

연속중합반응기의 제어루프들 간에 존재하는 상호작용정도의 동력학적 해석

권성필, 윤인섭
서울대학교 화학공정신기술연구소

Dynamic Analysis of the Interaction Extent between the Control Loops of a Continuous Polymerization Reaction

Seong-Pil Kwon, En Sup Yoon
Institute of Chemical Processes, Seoul National University

서론

연속중합반응기의 다중변수제어에서 분산제어 전략은 가장 일반적인 제어방법이다. 그런데, 다중변수시스템에서 분산제어 전략을 실현하기 위해서는 무엇보다도 먼저 공정제어 루프들 간에 존재하는 상호작용정도를 알아보고 그 결과에 따라 제어구조를 적절히 배열해야 한다. 1966년 Bristol에 의해서 제안된 RGA (Relative gain array)는 다중변수시스템의 제어루프들 간에 존재하는 상호작용을 해석하기 위해서 산업적으로 가장 널리 사용되는 방법이다. 그 후 1983년 MacAvoy는 RGA의 분석범위를 전체 주파수 영역대로 확장시켰다. 그래서 우리는 RGA 분석을 통해 양 방향으로 최선인 제어루프 연결을 알 수 있으며, 이 RGA결과 한 방향으로 최선인 연결을 알려주는 PRGA (Performance relative gain array)의 분석결과와 함께 상호보완적으로 사용될 수 있다 (Skogestad-Postlethwaite, 1996). 그 밖에도 SVD(Singular value decomposition)의 결과를 제어배열의 선택을 위한 기준으로 사용할 수 있다 (Schork et al., 1993).

지난 십년간 미분기하의 원리를 이용한 피드백 선형화 제어알고리즘이 많이 발전하였다. 피드백 선형화 제어기는 입력과 출력변수들 사이에 교차로 존재하는 영향을 줄여줌으로써 제어성능은 향상시켜 준다. 비선형 공정모델을 사용하여 제어변수와 선형으로 관련된 가상제어변수가 사용된다. 여기서 가장 어려운 문제인 공정의 역행렬 전달함수를 찾는 일만 해결된다면, 비선형 공정제어에 전통적인 선형제어기를 투입할 수 있어서 이런 제어구조가 비선형 공정을 제어하는 가장 간단한 제어방법임을 알 수 있다. 입출력 선형화와 정적 상태 피드백이 연속으로 번갈아 수행되는 Global Input-Output Linearization Control을 1987년 Kravaris와 Chung이 제안했다. 그리고 1990년 Kravaris-Soroush는 그 선형화의 필요충분조건을 유도해냈다. 그 후 연속중합반응기 제어를 위해 Nonlinear Model Reference Control을 사용했으며, 2000년 MacLain-Henson은 Nonlinear Model Reference Adaptive Control에 관해 발표하였다.

본 연구에서는 우선 MMA (Methyl methacrylate), AIBN (Azo-biisobutyronitrile), Ethyl acetate 등이 들어 있는 연속교반중합반응기의 동력학적 거동을 시뮬레이션 하기 위해 엄격한 비선형 모델을 개발하였다. 모노머전환율과 고분자분자량을 개시제와 모노머의 공급흐름을 변화시킴으로써 제어한다. 비선형모델을 기반으로 DRGA (Dynamic relative gain array), DPRGA (Dynamic Performance relative gain array), DSVD (Dynamic singular value decomposition) 등과 같은 여러 가지 동력학적인 분석법을 사용하여 공정제어 루프들 간에 존재하는 상호작용정도를 평가하였다. 그 결과로부터 제어루프들 간에 적절한 순서쌍이 결정되었다. 각각의 제어루프에는 전통적인 PI controller(비례적분제어기)가 사용되었으며, 동력학적 시뮬레이션을 통해서 제어기의 파라미터를 조절되었다. 그 밖에도 보다 효율적인 제어를 위해서 엄격한 비선형모델을 축소하여 만들어진 동력학적 공정모델에 기반을 둔 비선형 다중변수제어기가 사용되었다.

본론

첫째로 다중변수시스템인 연속중합반응기의 전환율과 분자량을 동시에 제어하기 위해 분산 제어 전략이 사용된다. [그림 1]에서 알 수 있듯이 조절변수와 측정변수 사이에는 두 가지 짝을 지을 수 있는 가능성이 있다. 우선 연속중합반응기가 열린 제어루프 상태로 10퍼센트의 입력변화에 대한 출력변화의 동적인 거동을 시뮬레이션 되었다. Levenberg-Marquardt법을 이용하여 4개의 PT2항들로 구성된 전달함수행렬 $G(s)$ 를 다음과 같이 중합반응기의 비선형 공정모델과 동일화시켰다.

$$G(s) = \begin{pmatrix} \frac{-0.0230}{(s+0.3003)(s+0.1511)} & \frac{0.0320}{(s+0.9498)(s+0.3279)} \\ 0.1000 & \frac{-0.7270}{(s+1.8394)(s+1.4610)} \\ \frac{0.1000}{(s+0.5240)(s+0.1466)} & \frac{-0.7270}{(s+1.8394)(s+1.4610)} \end{pmatrix}$$

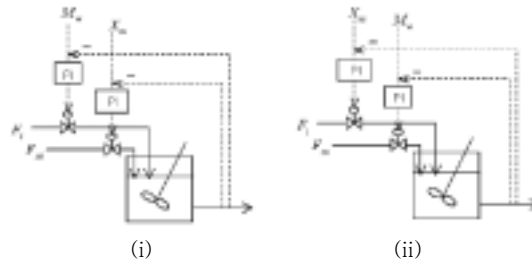


그림 1: 연속중합반응기의 전달함수행렬 $G(s)$ 와 다중변수제어의 가능한 입출력 쌍 (i)과 (ii).

동일화로부터 얻어진 전달함수행렬 $G(s)$ 를 기반으로 조절변수와 측정변수 사이의 합리적인 쌍을 결정하는데 사용되는 RGA(Relative gain array), PRGA(Performance relative gain array), SVD(Singular value decomposition) 등은 다음과 같다 (Morari-Zafriou, 1989; Skogestad-Postlethwaite, 1996; Schork et al., 1993).

$$\Lambda(s) = G(s) \otimes (G^{-1}(s))^T \tag{1}$$

$$\Pi(s) = G^*(s) \cdot G^{-1}(s) \tag{2}$$

$$G(s) = U \cdot S \cdot V^T \tag{3}$$

여기서 기호 \otimes 는 원소들 간의 곱을 의미하며, $G^*(s)$ 는 $G(s)$ 의 대각원소들로만 구성된 대각행렬을 의미한다. 식 (1)과 (2)로부터 RGA와 PRGA를 구성하는 원소들을 계산하여 [표 1]에 정리하였다. 또한, 물리적 의미가 불투명한 s 의 함수 $G(s)$, $\Lambda(s)$, $\Pi(s)$ 대신 직접 측정이나 해석이 가능한 주파수응답행렬 $G(j\omega)$, $\Lambda(j\omega)$, $\Pi(j\omega)$ 를 이용할 수 있다. 이들 주파수응답행렬의 원소들이 [그림 2]와 [그림 3]의 보드다이어그램에 그려졌다.

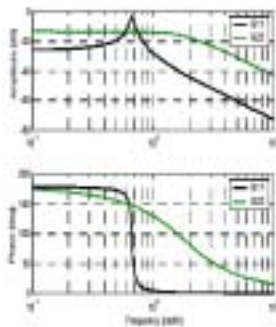


그림 2: $G(j\omega)$ 의 성분주파수응답

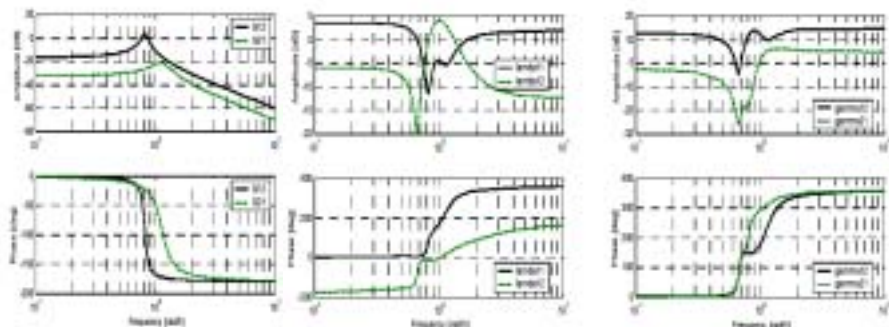


그림 3: $\Lambda(j\omega)$ 와 $\Pi(j\omega)$ 의 성분주파수응답

고분자의 분자량은 개시제의 공급을 변화시킴으로써 제어하고, 모노머 전환율은 모노머공급 속도를 이용해서 조절하는 것이 효과적임을 [그림 3]으로부터 알 수 있다. 더욱이 1.0근방의 고주파에서는 이런 제어배열이 불안정한 결과를 가져온다는 것을 보여준다. 또한, RGA나 PRGA와 마찬가지로 SVD로도 입출력의 제어구조를 결정할 수 있다. ω 의 값이 0, 0.1, 1.0,

10 [rad/h]일 때, 각 주파수의 $G(j\omega)$ 에 대한 SVD가 계산되어 [표 2]에 정리되었다. 정상상태인 $G(0)$ 에서 U 의 두 번째 행, 첫 번째 열의 0.8172와 관련된 모노머 전환율은 V 의 첫 번째 행, 두 번째 열의 -0.9829와 관련된 모노머 공급과 쌍을 이뤄야 한다. 따라서 분자량은 개시제 공급과 연결되어야 한다. 하지만 ω 의 값이 1.0 [rad/h]에서는 DSVD도 DRGA나 DPRGA와 마찬가지로 정상상태에서의 결과와 반대의 결과가 나타난다. 따라서 합리적인 제어구조를 선택하기 위해서 더 많은 동력학적 시뮬레이션을 통한 연구가 수행되어야 한다.

표 1: $\lambda_{11}, \lambda_{12}, \lambda_{21}$ 분자+분모 다항식의 계수

Order	$\lambda_{11}(s)$		$\lambda_{12}(s)$		$\lambda_{21}(s)$	
	Nom.	Den.	Nom.	Den.	Nom.	Den.
8	0.0167	0.0135	0.0135	0.0727	0.0135	0.0233
7	0.0522	0.0347	0.0351	0.2269	0.0383	0.0726
6	0.1155	0.0668	0.0708	0.5021	0.0870	0.1607
5	0.1432	0.0667	0.0760	0.6226	0.1106	0.1992
4	0.1899	0.1085	0.1230	0.8255	0.1703	0.2642
3	0.1137	0.0538	0.0670	0.4941	0.1152	0.1581
2	0.1116	0.0687	0.0871	0.4853	0.1420	0.1553
1	0.0272	0.0142	0.0214	0.1181	0.0459	0.0378
0	0.0213	0.0142	0.0212	0.0928	0.0403	0.0297

표 2: 0, 0.1, 1.0, 10 [rad/h]에서의 SVD

ω	$G(j\omega)$	U	S	V
0	-0.0510 +0.1491 +0.0250 -0.230	-0.5764 +0.8172 +0.8172 +0.5764	0.2706 0 0 0.0277	+0.1842 -0.9829 -0.9829 -0.1842
10^{-1}	-0.8521 +0.1514 +0.0252 -0.2085	-0.5839 +0.8119 +0.8119 +0.5839	0.2714 0 0 0.0281	+0.1876 -0.9823 -0.9823 -0.1876
10^0	+0.0416 -0.2879 +0.0518 -0.1336	+0.9800 +0.4359 +0.4359 -0.9800	0.3230 0 0 0.0283	+0.1849 -0.9828 -0.9828 -0.1849
10^1	+0.0082 -0.0010 -0.0003 +0.0070	+0.1440 -0.9896 -0.9896 -0.1440	0.0071 0 0 0.0002	+0.0591 -0.9987 -0.9987 -0.0591

결국, DRGA, DPRGA, DSVD 등의 동력학적 상호작용 분석으로부터 결정된 두개의 제어루프에는 각각 전통적인 PI 제어기를 연결한다. PI 제어기의 파라메타들은 [그림 4]와 같이 동력학적 시뮬레이션을 통해 조절된다. 분자량과 전환율의 전환거동을 조사하기 위하여 분자량의 10% 계단증가 함수가 설정되었다. [그림 5]에서와 같이 연속중합반응기에 대해 지금까지 개발된 두 개의 제어루프를 병렬로 연결하여 개시제와 모노머 공급흐름을 변화시킴으로써 분자량은 30% 증가하고 전환율은 6% 떨어졌다.

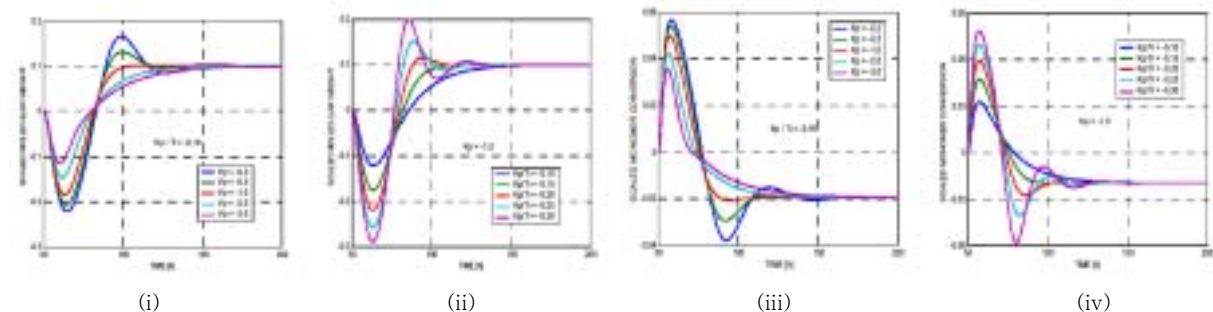


그림 4: 계단함수의 출력설정에 대한 분자량과 전환율의 동적 전환거동 (i), (ii), (iii), (iv).

그 밖에도 축소된 동력학적 공정모델의 입출력선형화에 기반을 둔 비선형 다중변수제어기가 개발되었다 (Kwon et al., 2002). 이 비선형 다중변수제어기는 입출력변수들 간에 교차결합을 줄여 줌으로써 [그림 6]에서와 같이 피드백제어의 성능을 향상시킬 수 있다. 전통적인 비례적분 알고리즘이 외부입력변수로 사용되며, 내부 입력변수인 비선형 정적 상태 피드백은 제어루프들 간의 교차결합을 줄여주고 공정오차를 상쇄시켜 준다.

$$v = v_0 + c_2 L_f e(x) + c_1 e(x) + c_0 \int e(x) dt \tag{4}$$

$$u(x) = (L_G L_f h(x))^{-1} \cdot (v(x) - L_f^2 h(x)) \tag{5}$$

여기서 v_0 은 외부입력의 편향을 나타내며, 내부입력은 -0.5와 0.5사이의 값으로 제한하여 공정에 적용되었다. 비선형 다중제어기의 파라메타도 시뮬레이션을 통해 조절되었다.

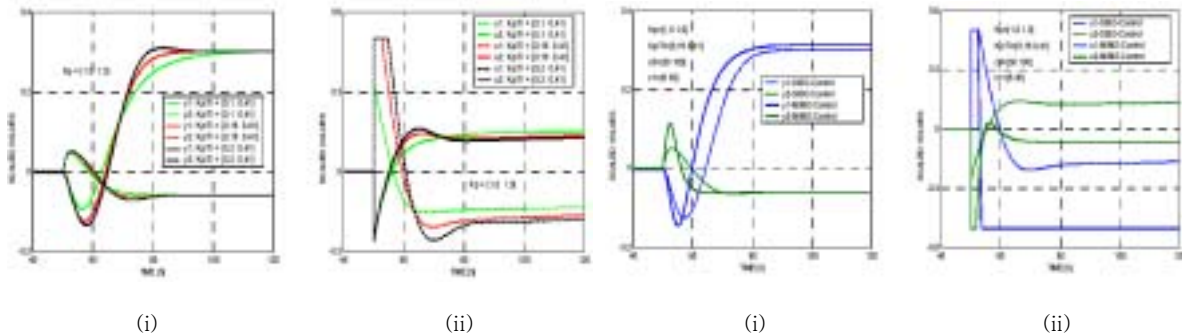


그림 5: 분산제어의 입력 (ii)과 출력 (i). 그림 6: 분산제어기와 비선형 다중제어기

결론

연속중합반응기의 제어를 위해 우선 분산제어 전략이 적용되었다. DRGA, DPRGA, DSVD 등을 이용해서 제어루프들 간의 교차결합을 해석해서, 전환율과 분자량을 각각 모노머공급흐름과 개시재공급흐름으로 제어해야 한다는 것을 알 수 있었다. 전통적인 PI 제어기를 이용한 병렬 피드백제어를 통해서 분자량을 30% 증가시켰고, 이 때 전환율은 6% 감소했다. 그 밖에도 제어성능을 향상시키기 위해 축소된 동력학 공정모델의 입출력 선형화에 기반을 둔 비선형 다중변수제어기가 개발되었다. 비록 전체 연속중합반응기의 공정 동력학과 안정성에 관한 총괄적인 해결책은 아니지만, 제한된 조건하에서 제어루프들 간에 교차로 영향을 미치는 제어문제에 새로 개발된 비선형 다중변수제어기를 적용함으로써 제어성능이 효과적으로 개선되었다.

참고문헌

- Boehm, D. and H. Roeck, "On-Line Quality-Control of a Continuous stirred Tank Polymerization Reactor", *The 3rd IEEE Conf. on Contr. Appl.*, 1277 (1994)
- Henson, M. A. and D. E. Seborg, *Nonlinear Process Control*, Prentice-Hall, NJ (1997)
- Kravaris, C. and C. B. Chung, "Nonlinear State Feedback Synthesis by Global Input/Output Linearization", *AICHE J.*, **33**, 592 (1987)
- Kravaris, C. and M. Soroush, "Synthesis of Multivariable Nonlinear Controllers by Input/Output Linearization", *AICHE J.*, **36**, 249 (1990)
- Kwon, S. P., K. K. Noh, S. O. Song and E. S. Yoon, "Multivariable Control of a Continuous Polymerization Reactor by Input-Output Linearization of a Reduced Dynamic Process Model", *AdCONIP '02*, 191-196 (2002)
- MacAvoy, T. J., *Interaction analysis*, Research Triangle Park, NC, (1983)
- MacLain, R. B. and M. A. Henson, "Principal Component Analysis for Nonlinear Model Reference Adaptive Control", *Comput. & Chem. Engng.*, **24**, 99-110, (2000)
- Schork, J. F., P. B. Deshpande, and K. W. Leffew, "Control of Polymerization Reactors", Marcel Dekker, NY (1993)
- Skogestad, S. and I. Postlethwaite, *Multivariable Feedback Control*, Wiley, (1996)