

Downer 반응기에서의 축방향 압력 및 고체체류량 분포

방진환 · 김용전 · 김상돈[†]

한국과학기술원 화학공학과 및 에너지 · 환경연구센터
(1999년 12월 13일 접수, 2000년 4월 19일 채택)

Axial Pressure and Solid Holdup Profiles in a Downer Reactor

Jin-Hwan Bang, Yong-Jeon Kim and Sang-Done Kim[†]

Dept. of Chem. Eng. & Energy and Environment Research Center, KAIST, Taejeon, Korea
(Received 13 December 1999; accepted 19 April 2000)

요 약

Downer 반응기(0.1 m-ID.×3.5 m-high)에서 축방향 압력과 고체체류량분포에 대한 기체유속, 고체순환속도, 입자크기의 영향을 고찰하였다. 축방향의 압력구배는 고체순환속도에 비례하고, 기체유속에 반비례하였다. 주어진 기체유속과 고체순환속도에서 입자크기는 축방향 압력 구배와 고체체류량에 큰 영향이 없었다. 완전 발달흐름영역($H > 2.0$ m)에서는 기체유속이 낮을 때(< 3.0 m/s) 단일 입자의 속도로부터 예측된 압력 구배가 실험결과보다 높은 값을 보였으나 높은 유속에서는 실험결과와 유사한 값을 보였다. 이는 입자의 뭉침(cluster)의 형성때문으로 slip velocity와 단일입자의 종말속도의 차이로 확인하였다.

Abstract – The effects of gas velocity, solid circulation rate, and particle size on the axial pressure profiles and solid holdup in the downer reactor have been determined. The axial pressure gradients increase with increasing solid circulation rate but decrease with increasing gas velocity. However, the effect of particle size on the pressure gradients and solid holdup is insignificant at the given gas velocities and solid circulation rates. In the fully developed flow region($H > 2.0$ m), pressure gradients calculated from a single particle motion are higher than the experimental values at lower gas velocities(< 3.0 m/s), whereas they are similar to the experimental values at higher gas velocities(> 3.0 m/s), due to the particle agglomeration or cluster formation that was confirmed by the comparison of slip and terminal velocities of a single and cluster particles.

Key words: Downer, Circulating Fluidized Bed, Pressure Gradient, Solid Holdup

1. 서 론

1970년대까지 유동층에 대한 연구와 개발의 대부분이 기포층, 난류층 형태의 반응기에서 이루어졌으나, 지난 수십 년간 순환유동층 반응기는 새롭고 효율적인 기-고 접촉 반응기 형태로 이에 대한 연구가 상당한 진전을 이뤄왔다. 이들은 catalytic cracking, acrylonitrile 제조, ore roasting, polyethylene 생산, calcination, 다양한 연료의 연소 등에 적용되어 왔다. 전형적인 유동층 반응기와 비교해서 순환유동층 반응기는 높은 기-고의 접촉효율, 높은 기체와 고체의 처리량, 기상과 고상의 낮은 축방향 분산, 높은 turndown ratio, 유동층 반응기에 적합하지 않은 입자(점결성 입자)의 처리 등 여러 가지 장점을 가지고 있어 지금도 많이 연구되고 있으며 그 새로운 적용에 대한 연구가 진행되고 있다[1, 2].

순환유동층(riser) 반응기가 전형적인 유동층에 비해 여러 가지 장점을 가지고 있으나, 중력의 역방향 흐름으로 인해 불균일한 기-고의 흐름에 의한 심한 고체의 back-mixing을 지니며, riser 내의 core-annulus 구조는 기체와 고체의 반경방향의 분리를 일으켜 두 상간의 접촉을 감소시키고

생성물의 균일성과 선택도를 감소시킨다[3-7]. 이러한 순환유동층 반응기(riser)의 단점은 downer 반응기로 불리는 cocurrent downflow circulating fluidized beds를 이용하면 상당부분 극복할 수 있다. Downer는 기존 순환유동층 반응기에서 downcomer로 불리던 부분으로서 반응의 주 분야가 아닌 고체 순환을 위한 외부 장치로서 관심 밖의 부분이었다. 그러나, downer는 축 방향의 기체 및 고체흐름의 균일성 증가로 기-고 접촉시간이 균일해 생성물의 선택도가 높고, 국부기열이 없어 hot spot이 생성되지 않으며, 기체 및 고체의 하향흐름으로 최소 유동화 속도, 최소 transport 속도가 존재하지 않아 반응구역에서의 불필요한 반응기 체류를 줄일 수가 있어 매우 집약적인 반응을 일으킬 수가 있으며, 고체의 처리량이 상대적으로 크다는 장점이 있다[4-7]. 이에 따라 FCC 반응기에서의 빠른 촉매재생, 바이오매스의 ultrapyrolysis, flash hydrolyrolysis를 이용한 석탄액화 공정 등에 downer 반응기가 적용되었고, 또 다양한 분야에의 사용가능성이 검토되고 있으며, 날로 그 관심이 증가하여 최근에 이에 대한 연구가 중국, 캐나다, 유럽 등지에서 활발히 진행되고 있다[5].

유동층 반응기나 순환유동층의 riser에서의 수력학적 특성 및 반응 등은 비교적 많은 연구가 되어있는 반면, downer에 대한 연구는 최근 매우 한정된 반응기형태, 입자와 조업범위에서만 연구되어 있는 실정이

[†]E-mail: kimsd@kaist.ac.kr

다. 특히 downer 반응기의 최적설계와 조업을 위해서는 흐름특성에 대한 이해와 열 및 물질 전달뿐만 아니라 화학반응에 영향을 미치는 축방향 압력분포에 대한 조업변수와 설계변수의 영향에 대한 정보가 필요하다. 순환유동층 downer 반응기내의 축방향 압력분포 및 고체체류량분포는 로내의 입자분포, 층내 입자의 평균속도, 로벽으로의 열전달 속도 등의 예측에 중요한 정보를 제공한다. 또한 기체와 고체사이의 반응 속도론이 알려진다면 기체와 고체의 전환율의 예측이 가능하고 모델링의 기초자료로서도 매우 중요하다. 그러므로, 본 연구에서는 downer 반응기의 해석시 기초가 되는 축방향 압력분포와 고체체류량에 대한 기상유속, 고체순환속도 등의 조업변수의 영향과 입자크기에 대한 영향을 살펴보고자 하였다.

2. 이론적 고찰

2-1. Downer에서의 압력강하와 고체속도의 예측

일반적으로 회박상(lean phase)영역에서 조업되는 반응기는 네 개의 비정상상태 미분방정식-두 개의 연속방정식, 두 개의 모델링 식-을 사용하여 기-고 흐름을 갖는 pipe 내의 고체속도(U_g), 기체유속(U_s), voidage(ϵ)와 압력(P)을 표현할 수 있다[8]. 그러나, 이러한 수식들은 실제로 논쟁의 여부가 남아 있으며, 해 또한 복잡하므로 축방향만을 고려한 균일한 기-고의 정상상태 흐름의 경우를 가정하면, 3개의 일반적인 식으로 표현할 수 있다[9].

$$\text{gas continuity: } \frac{d}{dH}[\epsilon \rho_g U_g] = 0 \quad (1)$$

$$\text{solid continuity: } \frac{d}{dH}[(1-\epsilon)\rho_s U_s] = 0 \quad (2)$$

mixture momentum:

$$-\frac{dP}{dH} = \left[(1-\epsilon)\rho_s U_s \frac{dU_s}{dH} + \epsilon \rho_g U_g \frac{dU_g}{dH} \right] + [\rho_s(1-\epsilon) + \rho_g \epsilon]g + F_w \quad (3)$$

여기서 F_w 는 기체와 벽면의 마찰 이외에 기-고 suspension과 벽면과의 마찰에 의한 압력강하를 의미하고 혼합물의 벽면 shear stress(τ_w)와 관계가 있으며, 환형의 pipe에서는

$$F_w = 4\tau_w/D_i \quad (4)$$

이다. 따라서, 혼합물의 momentum을 표현한 식 (3)은 다음과 같이 표현된다.

$$-\frac{dP}{dH} = [\rho_s(1-\epsilon) + \rho_g \epsilon]g + \left[(1-\epsilon)\rho_s U_s \frac{dU_s}{dH} + \epsilon \rho_g U_g \frac{dU_g}{dH} \right] + 4\tau_w/D_i \quad (5)$$

위의 경우는 상향흐름의 경우이며 중력은 흐름의 반대방향이다. 그러나 downer와 같이 하향흐름을 갖는 경우에는 중력은 흐름과 같은 방향이며, H , 즉 축방향 길이가 증가함에 따라 압력은 증가하는 경향을 보인다. 따라서 좌변항의 부호를 (+)가 되도록 조절하고 g 대신 $-g$ 를 첨가하면 downer에서의 모델링식은 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$\frac{dP}{dH} = [\rho_s(1-\epsilon) + \rho_g \epsilon]g - \left[(1-\epsilon)\rho_s U_s \frac{dU_s}{dH} + \epsilon \rho_g U_g \frac{dU_g}{dH} \right] - 4\tau_w/D_i \quad (6)$$

이때 식 (6)의 오른쪽의 세 항은 중력항, 가속항, 마찰항으로, 마찰항은 일반적으로 기체의 마찰과 고체의 마찰에 대한 두 가지 항으로 표현된다.

$$-\left(\frac{dP}{dH}\right)_f = 4\tau_w/D_i = \frac{2f_g \rho_g U_g^2 \epsilon}{D_i} + \frac{2f_s \rho_s U_s^2 (1-\epsilon)}{D_i} \quad (7)$$

여기서 f_s , f_g 는 각각 고체와 기체의 마찰계수이며 f_g 는 대개 Fanning 마찰계수이고, voidage는 거의 1에 근접하는 값을 지닌다.

본 실험의 경우 Blasius 식의 중간영역($0.72 \leq U_g \leq 4.5$, $4,114 \leq Re_g \leq 25,714$)에 해당하므로

$$f_g = \frac{0.0791}{Re_g^{0.25}} \quad 2,100 \leq Re_g \leq 1,000,000 \quad (8)$$

를 사용하며, f_s 는 Konno와 Saito[10]가 완전발달흐름에 대하여 제시한 상관식

$$f_s = \frac{0.0285 \times \sqrt{g D_i}}{U_s} \quad (9)$$

을 이용하였다.

가속항의 경우, 고체속도(U_g)나 공극률(ϵ)은 높이에 따라 변화하므로 이를 예측하기 위해서 하강흐름을 갖는 단일입자의 force balance에서 고체속도를 구하였으며, 동시에 solid continuity($G_s = \rho_s(1-\epsilon)U_s$)식에서 공극률(ϵ)을 예측하였다. 단일입자의 속도를 예측하기 위한 force balance는 다음과 같다[11].

$$m_p \frac{dU_s}{dt} = -\frac{\pi}{8} d_p^2 \rho_g C_D |U_s - U_g| (U_s - U_g) + m_p g \quad (10)$$

여기서, $m_p = \frac{\pi}{6} \rho_s d_p^3$ 이며, C_D 는 Bird 등[12]이 제시한 상관식을 사용하였다.

$$C_D = 18.5/Re_p^{0.5} \quad (11)$$

여기서, $Re_p = \frac{\rho_g d_p (U_g - U_s)}{\mu}$ 이다.

식 (10)을 다시 쓰면,

$$\frac{dU_s}{dt} = -\frac{3\rho_g C_D}{4\rho_s d_p} |U_s - U_g| (U_s - U_g) + g \quad (12)$$

이며, 종말속도에 도달시 속도구배(dU_s/dt)는 0이므로

$$g = \frac{3\rho_g C_D}{4\rho_s d_p} |U_s - U_g| (U_s - U_g) \quad (13)$$

이며 종말속도에 이르는 거리는 다음과 같이 표현된다.

$$H = H_0 + \int_0^t U_s dt$$

따라서 식 (10)-(14)에서 축방향 길이 증가에 따른 고체속도(U_s)와 solid continuity($G_s = \rho_s \epsilon_s U_s$)식에서 공극률(ϵ)을 구할 수 있다. 또한 단일입자에서 유추한 고체속도와 고체체류량을 중력항, 가속항, 마찰항에 대입하여 축방향에 따른 압력강하의 변화를 예측할 수 있다.

2-2. Downer에서의 고체체류량

일반적인 유동층의 경우, 고체체류량은 압력 구배에서 마찰항과 가속항은 중력항에 비하여 무시할 수 있다는 가정에서 다음 식에서 계산된다.

$$\left(\frac{dP}{dH}\right)_{total} \approx \left(\frac{dP}{dH}\right)_{gravity} = (\rho_g \epsilon + \rho_s \epsilon_s) \cdot g \quad (15)$$

또한 이 식에서 기체의 밀도가 매우 작으므로 우변의 $\rho_g \epsilon$ 를 무시하여 ($\rho_g \epsilon \ll \rho_s \epsilon_s$), 고체체류량은 다음과 같이 계산한다.

$$\epsilon_s = \frac{1}{g \cdot \rho_s} \left(\frac{dP}{dH}\right)_{total} \quad (16)$$

그러나, downer 반응기의 경우 완전발달흐름영역에서는 가속의 영향은 사라지나, 고체체류량이 매우 작아 마찰항을 무시할 수 없으며, $\rho_g g$ 또한 무시할 수 없으므로 두 항을 모두 고려하면 식 (6)은 다음과 같이 표현된다.

$$\left(\frac{dP}{dH}\right)_{gravity} = \left(\frac{dP}{dH}\right)_{total} + \left(\frac{dP}{dH}\right)_{friction} \quad (17)$$

$$\epsilon_s = \frac{\frac{1}{g} \left(\frac{dP}{dH}\right)_{gravity} - \rho_g}{\rho_s - \rho_g} \quad (18)$$

식 (17)의 전체 압력 구배는 실험에서 측정된 값을 사용하였고 고체체류량은 식 (18)을 이용하여 계산하였다.

3. 실험

Fig. 1은 cold 모델 순환유동층 downer 반응기의 개략도를 나타낸 것이다. 그림에서 보듯이 순환유동층 downer 반응기는 상승관(riser), 사이클론, 유동층 공급장치, downer, 기-고 분리기(gas-solid separator)와 loopseal로 구성되어 있다. Riser(0.078 m I.D.×7.5 m high)를 통해 이송된 고체는 사이클론에서 분리되어 유동층 공급장치로 이동하고

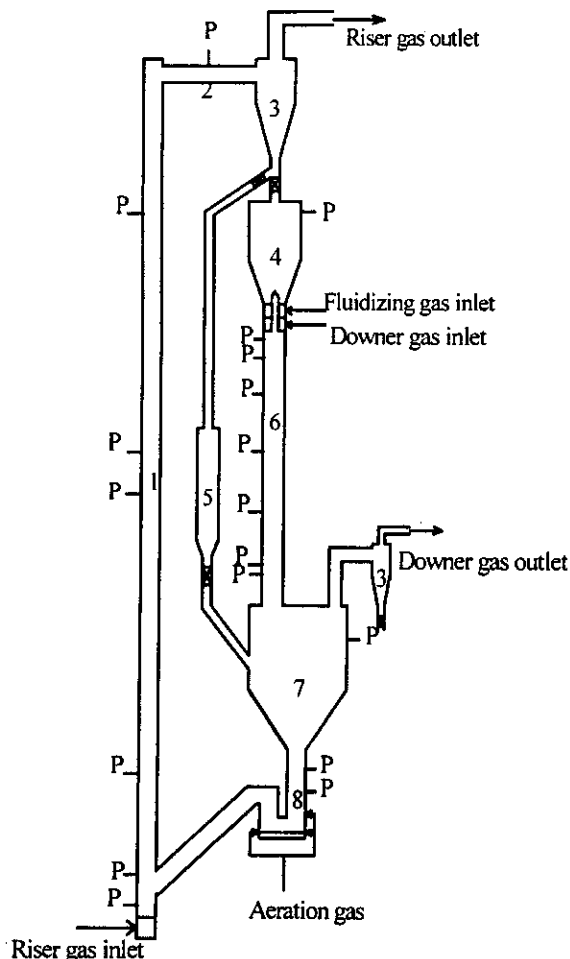


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

- | | |
|-------------------------|------------------------|
| 1. Riser | 5. Measuring tank |
| 2. Horizontal pipe | 6. Downer |
| 3. Cyclone | 7. Gas-solid separator |
| 4. Fluidized bed feeder | 8. Loop-seal |

기체는 대기로 배출된다. 포집된 고체를 downer(0.1 m I.D.×3.5 m-high)로 공급하기 위한 유동층 공급장치는 고체순환속도가 작은 경우($G_s=0-20$ kg/m²s)에는 중앙에 설치된 6개의 5 mm orifice를 갖는 bubble cap(25 mm I.D.×0.03 m high) 형태의 노즐을, 고체순환속도가 큰 경우($G_s=20-40$ kg/m²s)에는 4개의 5 mm orifice를 갖는 bubble cap(20 mm I.D.×0.03 m high) 형태의 노즐 4개를 통해 downer로 고체를 공급하였다. 노즐을 통해 공급된 고체는 downer 상부에 설치된 분산판을 통해 공급되는 가스에 의해 균일하게 분산된다. 기체와 고체 입자가 하강흐름을 갖는 downer는 흐름현상을 관찰하기 위하여 아크릴로 제작하였고 배출부에는 기체와 고체의 빠른 분리를 위해 기-고 분리기를 설치하였다. 기-고 분리는 loopseal에서의 입자순환을 위해 충분한 고체순환속도를 제공할 수 있는 고체량을 갖고 dead zone이 생기지 않도록 설계하였다. 기-고 분리기내에서 기체와 고체의 흐름 현상을 관찰하기 위하여 기-고 분리기 상부에 sight glass(viewing port)를 설치하였고 분리된 고체의 흐름을 용이하게 하기 위해 접선방향 공기 주입부를 설치하였다. Riser로 고체를 공급하기 위한 고체 재주입부는 비기계적 밸브인 loopseal(0.065 m-I.D.×0.7 m-high, 0.1 m-I.D.×0.8 m-high)을 사용하였고, 순환되는 고체의 양은 loopseal 내로 들어가는 공기유량을 조절하여 조정하였다. 재순환되는 고체는 분산판위 0.21 m 지점에서 상승관으로 주입되었다. 7개의 bubble cap(10mm-I.D.×45 mm-high)을 갖는 분산판이 사용되었고, 각각에는 하향 45° 각도로 4개의 2.5 mm-hole이 90° 간격으로 대칭 배열되어 있다. 공기는 공기 필터와 압력조절기를 거쳐 밸브로 유량이 조절되어 공기 상자(0.078 m-ID×0.1 m high)와 분산판을 통하여 상승관 내로 주입되었으며 주입되는 유량은 유량계를 사용하여 확인하였다. 순환되는 고체속도는 사이클론에서 포집되어 호퍼로 이동하는 고체흐름을 사이클론 하부에 설치된 3-way 밸브를 이용하여 measuring tank 내로 흐름경로를 바꾸어 흐르게 한 후 여기서 알려진 높이에 고체가 쌓이는 시간을 측정하는 time of descent 방법에 의하여 측정되었다.

반응기내의 압력분포를 측정하기 위하여 상승관의 벽면에 분산판으로부터 0.1, 0.3, 0.9, 3.1, 6.2, 7.3 m, downer에는 분산판으로부터 0.1, 0.5, 1.2, 1.9, 2.6, 3.3 m의 지점에 압력탭을 설치하였고 마노미터와 압력변환기로의 입자유입을 막기 위하여 tap 내면에 steel filter를 부착하였다. 압력은 마노미터와 압력변환기(dwyer 603A, cole-parmer T30)를 이용하여 측정하였고 data acquisition system을 통해 컴퓨터에 저장하였다. 실험에 사용된 고체입자는 밀도 3,120 kg/m³, 평균 입경 84, 104, 163, 236 μ m인 호주산 silica sand이다.

먼저 loopseal 상단의 기-고 분리기에 층물질인 silica sand를 채운 후 상승관이 비어있는 상태에서 공기를 원하는 유속으로 상승관내로 공급한다. Loopseal 내에 주입되는 공기의 양을 조절하여 고체순환속도를 조절하면서 상승관내로 입자를 주입한다. 상승관과 downer의 공기량을 일정하게 두고 유동층공급기의 층높이를 일정하게 유지시킨다. 일정시간이 경과한 후 반응기내의 압력분포가 일정한 상태에 이르고 유동층공급기의 층높이가 일정할 때, 즉 정상상태에서 실험을 수행하였다.

4. 결과 및 고찰

4-1. Downer에서의 전체 압력 loop

본 실험에 사용된 downer 반응기의 높이에 따른 전체 압력 loop를 Fig. 2에 나타내었다. 그림에서 보듯이, downer 반응기에서의 전체 압력 loop는 일반적인 순환유동층의 전체 압력 loop와 유사한 결과를 보인다. 일반적으로 riser는 크게 밑부분의 농후상(dense phase) 영역, 위쪽의 희박상(dilute phase) 영역과 두 영역 사이의 경계(interface)로 나눌 수 있다. 그러나 본 실험에서는 riser의 운전을 pneumatic transport 영역으로 조업하였기 때문에 전 영역에서 희박상으로 운전된다. 그림에서 1-3까지의 영역은 고체 재순환부인 loopseal로부터의 고체 공급으로 인

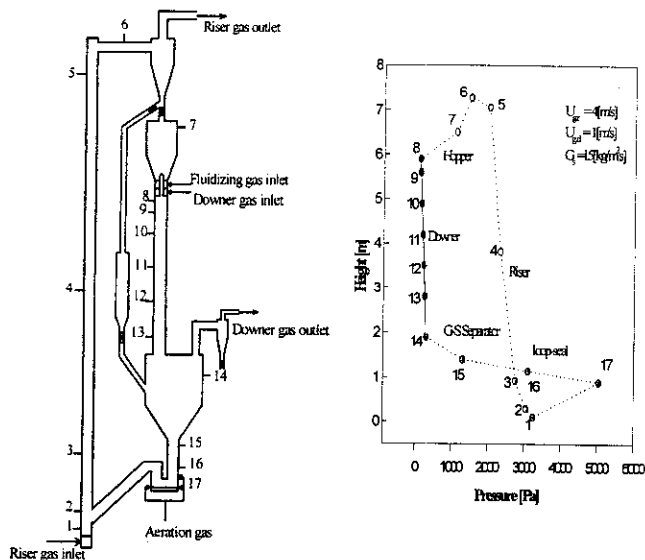


Fig. 2. Overall pressure loop in the downer reactor.

하여 압력강하가 크나, 이후(3-5) 고체가 기체에 의해 비산(entrain)되어 회박상으로 변화하면서 낮은 고체체류량으로 인해 압력강하가 작으며 거의 일정한 값을 보이고 있다. Riser에서 사이클론으로 이어지는 riser의 축소 부분(5-6)에서는 비산된 고체가 출구쪽에서 출구 효과(end effect)에 의해 부분적인 고체의 하강이 존재하여 고체체류량을 약간 증가시키기 때문에 riser의 회박상 영역보다 압력강하가 증가한 것을 볼 수 있다 [1, 7]. 상부영역에 해당하는 6-7에서는 사이클론을 통한 압력강하에 해당되며, 사이클론을 통해 포집된 고체는 유동층공급기에 쌓이게 되고 유동화 가스의 유량제어로 순환량과 배출량을 조절해 정상상태를 유지한다. 유동층공급기는 포집된 고체를 downer로 공급하는 역할과 riser 가스와 downer 가스를 분리하는 역할을 하며, 유동층공급기에서의 압력강하(7-8)는 유동층공급기내의 고체량과 노즐을 통한 압력강하를 의미한다. 실제로 표시된 downer의 경우 유동층공급기의 하부에 설치된 공기 분산판을 통한 downer 기체의 도입과 유동층공급기를 통해 공급된 고체로 인하여, 낮은 압력에서 높은 압력으로의 흐름을 지니는데(8-13), 이는 중력에 의해 하강흐름을 갖는 것으로서 하부의 기-고 분리기에서 하강된 고체가 계속적으로 배출되므로 기체의 packing이 일어나지 않기 때문이다. 또한 층내에 농후상이 존재하지 않고 회박상에서 조입되므로 높이에 따른 압력강하가 크게 변하지 않는다. 기-고 분리기(14-15)에서는 고체의 포집을 거쳐 고체체류량이 증가하여 농후상을 형성하여 loop-seal(16-17)까지 농후상을 형성하며 이에 의한 높은 압력강하에 의한 추진력으로 riser 기체의 역흐름을 막고 riser내로의 입자의 순환을 유지할 수 있는 압력강하를 지니는 압력 loop를 이룬다.

4.2. Downer에서의 축방향 압력 분포

주어진 기체유속($U_g=0.72$ m/s)에서 고체순환속도의 변화에 따른 downer 반응기내에서의 축방향 압력 구배를 Fig. 3에 나타내었다. 그림에서 보듯이, 고체순환속도가 증가할수록 층내의 고체체류량이 증가해 압력의 절대값은 증가하였고 압력구배는 유동층 feeder로부터 길이(H)가 증가함에 따라 초기에는 급격히 증가하다가 완만해지면서 일정한 값을 보이고 있으며 고체순환속도가 증가할수록 압력 구배의 절대값이 증가함을 알 수 있다[4, 5, 13, 14]. Wang 등[4]은 downer에 도입된 고체가 기체 흐름과 중력에 의해 가속되어 기체유속과 일치하게 되기까지의 영역을 1차 가속영역, 중력에 의해 가속된 입자가 기체 항력에 의해 감속되면서 중력과 중력에 반대방향으로 작용하는 기체 항력과 일치하게

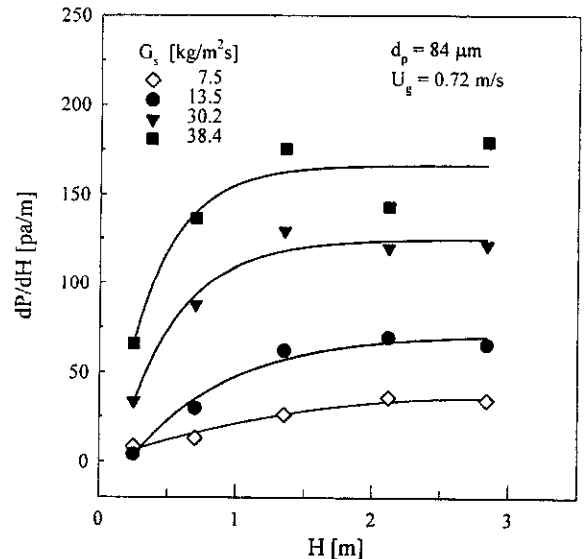


Fig. 3. Effect of solid circulation rate on the pressure gradient profile.

되기까지의 영역을 2차 가속영역, 가속이 없어져 고체나 기체 유속이 일정한 영역을 등속영역이라 정의하였고, 고체 유속을 측정하여 기체 유속과 비교하여 확인하였다. 그러나, 본 연구에서는 Aubert 등[13]과 Herbert 등[14]과 마찬가지로 1차 가속영역은 확인하지 못하였다. 이는 Fig. 4(A)에서 보듯이 downer 반응기로 도입된 입자의 빠른 가속으로 (기체유속이 0.72 m/s일 때는 0.03 m, 4.5 m/s일 때는 0.4 m에서 1차 가속영역에 도달) 압력측정구간에서 나타나지 않았기 때문이다. 2차 가속영역은 기체유속이 0.72 m/s의 경우 0.6 m, 4.5 m/s의 경우 2.70 m까지이나, 실제로 입자종말속도($U_f=0.553$ m/s)와 기체유속의 합으로 표현되는 최종입자속도(U_g+U_f)의 99%정도까지 도달하는 거리는 0.72 m/s의 경우 0.4 m, 4.5 m/s의 경우 1.5 m이었다. 기체 유속이 증가할수록 종말속도에 도달하는 거리는 증가함을 알 수 있었고, 본 실험의 압력 구배 결과에서 등속영역은 모든 조업조건에서 2.0 m 이전에 형성됨을 알 수 있었다.

Fig. 4(B)에서는 예측된 단일입자의 속도를 이용하여 중력, 가속, 마찰에 의한 압력 구배와 전체 압력 구배를 나타내었다. 각각의 항은 식 (6)-(14)에서 결정하였다. 그림에서 보듯이 1차 가속영역에서는 가속항이 중력항보다 큰 값을 지니므로 전체 압력 구배는 음의 값을 지니다가 2차 가속영역에 해당하는 부분에서는 중력항이 가속항을 능가하므로 양의 전체 압력 구배를 지닌다. 이후 등속영역(완전발달영역)에서는 가속항이 0이 되고 중력항과 마찰항에 의하여 압력 구배가 표시되며, 본 실험의 경우 고체체류량이 적어 중력항에 비해 마찰항을 무시할 수 없음을 알 수 있었다.

Fig. 4(C)에서는 단일입자에서 유추한 전체 압력 구배와 실험에서 측정한 압력 구배를 비교하였다. 0.72 m/s의 경우 실험값이 계산 값보다 크게 낮으나 4.5 m/s의 경우 거의 일치하는 것을 볼 수 있었다. 또한 계산값에 의하면 0.72 m/s의 경우가 4.5 m/s보다 등속영역에 도달하는 거리가 짧았으나 실험값은 4.5 m/s의 경우가 더욱 짧으며 계산값과 잘 일치하는 것을 알 수 있었다. 이는 낮은 유속에서의 cluster 형성으로 큰 입자의 거동을 보이기 때문이다.

완전발달흐름영역에서($H>2.0$ m) 기체유속에 따른 단일입자의 고체속도($U_s=U_g+U_f$)와 실험에서 얻은 압력 구배로부터 구한 고체속도의 변화를 slip velocity의 변화와 함께 Fig. 5에 나타내었다. 그림에서 보듯이, 기체유속이 증가함에 따라 고체속도는 증가하였으며, 단일입자의 고체속도와 slip velocity의 차이가 감소함을 알 수 있었고[Fig. 5(A)], slip velocity(고체

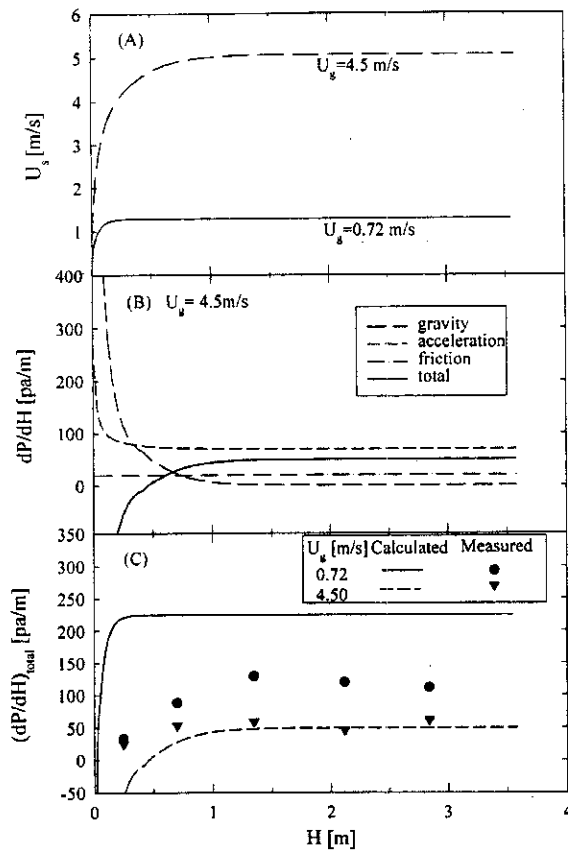


Fig. 4. Estimation of (A) particle velocity, (B) each component of pressure gradient and (C) total pressure gradient (at $d_p = 84 \mu\text{m}$, $G_s = 30 \text{ kg/m}^2\text{s}$).

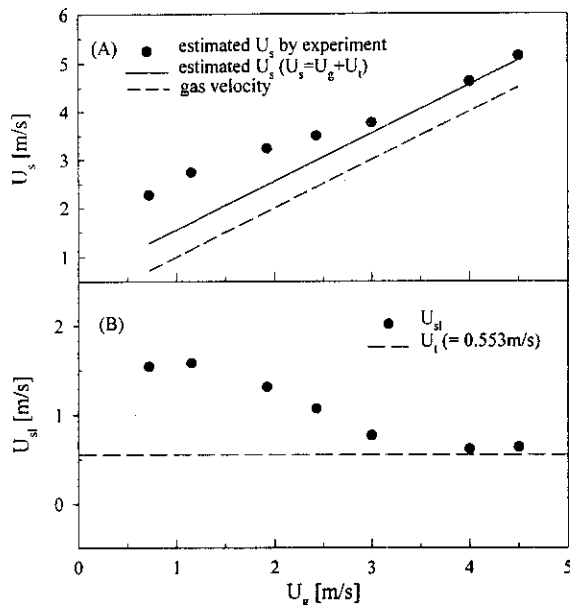


Fig. 5. Comparison of estimated and measured particle velocities and slip velocities with variation of gas velocity (at $d_p = 84 \mu\text{m}$, $G_s = 30 \text{ kg/m}^2\text{s}$).

와 기체의 상대속도; $U_{sl} = U_s - U_g$ 는 기체유속이 0.72 m/s 일 때 약 1.6 m/s 의 값을 지니다가 점차로 감소하여 약 3 m/s 이후 단일입자의 종말속

도($=0.553 \text{ m/s}$)와 거의 같은 값을 보였다[Fig. 5(B)]. 이것은 낮은 기체 유속($<3 \text{ m/s}$)에서는 큰 입자의 거동을 보이는 cluster가 존재하기 때문이고[13-15], 유속이 증가할수록 입자의 고른 분산으로 인하여 3 m/s 이상에서는 단일입자와 유사한 거동을 가짐을 유추할 수 있다. 즉 3 m/s 이전의 기체유속에서는 고체의 뭉침이 일어나지만 3 m/s 이상에서는 입자가 고르게 분산되어 흐름을 유추할 수 있었다.

주어진 고체순환속도($G_s = 30 \text{ kg/m}^2\text{s}$)에서 기체유속의 변화에 따른 축방향 압력 구배를 Fig. 6에 나타내었다. 그림에서 보듯이 기체유속이 증가할수록 전체적인 축방향 압력 구배는 낮게 나타났다. 이것은 기체유속이 증가할수록 가속 초기에 입자에 미치는 항력(drag)이 증가하고 따라서 입자의 하강속도가 증가하여 동일한 고체순환속도에서 고체체류량이 감소하기 때문이다.

고체순환속도와 기체 유속이 일정할 때, 입자직경의 변화에 따른 축방향 압력 구배를 Fig. 7에 나타내었다. 그림에서 보듯이 입자직경의 변화에 따른 압력 구배의 차이가 거의 없다. 이것은 같은 고체순환속도에서 입자가 작을수록 존재하는 입자의 수가 많아 입자간의 접촉빈도와 상호인력의 영향이 크게 나타나 고체의 뭉침(agglomeration), 즉

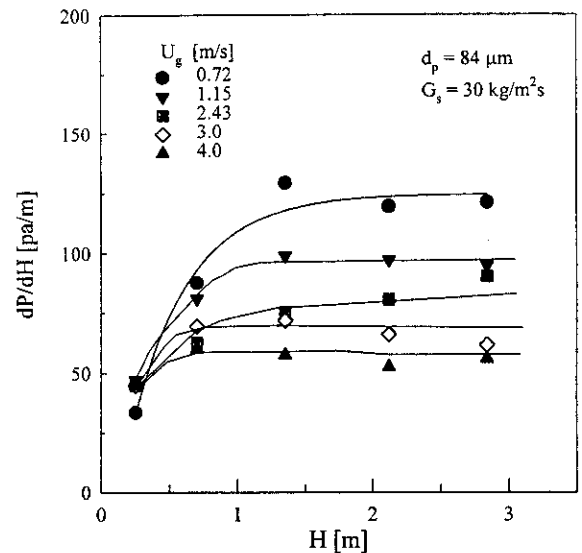


Fig. 6. Effect of gas velocity on the pressure gradient profile.

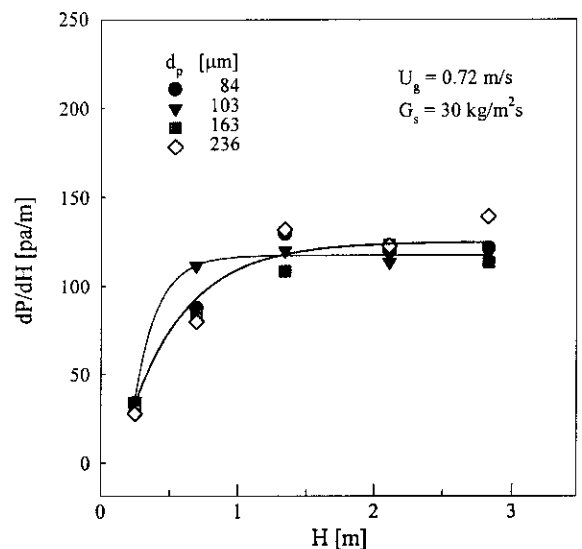


Fig. 7. Effect of particle size on the pressure gradient profile.

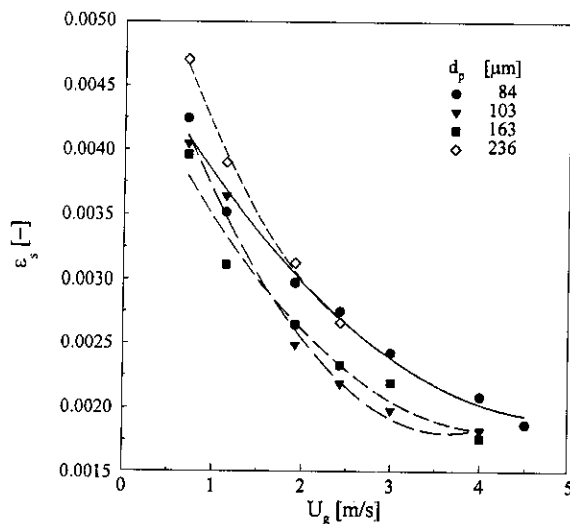


Fig. 8. Effect of gas velocity on solid holdup (at $G_s = 30 \text{ kg/m}^2\text{s}$).

cluster가 생기기 쉽고 생긴 cluster는 유효직경이 단일 입자의 직경보다 큰 하나의 입자처럼 행동하므로 입자의 영향을 무시할 수 있는 결과를 보이기 때문이다[16].

4-3. Downer에서의 고체체류량

주어진 고체순환속도($G_s = 30 \text{ kg/m}^2\text{s}$)에서 기체유속의 변화에 따른 고체체류량의 변화를 Fig. 8에 나타내었다. 고체체류량은 가속의 영향이 없는 등속영역에서 계산된 값으로 식 (18)을 이용하여 계산하였다. 일정 고체순환속도에서 기체유속이 증가함에 따라 증가한 항력(drag)에 의하여 고체속도는 증가하므로 고체체류량은 감소하였다.

고체순환속도의 변화에 따른 고체체류량의 변화를 기체유속에 따라 Fig. 9에 보였다. 기체 유속이 일정할 때 고체순환속도가 증가할수록 층내 고체체류량이 증가하였으며, 기체유속이 증가할수록 고체체류량은 감소함을 알 수 있었다. Fig. 8과 Fig. 9에서 본 실험의 고체체류량은 0.0009-0.006의 범위로 매우 낮은 희박상 영역에서 조업됨을 알 수 있었다.

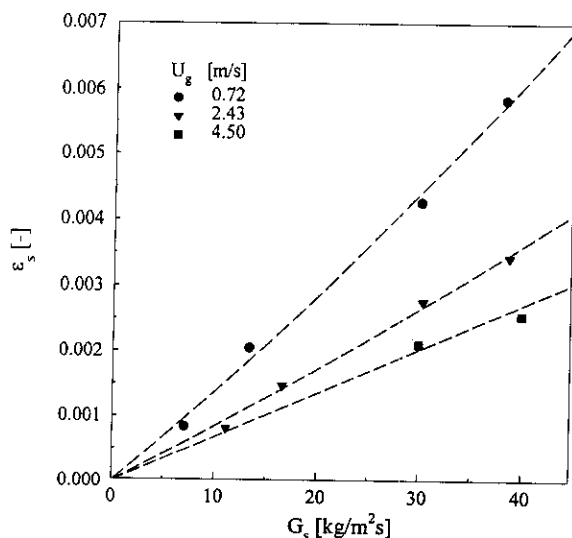


Fig. 9. Effect of solid circulation rate on solid holdup (at $d_p = 84 \mu\text{m}$).

5. 결 론

Downer(0.10 m I.D. × 3.5 m high)에서 silica sand 입자를 사용하여 축방향 압력분포와 고체체류량분포에 대한 연구결과로부터 다음과 같은 결론을 얻었다.

- (1) 기체유속이 일정할 경우, 고체순환속도가 증가할수록 축방향 압력구배의 변화량이 증가하였다.
- (2) 고체순환속도가 일정할 경우, 기체유속이 증가할수록 압력의 절대값과 압력 구배의 절대값은 감소하였고, 고체체류량도 감소하였다.
- (3) 기체유속과 고체순환속도가 일정할 경우, 입자직경의 변화에 따른 축방향 압력 구배와 압력분포의 차이는 거의 없었다.
- (4) 완전발달흐름영역에서 낮은 기체 유속($U_g > 3.0 \text{ m/s}$)에서는 slip velocity가 단일입자의 종말속도보다 큰 값을 갖는 것으로부터 cluster의 존재를 확인할 수 있었고, 유속이 증가할수록 입자의 고른 분산으로 인하여 3 m/s 이상에서는 단일입자와 유사한 거동을 보이며 cluster의 형성이 없음을 유추할 수 있었다.

감 사

본 연구는 에너지관리공단 부설 에너지자원기술개발지원센터의 연구비지원으로 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

사용기호

C_D	: drag coefficient for single particle [-]
d_p	: particle diameter [m]
D_t	: downer diameter [m]
f	: friction factor [-]
g	: gravitational acceleration [m^2/s]
G_s	: solids circulation rate [$\text{kg/m}^2\text{s}$]
H	: axial height in the downer, distance from the feeder [m]
Re	: Reynolds number [-]
U	: velocity [m/s]
U_{gd}	: gas velocity in the downer region
U_{gr}	: gas velocity in the riser region
U_{sl}	: slip velocity [m/s]
U_t	: single particle terminal velocity [m/s]

그리스 문자

ε	: volume fraction [-]
ρ	: density [kg/m^3]
μ	: air viscosity [kg/ms]
τ_w	: shear stress [kg/ms^2]
dP/dH	: pressure gradient [$\text{kg/m}^2\text{s}^2$]

하첨자

f	: due to friction
g	: gas
s	: solid or particle

참고문헌

1. Namkung, W., Cho, Y. J. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, 32, 241(1994).

2. Namkung, W. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **36**, 797(1998).
3. Bang, J. H., Kim, Y. J. and Kim, S. D.: *Korean J. Chem. Eng.*, **16**, 624 (1999).
4. Wang, Z., Bai, D.-R. and Jin, Y.: *Powder Technol.*, **70**, 271(1992).
5. Zhu, J. X., Yu, Z. Q., Jin, Y., Grace, J. R. and Issangya, A.: *Can. J. Chem. Eng.*, **73**, 662(1995).
6. Kim, Y. J., Bang, J. H. and Kim, S. D.: *Can. J. Chem. Eng.*, **77**, 207 (1999).
7. Bai, D. R., Jin, Y., Yu, Z. Q. and Zhu, J. X.: *Powder Technol.*, **71**, 51 (1992).
8. Hinze, J. O.: *Appl. Sci. Res. section A*, **11**, 33(1962).
9. Gidaspow, D. and Solbrig, C. W.: AIChE 81st National Meeting, April, 11(1976).
10. Konno, H. and Saito, S.: *J. Chem. Eng. Japan*, **31**, 211(1967).
11. Bolkan-Kenny, Y. G., Pugsley, T. S. and Berruti, F.: *Ind. Eng. Chem. Res.*, **33**, 3043(1994).
12. Bird, R. B., Stewart, W. E. and Lightfoot, E. N.: "Transport Phenomena," Wiley, NY(1960).
13. Aubert, E., Barreteau, D., Gauthier, T. and Pontier, R.: "CFB Technol. IV," Avidan, A. A. Ed., AIChE, NY, 403(1994).
14. Herbert, P. M., Gauthier, T. A., Briens, C. L. and Bergougnou, M. A.: *Powder Technol.*, **96**, 255(1998).
15. Cao, C. S., Jin, Y., Yu, Z. Q. and Wang, Z. W.: "CFB Technol. IV," Avidan, A. A. Ed., AIChE, NY, 406(1994).
16. Boothroyd: "Flowing Gas-Solids Suspensions," Chapman and Hall (1971).