

## 環状グラフィルタの微粒子捕集特性

その他（別言語等） のタイトル	Particle Deposition Characteristics in Annulus Granular Filter Beds
著者	高橋 洋志, 河合 秀樹, 千葉 誠一
雑誌名	室蘭工業大学紀要
巻	53
ページ	7-13
発行年	2003-11
URL	<a href="http://hdl.handle.net/10258/79">http://hdl.handle.net/10258/79</a>

## 環状グラフィルタの微粒子捕集特性

その他（別言語等） のタイトル	Particle Deposition Characteristics in Annulus Granular Filter Beds
著者	高橋 洋志, 河合 秀樹, 千葉 誠一
雑誌名	室蘭工業大学紀要
巻	53
ページ	7-13
発行年	2003-11
URL	<a href="http://hdl.handle.net/10258/79">http://hdl.handle.net/10258/79</a>

# 環状グラフィルタの微粒子捕集特性

高橋 洋志<sup>\*1</sup>、河合 秀樹<sup>\*1</sup>、千葉 誠一<sup>\*2</sup>

## Particle Deposition Characteristics in Annulus Granular Filter Beds

Hiroshi Takahashi, Hideki Kawai and Seiichi Chiba

(論文受理日 平成 15 年 8 月 29 日)

### Abstract

The dust collection efficiency of annular, granular-bed filters is studied for high concentration dust removal in comparison with rectangular typed filter. The fly ash is removed under constant filtration rate using fixed and moving beds consisting of spherical solid. The overall collection efficiency drops as dust load increases, mainly due to re-entrainment of the capture dust by drag force of gas. A model proposed previously to describe the dust collection process taking the fluid drag acting on dust particle contacting with spherical medium into account, is applied to the annular filter. The distribution of local amount of deposited dust and overall collection efficiency are predicted. The model is effective to explain the decrease of collection efficiency and the increase of pressure loss with dust load increase in annular filter, too. It predicts that annular bed surpasses rectangular bed in filtration performance.

Key words: Dust collection, Granular bed, Moving bed, Collection Efficiency, Re-entrainment

### 1 はじめに

直交流式立型移動層は大容量のガス処理が可能で、しかも濾材である粒子充填層の幅を短く取ってガス圧力損失を低く抑える事が出来るなどの利点から排ガス処理技術<sup>1・2)</sup>や脱塵装置<sup>3・4)</sup>として開発された。形式は Fig.1 に示すように、多孔板或いはルーバ型パネル内を濾材粒子が重力により降下し、これに含塵ガスが直交接触して連続集塵が行われるタイプで、操作上固定層に比べてダスト閉塞の少ない装置である。

一方、近年石炭利用技術の一つとして高温石炭燃焼ガス集塵技術が取り上げられている。PFBC(加圧流動層燃焼装置)燃焼ガス(850~900 )には石炭灰や炉内脱硫剤としての石灰石が粉化した粒子がダストとして混在する。これらの高温含塵ガスのダスト除去に優れ

\*1 機械システム工学科

\*2 博士前期課程機械システム工学専攻

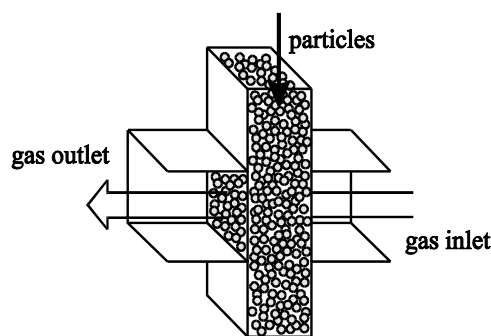


Fig.1 Parallel panel filter

たものとして、セラミックフィルタが実用化されているがいくつかの問題を抱えているのが現状のようである。この状況をクリアする方法として、セラミック製二重円筒容器の環状部にセラミック濾材粒子を充填し、移動層を形成して連続的にダスト除去を行う方式

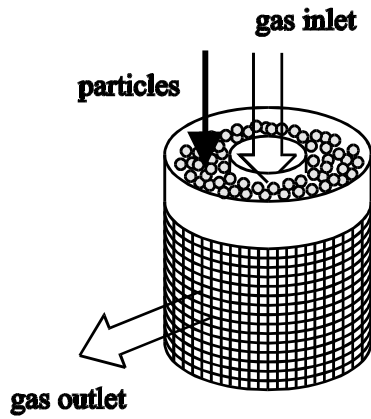


Fig.2 Ring filter

(リングフィルター、環状フィルター)が提案されている。リングフィルターは模式的には Fig.2 のように示される。耐熱、耐圧性に優れたこのフィルターはダイオキシンの再合成の触媒となる飛灰を焼却炉出口で高温のまま、ダイオキシン再合成が起こらない温度で連続除去する装置としての展開も期待できる。

移動層式リングフィルターは、気固接触方式からは直交流式となる。しかし、気体の流れが放射状であり流速が次第に減速することから、集塵に及ぼす気流の影響は平行パネル型フィルターとは異なることが予想できる。ここでは最初に直交流集塵の基礎となる通常の平行パネル型移動層における濾材流れと集塵特性を、次いでリングフィルターの集塵特性を記述する。連続操作型のリングフィルター設計には、濾材の移動がない固定層リングフィルターでその集塵効率などの基礎特性を調べ、設計理論を確率することが重要である。集塵効率と圧力損失の理論予測を試み実験結果と比較、検討した結果についても記述する。

2 平行パネル型直交流式移動層の濾材流れと集塵効率

平行パネル型の直交流移動層の集塵特性についての実験結果<sup>5)</sup>を示す。用いた装置は幅(フィルター部長さ)が 2.5cm または 5cm、奥行き 10cm の垂直筒内を濾材粒子が重力で降下し、これが高さ 17cm、奥行き 10cm の断面を持った風洞と直交している。直交部の含塵ガス流入部と流出部では 20 メッシュの金網で粒子を保持している。濾材は粒子径 1mm のガラス球で供試ダストはフライアッシュ(平均粒子径 5 μm)である。ダスト濃度は等速吸引の濾過捕集法で測定し、フィルター部のガス圧力損失  $p$  も計測している。Fig.3

にガス空塔速度  $u_f=0.6\text{m/s}$ 、Fig.4 に  $u_f=1\text{m/s}$  の場合の結果を示す。集塵効率は次式で定義される総括効率であ

る。  
 (or  $E_T$ ) =  $(C_{in} - C_{out}) / C_{in}$  (1)

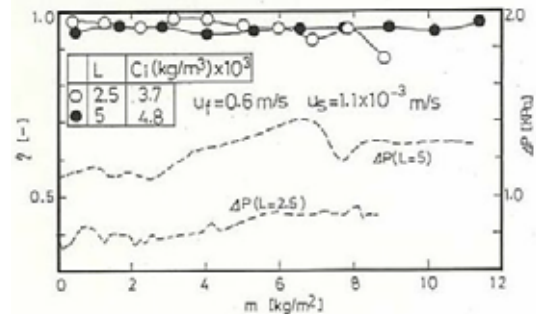


Fig.3 Changes of collection efficiency and pressure drop with dust loading

$C_{in}$  は入り口側ダスト濃度、 $C_{out}$  は出口側ダスト濃度である。 $u_f=0.6\text{m/s}$  の場合は粉塵荷  $m = \{(\text{入り口ダスト濃度}) \times (\text{ガス空塔速度}) \times (\text{時間})\}$  によらず約 95% 以上の高い集塵効率を維持しており、しかも層幅の影響が見られない。少なくとも  $L=2.5\text{cm}$  以下の層幅でほとんど集塵は完了している事を意味している。

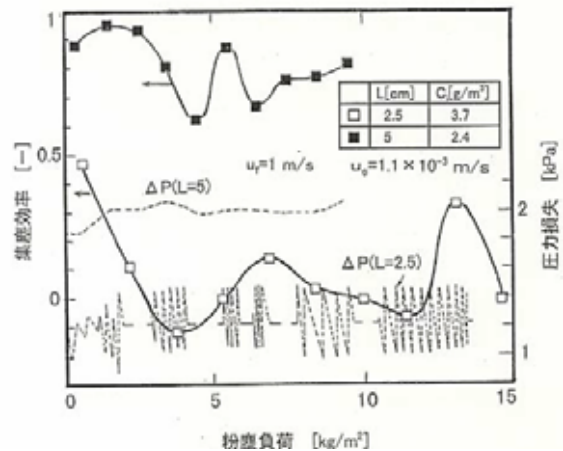


Fig.4 Changes of collection efficiency and pressure drop with dust loading

$u_f=1\text{m/s}$  の場合、 $L=5\text{cm}$  では  $\eta$  の低下と時間的変動が見られ、 $L=2.5\text{cm}$  においては  $\eta$  の極端な低下と変動、さらに圧力損失  $p$  の周期的な小さな変動が示されている。これらの結果を、集塵と同時に観察した濾材粒子のフローパターン(Fig.5、模式図)から考察する。フローパターンは着色粒子をトレーサーとして所定の個所に水平に挿入し、降下に伴うその変化の様相から求めた。粒子の流れは、押し出し流れ領域( )、速度遅れ領域( )、擬停滞領域( )、空洞領域( )から構

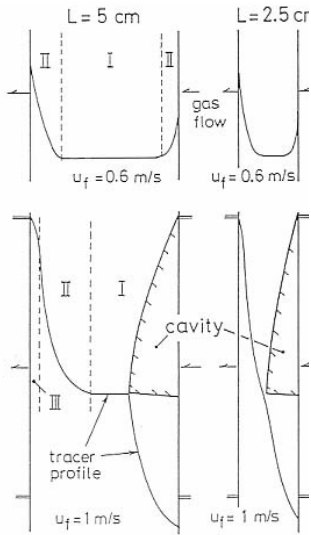


Fig.5 Solid flow pattern under loading

成されることがわかった。 $u_f=0.6\text{m/s}$ の時は押し出し流れ領域( )と速度遅れ領域( )のみから構成され、ガス入り口側では流体抗力が壁摩擦を減少させ、一方、ガス出口側では壁摩擦を増大させるのでフローパターンは非対称となっている。領域(ピストンフロー=押し出し流れ)では濾材粒子間の相対運動が無いので捕捉ダストへの外乱は少なく、従って集塵上好ましい領域である。これが、Fig.3のように高い集塵効率を得られた原因と考えられる。ところが、ガス速度が大きい $u_f=1\text{m/s}$ の場合は図に示すように、ガス入り口側で空洞が発生すると同時に流体出口側壁面に接する粒子の降下運動が停止し、その近傍の速度の極めて遅い擬停滞域と合わせて領域(III)を形成するにいたる。L=2.5cmの時は空洞発生のために有効濾過帯の幅が最大約50%減少しており、しかも領域(II)が消滅している事からFig.4に示すように集塵効率の大幅な低下が生じたものと考えられる。L=5cmでは空洞幅を差し引いても領域(II)が存在するため比較的高い効率が確保されたものと考えられる。Fig.5の変動は領域(II)の存在によるものと考えられる。この領域は固定層と類似の挙動を示し、濾材間隙の捕捉ダスト量がある限界に達した時、ダストの再飛散が発生して領域(II)が減少し、再び捕捉が始まって領域(II)が上昇する機構が考えられるからである。圧力の周期的変動は空洞の形成と崩壊に対応していた。

空洞と擬停滞域の発生条件<sup>6)</sup>が安定な集塵操作の限界条件の一つを与える。空洞が発生しても、濾過領域が領域(II)内に納まるほどパネル幅が広いならば集塵効率の低下は抑えられるであろうが、一方では圧力損失の増大やこれに伴う領域(III)の拡大もみ込まなければな

らない。

### 3リングフィルターの特性

リングフィルターはFig.6に詳細を示すように内部から流入したガスが環状部移動層と直交接触し、外部に流出するタイプである。

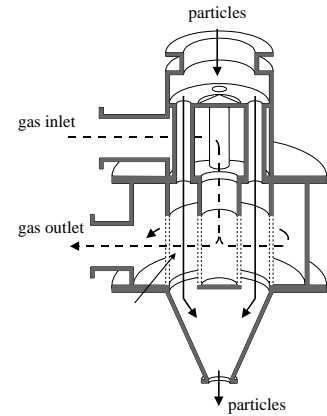


Fig.6 Ring filter construction

平行パネル式との唯一の差異は排出側に向かうにつれて濾過断面積が大きくなる事である。断面積の増加とこれに伴うガス流速の低下により、単位断面積当たりの内部粉塵負荷が低下すると同時に、ガス排出側の流体抗力の減少により壁面摩擦力が減じるため、擬停滞域の形成を緩和できる事、が特徴である。

実験は大型(移動層、固定層両用)と小型(固定層)の2種類を用意して行った。

フィルターサイズ(カッコ内は小型): 内筒外径11cm(5.1cm)、外筒内径23.5cm(10.9cm)、環状部スパン6.25cm(2.9cm)、高さ20cm(20cm)である。両筒壁には直径2mm(3mm)の円孔がピッチ8mmの正四角形配置で開けられており、さらに目開き1.6mmの金網を粒子と接触する壁側に張ってある。濾材は粒子径2mm,3mmのガラス球、ダストは平均粒子径 $5\mu\text{m}$ のフライアッシュであり、入り口でのダスト濃度は $(0.4 \sim 1.2) \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$ である。濾材粒子のフローパターンは着色トレーサー粒子を用い、清浄ガスを通気した条件で観察した。即ち、環状部を透明仕切り板で2分割し、直交部上部(片側)に着色とレーザーを水平に設置した後、ガスと粒子の供給を続け、トレーサーが所定の位置まで降下した時点で操作を停止し、2分割の一方の粒子を抜き出して、透明仕切り板を透してフローパターンを観察した。集塵実験条件は以下のものである。

濾剤降下速度(移動層)

$u_s = 0.5 \sim 2.0 \text{ cm/min}$  (直交部平均滞留時間 10 ~ 40min)

ガス空塔速度  $u_f$  [m/s]

入口側:	0.2	0.4	0.6	0.8
出口側:	0.094	0.19	0.28	0.37

環状部ガス排出側流速は(内筒直径)/(外筒直径)だけ減

少する。

### 3.1 濾材流動

局所粒子降下速度 $u_s$ を平均速度 $u_{s, AVE}$ で除した無次元化速度 $u_s / u_{s, AVE}$ の半径方向分布をFig.7 (炉材粒子は3mm) に示した。r は内筒からの距離である。

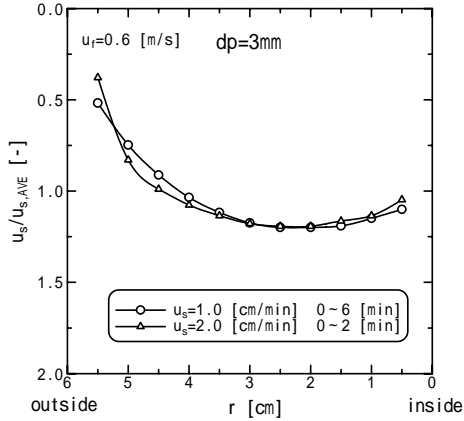


Fig.7 Solid-velocity profiles

Fig.7 より $u_s / u_{s, AVE}$ は粒子の降下速度に依存しない事、言い換えると、せん断速度は実速度 $u_s$ に比例することがわかる。リングフィルターでも内筒壁と外筒壁で、Fig.5 に示したのと同様の速度遅れ、即ち流体抗力に起因する摩擦抵抗の違いが現れている。本装置では壁表面に張った金網の影響が大きく、外筒壁面で粒子降下が阻害された(降下速度 0)。これによりFig.5の領域が拡大されたきらいがある。設計上、壁面の性状が重要な因子となる事が示唆される。粒子径を小さくすると流体抗力のフローパターンに与える効果はより顕著になった。

### 3.2 集塵効率

Fig.8 に大型装置、固定層の集塵効率 $E_b$ を示す。 $E_b$ はリング壁面における集塵効率を除いた正味の粒子層の集塵効率である<sup>7)</sup>。粉塵負荷  $3\text{kg/m}^2$  (流速  $0.4\text{m/s}$  で約 2 時間) の範囲では集塵効率はほぼ 95%程度を保ち、また各条件での集塵効率の差は、このガス速度、濾材径の範囲ではあまり見られない。粒子径  $2\text{mm}$ の方が若干高い効率を示しているが、充填層内での流れの屈曲回数(粒子とダストの衝突回数に比例)と幾何学上の列数(リングの幅を粒子径で割った値)が多いためと考えられる。充填層内部では、集塵に伴い充填層にダストが堆積し、集塵能力の限界となると破過帯が起り、破過帯は層の前面から徐々に層後方へと移動する。大型フィルターでは層幅が  $6\text{cm}$  と広いため、この粉塵負荷(集塵時間)の範囲では破過帯はフィルター出口ま

まで達せず、したがって集塵効率の低下が起こらなかったものと考えられる。

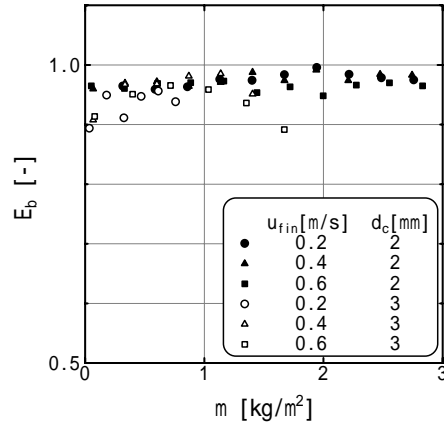


Fig.8 Collection efficiency in large scale fixed bed filter

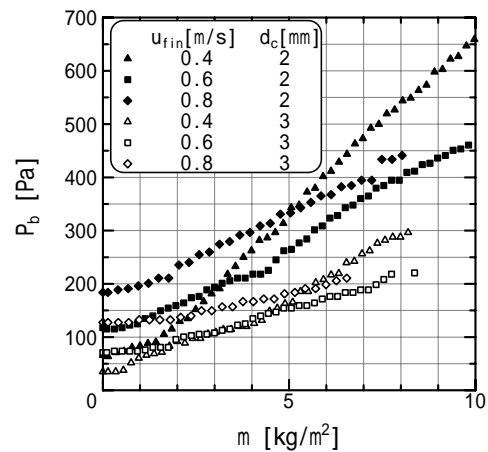
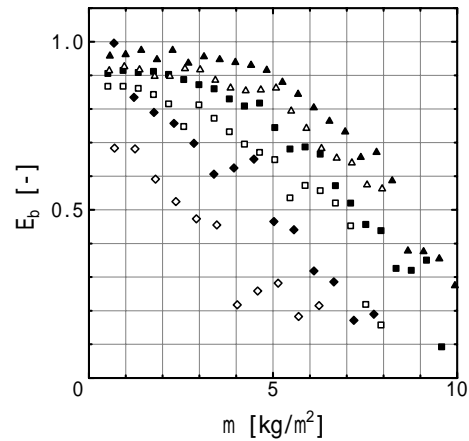


Fig.9 Collection efficiency and pressure drop in small scale fixed bed ring filter

Fig.9 は小型フィルター(層幅 3cm)の固定層実験の結果

果である。粉塵負荷の増加に伴い集塵効率低下し、空塔速度、濾材粒子径が大きいほど低い値を示している。ガス速度が大きいほど慣性捕集によるダストの付着の機会が多くなるが、ガスの流体抗力による再飛散も起こりやすい。本実験はこの再飛散が支配的であることを示している。粒子径の効果についてはすでに述べてある(屈曲回数と幾何学上の列数)。圧力損失の挙動は $u_{fin}=0.4\text{m/s}$ の時だけ他と異なっている。後で考察するように集塵の早い段階で異なる集塵機構に移行したことが考えられる。Fig.10 に大型リングフィルターを用いた移動層集塵結果の一例を示す。記号はFig.8と同じである。 $t_r$ は実時間をフィルター内滞留時間で除した無次元化時間である。集塵効率はFig.8の固定

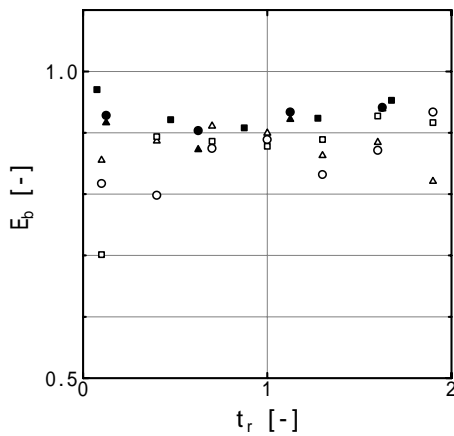


Fig.10 Dust collection by large scale moving bed ring filter,  $u_s=1\text{cm/sec}$

層の場合よりも若干低下し、濾材径 $d_c=2\text{mm}$ で約90~95%、 $d_c=3\text{mm}$ で約80~90%で、しかも図に見られるようにばらつきも大きくなった。これは、フィルター出口側のせん断領域による捕集ダストの機械的剥離(強制的剥離で粒子降下速度が大きいほど大となる)の影響と考えられた。

#### 4 理論的検討

平行平板型固定層に対して提案されたダストの捕集・再飛散を考慮した集塵モデル<sup>7)</sup>(機械的剥離は考慮されていない)をリングフィルターに拡張して、性能評価を理論的に行うことを試みた<sup>8)</sup>。Fig.11 に小型フィルター、Fig.12 に大型フィルターの結果を示す。入り口流速が $0.4\text{m/s}$ の場合は粉塵負荷が約6まで破過が起らないことが理論的に示されている。実験結果とは若干の差異があるが、集塵上限時間の推定には有効と考えられる。 $u_{fin}=0.6, 0.8\text{m/s}$ の条件では効率がすぐ

に低下して集塵操作が行えないことも示している。フィルター正味の圧力損失  $P_b$ はフィルター内ダスト堆積量 $W_d$ に対しプロットされている。集塵初期において

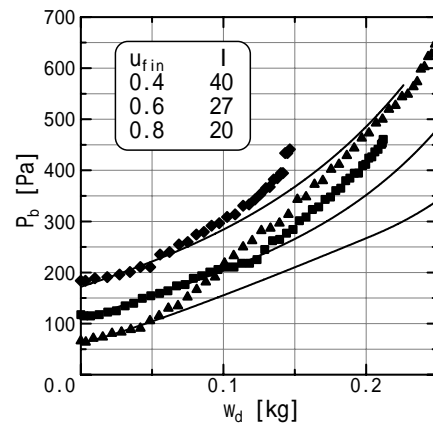
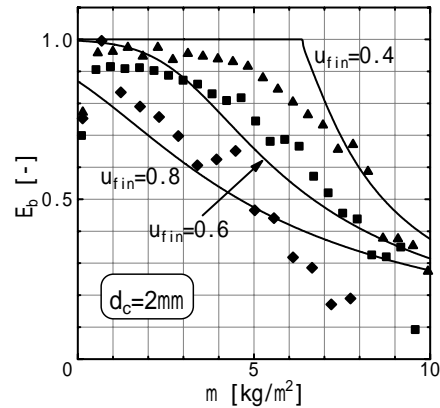


Fig.11 Theoretical collection efficiency and pressure drop in small scale fixed bed ring filter

は理論と測定値の一致は良いがダスト堆積量の増加と共に両者の不一致は増大している。これは集塵機構の変化、即ちダスト堆積量増大に伴いガスは球の間隙を通過して捕捉されるのではなく、ダスト層内の円管状流路内で捕捉されるようになるためと推測される。 $d_c=3\text{mm}$ の場合も全く同様の結果が得られた。なお、圧力損失はErgun式をリング充填層に拡張した次式から計算した。

$$\frac{\Delta P_b}{L} = a \frac{\ell n \lambda}{\lambda - 1} u_{fin} + b \frac{1}{\lambda} u_{fin}^2 \quad (2)$$

$$a = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu}{d_c^2}, \quad b = 1.75 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho}{d_c}$$

$$\lambda = r_{out} / r_{in}, \quad L = r_{out} - r_{in}$$

ここで $r_{out}$ 、 $r_{in}$ はリングの外径と内径、 $u_{fin}$ はガス流入空塔速度、 $\lambda$ は空間率。 $d_c$ は濾材粒子径、 $\mu$ 、 $\rho$ は空気の粘度と密度である。上式において空間率  $\lambda$ もま

たダスト堆積量と共に変化するようなモデルになっている。大型フィルタ (Fig.12、実験値はFig.8と同じ) では $m < 3$ 以下では理論集塵効率=1であり、この範囲で実験結果と比較できる。さらに集塵を続けた場合の効率変化の理論線を破線で示した。やがては破過が起

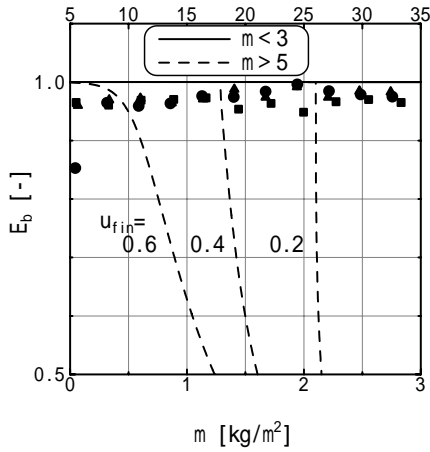


Fig.12 Theoretical result for large scale fixed bed filter

こるが、 $u_{f, in}=0.4$  m/sの場合は $m = 18$ 、即ち約 12 時間の操作が可能であることが推定されている。

Fig.13 にフィルタ内の空間率分布の粉塵負荷 $m$ による推移を示す。見かけの空間率  $a$  は捕捉粒子が濾材粒子状に一樣に分布するものとして見積もった、捕捉粒子を除いた充填層空間率である。図の上段にはガス速度が入り口から出口に向かって減少することを数値で示している。初期空間率 0.382 からの空間率の減少はダストの補足によるためである。 $m$ の増加に伴いフィルタ入り口側から順にダスト付着が進んでいるのがわかる。入り口空塔速度の増加に伴いダストがフィルタ後方へ飛散するため、空間率分布はブロードに、即ちより均一に分布することが示されている。

Fig.14 に矩形 (平行パネル型) と環状 (リング型) 充填層の比較を理論的に行った。矩形装置は集塵に適さないにもかかわらず環状とすることにより  $m = 6$ まで操作できることが示されている。矩形型に環状型と同じ性能を持たせるには層幅を大きくしなければならないことも示されている (破線)。フィルタ内空間率分布も捕集効率と対応してそれぞれの特徴を示している。

### 5 おわりに

粒子充填層を利用した固定層型集塵機は操作条件 (濾材粒子径、ガス流速) を適切に選ぶと極めて高い集塵効率を得られることを示した。特にリング型は従

来型の集塵機で扱えない高圧雰囲気集塵操作に期待できる。一方、連続集塵操作を可能にする移動層型集塵機では、効率を低下させる要因として直交流集塵の宿命?である粒子せん断に基づく捕捉粒子の機械的剥離と再飛散或いは空洞の発生による有効集塵長さの減少が関与する。この回避には低ガス流速、低濾材降下

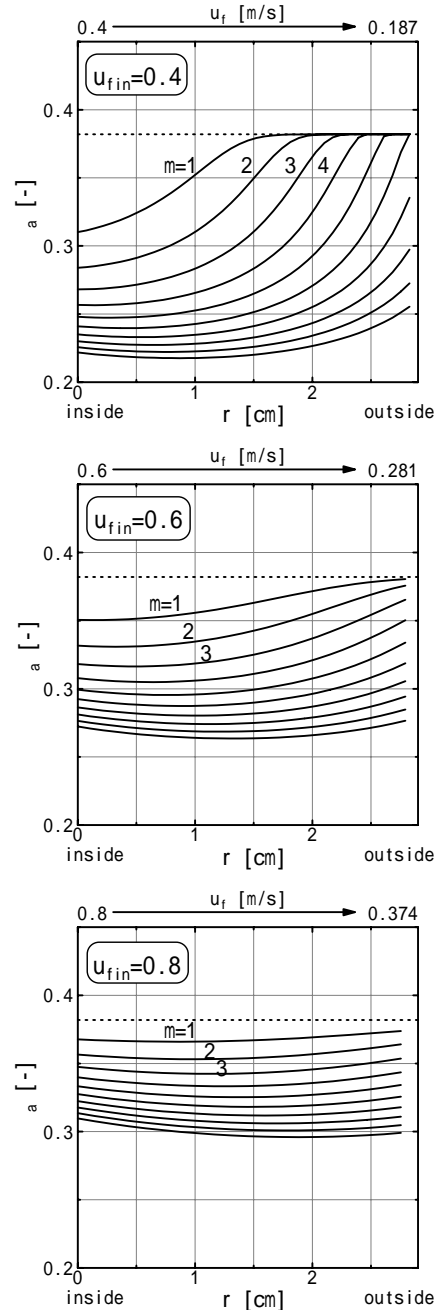


Fig.13 Profiles of void fraction in a fixed bed filter

速度の操作が要求される。このような状況の下でもリング型とすることにより操作可能条件が広がることを示した。



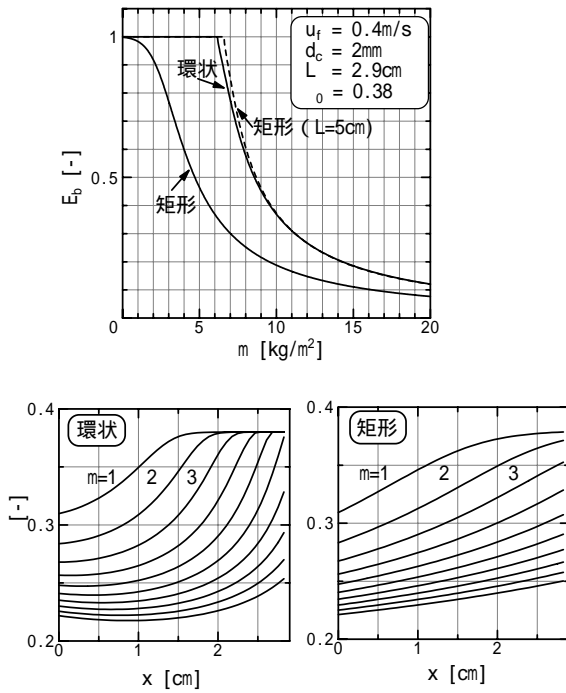


Fig.14 Comparison of filter characteristics between ring and panel filters

使用記号

- $C_i$  =ダスト入口濃度[kg/m<sup>3</sup>]
- $C_o$  =ダスト出口濃度[kg/m<sup>3</sup>]
- $d_c$  =濾材粒子径[mm]
- $E_b$  =充填層の正味の集塵効率[-]
- $L$  =フィルター長さ[m]
- $m = u_f C_i t$ , 粉塵負荷[kg/m<sup>2</sup>]
- $\rho_b$  =フィルター部圧力損失[kPa]
- $r$  =内筒中心からの距離[m]

- $R$  =外筒半径( $r_{out}$ ) [m]
- $t$  =集塵時間[s]
- $\bar{t}$  =ろ過部分の平均滞留時間[s]
- $u_f$  =ガス空塔速度[m/s]
- $u_s$  =粒子降下速度[m/s]
- $u_{s, ABE}$  =平均粒子降下速度[m/s]
- $E_T$  =総括集塵効率

参考文献

- 1) 伊東速水、永井千秋、井出義弘、守岡修一：化学工学協会第20回秋季大会講演要旨集、SB109(1987)、化学工学シンポジウムシリーズ15「移動層技術の現状と新展開」、68(1988)化学工学協会
- 2) 小室武勇、嵐 紀夫、西村 士、上野 務：化学工学シンポジウムシリーズ15「移動層技術の現状と新展開」、62(1988)化学工学協会
- 3) 亀井健治、和泉憲明、森 高志、草田省三：化学工学協会第19回秋季大会講演要旨集、SK205(1986)
- 4) 小浜弘幸、村田博之、水上俊一、若林 稔：化学工学協会第20回秋季大会講演要旨集、SB105(1987)、化学工学シンポジウムシリーズ15「移動層技術の現状と新展開」、90(1988)化学工学協会
- 5) 木村 薫、竹内孝男、高橋洋志：化学工学協会第23回秋季大会講演要旨集、SO306(1990)
- 6) 高橋洋志、竹内孝男：化学工学論文集、15巻、5号、1011(1989)
- 7) 木村 薫、高橋洋志：化学工学論文集、22巻、4号、756(1996)
- 8) 千葉誠一：室蘭工業大学機械システム工学専攻修士論文(2002)