่งโดยมีขนาดคงที่  $K_{cw}$  และคาบเวลาการแกว่งของตัวแปรกระบวนการ  $P_u$  ที่เท่ากันโดยตลอดซึ่งวิธีการตอบสนองแบบนี้จะเรียกว่าวิธีการไซคลิงแบบต่อเนื่อง (continuous cycling method) ซึ่งค่า  $K_{cw}$  และ  $P_u$  นี้จะนำไปใช้ในการหาค่าการควบคุมสัดส่วน (proportional control) ของค่าพีไอดี โดยวิธีของ "ซีเกลอร์-นิโคลส์"



รูปที่ ค.3 แสดงการจูนเครื่องควบคุมแบบพีไอดี เมื่อ  $K_c = K_{cw}$

ตารางที่ ค.1 การหาค่าพารามิเตอร์ของตัวควบคุมแบบป้อนกลับแบบพีไอดี

| Controller | $K_c$         | $\tau_i$  | $\tau_d$ |
|------------|---------------|-----------|----------|
| P          | $0.5 K_{cw}$  | -         | -        |
| PI         | $0.45 K_{cw}$ | $P_u/1.2$ | -        |
| PID        | 0.6           | $P_u/2$   | $P_u/8$  |

การปรับเครื่องควบคุมโดยวิธีหาผลการแกว่งของระบบปิดนิยมใช้ในการปรับเครื่องควบคุมในกระบวนการอุตสาหกรรม เนื่องจากต้องการค่าที่วัดจากกระบวนการเพียงสองค่าคือ  $K_c$  และ  $P_c$  แต่บางครั้งไม่สามารถนำมาใช้ในการปรับเครื่องควบคุมสำหรับกระบวนการอุตสาหกรรมบางกระบวนการ เนื่องจากกระบวนการทางอุตสาหกรรมบางกระบวนการไม่สามารถปล่อยให้มีการแกว่งเกิดขึ้นแม้ว่าการแกว่งจะเกิดขึ้นช่วงระยะเวลาอันสั้นก็ตาม

#### ก.2.4 การปรับเครื่องควบคุมโดยวิธีสองผลของถูก

เนื่องจากในบางครั้งการใช้สูตรสำเร็จจากการทดลองไม่สามารถทำให้การควบคุมกระบวนการได้ผลดีเท่าที่ควร เนื่องจากกระบวนการที่ใช้ในการทดลองหาสูตรสำหรับปรับเครื่องควบคุมมีคุณสมบัติบางอย่างต่างจากกระบวนการจริงที่ต้องการควบคุม ค่าตัวแปรควบคุมที่ได้จากการใช้สูตรสำเร็จสามารถใช้เป็นเพียงค่าเริ่มต้นในการปรับเครื่องควบคุมโดยไม่ทำให้ระบบรวมสูญเสียเสถียรภาพ และทดลองปรับเครื่องควบคุมโดยสังเกตผลการควบคุมจากการพิจารณาค่าวัดของตัวแปรกระบวนการตามขั้นตอนดังนี้

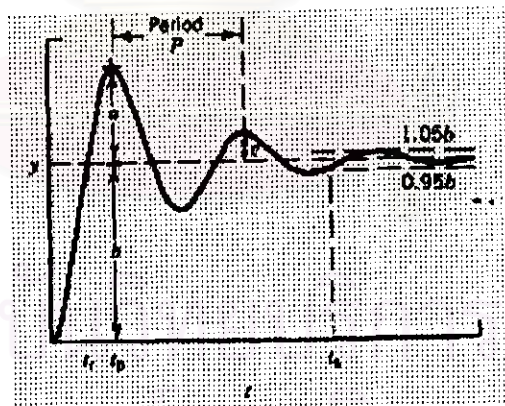
1. ทำการกำจัดค่าการควบคุมแบบอินทิกรัลและเดอริเวทีฟ (integral and derivative action) โดยการตั้งค่าของ  $\tau_i$  ที่ค่าน้อยที่สุด และค่าของ  $\tau_d$  ที่ค่ามากที่สุด
2. ตั้งค่าของ  $K_c$  ที่ค่าต่ำ ๆ (ประมาณ 0.5) และให้ตัวควบคุมทำงานแบบอัตโนมัติ
3. เพิ่มค่า  $K_c$  ทีละน้อยจนเกิดการสั่นอย่างต่อเนื่อง (continuous cycling) ภายหลังจากที่มีการเปลี่ยนแปลงโหลด หรือค่าที่กำหนดไว้เพียงเล็กน้อย
4. ลดค่าของ  $K_c$  ไปเรื่อย ๆ โดยใช้สองเป็นตัวหาร
5. ลดค่าของ  $\tau_i$  ไปทีละน้อยจนเกิดการสั่นอย่างต่อเนื่องอีกครั้งหนึ่ง ตั้งค่า  $\tau_i$  ให้มีค่าเป็นสามเท่าของค่านี้
6. เพิ่มค่าของ  $\tau_d$  จนกระทั่งเกิดการสั่นอย่างต่อเนื่องขึ้นอีกครั้ง ตั้งค่าของ  $\tau_d$  ให้มีค่าเป็น 1/3 เท่าของค่านี้

### ค.3 เกณฑ์การตัดสินสมรรถนะของระบบควบคุม

หลักเกณฑ์ที่ใช้ในการตัดสินสมรรถนะในการควบคุมมีหลายวิธีขึ้นกับวัตถุประสงค์ในการควบคุม ผู้ออกแบบระบบควบคุมจะต้องกำหนดหลักเกณฑ์ในการตัดสินใจที่ใช้ในการออกแบบระบบควบคุมเพื่อใช้เป็นมาตรฐานในการเปรียบเทียบระหว่างระบบควบคุมหลาย ๆ ระบบว่าผลการควบคุมของระบบใดสามารถให้ผลการควบคุมที่ดีที่สุดตามเป้าหมายและความต้องการที่กำหนดไว้ในการออกแบบระบบควบคุม หลักเกณฑ์ที่ใช้ในการตัดสินสมรรถนะของระบบควบคุมมี 2 วิธีคือ

#### ก. เกณฑ์การตัดสินโดยใช้ผลการตอบสนองของกระบวนการ

เป็นการตรวจสอบผลการตอบสนองของระบบควบคุมเฉพาะจุดจากคุณสมบัติบางประการ โดยใช้ผลการตอบสนองของกระบวนการภายหลังมีการควบคุมดังรูปที่ ค.3



รูปที่ ค.4 ลักษณะการตอบสนองของกระบวนการ

จากลักษณะการตอบสนองของกระบวนการพิจารณา ผลการตอบสนองสูงสุด (overshoot,  $a/b$ ) เวลาเข้าสู่สมดุล (setting time,  $t_s$ ) อัตราการลดทอน (decay ratio,  $c/a$ ) เวลาพุ่ง (rise time,  $t_r$ )

เป็นต้น ซึ่งเกณฑ์การตัดสินใจระบบที่ดีจะต้องสามารถลดค่าการตอบสนองสูงสุด ( $a/b$ ) ลดค่าเวลาเข้าสู่สมดุลง ( $t_r$ ) ลดค่าเวลารุ่ง ( $t_p$ ) ให้มีค่าน้อยที่สุด หรือต้องมีค่าอัตราการลดทอน ( $c/a$ ) ให้มีค่าเป็น  $1/4$  ซึ่งแสดงในรูปที่ ค.3

### ข. เกณฑ์การตัดสินใจโดยใช้วิธีอินทิเกรตค่าความผิดพลาด

วิธีอินทิเกรตค่าความผิดพลาดเป็นการตรวจสอบผลการตอบสนองของระบบควบคุมตามเวลาทุกจุด ตั้งแต่กระบวนการเริ่มต้นเปลี่ยนแปลงเมื่อเวลา  $t = 0$  จนเข้าสู่สภาวะสมดุลงเมื่อเวลา  $t \rightarrow \infty$  แบ่งออกเป็น

#### ข.1 อินทิกรัลกำลังสองของความผิดพลาด (Integral Square Error, *ISE*)

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad (\text{ค.9})$$

การอินทิเกรตกำลังสองของความผิดพลาด ถ้าความผิดพลาดในการควบคุมมีค่ามากจะได้ค่าอินทิเกรตมาก ถ้าความคลาดเคลื่อนในการควบคุมมีน้อยจะได้ค่าอินทิเกรตน้อย ซึ่งจะไม่สามารถแยกความแตกต่างของระบบควบคุมที่มีคุณสมบัติใกล้เคียงกัน

#### ข.2 อินทิกรัลค่าเวลากำลังสองของความผิดพลาด

(Integral Time Square Error, *ITSE*)

$$ITSE = \int_0^{\infty} te^2(t) dt \quad (\text{ค.10})$$

การอินทิเกรตค่าเวลากำลังสองของความผิดพลาดถ้าความผิดพลาดในการควบคุมมีค่ามากในช่วงต้นจะได้ค่าอินทิเกรตน้อย และความคลาดเคลื่อนของการควบคุมในช่วงหลังมากจะได้ค่าอินทิเกรตมาก

### ข.3 อินทิกรัลของค่าสัมบูรณ์ของความผิดพลาด (Integral Absolute Error, *IAE*)

$$IAE = \int_0^a |e(t)| dt \quad (\text{ค.12})$$

การอินทิเกรตค่าสัมบูรณ์ของความผิดพลาด ไม่เหมาะสำหรับการออกแบบระบบควบคุมที่กระบวนการมีความหน่วงสูงมากหรือน้อยเกินไป นิยมใช้ในการออกแบบระบบควบคุมที่ต้องการจะประหยัดพลังงาน

### ข.4 อินทิกรัลเวลาของค่าสัมบูรณ์ของความผิดพลาด

(Integral of Time Absolute Error, *ITAE*)

$$ITAE = \int_0^a t|e(t)| dt \quad (\text{ค.13})$$

การอินทิเกรตเวลาของค่าสัมบูรณ์ของความผิดพลาด ถ้าความผิดพลาดในการควบคุมช่วงต้นมีค่ามากจะได้ค่าอินทิเกรตน้อย และความคลาดเคลื่อนในการควบคุมช่วงหลังมีค่ามากจะได้ค่าอินทิเกรตมาก

ในการออกแบบระบบควบคุมที่ดีนั้นจะต้องมีค่าอินทิเกรตของความคลาดเคลื่อนน้อยที่สุด หลักเกณฑ์ในการตัดสินใจทั้งหมดนี้จะมีความเหมาะสมสำหรับระบบควบคุมแต่ละระบบดังนี้

- สำหรับค่าความผิดพลาดที่มีค่ามากใช้ *ISE* จะดีกว่า *IAE* เนื่องจากค่าความผิดพลาดจะถูกยกกำลังสอง ซึ่งจะทำให้ได้ค่าของการอินทิเกรตมีค่ามากตามไปด้วย
- สำหรับความผิดพลาดที่มีค่าน้อยใช้ *IAE* จะดีกว่า *ISE* เนื่องจากเมื่อทำการยกกำลังสองค่าความผิดพลาดที่มีค่าน้อย ๆ จะทำให้ได้ค่าน้อยไปอีกทำให้เปรียบเทียบได้ยาก
- สำหรับระบบที่มีช่วงการทดสอบที่ยาวนาน หลักเกณฑ์ของ *ITAE* จะเหมาะสมสำหรับการออกแบบระบบควบคุม เนื่องจากค่าความผิดพลาดที่ปรากฏในช่วงเวลาที่  $t$  มีค่ามากจะถูกขยายให้มีค่ามากขึ้นไปด้วย ถึงแม้ว่าจะเป็นค่าผิดพลาดที่น้อยในช่วงเวลาอินทิเกรต



## ภาคผนวก ง.

### การประมาณเชิงเส้นของระบบที่ไม่เป็นเชิงเส้น ความควบคุมได้, ความสังเกตได้ และเสถียรภาพของระบบ

ในบทนี้กล่าวถึงการทำให้สมการที่ไม่เป็นเชิงเส้นให้อยู่ในรูปสมการเชิงเส้น (Linearization of Nonlinear Systems) โดยทำการประมาณค่าของเทอมที่ไม่เป็นเชิงเส้นรอบจุดใดๆ โดยใช้อนุกรมเทย์เลอร์ และกล่าวถึงคุณสมบัติของกระบวนการที่จะทำการควบคุมซึ่งจำเป็นต้องตรวจสอบก่อนที่จะลงมือควบคุม คุณสมบัติดังกล่าวได้แก่ ความควบคุมได้ (controllability), ความสังเกตได้ (observability) และ เสถียรภาพของระบบที่ทำการควบคุม (system stability)

#### ง.1 การประมาณเชิงเส้นของระบบที่ไม่เป็นเชิงเส้น (Linearization of Nonlinear System)

ในการทำให้สมการที่ไม่เป็นเชิงเส้นให้อยู่ในรูปของสมการเชิงเส้น เราสามารถทำได้โดยการประมาณค่าของเทอมที่ไม่เป็นเชิงเส้นรอบจุดใด ๆ โดยใช้อนุกรมเทย์เลอร์ ดังนี้

$$f(x) \approx f(x_0) + f'(x_0)(x - x_0) \quad (ง.1)$$

โดยที่  $x_0$  เป็นจุดที่ทำการประมาณ

ในกรณีที่ตัวแปรมากกว่า 1 เราสามารถทำการประมาณเชิงเส้นได้ดังนี้

$$f_1(x, y) \approx f_1(x', y') + \frac{df_1}{dx} /_{(x', y')} (x - x') + \frac{df_1}{dy} /_{(x', y')} (y - y') \quad (ง.2)$$

$$f_2(x, y) \approx f_2(x', y') + \frac{df_2}{dx} /_{(x', y')} (x - x') + \frac{df_2}{dy} /_{(x', y')} (y - y') \quad (ง.3)$$

โดยในที่นี้จะทำให้เป็นเชิงเส้นรอบจุดสถานะคงที่ (steady state)

ในการทำให้ระบบที่ทำการควบคุมเป็นเชิงเส้นดังกล่าวข้างต้น สามารถเขียนให้อยู่ในรูปทั่วไปได้ดังนี้

$$\frac{dx}{dt} = f[x(t), u(t)] \quad (3.4)$$

โดยที่  $x$  คือเวกเตอร์สเตต (ตัวแปรที่อยู่ในรูปอนุพันธ์ทั้งหมด)

$u$  คือเวกเตอร์ตัวแปรปรับ

ซึ่งจะทำการประมาณเชิงเส้นรอบจุดใดจุดหนึ่ง (โดยทั่วไปคือจุดที่ภาวะคงที่) โดยใช้อนุกรมเทเลอร์จะได้

$$\frac{dx}{dt} \approx f(x', u') + \frac{df}{dx} /_{(x', u')} (x - x') + \frac{df}{du} /_{(x', u')} (u - u') \quad (3.5)$$

กำหนดให้

$$\delta x = x - x', \text{ และ } \delta u = u - u', \quad (3.6)$$

ซึ่งจะได้

$$\delta \dot{x} = \dot{x} - \dot{x}', \text{ และ } \dot{x}' = f(x', u') \quad (3.7)$$

ดังนั้นสมการ (3.5) เขียนได้เป็น

$$\delta \dot{x} = \frac{\partial f}{\partial x} /_{(x', u')} \delta x + \frac{\partial f}{\partial u} /_{(x', u')} \delta u \quad (3.8)$$

หรือ

$$\delta \dot{x} = A \delta x + B \delta u \quad (3.9)$$

โดยที่

$$A = \frac{\partial f}{\partial x} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \cdots & \frac{\partial f_1}{\partial x_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \cdots & \frac{\partial f_2}{\partial x_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial x_1} & \frac{\partial f_n}{\partial x_2} & \cdots & \frac{\partial f_n}{\partial x_n} \end{bmatrix} \quad (3.10)$$

$$B = \frac{\partial f}{\partial u} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u_1} & \frac{\partial f_1}{\partial u_2} & \cdots & \frac{\partial f_1}{\partial u_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u_1} & \frac{\partial f_2}{\partial u_2} & \cdots & \frac{\partial f_2}{\partial u_n} \\ \frac{\partial f_n}{\partial u_1} & \frac{\partial f_n}{\partial u_2} & \cdots & \frac{\partial f_n}{\partial u_n} \end{bmatrix} \quad (9.11)$$

ตัวอย่างการทำการประมาณเชิงเส้นของระบบที่เป็นเครื่องปฏิกรณ์เคมีดังกล่าวแบบต่อเนื่องที่เกิดปฏิกิริยาคายความร้อนแบบไม่ผันกลับซึ่งแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในเทอมของพารามิเตอร์และตัวแปรไร้หน่วย

$$\frac{dx_1}{d\tau} = -\phi x_1 K(x_2) + q(1 - x_1) \quad (9.12)$$

$$\frac{dx_2}{d\tau} = \beta \phi x_1 K(x_2) - (q + \delta)x_2 + u + v \quad (9.13)$$

เมื่อ

$$K(x_2) = \exp\left(\frac{x_2}{1 + x_2/\gamma}\right) \quad (9.14)$$

สามารถทำการประมาณเชิงเส้นหรือเขียนให้อยู่ในรูปของสมการสแตกสเปซในรูปแบบของสมการ

$$\frac{dx}{dt} = Ax + Bu \quad (9.15)$$

$$y = Cx \quad (9.16)$$

ดังนั้นสมการ (9.12) - (9.14) เขียนใหม่ได้เป็น

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \end{bmatrix} x + \begin{bmatrix} b_{11} \\ b_{21} \end{bmatrix} u \quad (9.17)$$

$$y = [c_{11} \quad c_{12}]x \quad (9.18)$$

ตัวอย่างการหาค่าสมาชิกของเมตริกซ์  $A, B$  และ  $C$  ได้ดังนี้

|       | $x_1$  | $x_2$   | $u$          |
|-------|--|---|--------------|
| $x_1$ | $a_{11} = -\phi \exp\left(\frac{x_2}{1+x_2/\gamma}\right) - q$ | $a_{12} = -\phi \exp\left(\frac{x_2}{1+x_2/\gamma}\right) \times \frac{1}{(1+x_2/\gamma)^2}$                        | $b_{11} = 0$ |
| $x_2$ | $a_{21} = \beta\phi \exp\left(\frac{x_2}{1+x_2/\gamma}\right)$ | $a_{22} = \beta\phi x_1 \exp\left(\frac{x_2}{1+x_2/\gamma}\right) \times \frac{1}{(1+x_2/\gamma)^2} - (q + \delta)$ | $b_{21} = 1$ |
| $u$   | $c_{11} = 0$   | $c_{12} = 1$  | $d_{11} = 0$ |

### 3.2 ความควบคุมได้ (Controllability)

ในการประยุกต์ใช้ระบบการควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟเวลาจะเริ่มทำการออกแบบตัวควบคุมควรทำการตรวจสอบความควบคุมได้ (controllability) ซึ่งเป็นการตรวจสอบว่าระบบที่ต้องการควบคุมนี้สามารถควบคุมได้หรือไม่โดยการปรับตัวแปรปรับที่กำหนดให้

การพิจารณาว่าเป็นระบบที่สามารถควบคุมได้หรือไม่นั้นสามารถพิจารณาได้จากค่าแรงค์ (rank) ของเมตริกซ์ของความควบคุมได้ (controllability matrix) ซึ่งอยู่ในรูปของสมการ

$$\text{Controllability Matrix} = [B \ AB \ A^2B \ \dots \ A^{n-1}B] \quad (3.19)$$

เมื่อ  $n$  คือจำนวนตัวแปรสแตต ถ้าค่านี้มีค่าเท่ากับฟูลแรงค์ (full rank) หรือขนาดของเมตริกซ์เดียวกันแล้วระบบนี้จะเป็ระบบที่สามารถควบคุมได้ด้วยตัวแปรปรับกระบวนการที่เลือกไว้

สำหรับในกรณีที่เมตริกซ์ความควบคุมได้ไม่เป็นเมตริกซ์จัตุรัสค่าแรงค์ของเมตริกซ์สามารถหาได้จากการหาค่าดีเทอร์มิแนนท์ (determinant) ของเมตริกซ์นั้น ถ้าค่าดีเทอร์มิแนนท์ไม่เท่ากับศูนย์ค่าแรงค์จะเท่ากับขนาด หรือค่าแรงค์ของเมตริกซ์สามารถหาโดยตรวจสอบว่าแต่ละแถวใด ๆ ไม่สามารถถูกแทนที่ด้วยแถวอื่นได้ซึ่งแสดงถึงว่า สมการไม่ขึ้นต่อกันดังนั้นค่าแรงค์เท่ากับขนาด

### ง.3 ความสังเกตได้ (observability)

ในการประยุกต์ใช้ระบบการควบคุมแบบ โมเดลพรีดิกทีฟพร้อมกับการประมาณค่าสแตตและพารามิเตอร์เวลาจะเริ่มออกแบบตัวควบคุมควรทำการตรวจสอบความสังเกตได้ (observability) ซึ่งเป็นการตรวจสอบว่าเอาต์พุตที่เลือกมาจะสามารถนำไปทำนายค่าสแตตหรือพารามิเตอร์ต่าง ๆ ที่วัดไม่ได้ของระบบได้หรือไม่ เนื่องจากการประยุกต์ใช้เทคนิคการประมาณค่าสแตตและพารามิเตอร์จะสามารถนำมาใช้กับระบบที่ซึ่งเอาต์พุตสามารถวัดได้และเชื่อถือได้เท่านั้น (ทั้งนี้ เอาต์พุตที่วัดค่าได้ต้องเป็นเอาต์พุตที่ทำให้ระบบที่สนใจสามารถสังเกตได้) ทำได้โดยการหาเมตริกซ์ความสังเกตได้ (observability matrix) ซึ่งอยู่ในรูปของ

$$\text{Observability Matrix} = [C^T \quad A^T C^T \quad (A^2)^T C^T \quad \dots \quad (A^{n-1})^T C^T] \quad (\text{ง.20})$$

ถ้าสามารถตรวจสอบได้ว่าเป็นฟูลแรนก์ (full rank) หรือค่าดีเทอร์มิแนนท์ (determinant) ทาค่าได้ไม่เท่ากับศูนย์แล้วค่าตัวแปรเอาต์พุตที่เลือกมานี้สามารถที่จะนำไปทำนายค่าสแตตและพารามิเตอร์ต่าง ๆ ได้

### ง.4 เสถียรภาพของระบบ (System Stability)

ในการตรวจสอบดูว่าระบบนั้น ๆ มีเสถียรภาพหรือไม่สามารถดูได้จากค่าของโพลของลูปเปิด (open-loop pole) หรือค่าไอเก้น (eigen value) ของระบบนั้นว่าอยู่ทางซ้ายหรือทางขวาของแกนเชิงซ้อน ถ้าโพลอยู่ทางซ้ายของแกนเชิงซ้อน หรือค่าไอเก้นมีค่าเป็นลบ ก็แสดงว่า ระบบนั้น ๆ มีเสถียรภาพ แต่ถ้ามีโพลค่าใดค่าหนึ่งของระบบอยู่ทางขวาของแกนเชิงซ้อนหรือค่าไอเก้นค่าใดค่าหนึ่งเป็นลบแสดงว่าระบบนั้น ๆ ไม่มีความเสถียร

พิจารณาระบบที่อยู่ในรูปของสมการสแตตสเปซดังสมการที่ (ง.15) ในการหารค่าโพลของระบบเริ่มต้นจากสมการ

$$\dot{x} = Ax \quad (\text{ง.20})$$

ถ้าให้คำตอบของสมการเป็น

$$x = ke^{At} \quad (\text{ง.21})$$

ทำการดิฟเฟอเรนเชียลสมการ (ง.21)

$$\dot{x} = \lambda ke^{\lambda t} \quad (\text{ง.22})$$

แทนค่าสมการ (ง.21) และ (ง.22) ใน (ง.20)

$$\lambda ke^{\lambda t} = Ake^{\lambda t} \quad (\text{ง.23})$$

จะได้ว่า

$$\lambda x = Ax \quad (\text{ง.24})$$

$$\lambda x = Ax \quad (\text{ง.25})$$

$$(\lambda I - A)x = 0 \quad (\text{ง.26})$$

$$\det(\lambda I - A) = 0 \quad (\text{เมื่อ } x \neq 0) \quad (\text{ง.27})$$

ดังนั้น ค่า  $\lambda$  ที่ได้คือค่าของโพลของอูพเปิดหรือค่าไอเก้นของระบบที่ทำการควบคุม



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ภาคผนวก จ.

### การทำให้ระบบอยู่ในรูปของตัวแปรไร้หน่วย

ในบทนี้กล่าวถึงการแปลงแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์เคมีถึงรูปแบบต่อเนื่องที่มีปฏิริยาอาศัยความร้อนแบบไม่ผันกลับ ซึ่งอยู่ในรูปแบบที่ยุ่งยากซับซ้อนให้อยู่ในรูปแบบที่ง่ายในการออกแบบระบบควบคุมโดยการรวมเทอมต่าง ๆ ให้อยู่ในรูปของเทอมตัวแปรไร้หน่วย

#### จ.1 การทำระบบให้อยู่ในเทอมตัวแปรไร้หน่วย

##### ก. สมการสมดุลมวลสารตั้งต้น

$$\frac{dC}{dt} = -k_0 C \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) + \frac{Q}{V}(C_f - C) \quad (จ.1)$$

คูณตลอดสมการที่ 1 ด้วย  $\frac{V}{Q_0 C_f}$  แล้วจัดรูปใหม่จะได้

$$\frac{d\frac{C}{C_f}}{d\frac{Q_0}{V}t} = \frac{-V}{Q_0} k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \frac{C}{C_f} + \frac{Q}{Q_0} \left(1 - \frac{C}{C_f}\right) \quad (จ.2)$$

จัดรูปสมการใหม่โดยคูณ  $T_{f_0}$  เข้าในเทอมของเอ็กโปเนนเชียลทั้งบนและล่างจะได้

$$\frac{d\frac{C}{C_f}}{d\frac{Q_0}{V}t} = \frac{-V}{Q_0} k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_{f_0}} \times \frac{T_{f_0}}{T}\right) \frac{C}{C_f} + \frac{Q}{Q_0} \left(1 - \frac{C}{C_f}\right) \quad (จ.3)$$



กำหนดให้เทอม  $\frac{C}{C_f} = x_1$  ;  $\frac{Q_0}{V}t = \tau$  ;  $\frac{E}{RT_{f_0}} = \gamma$  และ  $\frac{Q_0}{Q} = q$

แล้วจัดรูปสมการ (๑.3) ใหม่จะได้

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{V}{Q_0} k_0 \exp\left(\frac{-\gamma}{T/T_{f_0}}\right) x_1 + q(1-x_1) \quad (๑.4)$$

จัดรูปใหม่ได้

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{V}{Q_0} k_0 \exp\left(\frac{-\gamma}{\frac{T-T_{f_0}+T_{f_0}}{T_{f_0}}}\right) x_1 + q(1-x_1) \quad (๑.5)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{V}{Q_0} k_0 \exp\left(\frac{-\gamma}{1+\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}}\right) x_1 + q(1-x_1) \quad (๑.6)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{V}{Q_0} k_0 \exp\left(\frac{-\gamma - \gamma\left(\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}\right) + \gamma\left(\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}\right)}{1+\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}}\right) x_1 + q(1-x_1) \quad (๑.7)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{V}{Q_0} k_0 \exp\left(\frac{-\gamma\left(1+\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}\right) + \gamma\left(\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}\right)}{1+\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}}\right) x_1 + q(1-x_1) \quad (๑.8)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{V}{Q_0} k_0 \exp\left(-\gamma + \frac{\gamma\left(\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}\right)}{1+\left(\frac{T-T_{f_0}}{T_{f_0}}\right)}\right) x_1 + q(1-x_1) \quad (๑.9)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = -\frac{V}{Q_0} k_0 e^{-\gamma} x_1 \exp \frac{\gamma \left( \frac{T-T_{f0}}{T_{f0}} \right)}{1 + \left( \frac{T-T_{f0}}{T_{f0}} \right)} + q(1-x_1) \quad (9.10)$$

กำหนดให้  $\frac{V}{Q_0} k_0 e^{-\gamma} = \phi$  และ  $\frac{T-T_{f0}}{T_{f0}} \gamma = x_2$

ดังนั้นสมการ (9.10) จัดรูปใหม่เขียนในเทอมตัวแปรไร้หน่วยได้เป็น

$$\frac{dx_1}{d\tau} = -\phi x_1 \exp \left( \frac{x_2}{1 + \frac{x_2}{\gamma}} \right) + q(1-x_1) \quad (9.11)$$

ข. สมการสมดุลพลังงานของเครื่องปฏิกรณ์

$$\frac{dT}{dt} = \left( \frac{-\Delta H}{\rho C_p} \right) k_0 C \exp \left( \frac{-E}{RT} \right) + \frac{Q}{V} (T_f - T) + \frac{UA}{\rho C_p V} (T_c - T) \quad (9.12)$$

คูณตลอดสมการ (9.12) ด้วยเทอม  $\frac{V}{Q_0} \times \frac{\gamma}{T_{f0}}$

พิจารณาเทอมทางด้านซ้ายของสมการ (9.12) จัดรูปสมการใหม่ จะได้.

$$\frac{d \left( \frac{T-T_{f0}}{T_{f0}} \gamma \right)}{d \left( \frac{Q_0}{V} \right) t}$$

และกำหนดให้เทอม  $\left( \frac{T-T_{f0}}{T_{f0}} \gamma \right) = x_2$

ดังนั้นเทอมทางซ้ายมือสามารถเขียนในเทอมของตัวแปรไร้หน่วยได้เป็น

$$\frac{dT}{dt} = \frac{dx_2}{d\tau} \quad (9.13)$$

พิจารณาเทอม  $\exp\left(\frac{-E}{RT}\right)$  จากสมการ (9.12) และจากการพิสูจน์แล้วข้างต้นในส่วน ก. ซึ่งสามารถเขียนในได้ในเทอมของตัวแปรไร้หน่วยได้เป็น

$$\exp\left(\frac{-E}{RT}\right) = e^{-\gamma} \exp\left(\frac{x_2}{1 + \frac{x_2}{\gamma}}\right) \quad (9.14)$$

พิจารณาเทอม  $\left(\frac{-\Delta H}{\rho C_p}\right)k_0 C \exp\left(\frac{-E}{RT}\right)$  จากสมการ (9.12) เมื่อคูณด้วย  $\frac{V}{Q_0} \times \frac{\gamma}{T_{f0}}$  แล้ว คูณเข้าแล้วหารออกด้วย  $C_f$  และผลจากสมการ (9.14) สามารถจัดรูปใหม่ได้เป็น

$$\frac{-\Delta H \gamma}{\rho C_p T_{f0}} C_f \times \frac{C}{C_f} \times \frac{V}{Q_0} k_0 e^{-\gamma} \exp\left(\frac{x_2}{1 + \frac{x_2}{\gamma}}\right)$$

กำหนดให้เทอม  $\frac{-\Delta H \gamma}{\rho C_p T_{f0}} C_f$  เท่ากับ  $\beta$  ดังนั้นเทอมนี้สามารถเขียนในเทอมตัวแปรไร้หน่วยได้

$$\left(\frac{-\Delta H}{\rho C_p}\right)k_0 C \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) = \beta \phi x_1 \exp\left(\frac{x_2}{1 + \frac{x_2}{\gamma}}\right) \quad (9.15)$$

พิจารณาเทอม  $\frac{Q}{V}(T_f - T)$  จากสมการ (9.12) จัดรูปใหม่โดยบวกเข้าและลบออกด้วย  $T_{f0}$  จะได้

$$\frac{Q}{V}(T_f + T_{f0} - T_{f0} - T) = \frac{Q}{V}(T_f - T_{f0}) - \frac{Q}{V}(T - T_{f0})$$

อุณหภูมิของตัวเทอม  $\frac{V}{Q_0} \times \frac{\gamma}{T_{f0}}$  แล้วจัดรูปใหม่จะได้

$$\gamma \frac{Q}{Q_0} \left( \frac{T_f - T_{f0}}{T_{f0}} \right) - \frac{Q}{Q_0} \left( \frac{T - T_{f0}}{T_{f0}} \right) \gamma$$

กำหนดให้เทอม  $\gamma \frac{Q}{Q_0} \left( \frac{T_f - T_{f0}}{T_{f0}} \right) = v$

ดังนั้นเทอมนี้สามารถเขียนในเทอมของตัวแปรไร้หน่วยได้เป็น

$$\frac{Q}{V} (T_f - T) = v - qx_2 \quad (จ.16)$$

พิจารณาเทอม  $\frac{UA}{\rho C_p V} (T_c - T)$  จากสมการ (จ.12) สามารถจัดรูปใหม่โดยบวกเข้าและลบออกด้วย  $T_{f0}$  จะได้

$$\frac{UA}{\rho C_p V} (T_c - T_f + T_f - T) = \frac{UA}{\rho C_p V} (T_c - T_{f0}) - \frac{UA}{\rho C_p V} (T - T_{f0})$$

อุณหภูมิของตัวเทอม  $\frac{V}{Q_0} \times \frac{\gamma}{T_{f0}}$  แล้วจัดรูปใหม่จะได้

$$\frac{UA}{\rho C_p Q_0} \left( \frac{T_c - T_{f0}}{T_{f0}} \right) \gamma - \frac{UA}{\rho C_p Q_0} \left( \frac{T - T_{f0}}{T_{f0}} \right) \gamma \quad (จ.17)$$

กำหนดให้เทอม  $\frac{UA}{\rho C_p Q_0} = \delta$  และ เทอม  $\frac{UA}{\rho C_p Q_0} \left( \frac{T_c - T_{f0}}{T_{f0}} \right) \gamma = u$

ดังนั้นเทอมนี้สามารถเขียนในเทอมของตัวแปรไร้หน่วยได้เป็น

$$\frac{UA}{\rho C_p V} (T_c - T) = u - \delta x_2 \quad (9.18)$$

ดังนั้นสมการสมการสมดุลพลังงานของเครื่องปฏิกรณ์ (9.12) สามารถเขียนในเทอมตัวแปรไร้หน่วยได้เป็น

$$\frac{dx_2}{d\tau} = \beta \phi x_1 \exp\left(-\frac{x_2}{1 + \frac{x_2}{\gamma}}\right) - (q + \delta)x_2 + u + v \quad (9.19)$$



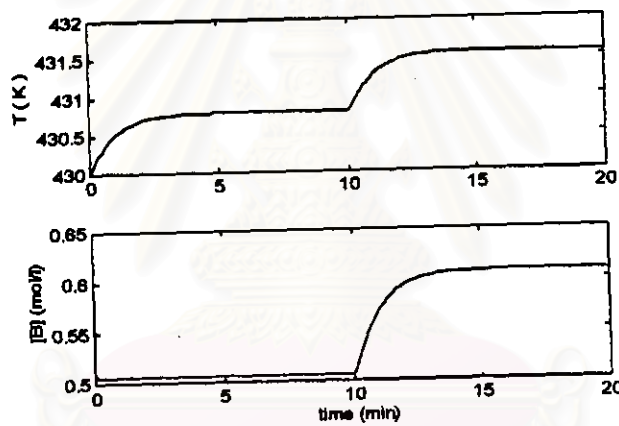
สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ภาคผนวก ฉ.

### กราฟแสดงผลการทดลอง

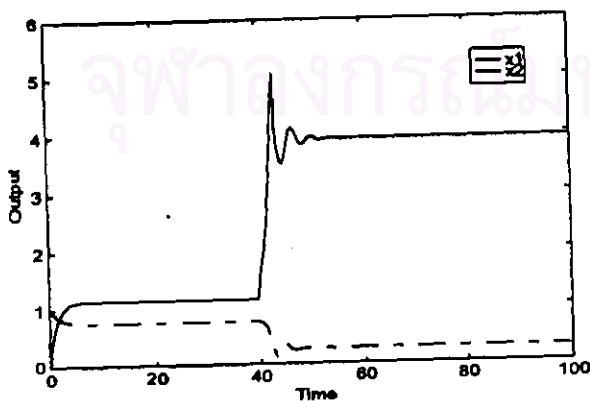
#### 1. การตอบสนองของกระบวนการเมื่อไม่มีการควบคุม (open loop response)

##### 1.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมีตั้งกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิริยาคายความร้อนแบบผันกลับได้

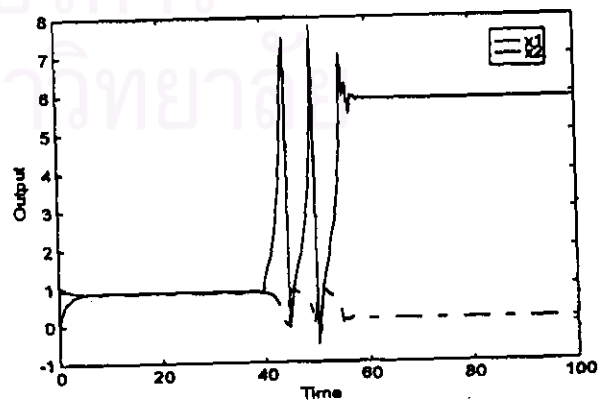


รูปที่ ฉ. 1

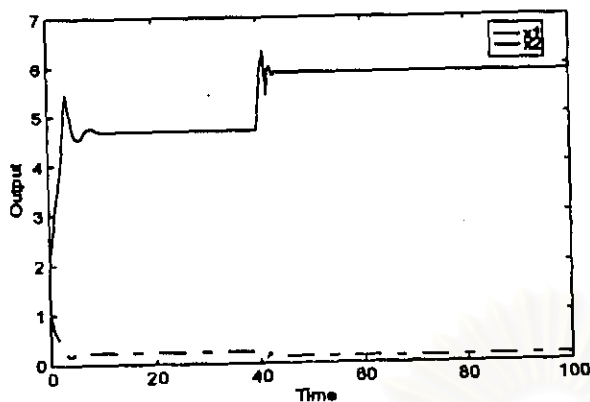
##### 1.2 เครื่องปฏิกรณ์เคมีตั้งกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิริยาคายความร้อนแบบผันกลับไม่ได้



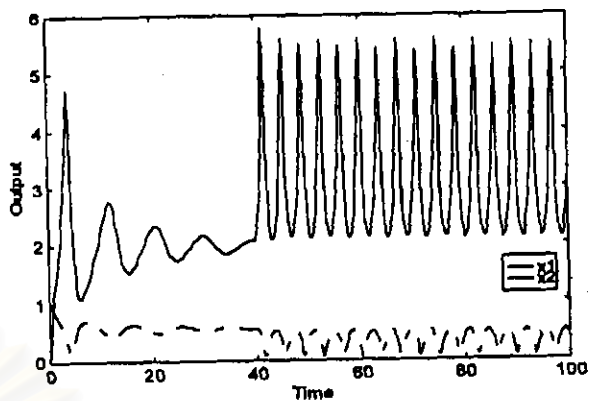
รูปที่ ฉ. 2



รูปที่ ฉ. 3



รูปที่ 4

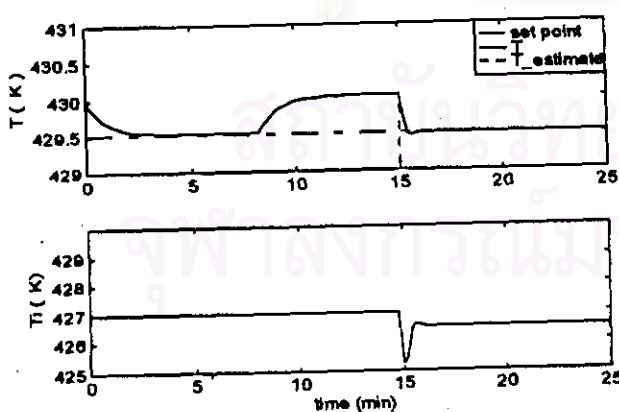


รูปที่ 5

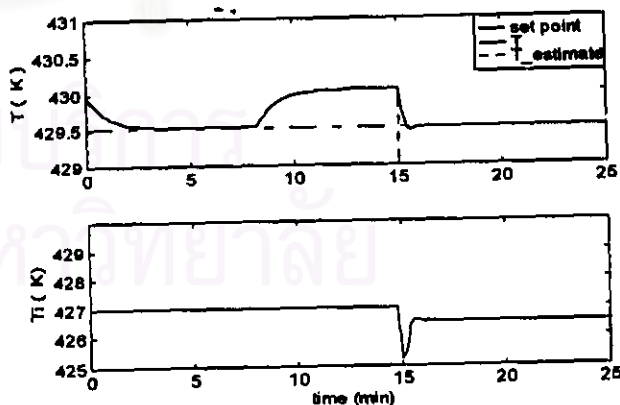
2. การตอบสนองของกระบวนการเมื่อมีการควบคุม

2.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมีถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนแบบผันกลับได้

2.1.1 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



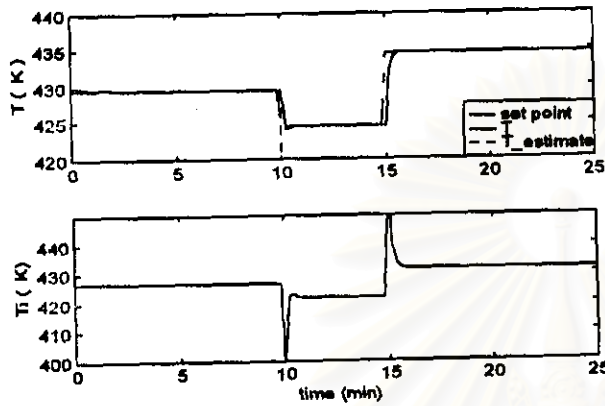
รูปที่ 6



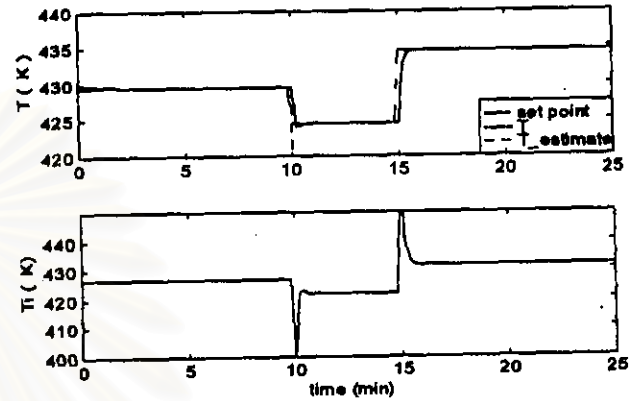
รูปที่ 7



2.1.2 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อค่าเซ็ทพอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม

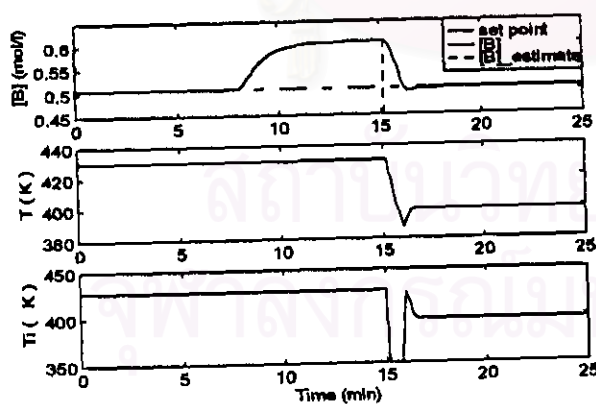


รูปที่ ๘. 8

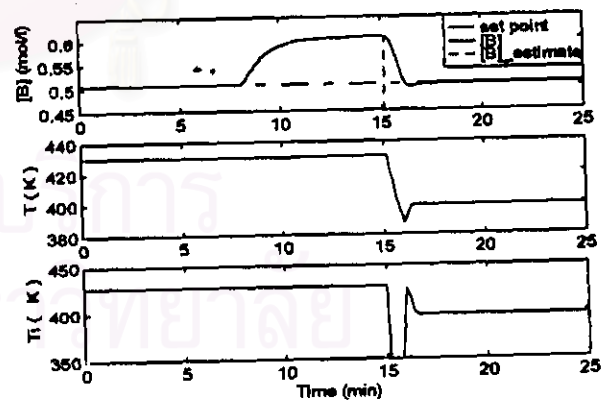


รูปที่ ๘. 9

2.1.3 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อตัวรบกวนระบบมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม

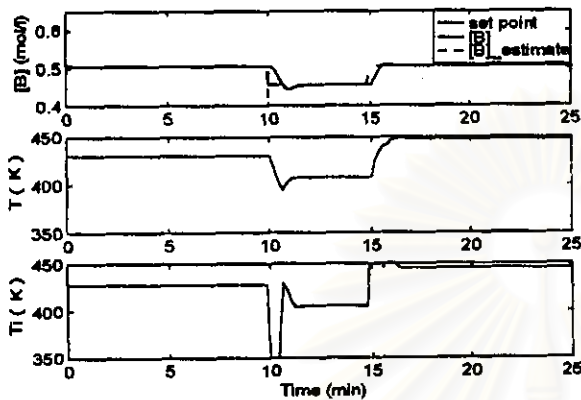


รูปที่ ๘. 10

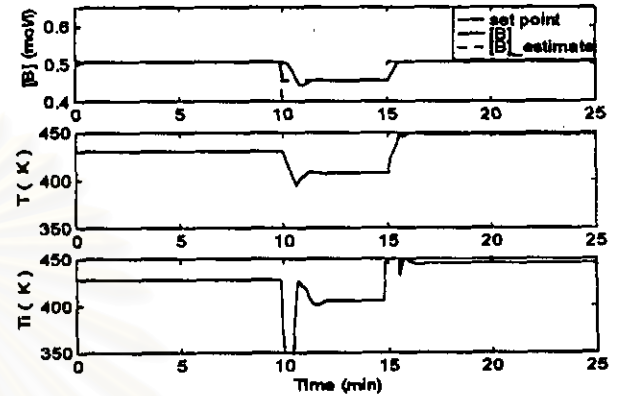


รูปที่ ๘. 11

## 2.1.4 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อค่าเข้าพอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



รูปที่ ๑. 12

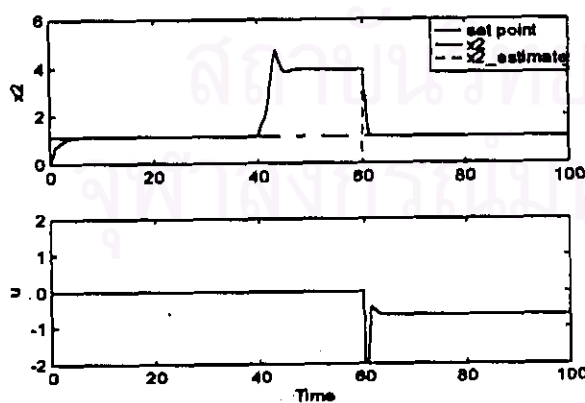


รูปที่ ๑. 13

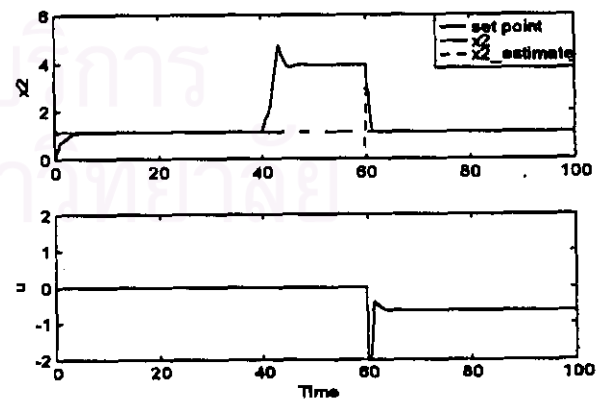
## 2.2 เครื่องปฏิกรณ์เคมีถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิริยาคายความร้อนแบบผันกลับไม่ได้

### 2.2.1 กรณีศึกษาที่ 1 ระบบมีความไวต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพารามิเตอร์อย่างมาก

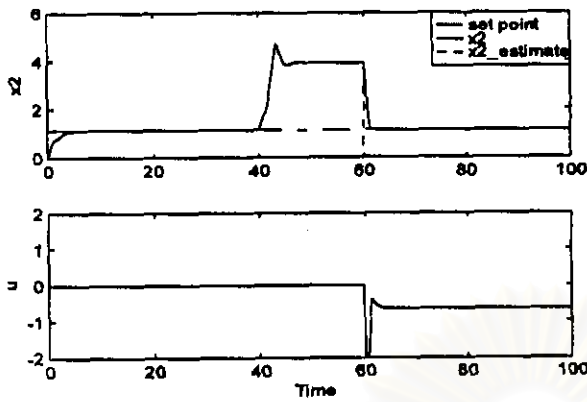
#### 2.2.1.1 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



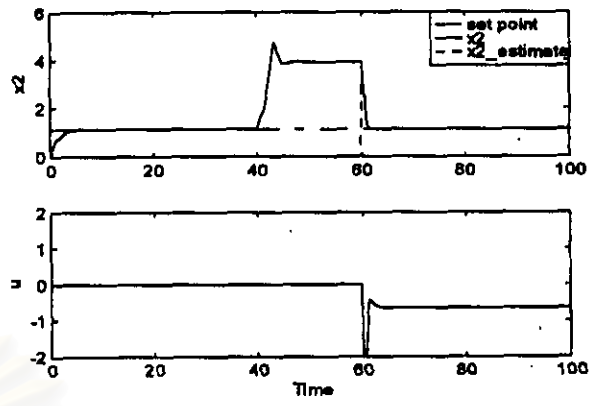
รูปที่ ๑. 14



รูปที่ ๑. 15

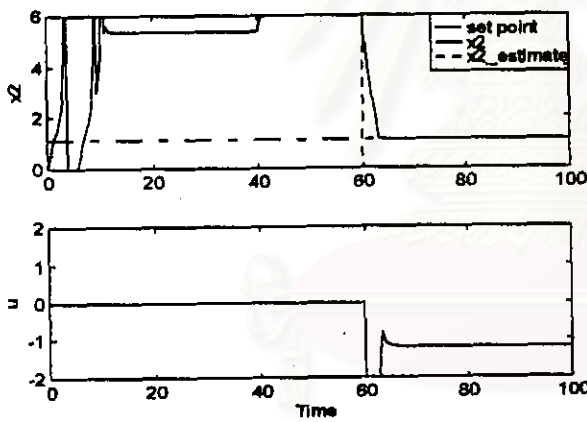


รูปที่ ๑. 16

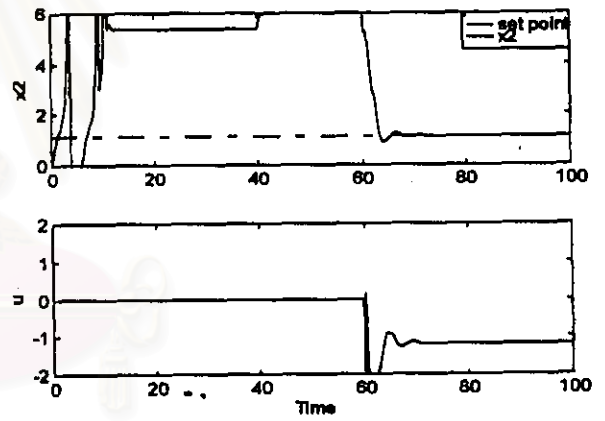


รูปที่ ๑. 17

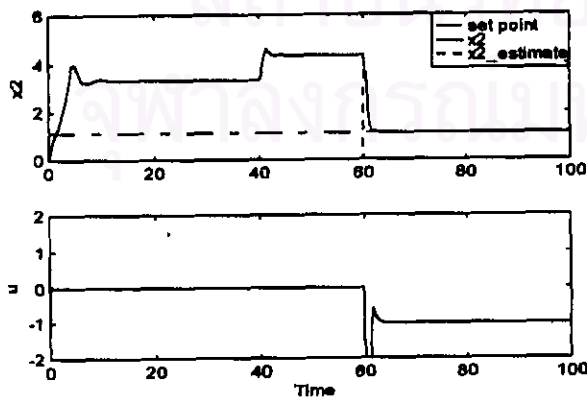
2.2.1.2 การควบคุมเมื่อตัวระบบมีการเปลี่ยนแปลงแบบสแต็ปและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของกระบวนการ



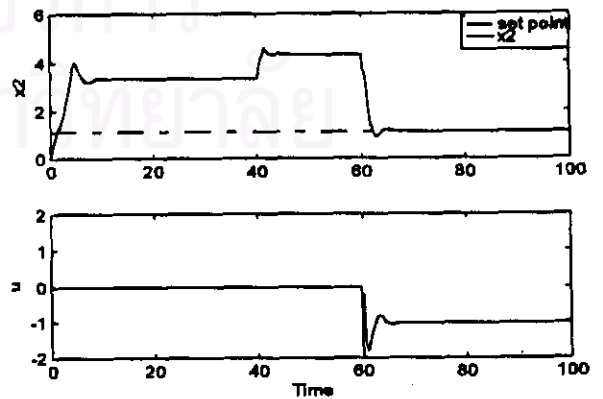
รูปที่ ๑. 18



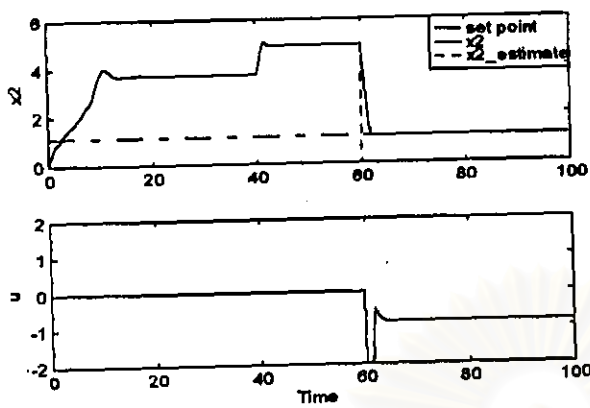
รูปที่ ๑. 19



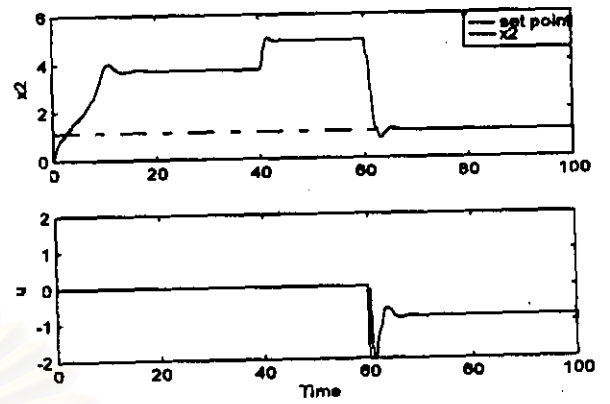
รูปที่ ๑. 20



รูปที่ ๑. 21

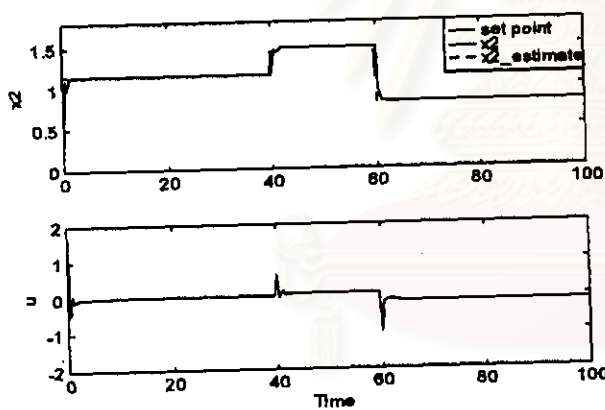


รูปที่ ๒. 22

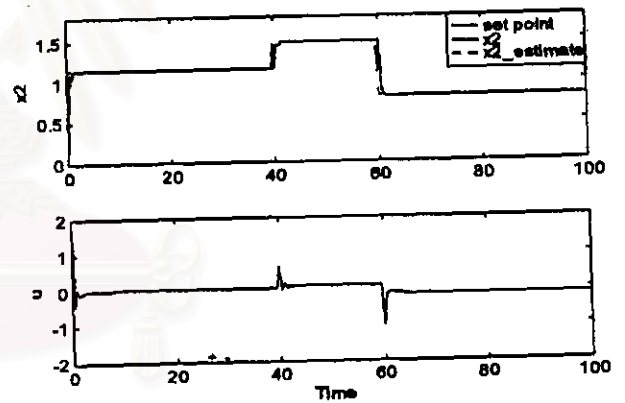


รูปที่ ๒. 23

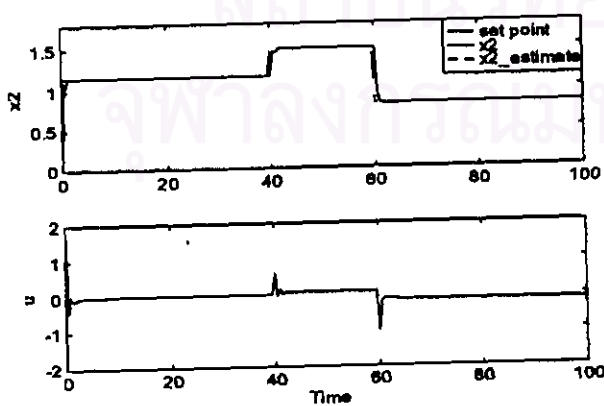
2.2.1.3 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อค่าเข้าที่พอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



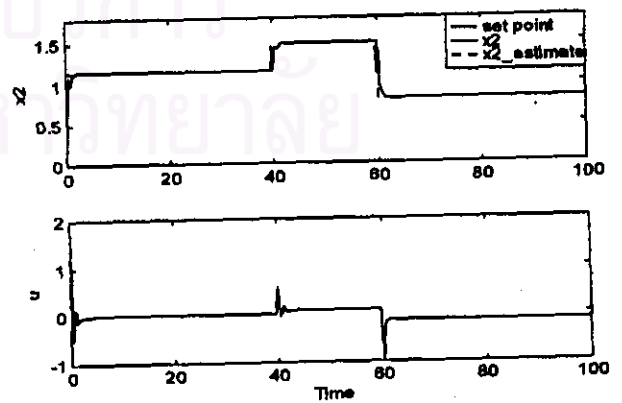
รูปที่ ๒. 24



รูปที่ ๒. 25

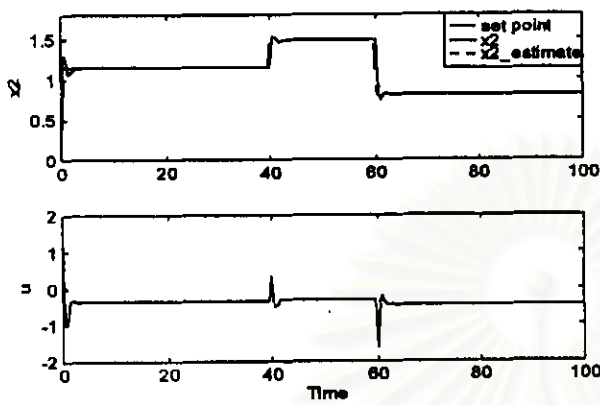


รูปที่ ๒. 26

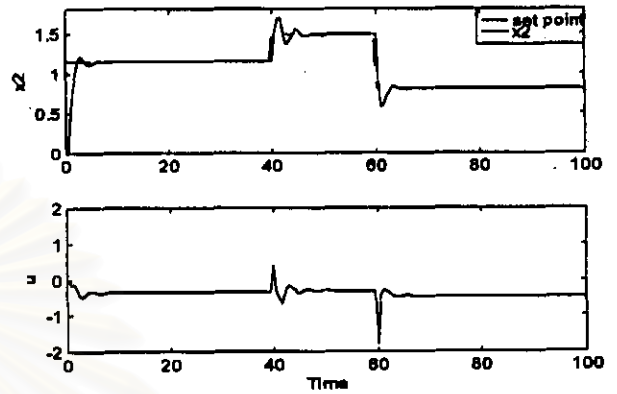


รูปที่ ๒. 27

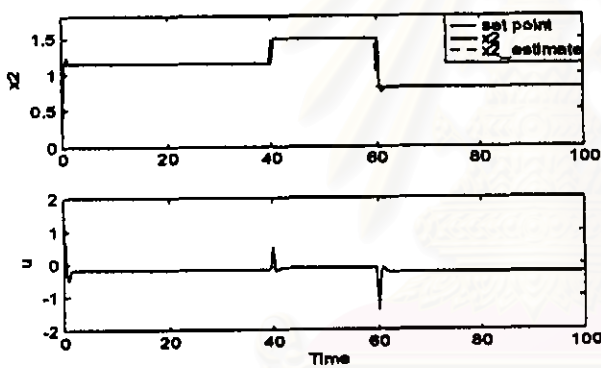
2.2.1.4 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อค่าเซตพอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของกระบวนการ



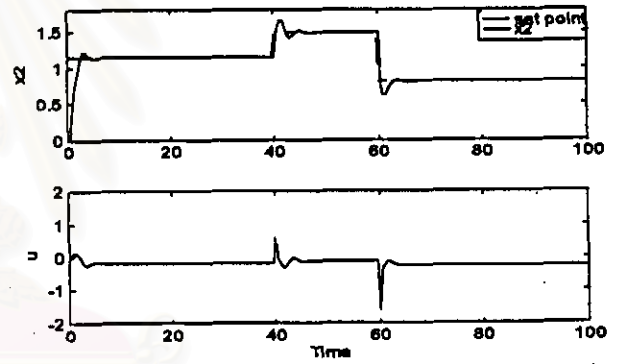
รูปที่ ๒. ๒๘



รูปที่ ๒. ๒๙

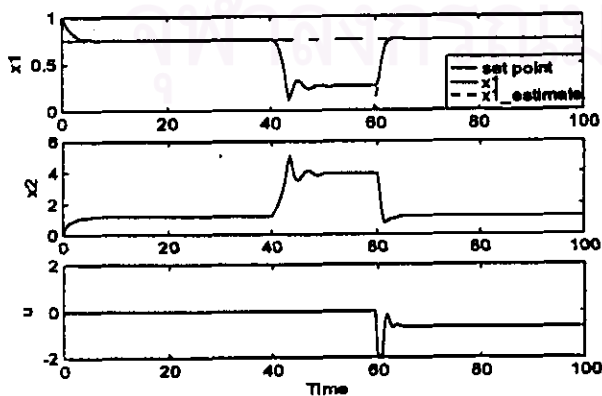


รูปที่ ๒. ๓๐

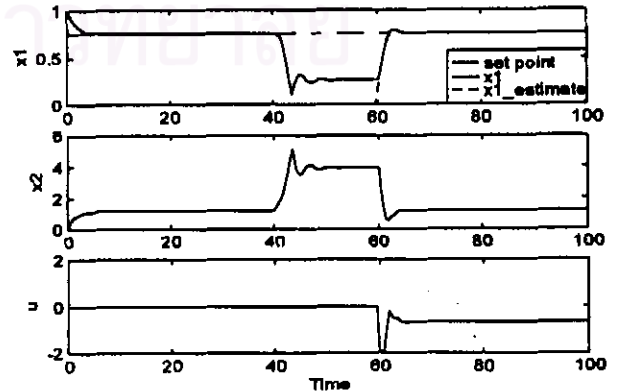


รูปที่ ๒. ๓๑

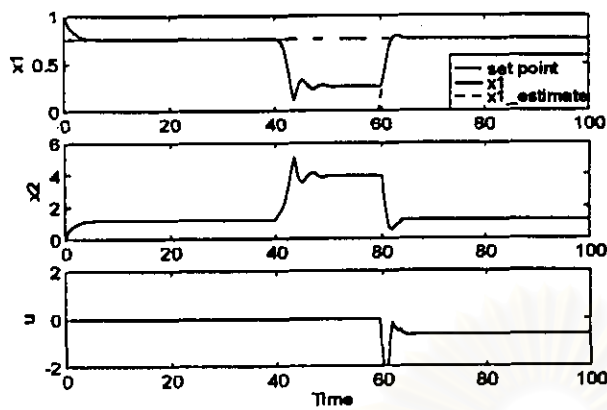
2.2.1.5 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อตัวรบกวนระบบมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



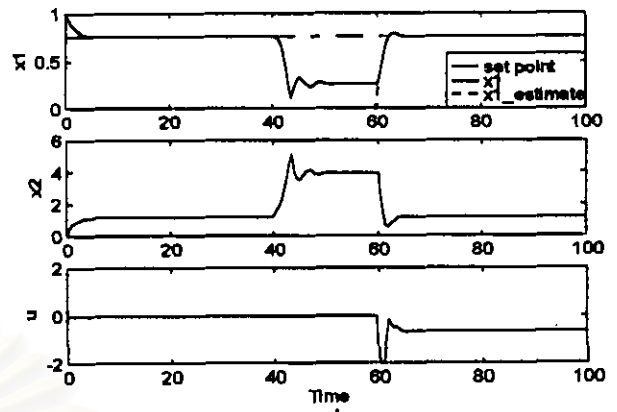
รูปที่ ๒. ๓๒



รูปที่ ๒. ๓๓

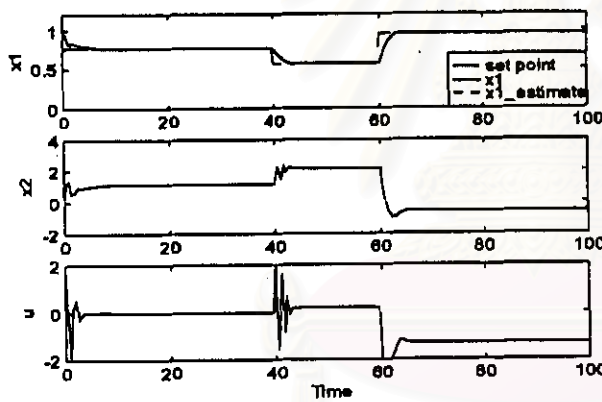


รูปที่ ๓. 34

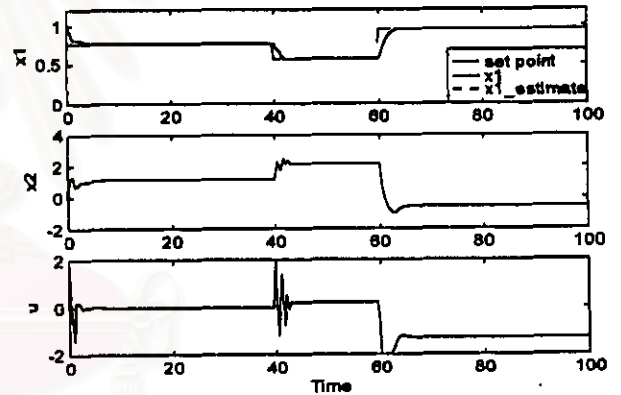


รูปที่ ๓. 35

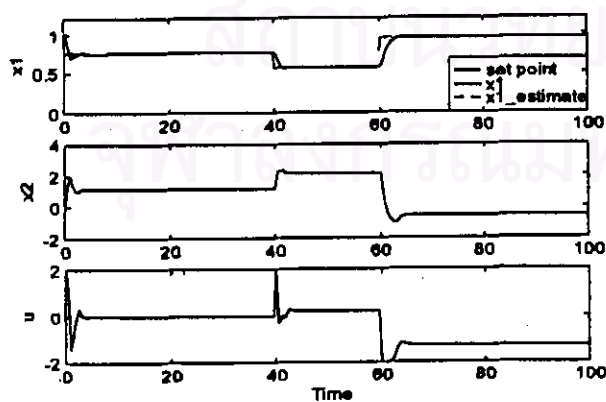
2.2.1.6 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อค่าเซ็ทพอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิด  
 พลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



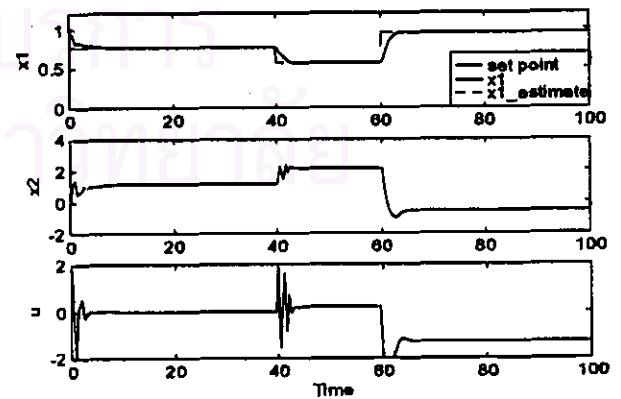
รูปที่ ๓. 36



รูปที่ ๓. 37



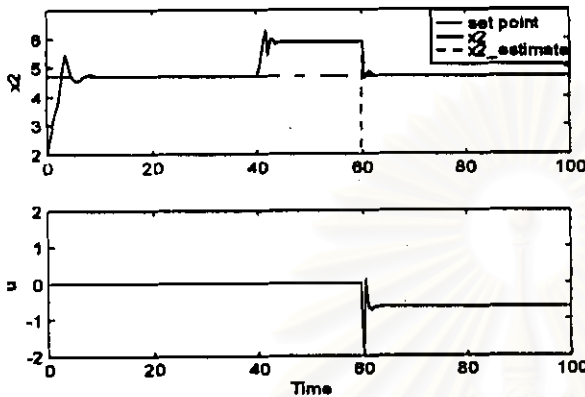
รูปที่ ๓. 38



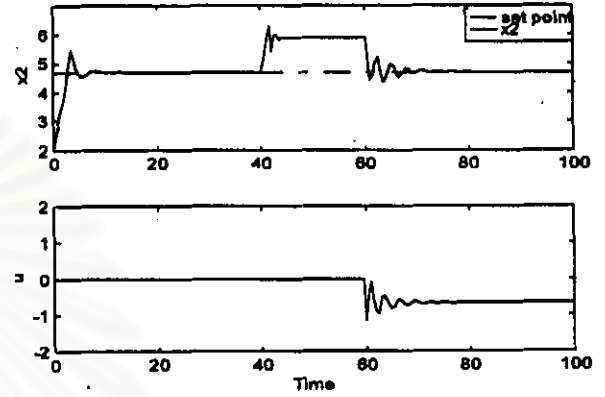
รูปที่ ๓. 39

2.2.2 กรณีศึกษาที่ 2 ระบบมีหลายสถานะคงตัวและมีสถานะคงตัวที่ไม่มีเสถียรภาพ

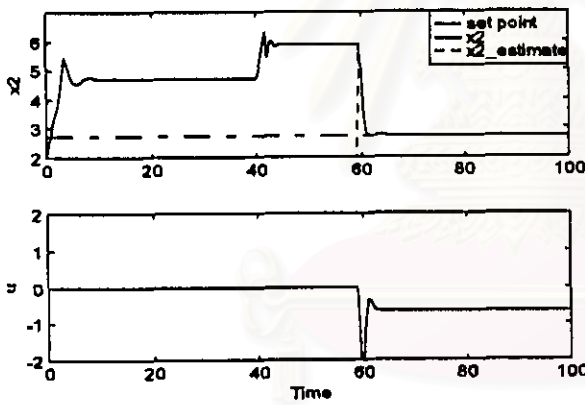
2.2.2.1 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อตัวรับควบคุมมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับที่เวลา  $\tau = 60$



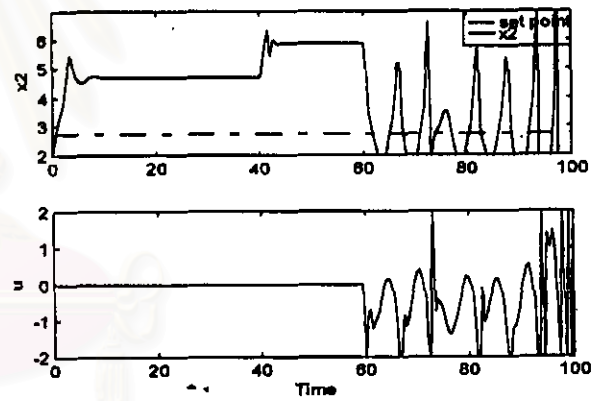
รูปที่ ๔๐



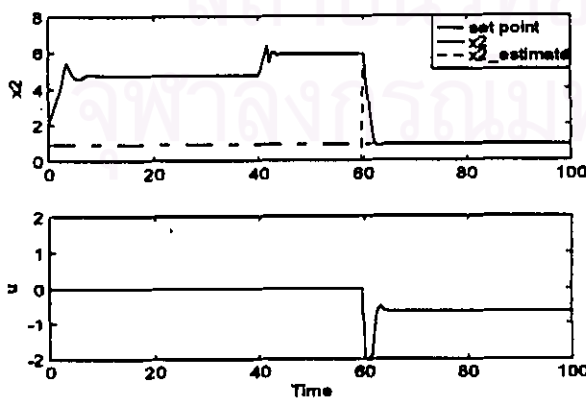
รูปที่ ๔๑



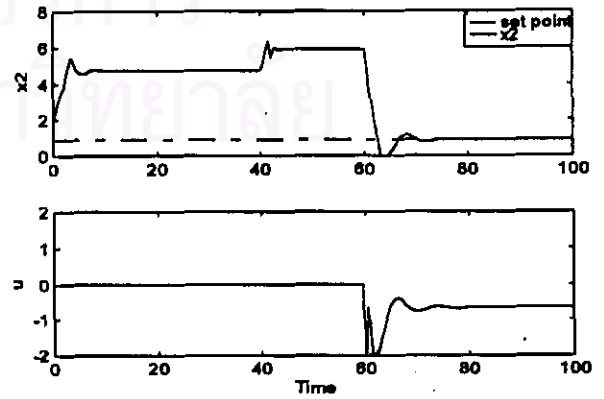
รูปที่ ๔๒



รูปที่ ๔๓



รูปที่ ๔๔

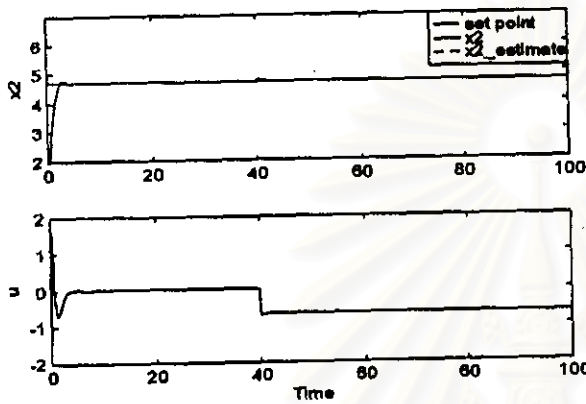


รูปที่ ๔๕

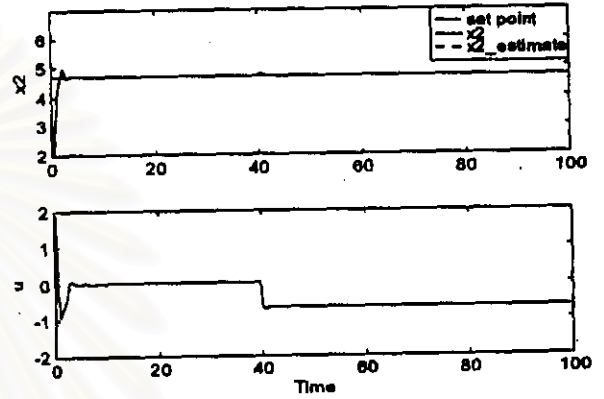


2.2.2.2 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม

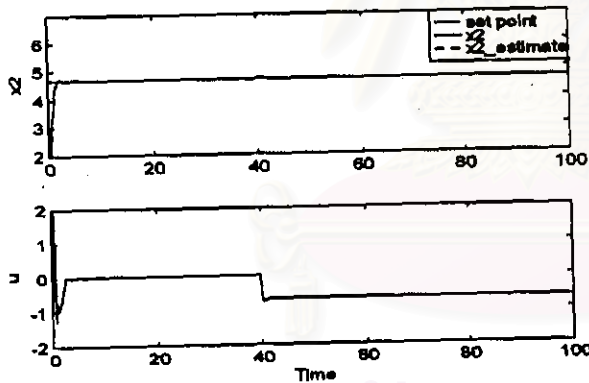
ก. การควบคุมที่ค่าเซ็ทพอยท์ [ $x_2 = 4.7050$ ]



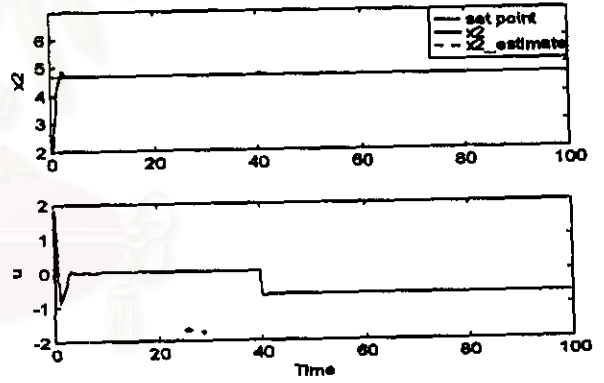
รูปที่ ๔.๔๖



รูปที่ ๔.๔๗

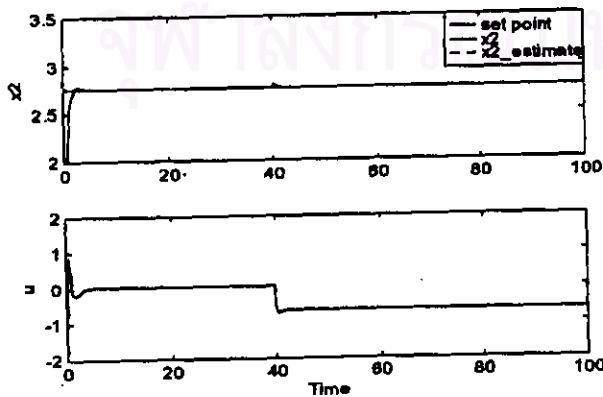


รูปที่ ๔.๔๘

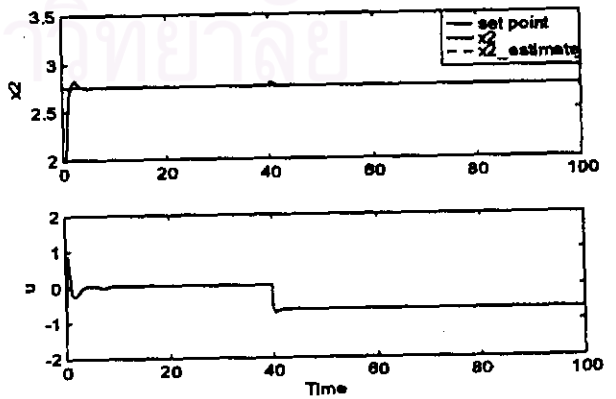


รูปที่ ๔.๔๙

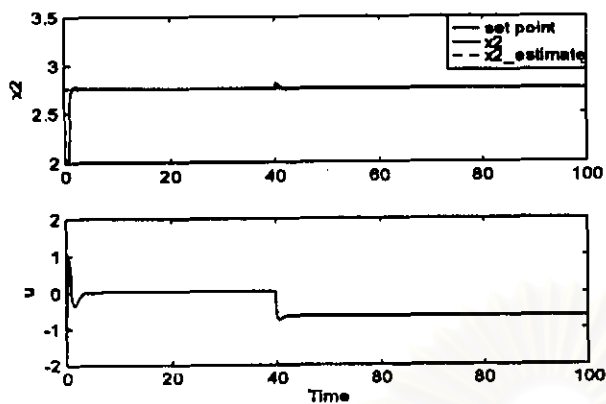
ข. การควบคุมที่ค่าเซ็ทพอยท์ [ $x_2 = 2.5528$ ]



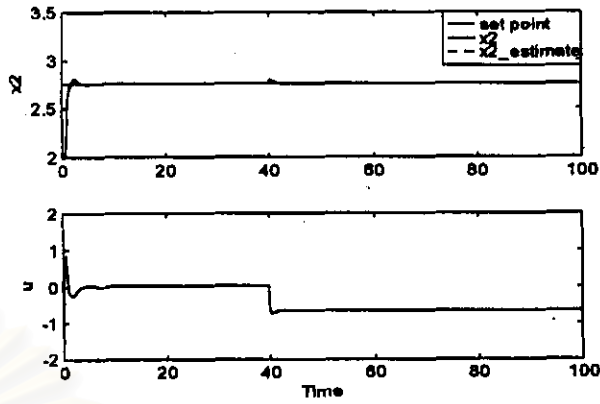
รูปที่ ๔.๕๐



รูปที่ ๔.๕๑

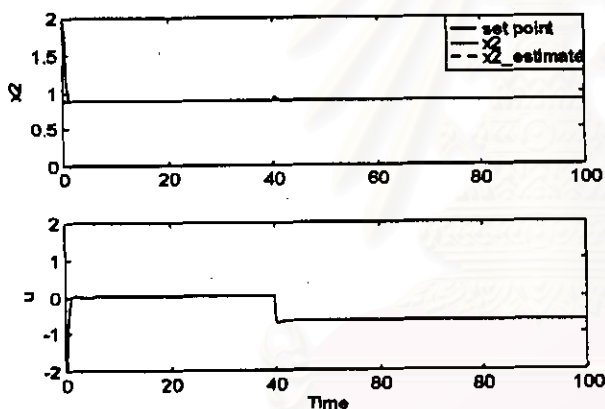


รูปที่ ๕. 52

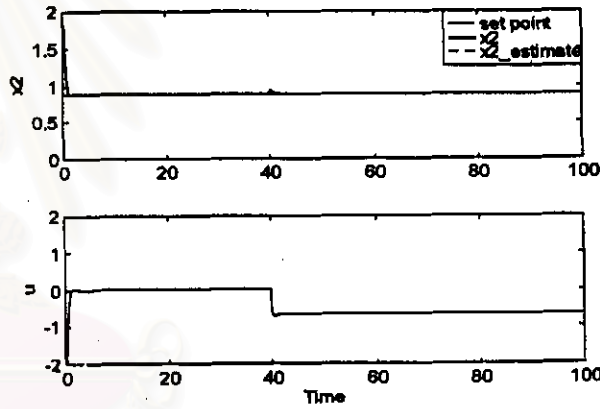


รูปที่ ๕. 53

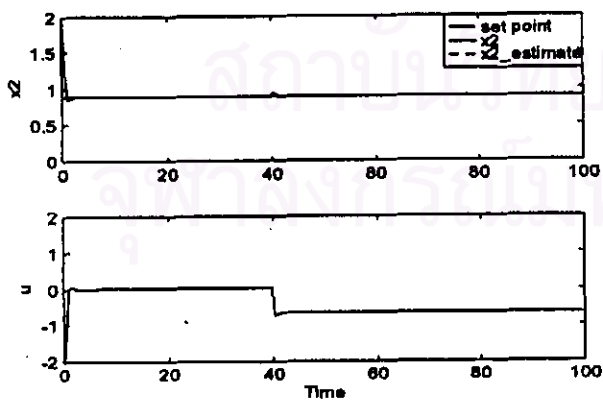
ท. การควบคุมที่ค่าเซตพอยท์ [ $x_2 = 0.8560$ ]



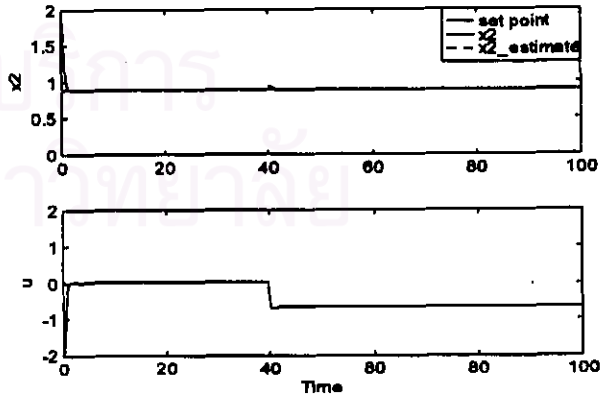
รูปที่ ๕. 54



รูปที่ ๕. 55

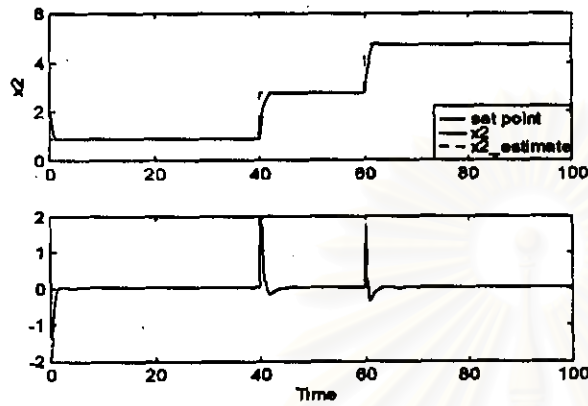


รูปที่ ๕. 56

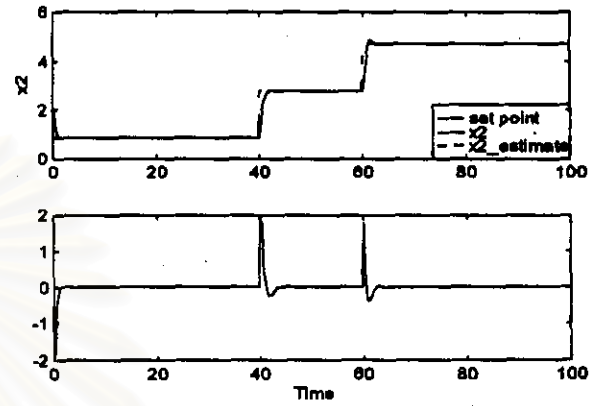


รูปที่ ๕. 57

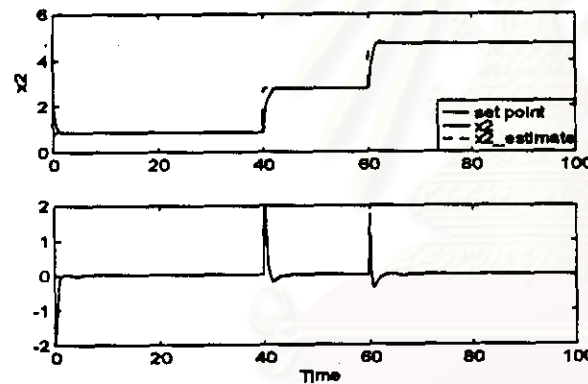
2.2.2.3 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อค่าเข้าพอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



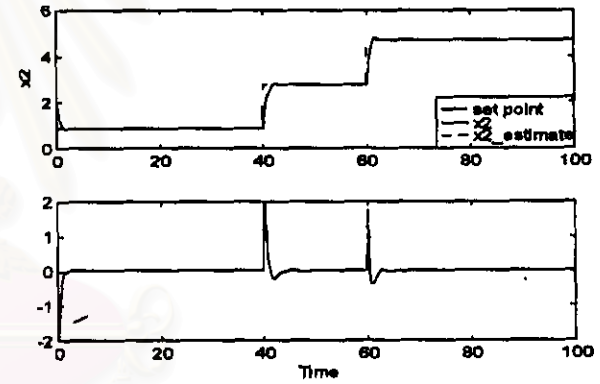
รูปที่ ๕. 58



รูปที่ ๕. 59

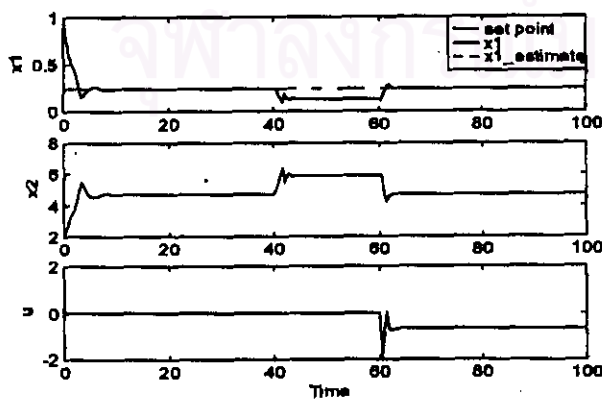


รูปที่ ๕. 60

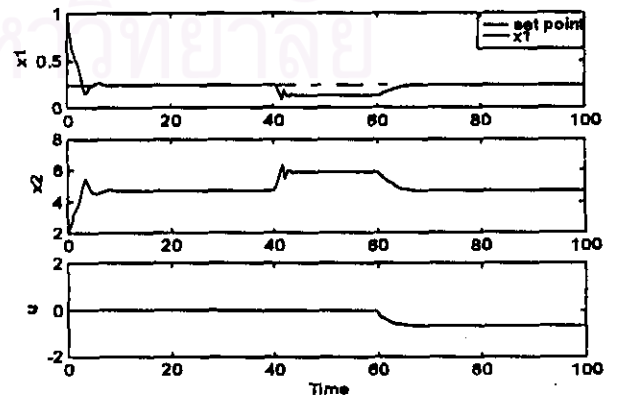


รูปที่ ๕. 61

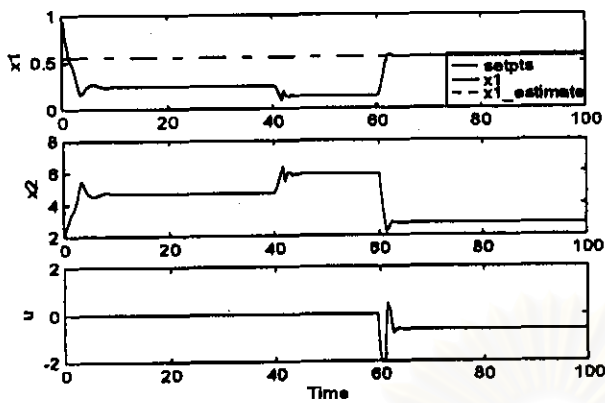
2.2.2.4 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับที่เวลา  $\tau = 60$



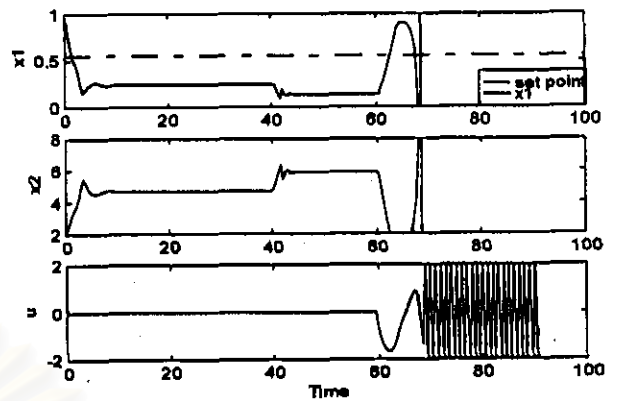
รูปที่ ๕. 62



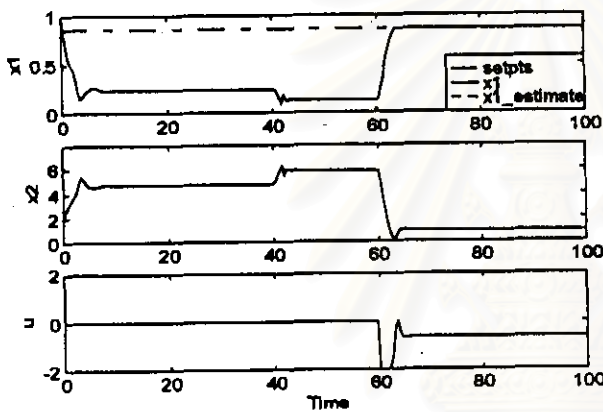
รูปที่ ๕. 63



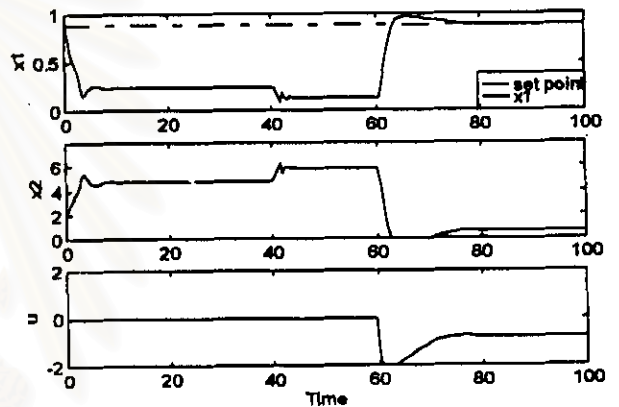
รูปที่ ๖.๖๔



รูปที่ ๖.๖๕



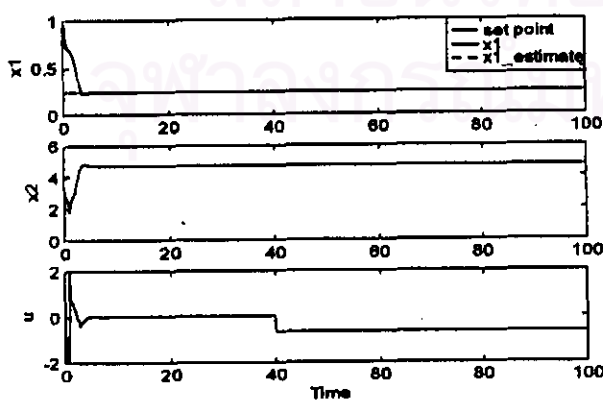
รูปที่ ๖.๖๖



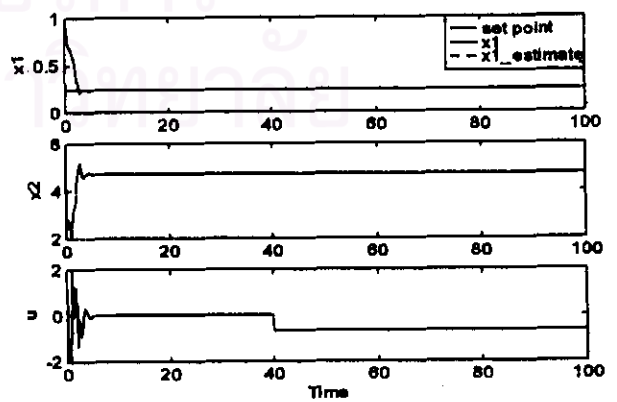
รูปที่ ๖.๖๗

2.2.2.5 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม

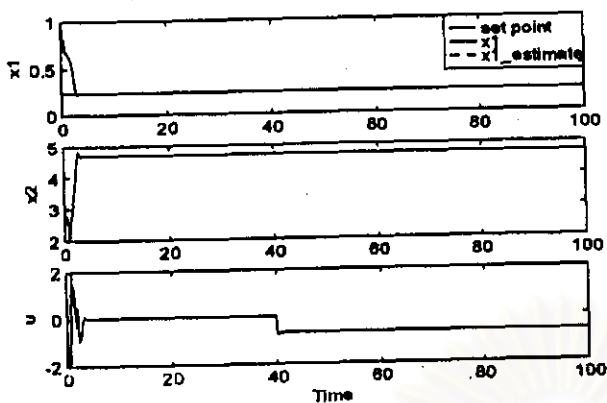
ก. การควบคุมที่ค่าเซ็ทพอยท์ [ $x_1 = 0.2354$ ]



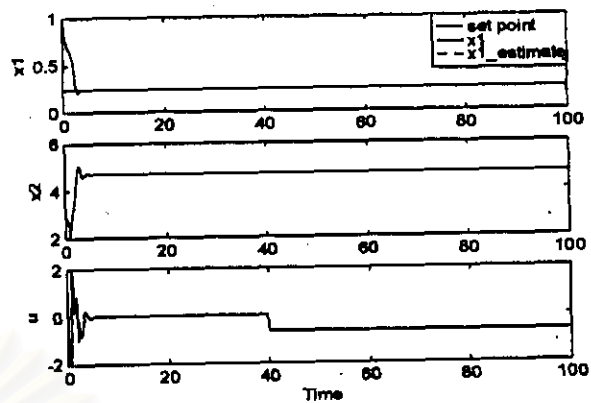
รูปที่ ๖.๖๘



รูปที่ ๖.๖๙

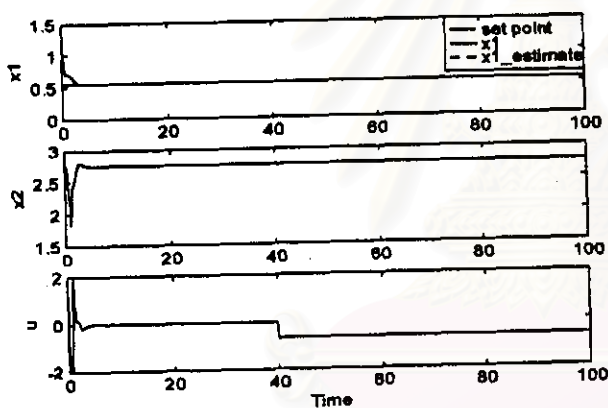


รูปที่ ๗. 70

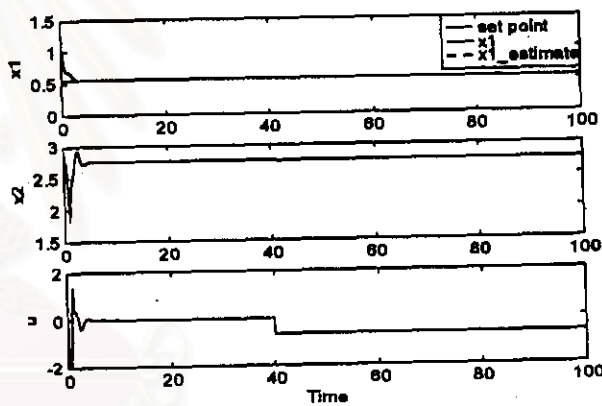


รูปที่ ๗. 71

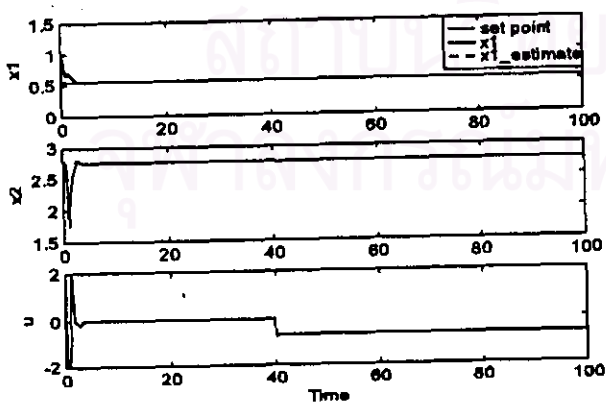
ข. การควบคุมที่ค่าเซ็ทพอยท์ [ $x_1 = 0.5528$ ]



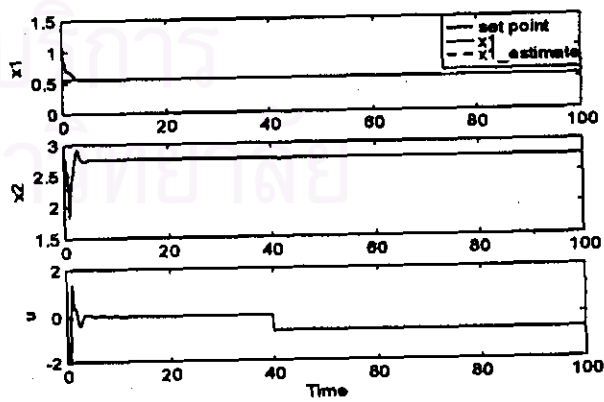
รูปที่ ๗. 72



รูปที่ ๗. 73

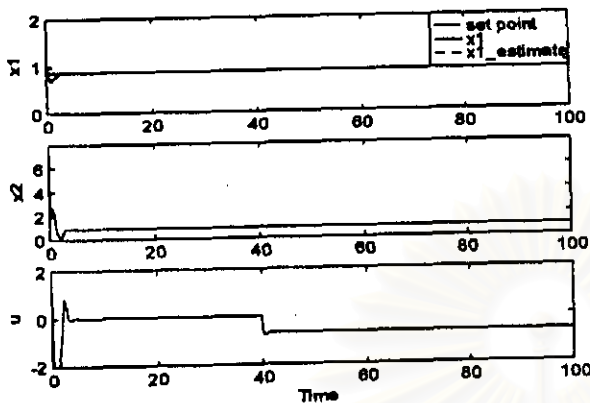


รูปที่ ๗. 74

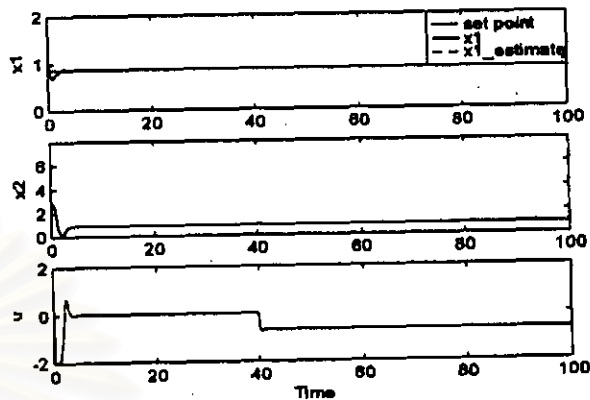


รูปที่ ๗. 75

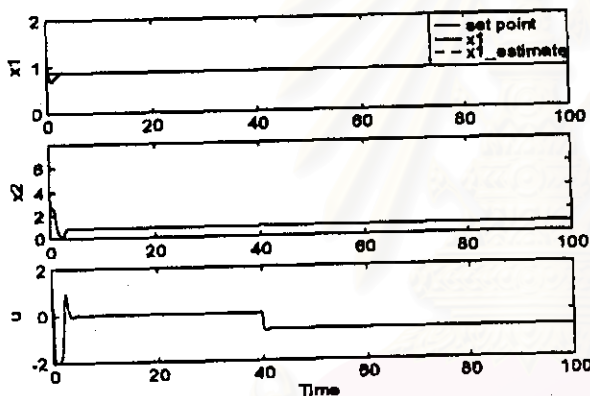
ค. การควบคุมที่ค่าเซ็ทพอยท์ [ $x_1 = 0.8560$ ]



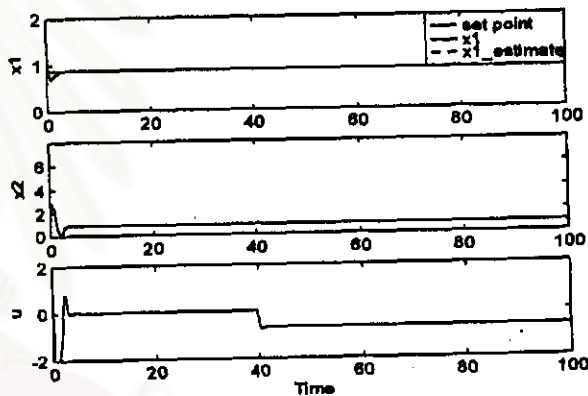
รูปที่ ๗.๗๖



รูปที่ ๗.๗๗

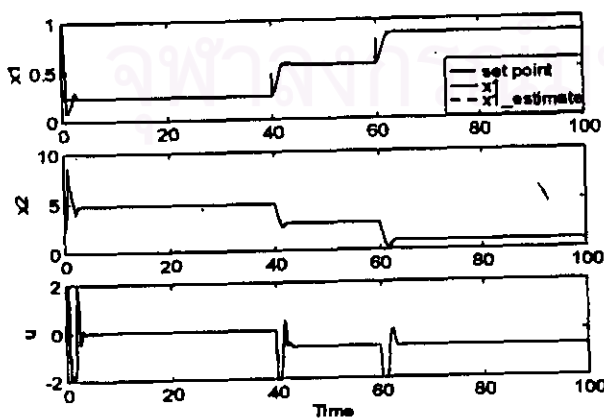


รูปที่ ๗.๗๘

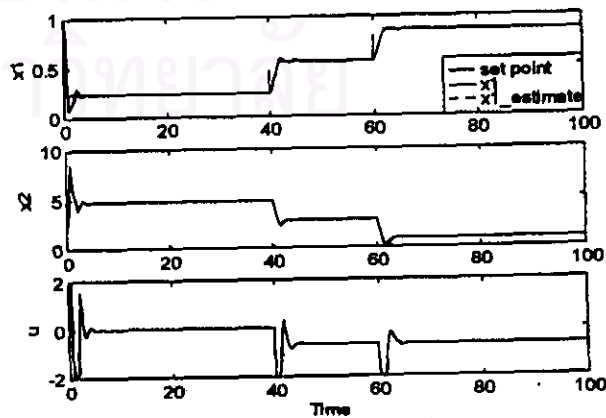


รูปที่ ๗.๗๙

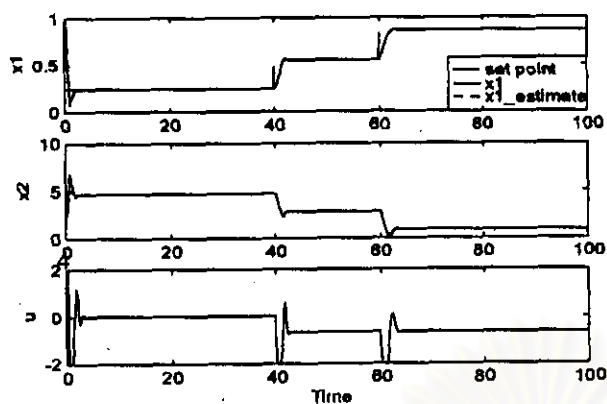
2.2.2.6 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อค่าเซ็ทพอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดปกติของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



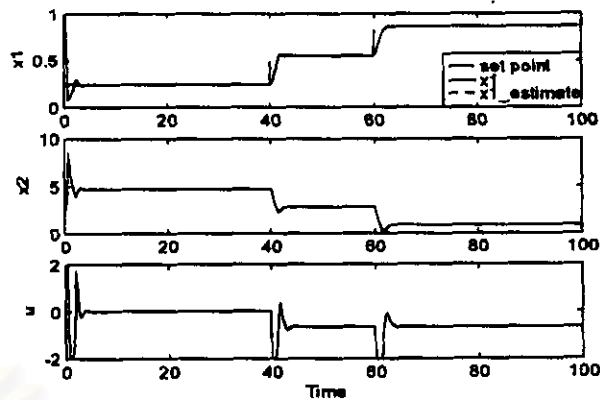
รูปที่ ๗.๘๐



รูปที่ ๗.๘๑



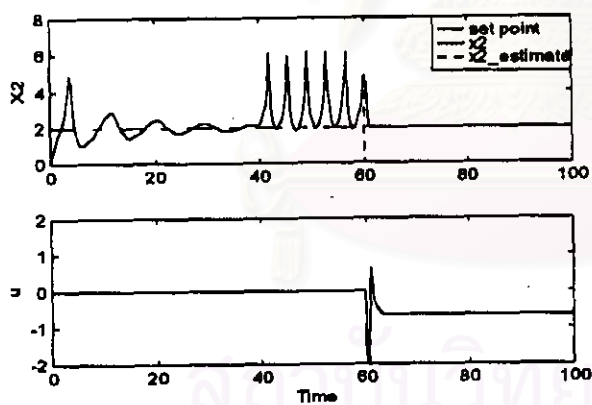
รูปที่ ๘. 82



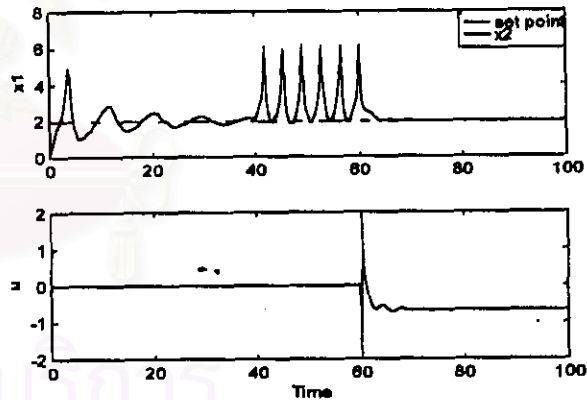
รูปที่ ๘. 83

### 2.2.3 กรณีศึกษาที่ 3 ระบบมีการแกว่งเนื่องจากความไม่เป็นเชิงเส้น

#### 2.2.3.1 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับที่เวลา $\tau = 60$



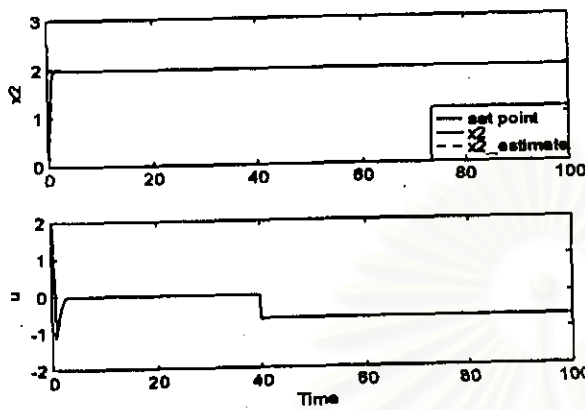
รูปที่ ๘. 84



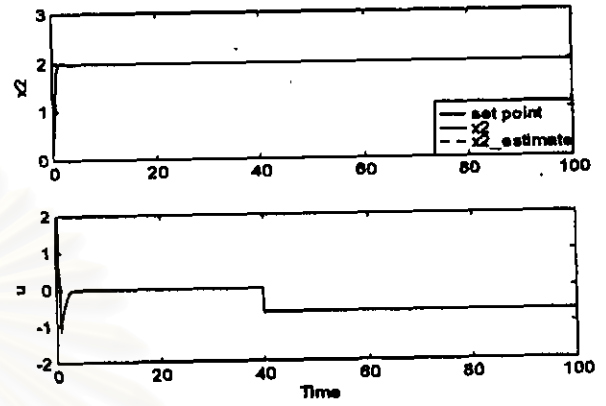
รูปที่ ๘. 85



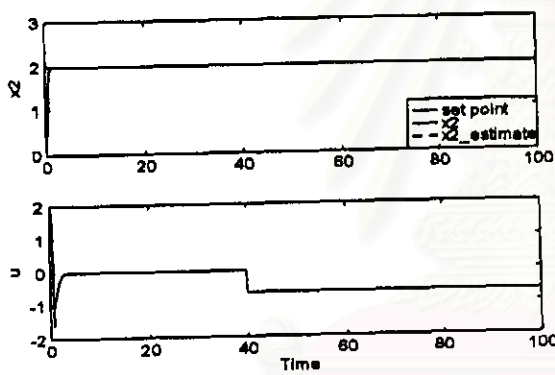
2.2.3.2 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



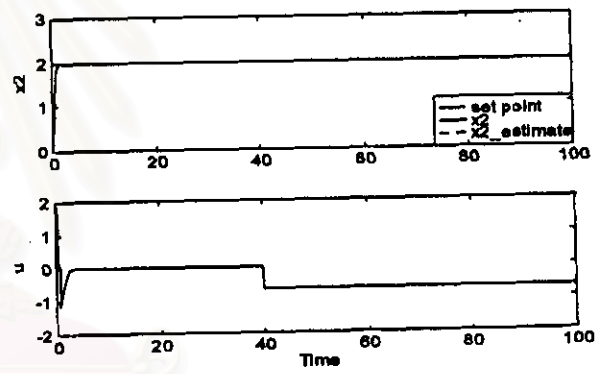
รูปที่ ๘. 86



รูปที่ ๘. 87

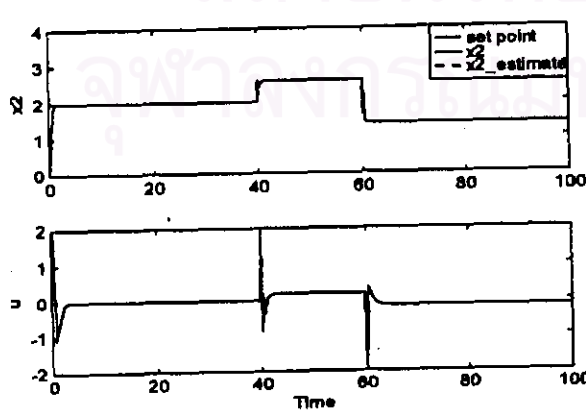


รูปที่ ๘. 88

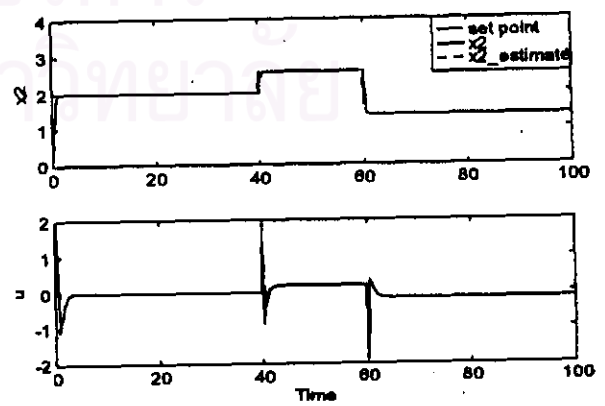


รูปที่ ๘. 89

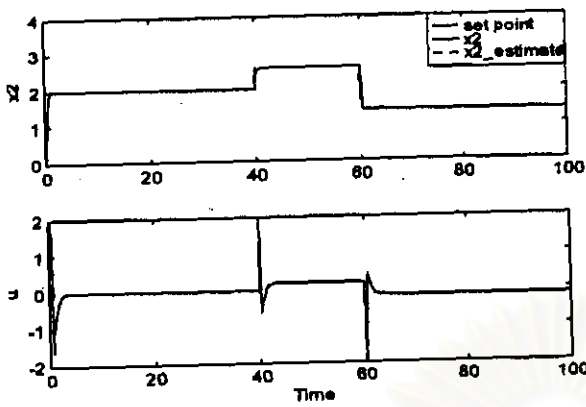
2.2.3.3 การควบคุมอุณหภูมิเมื่อค่าเข้าหอยที่มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของพารามิเตอร์ของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



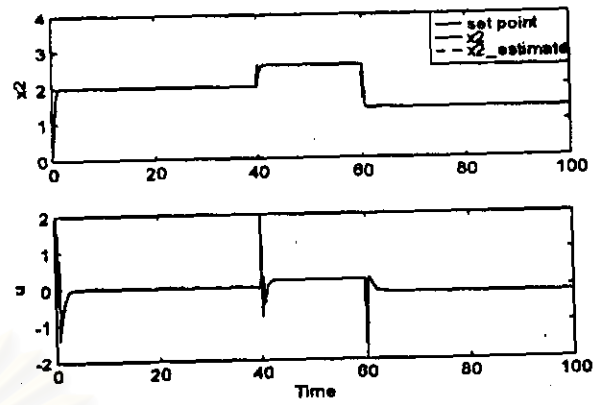
รูปที่ ๘. 90



รูปที่ ๘. 91

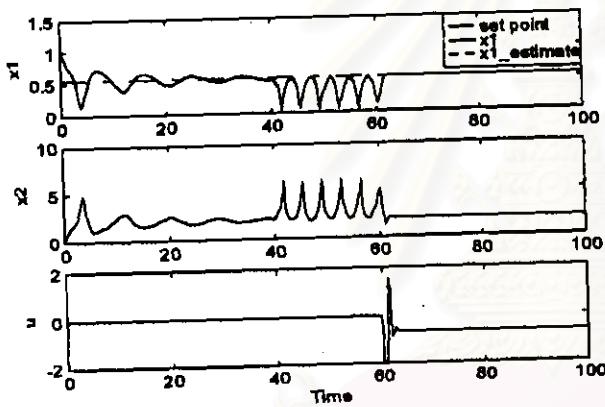


รูปที่ ๙. ๙๒

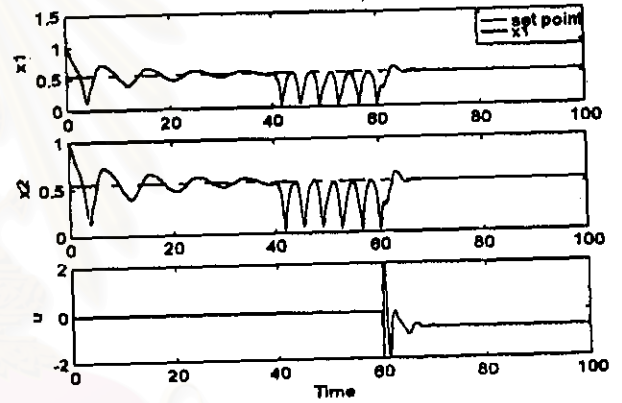


รูปที่ ๙. ๙๓

2.2.3.4 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับที่เวลา  $\tau = 60$

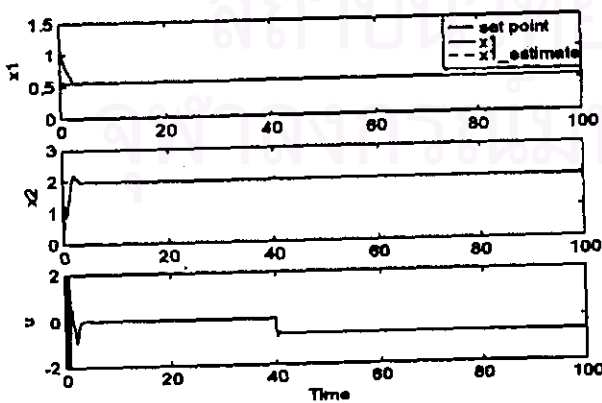


รูปที่ ๙. ๙๔

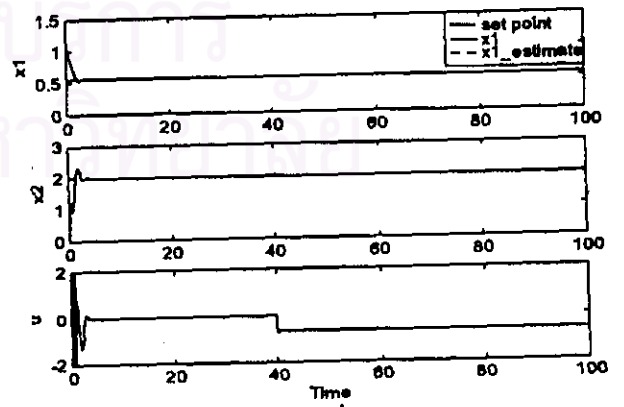


รูปที่ ๙. ๙๕

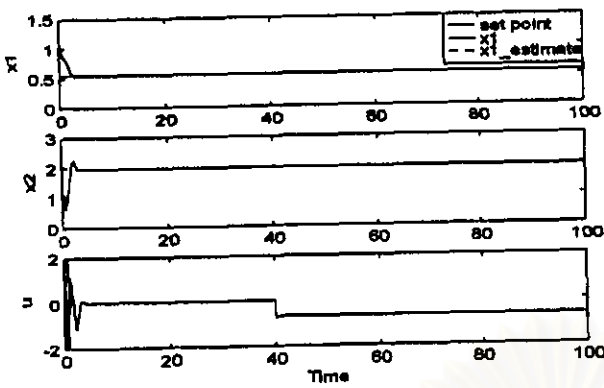
2.2.3.5 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อตัวรบกวนมีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิด  
พลาดของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



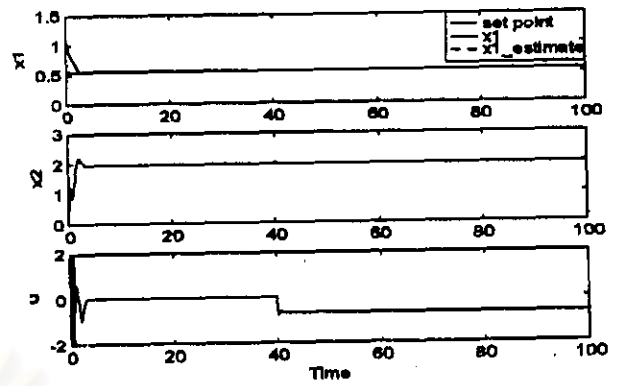
รูปที่ ๙. ๙๖



รูปที่ ๙. ๙๗

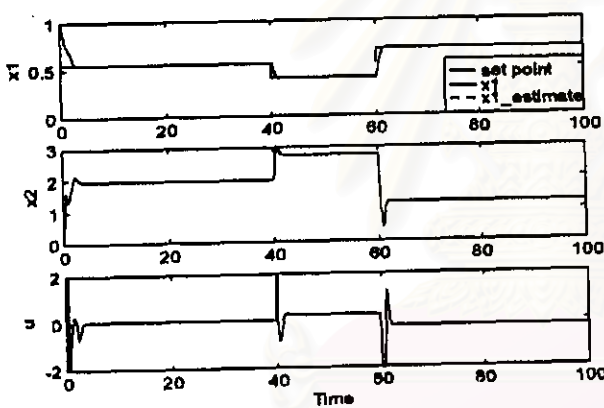


รูปที่ ๙. ๙๘

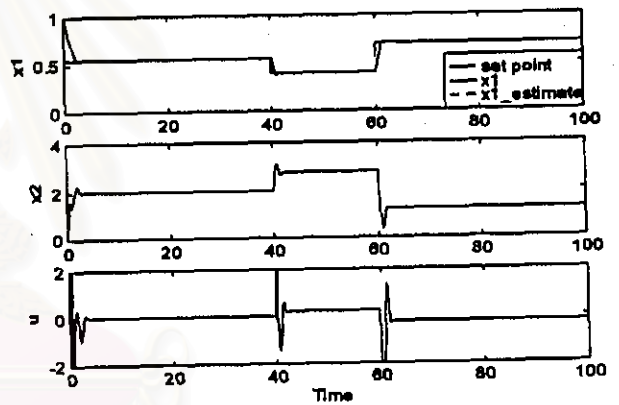


รูปที่ ๙. ๙๙

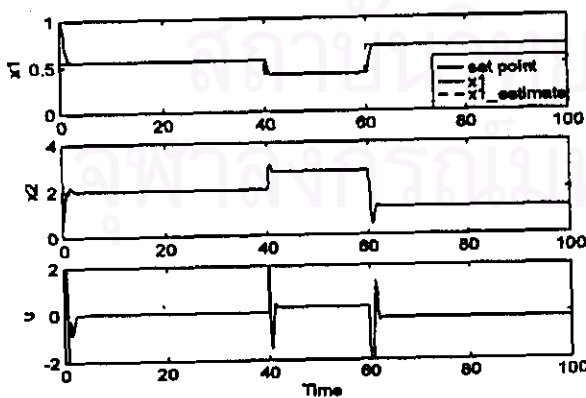
2.2.3.6 การควบคุมความเข้มข้นเมื่อค่าเซตพอยท์มีการเปลี่ยนแปลงแบบสลับและมีความผิดพลาดของแบบจำลองของเครื่องควบคุม



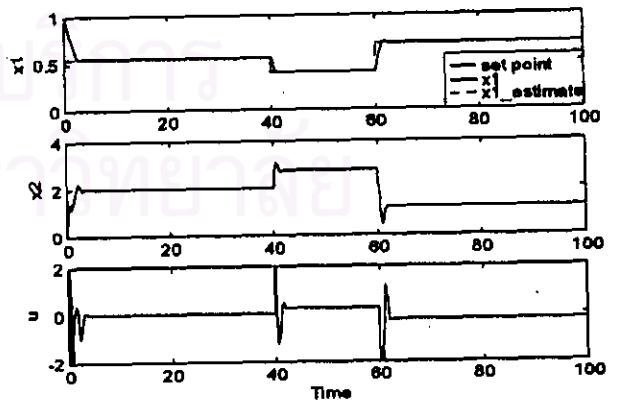
รูปที่ ๙. ๑๐๐



รูปที่ ๙. ๑๐๑



รูปที่ ๙. ๑๐๒



รูปที่ ๙. ๑๐๓

## ภาคผนวก ข.

### ตัวอย่างโค้ดโปรแกรม

ในบทนี้กล่าวถึงตัวอย่างการเขียนโปรแกรมเม็ทแลบของระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟซึ่งประกอบด้วย 2 ส่วนคือ ส่วนของแบบจำลองของกระบวนการและแบบจำลองของเครื่องควบคุม

#### ข.1 แบบจำลองของกระบวนการ (Plant Model)

ในงานวิจัยนี้ได้ใช้แบบจำลองของกระบวนการ (plant model) ในรูปแบบของ เอส-ฟังก์ชัน ซึ่งเป็นโปรแกรมซึ่งอธิบายไดนามิกส์ในรูปแบบของสมการอนุพันธ์แบบธรรมดา (ODEs) ของระบบต่าง ๆ เอส-ฟังก์ชันในโปรแกรมเม็ทแลบจะอยู่ในรูปของเอ็ม-ไฟล์ (M-File S-Function) ซึ่งสามารถเรียกใช้โดยอาศัยค่าของแฟลกพารามิเตอร์ (flag parameter) ที่แตกต่างกันซึ่งการเรียกใช้งานเอส-ฟังก์ชันสามารถเขียนได้ในรูป

```
[SYS , X0, XSTR] = SFUNC(T, X, U, FLAG)
```

ซึ่งจะส่งค่าของเวลา, เวกเตอร์ของสเตตในปัจจุบัน, อินพุตปัจจุบัน และค่าของ FLAG ซึ่งสัมพันธ์กับชนิดของเอาต์พุตที่จะส่งค่ากลับไปยัง SYS ซึ่งอธิบายได้ดังนี้

| FLAG | SYS   | คำอธิบาย   |
|------|-------|--|
| 1    | DX    | ค่าอนุพันธ์ ( derivative) ของสเตต, $dx/dt$       |
| 2    | DS    | ค่าของสเตตในรูปแบบของคิสคริต $x(n+1)$            |
| 3    | Y     | ค่าเอาต์พุตต่างๆของระบบ                          |
| 4    | TNEXT | ช่วงเวลาถัดไปสำหรับการ update (เฉพาะระบบคิสคริต) |
| 5    | R     | ส่งกลับค่าของฟังก์ชันราก (function roots)        |

ตัวอย่างการเขียน เอส-ฟังก์ชัน ซึ่งแทนแบบจำลองของเครื่องปฏิกรณ์เคมีถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนแบบผันกลับไม่ได้โดยเขียนให้อยู่ในรูปฟังก์ชัน "plant.M"

```
function[sys,x0,xstr] = plant(t,x,u,flag)
% Plant Model of exothermic irreversible reaction A-->B
% initialization
if abs(flag)==1          % returns the continuous-time state derivatives.
    if t == 0
        u(1) = 0; % u(1) = u = manipulate variable
        u(2) = 0; % u(2) = v = disturbance variable
    end
    f1 = -fy*x(2)*exp(x(1)/(1+x(1)/gama))+q*(1-x(2));
    f2 = beta*fy*x(2)*exp(x(1)/(1+x(1)/gama))-(q+del)*x(1)+u(1)+u(2);
    sys = [f1;f2]; % returns state derivative

elseif flag == 0        % returns the initial conditions and the system structure.
    sys = [2 0 1 2 0 0]; % vector sys, where the following structural information is
    collected:
    x0 = [0 ; 1]; % initial conditions
    xstr = ['x1' ; 'x2']; % state variable names
elseif flag == 3        % returns the output values
    sys = [x(2)];
else
    sys = [];
end
```

### ข.1 แบบจำลองของเครื่องควบคุม

การเขียนโปรแกรมควบคุมของระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟ โดยเม็ทแกลบจะอยู่ในรูปของเอ็ม-ไฟล์ (M-File S-Function) เช่นเดียวกันซึ่งสามารถเชื่อมโยงกับเฮตฟังก์ชันของกระบวนการที่ทำการควบคุมโดยอาศัยค่าของแฟลกพารามิเตอร์

ตัวอย่างการเขียนโปรแกรมของระบบควบคุมแบบโมเดลพรีดิกทีฟร่วมกับคาถมานพิดเตอร์ สำหรับการควบคุมเครื่องปฏิกรณ์เคมีถึงกวนแบบต่อเนื่องที่มีปฏิกิริยาคายความร้อนแบบผันกลับไม่ได้แสดงได้ดังนี้

```

%%%%%%%%%%
% Simulation Time
dt = 0.25;           % sampling time
tend = 100;         % final time of simulation
step = tend/dt+1;   % no of step of simulation
time = linspace(0 ,tend,step); % time of simulation
t0=0;               % Time at start of simulation.

% Plant Parameter
fy1 = 0.11;    betal = 7;    dell = 0.5;
q1 = 1;        gamal = 20;   x11= 0;
x12 = 1;       u1 = 0;       v1 = 0;

% Controller Parameter
pmod = 'plant'; % plant model
ywt = 20*[ 1 ]; % weighting of y
uwt = [ 1 ];    % weighting of u
p = 10;         % prediction horizon
blocks = 10;    % Control horizon

```

```

sp = 1.1422*unitstep(time,0);
ulim= [-2 2 1e6];           % bound of input
dist = 0*unitstep(time,0) + 0.3335*2*unitstep(time,40); % disturbance
x0 = [1; 0];                % initial state
u0 = [0];                   % initial input
hint = dt;                  % 0.74 = 2s    0.55 = 1.5 s

% Estimator Parameter
Q1 = [10 0 0; 0 1000 0; 0 0 1];
R1 = 10;

% ++++ Beginning of controller design calculations. ++++
% The following index vectors are used to pick out certain columns
% or rows in the state-space matrices.

iu=[1:nui];    % columns of gami, gamp, di, dp related to delta u.
iv=[nui+1:nui+nvi]; % points to columns for meas. dist. in gamma.
iym=[1:nymi];  % index of the measured outputs.

% +++ Calculate the basic projection matrices

pny=nyi*p;    % Total # of rows in the final projection matrices.
mnu=nb*nui;   % Total number of columns in final Su matrix.

% Set up weighting matrix on outputs. Q is a column vector
% containing the diagonal elements of the weighting matrix, SQUARED.
irow=0;
for l=1:p

```



```

Q(irow+1:irow+nyi,1)=ywt(min(1,nywt),:);
irow=irow+nyi;
end
Q=Q.*Q;

% Set up weighting matrix on manipulated variables. R
% is a column vector containing the diagonal elements, SQUARED.
uwt=uwt+10*sqrt(eps); %for numerical stability
irow=0;
for l=1:nb
    R(irow+1:irow+nui,1)=uwt(min(1,nuwt),:);
    irow=irow+nui;
end
R=R.*R;

% First set up column vectors containing the bounds for each type of
% constraint over the entire prediction horizon. For the inputs, the
% resulting vectors must be length mnu. For outputs, length is pny.
umin=ulim(:,iumin)';
umin=umin(:); % Stretches the matrix out into one long column
umax=ulim(:,iumax)';
umax=umax(:);
dumax=ulim(:,idumax)';
dumax=dumax(:);
ymin=ylim(:,iymin)';
ymin=ymin(:);
ymax=ylim(:,iymax)';
ymax=ymax(:);
clear ulim ylim % Releases memory no longer needed.

```

```

% Calculate the constant part of the RHS of the inequality constraints
% for these equations

Aa=eye(mnu);           % These are the equations that are always present.
rhscon=2*dumax;       % They are the bounds on delta u. A is the coefficient
                      % matrix and rhscon is the constant part of the RHS.

% Initialization of states, etc.
xi=zeros(ni+nyi,1);   % States of the augmented internal model.

up={manvold+udist(1,:);v;w};
yp=feval(pmod,t0,xp0,up,3); % Initial outputs of the plant. Uses
                            % SIMULINK system call with FLAG=3.

% Calculate initial value of P = weighting matrix of kalman filter
P= intp(minfo,Ai,Bi,Ci,Q1,R1);
%%%%%%%%%%%%% SIMULATION SECTION %%%%%%%%%%%%%%
for i= 1: tenc
% Evaluate Coefficient Matrix
a1 = 1 + (xa(1)/gama1);
a11 = beta1*fy1*xa(2)*(exp(xa(1)/a1))/(a1^2) - (q1 + dell);
a12 = beta1*fy1*exp(xa(1)/a1);
a21 = -(fy1*xa(2)*exp(xa(1)/a1))/(a1^2);
a22 = -(fy1*exp(xa(1)/a1)) - q1;

% Setup State Space Model
AA = [a11 a12 ; a21 a22];

```

```

BB= [1 1; 0 0];
CC = [1 0];
DD =[0 0];

% Discretize the linear model and save in mod format
[PHI1 , GAM1] =c2dmp(AA,BB,dt);

% +++ Augment the internal model state with the outputs.
[PHI,GAM,C,D,N]=mpcaugss(PHI1,GAM1,CC,DD);

% +++ Augment the estimator model state with the outputs.
[Aa,Bb] = mpcaugss(AA,BB,CC,DD);

% +++ Calculate the basic projection matrices +++
[Sv0,Sx,Su,Sdel,eyep]= loop(minfo,p,nb,C,PHI,GAM,N,blocks);

% +++ Calculate the constant part of the RHS of the inequality constraints +++
A=eye(mnu);           % These are the equations that are always present.
rhscon=2*dumax;      % They are the bounds on delta u. A is the coefficient
                    % matrix and rhscon is the constant part of the RHS.

if ~ isempty(iumin)  % Add equations for lower bound on u
    umin=umin(iumin);
    A=[A;-Sdel(iumin,:)];
    rhscon=[rhscon;-Sdel(iumin,)*dumax-umin];
else
    umin=[];
end

if ~ isempty(iumax) % Add equations for upper bound on u
    umax=umax(iumax);
    A=[A;Sdel(iumax,:)];
    rhscon=[rhscon;Sdel(iumax,)*dumax+umax];
else

```

```

    umax=[];
end
if ~ isempty(iymin)    % Add equations for lower bound on y
    ymin=ymin(iymin);
    A=[A;-Su(iymin,:)];
    rhscon=[rhscon;-Su(iymin,)*dumax-ymin];
else
    ymin=[];
end
if ~ isempty(iymax)    % Add equations for upper bound on y
    ymax=ymax(iymax);
    A=[A;Su(iymax,:)];
    rhscon=[rhscon;Su(iymax,)*dumax+ymax];
else
    ymax=[];
end
[nc,dumdum]=size(A); % Save total number of inequality constraints.

% +++ Define the matrices needed for the QP +++
SuTQ=Su'*diag(Q);
B=SuTQ*Su+diag(R);
clear Su
a=B'*dumax;    % This is a constant term that adds to the initial basis
               % in each QP.

B=inv(B);
TAB=[-B B*A';A*B -A*B*A'];
clear A B
% +++ Simulation +++

```

```

ypnew=yp;
ypnew(1:nymi,1)=yp(1:nymi,1)+ydist(min(i,nyd,:)); % add measurement noise.
setpt=setpts(min(i,nset,:)); % current setpoints

```

```

% Calculate starting basis vector for the QP

```

```

y0=Sx*xi;
if nvi > 0
    v=mdist(min(i,nrd,:)); % current measured disturbances.
    deltav=v-vold;
    vold=v;
    y0=y0 + Sv0*deltav;
end
rhsa=a+SuTQ*(eyep*setpt-y0);

```

```

% Update the RHS of the inequality constraints

```

```

rhsc=zeros(mnu,1);
del=Sdel(:,1:nui)*manvold; % vector of previous value of manip. vars.

```

```

if ~ isempty(iumin) % Equations for lower bound on u

```

```

    rhsc=[rhsc;del(iumin,:)];

```

```

end

```

```

if ~ isempty(iumax) % Equations for upper bound on u

```

```

    rhsc=[rhsc;-del(iumax,:)];

```

```

end

```

```

if ~ isempty(iymin) % Equations for lower bound on y

```

```

    rhsc=[rhsc;y0(iymin,:)];

```

```

end

```

```

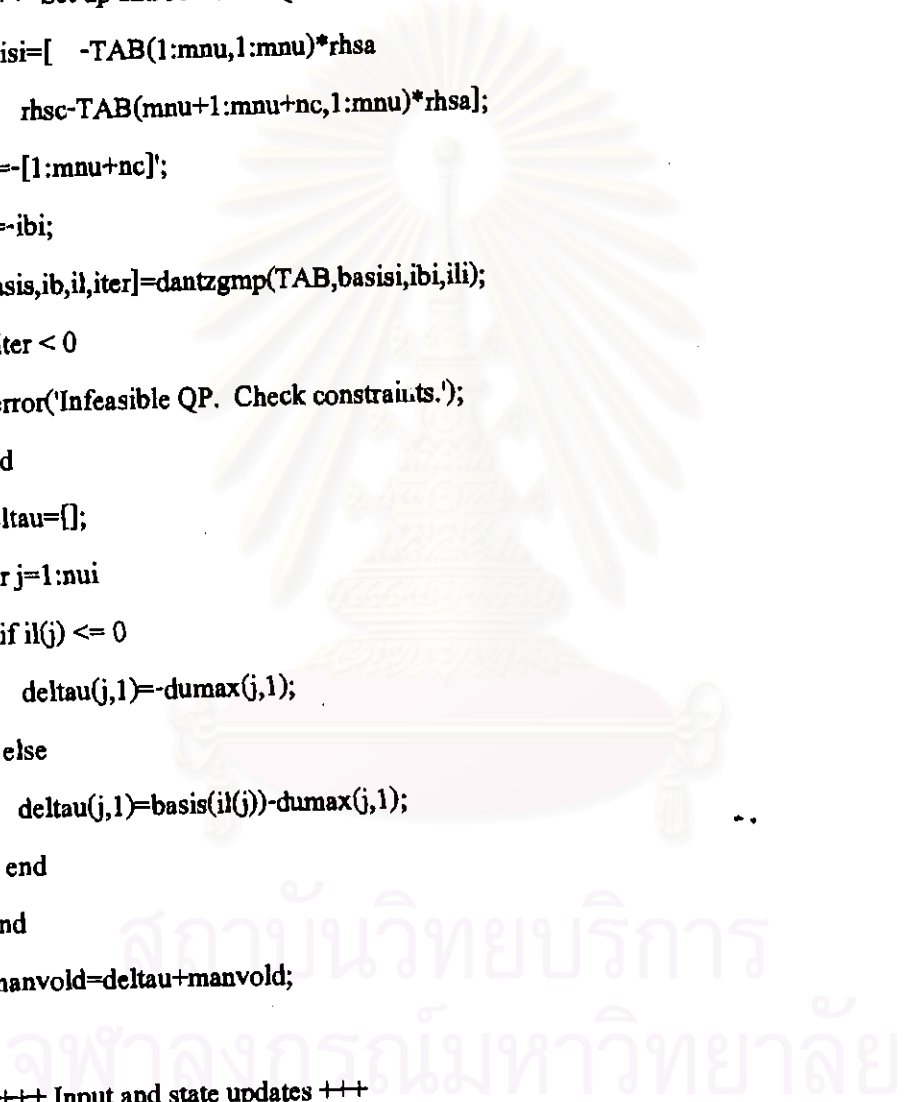
if ~ isempty(iymax) % Equations for upper bound on y

```

```

rhsc=[rhsc;-y0(iymax,:)];
end
rhsc=rhsc+rhscon; % Add on the constant part computed earlier.

% +++ Set up and solve the QP +++
basisi=[ -TAB(1:mnu,1:mnu)*rhsc
          rhsc-TAB(mnu+1:mnu+nc,1:mnu)*rhsc];
ibi=-[1:mnu+nc]';
ili=-ibi;
[basis,ib,il,iter]=dantzgmp(TAB,basisi,ibi,ili);
if iter < 0
    error('Infeasible QP. Check constraints.');
```



```

end
deltav=[];
for j=1:nui
    if il(j) <= 0
        deltau(j,1)=-dumax(j,1);
    else
        deltau(j,1)=basis(il(j))-dumax(j,1);
    end
end
end
manvold=deltau+manvold;

% +++ Input and state updates +++
ui=[deltav;deltav];
ud=udist(min(i,nud),:);
if nwp > 0
    w=umdist(min(i,numd),:);

```

```

end
up={manvold+ud;v;w};

% +++ OUTPUT +++
y(i,:)=yp';
u(i,:)=manvold';
ym(i,:)=xi(ni+1:ni+nyi,:);
x(i,:)=xp0';
end

% +++ Kalman Filter +++

Kest = P*C'*inv(R1+C*P*C');
IKC=eye(ni+nyi)-Kest*C;
xi=IKC*xi+Kest*ypnew;           % measurement update for state estimator.
P = IKC*P*IKC'+Kest*R1*Kest';   % update the weighting matrix
xi=PHI*xi + GAM*ui;            % State update for state estimator.
P = PHI*P*PHI' + Q1;           % weighting matrix update for state estimator.

% Use rk4f function to integrate the plant equations for one
% sampling period.
tvec=[t0 t0+tsamp];           % Starting and ending time.
xp0=rk4f(pmod,tvec,xp0,up, hint);
t0=t0+tsamp;
yp=feval(pmod,t0,xp0,up,3);   % New plant output
end

% Calculate IAE
e = abs(setpt - y);
IAE = sum(e)*dt

```



```
% Plot graph
```

```
figure (1)
```

```
subplot(111);
```

```
plot (time,setpts,'m-',time,y,'g',time,ym,'r:');
```

```
legend('set point','x2', 'x2_estimate');
```

```
ylabel(' x2 ');
```

```
subplot(112);
```

```
plot (time,u,'b');
```

```
ylabel(' u ');
```

```
xlabel(' Time ');
```

```
axis([0 100 -2 2]);
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

## ประวัติผู้เขียน

นางสาวปริญญาพร รักสวิด เกิดเมื่อวันที่ 30 กรกฎาคม พ.ศ. 2517 สำเร็จการศึกษาในระดับชั้นมัธยมศึกษาปีที่ 6 จากโรงเรียนเบญจมราชาลัย เมื่อ พ.ศ. 2533 สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรี ปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต สาขาเคมี จากมหาวิทยาลัยมหิดลเมื่อปี พ.ศ. 2537 และศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2539



สถาบันวิทยบริการ  
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย