

순환유동층의 소개(II) - 유동영역의 구별과 특성

1.5 유동화 영역들 (Regimes)

1.5.1 영역사이의 전이

가스분산관을 통해 고체입자 채워진 용기의 바닥으로 가스를 주입하면 입자들이 유동화된다. Figure 1.3과 Table 1.4에 보였듯이 몇가지 흐름형태/영역들이 구별된다. 가스의 유속을 증가시키기에 따라 고정층(fixed bed), 치체되는 기포층 혹은 기포없는 유동층(bubble-free fluidization), 기포유동층(bubbling fluidization), 슬러징유동층(slugging fluidization), 난류유동층(turbulent fluidization), 고속유동층(fast fluidization), 희박상 공기수송(dilute pneumatic conveying) 영역들이 나타난다.

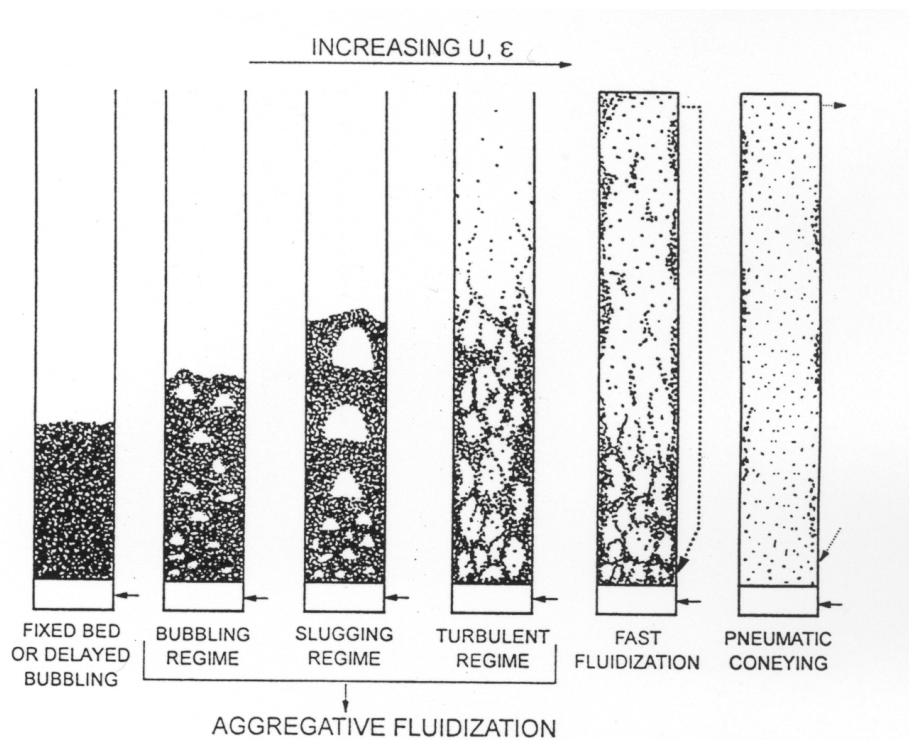


Figure 1.3 Flow patterns in gas-solids fluidized beds (Grace, 1986).

Table 1.4 Major characteristics of gas-solid fluidization

Velocity range	Regime	Appearance and principal features
$0 < U < U_{mf}$	Fixed bed	Particles are stationary; gas flows through interstices
$U_{mf} < U < U_{mb}$	Bubble-free fluidization	Bed expands smoothly and uniformly; top surface is well defined; some small-scale particle motion; little tendency for particles to aggregate; very little pressure fluctuation
$U_{mb} < U < U_{ms}$	Bubbling fluidization	Voids form near the distributor, grow mostly by coalescence, and rise to the surface; top surface is well defined with bubbles breaking through periodically; irregular pressure fluctuations of appreciable amplitude. Bubble size increases as U increases
$U_{ms} < U < U_c$	Slugging fluidization	Voids fill most of the column cross-section; top surface rises and collapses periodically with a reasonably regular frequency; large and regular pressure fluctuations
$U_c < U < U_{se}$	Turbulent fluidization	Small voids and particle clusters dart to and fro; top surface difficult to distinguish; small amplitude pressure fluctuations only
$U_{se} < U$ and $\max(V_{CB}, V_{CC}, V_C) < U < V_{CA}$	Fast fluidization	No distinguishable upper bed surface; particles are transported out at the top and must be replaced by adding solids near the bottom. Clusters or strands of particles move downward, mostly near the wall, while gas and entrained widely dispersed particles move upward in the interior. Increasingly dilute as U is increased at a fixed solid feed rate
$V_{CA} < U$	Dilute-phase transport	No axial variation of solids concentration except in the bottom acceleration section. Some particle strands may still be identified near the wall

고정층에서 유동화 상태로의 변화는 최소유동화속도(minimum fluidization velocity), U_{mf} , 로 묘사할 수 있다. 이는 가스에의 해 층내 모든 입자들이 부유하게 되는 최저 유속에 해당한다. 이 최소유동화유속은 실험적으로 구할 수 있으며, 많은 예측식들이 제시되었다 (Lippens and Mulder, 1993). Grace (1982)는 잘 알려진 Wen and Yu (1966)의 상관식을 수정하여 다음과 같이 제시하였다:

$$Re_{mf} = \sqrt{27.2^2 + 0.0408Ar} - 27.2 \quad (1)$$

기포가 생기는 순간은 층내에 기포가 처음으로 생기는 최소기포유속(minimum bubbling velocity, U_{mb})으로 표현된다(Abrahamsen and Geldart, 1980). 이 최소기포유속은 입자 물성의 강력한 함수로 알려졌다. Geldart (1973)의 A 그룹내 미세입자들인 경우에는 U_{mf} 보다 크고, B 그룹과 D 그룹 입자인 경우는 U_{mf} 와 같다. 따라서 오직 A그룹 입자에 기포 없는 유동층 영역이 존재하는데 이 입자들은 아주 작아서 입자간 힘이 큰 역할을 하고있다. 이 경우 U_{mb} 는 Geldart and Abrahamsen (1978)의 무차원 상관식으로 예측할 수 있다:

$$U_{mb} = 33d_p \left(\frac{\rho_g}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad (\text{SI units}) \quad (2)$$

공탑기체유속을 더 증가하면 기체 기포가 커지는데, 관의 직경만큼이나 커지게 되면 슬러깅이 생긴다(Clift et al., 1978). 최소 슬러깅 유속, U_{ms} , 은 Stewart and Davidson (1967)의 식으로 추산할 수 있다:

$$U_{ms} = U_{mf} + 0.07\sqrt{gD} \quad (3)$$

난류유동층과 고속유동층 영역은 아주 빠른 유속의 유동층 영역이다. 기포영역과 난류영역을 구별하는데 두 가지 정의가 사용된다. 첫째는 U_c , 압력요동(pressure fluctuation)의 표준편차가 최대값을 보일때의 공탑기체유속으로 이 때 난류영역이 시작된다고 본다(Yerushalmi and Cankurt, 1979). U_c 는 기포들이 합쳐지고 깨지는 것이 상호 균형을 이루게 되는 조건을 반영한다고 보며, 만약 유속이 더 커지면 기포 깨짐이 지배적으로 된다. 그러나 연구자들에 따라 실험결과가 다른 경향이 있는데, 이는 주로 측정방법(절대압과 차압), 신호해석방법(차원과 무차원의 표준편차), 측정위치, 그리고 입자크기분포가 다름에 기인한다. 차압변동 데이터가 선호되고 있으며 Bi and Grace (1995a)가 제시한 바는:

$$Re_c = 1.24Ar^{0.45} \quad (2 < Ar < 1 \times 10^8) \quad (4)$$

층팽창(Avidan and Yerushalmi, 1980)과 capacitance 신호(Lancia et al., 1988)같은 다른 방법들을 사용하여 U_c 를 결정하려 노력해오고 있으나 그리 만족스럽지 않고 반드시 같은 값을 주는 것도 아니다(Bi and Grace, 1995a). 기포유동층에서 난류유동층으로 변화를 나타내는 두 번째 정의는 U_k 에 근거한다. U_k 는 U 의 증가에 따라 압력요동의 root-mean-square 표준편차가 하강하기 시작할 때의 공탑기체유속이다(Yerushalmi and Cankurt, 1979). 최근 실험결과가 제시하는바는 U_k 가 항상 결정할 수 있는 인자는 아니며 측정방법, 입자의 순환구조, 입자순환속도, 데이터 분석방법, 입자의 물성에 따라 영향을 받게 된다.

난류유동층에서 고속유동층으로의 전이는 transpor velocity, U_{tr} , 거대한 양의 입자가 탑의 꼭대기를 통해 빠져나가게 되는 유속에서 일어난다고 한다(Yerushalmi, 1986). Yerushalmi and Cankurt (1979)에 따르면, 기체유속이 U_{tr} 을 초과하면 입자흐름속도 증가에 따른 압력의 급격한 변화가 사라지게 된다. 오래전에 blow-out velocity라고 불렀던 U_{se} , (Squires, 1986)를 사용하면 이 전이를 보다 더 실질적으로 정의할 수 있다. U_{se} 는 유속에 따른 entrainment 데이터로부터 얻을 수 있는데 U_{tr} 처럼 거동하며 더 신뢰성있다. 문헌의 많은 데이터를 근거로 다음 상관식이 제시되었다(Bi et al., 1995)

$$Re_{se} = 1.53 Ar^{0.50} \quad (2 < Ar < 4 \times 10^6) \quad (5)$$

고속유동층에서 공기수송으로의 전이하면 상승관 하부에서 비교적 밀도가 있는 농후상 영역

이 사라지고 큰 진폭으로 나타나는 압력요동이 사라진다. 이 전이유속은 가장 쉽게 측정하는 방법은 일정한 입자순환속도에서 U 를 점점 줄이면서 A type choking이 나타날때를 관측하는 것이다(Bi et al., 1993). 이 suspension collapse process는 입자들이 cluster를 형성하고(Matsen, 1982) 입자-벽 마찰이 증가하고(Yang, 1975) 입자중량이 벽근처의 기체 마찰을 초과하기 때문(Louge et al., 1991)이다. U_{CA} 를 추정하는데 Yang(1983)이 제시한 식을 사용할 수 있다:

$$\frac{2gD(\varepsilon_{CA}^{-4.7}-1)}{\left(\frac{U_{CA}}{\varepsilon_{CA}}-v_t\right)^2} = 6.81 \times 10^{-5} \left(\frac{\rho_g}{\rho_p}\right)^{2.2} \quad (6)$$

and

$$G_s = \rho_p(1-\varepsilon_{CA})\left(\frac{U_{CA}}{\varepsilon_{CA}}-v_t\right) \quad (7)$$

1.5.2 영역분할그림, Regime diagrams

기체-고체 서스펜션에 대한 흐름영역의 지도를 그리고자 여러 시도가 이루어졌다. Yerushalmi et al. (1976)과 Li and Kwauk (1980)은 층의 공극율이나 압력구배를 U 에 따라 그려서 충전층, 기포층, 난류층, 고속유동층 영역들을 보여주었다. Squires et al. (1985)은 이러한 지도를 더 확장하여 공기수송영역과 choking point를 포함하였다. Grace (1986)는 Reh (1971)의 방식을 좀 더 수정하고 확대하여 하나의 영역맵을 제시하여 일반유동층, spouted bed, 순환유동층, 그리고 이송계들의 조업범위를 보여주었다.

다른 접근방식으로서 Leung (1980), Klinzing (1981), Yang (1983)은 U 에 따른 고체프럭스를 그린 지도를 제시하였는데, 기-고체 이송 영역을 희박상과 농후상흐름으로 나누었다. 농후상유동층과 희박상 공기이송 간의 전이는 아직도 명확하지 못했다. Takeuchi et al. (1986)은 실험결과를 바탕으로 영역지도를 제시하여서 고속유동층의 경계를 정의하였다. 이 지도는 이후에 Bi and Fan (1991)이 비균일 희박상흐름에서 균일상 희박흐름으로의 전이를 포함시켜 수정하였다.

전형적인 기체-고체 유동층에 있어서 흐름영역들은 고정층, 기포층, 슬러깅, 난류유동층이 있다. 넘쳐나는 overflow가 작아서 용기내 내용물이 거의 일정할 경우에는 영역지도가 Figure 1.4와 같다. 이 지도는 무차원 기체유속 $U^*(= Re/Ar^{1/3})$ 을 무차원 입자직경 $dp^*(=Ar^{1/3})$ 에 대해 그린 것이다. U_{mf}^* 는 식(1), U_c^* 는 식(4), 그리고 전형적인 유동층 조업의 윗쪽 한계를 나타내는 U_{se}^* 는 식(5)에 근거한다. 식(3)에서 보듯이 U_{ms} 는 탑직경에 좌우되는데 직경은 어떤 무차원수에도 포함되지 않았기 때문에 이 지도에 U_{ms} 를 그릴 수가 없다. 식(2)의 U_{mb} 도 차원을 갖는 관계로 이 지도에 포함되지 않았다.

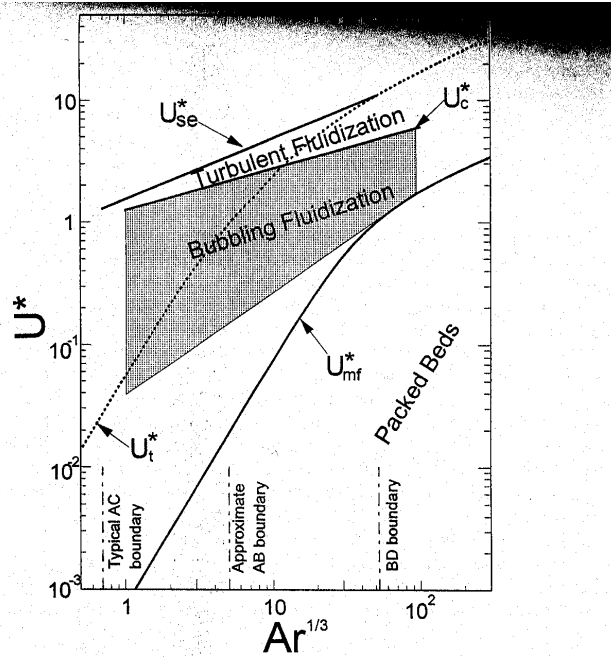


Figure 1.4 Flow regime map for gas-solids fluidization. Heavy lines indicate transition velocities, while the shaded region is the typical operating range of bubbling fluidized beds (Bi and Grace, 1995b).

기-액 수직이송계에서와 같이, 기체-고체 계도 탑의 하부에서 충분한 속도로 기체와 고체를 공급하고 상부를 통해 연속적으로 탑을 빠져나가면 이송 방식으로 운전할 수 있다. 흐름 형태가 공탑기체유속 하나만으로 결정되는 것보다는 기체와 고체입자사이의 비교적인 속도(즉, slip velocity)로 결정되는 것이 이상적이다. 고체의 이송계에서 어떤 전이속도는 두 상간의 비교적 속도에 좌우된다. 이송관에서 전이속도는 이상적으로 다음으로 예측할 수 있다:

$$V_i = U_i + \frac{G_s \varepsilon_i}{\rho_p (1 - \varepsilon_i)} \quad (8)$$

여기서 $i = mf, mb, ms, c$ 혹은 se .

앞서 서술되었던대로 mf, mb, ms 는 minimum fluidization, minimum bubbling, minimum slugging flow에 해당한다. V_c 는 고속유동층 혹은 난류유동층의 시작점을 뜻한다. 이 전이점에서의 공극율은 약 0.65이다. Minimum transport velocity, V_{se} ,는 type A choking velocity라고도 불린다. 이 시점에서의 층 공극율은 0.96과 0.99 사이에 있다(Bi et al., 1995). 아주 미세한 A그룹 입자에서는 $\varepsilon_{CA} \approx 0.96$ 이고 B나 D그룹 입자들의 경우에는 $\varepsilon_{CA} \approx 0.99$ 이다. 상기 사항을 근거하여 Figure 1.4와 유사하게 수평축은 Ar 로 하고 수직축은 V^* 로 정의하여 Figure 1.5의 흐름영역지도를 그릴 수 있다.

$$V^* = \left[\frac{\rho_g^2}{g \mu (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/3} \left[U - \frac{G_s \varepsilon}{\rho_p (1 - \varepsilon)} \right] \quad (9)$$

회분식으로 조업되는 유동층에서는 공탑기체유속으로 흐름형태가 결정된다. $G_s = 0$ 인 경우

는 Figure 1.5는 Figure 1.4와 같아진다. 따라서 Figure 1.5는 일반화된 흐름영역지도로 간주할 수 있다. 주어진 입자에서 고체가 이송되는 계의 흐름특성은 공탑기체유속과 고체순환속도 양쪽 모두에 좌우된다.

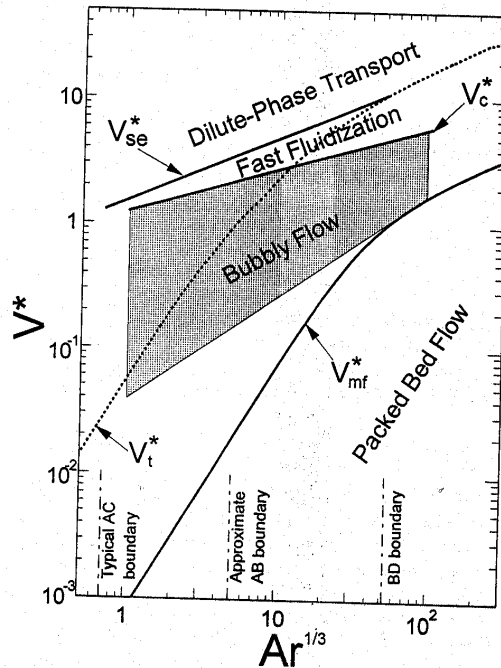


Figure 1.5 Idealized flow regime map for gas-solids upward transport. Heavy lines indicate transition velocities, while the shaded region is the typical operating range of bubbly flow with solids flux maintained constant (Bi and Grace, 1995b).

회박상 수송 영역은 많은 연구가 이루어져왔는데 (Marcus et al., 1990) 반해 농후상 수송은 비교적 연구가 적다 (Konrad, 1986). 아마도 수송관에서 농후상 흐름을 안정적으로 유지하여 운전하는 것이 어려울 수 있다. UCA 이상의 유속에서 이루어지는 공기수송에서는 입자들이 모두 가스에 들려져 있지만, 농후상 이송의 경우에는 비교적 높은 가스압력과 높은 입자공급속도를 갖고 상승관을 통하여 밀려올라가는 상황이다. 가스 blower가 충분한 압력두를 제공하지 못한다면 고체가 필요한 속도로 상승관으로 주입되지 못할 경우에는 B 형식 choking 때문에 안정되게 농후상을 운전하지 못한다. 어떤 경우에는, blower 압력과 고체공급이 충분하여도 심각한 slugging때문에 (C 형식 or 'classical choking'[Bi et al., 1993]) 농후상 이송이 불가능하다. 상기 상황들을 Figure 1.6에 명확하게 표현했는데 일정한 입자순환속도하에 유속을 감소시키면서 가능한 세가지 흐름전이의 루트를 표현하였다. 이상적인 흐름전이 루트는 오직 장치와 관련된 제한부분이 없고 classical choking이 일어나지 않는 계에서 가능하다.

순환유동층은 A형식과 B혹은 C 형식 choking velocities 사이의 영역에서 그리고 최소압력구배 점 근방의 유속으로 조업된다. Figure 1.6에서 보듯이 고속유동층과 core-annular 회박상 수송 영역을 포함하고 있다. 대부분의 경우, 순환유동층을 농후상 수송조건하에 운전하는 것은 불가능하다 왜냐하면 상승관(riser)과 하강관(downcomer)사이의 압력의 균형이

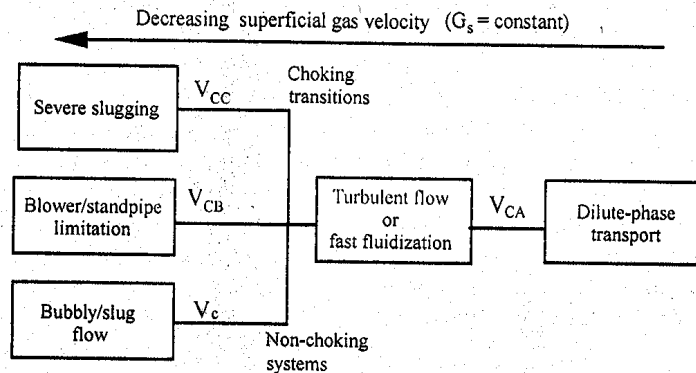


Figure 1.6 Flow chart showing regime transitions in circulating fluidized beds and transport risers with decreasing gas flow (Bi *et al.*, 1993).

맞지 않아서 standpipe로부터 고체입자가 충분히 공급되지 못할 수 있기 때문이다. 순환유동층의 상승관에서 흔히 접하게 되는 고속유동층 영역들의 주요 특성들을 Table 1.5에 요약하였다.

Table 1.5 Key characteristics of the turbulent fluidization, fast fluidization and dilute phase transport regimes

Characteristic	Turbulent fluidization	Fast fluidization	Dilute-phase transport
Gas velocity range	$U_c < U < U_{sc}$	$U_{sc} < U < V_{CA}$	$V_{CA} < U < V_{mp}$
Solids flux range	$G_s \leq G_{s,CA}$	$G_s > G_{s,CA}$	$G_s < G_{s,CA}$
Overall voidage	$\epsilon = 0.6-0.8$	$\epsilon = 0.8-0.98$	$\epsilon > 0.98$
Axial voidage gradients	High	High	Low
Radial voidage gradients	Moderate	High	Low to moderate
Gas-solids slip velocity	Low	High	Low
Particle backmixing	High	High	Low

1.6 입자의 물성

고속유동층의 거동을 포함하여 좋은 유동화 특성을 보여주는 입자들에 대한 명확한 조건들은 없으나 경험법칙은 있다. CFB 공정에서 입자의 밀도에는 제한이 보이지는 않고 있다. 평균 입자직경은 50에서 500 μm 사이에 있어야 할 것이다. 입자분포는 너무 좁아서는 안되며 5에서 95% 축적분포에서 적어도 10개이상의 크기 변화가 있는 것이 바람직하다. 입자 표면의 습기로 인해 입자들의 응집(agglomeration)이 발생되어서는 안되겠다. CFB 시스템은 고속의 기체유속으로 운전되고 높은 고체순환이 이루어지므로 입자들은 마모에 잘 견디어야 할 것이다.

Nomenclature

- Ar Archimedes number, $\rho_g(\rho_p - \rho_g) d_p^3 g / \mu_g^2$
 D column diameter, m
 d_p mean particle diameter, μm

d_p^*	dimensionless particle diameter, ($= Ar^{1/3}$)
g	acceleration due to gravity, m/s^2
G_s	solids net circulation rate, kg/m^2s
Re	Reynolds number, $\rho_g U d_p / \mu_g$
U	superficial gas velocity, m/s
U^*	dimensionless superficial velocity, ($= Re / Ar^{1/3}$)
V_i	transition velocity in transport lines
V^*	dimensionless net superficial gas velocity
v	particle velocity, m/s
ε	voidage
μ_g	gas viscosity, $kg/m.s$
ρ_g	gas density, kg/m^3
ρ_p	particle density, kg/m^3

Subscripts

c	transition from bubbling to turbulent fluidization
CA	type A or accumulative choking
CB	type B or blower-induced choking
CC	type C or classical choking
mb	minimum bubbling
mf	minimum fluidization
ms	minimum slugging
se	onset of significant solids entrainment
t	terminal settling of single particles

References

- Abrahamsen, A.R. and Geldart, D. (1980) Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders, Part I. Homogeneous expansion. *Powder Technol.*, **26**, 35–46.
- Avidan, A.A. and Yerushalmi, J. (1980) Bed expansion in high velocity fluidization. *Powder Technol.*, **32**, 223–232.
- Avidan, A.A., Edwards, E. and Owen, H. (1990) Innovative improvements highlight FCC's past and future. *Oil and Gas J.*, Jan. 33–58.
- Baerns, M., Mleczko, L., Tjiatjopoulos, G.J. and Vadalos, I.A. (1994) Comparative simulation studies on the performance of bubbling and turbulent bed reactors for the oxidative coupling of methane in circulating fluidized bed, in *Circulating Fluidized Bed Technology IV* (ed. A.A. Avidan), AIChE, New York, pp. 414–421.
- Bi, H.T. (1994) Flow regime transitions in gas–solid fluidization and vertical transport. Ph.D. thesis, University of British Columbia, Vancouver, Canada.
- Bi, H.T. and Fan, L.-S. (1991) Regime transitions in gas–solid circulating fluidized beds. AIChE Annual Meeting, Los Angeles, Nov. 17–22.
- Bi, H.T. and Grace, J.R. (1994) Transition from bubbling to turbulent fluidization. AIChE Annual Meeting, San Francisco, Nov. 13–18.
- Bi, H.T. and Grace, J.R. (1995a) Effects of measurement methods on velocities used to demarcate the transition to turbulent fluidization. *Chem. Eng. J.*, **57**, 261–271.
- Bi, H.T. and Grace, J.R. (1995b) Flow regime diagrams for gas–solids fluidization and upward transport. *Int. J. Multiphase Flow*, **21**, 1229–1236.
- Bi, H.T., Grace, J.R. and Zhu, J.X. (1993) On types of choking in pneumatic systems. *Int. J. Multiphase Flow*, **19**, 1077–1092.
- Bi, H.T., Grace, J.R. and Zhu, J.X. (1995) Regime transitions affecting gas–solids suspensions and fluidized beds. *Trans. I. Chem. Engr.*, **73**, 154–161.
- Blackadder, W., Morris, M., Rensfelt, E. and Waldheim, L. (1991) Development of an integrated gasification and hot gas cleaning process using circulating fluidized bed technology, in *Circulating Fluidized Bed Technology III* (eds P. Basu, M. Horio and M. Hasatani), Pergamon Press, Toronto, pp. 511–517.
- Brereton, C.M.H. and Grace, J.R. (1992) The transition to turbulent fluidization. *Chem. Eng. Res. Des.*, **70**, 246–251.
- Chang, D.P.Y., Sorbo, N.W., Murchison, G.S., Adrian, R.C. and Simeroth, D.C. (1987) Evaluation of a pilot-scale circulating fluidized bed combustor as a potential hazardous waste incinerator. *J. Air Pollution Control Assoc.*, **37**, 266–274.
- Clift, R., Grace, J.R. and Weber, M.E. (1978) *Bubbles, Drops and Particles*, Academic Press, New York.
- Contractor, R.M. (1988) Butane oxidation to maleic anhydride in a circulating solids riser reactor, in *Circulating Fluidized Bed Technology II* (eds P. Basu and J.F. Large), Pergamon Press, Toronto, pp. 467–477.
- Deng, X.J. (1993) CFPC process, in *Preprint for CFB-IV conference* (ed. A.A. Avidan), AIChE, New York, pp. 472–477.
- Geldart, D. (1973) Types of gas fluidization. *Powder Technol.*, **7**, 185–195.
- Geldart, D. and Abrahamsen, A.R. (1978) Homogeneous fluidization of fine powders using various gases and pressures. *Powder Technol.*, **19**, 133–136.
- Grace, J.R. (1982) Fluidized bed hydrodynamics. Chapter 8.1 in *Handbook of Multiphase Flow* (ed. G. Hetsroni), Hemisphere, Washington.

- Grace, J.R. (1986) Contacting modes and behaviour classification of gas-solid and other two-phase suspensions. *Can. J. Chem. Eng.*, **64**, 353-363.
- Grace, J.R. and Sun, G. (1991) Influence of particle size distribution on the performance of fluidized bed reactors. *Can. J. Chem. Eng.*, **69**, 1126-1134.
- Graf, R. (1986) First operating experience with a dry flue gas desulphurization process using a circulating fluidized bed, in *Circulating Fluidized Bed Technology* (ed. P. Basu), Pergamon Press, Oxford, pp. 317-328.
- Hallstrom, C. and Karlsson, R. (1991) Waste incineration in circulating fluidized bed boilers test results and operating experiences, in *Circulating Fluidized Bed Technology III* (eds P. Basu, M. Horio and M. Hasatani), Pergamon Press, Toronto, pp. 417-422.
- Hirama, T., Takeuchi, T. and Chiba, T. (1992) Regime classification of macroscopic gas-solid flow in a circulating fluidized-bed riser. *Powder Technol.*, **70**, 215-222.
- Hirsch, M., Janssen, K. and Serbent, H. (1986) The circulating fluidized bed as reactor for chemical and metallurgical processes, in *Circulating Fluidized Bed Technology* (ed. P. Basu), Pergamon Press, Oxford, pp. 329-340.
- King, D. (1992) Fluidized catalytic crackers. An engineering review, in *Fluidization VII* (eds O.E. Potter and D.J. Nicklin), Engineering Foundation, New York.
- Klinzing, G.E. (1981) *Gas-Solid Transport*. McGraw-Hill, New York.
- Konrad, K. (1986) Dense-phase pneumatic conveying: a review. *Powder Technol.*, **49**, 1-35.
- Lancia, A., Nigro, R., Volpicelli, G. and Santoro, L. (1988) Transition from slugging to turbulent flow regimes in fluidized beds detected by means of capacitance probes. *Powder Technol.*, **56**, 49-56.
- Leung, L.S. (1980) Vertical pneumatic conveying: a flow regime diagram and a review of choking versus non-choking systems. *Powder Technol.*, **25**, 185-190.
- Lewis, W.K. and Gilliland, E.R. (1950) US patent No. 2,498,088.
- Li, Y. and Kwauk, M. (1980) The dynamics of fast fluidization, in *Fluidization* (eds J.R. Grace and J.M. Matsen), Plenum, New York, pp. 537-544.
- Li, Y., Wang, F. and Tseng, Q. (1990) A new process of preparing anhydrous boric oxide by dehydration of boric acid in a fast fluidized bed. *Chem. Reaction Eng. and Technol.*, **6**(2), 43-48.
- Lippens, B.C. and Mulder, T. (1993) Prediction of minimum fluidization. *Powder Technol.*, **75**, 67-78.
- Liu, J., Zhang, R., Luo, G. and Yang, G.L. (1989) The macrokinetic study on the oxidative dehydrogenation of butene to produce butadiene. *Chem. Reaction Eng. and Technol.*, **5**(1), 1-8.
- Louge, M.Y., Mastorakos, E. and Jenkins, J.T. (1991) The role of particle collisions in pneumatic transport. *J. Fluid Mech.*, **231**, 345-356.
- Marcus, R.D., Leung, L.S., Klinzing, G.E. and Rizk, F. (1990) Flow regimes in vertical and horizontal conveying. Chapter 5 in *Pneumatic Conveying of Solids* (eds R.D. Marcus, L.S. Leung, G.E. Klinzing and F. Rizk), Chapman and Hall, New York, pp. 159-191.
- Matsen, T.M. (1982) Mechanisms of choking and entrainment. *Powder Technol.*, **32**, 21-33.
- Mei, J.S., Rockey, J.M. and Robey, E.H. (1994) Effects of particle properties on fluidization characteristics of coarse particles, in *Circulating Fluidized Bed Technology IV* (ed. A.A. Avidan), AIChE, New York, pp. 600-608.
- Park, D.W. and Gau, G. (1986) Simulation of ethylene epoxidation in a multitubular transport reactor. *Chem. Eng. Sci.*, **41**, 143-150.
- Perales, J.F., Coll, T., Llop, M.F., Puigjaner, L., Arnaldos, J. and Casal, J. (1991) On the transition from bubbling to fast fluidization regimes, in *Circulating Fluidized Bed Technology III* (eds P. Basu, M. Horio and M. Hasatani), Pergamon Press, Toronto, pp. 73-78.
- Reh, L. (1971) Fluid bed processing. *Chem. Eng. Progr.*, **67**, 58-63.
- Reh, L. (1986) The circulating fluid bed reactor - a key to efficient gas/solid processing, in *Circulating Fluidized Bed Technology* (ed. P. Basu), Pergamon Press, Oxford, pp. 105-118.
- Reh, L. (1995) New and efficient high-temperature processes with circulating fluidized bed reactors. *Chem. Eng. Technol.*, **18**, 75-89.
- Rhodes, M.J. (1989) The upward flow of gas/solid suspensions. Part 2: a practical quantitative flow regime diagram for the upward flow of gas/solid suspensions. *Chem. Eng. Res. Des.*, **67**, 30-37.
- Rhodes, M.J. and Geldart, D. (1986a) The hydrodynamics of re-circulating fluidized beds, in *Circulating Fluidized Bed Technology* (ed. P. Basu), Pergamon Press, Oxford, pp. 193-200.

- Rhodes, M.J. and Geldart, D. (1986b) Transition to turbulence? in *Fluidization V* (eds K. Ostergaard and A. Sorensen), Engineering Foundation, New York, pp. 281–288.
- Schnitzlein, M.G. and Weinstein, H. (1988) Flow characterization in high-velocity fluidized beds using pressure fluctuations. *Chem. Eng. Sci.*, **43**, 2605–2614.
- Schoenfelder, H., Hinderer, J., Werther, J. and Keil, F. (1994) Methanol to olefins, prediction of the performance of a circulating fluidized bed reactor on the basis of kinetic experiments in a fixed bed reactor. *Chem. Eng. Sci.*, **49**, 5377–5390.
- Shingles, T. and McDonald, A.F. (1988) Commercial experience with Synthol CFB reactors, in *Circulating Fluidized Bed Technology II* (eds P. Basu and J.F. Large), Pergamon Press, Toronto, pp. 43–50.
- Squires, A.M. (1986) The story of fluid catalytic cracking: The first circulating fluid bed, in *Circulating Fluidized Bed Technology* (ed. P. Basu), Pergamon Press, Oxford, pp. 1–19.
- Squires, A.M. (1994) Origins of the fast fluid bed. *Adv. Chem. Eng.*, **20**, 1–37.
- Squires, A.M., Kwauk, M. and Avidan, A.A. (1985) Fluid beds: at last, challenging two entrenched practices. *Science*, **230**, 1329–1337.
- Stewart, P.S.B. and Davidson, J.F. (1967) Slug flow in fluidized beds. *Powder Technol.*, **1**, 61–80.
- Suzuki, S., Kunitomo, K., Hayashi, Y., Egashira, T. and Yamamoto, T. (1990) Iron ore reduction in a circulating fluidized bed. *Proceedings 2nd Asian Conference on Fluidized-Bed and Three-Phase Reactors*, pp. 118–125.
- Takeuchi, H., Hiramata, L., Chiba, T., Biswas, J. and Leung, L.S. (1986) A quantitative regime diagram for fast fluidization. *Powder Technol.*, **47**, 195–199.
- Wainwright, M.S. and Hoffman, T.W. (1974) The oxidation of *o*-xylene in a transported bed reactor. *Chem. Reaction Eng. II, Advances in Chem. Sciences* (ed. H.M. Hulburt), American Chemical Society, Washington DC, pp. 669–685.
- Wen, C.Y. and Yu, Y.H. (1966) A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity. *AIChE J.*, **12**, 610–612.
- Yang, W.C. (1975) A mathematical definition of choking phenomenon and a mathematical model for predicting choking velocity and choking voidage. *AIChE J.*, **21**, 1013–1021.
- Yang, W.C. (1983) Criteria for choking in vertical pneumatic conveying lines. *Powder Technol.*, **35**, 143–150.
- Yerushalmi, J. (1986) High velocity fluidized beds, Chapter 7 in *Gas Fluidization Technology* (ed. D. Geldart), John Wiley & Sons, Chichester, UK, pp. 155–196.
- Yerushalmi, J. and Cankurt, N.T. (1979) Further studies of the regimes of fluidization. *Powder Technol.*, **24**, 187–205.
- Yerushalmi, J., Turner, D.H. and Squires, A.M. (1976) The fast fluidized bed. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **15**, 47–51.
- Zenz, F.A. (1949) Two-phase fluidized-solid flow. *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 2801–2806.