

생물반응기에서의 용존 산소농도 적응제어

이승철·황영보·장호남·장용근

한국과학기술원 화학공학과
(1989년 10월 25일 접수, 1990년 5월 1일 채택)

Adaptive Control of Dissolved Oxygen Tension in Bio-reactor

Seung Chul Lee, Young Bo Hwang, Ho Nam Chang and Yong Keun Chang

Department of Chemical Engineering, Korea Advanced Institute of Science and Technology,
P.O. Box 131, Cheongryang, Seoul, Korea

(Received 25 October 1989; accepted 1 May 1990)

요 약

산소전극의 동특성을 고려한 용존 산소농도 적응제어 알고리즘을 개발하였다. 적응 알고리즘은 생물반응기의 시변성을 보상하기 위해 사용하였다. 널리 사용되고 있는 막형 산소전극은 용존 산소농도 제어를 어렵게 만드는 시간지연을 지니고 있으므로 이에 대한 보상을 위하여 산소전극의 동특성이 고려되었다. 용존 산소농도의 동특성은 두 개의 매개변수를 포함하는 쌍일차 모델을 사용하였다. 제어변수로는 유입공기량과 교반속도를 사용하였다. 해당 매개변수는 regularized constant trace 방법으로 추정하였다. 제어 방식은 resetting 과정을 포함하는 one-step ahead 제어방식을 사용하였다. 새로 고안된 제어 알고리즘은 PID 제어나 산소전극의 특성을 고려하지 않은 적응제어 방법보다 우수한 성능을 나타내었다.

Abstract—A new adaptive dissolved oxygen tension (DOT) control algorithm considering DO probe dynamics has been developed. The adaptive algorithm was used to compensate for time-varying properties of bioreactor dynamics. The probe dynamics are considered because the widely used membrane-type of oxygen probe has a time delay that makes it difficult to properly control the DOT. A bilinear model including two parameters was used for DOT dynamics in a bioreactor. Air flow rate and agitation speed were used as manipulating variables. The parameters were estimated using the regularized constant trace method. A one-step ahead control algorithm with resetting scheme was used to establish the control law. The new control algorithm performed better than the other control algorithms tested, PID control and adaptive control without a scheme for DO probe dynamics compensation.

1. 서 론

물에 대한 산소의 용해도는 다른 영양소에 비해 매우 낮기 때문에 (25°C, 1 atm에서 1.26 mmole O₂/L), 일반적으로 호기성 미생물 배양은 흔히 용존 산소농도에 의하여 제한되기 쉽다. 이러한 용존 산소 결핍현상

은 미생물 증식을 둔화시키고 대사산물의 조성을 변화시키는 등 미생물 배양계에서 가장 큰 제한요인으로서 작용한다고 알려져 있다[1]. 특히 효모를 비롯한 조건적 호기성 균주들을 배양할 때에는 산소가 최종 생성물 생성에 직접 관련이 없는 경우라도 균주 자체의 활성을 위해 용존 산소농도를 알맞게 유지시키는 것은 매우 중

요하다[2]. 그 밖의 여러 미생물 배양공정에서도 용존 산소농도에 따라 발효수율이 달라진다고 보고된 바 있다[3, 4]. 따라서 배양균의 종류나 배양목적에 맞게 용존 산소농도를 특정 수준으로 제어하는 것은 발효공정의 생산성 향상과 조업시간 단축 등 경제적인 측면에서도 요구되는 사항이라고 할 수 있다.

생물배양기에서의 용존 산소농도 제어에 대한 초기 연구는 다음과 같이 전개되었다. Flynn과 Lilly[5]는 ON/OFF 제어기로 유입 공기의 산소분압을 조절하여 용존 산소농도를 제어하고자 하였고, Yano 등[6]과 Clark[7]은 각각 유입 공기량과 교반속도를 입력변수로 사용하는 PID 제어방식의 용존 산소농도 제어를 개발하였다. 그러나 생물 배양계의 동특성은 조업이 진행되어 감에 따라 매우 심하게 변하고 비선형이라는 요인 등에 의하여 해석하기가 어렵다. 따라서 이러한 수동식 제어방식은 생물 배양공정에 적용되기에는 부적합하며 설사 적용되더라도 만족할 만한 결과를 얻기 위해서는 많은 경험과 시행오차를 요구하게 된다. 따라서 보다 정밀하게 용존 산소농도를 제어하기 위해서는 이러한 계의 동특성 변화를 추적하여 이를 제어에 반영해주는 현대적 제어이론이 요구되어 왔고 결과적으로 여러 형태의 적응제어가 새로이 개발 및 시도되었다. McInnis 등[8]은 Aström과 Wittenmark[9]의 선형 self-tuning 제어를 Na_2SO_3 의 산화반응에서의 용존 산소농도 제어에 도입하였고 Ko 등[10]은 미생물을 이용하는 폐수처리 공정에서의 용존 산소농도 제어를 위한 적응알고리즘을 개발하였으며 Cardello와 San[11]은 적응제어의 한 종류인 gain scheduling PID 제어 방법을 제시하였으나 모두 수치모사에 그치고 있다.

이처럼 미생물 배양에서의 용존 산소농도 적응제어에 관한 이제까지의 연구에서는 모두 이론적인 측면에만 치우치고 실제로 제어를 실시할 때 발생하는 문제점들은 간과되고 있다. 특히, 미생물 발효공정에서 일반적으로 널리 쓰이는 산소전극은 막으로 둘러싸인 형태로서 응답시간지연을 포함한 그 나름의 동특성을 가지고 있기 때문에[12, 13] 이러한 점을 무시하면 오히려 기존의 수동식 제어방식(ON/OFF, PID 등) 보다 제어 효과가 떨어질 수도 있다. 본 연구에서는 산소전극의 동특성이 반영된 산소전달 모델을 구성하여 유입 공기량과 교반속도를 제어입력으로 사용하는 적응제어알고리즘을 새로이 개발하였고 동특성 변화가 가장 심한 회분식 배양공정에 적용하여 그 제어 성능을 디지털 PID 제어기와 비교하였다.

2. 이 론

2-1. 산소전달 시스템 모델

생물 배양기에서 미생물로의 산소전달은 기상으로부터 여러 가지 복잡한 경로를 거쳐서 이루어지므로 정확한 산소전달 모델을 구성하는 것은 매우 어려울 뿐만 아니라 제어입력을 구하는 과정에서 측정하기 힘든 여러 가지 상태변수값들의 실시간(real time) 데이터를 요구하는 등 많은 정보를 필요로 한다. 따라서 본 연구에서는 다음과 같은 간단한 물질 수지식으로 배양기에서의 산소전달 현상을 무리없이 나타낼 수 있다고 가정한다[14].

$$\frac{dC(t)}{dt} = k_L a \cdot [C^* - C(t)] - \text{OUR} \quad (1)$$

여기서 C^* , $k_L a$, OUR은 각각 유입되는 공기에 의한 포화 용존 산소농도, 총괄산소전달계수(volumetric oxygen transfer coefficient), 그리고 산소 소비속도(oxygen uptake rate)를 나타낸다. $k_L a$ 는 배양기에서의 산소전달 능력을 나타내는 지표이면서 장치 scale-up에도 매우 중요하게 쓰이는 계수로서 보통 유입 공기량과 교반속도 등의 변화에 큰 영향을 받는다. OUR은 미생물 증식과 매우 밀접한 관계가 있는 항으로서 회분배양 공정에서 시간이 경과함에 따라 매우 큰 폭으로 변하기 때문에 배양기에서의 산소전달 동특성 변화의 중요한 원인으로 작용하게 된다. 따라서 발효조업 중 갑작스런 OUR 증가로 인하여 용존 산소가 결핍되는 것을 방지하려면 유입 공기량과 교반속도를 적절하게 조절하여 $k_L a$ 를 일정값 이상으로 유지시킴으로써 산소전달량이 OUR의 양적 변화에 대응하도록 하여야 한다.

$k_L a$ 가 유입 공기량과 선형관계를 갖는다고 가정하면 배양기에서의 용존 산소농도 제어를 위한 기본 공정모델식은 다음과 같이 나타낼 수 있다[10].

$$\frac{dC(t)}{dt} = \alpha(t) \cdot U(t) \cdot [C^* - C(t)] - \text{OUR}(t) \quad (2)$$

(단, U : 공기 유량)

여기서 $\alpha(t)$ 는 실제로 비선형인 공기유량과 $k_L a$ 와의 관계를 선형인 것으로 가정하는 과정에서 유발되는 모델링 오차와 공정자체의 시변성을 실시간 시스템 인식 과정에서 보완하기 위하여 시변 매개변수로 도입되었다.

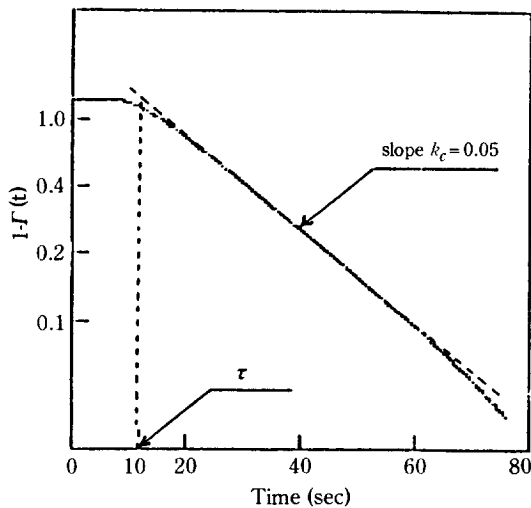


Fig. 1. Step response of oxygen probe (log scale).

2-2. 산소전극의 동특성

Koizumi와 Aiba[12]는 질소 포화용액에서 공기 포화용액으로 산소전극을 순간적으로 옮기는 단위 계단입력 변화에 대한 출력곡선(Fig. 1)으로부터 막형 산소전극의 전달함수를 다음과 같은, 응답시간지연이 τ 이고, 시상수가 $1/k_c$ 인 일차 전달함수로 근사화하였다.

$$F = C(t)/C^* = \begin{cases} 0 & ; t < \tau \\ 1 - \exp[-k_c(t - \tau)] & ; t \geq \tau \end{cases} \quad (3)$$

이러한 계단입력 변화에 대한 근사응답식을 이용하여 산소전극출력인 $C_i(t)$ 와 배양액의 실제 용존 산소농도인 $C(t)$ 와의 관계를 구하면 다음과 같다.

$$C(t - \tau) = C_i(t) + \frac{1}{k_c} C_i(t) \quad (4)$$

(4)식에 의하면 t 시간까지의 산소전극 출력데이터로부터 계산할 수 있는 최근 데이터는 τ 시간 전의 용존 산소농도, $C(t - \tau)$ 임을 알 수 있다. 본 연구에서는 배양기에서의 용존 산소농도조절을 위한 적응제어의 기본적인 시스템모델로 용존 산소농도 특성식인 (2)식과 산소전극을 통한 용존 산소농도 측정식인 (4)식을 사용하였다. 따라서, 정확한 제어를 이루기 위해서는 $C(t - \tau)$ 로부터 현재 값인 $C(t)$ 를 예측하는 방법이 필요하게 되며 이에 대해서는 추후에 상세히 언급하기로 한다.

2-3. 적응제어알고리즘의 개발

2-3-1. 이산계(discrete-time system)에서의 용존 산소농도 상태방정식

디지털컴퓨터를 제어기로 사용하기 위하여 산소전달 동특성식인 (2)식을 Euler의 forward 근사법으로 이산계에서 나타내고 다시 regression 형태로 변형시키면 다음과 같은 간단한 벡터식으로 나타낼 수 있다.

$$y_{k+1} = \phi_k^T \theta_k \quad (5)$$

$$\text{단, } y_{k+1} = \frac{C_{k+1} - C_k}{T}$$

$$\phi_k^T = [U_k \cdot (C^* - C_k), -1]$$

$$\theta_k^T = [\alpha_k, \text{OUR}_k]$$

이 때 T 는 sampling 시간을 나타낸다. 산소전극에서의 응답시간지연값인 τ 가 T 의 d 배일 때 용존 산소측정식인 (4)식의 미분항에 T_d 시간간격을 갖는 backward 차분 근사법을 적용하면 다음과 같은 식을 얻는다.

$$C(t - dT) = C_i(t) + \frac{C_i(t) - \hat{C}_i(t - T_d)}{k_c \cdot T_d} \quad (6)$$

2-3-2. 매개변수 추정

(5)식에 포함되어 있는 미지의 매개변수벡터, θ_k 의 실시간에서의 추정은 다음과 같은 regularized constant trace 방법으로 실시하였다. 이 방법은 data weighting least squares parameter estimation 방법을 보완함으로써 공분산행렬의 발산현상을 피할 수 있도록 고안된 것이다[15].

$$\hat{\theta}_{k+1} = \hat{\theta}_k + F_{k+1} \cdot \phi_{k-d}^T \cdot [y_{k-d+1} - \phi_{k-d}^T \hat{\theta}_k] \quad (7)$$

$$F_{k+1} = \frac{1}{\lambda} \left(F_k - \frac{F_k \cdot \phi_{k-d} \cdot \phi_{k-d}^T \cdot F_k^T}{\lambda + \phi_{k-d}^T \cdot F_k \cdot \phi_{k-d}} \right) \quad (8)$$

$$F_k = C_1 \cdot \frac{F_{m_k}}{\text{tr}(F_{m_k})} + C_2 \cdot I \quad (9)$$

여기서 F_{m_k} , F_k 그리고 C_1 는 각각 시스템 공분산행렬, F_{m_k} 의 trace가 일정한 값이 되도록 보완한 공분산행렬, 그리고 F_k 의 trace 값을 나타낸다. C_2 는 공분산행렬이 singular 행렬이 되는 것을 방지해 주는 역할을 하는 항으로 보통 C_1 의 0.01 정도를 사용한다. 현재 시점 $t(=kT)$ 에서의 매개변수 값, $\hat{\theta}_k$ 는 (6)식에서 구한 $C(k-d)$ 와 $U(k-d)$ 로 구성된 ϕ_{k-d} 로부터 계산하였다. λ 는 forgetting factor로서 보통 0.95-1.0 사이의 값을 사용하는데 본 연구에서는 0.97로 사용하였다.

2-3-3. 상태변수 예측

보다 강건한(robust) 제어를 위해서는 산소전극에서의 시간지연현상을 보상하기 위해 $C(t-dT)$ 으로부터 d

단계 후인 t 시간에서의 실제 용존 산소농도 $C(t)$ 를 예측하는 것이 반드시 필요하다. 용존 산소농도의 d 단계 예측은 (5)식을 d 번 이용하여 이를 수도 있으나 본 연구에서는 예측의 첫 단계는 extended Kalman filter를 이용하였다. 이것은 extended Kalman filter가 one-step ahead state predictor의 역할을 할 뿐만 아니라 측정 및 모델오차에 의하여 발생하는 교란효과를 제거해 주는 특성도 지니고 있기 때문이다[16]. (5)식에 extended Kalman filter를 적용하면 다음과 같은 용존 산소농도 observer 식인 (10)식을 얻을 수 있다.

$$\begin{aligned} \hat{C}_{k-d+1} = & \hat{C}_{k-d} + \hat{a}_k U_{k-d} [C^* - \hat{C}_{k-d}] - O\bar{U}_k \\ & + L_k [C_{k-d} - \hat{C}_{k-d}] \end{aligned} \quad (10)$$

여기서 L_k 는 extended Kalman filter gain으로서 자세한 유도과정은 여러 문헌들[16, 17]에 나와 있어 생략하였다. 나머지 $(d-1)$ 번의 예측은 (5)식을 $(d-1)$ 번 사용하여 실시하였다.

2-3-4. 제어입력의 결정

전술한 매개변수 추정과정 및 용존산소 예측과정에서 각각 구한 매개변수벡터 $\hat{\theta}_k$ 와 \hat{C}_k 를 one-step ahead 제어알고리즘에 대입하면[(11)식] 입력변수인 유입공기량 \bar{U}_k 는 다음과 같은 관계식으로 구할 수 있다.

$$\begin{aligned} C_s - \hat{C}_k &= T \cdot \hat{\phi}_k^T \hat{\theta}_k \\ \text{단, } \hat{\phi}_k^T &= [\bar{U}_k \cdot (C^* - \hat{C}_k), -1] \\ \hat{\theta}_k^T &= [\hat{a}_k, O\bar{U}_k] \end{aligned} \quad (11)$$

입력변수의 급격한 변화를 방지하는 동시에 기계적인 제한조건을 반영하기 위해 제어식인 (11)식에 다음과 같은 resetting 알고리즘과 제한식을 부가하여 실제 제어입력 U_k 를 구하였다.

$$Uf_k = Uf_{k-1} + \beta \cdot (\bar{U}_k - U_{k-1}) \quad (12)$$

$$\text{IF } Uf_k < U_{min} \text{ THEN } U_k = U_{min} \quad (13)$$

$$\text{IF } Uf_k > U_{max} \text{ THEN } U_k = U_{max}$$

$$\text{OTHERWISE } U_k = Uf_k$$

보조 입력변수인 교반속도는 다음과 같은 유입공기량 U_k 의 moving window 평균인 $U_{AVE,k}$ 가 U_{up} 이상이면 10씩 증가시키고 U_{down} 이하이면 10씩 감소시켰다.

$$U_{AVE,k} = \frac{1}{N} \left[\sum_{j=k-N+1}^k U_j \right] \quad (14)$$

$$\text{IF } U_{AVE,k} > U_{up} \text{ THEN } RPM_k = RPM_{k-1} + 10 \quad (15)$$

$$\text{IF } U_{AVE,k} < U_{down} \text{ THEN } RPM_k = RPM_{k-1} - 10$$

$$\text{OTHERWISE } RPM_k = RPM_{k-1}$$

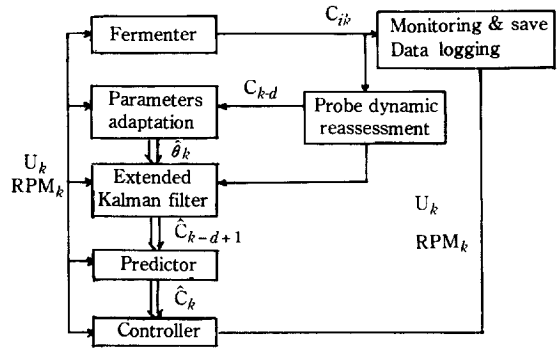


Fig. 2. Block diagram of bilinear adaptive control of dissolved oxygen concentration in batch fermentation.

용존 산소농도 적응제어알고리즘의 전체 흐름도를 Fig. 2의 블록선도로 나타내었다.

2-4. 디지털 PID 제어알고리즘

위에서 유도한 적응제어방식과 성능을 비교하기 위하여 다음과 같은 PID 제어를 사용하였다.

$$U_k = U_{k-1} + q_1 e_k + q_2 e_{k-1} + q_3 e_{k-2} \quad (16)$$

$$\text{단, } q_1 = K_c (1 + T_d/T + T/T_i)$$

$$q_2 = -K_c (1 + 2T_d/T)$$

$$q_3 = K_c T_d/T$$

이것은 최적 매개변수 제어방식의 한 가지인 PID 제어 알고리즘을 디지털 컴퓨터에서 구현하기 위해서 Euler 방법으로 이산화한 후 velocity 형태로 정리한 것이다. 교반속도는 적응제어의 경우와 같이 (14)와 (15)식을 이용하여 조절하였다[18].

3. 실험장치 및 조건

실험장치의 개략적인 구성은 Fig. 3과 같다. 용량이 2L인 배양기(Bio Stat E모델, B. Braun Co.)에 IBM-XT personal 컴퓨터를 12bit A/D converter (Analog Design Co.)로 인터페이스시켜 배양기로부터 용존 산소농도, 교반속도, pH, 온도 등의 데이터를 on-line으로 받아들였다. 컴퓨터에서는 이러한 데이터를 이용하여 매개변수 추정과 입력변수(유입 공기량과 교반속도)값을 계산한 후, 발효기에 정착되어 있는 공기유량 조절기와 교반속도 제어장치에 D/A converter를 통하여 계산된 제어신호를 전달하였다. 제어에 관련된 모든 컴퓨터프로그램은 Quick-BASIC으로 작성하였다.

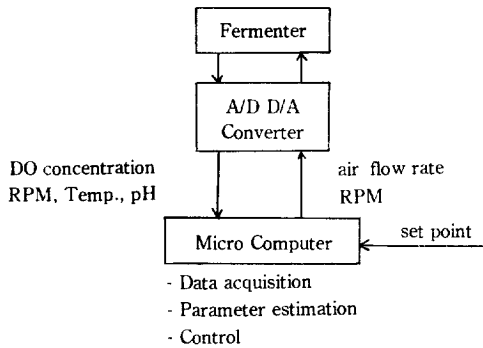


Fig. 3. Schematic diagram of computer installed fermentation system equipment.

균주로는 *E. coli*(K-12)를 사용하였으며 배지는 glucose(20g/l), yeast extract(8g/l)와 필요한 무기염들을 증류수에 용해시켜 사용하였다. 배양시 pH와 온도는 각각 7과 37°C로 유지시켰다.

4. 결과 및 고찰

앞에서 이론적으로 유도한 미생물 회분배양에서의 용존 산소농도 적응제어알고리즘은 여러 가지 설계변수를 포함하고 있으므로 보다 정확한 제어를 구현하기 위해서는 이러한 설계변수에 대하여 살펴볼 필요가 있다. 본 연구에서는 이들의 영향을 실험을 통하여 비교 및 분석하였다. 또한 개발된 적응제어알고리즘의 제어성능을 비교하기 위하여 PID 방식에 의한 제어결과도 함께 살펴보았다.

4-1. PID 제어

디지털 PID 제어를 사용하려면 우선 K_c , τ_i , τ_d 그리고 T를 설정하여야 한다. Sampling 시간을 구하기 위하여 Isermann[19]이 고안한 rule of thumb을 적용하면 그 값이 5초 내외로 설정되지만 기초실험 결과는 보다 짧은 sampling 시간을 요구하였다. 이것은 본 연구에서 사용한 PID 제어알고리즘이 analog형을 근사적으로 이산화시켜서 얻은 것이므로 제어기 설계오차를 줄이기 위해서는 보다 sampling 시간을 짧게 할 필요가 있기 때문이며, 또한 단위시간당 제어에 반영되는 정보량을 증가시킴으로써 제어성능을 보장하기 위함이다. 따라서 본 연구에서는 sampling 시간을 2초로 하였다.

나머지 제어계수들은 일차 제어변수인 공기유량을 계단모양으로 증가시킨 후, 출력변수인 용존 산소농도의

Table 1. PID gains with cell conditions

	Ziegler & Nichols			Cohen & Coon		
	K_c	τ_i	τ_d	K_c	τ_i	τ_d
Exponential phase	8.4	15	3.8	6.6	17	2.6
Stationary phase	3.0	29	7.3	3.3	30	4.9

응답곡선에서 구할 수 있는 시간지연과 기울기를 이용하는 Ziegler-Nichols 방법[20]과 Cohen-Coon 방법[21]을 사용하여 구하였다. Table 1은 미생물 회분배양공정의 배양초기와 대수증식기에서 각각 구한 PID 제어계수값들을 서로 비교한 것으로 배양상태에 따라 이 값들 사이에는 커다란 차이가 보이고 있음을 알 수 있다. 이러한 사실은 생물 배양공정이 시변(time-varying)적인 동특성을 가지고 있음을 간접적으로 나타낸 것으로 Cardello와 San[11]의 gain scheduling PID 제어기를 이용한 용존 산소농도 제어에 관한 연구에서도 자세히 언급된 바 있다.

Fig. 4a는 미생물 대수증식기에 알맞는 PID 제어계수값 즉, $K_c=5$, $\tau_i=24$, $\tau_d=3$ 을 사용할 경우, 시간에 따른 용존 산소농도, 교반속도 그리고 공기유량의 변화를 나타낸 것으로 배양초기, 2시간 동안 매우 심한 진동이 지속되는 것을 알 수 있다. 이러한 현상은 배양 초기에는 균체농도가 낮기 때문에 제어작용에 대하여 시스템이 매우 민감하게 반응함에도 불구하고 대수증식기에서 알맞는 큰 비례이득(gain)값이 사용되었기 때문이라고 생각된다. 결과적으로 배양초기에는 잡음 등에 의해 발생된 제어오차가 제어기에 의하여 제거되지 않고 오히려 진동을 계속 야기하는 것으로 나타났다. 중기 이후에 균체농도가 높아지면서부터 좋은 제어결과를 보여줄 수 있었다.

Fig. 4b는 앞의 경우보다 비례 제어계수값을 줄여 $K_c=2$, $\tau_i=25$, $\tau_d=6$ 으로 제어기를 tuning 하여 제어한 결과로서 배양초기에는 Fig. 4a 경우에 비하여 진동이 줄어들어 어느 정도 향상된 제어상태를 나타내고 있으나 대수증식기에 들어서면서부터 미생물증식 동특성의 갑작스럽고 비선형적인 변화를 모두 감당하지 못하였음을 보여주고 있다. 이것은 비례 제어계수값이 대수증식기에서는 상대적으로 작기 때문이라고 생각된다.

Fig. 4c는 비례 제어계수값을 더욱 작게 한 $K_c=0.8$, $\tau_i=25$, $\tau_d=10$ 인 경우의 제어결과로서 비례 제어계수값이 너무 작아서 목표치로의 수렴속도가 느렸고

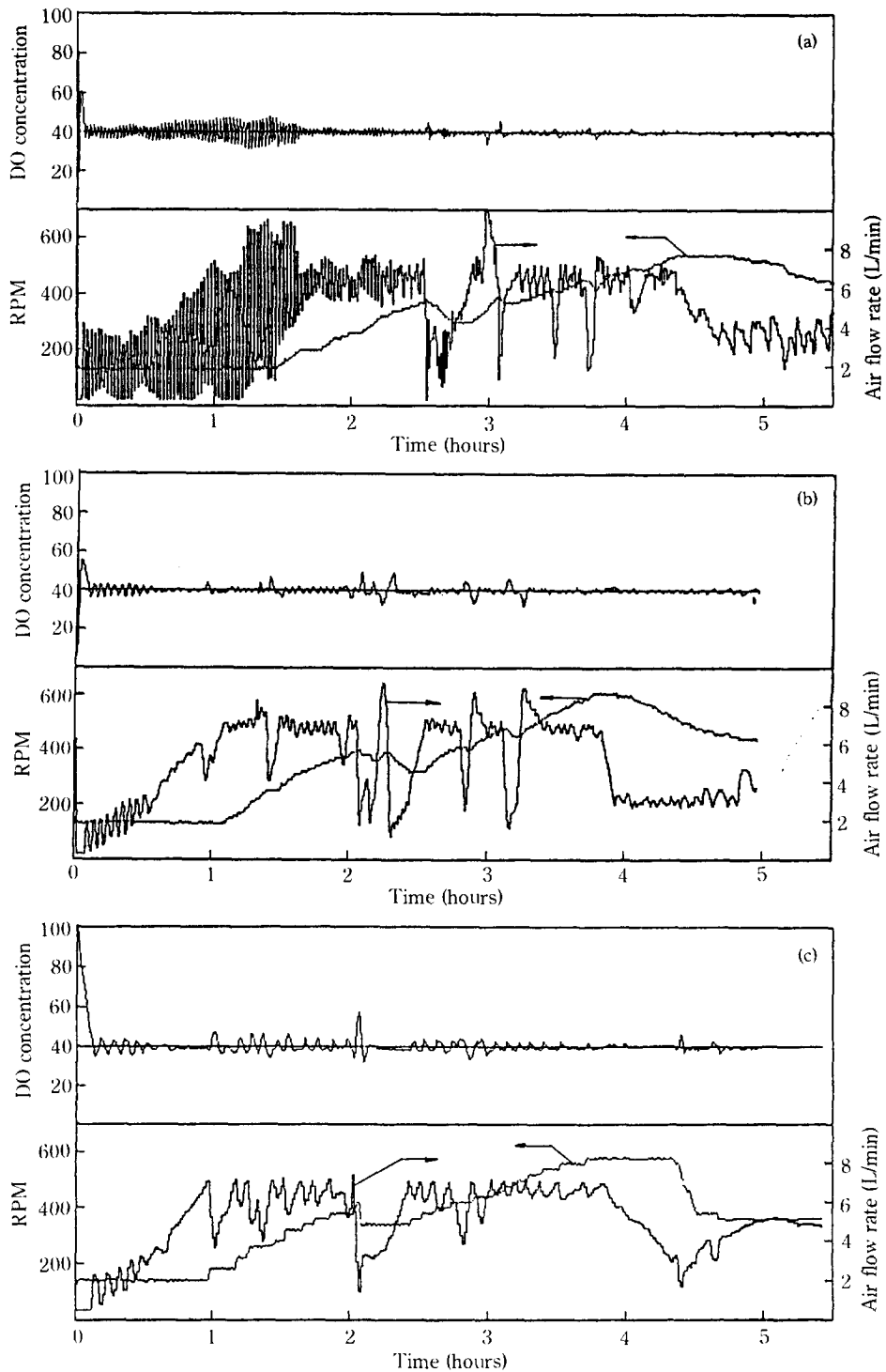


Fig. 4. Dissolved oxygen tension control with digital PID controller of velocity form.

- (a) the control results with the tuning parameters of $K_c = 5$, $\tau_i = 24$, $\tau_d = 3$
- (b) the control results with the tuning parameters of $K_c = 2$, $\tau_i = 25$, $\tau_d = 6$
- (c) the control results with the tuning parameters of $K_c = 0.8$, $\tau_i = 25$, $\tau_d = 10$

한번 발생하기 시작한 진동현상은 바로 수그러지지 않는 등 전반적으로 제어성능이 좋지 않았다. 여기서 작은 비례 제어계수를 사용하였음에도 불구하고 배양초기에서도 용존 산소농도가 목표치에 수렴하지 못하고 진동을 지속하였던 것은 배양초기의 낮은 균체농도로 인하여 배양액의 용존 산소농도가 유입공기량에 매우 민감하게 변하는 상황에서 산소전극에서의 응답시간지연 (transportation lag) 현상에 의해 정확한 실제 산소농도를 감지하지 못하여 발생한 것으로 생각된다.

Fig. 4a, b, c에서 보는 바와 같이 미생물 회분배양 공정은 조업영역의 이동과 시간에 따른 동특성 변화가 심할 뿐만 아니라 용존 산소전극이 응답시간지연 등 그 나름의 동특성을 지니고 있기 때문에 공정시스템과 측정기의 동특성을 보상하여 주도록 제어가 구성되지 않으면 용존 산소농도를 정확히 제어할 수 없는 것으로 생각된다.

4-2. 적응제어

일반적으로 적응제어시스템내에 실시간에서 추정되어야 하는 매개변수가 많아지면 계산량도 급격히 증가하고 제어알고리즘도 복잡해져 강건한 제어를 구현하기가 어렵다[22]. 본 연구에서 채택한 용존 산소농도 동특성식에 내포되어 있는 미지의 매개변수의 수는 생물반응기에서의 산소전달 과정을 나타내기 위한 가장 기본적인 k_ka 에 관계되는 α_k 와 OUR $_k$ 즉, 두 개로서 비교적 간단한 제어구조를 이루도록 하였다.

용존 산소농도 측정식은 이론에서 구한 (6)식으로 나타내게 된다. 본 연구에서 사용한 산소전극의 τ 와 k_c 는 각각 10초와 0.05초이었다. (6)식의 $C_i(t)$ 의 미분값을 구하기 위해 미분시간 간격(T_d)를 줄이면 측정잡음이 심해지기 때문에 T_d 는 1초로 하여 $C(k-d)$ 를 구하였다.

디지털 PID 방식으로 제어할 경우는 가능한 sampling 간격을 짧게 하여 사용하는 것이 제어성능을 높이는 일반적인 방법이지만 적응제어에서는 sampling 시간의 길이가 제어와 매개변수추정에 서로 상반되게 영향을 미치기 때문에 적응제어에서의 sampling 시간 결정은 PID 제어의 경우에 비하여 복잡하다. Rohrs 등[23]의 디지털 적응제어기 설계에 관한 연구에서는 기본 제어시스템 모델을 구하는 과정에서 간과된 시스템의 unmodeled 동특성이 있을 때, sampling 시간을 충분히 늘리는 것은 제어계의 안정성을 보장하기 위하여 절대적으로 필요하다고 하였다. 그러나 sampling 간격이 길어지면 단위시간당 제어에 반영되

는 정보량도 그만큼 적어짐으로 제어기능은 약화된다. 따라서 제어와 매개변수 추정에 모두 적합한 sampling 간격을 설정하는 것은 제어성능을 증가시키는 기초적이면서도 중요한 문제이다. 또한 본 연구에서의 상태변수 측정식에 존재하는 산소전극의 시간지연을 보상하는 관점에서도 매우 중요하다. 상태변수 예측은 sampling 간격이 작을수록 다단계의 예측을 요구하며, 이렇게 구한 것은 신뢰도가 떨어지게 된다. 3단계 이상의 예측은 복잡할 뿐만 아니라 많은 계산량을 요구하는 등 몇 가지 결점이 노출되었다. 본 연구에서는 2단계의 상태변수 예측식을 사용하고 제어에 반영되는 정보량을 늘리기 위하여 sampling 시간을 5초로 설정하였다.

매개변수추정에 사용한 regularized constant trace 방법은 일반적으로 널리 사용되고 있는 data weighting recursive least square parameter estimation 방법의 단점을 개선하기 위하여 개발된 것으로 상태변수 벡터의 excitation이 작을 때 시스템 공분산행렬 F_k 가 지속적으로 증가하는 estimator wind-up 현상을 방지하기 위하여 공분산행렬의 trace 합을 항상 일정한 값(C_1)으로 유지하게 할 뿐만 아니라 또한 시스템 공분산행렬의 고유값(eigen value)들이 0이 되는 singularity 문제를 방지하기 위하여 다시 공분산행렬의 대각항에 일정한 값(C_2I)을 첨가한 것이다[15].

Fig. 5a는 산소전극의 동특성이 적응제어에 미치는 영향을 알아보기 위해 용존 산소농도추정식[(6)식]을 사용하지 않고 (5)식만으로 시스템 모델식을 구성하여 적응제어한 결과이다. 용존 산소농도 그리고 공기유량 변화에 심한 진동현상이 지속되면서 목표치에 수렴하지 않는 것을 볼 수 있는데 이러한 결과는 다음과 같이 설명될 수 있다. 산소전극의 동특성을 보상하지 않고 산소전극의 출력값을 반응기내의 실제 용존 산소농도로 간주하면 용존 산소농도가 이미 목표값에 도달하였음에도 불구하고 산소전극에서의 응답시간지연현상에 의하여 제어기는 그렇지 못한 것으로 인식하기 때문에 적정 수준이상으로 제어입력을 증가시키게 된다. 따라서 산소전극에서의 응답지연시간 등을 보상하지 않고는 용존 산소농도의 목표값 주위에서 지속적으로 계속되는 진동현상은 사라질 수 없을 것으로 생각된다. Fig. 5b는 산소전극의 동특성식을 기본 시스템모델식에 포함시켜 적응제어한 경우를 나타낸 것으로 산소전극에서의 응답시간지연현상을 보상에 따라 그렇지 않은 경우에서 발생되었던 진동현상은 사라지고 매우 우수한 제어성능을 나타내고 있다. 이후의 실험은 별다른 언급이 없는 한 (5)와 (6)식을 사용하여 수행하였다.

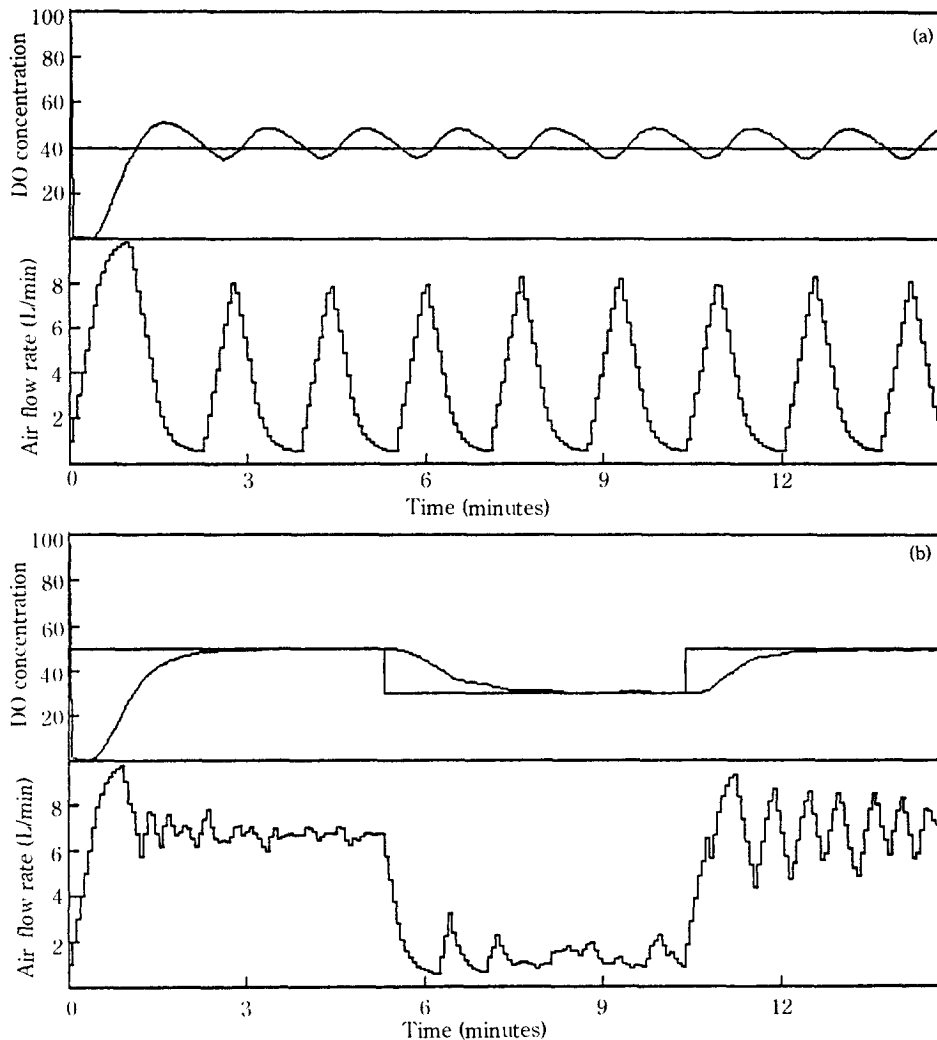


Fig. 5. Dissolved oxygen tension control with adaptive controller with $T=4$, $C_1=100$, $C_2=0$, $\beta=0.3$.

(a) no probe dynamics considered case

(b) probe dynamics considered case

Table 2. Comparisons of control performance of various control methods

Control method		Covariance ($\times 10^{-4}$)
PID:	for $K_c=0.8$	6.05
	for $K_c=2.0$	7.89
	for $K_c=5.0$	5.90
Adaptive:	for $C_1=100$ and $C_2=0$ without Kalman filter	3.01
	for $C_1=100$ and $C_2=0$ with Kalman filter	1.66
	for $C_1=10$ and $C_2=1$ with Kalman filter	0.85

매개변수추정시 공분산행렬의 trace 값인 C_1 의 영향을 살펴보았다. 우선, (9)식의 C_2 를 0으로 고정시키고 C_1 값이 20, 100인 경우에서 각각 실험하였다. 이 때 extended Kalman filter는 사용하지 않았다. C_1 이 20인 경우에는 추정된 매개변수의 안정도는 좋았으나 시스템의 시변적인 동특성을 정확히 추적하지 못하였기 때문에 전반적으로 좋은 제어효과를 거두지 못했다. C_1 을 100으로 설정한 경우에는 매개변수들이 심하게 변동하는 등 추정 안정성에 문제점이 노출되었으나 생물배양공정의 비선형적이고 시변적인 동특성을 신속히 반영하였기 때문에 제어는 전반적으로 향상되었다. C_1

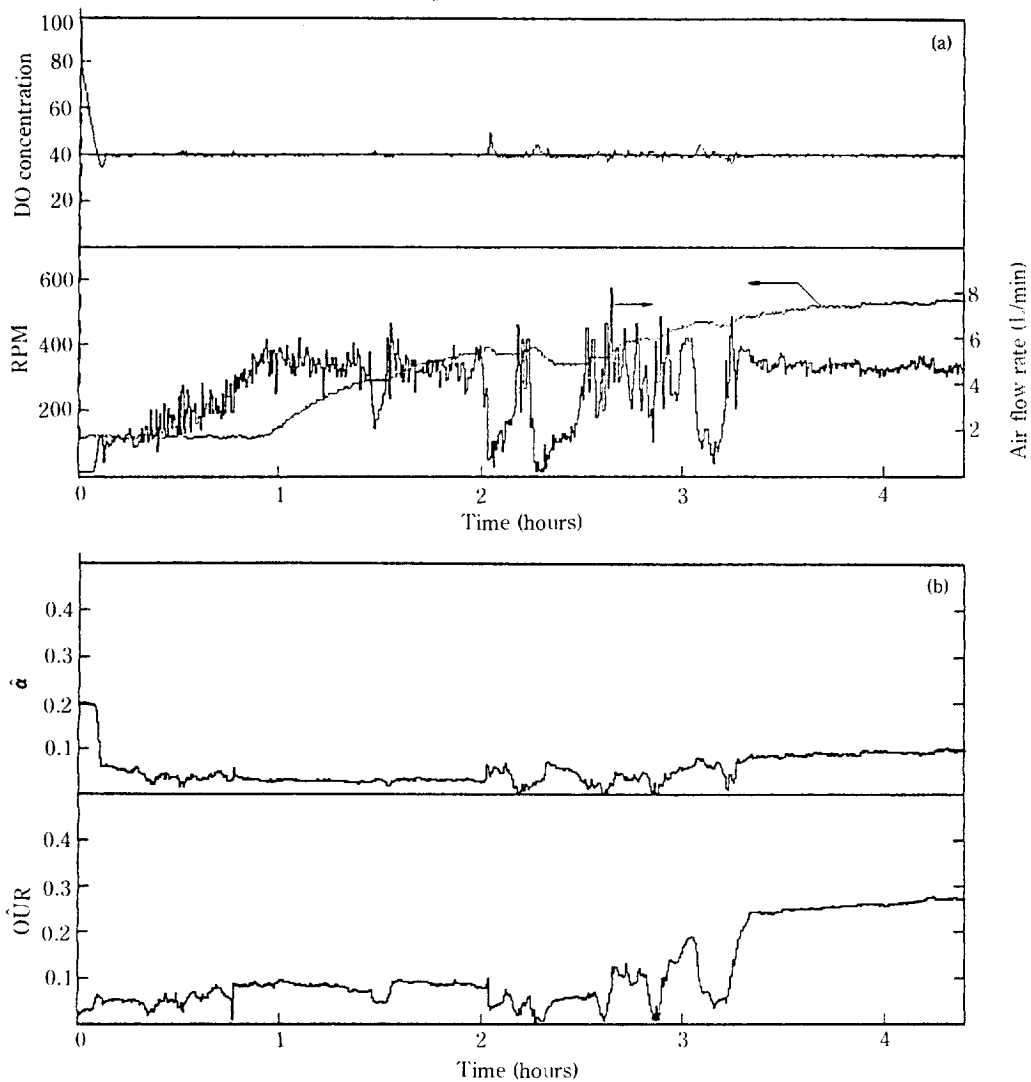


Fig. 6. Dissolved oxygen tension control with adaptive controller involving probe dynamics and Kalman filter in batch culture with the conditions of $T=5$, $C_1=100$, $C_2=1$, and $\beta=0.3$.

(a) time profiles of dissolved oxygen tension, air flow rate and agitation speed

(b) estimated parameter trajectories of α_K and OUR_K

의 값이 100보다 큰 수를 사용하면 잡음에 너무 민감하게 되어 제어성능이 좋지 않았다. 상세한 비교 결과는 Table 2에 나타내었다.

용존 산소농도측정식으로 (6)식을 사용할 때 발생하는 측정잡음을 제거하기 위하여 extended Kalman filter를 이용하여 구한 용존 산소농도 observer, 즉 (10)식을 용존 산소농도예측식으로 도입하여 제어하였다. 시스템잡음의 크기는 C_i 의 1% 내외로 가정하였으며, 측정잡음과 서로 상관관계가 없다고 가정하였다.

(10)식에서의 filter gain, L_k 는 각 sampling 시간마다 계산하여 사용하였다. C_1 과 C_2 의 값은 각각 100과 0으로 실험하였다. 그 결과 filter를 적용하지 않았을 경우보다 입력변수 변동은 줄어들었으며 제어능력은 향상되었으나 매개변수추정에서의 추정 robustness는 여전히 보장되지 못했다. L_k 값은 대략 0.6 전후에서 유지되었다.

매개변수를 추정할 때 발생하는 공분산행렬의 singular 문제를 해결하기 위해서 C_2 의 영향을 살펴보았

다. Fig. 6은 C_1 , C_2 를 각각 100, 1로 하고 Kalman filter를 적용하여 제어했을 때의 결과이다. 가장 좋은 제어성능을 보여주었으며 매개변수추정도 비교적 안정하게 이루어졌다. Table 2는 위의 각 경우에 대한 실험결과를 목표값을 기준으로 산소전극 출력값의 분산을 계산하여 나타낸 것이다.

5. 결 론

지금까지 회분식 생물배양기에서의 용존 산소농도 제어를 위한 적응제어기 설계와 그 실험결과를 소개하였다. 본 연구결과를 요약하면 다음과 같다.

첫째, 여러 경우의 제어 매개변수값들을 사용하여 PID 제어를 시도하였으나 산소전극의 시간지연 등의 동특성과 생물배양계의 비선형적이고 시변적인 특성으로 인하여 만족할 만한 제어를 이룰 수가 없었다. 둘째, 본 연구의 경우와 같은 sampling 시간이 짧은 경우는 기존의 적응제어방식만으로는 생물배양계에서의 용존산소 제어문제를 해결할 수 없었으며, 산소전극의 동특성을 보상해 줌으로써 우수한 제어효과를 얻을 수 있었다. 셋째, 상태변수인 용존 산소농도에측과과정에서 발생하는 측정잡음을 줄이기 위해 extended Kalman filter를 사용하였으며, 시변 매개변수의 on-line 추정법으로서 regularized constant trace 방법을 사용하여 least square 방법의 단점을 극복하는 동시에 매개변수 추정 안정성을 높일 수 있었다.

NOMENCLATURE

C	: dissolved oxygen tension[kmole $O_2 \cdot L^{-1}$]
C_i	: oxygen electrode output [kmole $O_2 \cdot L^{-1}$]
C_s	: set point of dissolved oxygen tension[kmole $O_2 \cdot L^{-1}$]
C_1	: constant trace
C^*	: saturated dissolved oxygen tension[kmole $O_2 \cdot L^{-1}$]
F	: covariance matrix of data vector
F_m	: modified covariance matrix of F
k_c	: characteristic slope of oxygen probe[h $^{-1}$]
K_c	: proportional gain of PID control
k_{La}	: volumetric oxygen transfer coefficient[h $^{-1}$]
L_K	: extended Kalman filter gain
OUR_K	: oxygen uptake rate[kmole $O_2 \cdot h^{-1}$]
Q	: covariance of process noise
R	: covariance of observation noise
RPM	: revolution per min[min $^{-1}$]

T	: sampling time [s]
T_d	: time difference [s]
U_K	: air flow rate [L·min $^{-1}$]
y_K	: Euler approximation of dC/dt
$\hat{\cdot}$: estimation

Greek Letters

β	: damping factor in adaptive controller
Γ	: transfer function of oxygen probe
θ	: unknown parameter vector
λ	: forgetting factor
τ	: response time delay of oxygen probe [h]
τ_d	: derivative time constant of PID control [h $^{-1}$]
τ_i	: integral time constant of PID control [h]
ϕ	: regression data vector

REFERENCES

- Thompson, B.G. and Walter, T.L.: *J. Ferment. Technol.*, **64**, 335 (1986).
- Barford, J.P.: *J. Ferment. Technol.*, **63**, 495 (1985).
- Harrison, D.E.F. and Loveless, J.E.: *J. of General Microbiology*, **68**, 35 (1971).
- Dawson, M.W., Maddox, I.S., Boag, I.F. and Brooks, J.D.: *Biotechnol. Bioeng.*, **32**, 220 (1988).
- Flynn, D.S. and Lilly, M.D.: *Biotechnol. Bioeng.*, **9**, 515 (1967).
- Yano, T., Mori, H., Kobayashi, T. and Shimizu, S.: *J. Ferment. Technol.*, **59**, 295 (1981).
- Clark, T.A.: *Biotechnol. Bioeng.*, **27**, 1507 (1985).
- McInnis, B.C., Lin, C.Y. and Butler, P.B.: Proc. 5th IFAC Symposium, Identification and System Parameter Estimation, 789 (1979).
- Åström, K.J. and Wittenmark, B.: *Automatica*, **9**, 195 (1973).
- Ko, K.Y., McInnis, B. and Goodwin, G.C.: *Automatica*, **18**, 727 (1982).
- Cardello, R.J. and San, K.Y.: *Biotechnol. Bioeng.*, **32**, 519 (1988).
- Koizumi, J. and Aiba, S.: *Biotechnol. Bioeng.*, **26**, 1131 (1984).
- Werman, W.C. and Wilke, C.R.: *Biotechnol. Bioeng.*, **15**, 571 (1973).
- Bailey, J.E. and Ollis, D.F.: "Biochemical Engineering Fundamentals", 2nd ed, McGraw-Hill, New York, (1986).
- Åström, K.J. and Wittenmark, B.: "Adaptive Control", Addison Wesley, (1989).
- Goodwin, G.C. and Sin, K.S.: "Adaptive Filtering Prediction and Control", Prentice-Hall, Engle-

- wood Cliffs, NJ, (1984).
17. 이중현, 유영제 : 화학공학, **27**, 366 (1989).
 18. Yi, G.B., Hwang, Y.B., Chang, H.N. and Lee, K.S.: *Automatica*, **25**, 243 (1989).
 19. Isermann, R.: "Digital Control Systems", Springer-Verlag, New York, (1981).
 20. Åström, K.J. and Wittenmark, B.: "Computer Controlled Systems", Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, (1984).
 21. Stephanopoulos, G.: "Chemical Process Control", Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, (1984).
 22. Seborg, D.E., Edgar, T.F. and Shah, S.L.: *AIChE J.*, **32**, 881 (1986).
 23. Rohrs, C.E., Asyhans, M., Valavani, L. and Stein, G.: *Automatica*, **20**, 654 (1984).