§1. 緒 言

粉体を塔内に充てんして下方から流体を通ずると、流体の流速が小さい間は、静止した充てん層内を流体が通過するが、流速が粉体粒子の自由落下終末速度の数%以上になると粒子は動き始めて、流体中に浮遊懸濁しているとき状態となる。これを層の流動化といい¹⁾、この現象は流動触媒、流動層反応として近時盛に工業的に利用されて来た。

流動層の流動性能については多くの研究が発表されているが^{2),3)} これらの研究は粉体層自体の性質、すなわち粒子の粒度および粒子層内部まきつ力、静止時の層の厚さと容器の内径の比などと流動性能の関係を主な観点とし、観察によって流動状態を起す条件の決定などの多くの成果を得ている。しかし実用される設備と実験室的模型の間には、寸度の相異のみでなく、機械的の形状にもかなりの相違があることを考えると、粉体層自体の性質のみならず装置の機械的の形状が、流動状態の良否に如何に影響するかがつぎの問題となって来る。けれども従来はガラス管内の流動層を外から観察することによる性能判定によったため、流動性能の数量的比較ができず、機械的の形状その他が流動性能に与える影響をしらべるまでにいたらなかった。筆者は Shuster⁴⁾ の提案による、流動層圧力降下の変動を指圧計により記録し、これから流動性能を数量的にあらわす指数を算出する方法を利用して、流動層装置の機械的の条件が流動性能に及ぼす影響をしらべた。その結果、流動層底部のガス送入孔の間隔、ガス送入管路の長さなどが流動状態に大きな影響を与えることを確かめた。またこれ迄は流動層容器としては、円筒形容器のみが研究せられているが、円筒以外の形状でさらに良い性能のものを求めた結果、拡散形容器を得た。層内の気泡の細分化、スラギング傾向の除去、粒子の混合・廻流の良好などの流動層装置として望ましい諸点で、拡散形容器は円筒形容器に比べ優れた性質を有することが明らかになった。

流動層の流動性能に及ぼす、装置の形状その他の機械的の条件の影響に関しては、従来全く研究されていないため、相似律などにより設計の基礎とするためには、ここに得た結果のみでは不十分であるが、この問題について

はさらに各方面で広く研究が行われることが必要であるので、これ迄得たところを報告する。

§2. 実験方法および試料

流動性能に関する従来の研究においては、通常の流動状態と非流動（スラギング）状態の判別を観察によって行う程度であったが、本研究においては通常の流動状態を示す範囲内で、個々の場合の流動の良否を比較する必要があるため、Shuster の提案した流動性能指数 Fluidization Index を使用した。これは、流動層圧力降下の変動を記録し（Fig. 1 a, b に良流動状態とスラギング状態の記録の例を示した）その平均偏差（Fig. 1 c の斜線部面積/時間）を単位時間の変動の振動数で割った値を流動性能指数とするもので、流動層内におけるガスと粉体の混合の不均一度をあらわす。本報告ではこれを流動層不均一度とよび、この値が小なる程流動性能は良好であると判定した。

$$\text{流動層不均一度}(I) = \frac{\text{層の圧力降下の変動の平均偏差} [\text{kg/m}^2]}{\text{単位時間の変動の振動数} [\text{cycle/sec}]}$$

圧力変動は6秒間の記録をとり、その波形記録曲線から算出した値をその状態の流動層不均一度とした。したがって不均一度は6秒間の変動の平均的な値となる。この程度の時間をとれば、波形曲線の性質および得た不均一度は十分再現性のあるものとなった。

実験装置は Fig. 2 のごとく、往復型空気圧縮機からタンク A、流量計（管内オリフィス）、タンク B、管路 L

Fig. 1 Records of pressure drop fluctuation

Fig. 2 Experimental apparatus

* 昭和21年6月16日受理

** 山形大学工学部

(a)
Fig. 3 Behavior of particles in fluidized bed

(b)

Table 1 Characteristics of Particles Used

particle	minimum fluidiza- tion velocity	terminal velo- city in air	specific gravity	fraction void	average diameter
No. 1	16.6 cm/sec	240 cm/sec	2.61	0.52	0.87 mm
2	13.6	202	2.61	0.51	0.67
3	6.48	111	2.62	0.56	0.43
4	5.70	101	2.62	0.45	0.28

を経て流動層容器に空気を送る。管路の長さの影響はLを増減して測定する。流量計は管路の脈動流の影響をうけないよう、タンクA、Bの中間にあり、実験はタンクA、Bの圧力を一定に保ちつつ行う。タンクA、Bは管の脈動流に関係なく圧力一定に保ちうるよう、十分大きな容量を与えてある。圧力変動は指圧計と光学的記録装置により記録した。指圧計および記録装置の振動部分の固有振動数は、圧力降下の変動の振動数に比べ十分に大に、また、流動層容器から指圧計への導管は、その影響を無視しうる程度に十分短くした。

粉体試料は豊浦標準砂および鋳物用珪砂を篩分水洗したもので、Table 1に示すときのものである。粉体試料の粒子の性質をあらわす基準としては、流動化開始速度 u_f (cm/sec) を用いた。

§ 3. 流動性能に対する装置の機械的条件の影響

流動性能に影響を及ぼす機械的条件としては、流動層容器の形状とガス送入管路の二つが考えられる。

流動層容器の形状の影響をしらべる目的で、流動中の粉体層を観察するため、垂直で互に平行な二枚の硝子板の間に粉体を入れ、粉体層の底面の中央部に小さな空気送入口を一箇設けて空気を送入すると (Fig. 3 a, b), 空気口につぎつぎと生じた気泡は、上昇中に横方向に広がって漸次扁平となり、気泡の上部を覆う粉体層が崩壊

して空気は粉体中から外へ逃れ出る。そして、粉体層は気泡と共に運動する流動領域と、その外方の全く静止した領域に分れ、二領域は Fig. 3 b の AA, BB のごとく明瞭な境界ができて、流動領域は (二次元的には) 上に広がった扇形となる。この扇形の角度は、流速および層の内部まざつの増加と共に僅かに増すが変化の範囲は小さい。(Fig. 3 a では、あらかじめ着色した砂で水平な縞を作っておいた)

このように気泡が

横に広がることを妨げない場合は、気泡は上昇中崩壊し粉体と気流の接触が良く行われる。これに反して、円筒形容器内では、発生した気泡は周囲の器壁迄一杯に広がり、それ以後は気泡より上にある粉体はピストン状に押し上げられて、いわゆるスラギングの原因となる。

(A) 円筒形流動層容器の底部のガス流入孔 上述の観察から、円筒形流動層容器においては底部のガス流入孔を密接して多数設けることは、相接近した孔に多数の気泡が同時に発生し、これらが合一して大きな気泡となってスラギング傾向を生ずる公算が大きくなり、したがって底部のガス流入孔は適当な間かくをおく方が有利であると考えられる。また、従来の実験は円管内に金網を張って流動層を支持しているが、この場合と、実用の装置の底部に有孔板を用いた場合は流動状態に大きな相異があると思われる。

内径 $D=50$ mm の円筒形容器、静止層厚 $h=100$ mm, $h/D=2.0$ にて、層底の有孔板の孔の間隔を種々に変えた場合に対する流動層不均一度を求めた結果を、Fig. 4 および Fig. 5 に示す。

Fig. 4 a は粉体試料 No. 3 を用い、空管速度 u を三段階に変えた場合、Fig. 5 は三種類の粉体試料につき同一空管速度 ($u=37$ cm/sec) で測定した場合である。また、Fig. 4 b は、Fig. 4 a 中の点AおよびBの流動状態における層圧力降下変動の波形である (Fig. 4 a および

Fig. 4 a Relation between pitch of the bottom plate holes and nonuniformity index I

Fig. 4 b Record of pressure drop fluctuation at the point A, B in Fig. 4 a

Fig. 5 Relation between pitch of the bottom plate holes and nonuniformity index I

Fig. 6 a Effect of length of the pipeline on nonuniformity index I

Fig. 6 b Record of pressure drop fluctuation at the point A, B in Fig. 6 a

Fig. 6 c Pressure drop fluctuation when the capacity of pressure tank is not sufficient

Fig. 5 の孔のピッチ零の点は層底に金網を張った場合をあらわす。

これらの流動層不均一度曲線および例示した波形から層底金網の場合はすでにスラッシング傾向を示しているにもかかわらず、有孔板の場合は孔の間隔を増すとともに性能向上し完全な流動状態に近づくことがわかる。ただし孔の間隔が増すとともに有孔板による抵抗損失も増すから、実際には両者の妥協点を求むべきである。Fig. 4 a に有孔板の抵抗による圧力損失を併記する。

(B) 円筒形容器に対するガス送管路の影響 ガスの流れによる粉体の流動は、流動層底に発生した気泡が層底をはなれて上昇するとともに、気泡の周囲から崩れて来た粉体が層底を再びふさぐ、という過程をくり返すのであるから、ガス送管路の末端は流動層によってある速さで開閉せられることとなる。したがって管路内には送水管の水槌作用に相当する、管路内のガスの運動量の急変に応じた、圧力の上昇下降が起る。実験した流動層の圧力降下の変動は毎秒 10 回程度であるから、仮にガス送管路端がこの程度の頻度で開閉されるとすれば管路の長さ 10 m、管内平均流速 2~3 m/sec、層底平均圧力 100 mm 水柱の程度の場合には、開閉による管端の圧力上昇は層底平均圧力の数十パーセントになりうるわけであるから、この原因によって層底圧力に脈動的な変動が起り、流動層の流動が影響をうけることは当然である。しかし層の流動と管路の脈動流とは、相互に影響し合うため、その結果の推定は困難で実測によらねばならぬ。

Fig. 6 a は粉体試料 No. 3、内径 $D=50$ mm の円筒形容器を用い、空管速度対流動開始速度比 $u/u_f=5.7$ において、管路の長さ L を変化した場合の流動層不均一度であるが、流動状態は管路の長さによって大きな影響を受けることがわかる。長さ以外の、管路の他の条件については、現象が水槌作用類似のものであるとして一応度外視した。

この現象は複雑であるため、ここでは流動状態に対する管路の影響が、無視できないことを確かめ得たに止ま

Fig. 7 Effect of length of the pipeline on average deviation of the pressure drop fluctuation

Fig. 8 Divergent type vessel

る。Fig. 6 b には波形の例, Fig. 7 には圧力変動の平均偏差を参考のため記した。

また、タンクの容量が不足で、管内流の脈動に伴ってタンク圧力に強い脈動を生ずるような場合は、系の容量が著しく増大したこととなり、Fig. 6 c のように波形は延び流動は間欠的となつてはなほだしく悪くなる。工業的装置において注意を要するであろう。

なお、流動層底部のガス流入孔の影響、拡散形容器の性能などは一定の管路（長さ $L=4\text{m}$ ）により測定した。

§ 4. 拡散形流動層容器の性能

前述のごとく、広い粉体層の中央に空気送入孔を設けて空気を送ると、空気孔から発生した気泡は上昇とともに扁平にひろがり、崩壊する。そして流動の行われる領域は上方に広がった円錐形となる。また、円錐の角度はガス流量、粉体層の内部まきつなどが変化しても比較的せまい範囲におさまる。このことから、上方に広がった円錐形の容器（仮に拡散形流動層容器とよぶ）内で流動を行わせるなら、従来の円筒形容器における、粉体層を厚くするとスラッキングを起し、また、層が浅い場合は

流動が局部的となり、粉体とガスが接触しない部分ができるという欠点を除きうる事が予想される。以下述べる実験結果もこれを裏付けた。

(A) 拡散形と円筒形のスラッキング性および粒子の廻流性 内径 $D=50\text{mm}$ の円筒と、空気送入口内径 $d=50\text{mm}$ 、拡散角 $\phi=47^\circ$ の最良拡散角（後述）に近い拡散形容器（Fig. 8）につき、粉体試料 No. 3、空気送入口断面平均流速対流動開始速度比 $u/u_f=5.7$ にて、種々の静止層厚に対する、流動層不均一度を求めた結果を Fig. 9 a に示した。

円筒形の場合、層厚が筒内径の 2.5 倍以上になると、層不均一度の増加の勾配が急増しスラッキングを起しているのに対し、拡散形では全くスラッキングの傾向が認められない。また、円筒形容器のスラッキング限界内においても広い範囲で、拡散形は円筒形より良い流動性能を示している。Fig. 9 b は Fig. 9 a 中の A, B, C, D の各点に対する波形記録である。これらの波形を比較しても上述の性質は明らかである。

また、流動層内の温度、濃度などの不均一を避けるためには、層内の粒子がたえず廻流して混合が十分行われる必要があるが、円筒形容器ではスラッキング傾向の現れない程度の層の厚さでは、局部的に静止したままの部分が生じ易く、良好な廻流性を得ることは困難である。拡散形容器においては Fig. 10 のごとく、中心部を上昇した粒子は外周方向に向い周辺部に落下し、側壁に沿って堆積した後、順次下方へすべって底部に達して再び気流中に押し出されることとなり、廻流は完全に行われる。

(B) 拡散角と流動性能 Fig. 11 a は、粉体試料 No. 3、空気送入口断面平均流速対流動開始速度比 $u/u_f=25$ にて、種々の拡散角における流動層不均一度を比較した結果である。また Fig.

11 b は Fig. 11 a の A, B, C 三 points の波形記録である。

拡散角小なときは層厚とともに層不均一度が急増し、拡散角を大にすると、層厚に伴う不均一度増加の勾配は減じ広い範囲の層厚に対して不均一度小、すなわち良い流動性を示すようになる。さらに拡散角を増すと流動性能良好な層厚範囲は再びせまくなる。したがって最良拡散角がある。また、最良拡散角に近い角度では、層不均一度最小、すなわち流動性最良の層厚

Fig. 9 a Nonuniformity index I of cylindrical and divergent vessel

Fig. 9 b Record of pressure drop fluctuation at the point A, B, C and D in Fig. 9 a

Fig. 10 Behavior of fluidized particles in divergent vessel

Fig. 11 a Relation between nonuniformity index I and bed height, effect of divergent angle

Fig. 11 b Record of pressure drop fluctuation at the point A, B and C in Fig. 11 a

Fig. 12 Relation between nonuniformity index I and bed height, effect of air flow

Fig. 13 Relation between nonuniformity index I and bed height, effect of the characteristics of bed particles

がある。

(C) 流速および粒子の寸度と流動性能 最良拡散角に近いと思われる 47° の拡散角をもつ容器について、流速を変えたときの静止層厚対流動層不均一度の関係を求めた結果を Fig. 12 に示す (粉体試料 No. 3)。流動層不均一度は流速の増加とともに大になるが、曲線の形状はほぼ同様で広範囲の層厚に対して流動性能の変化は少なく、良好な流動性を示している。

また Fig. 13 は、粒径の異なる試料についての測定結果である。層厚対層不均一度の曲線の形状はいずれも類似し、広範囲の層厚に対して良い流動状態を保っている。

ただし Fig. 12, Fig. 13 の A 点は流量過小で上部の粒子層は流動せず、静止した粒子層を気流が透過している状態にあるため、不均一度は小になっているが流動状態は不良である。また Fig. 13 においては、粒度大なるほど不均一度は小さく出ているが、これは粒度大なる層は、層の圧力降下が小さくなる結果変動の振幅も小さくなったため、流動性能が良好になったのではない。

§ 5. 結 び

流動層装置およびそれに付属する管路の機械的条件が、流動性能に及ぼす影響をしらべるため、流動層圧力降下の変動の波形記録から流動層不均一度を算出する方法により、諸種の条件の下における流動性能を比較した。その結果、流動

層底部のガス流入孔、ガス送管路の長さなどが流動性能に大きな影響を与え、また、拡散形流動層容器が従来の円筒形容器より良い性能をもつことを明らかにしたので、さらに拡散形容器について二三の特性をしらべた。流動触媒、流動化反応などを使用する工業的装置の設計などの基礎として、このような方向からする研究が今後さらに行われる必要があろう。

なお、この研究は文部省科学研究費により行ったことを付記して謝意を表する。

Nomenclatures

I : nonuniformity index of fluidized bed
(fluidization index) [kg·sec/m²·cycle]

u : superficial velocity of air flow [cm/sec]
 u_f : minimum fluidization velocity [cm/sec]
 h : height of bed, statical state [mm]
 D : inner diameter of cylindrical vessel [mm]
 d : inlet diameter of divergent vessel [mm]
 ϕ : angle of divergent vessel [°]
 L : length of pipeline [m]

Literature cited

- 1) Yagi, S.: *Journal Soc. Mech. Eng. (Japan)*, 54, 388 (1951)
- 2) *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 41, No. 6, (Symposium of Fluid-Solid-Systems), (1949)
- 3) Yagi, etc.: *Chem. Eng. (Japan)*, Vol. 16, No. 9 (1952)
- 4) Shuster, W. W.: *Chem. Eng. Progress*, Vol. 48, No. 9 (1952)

Fluidization Quality of Fluidized Bed

Kunihiko Takeda

This paper deals with the influence of the structure and shape of the vessel and pipe line on the fluidization quality of fluidized bed as it is investigated by the author.

The quality of fluidized bed was measured by means of non-uniformity index (fluidization index) proposed by W. W. Shuster. As the result, it was found out that the arrangements of the holes in the bottom plate of the bed and the length of the pipe line had a considerable influence on the quality of fluidization, and that divergent type reaction vessels had better quality than ordinary cylindrical ones.

濡壁塔の波

濡壁塔による純ガス吸収実験において液境膜物質移動係数が、Pigford や八田氏の理論による値とかなり大きく食い違うということはよく知られている。この原因として液膜表面に生ずる波立ちのため混流拡散が起るためであるとされている。理論式はいずれも完全層流を仮定しているものであるから多少でも混流拡散的なものが加われば吸収速度が理論値より大きくなることは当然であるが問題になるのはこの混流と波立ちとの関係である。すなわち波立ちによって混流拡散が起るのかそれとも液膜内部の混流の現われとして波立ちが起るのかという点である。たとえば Jackson (*A. I. Ch. E. Journal* 1 231 (1955)) は波によって液膜が乱されるという説明を次のように行っている。す

なわち液膜表面に起った波が液膜よりも速いスピードで落下するため層流部分が乱されるというのである。

ところが液と向流しているガスの流速を増すと液膜表面の波立ちが盛んになるのが認められるにもかかわらず純ガス吸収速度はガス Re とほとんど無関係である。【例、藤田、化学工学 18 73 (1954)、亀井 化学工学 20 65 (1956)】ことから考えると混流は波によって引き起されるものでなく混流の現われが波打ちとして認められるだけのものであるという考えも成り立つ。少くともガスによって強制的に起される波は内部の混流の状態とは無関係であると考えてよさそうである。 (S.)