

## 단일노즐을 사용한 내부순환 공기리프트 반응기에서 기체 및 액체의 유동특성 - 유동지역의 크기영향 -

장 서 일 · 김 중 철 · 장 영 준 · 손 민 일 · 김 태 옥<sup>†</sup>

명지대학교 공과대학 화학공학과  
(1998년 5월 18일 접수, 1998년 7월 16일 채택)

### Gas and Liquid Flow Characteristics in an Internal Circulation Airlift Reactor using a Single Nozzle - Effects of Flow Zone Sizes -

Sea-Il Jang, Jong-Chul Kim, Young-Joon Jang, Min-Il Son, and Tae-Ok Kim<sup>†</sup>

Department of Chemical Engineering, Myongji University, Yongin 449-728, Korea

(Received May 18, 1998; accepted July 16, 1998)

**요약:** 기체분산기로 단일노즐을 사용한 내부순환 공기리프트 반응기에서 기체 및 액체의 유동특성을 해석하였다. 실험은 공기-물계에서 하강관의 직경과 상승관의 높이가 다른 세 가지 반응기를 사용하여 기체속도와 반응기의 높이를 변화시키면서 각 유동지역의 기체체류량과 추적자의 충격-응답곡선을 측정하였다. 실험결과, 기포의 유동양상은 상승관에서 강한 기포합체를 일으키는 슬러그흐름을, 그리고 하강관에서는 직경의 크기에 따라 전이흐름 또는 균일상 기포흐름을 나타내었다. 그리고 동일한 반응기 상부지역의 높이비에서 각 유동지역과 반응기 전체의 평균 기체체류량은 하강관의 직경이 작을수록 상당히 증가하였다. 또한 혼합시간은 기체속도보다 반응기 상부지역의 높이에 크게 영향을 받으며 동일한 반응기 상부지역의 높이비에서는 하강관의 직경과 상승관의 길이가 클수록 상당히 큰 값을 나타내었다. 액체의 유동특성은 하강관에서 기포의 유동양상과 반응기 상부지역의 크기에 따라 크게 변화하였으며 상승관에서 액체의 순환속도는 기체속도와 반응기 상부지역의 크기가 증가할수록 증가하였고 동일한 반응기 상부지역의 높이비에서는 하강관의 직경과 상승관의 길이가 증가할수록 증가하였다.

**Abstract:** Gas and liquid flow characteristics were investigated in an internal circulation airlift reactor using a single nozzle for a gas distributor. In three reactors with different diameters of the downcomer and heights of the riser, the gas holdup in the individual flow zone and the impulse-response curve of tracer for an air-water system were measured for various gas velocities and reactor heights. Experimental results showed that the flow behavior of bubbles in the riser was the slug flow due to strong coalescences of bubbles and that the bubble flow pattern in the downcomer was the transition bubble flow for the smaller diameter of the downcomer, however, it was the homogeneous bubble flow for the larger one. And mean gas holdups in the individual flow zone and the reactor were greatly increased with decreasing the diameter of the downcomer for the equal ratio of height of the top section to that of the riser. Also, the mixing time was much effected by the height of the top section of reactor and for the equal ratio of height of top section to that of the riser, it was increased with increasing the diameter of the downcomer and the height of the riser. Flow characteristics of liquid were mainly varied with the bubble flow pattern in the downcomer and the size of the top section of reactor. And circulation velocities of liquid in the riser were increased with increasing gas velocities and the size of the top section of reactor, and for the equal ratio of height of top section to that of the riser, they were increased with increasing the diameter of the downcomer and the height of the riser.

**Key words:** Airlift Reactor, Single Nozzle, Hydrodynamics

### 1. 서 론

공기리프트 반응기 (air-lift reactor, ALR)는 기포탑 (bubble column, BC)과 유사하게 기계적 교반장치가 없는 기-액접촉장치로써 생물화학공정과 폐수처리공정 등의 다양한 분야에서 응용되고 있다[1,2]. 그러나 ALR는 BC와 다르게 이중 기포탑으로 되어 있어서 이중 기포탑간의 기체체류량의 차이에 의해 유체가 순환되기 때문에 유체혼합이 좋고 열전달속도와 물질전달속도가 크며 작업범위가 넓고 동력비가 적은 점 등의 많은 장점이 있다[3,4].

이와 같은 ALR는 Le Francois가 발효공정에서 발생하는 열을 제거하기 위하여 최초로 사용하였고[5] 그 후 대규모 폐수처리공업, 단세포 단백질의 생산, 연료유 에탄올의 생산 등의 분야에서 생물반응기로 널리 사용되고 있다[6,7].

ALR는 상승관 (riser), 하강관 (downcomer), 반응기 상부지역 (top section of reactor), 그리고 하강관과 상승관의 연결공간 (clearance)으로 구성된다. 반응기로 공급된 공기와 하강관에서 순환된 액체흐름은 반응기 하부공간에서 합쳐지고 이들 기-액흐름이 병류로 상승하는 상승관에서는 기체체류량이 크고 기-액물질전달의 대부분이 일어난다[8]. 그리고 상승관에서 나오는 기포는 반응기 상부지역에서 대부분 분리되고 나머지 유체흐름은 하강관으로 순환된다. 이와 같은 각 유동지역의 형태와 크기에 따라 기포의 유

<sup>†</sup> 주 저자 (e-mail: kimto@wh.myongji.ac.kr)

동양상과 분리정도가 다르기 때문에 기체체류량, 혼합시간, 액체의 순환속도 등이 변화하여 반응기 성능이 크게 변화된다[9,10].

지금까지 반응기의 구조변화에 따른 ALR의 성능을 해석한 연구로는 Siegel 등[11]이 반응기의 직경보다 반응기 상부지역의 직경이 클수록 상승관과 하강관에서의 기체체류량이 감소된다고 하였고 한 등[12]은 내부순환 ALR에서 draft tube의 직경비가 증가할수록 기체체류량은 다소 증가하지만 상승관 높이의 영향은 매우 적다고 하였다. 또한 Jones[13]는 내부순환 ALR에서 상승관의 직경이 하강관의 1/2일 때 액체의 순환속도가 최대값을 갖는다고 하였으며 Popovic 등[14]은 액체의 순환속도를 측정하고 조업조건과 반응기의 직경비에 대한 상관식을 제시하였다.

기포의 분리와 유체혼합이 우수한 반응기 상부지역의 영향을 해석한 연구는 Russell 등[15]이 반응기 상부지역의 높이에 대한 액체의 순환속도와 혼합시간의 상관식을 제시하였고 Merchuk[16]은 상부지역의 높이가 낮을수록 기포의 분리능력 감소로 기포의 순환이 증가하여 평균 기체체류량이 증가한다고 하였다. 그러나 유체순환이 우수하여 고점도 유체계나 3상계에서 유용한 단일노즐을 기체분산기로 사용하여 ALR의 성능에 미치는 유동지역의 크기영향을 해석한 연구결과는 거의 보고된 바 없는 실정이다.

본 연구는 기체분산기로 단일노즐을 사용하고 draught tube로 된 내부순환 공기리프트 반응기가 다상반응기로 활용되도록 하기 위한 연구의 일환으로 수행되었다. 이를 위하여 전보[17]에 이어 공기-물계에서 상승관과 하강관의 높이와 직경, 반응기 상부지역의 크기, 그리고 기체속도를 변화시키면서 기포의 유동양상을 관찰하고 각 유동지역의 기체체류량과 추적자의 충격-응답곡선을 측정하였다. 그리고 평균 기체체류량, 혼합시간, 그리고 액체의 순환속도를 산출하여 기체 및 액체의 유동특성에 미치는 유동지역의 크기영향을 해석하였다.

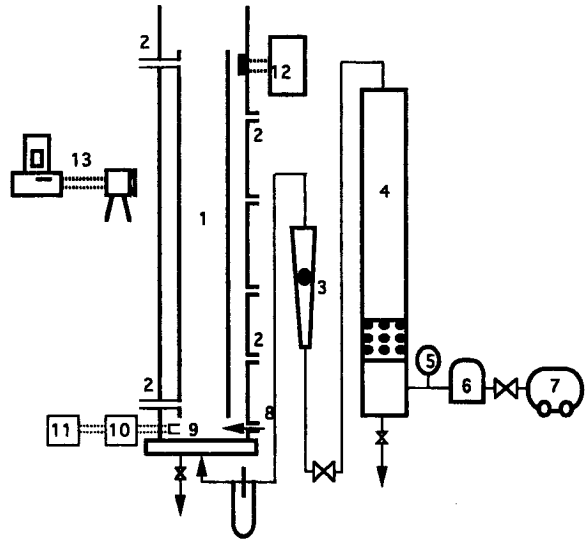
2. 실험장치 및 방법

2.1. 실험장치

사용된 내부순환 ALR는 Table 1과 같이 내경이 11 cm와 14 cm인 하강관과 내경과 외경이 각각 6, 7 cm이고 높이가 120 cm와 150 cm인 상승관으로 구성된 3가지 종류를 사용하였다. 이때 유체가 하강관에서 상승관으로 순환하는 clearance의 높이는 3.5 cm로 하였고 기체분산기는 직경이 0.5 cm인 단일노즐을 사용하여 반응기의 하부에서 2 cm의 높이가 되도록 하였으며 실험장치는 Figure 1과 같다.

2.2. 실험방법

실험은 공기-증류수계에서 3가지 반응기를 사용하여 반응기 상



- 1. Airlift reactor
- 2. Pressure tap/sample port
- 3. Rotameter
- 4. Air humidifier
- 5. Pressure gauge
- 6. Holding tank
- 7. Air compressor
- 8. Tracer injection point
- 9. Conductivity cell
- 10. Conductivity meter
- 11. Recorder
- 12. Two phase flow meter
- 13. Flow visualization equipment

Figure 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

부지역의 높이, 즉 상승관으로부터 유체높이를 16.5~38.5 cm로 변화시켜 반응기의 총 높이가 140~192 cm가 되도록 하면서 20±2 °C, 1.5 atm하에서 기체속도를 6.050~16.292 cm/s로 변화시켰다.

상승관과 하강관에서 평균 기체체류량( $\epsilon_G$ )은 정상상태에서 각 유동지역에 설치된 2개의 압력탭과 연결된 역마노미터의 수두 (head, h)를 읽고 식 (1)에 의해 산출하였다.

$$\epsilon_G = \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \frac{dh}{dx} \tag{1}$$

여기서 x는 압력탭 사이의 거리(cm)이고  $\rho_L$ 과  $\rho_G$ 는 각각 액체 및 기체의 밀도( $g/cm^3$ )이다.

반응기 상부지역에서 기체체류량은 2상 공극을 측정기 (two phase void measurement meter)에 의해 각 상이 공극센서 (void sensor)를 통과하는 시간을 표준화하여 기상이 통과하는 시간분율이 디지털 기록계에 나타난 값을 일정한 시간동안 여러번 측정한 다음에 평균하여 산출하였다.

추적자의 충격-응답곡선은 실험조건을 정상상태에 도달시킨 다음 3.5 cm 높이의 하강관에 설치된 추적자 주입점에서 주사기로 약 0.5 cc이하의 포화소금 수용액을 순간적으로 주입하고 반대편의 하강관에 설치된 전도도셀(0.5 cm×0.5 cm)에서 추적자의 농도변화에 따라 발생하는 전위차를 증폭하여 연속 기록계에 기록하였다. 그리고 하강관과 반응기 상부지역에서 기포의 형태와 크기는 유선 가시화장치를 사용하여 관찰하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 기포의 유동양상

상승관에서 기포의 유동양상은 Figure 2에서와 같이 상승관의 높이에 거의 무관하게 노즐출구에서부터 강한 기포함체를 갖는 슬러그흐름 (slug flow)을 나타내었으며 약 10 cm/s이상의 기체속도

Table 1. Dimensions of Airlift Reactors and Nozzle

Reactor/nozzle	ALR I	ALR II	ALR III
<i>Annulus column</i>			
inside diameter(cm)	11	14	
height(cm)	180	195	
<i>Draught tube</i>			
inside diameter(cm)	6		6
outside diameter(cm)	7		7
height(cm)	120		150
<i>Height of clearance(cm)</i>		3.5	
<i>Nozzle</i>			
diameter(cm)		0.5	
length(cm)		2.0	

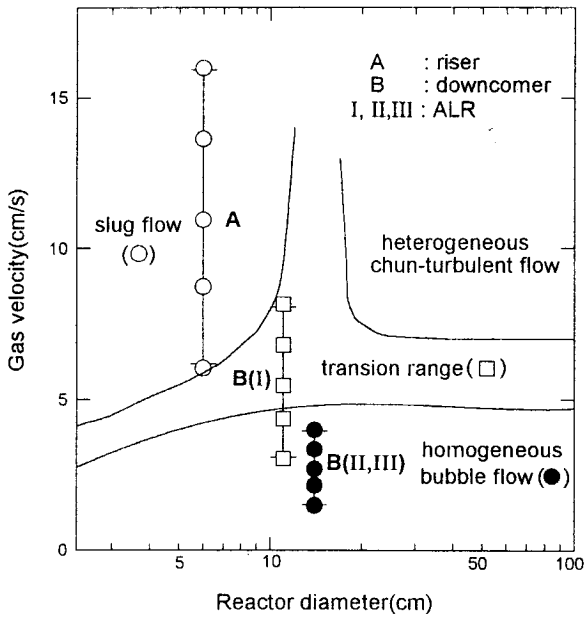


Figure 2. Bubble flow regime at the riser and the downcomer[18].

에서는 반응기 상부에서 큰 기포가 합체하여 주기적으로 상승하는 맥동흐름 (pulse flow)이 관찰되었다. 이것은 Shah 등[18]이 제시한 기포의 유동영역과 반응기 직경이 5~10 cm인 기-액계에서는 4~6 cm/s의 기체속도에서 기포흐름으로부터 슬러그흐름으로 전이된다는 Viswanathan[19]의 결과와 일치된다.

그러나 하강관에서 기포의 유동양상은 반응기의 직경에 따라 상당히 차이가 있었다. 직경이 11 cm인 경우, 즉 Figure 2의 B(I)에서는 기체속도의 증가에 따라 상승관으로 순환하는 기포들은 그 수와 크기가 증가하여 기포직경이 약 0.1~0.2 cm에서 3 cm까지 변화하였고 하강관에서 상승하는 기포들은 크기, 상승속도, 그리고 합체정도가 증가하여 기포직경이 약 2~6 cm의 크기를 갖는 전이흐름을 나타내었다. 이것은 단일관에서와 다르게 이중관에서는 하강관의 직경이 작을수록 유체의 순환속도가 빠르고 반응기의 기벽에 의한 전단력이 기포의 합체를 촉진시키기 때문이다.

하강관의 직경이 14 cm인 경우, 즉 Figure 2의 B(II, III)에서는 직경이 0.1 cm이하인 소기포는 상승관으로 순환하고 3~5 cm 직경의 큰 기포는 하강관의 상부에서 균일한 분포를 유지하며 기포합체가 이루어지지 않는 기포흐름 (bubble flow)을 나타내었다. 이때 큰 기포들이 하강관에서 내려오는 높이는 상승관의 높이와 반응기 상부지역의 높이가 높을수록 정수압의 증가에 의한 기포의 크기가 감소하여, 그리고 기체속도가 증가할수록 전보[17]에서와 같이 액체의 순환속도가 증가하여 증가하였다.

반응기 상부지역에서 약 6 cm/s의 낮은 기체속도에서는 약 2~3 cm 직경의 기포들이 하강관으로 순환되지 않고 수직으로 상승하였으나 기체속도의 증가에 따라 기포합체와 하강관으로 순환되는 기포의 수가 증가되었다. 또한 clearance에서는 액체의 정수압이 커서 기포들이 반응기의 하부까지 도달되는 경우에도 기포들의 직경이 약 0.1 cm이하로 매우 작아서 기체체류량을 무시할 수 있었다.

3.2. 기체체류량

상승관에서는 Figure 3에서와 같이 반응기의 높이(H)와 상승관의 길이(H<sub>R</sub>)가 증가할수록 정수압의 증가에 의한 기포의 직경이 감소하여 기체체류량이 다소 감소하는 경향을 나타내고 있으나 상

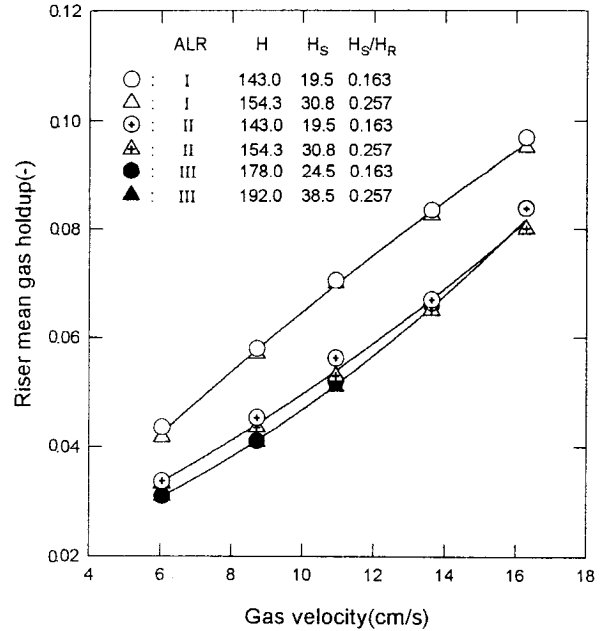


Figure 3. Variations of riser mean gas holdups with reactor configurations.

승관의 길이에 대한 반응기 상부지역의 높이(H<sub>S</sub>)비가 일정한 경우에는 하강관 직경의 영향이 매우 큼을 알 수 있다. 즉, 일정한 상승관의 직경에서는 하강관의 직경이 작을수록 액체의 순환속도 증가로 하강관에 있는 큰 기포들이 상승관으로 순환되는 양이 증가되기 때문이다.

따라서 기체속도의 증가에 따라 기포합체와 상승관으로 순환되는 기포의 수가 증가되기 때문에 기체체류량에 미치는 기체속도의 영향이 반응기의 종류와 유동지역의 크기에 따라 다소 변화하여 반응기 I, II, III에서 기체체류량은 기체속도에 대하여 각각 0.82, 0.89, 1.14승에 비례하였다. 이 결과는 Bello 등[20]의 0.56승보다 크고 Chakravarty 등[21]과 Merchuk[22]이 얻은 0.88승과 0.87승과는 거의 동일하다. 그러나 하강관의 직경과 높이가 큰 반응기 III에서는 다소 큰 기체속도의 영향을 나타내고 있는데 기체분산기로 단일노즐을 사용하는 경우에는 다른 기체분산기에서보다 낮은 기체속도에서는 생성기포경이 크지만 높은 기체속도에서는 노즐에서의 운동에너지에 의하여 기체의 분산효과와 액체의 순환속도가 크기 때문이다. 이때 반응기 구조변화에 따른 상승관에서 기체체류량( $\epsilon_{GR}$ )은 식 (2)와 같이 나타낼 수 있었다.

$$\epsilon_{GR} = 0.017 U_G^{0.90} (A_D/A_R)^{-0.32} (H_S/H_R)^{-0.07} (H_R/D_R)^{-0.22} \quad (2)$$

여기서 U<sub>G</sub>는 기체속도(cm/s), A<sub>D</sub>와 A<sub>R</sub>는 하강관과 상승관의 단면적(cm<sup>2</sup>), 그리고 D<sub>R</sub>은 상승관의 내경(cm)이다.

하강관에서 기체체류량은 Figure 4에서와 같이 반응기 높이와 H<sub>S</sub>/H<sub>R</sub>의 값보다 기포의 유동양상이 변화하는 하강관의 직경과 상승관의 높이에 따라 크게 변화하고 있다. 즉, 전이흐름을 갖는 반응기 I에서는 기체체류량이 기체속도의 약 1.0승에 비례하며 매우 큰 값을 나타내었으나 균일상 기포흐름을 갖는 반응기 II, III에서는 기체속도의 증가에 따라 하강관으로 내려오는 기포의 수와 측방향높이가 급격히 감소하여[17] 기체체류량이 급격히 증가하고 있다. 이와 같은 결과로 기포의 직경이 매우 작은 하강관에서는 반응기 상부지역의 높이변화에 따른 정수압의 영향이 상승관에서보다 다소 증가하였다. 또한 동일한 H<sub>S</sub>/H<sub>R</sub>의 값에서는 상승관과 반응기

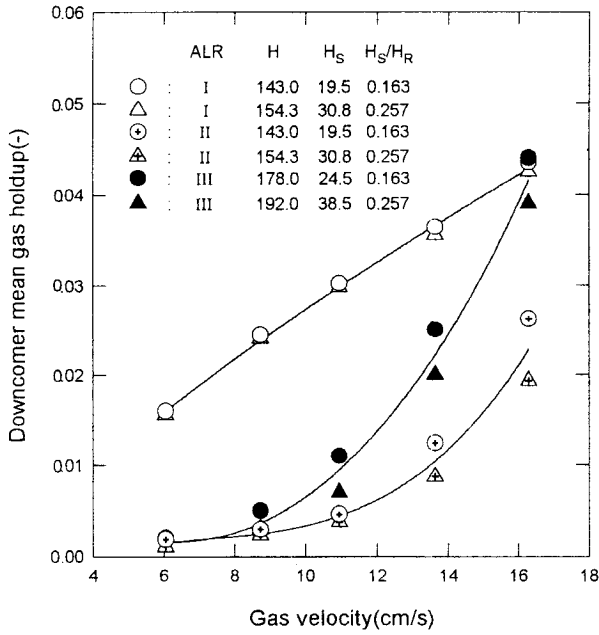


Figure 4. Variations of downcomer mean gas holdups with reactor configurations.

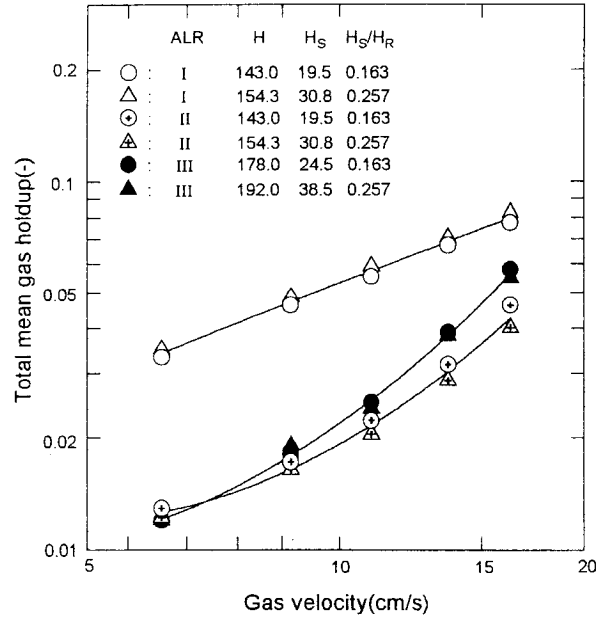


Figure 5. Variations of total mean gas holdups with reactor configurations.

의 높이가 증가할수록 기체체류량에 미치는 기체속도의 영향이 매우 증가하여 반응기 II, III에서 각각 기체체류량이 기체속도의 약 2.8승과 3.1승에 비례하였다. 이 결과는 다공판을 사용한 Merchuk [22]의 1.3승과 ring sparger를 사용한 Chakravarty 등[21]의 0.88승과는 상당한 차이가 있다.

반응기 상부지역에서 기체체류량은 상승관에서와 거의 유사한 변화경향을 가지며 기체속도의 약 0.76~0.93승에 비례하였고 기포가 하강관으로 많이 순환되는 반응기 I에서는 기포의 상승이 억제되어 반응기 II, III에서보다 기체체류량이 약 2배의 큰 값을 나타내었다.

각 유동지역의 부피와 기체체류량으로부터 산출한 반응기 전체에 대한 평균 기체체류량은 Figure 5에서와 같이 각 유동지역에서 나타난 경향의 혼합형태를 나타내고 있다. 즉, 반응기 I에서는 가장 큰 기체체류량을 가지며 반응기 높이가 높을수록 다소 증가하고 있다. 이것은 반응기 높이의 증가에 따라 각 흐름지역의 기체체류량은 다소 감소하지만 유동지역중에서 가장 큰 기체체류량을 갖는 반응기 상부지역의 부피가 증가되기 때문이다.

그러나 하강관의 직경이 큰 반응기 II, III에서는 각 유동지역에서와 같이 반응기 상부지역의 높이가 높을수록 총 기체체류량이 다소 감소하였으며 반응기 III에서는 기체속도가 증가할수록 하강관에서 기체체류량이 급격히 증가되기 때문에 반응기 II보다 다소 큰 값을 나타내었다.

이와 같이 상승관의 높이에 대한 반응기 상부지역의 높이비가 동일한 경우에 총 기체체류량에 미치는 기체속도의 영향은 하강관의 직경과 반응기의 높이가 증가할수록 증가하여 반응기 I, II, III에서 각각 기체속도의 0.84, 1.22, 1.60승에 비례하였다.

Figure 6은 이중관을 사용한 ALR에서 얻은 본 연구와 타 연구자들의 결과를 비교한 것으로 실험범위내에서는 기체속도의 영향이 거의 비슷하지만 본 실험값이 다른 기체분산기를 사용한 결과보다 상당히 낮은 기체체류량을 나타내고 있다. 이것은 전보[17]의 결과와 같이 높은 기체체류량을 갖는 상승관의 크기가 작아서 기포합체가 증가되었을 뿐만 아니라 단일노즐에서는 생성기포경이

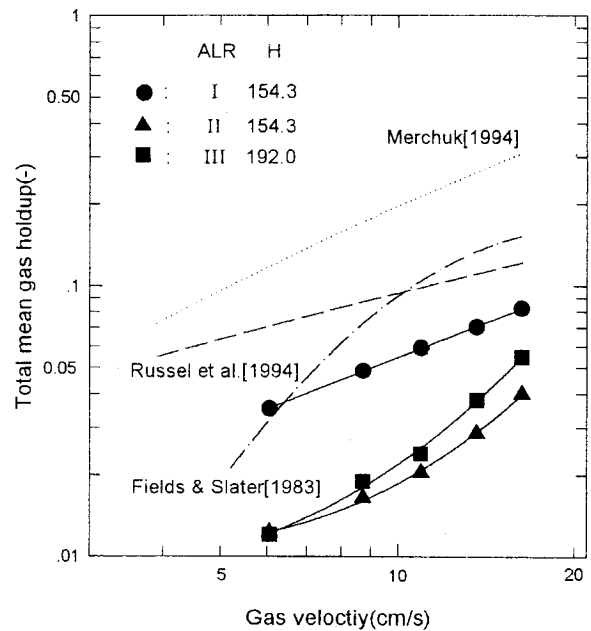


Figure 6. Comparisons of total mean gas holdups with literature data: H<sub>S</sub>/H<sub>R</sub> = 0.257.

크기 때문이다. 그러나 높은 기체속도에서는 기체분산기의 종류와 반응기의 크기영향이 감소되기 때문에[23] 기체체류량의 차이가 감소함을 알 수 있다.

3.3. 혼합시간

ALR에서 pH조절, 조업조건의 결정과 설계 등에 중요한 인자인 혼합시간은 실험에서 얻은 추적자의 충격-응답곡선에서 균일한 농도의 ±5%이내에 도달되는 최초 시간으로 정의하고 산출하였다.

혼합시간은 Figure 7에서와 같이 기체속도가 증가할수록 액체의

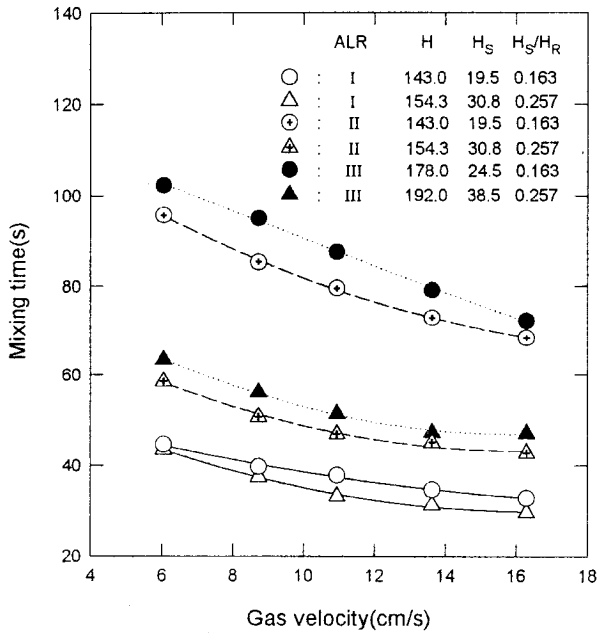


Figure 7. Variations of mean mixing times with reactor configurations.

순환속도 증가로 감소하고 있다. 그러나 반응기의 높이변화에 따른 혼합시간이 반응기 I에서는 크게 차이가 나지 않으나 반응기 II, III에서는 급격히 감소하고 있다. 이것은 반응기의 높이가 증가할수록 다른 유동지역에 비하여 액체의 혼합정도가 큰 반응기 상부지역의 크기가 증가하고[9,25] 반응기 직경이 클수록 반응기 높이변화에 대한 반응기 상부지역의 크기변화가 증가되기 때문이다.

따라서 혼합시간은 반응기 상부지역의 높이비가 일정한 경우에 하강관의 직경과 상승관의 길이가 클수록 증가하여 반응기의 구조와 하강관에서 기포의 유동양상에 따라 변화됨을 알 수 있었다.

### 3.4. 액체의 유동특성

ALR는 유동지역이 여러개이므로 본 연구에서는 3.3절에서 얻은 결과와 추적자의 충격-응답곡선으로부터 액체의 유동특성을 정성적으로 해석하였다. 그 결과, 일정한 반응기에서는 기체속도가 증가할수록 액체의 난류형성으로, 그리고 반응기 높이가 증가할수록 혼합정도가 큰 반응기 상부지역의 크기가 증가하여 액체의 혼합정도가 증가하였다. 또한 반응기 II, III에서는 하강관이 기포함체가 없는 균일상 기포흐름을 갖기 때문에 주 유동지역인 하강관에서 액체의 유동특성이 플러그흐름(plug flow)을 나타내어 전이흐름을 갖는 반응기 I에서보다 혼합정도가 감소되었으며 동일한 반응기 상부지역의 높이비에서는 상승관의 길이가 액체의 유동특성에 거의 영향을 미치지 않음을 알 수 있었다.

액체의 유동특성에서 중요한 액체의 순환속도를 정량적으로 해석하기 위하여 본 연구에서는 실험에서 얻은 추적자-응답곡선에서 인접한 두 정점간의 시간을 평균하여 평균 순환시간을 산출하고 평균 순환시간이 각 유동지역의 평균 체류시간을 합한 것과 동일하다고 가정하여 각 유동지역의 크기와 기체체류량으로부터 액체의 순환속도를 산출하였다.

상승관에서 액체의 순환속도는 Figure 8에서와 같이 기체속도의 증가에 따라 기체체류량의 증가에 의한 실제속도의 증가와 상승관과 하강관에서의 기체체류량의 차이에 의한 정수압 차이의 증가로 증가하고 있으며 상승관에서의 공탐 기체속도에 대하여 약 0.3승에

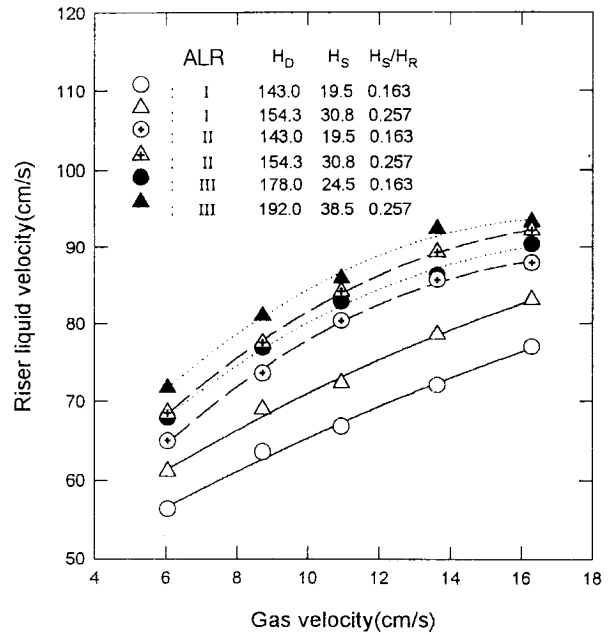


Figure 8. Variations of riser liquid velocities with reactor configurations.

비례하였다. 이 결과는 Bello 등[26]의 이론값인 1/3승과 외부순환계에서 얻은 Popovic 등[27]의 0.322승과는 거의 일치하고 있으나 annulus sparger를 사용한 내부순환계에서 얻은 El-Gabbani[28]의 0.237승과 Russell 등[15]의 0.44승과는 반응기의 구조와 기체분산 방법 등의 차이로 다소 차이가 있다. 또한 반응기의 높이가 증가할수록 상승관에서도 하강관에서도 기체체류량의 감소가 커서 Russell 등[15]의 결과와 같이 정수압의 영향이 증가되기 때문에 액체의 순환속도는 다소 증가하였다. 그리고 하강관의 직경과 상승관의 길이가 클수록 액체의 순환속도가 증가하였는데 이것은 평균 기체체류량의 감소와 유체의 이동거리의 증가로 순환시간이 다소 증가하지만 액체순환의 추진력이 되는 정수압의 영향이 증가되기 때문으로 생각된다.

따라서 상승관에서 액체의 순환속도( $U_{LR}$ )에 대한 상관식은 하강관에서 기포의 유동양상에 따라 식 (3)과 같이 나타낼 수 있었다.

$$U_{LR}(cm/s) = 50.46 U_G^{0.31} (H_S/H_R)^{0.18} \text{ for ALR I} \quad (3)$$

$$= 68.75 U_G^{0.30} (H_S/H_R)^{0.12} (H_R/D_R)^{0.63} \text{ for ALR II,III}$$

Figure 9는 상승관에서 액체의 공탐 순환속도를 단일노즐을 사용한 본 실험결과와 내부순환 ALR에서 기체분산기로 다공관이나 multiple sparger 등을 사용하여 얻은 다른 연구자들의 결과를 비교한 것이다. 본 실험범위에서는 반응기의 직경만을 고려한 Bello 등[26]과 반응기 높이를 고려한 Russell 등[15]보다 다소 높은 값을 가지며 내부순환계에서 annulus sparger를 사용한 El-Gabbani[28]와 외부순환계에서 얻은 Popovic 등[27]의 결과는 본 실험값보다 약 1/5~1/10 이하의 매우 낮은 순환속도를 나타내고 있다. 이것은 다른 기체분산기보다 단일노즐에서의 생성기포경이 커서 순환되는 액체흐름의 흡입효과가 크고 노즐에서의 운동에너지에 의해 기포의 상승속도가 크기 때문으로 보인다.

따라서 단일노즐을 사용한 내부순환 ALR는 다른 기체분산기에서보다 액체의 순환속도가 상당히 큰 값을 갖기 때문에 혼합시간이 짧을 뿐만 아니라 하강관의 직경과 상승관의 길이가 증가할수록 액체의 순환속도가 증가되기 때문에 고점도계와 고체입자나 슬

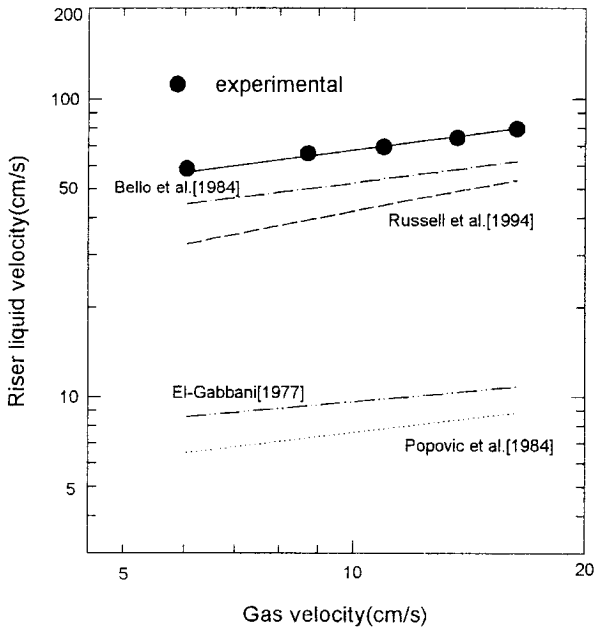


Figure 9. Comparisons of liquid circulation velocities with literature data : ALR I, reactor height = 148 cm.

러리가 존재하는 3상계의 ALR에서 유용함을 알 수 있었다.

4. 결 론

단일노즐을 사용한 내부순환 공기리프트 반응기에서 반응기의 구조변화에 따른 기체 및 액체의 유동특성을 해석한 결과는 다음과 같다.

- 1) 상승관에서 기포의 유동양상은 강한 기포합체를 일으키는 슬러그흐름을 나타내었고 하강관에서 직경이 작은 경우에는 전이흐름을, 그리고 직경이 큰 경우에는 균일상 기포흐름을 각각 나타내었다.
- 2) 동일한 반응기 상부지역의 높이비에서 각 유동지역과 반응기 전체에 대한 평균 기체체류량은 하강관의 직경이 작을수록 상당히 큰 값을 나타내었다.
- 3) 혼합시간은 기체속도보다 반응기 상부지역의 높이에 크게 영향을 받으며 동일한 반응기 상부지역의 높이비에서는 하강관의 직경과 상승관의 길이가 클수록 상당히 큰 값을 나타내었다.
- 4) 액체의 유동특성은 하강관에서 기포의 유동양상과 반응기 상부지역의 크기에 따라 크게 변화하였으며 산출된 액체의 순환속도는 기체속도와 반응기 상부지역의 크기가 증가할수록 증가하고 동일한 반응기 상부지역의 높이비에서는 하강관의 직경과 상승관의 길이가 클수록 증가하여 다른 기체분산기에서보다 매우 큰 값을 유지하였다.

참 고 문 헌

1. P. Gikas and A. G. Livingston, *Biotechnol. & Bioeng.*, **55**, 660(1997).
2. T. Keshavarz, R. Eglin, E. Walker, C. Bucke, G. Holt, A. T. Bull, and M. D. Lilly, *Biotechnol. & Bioeng.*, **36**, 763(1990).

3. M. Y. Chisti, "Airlift Bioreactors", Elsevier Applied Science, New York(1989).
4. J. J. Heijnen, J. Hols, R. G. J. M. van der Lans, H. L. J. M. van Leeuwen, A. Mulder, and R. Weltevrede, *Chem. Eng. Sci.*, **52**, 2527(1997).
5. M. H. Siegel and C. W. Robinson, *Chem. Eng. Sci.*, **47**, 3215(1992).
6. W. R. Kessler, W. K. Popovic, and C. W. Robinson, *Can. J. Chem. Eng.*, **71**, 101(1993).
7. J. L. Malfait, D. J. Wilcox, D. G. Mercer, and L. D. Barker, *Biotechnol. & Bioeng.*, **23**, 863(1981).
8. M. H. Siegel and J. C. Merchuk, *Biotechnol. & Bioeng.*, **32**, 1128(1988).
9. J. C. Merchuk and R. Yungler, *Chem. Eng. Sci.*, **45**, 2973(1990).
10. M. H. Siegel and J. C. Merchuk, *Can. J. Chem. Eng.*, **69**, 465(1991).
11. M. H. Siegel, J. C. Merchuk, and K. Schugerl, *AIChE J.*, **32**, 1585(1986).
12. 한승완, 최일근, 윤영용, 김상렬, *화학공학*, **31**, 521(1993).
13. A. G. Jones, *Chem. Eng. Sci.*, **40**, 449(1985).
14. M. Popovic and C. W. Robinson, *Biotechnol. & Bioeng.*, **32**, 301(1988).
15. A. B. Russell, C. R. Thomas, and M. D. Lilly, *Biotechnol. & Bioeng.*, **43**, 69(1994).
16. J. C. Merchuk, *Chem. Eng. Sci.*, **41**, 11(1996).
17. 김종철, 장서일, 손민일, 김태욱, *공업화학*, **8**, 816(1997).
18. Y. T. Shah, B. G. Kelkar, and S. P. Godbole, *AIChE J.*, **28**, 353(1982).
19. K. Viswanathan, "Flow Patterns in Bubble Columns", in *Encyclopedia of Fluid Mechanics*(Edited by N. P. Chermisinoff), Vol. 3, Gulf Publ. Co., Houston, pp. 1180-1215(1986).
20. R. A. Bello, C. W. Robinson, and M. Moo-Young, *Biotechnol. & Bioeng.*, **27**, 369(1985).
21. M. Chakravarty, S. Begum, H. D. Singh, and M. S. Iyengar, *Biotechnol. & Bioeng. Symp.*, No. 4, 363(1973).
22. J. C. Merchuk, *AIChE J.*, **40**, 1105(1994).
23. M. Y. Chisti and M. Moo-Young, *Chem. Eng. J.*, **38**, 149(1988).
24. P. R. Fields and N. K. H. Slater, *Chem. Eng. Sci.*, **38**, 647(1983).
25. B. Obradovic, A. Dudukovic, and G. Vunjak-Novakovic, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **33**, 698(1994).
26. R. A. Bello, C. W. Robinson, and M. Moo-Young, *Can. J. Chem. Eng.*, **62**, 573(1984).
27. M. Popovic, and C. W. Robinson, "Estimation of Some Important Design Parameters for Non-Newtonian Liquids in Pneumatically Agitated Fermenters", *Proceedings of the 34th Canadian Chemical Engineering Conference*, Quebec City, pp. 258-263(1984).
28. D. H. El-Gabbani, "Hydrodynamic and Mass Transfer Characteristics of an Airlift Contactor", MASC Thesis, University of Waterloo, Ontario(1977).