

## 광합성 박테리아를 이용한 고성능 수소 생산 고정화 생물반응기의 개발(II) : 고정층 반응기와 연속 교반탱크 반응기에서의 수소 생산성 및 물질전달 저항 비교

\*선 용 호 · 한 정 우 · 이 충 곤 · \*백 남 준 · \*\*박 돈 희 · 조 영 일  
연세대학교 공과대학 화학공학과  
\*한국과학기술연구원 환경연구센터  
\*\*전남대학교 공과대학 생물화학공학과

## Development of Bioreactors for Hydrogen-Producing Immobilized Photosynthetic Bacteria(II) : Evaluation of Immobilized Bioreactor for Hydrogen Productivity and Mass Transfer Resistance

Yong-Ho Seon,\* Jeong-Woo Han, Choong-Gon Lee, Nam-Jun Baik,\*  
Don-Hee Park\*\* and Yung-Il Joe

Department of chemical Engineering, Yonsei University

\*Environment Research Center, Korea Institute of Science and Technology

\*\*Department of Biochemical Engineering, Chonnam National University

### ABSTRACT

In this study, it was observed that hydrogen productivity varied with changes of input glucose concentration and dilution rate in FBR(Fixed Bed Reactor), and CSTR(Continuous Stirred Tank Reactor). We evaluated and compared reaction rate parameters and internal, external and overall mass transfer resistances of immobilized carrier in both reactors. Apparent  $K_m$  decreased with increasing dilution rate in FBR but showed a constant value above  $0.4h^{-1}$  of dilution rate in CSTR. The experimental results in FBR showed nearly analogous to those in CSTR, however, the performance of FBR resulted in lower hydrogen productivity and an external effectiveness factor but a higher internal effectiveness factor than in CSTR. The overall effectiveness factor obtained with various input glucose concentrations showed similar values in both reactors.

### 서 론

최근 산업이 발전함에 따라 환경오염이 심각해지고 있는 실정에서 폐자원이 대량으로 배출되고 있어 국민건강을 더욱 위협하고 있다. 이를 해결할 수 있

는 방법 중의 하나인 생물학적 처리방법에서 부산물로 생산되는 대체 에너지의 생산에 관한 연구가 다방면에서 활발하게 진행되고 있다(1-3). 이 중에서 수소는 이른바 청정연료(clean energy)인 동시에 중요한 물질자원이다(1, 4).

생물학적 방법에 의한 수소 생산에는 광합성 박테리아의 대사 기능을 활용하는 방법이 가장 효율적이며 수소 생산성이 큰 광합성 박테리아는 *Rhodospirillum rubrum*, *Rhodospseudomonas capsulata*, *Rhodospseudomonas sphaeroides* 등이 있다(5).

*Rhodospirillum rubrum*이 빛의 존재 하에서 수소를 생산한다는 사실을 Gest와 Kamen(6)이 보고한 이래 여러 연구가 진행되고 있다. 최근에는 유리균체의 단점을 보완한 고정화 균체의 이용이 시도되고 있다. 이 경우 고정화 증식 미생물을 사용함으로써 안정한 상태에서의 장기적 연속생산도 도모할 수 있지만, 고정화로 인한 물질전달 저항이 증가하는데 이러한 현상은 반응 조작 조건에 따라 다른 특성을 나타내므로 일률적 해석이 곤란하다(1, 7). 현재 고정화 효소의 경우에는 속도론과 물질전달 효과에 관한 이론적 해석이 상당한 진전을 보이고 있으나, 고정화 미생물에서는 고정화에 따른 여러 현상의 해석이 아직 체계화되어 있지 못하다.

본 연구는 대표적인 생물반응기인 고정층 반응기에서 수소 생성 실험을 수행하여 도입 포도당 농도, 희석속도에 따라 기질 제거 속도와 수소 생산성을 밝힌 후 반응 속도식 변수와 내부, 외부 및 총괄 효

율인자를 평가하여 전보(1)의 고정화 연속 교반탱크 반응기의 결과와 비교하였다.

### 재료 및 방법

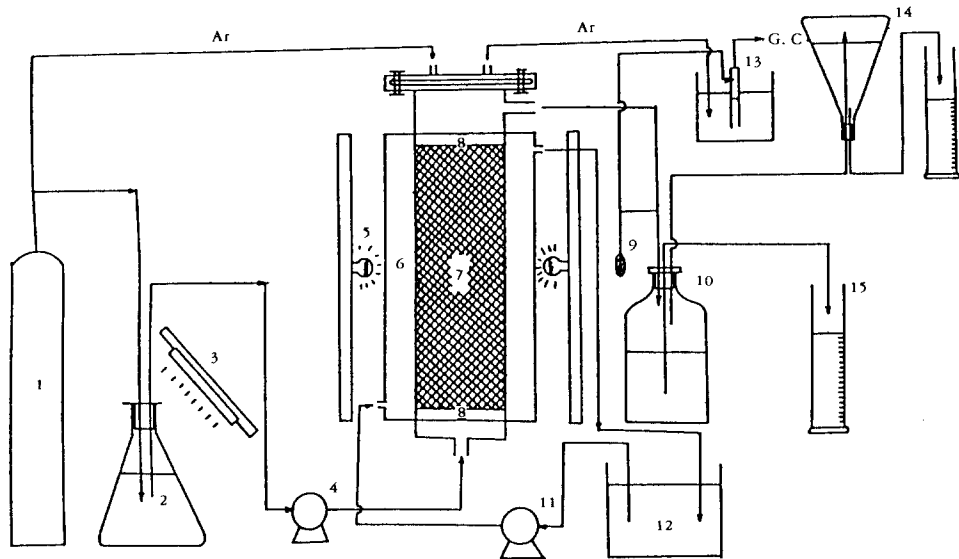
#### 균주 배양 및 배지

실험에 사용한 박테리아는 *Rhodospirillum rubrum* KS-301이다. 이 균주의 배양 조건 및 사용 배지는 전보 (2)에서와 같다.

#### 실험 장치 및 방법

##### 1. 고정층 반응장치

고정층 반응장치는 Fig. 1과 같으며, 조작 조건은 Table 1에 나타내었다. 반응기는 아크릴 수지판으로 만들었으며 광도는 12,000 Lux로 하였다. 담체입자의 부상을 방지하기 위해 충전물질 위에 나일론망을 설치하였으며 반응기 내를 혐기성으로 유지시켜 주기 위해 Ar tank를 설치하였다. 기타 배양액과 균주의 준비, 고정화 방법, 담체의 종류, 반응 조건은 교반탱크 반응기(1)의 경우와 같다. 고정화한 균체 농도 1.0g/l-bead, 평균 반경이 0.15cm인 담체입자



- |                               |                           |                            |
|-------------------------------|---------------------------|----------------------------|
| 1. Ar Tank                    | 6. Water Jacket           | 11. Water Circulation Pump |
| 2. Feed Tank                  | 7. Fixed-Bed              | 12. Water Bath             |
| 3. U. V. Lamp                 | 8. Supporter(Nylon Sieve) | 13. Gas Sample Tap         |
| 4. Peristaltic Pump           | 9. Liquid Sample Port     | 14. Gas Collector          |
| 5. 100 Watt Incandescent Lamp | 10. Liquid-Gas Separator  | 15. Graduate Cylinder      |

Fig. 1. Schematic diagram of fixed-bed reactor of immobilized *R. rubrum* KS-301.

**Table 1. Operating conditions of the fixed-bed reactor.**

Item	Quantity
Reactor	
Diameter(cm)	3.0
Height(cm)	11.2
Total Volume(cm <sup>3</sup> )	79.2
Working Volume(cm <sup>3</sup> )	55.6
Volume Fraction of Bead	0.559
Flow Rate(cm <sup>3</sup> /h)	11.1~44.5
Input Glucose Concentration(g/ℓ)	0.5~5.0
Reaction Temperature(°C)	30
Illumination(Lux)	12,000
Inlet pH	7.0
Reactor Pressure(atm)	1.0

를 사용하였고 공급률은 0.318이며 교반탱크 반응기의 경우와 같다. 도입 포도당 농도는 0.5, 1.0, 3.0, 5.0g/ℓ로 변화시키고 회석속도는 0.2~0.8h<sup>-1</sup>로 변화시키면서 회석속도에 따른 정상상태에서의 잔류 포도당 농도, 수소 생성속도 등을 측정하였다.

## 2. 물질전달모형

### 1) 고정화 미생물의 겉보기 반응속도

고정화 미생물 반응기 조작시 고정화 입자의 물질 전달 저항때문에, 고정화 균체의 속도 특성은 유리 균체의 고유 속도와 달라진다. 이러한 기질 소비 속도식을 유도하기 위해 다음과 같은 가정을 한다.

① 고정화 입자 내부로의 기질 이동은 분자 확산에 의한다.

② 고정화 입자 내부에서는 시간에 따른 미생물군의 변화가 없다.

즉, 미생물에 의한 기질 소비반응은 Michaelis-Menten형에 따른다.

고정화 균체 내부로의 확산 저항이 없을 경우, 기질 소비속도는 다음과 같다.

$$V^* = \frac{V_{\max} S_R}{K_m + S_R} \quad (1)$$

여기서 내부 효율인자  $\eta_i$ 를 도입하여, 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$V_s = \eta_i V^* = \eta_i \frac{V_{\max} S_R}{K_m + S_R} \quad (2)$$

고정화 입자에서의 확산 저항이 없으면  $\eta_i=1.0$ 이고  $\eta_i=0$ 이면 확산 저항이 무한대이다. 한편 고정화 입자

외부의 확산층에서의 기질 플럭스는 다음과 같다.

$$J_d = D_{os} \frac{S_B - S_R}{\Delta Z} = k_m (S_B - S_R) \quad (3)$$

정상상태일 때에는  $J_d=V_s$ 이므로 다음 식이 성립한다.

$$D_{os} \frac{S_B - S_R}{\Delta Z} a_m = \eta_i \frac{V_{\max} S_R}{K_m + S_R} \quad (4)$$

식(2)와 식(4)에서  $S_R$ 를 소거하면 다음 식을 얻을 수 있다.

$$V_s + \alpha_s V_s + \beta_s = 0 \quad (5)$$

여기에서

$$\alpha_s = \frac{D_{os} a_m}{\Delta Z} \left( K_m + S_B + \frac{\Delta Z \eta_i V_{\max}}{D_{os}} \right),$$

$$\beta_s = \frac{\eta_i V_{\max} D_{os} a_m S_B}{\Delta Z} \quad (6)$$

식 (5)의 근으로부터 기질 소비 속도식을 구하면 다음과 같다.

$$V_s = \eta_i \frac{V_{\max} S_R}{K_{m,a} + S_R} \quad (7)$$

여기에서

$$K_{m,a} = K_m + \frac{\Delta Z \eta_i V_{\max}}{D_{os}} \quad (8)$$

고정층 반응기에서 기질용액이 고정화 입자의 층을 통하여 흐른다고 할 때 벌크용액에서의 기질농도  $S_B$ 와 입자표면에서의  $S_R$  사이에는 다음과 같은 선형관계를 가정할 수 있다.

$$-\frac{dS_B}{dt} = \gamma \left[ -\frac{dS_R}{dt} \right] \quad (9)$$

또한 식 (7)과 식 (9)에서  $V_s = -dS_R/dt$ 이므로 다음 식이 성립한다.

$$-\frac{dS_B}{dt} = \frac{\eta_i V_{\max} \gamma S_B}{K_{m,a} + S_B} \quad (10)$$

고정층 반응기에서의 경계조건으로 식 (10)을 적분하면

$$S_i - S_o + K_{m,a} \ln \frac{S_i}{S_o} = \frac{\eta_i \gamma V_{\max}}{D_i} \quad (11)$$

여기에서 경계조건은 다음과 같다.

$$S_B = S_i \quad t=0 \text{일 때}$$

$$S_B = S_o \quad t=1/D_i \text{일 때}$$

기질 전환율  $X$ 를 도입하여 식 (11)을 다시 정리하면 고정화 입자의 고정층 반응기에서의 반응속도는 다음과 같다.

$$XS_i = K_{m,a} \ln(1 - X) + V_{max,a}/D_i \quad (12)$$

여기에서

$$V_{max,a} = \eta_i \gamma V_{max} \quad (13)$$

가로축을  $\ln(1-X)$ , 세로축을  $XS_i$ 로 하고 실험치를 표시하면 직선과 기울기로부터 속도식 변수를 구할 수 있으며 이 값으로 확산층 두께 및 고정화 균체 내부로의 확산저항의 정도를 알 수 있다(Fig. 2).

한편, 교반탱크 반응기에서는 반응속도와 기질 물질수지의 Lineweaver-Burk plot에 의하여 속도식 변수를 구할 수 있으며 두 반응기에서의 속도식 변수는 다음과 같은 관계가 있다(8).

$$\frac{(V_{max,a})_{FBR}}{(V_{max,a})_{CSTR}} = 1 \quad (14)$$

$$\frac{(K_{m,a})_{FBR}}{(K_{m,a})_{CSTR}} = 1 + \left[ \frac{\phi_v}{k_m a_m} \right] \left[ \frac{(V_{max,a})_{CSTR}}{K_m} \right] \quad (15)$$

즉 고정화시  $V_{max,a}$ 는 안정화되어 회석속도에 의해 거의 영향을 받지 않아 고정층 반응기와 교반탱크 반응기에서 비슷한 값이 된다. 그러나, 외부 경계층 두께의 함수인  $K_{m,a}$  값은 물질전달 저항의 함수이며 회석속도가 증가하여 외부 물질전달 저항이 감소하면 고정층 반응기의  $K_{m,a}$  값이 교반탱크 반응기

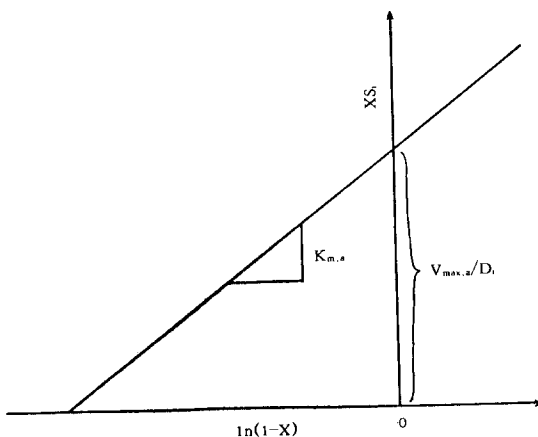


Fig. 2. Lineweaver-Burk plot of eq.(12) for fixed-bed reactor.

에 접근하려는 경향을 보임을 알 수 있다.

2) 외부 효율인자

전보 (1)에 의하면 고정화 입자표면에는 유체의 유속이 거의 0이 되는 층, 즉 유체의 정체 경막이 존재하게 되며, 이 외부경막에 의한 물질전달 저항을 평가하기 위한 외부 효율인자는 다음과 같이 정의한다.

$$\eta_0 = \frac{\text{외부 경막 저항이 있을 때의 반응속도}}{\text{외부 경막 저항이 없을 때의 반응속도}} \quad (16)$$

따라서,

$$\eta_0 = \frac{V_{max,a} S_R / (K_{m,a} + S_R)}{V_{max,a} S_B / (K_{m,a} + S_B)} \quad (17)$$

전보 (1)로부터 속도변수와 물질전달계수를 알면  $S_R$  값을 구할 수 있으며, 이를 이용하여 식 (17)에서  $\eta_0$ 를 평가할 수 있다. 외부 효율인자가 1이면 경막 확산에 의한 영향은 없게 되며 0.6 이하에서는 경막 확산에 의한 영향이 현저하다고 볼 수 있다. 대부분의 경우 고정층 반응기에서는 경막 확산의 영향을 받게 되며 고정화 입자와 기질 용액이 충분히 교반되는 교반탱크 반응기에서는 이 현상을 무시할 수 있다.

고정층 반응기인 경우 물질전달계수는 McCune-Wilhelm 모형(9)에 의하여 다음과 같이 구할 수 있다.

$$k_m \cdot a_m = AG^{0.5} \quad (0.1 \leq Re \leq 25) \quad (18)$$

여기서,

$$A = \frac{1.625}{\rho} \left( \frac{d_p}{\mu} \right)^{-1/2} \left( \frac{\mu}{\rho D_{os}} \right)^{-2/3} \left( \frac{6\phi_v}{d_p} \right) A_s^{-1/2} \quad (19)$$

종말 침강속도가 아주 작은  $0.01 \leq Re \leq 0.1$ 의 범위에서는 Rowe가 제안한 다음과 같은 식이 있다 (10).

$$Sh \left( = \frac{k_m \cdot 2R}{D_{os}} \right) = 2 + 0.76 Sc^{1/3} Re^{1/2} \quad (20)$$

3) 내부 효율인자 및 총괄 효율인자

기질이 고정화 입자표면의 경막을 통과한 후 미생물과 접촉하기 위해서는 입자 내부로 확산되어야 한다. 이러한 내부확산 영향의 정도를 나타내는 내부 효율인자는 다음과 같이 정의할 수 있고, 전보 (1)의 방법에 의해서 구하였다.

$$\eta = \frac{\text{내부 물질전달 저항이 있을 때의 반응속도}}{\text{내부 물질전달 저항이 없을 때의 반응속도}} \quad (21)$$

고정화입자의 외부 물질전달 저항과 내부 물질전

달 저항이 순차적으로 일어나게 되며, 총괄 물질전달 저항은 이 두 가지 물질전달 저항을 나타낸 것이다. 교반탱크 반응기에서 교반속도가 크면 일반적으로 외부확산의 영향을 무시할 수 있으나, 고정층 반응기일 때에는 이 두 가지 물질전달 저항을 동시에 고려하여야 한다. 이를 평가하기 위한 총괄 효율인자  $\eta_t$ 는 다음과 같이 나타낸다.

$$\eta_t = \frac{\text{물질전달 저항이 있을 때의 반응속도}}{\text{물질전달 저항이 없을 때의 반응속도}} \quad (22)$$

내부 효율인자와 외부 효율인자로 표시하면

$$\eta_t = \eta_i \times \eta_o \quad (23)$$

### 결과 및 고찰

#### 도입 포도당 농도의 영향

도입 포도당 농도의 영향을 고찰하기 위해 고정층 반응기에서 회석속도 0.2, 0.4, 0.6, 0.8h<sup>-1</sup>, 고정화 입자 반경이 0.15cm일 때 도입 포도당 농도를 0.5, 1.0, 3.0, 5.0g/ℓ로 바꾸어 실험하였으며 정상상태에서 실험결과를 Fig. 3, 4에 나타내었다. 도입 포도당 농도 증가에 따라 수소 생성속도는 증가하였고 사용한 농도중 도입 포도당 농도가 5.0g/ℓ일 때 최대치를 나타내며 회석속도 0.6h<sup>-1</sup>와 0.8h<sup>-1</sup>에서도 비슷한 수치를 보였다. 회석속도 0.4h<sup>-1</sup>의 경우, 도

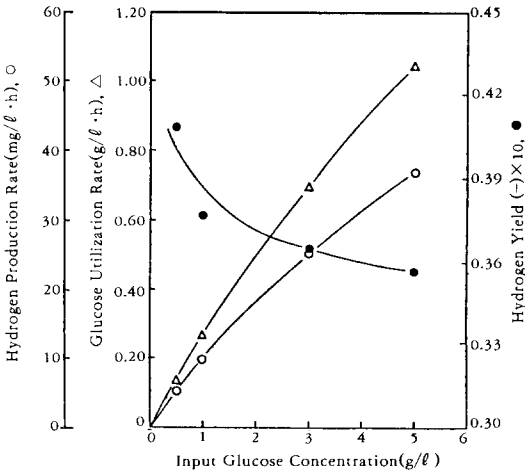


Fig. 3. Effect of input glucose concentration on hydrogen production rate, glucose utilization rate, and hydrogen yield in FBR. ( $X_b=1.0g/\ell$ -bead,  $l=12,000$  Lux,  $pH=7.0$ ,  $T=30^\circ C$ ,  $R=0.15cm$ ,  $A=2\%$ ,  $D_i=0.4h^{-1}$ )

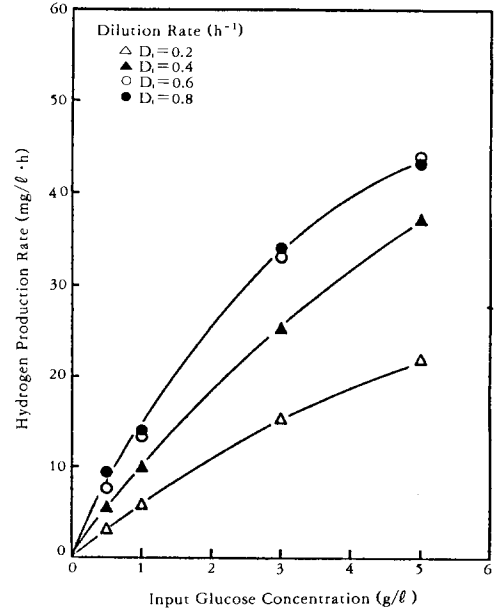


Fig. 4. Effect of input glucose concentration on hydrogen production rate in FBR. ( $X_b=1.0g/\ell$ -bead,  $l=12,000$  Lux,  $pH=7.0$ ,  $T=30^\circ C$ ,  $R=0.15cm$ ,  $A=2\%$ )

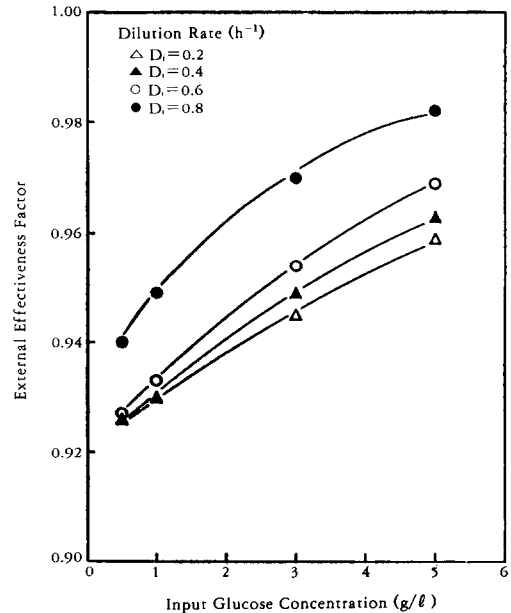


Fig. 5. Effect of input glucose concentration on external effectiveness factor in FBR.

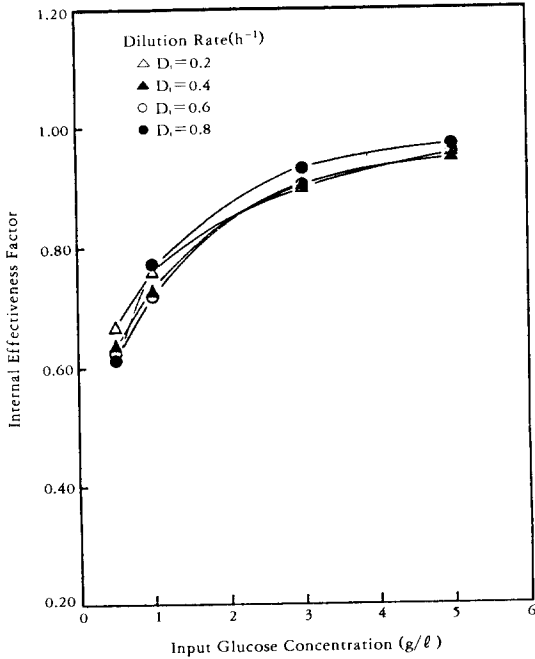


Fig. 6. Effect of input glucose concentration on internal effectiveness factor in FBR.

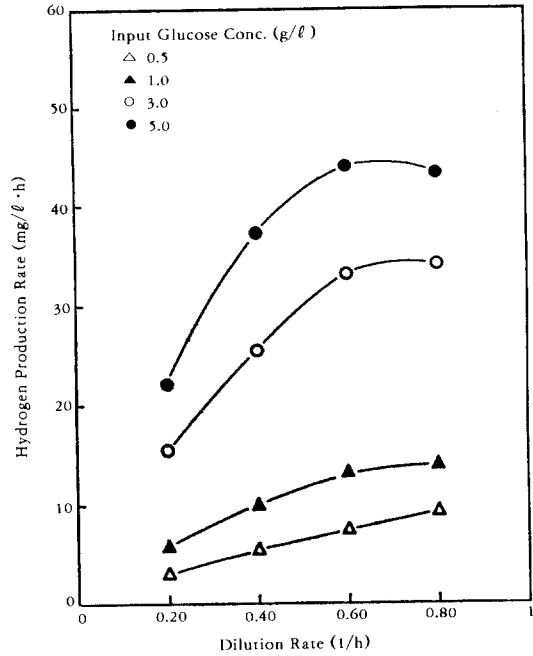


Fig. 8. Effect of dilution rate on hydrogen production rate in FBR.  
( $X_{b0}=1.0\text{g/l}$  -bead,  $I=12,000\text{Lux}$ ,  $\text{pH}=7.0$ ,  $T=30^\circ\text{C}$ ,  $R=0.15\text{cm}$ ,  $A=2\%$ )

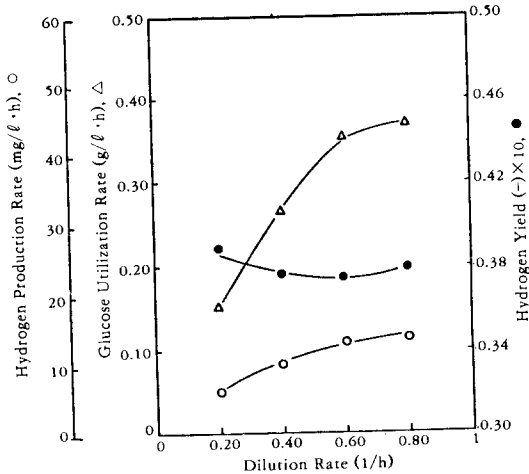


Fig. 7. Effect of dilution rate on hydrogen production rate, glucose utilization rate, and hydrogen yield in FBR.  
( $X_{b0}=1.0\text{g/l}$  -bead,  $I=12,000\text{ Lux}$ ,  $\text{pH}=7.0$ ,  $T=30^\circ\text{C}$ ,  $R=0.15\text{cm}$ ,  $A=2\%$ ,  $S_i=1.0\text{g/l}$ )

입 포도당 농도가 0.5, 5.0g/l 일 때 각각 5.6, 37.2mg/l·h이었으며 희석속도 0.8h<sup>-1</sup>의 경우, 도입 포도당 농도가 0.5, 5.0g/l 일 때 각각 9.4, 43.2mg/l·h이었다. 포도당 소비속도도 도입 포도당 농도 증가에 따라 증가하였다. 한편 수소 비생성속도와 포도당 비소비속도는 도입 포도당 농도 증가에 따라 증가하였으나 교반탱크 반응기 (1)보다 더 적은 수치를 나타내었다.

이상의 실험결과로부터 외부 효율인자와 내부 효율인자를 평가하여 Fig. 5, 6에 나타내었다. 외부 효율인자는 전반적으로 도입 포도당 농도 증가에 따라 증가하였으며 희석속도에 따라 0.93~0.98 범위의 값을 나타내었다. 내부 효율인자는 도입 포도당 농도에 따라 증가하며 그 증가폭은 감소하였다. 이러한 경향은 도입 포도당 농도가 증가할수록 농도 구배가 커져서 내적 저항을 감소시키는 것으로 해석할 수 있다.

희석속도의 영향

희석속도의 영향을 고찰하기 위해 도입 포도당 농도가 일정하고 고정화 입자반경이 0.15cm일 때 희석

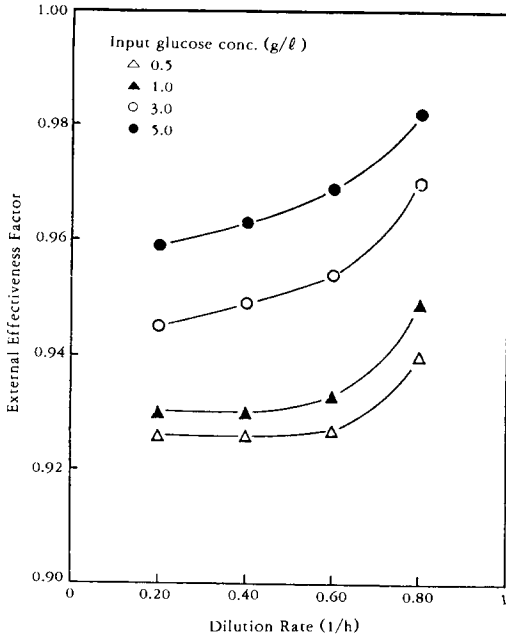


Fig. 9. Effect of dilution rate on external effectiveness factor in FBR.

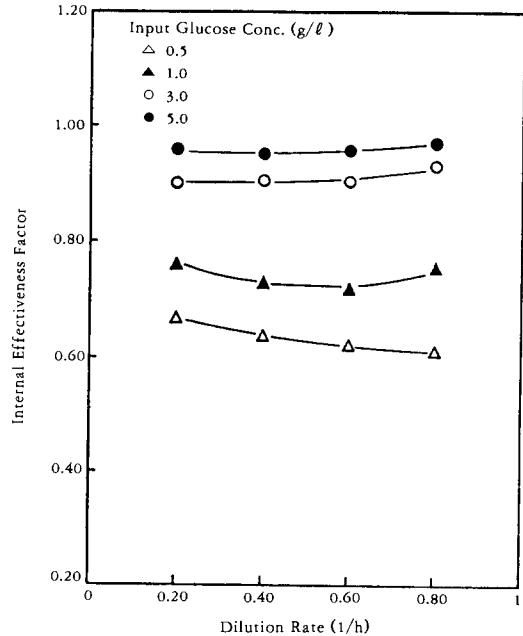


Fig. 10. Effect of dilution rate on internal effectiveness factor in FBR.

속도를 0.2, 0.4, 0.6, 0.8h<sup>-1</sup>로 바꾸어 실험하였으며 정상상태에서 실험결과는 Fig. 7, 8와 같다. 회석속도 증가에 따라 도입 포도당 농도 5.0g/l를 제외하고는 수소 생성속도는 증가하였다. 도입 포도당 농도 1.0g/l의 경우, 수소 생성속도는 회석속도 0.2, 0.8h<sup>-1</sup>일 때 각각 5.9, 14.0mg/l · h이었으며 도입 포도당 농도 5.0g/l의 경우, 수소 생성속도는 회석속도 0.2, 0.8h<sup>-1</sup>일 때 각각 22.1, 43.2mg/l · h이었다. 포도당 소비속도는 회석속도 증가에 따라 증가하였다.

이상의 실험결과로부터 외부 효율인자와 내부 효율인자를 평가하여 Fig. 9, 10에 나타내었다. 이때 외부 효율인자는 회석속도 증가에 따라 증가하였다. 이는 회석속도 증가에 따라 외부 경막에서의 확산저항이 감소함을 의미한다. 이 실험의 경우, 외부 효율인자의 변화범위는 도입 포도당 농도 변화에 따라 0.93~0.98정도이었다. Kobayashi와 Laidler(11)는 외부 효율인자가 0.95 이상일 때에는 외부 경막 물질전달 저항은 총괄 반응속도에 영향을 미치지 않지만, 0.6 이하에서는 그 영향이 현저하다고 보고 하였다. 이 실험에서는 외부 효율인자가 회석속도가 아주 작은 경우를 제외하고는 거의 0.95 이상이었

다. 내부 효율인자는 회석속도의 증가에 관계없이 거의 일정한 값이라고 볼 수 있는 범위에서 변하고 있다. 따라서 본 실험에서는 회석속도는 내부 효율인자에 거의 영향을 미치지 않는다고 할 수 있다.

반응속도식 변수

고정화 미생물 연속 반응기에서의 속도식 변수를 고찰하기 위하여, 고정층 및 교반탱크 반응기 (1)에서 실험한 결과를 Fig. 11-14에 나타내었다. 여기에서 도입 포도당 농도를 0.5, 1.0, 3.0, 5.0g/l로 변화시켰으며, Michaelis-Menten식의 적분형과 Lineweaver-Burk plot으로 속도식 매개변수를 구하였다. Fig. 13에서, 고정층 반응기에서의 겉보기 K<sub>m</sub>은 회석속도 증가에 따라 감소하는데, 이는 회석속도의 증가에 따른 유속의 증가에 의하여 경막 두께가 감소하여 물질전달 저항이 감소하는 경향을 나타내는 것이라 할 수 있다. 반면에 교반탱크 반응기에서는 회석속도 0.2h<sup>-1</sup>을 제외하고는 겉보기 K<sub>m</sub> 값이 회석속도의 영향에 관계없이 거의 일정한 값을 보였으며, 이는 임계 교반속도 이상에서는 외부경막의 영향이 무시되어 유리 균체의 고유값에 접근함을 나타낸다고 볼 수 있다. 한편, 교반탱크 반응기에서 겉보

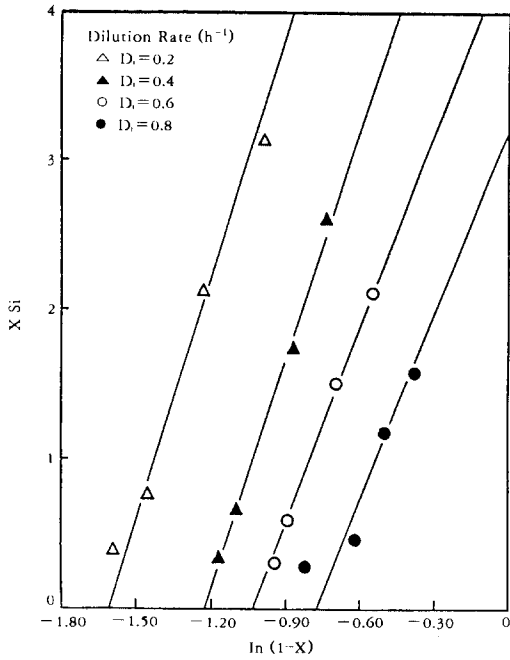


Fig. 11. Relationship between  $X_{Si}$  and  $\ln(1-X)$  in FBR.

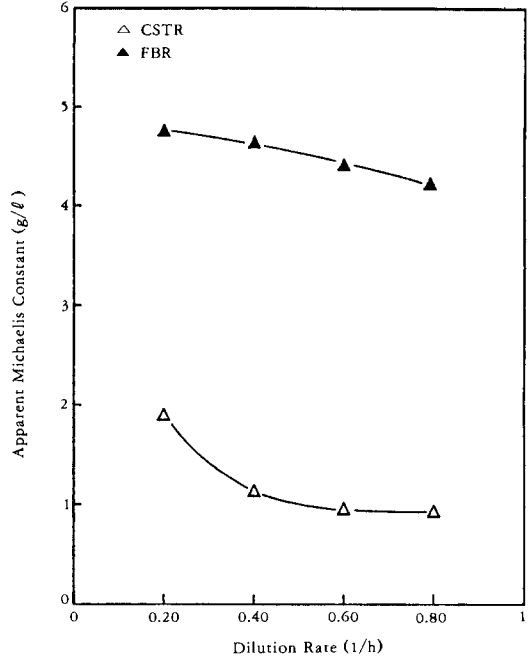


Fig. 13. Variation of Michaelis constant with dilution rate.

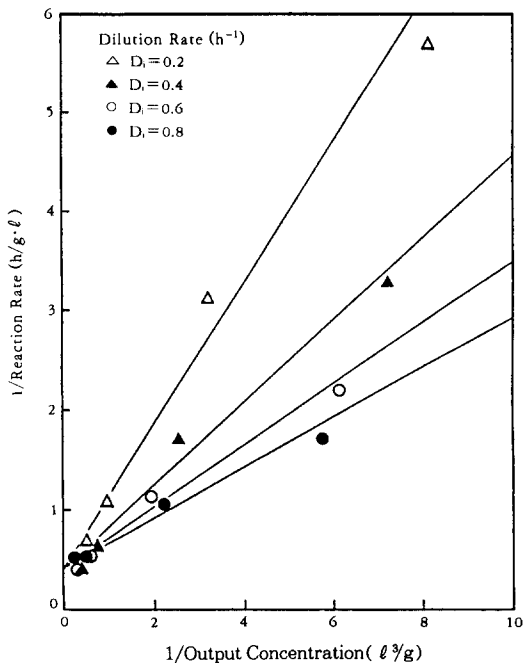


Fig. 12. Lineweaver-Burk plot in CSTR.

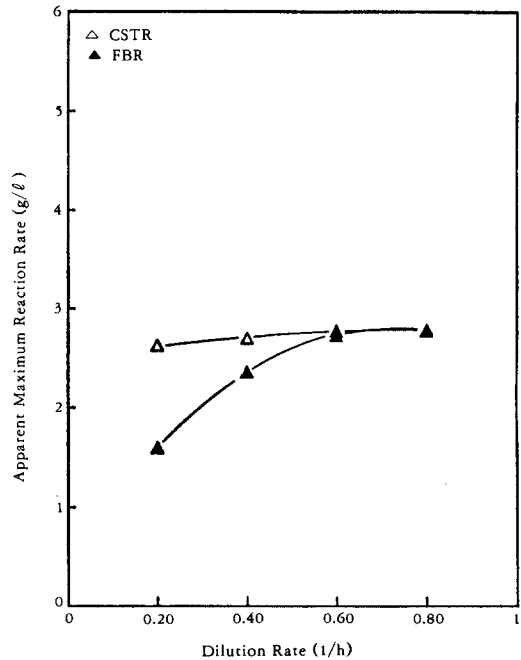


Fig. 14. Variation of apparent maximum reaction rate with dilution rate.



기  $V_{max}$  값은 회석속도의 변화에 관계없이 일정함을 볼 수 있는데, 이는 고정화 미생물에 의한 기질 소비 특성이 안정된 값을 가짐을 의미한다. 고정층 반응기에서는  $V_{max}$  값은 회석속도의 변화에 따라 증가하다가 회석속도  $0.6h^{-1}$  이상에서는 거의 일정한 값을 갖는다.

**총괄 효율인자**

담체입자 반경 1.5mm, 글루코오스 초기농도 0.5, 1.0, 3.0, 5.0g/l 이었을 때 회석속도를 변화시켜서 실험한 결과로부터 구한 총괄 효율인자를 Fig. 15에 나타내었다. 교반탱크 반응기의 경우, 외부경막 물질 전달 영향을 무시할 수 있었으므로, 총괄 효율인자는 도입 포도당의 농도에 따라 값은 다르지만 회석속도에 따라 거의 일정한 값을 나타내었다. 이는 교반이 충분한 경우에는 입자와 기질의 접촉이 충분히 이루어짐을 의미한다. 또한 고정층 반응기의 경우에도 비슷한 양상을 나타낸다. 회석속도를 고정하고 도입 포도당 농도를 변화시키면서 구한 총괄 효율인자를 Fig. 16에 표시하였다. 교반탱크 반응기에서 도입 포도당 농도 증가에 따라 총괄 효율인자는 증가하였으며 이는 고정화입자 표면에서의 포도당 농도가

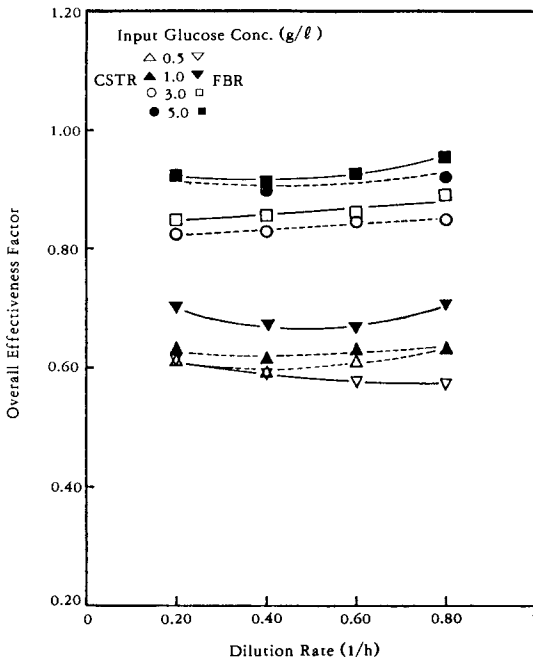


Fig.15. Effect of dilution rate on overall effectiveness factor.

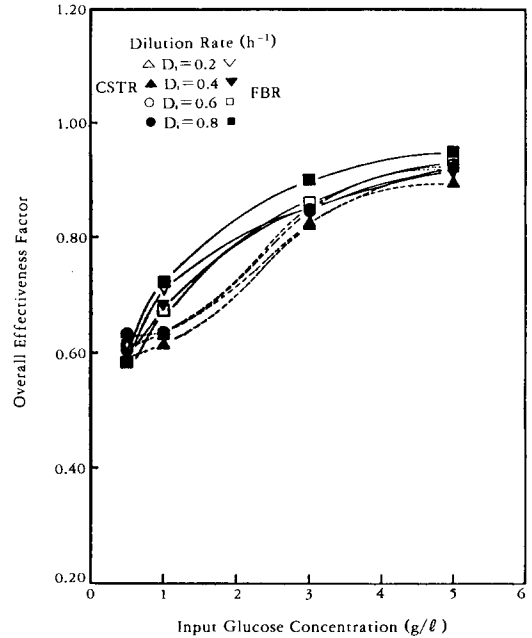


Fig.16. Effect of input glucose concentration on overall effectiveness factor.

높아 상대적으로 물질전달이 잘 되기 때문에 추정된다. 한편 고정층 반응기의 경우에도 같은 현상이 일어나며 두 반응기가 도입 포도당 농도 1g/l 를 제외하고는 비슷한 수치를 나타내었다. 고정층 반응기의 경우에는 내부 효율인자가 크고 교반탱크 반응기의 경우는 외부 경막저항의 감소로 외부 효율인자가 크나, 일반적으로 교반탱크 반응기가 수소 생산성이 크기 때문에 수소 생산에 있어서 더 우수한 성능을 나타낸다고 할 수 있으며 또한 기포에 의한 물질전달 저항이 형성되는데 기포의 제거에도 유리하다.

**요 약**

본 연구는 광합성 미생물 *R. rubrum* KS-301을 이용한 연속 반응기인 고정층 반응기와 연속 교반탱크 반응기에서 실험을 수행하여 도입 포도당 농도, 회석속도에 대한 수소 생산성과 고정화 담체에 의해서 형성되는 내부, 외부 및 총괄 물질전달 저항, 반응 속도식 변수 등을 평가한 후 비교하였다. 고정층 반응기에서의 겉보기  $K_m$ 은 회석속도의 증가에 따라 감소하며, 연속 교반탱크 반응기의 경우는 회석속도  $0.4h^{-1}$  이상에서는 거의 일정한 값을 나타내었다. 고

정충 반응기에서의 수소 생산성과 물질전달 실험결과를 연속 교반탱크 반응기에서와 비슷한 경향을 보이나 두 반응기를 비교하면 수소 생산성과 외부 효율인자는 교반탱크 반응기일 때가 크고, 내부 효율인자는 고정층 반응기일 때가 컸다. 그러나 총괄 효율인자는 두 반응기가 도입 포도당 농도에 따라서는 비슷한 수치를 나타내었다.

### 감 사

이 논문은 1989, 1990년도 한국과학재단 학술연구비에 의하여 작성된 것입니다.

### 기 호 설 명

A	: Na-alginate concentration( % )
$A_s$	: Cross sectional area of reactor( $\text{cm}^2$ )
$a_m$	: Specific external surface area of bead( $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ )
$D_i$	: Dilution rate( $\text{h}^{-1}$ )
$D_{os}$	: Glucose diffusivity in pure water( $\text{cm}^2/\text{s}$ )
$d_p$	: Bead diameter( cm )
G	: Mass flow rate of substrate solution( g/h )
I	: Light intensity( Lux )
$J_d$	: Flux due to diffusion for substrate in liquid( $\text{g}/\text{cm}^2\text{h}$ )
$K_m$	: Michaelis constant( $\text{g}/\ell$ )
$k_m$	: Mass transfer coefficient( $\text{cm}/\text{h}$ )
$K_{m,a}$	: Apparent Michaelis constant( $\text{g}/\ell$ )
R	: Bead radius( cm )
r	: Distance from the center of Ca alginate bead( cm )
$Re$	: Reynolds number( $d_p G/\mu$ )
$S_B$	: Substrate concentration in bulk solution( $\text{g}/\ell$ )
$S_C$	: Schmidt number( $\mu/\rho D_{os}$ )
$S_i$	: Initial or input substrate concentration( $\text{g}/\ell$ )
$S_R$	: Substrate concentration at the immobilized bead surface( $\text{g}/\ell$ )
T	: Temperature( $^{\circ}\text{C}$ )

$V^*$	: Reaction rate without diffusional resistance in bead( $\text{g}/\ell \cdot \text{h}$ )
$V_{max}$	: Maximum reaction rate( $\text{g}/\ell \cdot \text{h}$ )
$V_{max,a}$	: Apparent maximum reaction rate( $\text{g}/\ell \cdot \text{h}$ )
$X_{b0}$	: Initial cell concentration( $\text{g}/\ell$ )
$\Delta Z$	: External stagnant film thickness( cm )
$\gamma$	: Proportionality constant( - )
$\eta_i$	: Internal effectiveness factor( - )
$\eta_o$	: External effectiveness factor( - )
$\eta_t$	: Overall effectiveness factor( - )
$\mu$	: Viscosity of culture medium( $\text{g}/\text{cm} \cdot \text{h}$ )
$\mu_{max}$	: Maximum specific growth rate( $\text{h}^{-1}$ )
$\rho$	: Density of culture medium( $\text{g}/\text{cm}^3$ )
$\phi_v$	: Volume fraction of bead in reactor( - )

### 참 고 문 헌

1. 선용호, 한정우, 이충근, 백남준, 박돈희, 조영일, 한국생물공학회지(제출 중).
2. 조영일, 선용호(1985), 산업미생물학회지, **13**(3), 303.
3. D. Pimental, I. L. Bennett, and C. Cooney (1983), Solar Energy, **30**, 1.
4. P. F. Weaver, S. Lien and M. Seibert(1980), Solar Energy, **24**, 3.
5. I. Karube, T. Matsunaga, S. Tsuru and S. Suzuki(1976), Biochim. Biophys. Acta, **444**, 338.
6. H. Gest and M. D. Kamen(1949), Science, **109**, 558.
7. K. Miyamoto and Y. Miura, Proc. Biochem., **6**(5), 23.
8. K. Toda(1975), Biotechnol. Bioeng., **17**, 1729.
9. L. K. McCune and R. H. Wilhelm(1949), Ind. Eng. Chem., **41**(6), 1124.
10. P. N. Rowe, K. T. Claxton and J. B. Lewis (1965), Trans. Inst. Chem. Eng., **43**, T14.
11. T. Kobayashi and K. J. Laidler(1974), Biotechnol. Bioeng., **16**, 77.