

## 장방형 역유동층의 동력학적 특성

박영식 · 안갑환\* · 최윤찬 · 윤종원\*\* · 추석열 · 송승구

부산대학교 화학공학과, \*지산전문대학교 환경관리과, \*\*대구대학교 생물공학과  
(1995년 8월 21일 접수)

## Hydrodynamic Characteristics in a Hexagonal Inverse Fluidized Bed

Young-Seek Park, Kab-Hwan Ahn\*, Yoon-Chan Choi,  
Jong-Won Yun\*\*, Suck-Ruel Choo, Seung-Koo Song

*Dept. of Chem. Eng., Pusan National University, \*Dept. of Environ. Sci. & Tech.,  
Jisan Junior College, \*\*Dept. of Biotechnology, Taegu University*  
(Manuscript receivedn 21 August 1995)

### Abstract

Hydrodynamic characteristics such as gas holdup, liquid circulation velocity and bed expansion in a hexagonal inverse fluidized bed were investigated using air-water system by changing the ratio ( $A_d/A_r$ ) of cross-sectional area between the riser and the downcomer, the liquid level( $H_l/H$ ), and the superficial gas velocity( $U_g$ ).

The gas holdup and the liquid circulation velocity were steadily increased with the superficial gas velocity increasing, but at high superficial gas velocity, some of gas bubbles were carried over to a downcomer and circulated through the column.

When the superficial gas velocity was high, the  $A_d/A_r$  ratio in the range of 1 to 2.4 did not affect the liquid circulation velocity, but the maximum bed expansion was obtained at  $A_d/A_r$  ratio of 1.25.

The liquid circulation velocity was expressed as a model equation below with variables of the cross-sectional area ratio( $A_d/A_r$ ) between riser to downcomer, the liquid level( $H_l/H$ ), the superficial gas velocity( $U_g$ ), the sparger height[( $H-H_s$ )/ $H$ ], and the draft plate level( $H_b/H$ ).

$$U_{Lr} = 11.62 U_g^{0.75} \left( \frac{H_l}{H} \right)^{10.30} \left( \frac{A_d}{A_r} \right)^{-0.52} \left( \frac{H-H_s}{H} \right)^{0.91} \left( \frac{H_b}{H} \right)^{0.13}$$

Key Words : inverse fluidized bed, gas holdup, liquid circulation velocity, bed expansion

### 1. 서 론

역유동층은 물보다 무거운 입자를 공기의 힘으로 부상시키고 순환시키는 일반적인 air-lift 반응기와는 다르게 물보다 가벼운 입자가 반응기 내에

서 순환되는 유동형태이며, 액체의 하향흐름에 의해 입자의 층 팽창이 형성된다. 역유동층은 공기의 공급만으로 충분한 산소의 공급과 입자의 유동을 동시에 유발시킬 수 있어 에너지의 소비를 줄일 수 있고, 상향식 유동층 생물막 반응기를 산업

적으로 응용하는데 제한이 되는 생물막의 과도성장을 조절할 수 있는 장점을 가지고 있다(Karamanev and Nikolov, 1992).

그러나 역유동층에 관한 연구가 최근부터 이루어지고 있으므로 동력학적인 특성이 알려져 있지 않으므로 반응기의 해석은 air-lift 반응기에 대한 해석방법을 이용하고 있다. Jones(1985)는 flow-follower 방법을 사용하여 air-lift 반응기에서 액체순환속도를 예측할 수 있는 모델을 제시하였고 이를 실측한 액체순환속도와 비교하였다. Josi *et al.*(1990)은 전체반응기 체적과 직경에 따른 물질전달속도와 액체순환속도를 측정하여 경험적인 모델을 제시하였으며 물질전달속도 및 액체순환속도를 최대화 하기 위해서는 상승부에서의 sparger 위치를 가능한 반응기 바닥 가까이 설치하는 것이 바람직하고, sparger의 위치 변화로 액체순환속도의 조절도 가능하다고 하였다. Chisti *et al.*(1988)은 air-lift 반응기에서 총괄 에너지수지식을 사용하여 액체순환속도를 예측한 바 있었다.

이들 반응기는 대부분이 원통형으로 제작되어 있으며, 반응기 설계 시에도 발효 산업 등에 사용되는 설계인자를 그대로 적용하는 경우가 많았다. 그러나 실제 폐수처리 공정에서는 원통형보다는 장방형이 더 많이 건설되어 있으며, 나날이 증가하는 환경규제에 대응하기 위해서는 하폐수 처리 시설을 다시 건설하거나 개선하여야 하는데 하폐수 처리시설이 일단 건설되고 나면 시설의 폐기는 경제적인 여건상 지극히 어려우므로 기존 시설의 성능개선에 중점을 두는 것이 바람직하다.

본 연구에서는 효율적이고 경제적으로 폐수를 처리하기 위하여 새로운 이론과 개념을 기존의 하수나 오폐수처리시설에 접목시켜 독립된 효율적인 소규모 폐수처리 장치로써 사용하기 위한 기초 연구의 일환으로써 장방형 역유동층의 유동현상을 고찰하였다.

특히 액체순환속도와 저밀도 입자의 층 팽창에 대한 운전인자인 공탑기체속도( $U_g$ ), 액체높이비( $H_b/H$ ), 설계인자인 sparger 높이( $(H-H_s)/H$ ), draft plate와 반응기 바닥과의 간격( $H_b/H$ ) 및 하강부와 상승부의 면적비( $A_d/A_r$ ) 등의 영향을 고찰하였다.

## 2. 재료 및 방법

본 연구에 사용된 장방형의 역유동층의 주요 제원을 Fig. 1에 나타내었다. 반응기는 10mm 두께의 투명 아크릴로써, 단면적은 15cm X 14.6cm, 높이는 90cm로 총부피는 19.7L였으며 중앙에 두개의 draft plate가 설치되어 포기조와 반응조의 역할이 구별되게 설계되었다. 공기는 로타미터를 통해 유량이 조절되어 상승부로 유입되었고, 상승부의 gas holdup은 공기가 상승부에 유입되기 전에 측정된 액체의 높이와 유입된 후의 액체 높이의 차이로부터 구해졌으며, 상승부로 유입되는 기체의 유량을 상승부 단면적으로 나눈 값이 공탑기체속도로 정의되었다. 10% 황산용액을 추적자로 사용하여 하강부의 액체순환속도를 측정하였다. pH의 변화를 측정하기 위하여 하강부의 상부와 하부

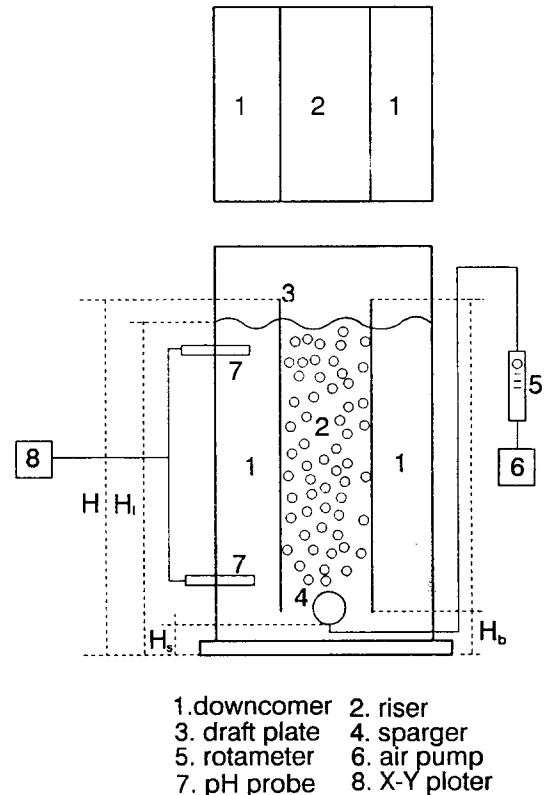


Fig. 1. Schematic diagram of a hexagonal inverse fluidized bed.

에 pH meter(ORION, 720A)를 설치하여 pH에 대한 응답을 X-Y 플로터(YOKOGAWA, 3025)로 기록하였다.

실험에 사용된 입자의 밀도는 0.11g/cm<sup>3</sup>이고 크기는 0.9mm인 styrofoam이다. 입자의 층 팽창은 팽창된 층 높이를 직접 측정함으로써 구해졌다.

### 3. 결과 및 고찰

#### 3.1. 상승부와 하강부의 단면적비에 따른 gas holdup의 영향

Gas holdup은 기-액간의 물질전달, 열전달 및 액체순환속도를 결정하는 주요인자이므로 많은 연구가 이루어지고 있으며 Merchuk (1986)는 gas holdup과 공탑기체속도와의 관계를 아래와 같은 식으로 표현하였다.

$$\epsilon \propto \alpha U_g^\beta \quad (1)$$

공탑기체속도가 3cm/sec 이하의 범위에서 상승부내의 gas holdup 변화를 Fig. 2에 나타내었다. 기체유속이 증가하면 많은 양의 기체가 액체 내에 체류하므로 상승부내의 gas holdup이 증가하였다. 식(1)에서  $\alpha$ 값과  $\beta$ 값을 비선형 회귀법으로 구한 결과 각각 0.043, 1.275이었으며 기체체류량에 대한 연구를 Table 1에 요약하여 표시하였다.  $U_g$ 가

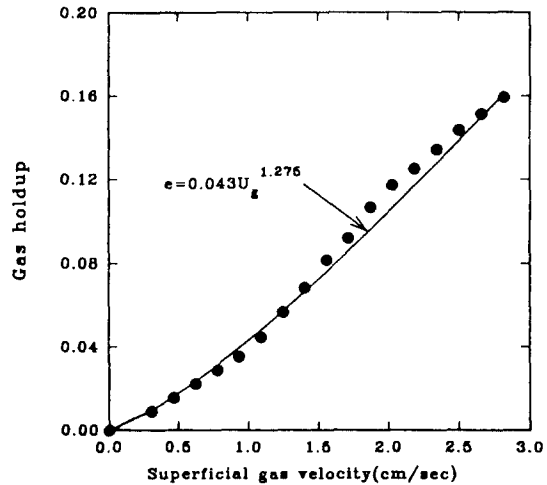


Fig. 2. The effect of superficial gas velocity on gas holdup in the riser section.

$$\begin{aligned} H_1 &= 76\text{cm}, A_d/A_r = 1 \\ (H - H_s)/H &= 0.973, H_1/H = 1 \\ H_b/H &= 0.013 \end{aligned}$$

3cm/sec였을 때 각 연구자들의 gas holdup은 0.037~3.96의 범위에 있으며, 본 실험에서는 0.175이었다. Internal loop이고 기하학적인 구조가 비슷한 원통형 역유동층에서 고찰된 Kim(1993)의 값 0.168과 가장 유사하였다. 각 연구자마다  $\alpha$ 값과  $\beta$ 값이 달라지는 것은 반응기 형태, 반응기 높이, 반응기 단면적비( $A_d/A_r$ ), 및 sparger의 위치 등에 따른 흐름의 차이 때문으로 판단되었다.

Table 1. The correlation between gas holdup and superficial gas velocity in various types of air-lift reactor.

1. Seigal <i>et al.</i> (1986)	Concentric split cylinder internal loop	$\epsilon = 0.017U_g^{0.71}$ water
2. Popovic and Robinson (1988)	External loop	$\epsilon = 0.465U_g^{0.65}(1+A_d/A_r)^{-1.06}(\mu_{eff})^{-0.103}$ non-Newtonian CMC solutions
3. Chicti and Moo-Young (1988)	Rectangular bubble column	$\epsilon = 1.481U_g^{0.826}$ water
4. Kim <i>et al.</i> (1993)	Concentric internal loop	$\epsilon = 0.056U_g$ water
5. Merchuk (1986)	External loop	$\epsilon = 0.047U_g^{0.59}$ water
6. Chisti (1989)	Rectangular internal loop	$\epsilon = (1.488-0.496C_s)U_g^{0.892\pm 0.075}$ water

Fig. 3에서는 상승부와 하강부의 면적비가 gas holdup에 미치는 영향을 살펴보았는데, 가장 큰 면적비( $A_d/A_r=2.4$ )에서 gas holdup이 가장 작았으나,  $0.53 \leq A_d/A_r \leq 2.0$ 의 면적비 범위에서는 단면적비에 따른 gas holdup의 변화는 거의 없었다.

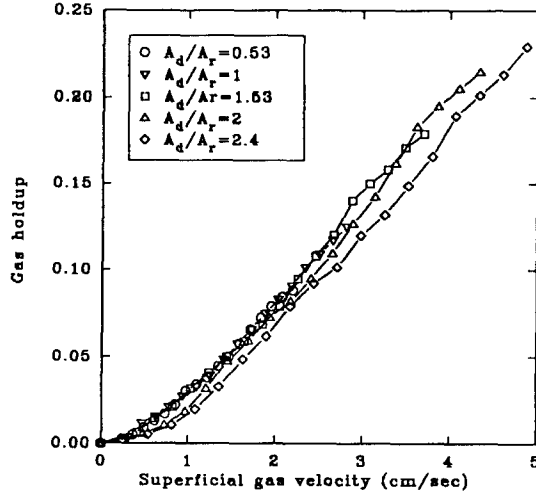


Fig. 3. The effect of  $A_d/A_r$  on gas holdup.

$$H_1=76\text{cm}, (H-H_s)/H=0.973 \\ H_l/H=1, H_b/H=0.013$$

### 3.2. 액체순환속도에 대한 액체높이(liquid level)의 영향

역유동층에서 draft plate을 기준으로 한 액체높이의 변화는 액체순환속도에 많은 영향을 미친다. 액체높이에 대한 액체순환속도의 관계를 조사하기 위해 하강부와 상승부의 단면적비( $A_d/A_r$ )를 1, sparger 높이비( $(H-H_s)/H$ )를 0.973 및 반응기 바닥과 draft-plate 간격( $H_b/H$ )을 0.013으로 유지하고 draft plate 상부에서 액체높이비( $H_l/H$ )를 각각 1, 0.987, 0.974, 0.96으로 낮추면서 공탑기체속도의 증가에 따른 액체순환속도를 측정하여, 액체높이 변화에 대한 액체순환속도를 Fig. 4에 나타내었다. 반응기 높이에 대한 액체높이비( $H_b/H$ )는 1에서 0.96범위이며 액체높이비가 낮아질수록 액체순환속도는 감소하였다. 액체높이비( $H_l/H$ )가 1에서 액

체순환속도는 공탑기체속도에 따라 빠르게 증가하나, 공탑기체속도가 1.5 cm/sec 이상에서는 액체순환속도의 증가율은 감소하였다. 이러한 현상은 속도가 빨라지면 상승부의 gas holdup이 증가하여 상승부의 액체 흡인력이 높아진다. 이때 상승부에서 부상한 기포가 반응기 상부에서 하강부로 빨리 들어가므로 액체순환속도의 구동력인 상승부와 하강부의 밀도차이가 감소하게 되어 액체순환을 방해하기 때문에 공탑기체속도가 일정 범위 이상 증가하면 액체순환속도의 증가 폭은 적어진 것으로 사료되었다.

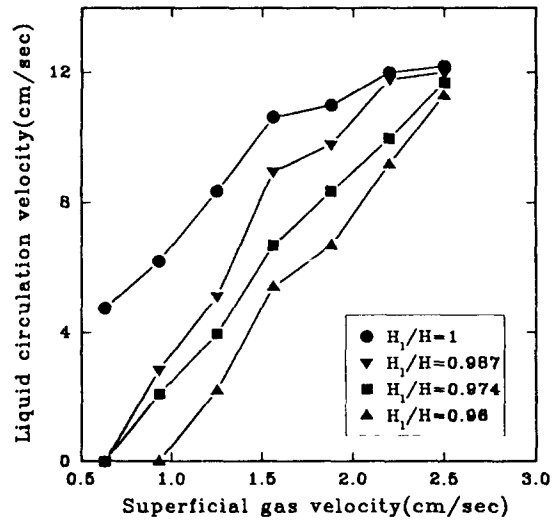


Fig. 4. The effect of liquid level variation on liquid circulation velocity.

$$A_d/A_r=1, (H-H_s)/H=0.973, \\ H_b/H=0.013$$

그러나 액체높이비가 0.96인, 즉, 액체높이가 draft plate보다 낮을 때는 공탑기체속도를 약 0.9 cm/sec까지 증가시켜도 상승부에서 하강부로 유입되는 유량이 작아 액체순환을 발생시키지 못하였으나, 공탑기체속도를 계속 증가시키면 일부의 액체는 순환하게 되었다. 공탑기체속도가 큰 2.5 cm/sec 이상에서는 액체의 초기수위 변화에 따른 액체순환속도의 변화가 미미하고, 공탑기체속도의 영향이 더 지배적인 것으로 사료되었다.

### 3.3. 액체순환속도에 대한 sparger 높이의 영향

air-lift 반응기에서 sparger는 일반적으로 상승부의 하부에 위치하지만, 그 위치에 따라 액체순환속도에 직접적인 영향을 미치게 되므로 액체높이비( $H_1/H$ ), 단면적비( $A_d/A_r$ ), 반응기 바닥과 draft-plate 간격비( $H_b/H$ )를 각각 1, 1, 0.013으로 유지하면서 sparger의 높이비( $(H-H_s)/H$ )에 따른 액체순환속도를 Fig. 5에 고찰하였다.

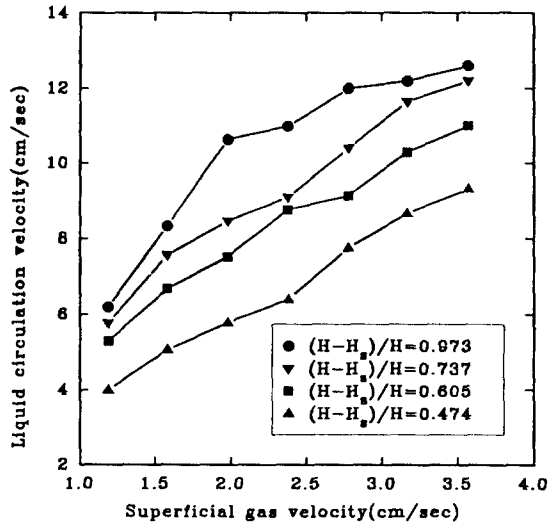


Fig. 5. The effect of sparger level on liquid circulation velocity.

$H_1=76\text{cm}, A_d/A_r=1$   
 $H_1/H=1, H_b/H=0.013$

Fig. 5에 의하면 일정한 공탑기체속도에서 sparger의 높이가 반응기 하부로 내려갈수록( $(H-H_s)/H$ 가 증가할수록) 액체순환속도가 증가하였다. 이는 sparger의 위치가 반응기의 하부에 내려갈수록 gas holdup이 증가하므로 그 분율 만큼의 액체를 순환시키는 원동력으로 작용하기 때문으로 사료되었다.

### 3.4. 상승부와 하강부의 단면적비( $A_d/A_r$ )가 액체순환속도에 미치는 영향

Fig. 6은 액체높이비( $H_1/H$ ), sparger 높이비

( $(H-H_s)/H$ ) 및 draft-plate 간격비( $H_b/H$ )를 각각 1, 0.973, 0.013으로 일정하게 한 후  $A_d/A_r$ 비를 0.53에서 2.4로 증가시키면서 공탑기체속도에 따른 하강부에서의 액체순환속도를 나타낸 것으로, 일정한 공탑기체속도에서  $A_d/A_r$ 비가 증가할수록 액체순환속도가 작고 공탑기체속도의 변화에 대한 액체순환속도의 변화율도 더 낮았다. 그러므로 층 내에서 완전한 혼합과 빠른 액체순환속도를 얻기 위해서는 하강부의 단면적을 작게 하는 것이 바람직함을 알 수 있었다.

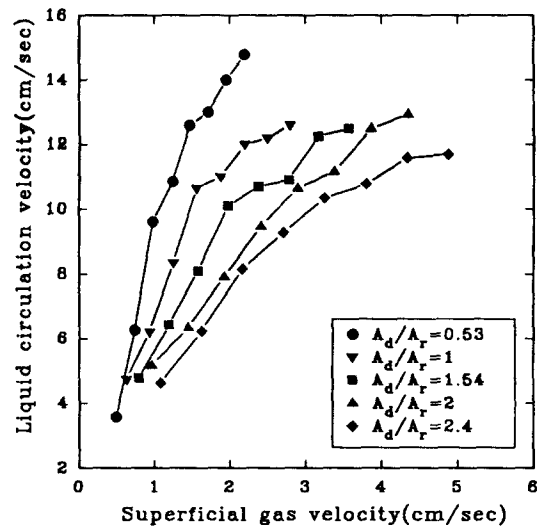


Fig. 6. The effect of  $A_d/A_r$  on liquid circulation velocity.

$H_1=76\text{cm } (H-H_s)/H=0.973$   
 $H_1/H=1, H_b/H=0.013$

### 3.5. 액체순환속도에 대한 반응기 바닥과 draft-plate와의 간격의 영향

Fig. 7은 액체순환속도에 대한 반응기 바닥과 draft-plate 사이의 간격의 영향을 나타낸 것으로서, sparger의 위치( $H_s$ )를 일정하게(바닥에서 2cm) 유지한 상태에서 draft plate와 반응기 바닥 간격이  $0.04 < H_b/H < 0.079$ 범위에서는 액체순환속도가 draft plate와 반응기 바닥 간격에 영향을 받지 않았다. 그러나  $H_b/H$ 가 0.04이하에서는 draft plate와 바닥과의 간격이 액체의 순환을 저해하는

저항요인으로 작용하여 액체순환속도가 감소하였다. draft plate와 반응기 바닥 간격이  $H_b/H > 0.079$ 범위 이상의 간격에서는 기포의 퍼짐현상이 일어났다. 이러한 현상은 잉크를 사용한 흐름실험에서도 확인할 수 있었다.

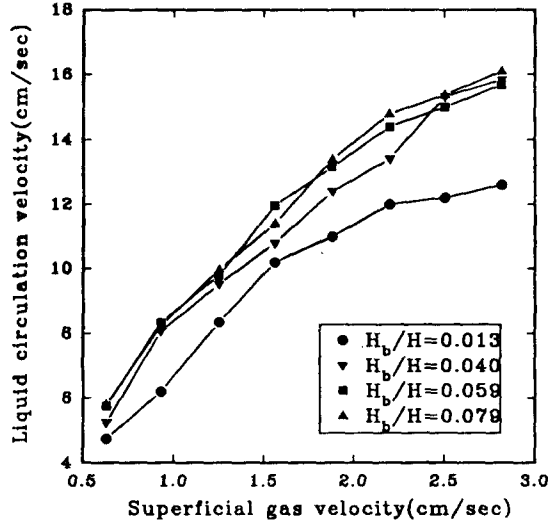


Fig. 7. The effect of draft plate-bottom clearance on liquid circulation velocity.

$H_l=76\text{cm}, A_d/A_r=1$   
 $(H-H_s)/H=0.973, H_b/H=1$

### 3.6. 액체순환속도의 예측 모델

액체순환속도는 공담기체속도( $U_g$ ), 액체높이비( $H_l/H$ ), 단면적비( $A_d/A_r$ ), sparger 높이비( $(H-H_s)/H$ ) 및 반응기 바닥과 draft-plate 간격비( $H_b/H$ ) 변화에 따라 많은 영향을 받으므로 이들을 변수로 일반식을 도출하고자 하였다. 각각의 조건에 따른 실험치 184개를 비선형 회귀법으로 다음 식을 구하였다.

$$U_{cl} = 11.62 U_g^{0.75} \left(\frac{H_l}{H}\right)^{10.30} \left(\frac{A_d}{A_r}\right)^{-0.52} \left(\frac{H-H_s}{H}\right)^{0.91} \left(\frac{H_b}{H}\right)^{0.13} \quad (2)$$

Fig. 8에 나타난 바와 같이 실측치가 20% 이내의 오차범위로 모델식을 만족함을 알 수 있었다.

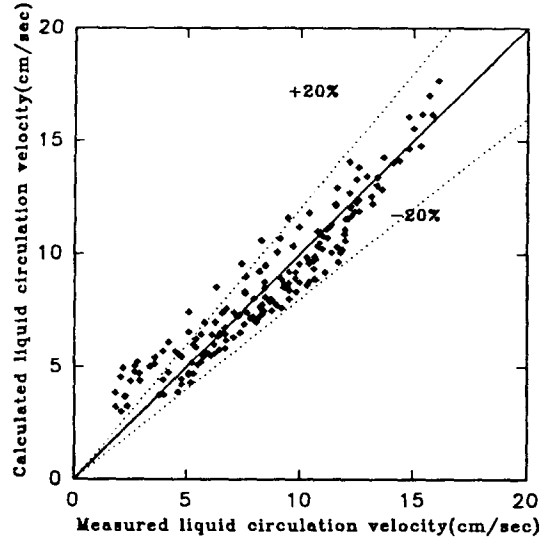


Fig. 8. Comparison of the liquid circulation velocity by Eq. 2 to the experimental data.

### 3.7. 층 팽창에 대한 입자부피 및 액체높이의 영향

역유동층에 이용되는 입자는 비중이 물보다 작기 때문에 유동되지 않는 입자들은 수면 위로 떠오르는 현상을 보인다. Fig. 9는 입자의 부피가 층

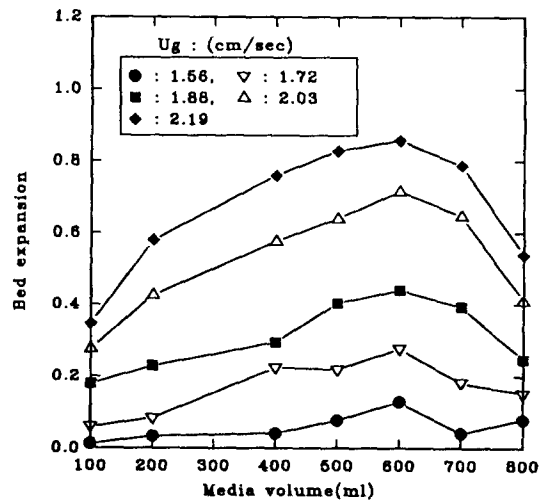


Fig. 9. The effect of media volume on bed expansion.

$H_l/H=0.96, (H-H_s)/H=0.973$   
 $H_b/H=0.013, A_d/A_r=1$

팽창에 미치는 영향을 살펴보기 위해서 액체높이비를 draft plate 높이의 0.96으로 유지하면서 발포 폴리스티렌 입자부피를 100mL에서 800mL까지 변화시키면서 입자의 층 팽창을 관찰한 것이다. 입자의 부피가 증가할수록 입자의 층 팽창은 공압기체 속도에 따라 증가하였으나, 600mL 이상의 입자 부피에서는 층 팽창에 참여하지 않는 입자가 반응기 상부의 표면을 덮어 입자의 유동을 방해하므로 오히려 층 팽창이 작아지는 현상을 나타내었다. 그러므로 역유동층의 내의 입자가 draft plate를 넘지 않도록 입자의 충전 양을 조절하는 것이 입자의 층 팽창에 적합하다는 것을 알 수 있었다.

Fig. 10에서는 액체높이 변화에 따른 최적의 층 팽창을 나타내는 입자부피를 나타내었다. 액체높이가 낮을수록 최적의 입자부피가 증가하며 수위와 입자의 부피가 층 팽창에 많은 영향을 미치는 것을 알 수 있었다.

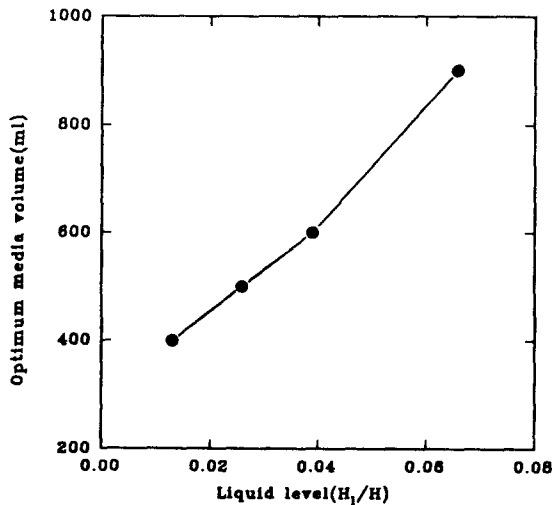


Fig. 10. The effect of liquid level on optimum volume.

$(H-H_s)/H=0.973$ ,  $H_b/H=0.013$   
 $A_d/A_r=1$

### 3.8. 층 팽창에 대한 sparger 위치의 영향

Media를 500mL 투입하고, draft plate와 반응기 바닥과의 간격( $H_b/H$ )을 0.013, 액체높이비를 draft

plate 높이의 0.96으로 유지하면서, sparger의 높이를 반응기 바닥에서 2, 3, 4, 6cm( $(H-H_s)/H=0.973, 0.96, 0.947, 0.921$ )로 올려 주며 입자의 층 팽창을 관찰한 결과를 Fig. 11에 나타내었다. 최소 유동화 속도 부근에서의 층 팽창은 sparger 높이에 관계없이 거의 비슷하였고, 대체적으로 sparger 높이가 4cm( $(H-H_s)/H=0.947$ )에 도달할 때까지 층 팽창의 차이가 크게 나타나지 않았으나 sparger의 높이가 6cm( $(H-H_s)/H=0.921$ )이후에서는 층 팽창에 큰 변화를 보였는데, 이는 앞의 Fig. 5에서 sparger 위치가 낮을수록 기체부피 분율이 증가하여 액체순환속도가 증가한다는 사실과 맥락을 같이 하였다.

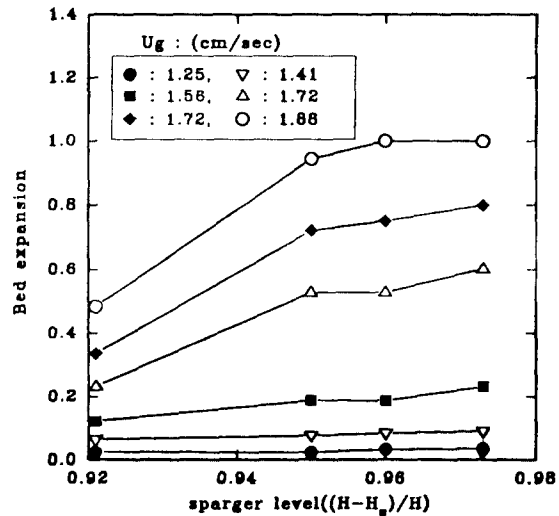


Fig. 11. The effect of sparger level on bed expansion.

media volume : 500ml  
 $H_l/H=0.96$ ,  $(H-H_s)/H=0.973$   
 $A_d/A_r=1$ ,  $H_b/H=0.013$

### 3.9. 층 팽창에 대한 상승부와 하강부의 단면적비( $A_d/A_r$ )의 영향

상승부와 하강부의 단면적비( $A_d/A_r$ )가 층 팽창에 미치는 영향을 살펴보기 위하여 media를 500mL, 액체높이비( $H_l/H$ )를 0.96, sparger 높이비( $(H-H_s)/H$ )를 0.973, 및 반응기 바닥과 draft-plate 간격비( $H_b/H$ )를 0.013으로 유지하면서  $A_d/A_r$ 비를

0.54에서 2.4까지 변화시키면서 층 팽창을 관찰한 결과를 Fig. 12에 나타내었다. 공담기체속도와 관계없이  $A_d/A_r$ 비가 1.25일 때 입자의 층 팽창이 가장 크게 나타났는데, 이는  $A_d/A_r$ 비가 1보다 낮을 때에는 비록 하강부의 액체순환속도는 빠르지만 하강부의 체적의 감소로 유동이 원활하지 못하고, 1.69이상의  $A_d/A_r$ 비에서는 하강부의 액체순환속도가 감소하기 때문에 층 팽창이 낮게 나타난 것으로 생각되었다.

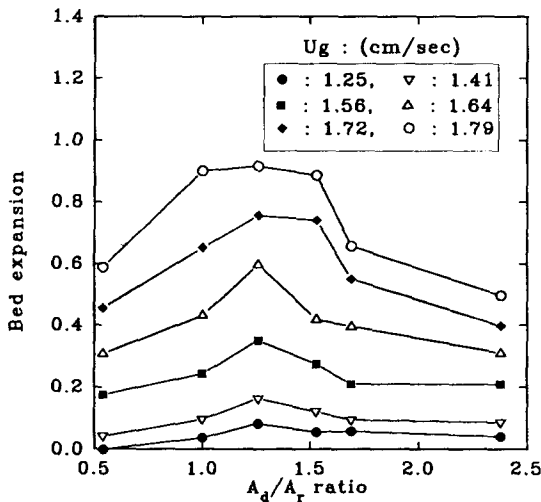


Fig. 12. The effect of  $A_d/A_r$  ratio on the bed expansion.

media volume : 500ml  
 $H_l/H=0.96$ ,  $(H-H_s)/H=0.973$   
 $H_b/H=0.013$

그러므로, 액체순환속도를 높이기 위한 최적의  $A_d/A_r$ 비와 층 팽창을 높이기 위한 최적의  $A_d/A_r$ 비가 다르기 때문에 실험목적에 맞는 적절한 범위의  $A_d/A_r$ 비를 선택하여야 할 것으로 판단되었다.

### 3.10. 층 팽창에 대한 반응기 바닥과 draft plate 간격의 영향

Fig. 13은 입자부피를 500mL, 액체높이비( $H_l/H$ )를 0.96, 단면적비( $A_d/A_r$ )를 1, sparger 높이비( $(H-H_s)/H$ )를 0.973로 일정하게 한 후 층 팽창에 대한 반응기 바닥과 draft plate 간격의 영향을 나

타낸 것으로 draft plate와 반응기 바닥과의 간격이 2 cm 이하( $H_b/H$ 가 0.04이하) 일 때에는 층 팽창이 낮았으나 3cm이상( $H_b/H$ 가 0.04이상)에서는 층 팽창에 큰 차이를 나타나지 않았다. 이것은 액체순환속도에 대한 영향에서와 같이 간격이 좁으면 저항이 높아 유체의 흐름을 방해하므로 층 팽창도 작아지나 일정 간격 이상에서는 저항의 영향은 무시됨을 알 수 있었다.

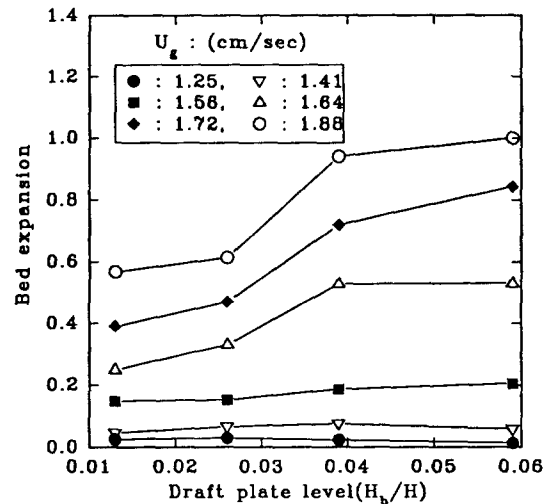


Fig. 13. The effect of draft plate level on bed expansion.

media volume : 500ml  
 $H_l/H=0.96$ ,  $(H-H_s)/H=0.973$   
 $A_d/A_r=1$

## 4. 결론

장방형 역유동층에서 액체높이비( $H_l/H$ ), 단면적비( $A_d/A_r$ ), sparger 높이비( $(H-H_s)/H$ ), 및 반응기 바닥과 draft-plate 간격비( $H_b/H$ )를 변화시키면서 gas holdup과 액체순환속도 및 층 팽창에 대한 실험을 행하여 다음 결과를 얻었다.

1. 기체속도가 증가함에 따라 또한 전체 반응기 길이에 대해 sparger의 높이가 낮아질수록 gas holdup, 액체순환속도 및 층 팽창은 증가하였다.
2. 액체높이비( $H_l/H$ )가 1에서 0.96 범위에서는 draft plate 높이에 대한 액체높이비가 낮을 수록



액체순환속도가 감소하였으나 층 팽창에 대한 최적의 입자부피는 증가하였다.

3. 상승부와 하강부의 단면적비( $A_d/A_r$ )가 0.53에서 2.4의 범위에서  $A_d/A_r$ 비가 증가할수록 액체순환속도는 감소하였으며 1.25의  $A_d/A_r$ 비에서 층 팽창이 최대로 나타났다.

4. 반응기 바닥과 draft plate과의 간격이 3 cm 이상 ( $H_b/H > 0.04$ )에서는 일정 공탑기체속도에서 액체순환속도의 변화는 적었으며 층 팽창도 이와 유사한 결과를 얻었다.

5. 액체순환속도와 공탑기체속도, 액체높이비, 단면적비, sparger 및 draft-plate의 높이 관계는 비선형회귀법으로 다음 식으로 표현되었으며 20% 오차범위에서 실험치를 만족하였다.

$$U_{ld} = 11.62 U_g^{0.75} \left( \frac{H_l}{H} \right)^{10.30} \left( \frac{A_d}{A_r} \right)^{-0.52} \left( \frac{H - H_s}{H} \right)^{0.91} \left( \frac{H_b}{H} \right)^{0.13}$$

## 감사의 글

본 논문은 동일산업과 한국학술진흥재단의 연구 지원금으로 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

## NOMENCLATURE

A : cross sectional area [cm<sup>2</sup>]  
 H : reactor height [cm]  
 H<sub>d</sub> : draft plate length [cm]  
 H<sub>l</sub> : liquid height [cm]  
 H<sub>b</sub> : level between draft plate and reactor bottom [cm]  
 H<sub>s</sub> : sparger height [cm]  
 U<sub>g</sub> : superficial gas velocity [cm/sec]  
 U<sub>ld</sub> : liquid circulation velocity on the downcomer [cm/sec]

## Greek Letters

$\varepsilon$  : gas holdup [-]  
 $\alpha$  : constant in equation [1]  
 $\beta$  : exponent in equation [1]

## Subscripts

d : downcomer  
 r : riser  
 l : liquid  
 g : gas  
 b : reactor bottom  
 s : sparger

## 참고문헌

- Karamanev, D. G. and L. N. Nikolov, 1992, "Free Rising Spheres Do Not Obey Newton's Law for Free Settling", *AIChE J.*, 38(12), 1843-1846.
- Jones, A. G., 1985, "Liquid Circulation in a Draft-Tube Bubble Column", *Chem. Eng. Sci.*, 47, 449-462.
- Joshi, J. B., V. V. Ranade, S. S. Gharat and S. S. Lele, 1990, "Sparged Loop Reactor", *The Chem. Eng. J.*, 68, 705-740.
- Chisti, M. Y., B. Halrd and M. Moo-Young, 1988, "Liquid Circulation in Airlift Reactors", *Chem. Eng. Sci.*, 43(3), 451-457.
- Chisti, M. Y., 1989, "Airlift bioreactor", Elsevier Applied Science, London and New York.
- Merchuk, J. C., 1986, "Gas Holdup and Liquid Velocity in a Two-Dimensional Airlift Reactors", *Chem. Eng. Sci.*, 41(1), 11-16.
- Seigel, M. H., J. C. Merchuk, K. Schugerl, 1986, "Airlift Reactor Analysis", *AIChE J.*, 32(10), 1585-1596.
- Popovic, M. K. and C. W. Robinson, 1988, "External

- Circulation Loop Airlift Bioreactors : Study of the Liquid Circulating velocity in Highly Viscous Non-Newtonian Liquids”, *Biotceh. Bioeng.*, 32, 301-312.
- Chisti, M. Y. and M. Moo-Young, 1988, “Hydrodynamics and Oxygen Transfer in Pneumatic Bioreactor Devices”, *Biotech. Bioeng.*, 31(5), 487-494.
- 김동석, 서봉국, 이민규, 송승구, 1993, “역 유동층의 동역학적 특성연구”, *한국화학공학회지*, 31, 563-568.