

투과증발과 결합된 에탄올 발효 공정의 모델링 및 특성

최은수 · 김진현 · 유영제*
서울대학교 공과대학 화학공학과

Modeling and Characteristics of Ethanol Fermentation Process Combined with Pervaporation

Choi, Eun-Soo, Jin-Hyun Kim and Young Je Yoo*

Department of Chemical Engineering, Seoul National University, Seoul 151-742, Korea

Abstract — Pervaporation which is capable of removing ethanol selectively was adopted to reduce the ethanol inhibition and *in situ* recovery of ethanol in ethanol fermentation. The composite membrane made of silicone and polysulfone was used to separate the ethanol selectively. The ethanol selectivity of the membrane was about 4 and the total flux was 300 g/m² h at 30°C and 10 mmHg for 25 g/l of feed concentration. *Saccharomyces cerevisiae* entrapped within Ca-alginate gels was employed for ethanol fermentations in a fluidized-bed bioreactor. The pervaporation membrane unit and fluidized-bed bioreactor were combined into one system. The proposed model equations for the combined system showed good accordances with the experimental results. It was found from the simulation results that the ethanol concentration in the broth for the combined system was lower than that for the continuous fermentation system without a membrane unit. Ethanol productivity can be thus increased by employing the combined system.

대체에너지로써의 에탄올 생산을 위해서 연속조업 방식이 많이 연구되고 있으며, 발효와 동시에 에탄올을 선택적으로 분리시켜 배지내의 에탄올 농도를 낮추어 저해작용을 감소시키는 공정들이 많이 연구되고 있다(1).

막을 이용한 에탄올의 선택적인 분리에 관한 연구가 활발한데, 막을 이용하는 공정의 장점은 낮은 온도에서도 조업이 가능하고 적절한 막을 선택하면 물, 에탄올 등의 다른 성질을 가진 어떤 물질도 분리할 수 있다는 점이다. 투과증발(pervaporation) 공정은 다공성 막을 이용하여 막의 양단에 압력차를 주어 일정한 크기 이하의 물질을 분리하는 정밀여과, 한외여과 등의 방식과는 달리 비공성(nonporous)막을 이용하여 막의 양단에 걸리는 화학포텐셜의 차이를 구동력으로 하여 원하는 물질의 분리를 실현하는 것

이다(3). 이 방법은 막에 선택적으로 용해된 물질이 확산에 의해 투과(permeation)한 다음, 막의 하부에 진공을 걸어줌으로써 투과한 물질을 기화(evaporation)시키는 공정이다. 지금까지의 투과증발공정은 공비점이 생기는 물-에탄올계에서 물을 제거하는데 주로 이용되었다(4). 그러나 유기물에 대해 선택적으로 막을 사용하면, 발효배지내의 에탄올을 선택적으로 분리할 수 있다. 이러한 목적으로 실리콘이 가장 많이 사용되어 왔다(5). 이는 세포에 해롭지 않고, 표면이 아주 치밀하여 세포에 shear를 미치지 않으므로 생물공정에 적합한 것으로 알려져 있다(6-8).

본 논문은 투과증발과 발효를 연결한 혼합공정에서 에탄올의 생산성증가에 관한 것이다. 투과증발막은 폴리스ulfon을 상전환법(phase inversion)으로 지지체를 만들고, 실리콘을 그 위에 코팅하여 에탄올을 선택적인 활성층을 만들어 제작한 혼합막(composite membrane)을 이용하고, 발효장치를 Ca-alginate에 세포를 고정화시킨 입자(bead)를 이용하는 유동층반응기이다. 본 연구에서는 이 두 장치를 연결한 혼합공정

Key words: Pervaporation, ethanol fermentation, *Saccharomyces cerevisiae*, fluidized-bed bioreactor, modeling

*Corresponding author

으로부터 에탄올의 저해작용의 감소와 에탄올 생산성 향상의 정도를 시험하였다.

재료 및 방법

투과증발실험

막은 상전환법으로 폴리술폰 지지체를, 실리콘활성층을 dip-coating법으로 제조한 평판형 합성막이었으며, 막의 유효면적은 약 50 cm²이었다. 투과증발장치에 진공을 걸어 투과물을 기화시켰고, 이를 다시 액체 질소트랩을 이용하여 응축시켰다.

사용균주 및 배지

균주는 Ca-alginate에 고정화시킨 *Saccharomyces cerevisiae* (ATCC 24858)를 이용하였다. 배지의 조성은 탄소원으로 포도당을 사용하였고, yeast extract 3.0 g/l, KH₂PO₄ 3.0 g/l, NH₄Cl 2.0 g/l, MgSO₄·7H₂O 1.5 g/l, CaCl₂·2H₂O 0.2 g/l로 하였다.

배양

하룻동안 플라스크 배양한 액을 같은 부피의 2 wt%

Na-alginate와 혼합한 후 24G 주사바늘을 통해 0.2 M CaCl₂·2H₂O에 떨어뜨려 세포를 고정화하였다. 고정화된 세포를 생리식염수로 씻어주고 약 2시간 가량 정치시켜 고정화입자를 굳게하고 이를 유동층생물반응기에 접종시켰다. 이때 반응기 부피는 1l이고 배지 부피는 약 300 ml이었으며, 6 vvm의 통기속도로 유동화를 실현하였다. 또한 배양온도는 30°C를 유지하였고, 초기 pH를 4.5로 하였다. 배지의 포도당이 고갈되면 연속식으로 전환하고 투과증발과의 혼합공정으로 운전하였다. 이 혼합공정에 대한 공정도는 Fig. 1과 같다.

분석

고정화세포는 0.2 N sodium phosphate, 0.2 N sodium citrate의 용액에 입자를 녹여 건조중량을 측정하였고, 비고정화세포의 농도는 525 nm에서 흡광도를 측정함으로써 세포농도를 구하였다. 포도당농도는 DNS법을 이용하였고, 에탄올 분석은 TCD가 장착된 가스크로마토그래피를 이용하였다. 막 선택도는 Bell 등(13)의 방법에 의하여 측정하였다.

결과 및 고찰

물-에탄올계에 대한 투과증발실험

에탄올 농도가 25, 73, 165, 215 g/l인 네 가지 조성의 용액에 대하여 막의 성능실험을 하였다. Fig. 2에 30°C에서 투과유속과 선택도에 대한 압력의 영향을 나타내었다. 30°C에서 에탄올과 물의 증기압은 각각 78.47, 31.67 mmHg로써, 막하부의 압력이 이들 증기압보다 낮을 경우 기화하게 된다. 따라서 막에 선택적으로 용해된 에탄올이 보다 많이 증발할 것이다. 막하부의 압력이 낮아질 수록 막의 양단에 걸리는 압력차가 커지고 이는 화학포텐셜의 차이를 크게하여 투과유속의 증가함을 예측할 수 있는데 Fig. 2는 이 사실을 잘 나타내주고 있다. Fig. 2는 하부압력이 증가함에 따라 투과유속이 거의 선형적으로 감소함을 보여주고 있는데, 이는 Fick's law에 의한 투과현상으로 설명할 수 있다. 또한 공급액의 에탄올 농도가 증가할 수록 투과유속이 증가함을 알 수 있는데 이는 Fick's law에서 막의 양단에 걸리는 화학포텐셜 차이가 증가하고, 에탄올의 막에 대한 가소화작용(plasticization effect)이 증가하기 때문이다.

Fig. 2는 또한 하부압력이 증가함에 따라 선택도가 증가함을 보여주고 있는데 이는 위에서 언급한 30°C

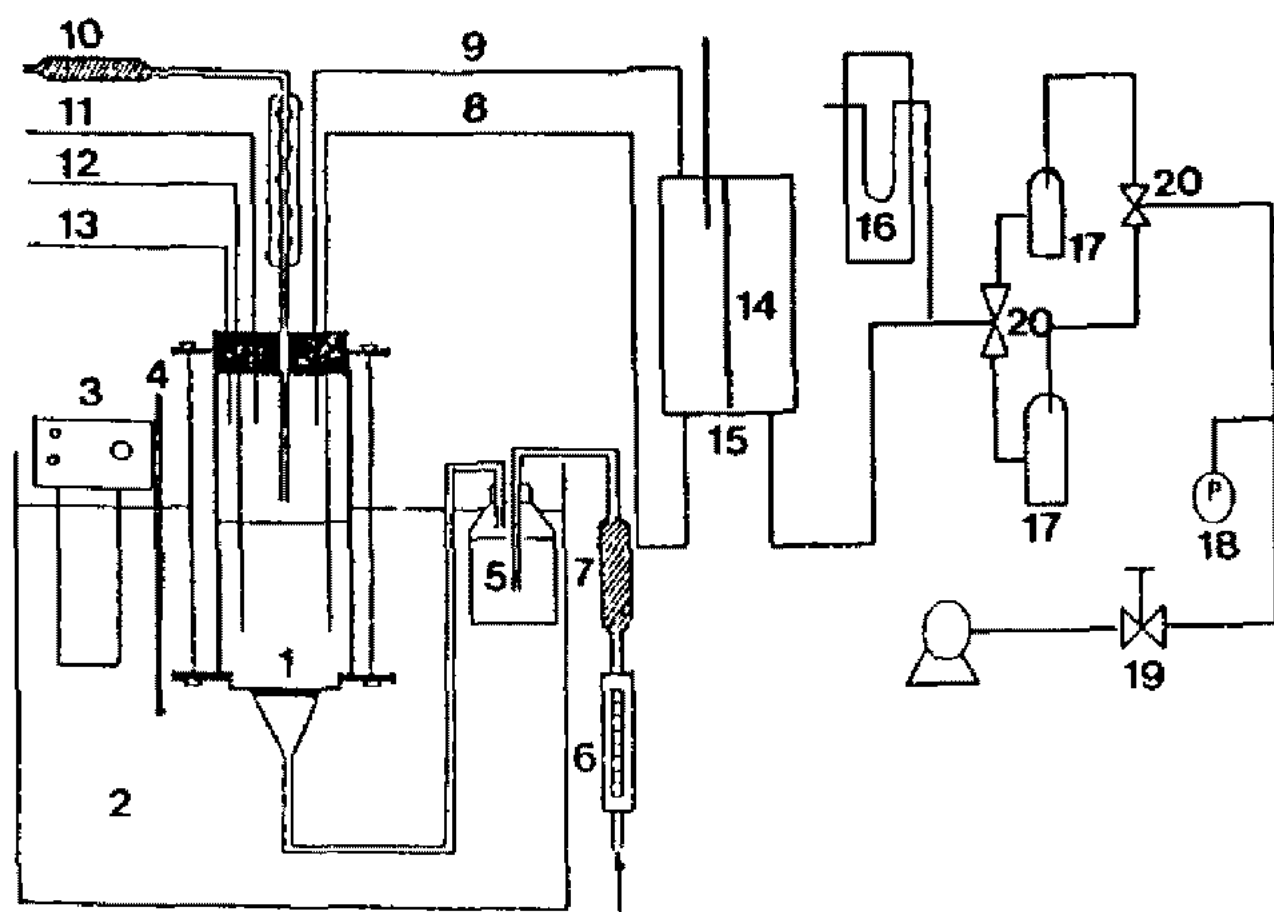


Fig. 1. Schematic diagram of the ethanol fermentation-pervaporation system.

- | | |
|----------------------------|--|
| 1. filter plate | 10. exhaust air line |
| 2. water bath | 11. feeding line |
| 3. temperature controller | 12. sampling line |
| 4. thermometer | 13. antifoam feeding line |
| 5. humidifier | 14. membrane |
| 6. air flow meter | 15. membrane unit |
| 7. air filter | 16. U-tube manometer |
| 8. line to membrane unit | 17. cold trap with liq. N ₂ |
| 9. line from membrane unit | 18. pressure gauge |
| | 19. needle valve |
| | 20. three way valve |

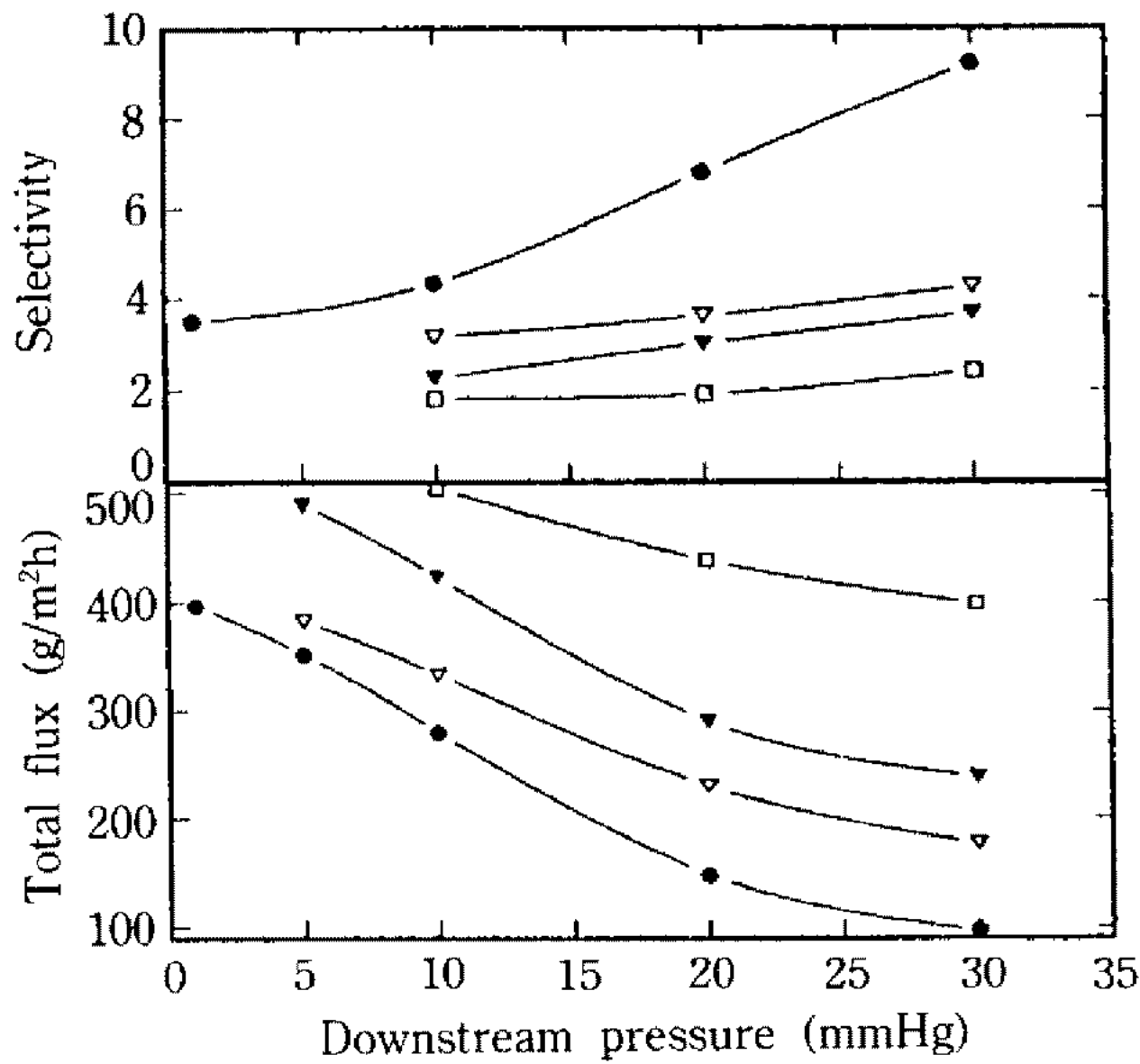


Fig. 2. Effects of downstream pressure on total flux and selectivity for different ethanol concentration at 30°C.
Ethanol concentration in feed: ●: 25 g/l, ▽: 73 g/l, ▼: 165 g/l, □: 215 g/l

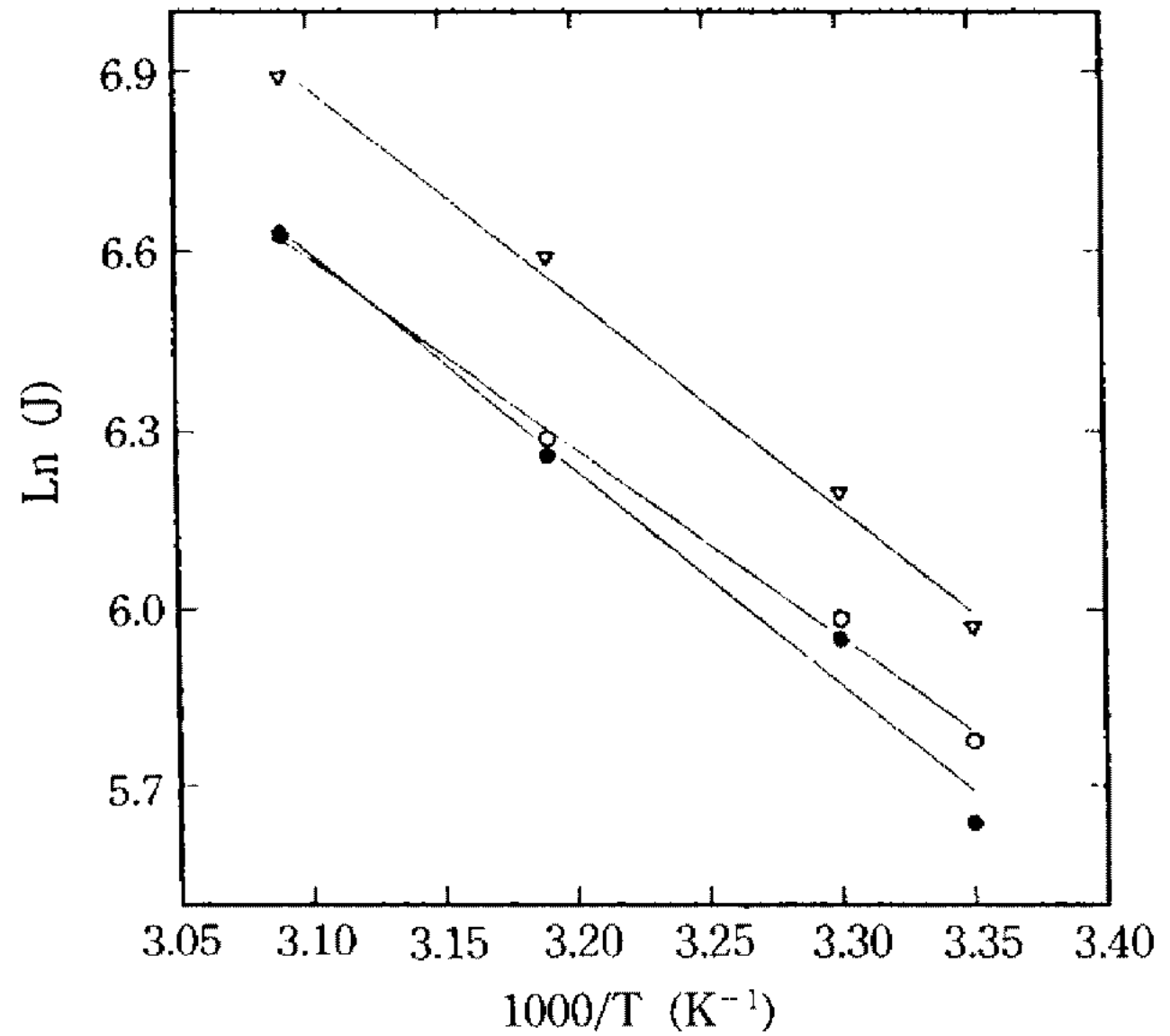


Fig. 3. Arrhenius plot of total flux (J).
○: ethanol concentration 25 g/l, downstream pressure 1 mmHg, ●: ethanol concentration 73 g/l, downstream pressure 5 mmHg, ▽: ethanol concentration 165 g/l, downstream pressure 5 mmHg

에서의 증기압을 고려하면 당연한 결과로써 압력이 높아감에 따라 물이 에탄올에 비해 기화량이 줄어들기 때문이다. 또한 공급액의 농도가 증가할 수록 선택도는 감소함을 알 수 있는데, 에탄올 농도가 높아질 수록 막의 swelling 현상이 심해지며, 이것은 에탄올과 함께 물도 막을 잘 통과할 조건을 형성한다. 따라서 에탄올 농도가 높아질 수록 선택도는 감소함을 알 수 있다.

본 실험에서 제조한 막은 Aptel 등(4)이 제조한 30 μ 두께의 대칭막에 비해 약 2배의 투과유속과 약간 낮은 선택도를 가짐을 알 수 있다. 이는 막의 두께가 얇아진 것과 지지체로 사용한 폴리술폰의 물에 대한 선택성(5) 때문이다. 즉, 실리콘 막은 선택적으로 투과된 에탄올이 물에 선택적인 폴리술폰을 잘 투과되지 못한 결과이다. 따라서 에탄올에 선택적인 복합막을 제조하기 위해서는 지지막도 에탄올에 선택적인 재료의 개발이 요구된다.

지금까지 알아본 압력에 대한 투과특성으로부터 에탄올 발효에 이용할 하부의 압력값을 정할 수 있는데 본 연구에서는 투과유속의 큰 감소없이 선택도가 높은 10 mmHg를 공정의 조업조건으로 정하였다.

Fig. 3은 투과유속의 Arrhenius plot을 나타낸 것이다. 온도가 증가할수록 투과유속이 증가함을 알 수 있는데 이는 온도가 증가할수록 각 성분의 증기압이

높아져 투과유속이 증가하기 때문이다. Arrhenius plot의 기울기로부터 활성화에너지를 구할 수 있는데, 세 성분의 에탄올 용액은 큰 차이없이 약 7 kcal/mol의 값을 나타내며 이는 Gudernatsch 등(6)의 보고와도 일치한다.

발효-투과증발의 혼합공정

미생물을 Ca-alginate에 고정화시켜 유동층반응기에 접종하였는데 고정화세포의 접종량은 75 ml이며 공급율은 0.82이었다. Fig. 4는 초기 포도당 농도를 30 g/l, 공급 포도당 농도를 100 g/l로 하여 약 60시간 동안에 변한 세포농도를 보여주고 있다. 비고정화세포는 60시간까지 0.1 g/l를 넘지 못한 반면, 고정화세포는 약 6 g/l까지 증가하다 일정하게 유지됨을 알 수 있다. 이 최대 고정화세포의 농도는 6 g/l였으며 이를 alginate 1l당의 세포농도(X_m)로 표시하면 약 35 g/l-alginate이었다. 또한 Lineweaver-Bluk plot으로부터 구한 최대비성장속도(μ_m)는 0.25이었다.

Fig. 5는 고정화세포의 접종량을 75 ml로 하고, 초기포도당농도를 25 g/l로 하여 기질인 포도당이 고갈되었을 때, 공급기질농도를 60 g/l, 희석율을 0.15 h⁻¹로 하여 연속식과 투과증발공정을 혼합한 공정으로 실험한 결과이다. 회분식의 경우 약 17시간이 지나면 포도당이 고갈되었고, 그 이후에 투과증발-발효의 혼합공정을 연결하여 포도당을 연속적으로 공급하였는

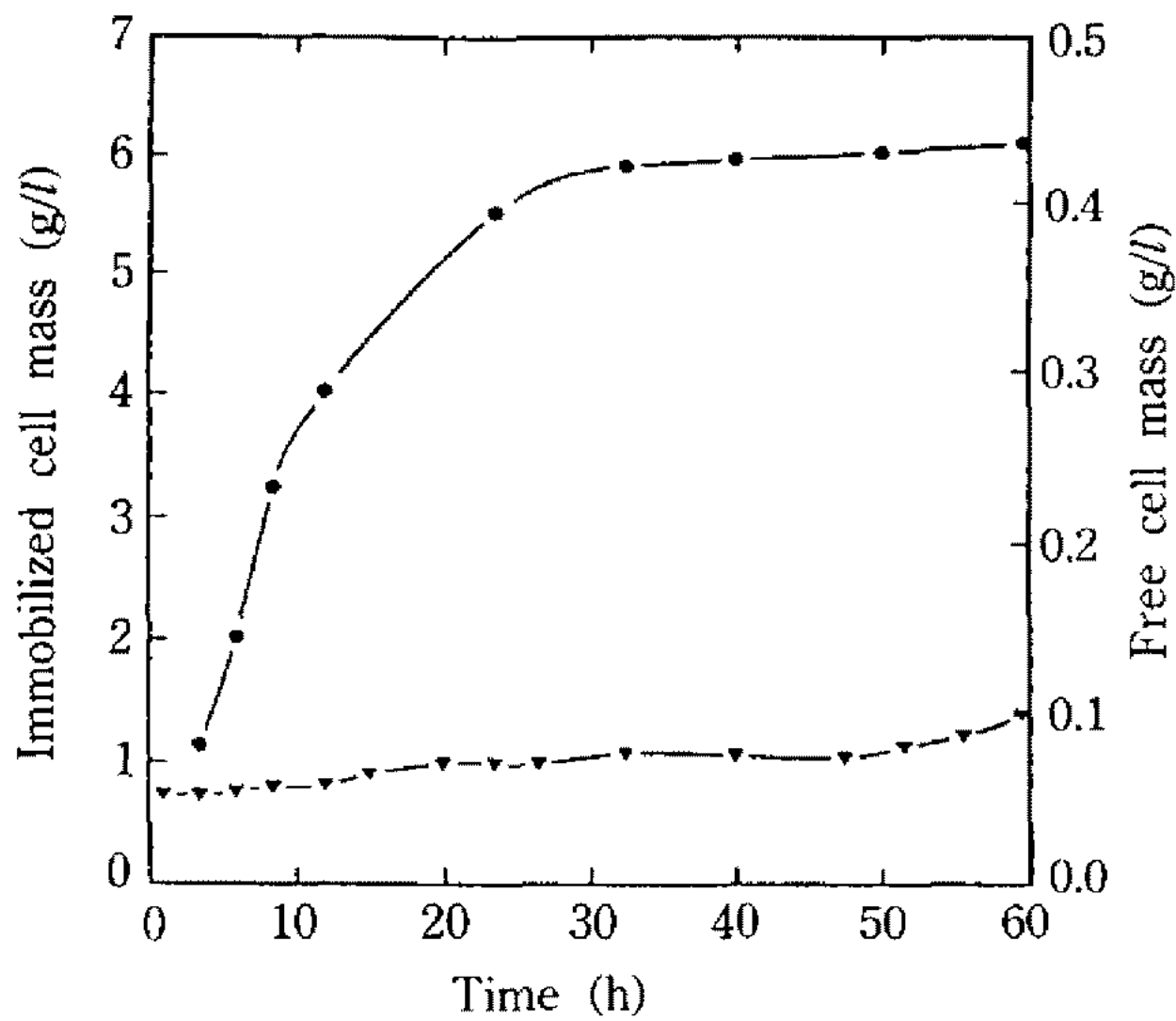


Fig. 4. Variations of immobilized and free cell masses during ethanol fermentation in fluidized-bed bioreactor. ●: immobilized cell mass, ▼: free cell mass

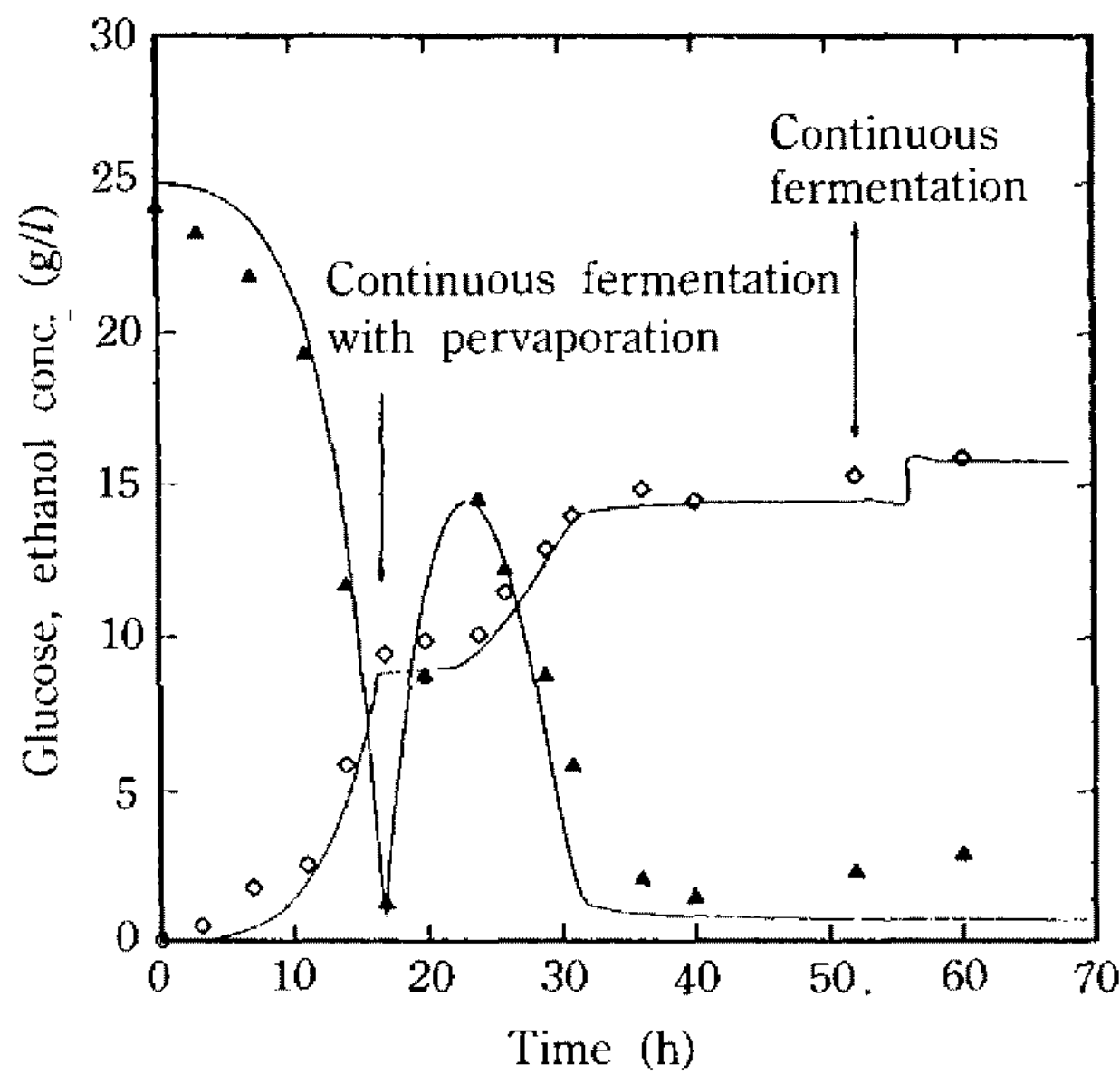


Fig. 5. Time courses of ethanol fermentation and comparisons of experimental data with the simulation results.

S_0 : 60 g/l, D : 0.15 h^{-1} , ϵ : 0.82. Pervaporation was started at 18 h and continuous operation without pervaporation was started at 50 h. Lines are simulation results and dots (▲: glucose, ◇: ethanol) are experimental data

데, 그 이후 약 10시간이 지난 후에 포도당을 이용하기 시작하고 배양 후 약 40시간이 지난 에탄올의 농도가 약 15 g/l의 정상상태에 이르렀다. 이때 포도당의 이용율은 94%이었다. 정상상태가 된 다음에 투과증발장치를 분리하여 연속식으로 조업을 하였다. 이때 포도당의 이용률은 90%이었고 에탄올의 농도는 약

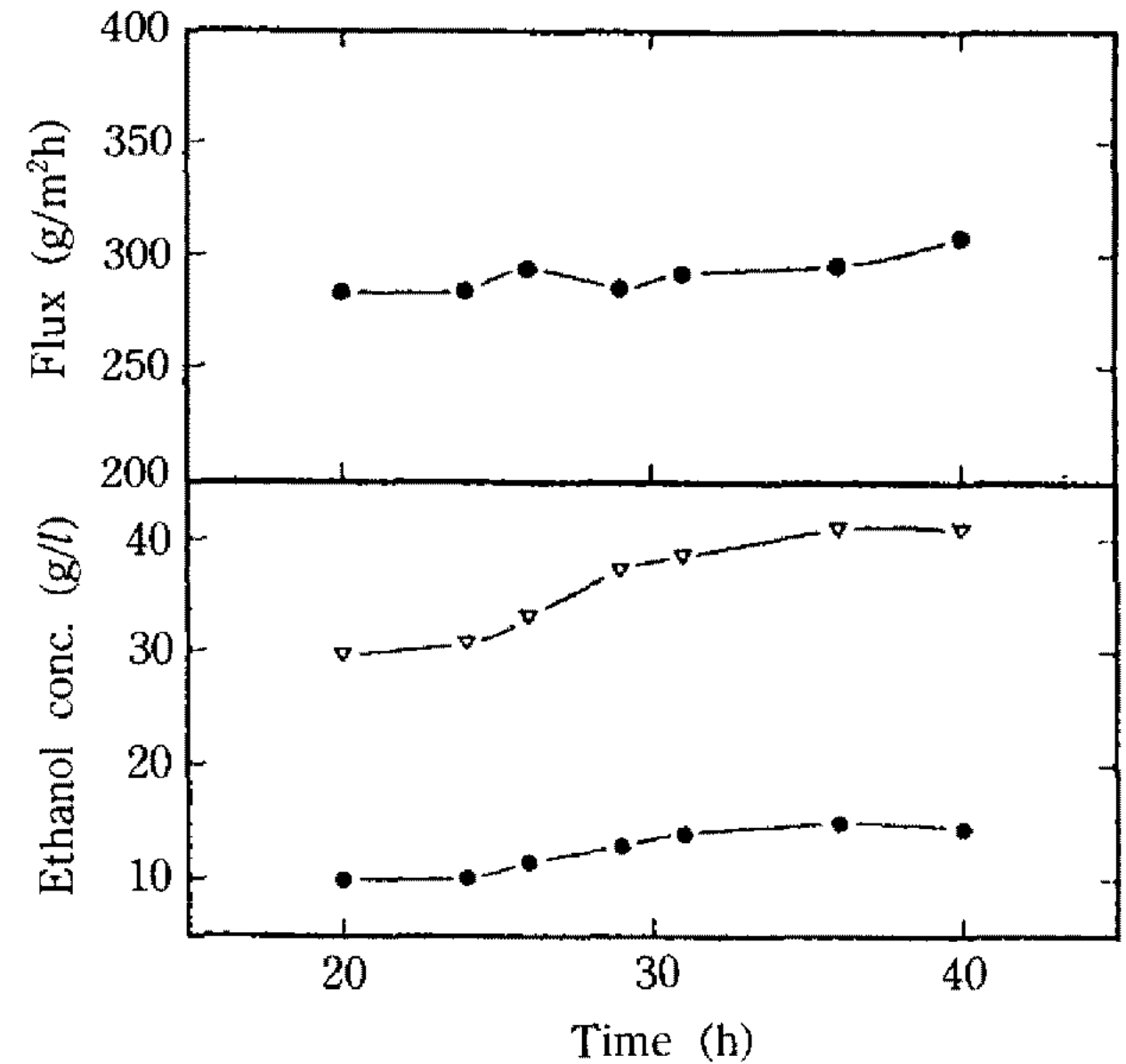


Fig. 6. Pervaporation results during ethanol fermentation in combined fermentation-pervaporation systems. ▼: ethanol concentration in the permeate, ●: ethanol concentration in the broth

17 g/l이었으며 포도당의 에탄올로의 전환율은 약 0.3이었다. 혼합공정을 채택한 경우 단순히 연속식으로 조업한 경우에 비하여 발효배지내의 에탄올 농도가 낮어져서, 세포저해작용을 감소시키고 따라서 포도당의 이용율은 증가하였다. 이러한 효과는 에탄올의 생산성 증가로 나타나는데 연속식일 때보다 혼합공정의 경우 약 3%의 증가를 얻을 수 있었다.

Fig. 6에 실제 발효배지의 막에 대한 투과특성을 나타내었다. 선택도는 약 3으로써 순수한 물-에탄올계의 실험의 결과보다 약간 낮은 선택도를 나타내고 있다. 이는 발효배지내의 물과 에탄올뿐 아니라 acetic acid와 acetaldehyde 등의 휘발성 부산물 등의 투과로 인해 선택도가 떨어진 것으로 추측된다.

Fig. 7은 고정화세포의 접종량을 110 ml, 초기 포도당농도를 30 g/l로 하여 희분식 배양을 하다가 포도당이 고갈된 후 공급기질농도를 100 g/l, 희석율을 0.1 h^{-1} 로 하여 투과증발장치를 연결하지 않은 연속배양과 혼합공정의 실험을 하였다. 연속식으로 했을 경우 낮은 희석율로 말미암아 포도당이 바로 소모되는 경향을 나타내고 있다. 포도당의 이용율은 연속식의 경우에 비해 혼합공정의 경우 98.4%에서 99%로 증가하였고, 발효배지에서의 에탄올 농도는 23.5 g/l에서 21.5 g/l로 낮아졌다. 이에 따라 에탄올 생산성은 약 2% 가량 증가하였다. 그러나 본 실험에서 사용한 막은 크기가 50 cm^2 로 너무 작아 큰 생산성의 향상은 얻을

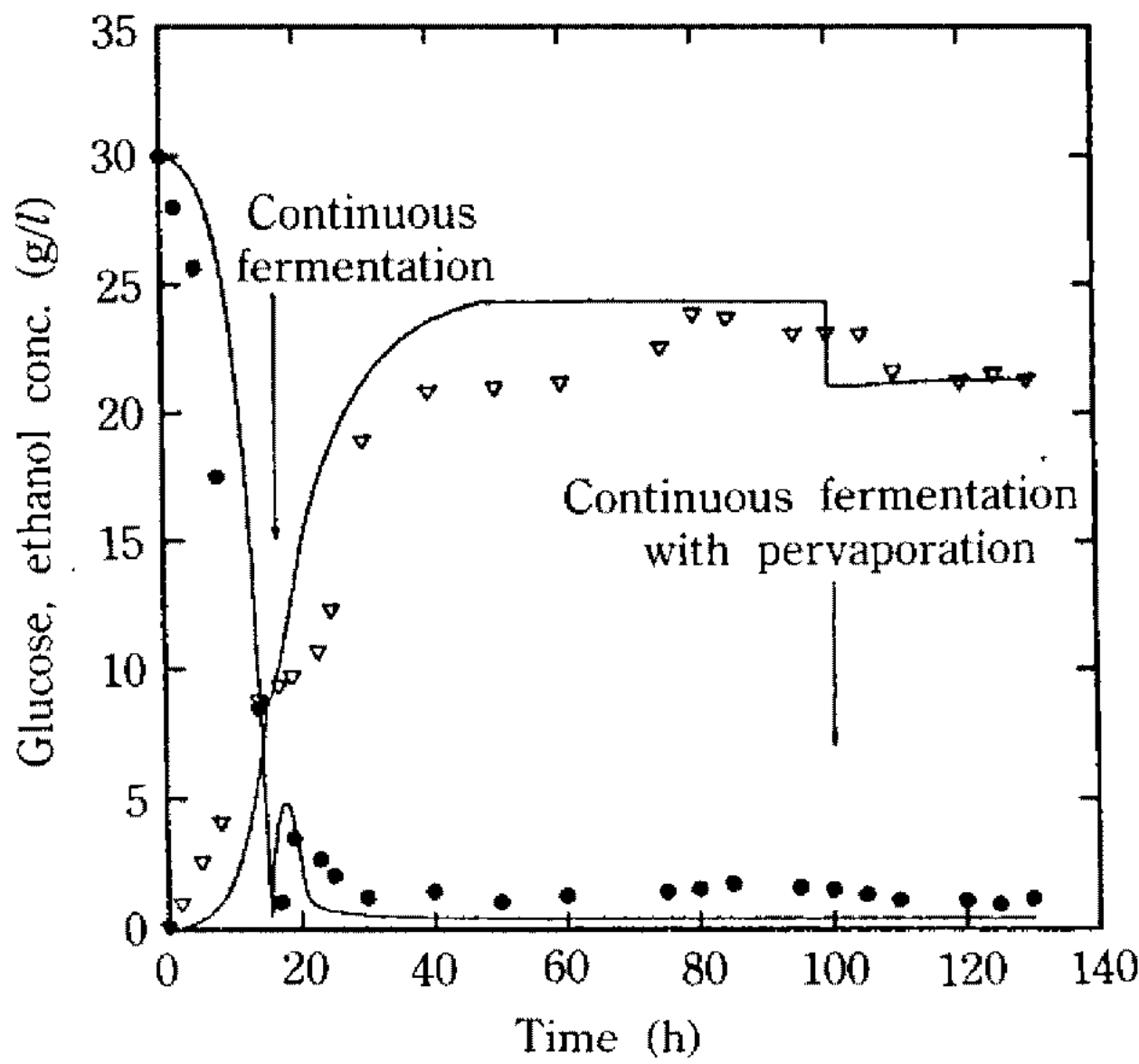


Fig. 7. Time courses of ethanol fermentation and comparisons of experimental data with the simulation results.

S_0 : 100 g/l, D : 0.1 h^{-1} , ϵ : 0.72. Continuous operation without pervaporation is started at 18 h and pervaporation is started at 90 h, Lines are simulation results and dots (●: glucose, ▽: ethanol) are experimental data

수 없었다.

에탄올-투과증발 공정의 모델링

혼합공정에 적절한 모델을 정하고, 각 실험으로부터 구한 변수값들을 이용하여 모델의 적합성을 알아보고, 막 면적, 공급기질의 농도와 고정화세포의 접종량의 변화가 생산성에 미치는 영향을 관해 알아보았다. 본 모델링시에 사용되었던 가정은 다음과 같다. 1) Fig. 4에 나타난 것처럼 비고정화세포는 고정화세포농도에 비해 아주 작으므로 발효에 영향을 미치는 세포는 일정한 농도의 고정화된 세포만이라 간주한다. 2) 영양분의 고정화된 세포입자 안으로의 또는 생성물의 입자 밖으로의 diffusion limitation은 무시한다. 이러한 가정은 Schoutens 등(10)이 실험적으로 타당성을 보고하였다. 3) 반응기는 유동화에 의하여 완전한 교반이 이루어진다. 4) 유입액과 유출액의 양은 서로 같다. 5) 막을 통한 에탄올의 투과는 막의 면적과 원료의 에탄올 농도에 비례하고 Arrhenius형의 온도 의존성을 갖는다. 이때의 투과증발상수(k)는 Fig. 2로부터 구하였다. 따라서 모델식은 다음과 같이 표현할 수 있으며 각 변수값들은 Table 1에 나타내었다.

Table 1. Parameter values used for the model equations

Parameter	Value	Unit	Data
K_s	1.0	[g/l]	[11]
$Y_{x/s}$	0.1	[-]	[11]
P_m	100	[g/l]	[2, 9]
μ_{max}	0.25	[h ⁻¹]	Experimental
$Y_{p/s}$	0.3	[-]	~
k	8.8324×10^4	[cm/h]	~
E_a	7000	[cal/mol]	~
X_m	35	[g/l-alginate]	~

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot \left[1 - \frac{P}{P_m} \right] \quad (1)$$

세포농도

$$X = X_{immob} + X_{free} \cong X_{immob} = X_m \cdot (1 - \epsilon) \quad (2)$$

기질소모속도

$$r_s = \frac{1}{Y_{x/s}} \cdot \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot \left[1 - \frac{P}{P_m} \right] \cdot X \quad (3)$$

에탄올 생성속도

$$r_p = Y_{p/s} \cdot r_s = Y_{p/s} \left[\frac{1}{Y_{x/s}} \cdot \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot \left[1 - \frac{P}{P_m} \right] \cdot X \right] \quad (4)$$

기질 수지식

$$\frac{dS}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (S_0 - S) - \eta \cdot r_s \quad (5)$$

에탄올 수지식

$$\frac{dP}{dt} = -\frac{F}{V} \cdot P + r_p - \frac{A}{V} \cdot J_e \quad (6)$$

에탄올 유속

$$J_e = k \cdot P \cdot \exp(-E_a/RT) \quad (7)$$

위에서 설정한 모델식의 타당성을 실제 실험결과와 비교하므로써 그 타당성을 조사하였다. 회분식에서 연속식으로 조업방식을 전환하면 기질의 연속적인 공급에 의한 환경의 변화 때문에 이에 대한 적응시간이 필요하므로(12) 이에 따라 모델식에 적당한 지연시간을 주어서 수치모사한 결과를 Fig. 5과 Fig. 7에

비성장속도

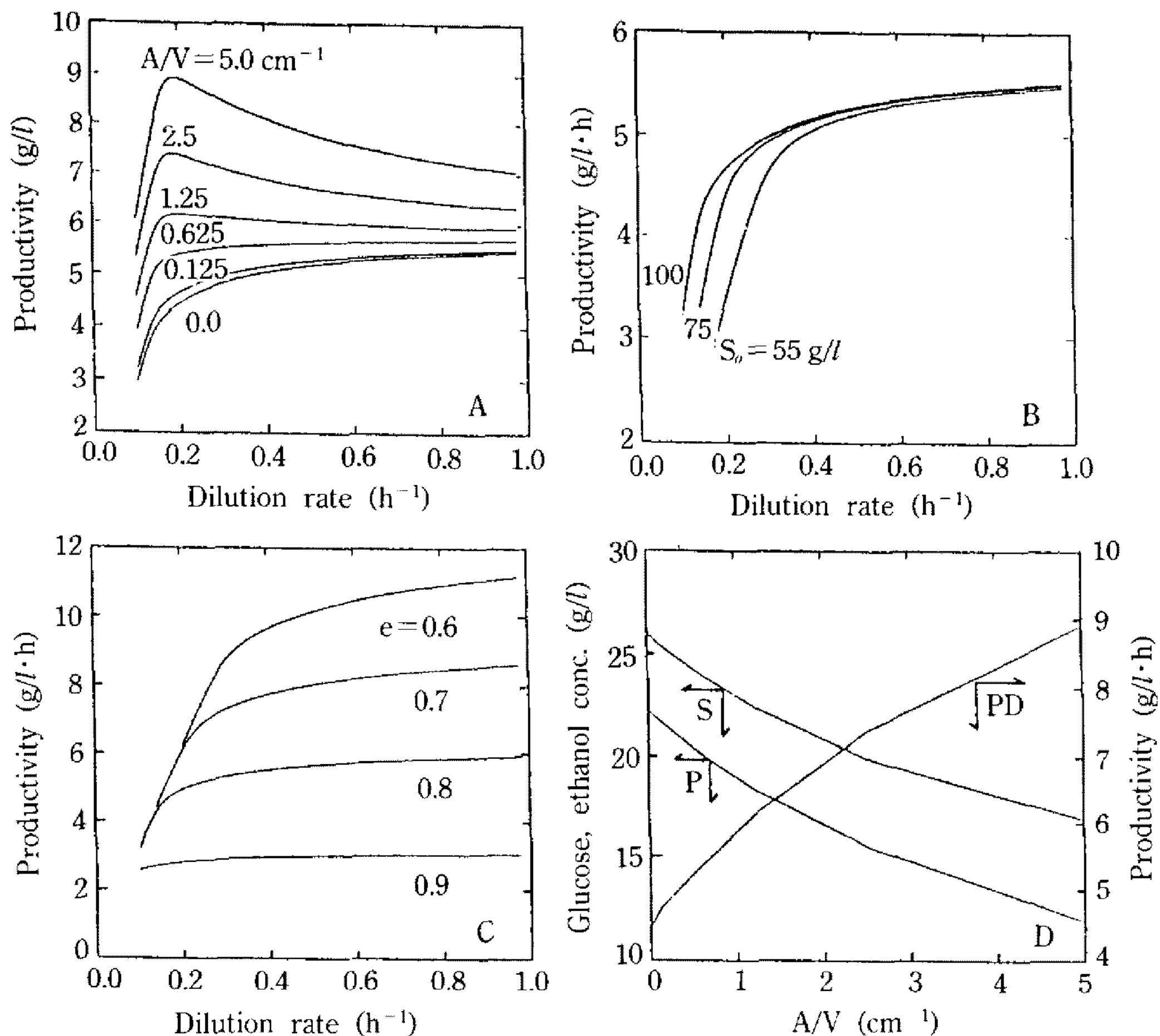


Fig. 8. Simulation results on the design and operating parameters in ethanol fermentation.

A. Effect of membrane area on ethanol productivity (S_0 : 100 g/l, ϵ : 0.82).

B. Effect of glucose concentration in feed stream on ethanol productivity (A/V : 0.125 cm⁻¹, ϵ : 0.82).

C. Effect of cell concentration in immobilized cell matrix on ethanol productivity (A/V : 0.125 cm⁻¹, S_0 : 100 g/l).

D. Effects of membrane area on substrate(S), product(P) and productivity(PD) (S_0 : 100 g/l, D : 0.2 h⁻¹, ϵ : 0.82).

나타내었다. 또한 연속식에서 혼합식으로의 변환 후의 time course는 정상상태에 도달했을 때의 값만 나타내었다. 지연시간은 희석률이 증가할수록, 즉 갑작스런 고농도의 기질이 빠른 속도로 유입될 경우 변화된 환경에 적응하기 위해 길어지는 것으로 생각된다. 희석률이 0.15 h⁻¹일 때에는 지연시간을 10시간으로, 희석률이 0.1 h⁻¹일 때에는 5시간으로 하여 수치모사한 결과는 실험결과와 잘 일치하고 있다.

조업변수들의 에탄올 생산성에 대한 영향

에탄올생산성의 증가는 막 면적의 변화, 공급기질 농도의 변화 그리고 세포농도를 조절함으로써 이룰 수 있다.

Fig. 8A는 막 면적의 증가가 에탄올 생산에 미치는 영향을 나타낸 것이다. 본 실험에서 사용한 $A/V=0.125$ cm⁻¹에서는 4.6%의 향상을 나타내었는데 이는 실험결과와 일치하는 값이며 막의 면적과 반응기 부

피의 비인 A/V 가 0일 때, 즉 막장치를 연결하지 않은 경우에 비해 A/V 가 5일 때 생산성은 4.446 g/l에서 8.921 g/l·h로 약 100%의 향상을 나타내었다. 고정화세포를 이용할 때의 장점 중의 하나는 최대 비성장 속도 이상의 희석률에서도 조업이 가능하다는 것이다. 고정화세포를 이용하지 않는 일반 연속식의 경우 높은 희석률에서 wash-out이 일어나 발효를 할 수 없지만 고정화세포를 이용할 경우에는 높은 희석률에서도 wash-out이 생기지 않는다. Fig. 8A는 이를 잘 나타내주며, 높은 희석율에서도 약 6 g/l·h의 생산성을 얻을 수 있음을 나타낸다. 그러나 너무 높은 희석율에서는 기질의 전환율이 너무 낮아 최적의 희석율을 구하는 것이 필요하다.

Fig. 8B는 공급기질의 농도에 따른 생산성의 향상을 알아본 것이다. 공급기질의 농도가 높아질수록 최대의 생산성에 도달하는 희석율이 낮아짐을 알 수 있는데 이는 기질농도가 높을수록 생성된 에탄올의 농도가

높아지고 이로 인해 저해작용이 심해져서 기질이용률이 감소하기 때문이다.

Fig. 8C에 고정화세포내 세포농도의 증가에 따른 생산성 향상을 나타내었다. 접종량의 증가는 세포농도가 증가하는 것을 의미하며, 이는 포도당을 에탄올로 전환시키는 촉매량이 많아지는 것으로 해석할 수 있다. 접종량이 많아질 수록 최대생산성을 나타내는 회석률이 증가함을 알 수 있는데 이는 세포의 농도가 증가할 수록 높은 회석율에서도 기질을 에탄올로 전환할 수 있음을 나타낸다. 또한 세포농도의 증가에 의한 생산성 향상이 막면적의 증가나 기질농도의 증가에 의한 것보다 큼을 알 수 있는데 이는 고농도 배양시 반드시 필요함을 암시한다.

Fig. 8D에 막면적의 증가에 따른 배지내의 에탄올과 기질농도 변화와 생산성 향상의 정도를 나타내었다. 즉 막면적이 증가할 수록 에탄올 농도는 감소하여 저해작용을 감소시켜 기질의 전환률을 증가시키며, 최종적으로는 에탄올 생산성의 효과를 나타낸다.

이상에서와 같이 모델식을 이용하여 수치모사한 결과 막면적, 공급기질의 농도 그리고 고정화세포내 세포농도의 증가는 에탄올 생산성을 높이는 중요한 요인임을 알 수 있었다.

요 약

에탄올발효에서 에탄올은 세포의 성장 및 에탄올 생합성에 저해작용을 하는 것으로 알려져 있다. 이러한 저해작용을 감소시켜주기 위하여 에탄올을 선택적으로 분리하는 투과증발법을 이용하였다. 실리콘-폴리술폰 복합막을 제조하여 사용하였는데 이 막은 유입액의 에탄올 농도가 25 g/l, 온도가 30°C, 막하부의 압력이 10 mmHg일 때 에탄올의 선택도가 약 4이었으며, 총 투과유속은 300 g/m²h이었다. 에탄올 발효는 *Saccharomyces cerevisiae*를 Ca-alginate에 고정화시켜 유동층 생물반응기에 접종하여 수행하였고, 이 반응기를 투과증발장치와 연결한 혼합공정을 구성하였는데, 혼합공정의 경우 발효배지의 에탄올농도는 막을 연결하지 않았을 때보다 감소하여 저해작용을 감소시키고 생산성을 향상시켰다. 혼합공정에 대하여 제안한 모델식으로부터 얻은 모사결과는 실험결과와 잘 일치하였다. 모델식을 이용하여 수치모사한 결과 막면적, 공급기질의 농도 그리고 고정화세포내 세포농도의 증가는 에탄올 생산성을 높이는 중요한 요인임을 알 수 있었다.

사용기호

A	: membrane area(cm ²)
C	: concentration in the membrane(-)
D	: dilution rate(h ⁻¹)
E _a	: activation energy(cal/mol)
J _e	: ethanol flux(g/m ² ·h)
P	: ethanol concentration(g/l)
P _m	: max. ethanol concentration(g/l)
R	: gas constant(cal/mol·K)
S	: substrate concentration(g/l)
V	: total reactor volume(ml)
X	: cell concentration(g/l)
X _m	: max. cell concentration in alginate (g/l-alginate)
α	: selectivity(-)
ε	: porosity(-)
k	: pervaporation constant(cm/h)
μ	: specific growth rate(h ⁻¹)
μ _{max}	: max. specific growth rate(h ⁻¹)
η	: effectiveness factor(-)

감사의 말

본 연구는 동력자원부의 연구지원에 의하여 수행되었으며 이에 감사드립니다.

참고문헌

1. Maiorella, B.L., H.W. Blanch and C.R. Wilke. 1984. Economic evaluation of alternative ethanol fermentation processes. *Biotechnol. Bioeng.* **26**: 1003-1025.
2. Tyagi, R.D. and T.K. Ghose. 1982. Studies on immobilized *Saccharomyces cerevisiae*. *Biotechnol. Bioeng.* **24**: 781-795.
3. Binning, R.C., R.J. Lee, J.F. Jennings and E.C. Martin. 1961. Separation of mixtures by permeation. *Ind. Eng. Chem.* **53**: 45-50.
4. Aptel, P., N. Challard, J. Cuny and J. Néel. 1976. Application of the process to the separation of azeotropic mixtures. *J. Membrane Sci.* **1**: 271-287.
5. Kimura, S. and T. Nomura. 1983. Pervaporation of organic substance water system with silicone rubber membrane. *Maku(in Japanese)*. **8**(3): 177-183.
6. Gudernatsch, W., K. Kimmerle, N. Stroh and H.

- Chmiel. 1988. Recovery and concentration of high vapour pressure bioproducts by means of controlled membrane separation. *J. Membrane Sci.* **36**: 331-342.
7. Groot, W.J. and K.Ch.A.M. Luyben. 1987. Continuous production of butanol from a glucose/xylose mixture with an immobilized cell system coupled to pervaporation. *Biotechnol. Lett.* **9**(12): 867-870.
8. Friedl, A., N. Qureshi and I.S. Maddox. 1991. Continuous acetone-butanol-ethanol (ABE) fermentation using immobilized cells of *Clostridium acetobutylicum* in a packed-bed reactor and integration with product removal by pervaporation. *Biotechnol. Bioeng.* **38**: 518-527.
9. Bajpai, P. and P. Margaritis. 1982. Ethanol inhibition kinetics of *Kluyvermyces marxianus*. *Appl. Environ. Microbiol.* **44**: 1325-1333.
10. Schoutens, G.H., P.N. van Beelen and K.Ch.A.M. Luyben. 1986. A simple model for the continuous production of butanol by immobilized *Clostridia*. *J. Chem. Eng.* **32**: B43-B50.
11. Kollerup, F. and A.J. Daugulis. 1985. A mathematical model for ethanol production by extractive fermentation in a continuous stirred tank fermentor. *Biotechnol. Bioeng.* **27**: 1335-1346.
12. Pickett, A.M. 1982. *Microbial Population Dynamics*, pp. 91-95. In M.J. Bazin (ed.), CRC Press, Florida.
13. Bell, C.M., F.J. Gerner and H. Strathmann. 1988. Selection of polymers for pervaporation membranes. *J. Membrane Sci.* **36**: 315-329.

(Received June 18, 1992)