室蘭工業大学
学術資源アーカイブ
Muroran Institute of Technology Academic Resources Archive

石炭灰を想定した環状グラニュラーフィルターの集塵効率実験と濾材粒子挙動の数値計算

メタデータ	言語: Japanese
	出版者: 北海道開発技術センター
	公開日: 2012-08-30
	キーワード (Ja):
	キーワード (En):
	作成者: 河合, 秀樹, 高橋, 洋志
	メールアドレス:
	所属:
URL	http://hdl.handle.net/10258/1606

室蘭工業大学
学術資源アーカイブ
Muroran Institute of Technology Academic Resources Archive

石炭灰を想定した環状グラニュラーフィルターの集塵効率実験と濾材粒子挙動の数値計算

その他（別言語等）のタイトル	Calculation and Experiment of Granular Ring Filter for Dust Collection Efficiency in Cool Dust Particles
著者	河合　秀樹，高橋　洋志
雑誌名	寒地技術論文・報告集
巻	23
ページ	55-60
発行年	2007
URL	http://hdl.handle.net/10258/1606

第23回　寒地技術シンポジウム

2007年12月12,13,14日

COLD REGION TECHNOLOGY CONFERENCE 2007

CTC07－I－010

石炭灰を想定した環状グラニュラーフィルターの集塵効率実験と濾材粒子挙動の数値計算

河合秀樹*，高橋洋志*，
＊室蘭工業大学機械システム工学科

Calculation and Experiment of Granular Ring Filter for Dust Collection Efficiency in Cool Dust Particles

Hideki KAWAI*，Hiroshi TAKAHASHI*
＊Muroran Institute of Technology

1．研究目的

直交流式立型移動層による集塵装置（グラニュラーフィルター）は，大容量の含塵ガスを処理できるため，主として石炭発電プラントなど，大型プラントの集塵に広く使用されている．例えば，PFBC(加圧流動層燃焼装置)の燃焼ガス(850～900℃)では，石炭灰や炉内脱硫剤（石灰石）の粉化から生じるダスト粒子が高速で流出するため，そのままでは複合発電システムの二次タービンブレードを大きく損傷させてしまう．石炭発電は寒地北海道でも有力なエネルギー源であるが，大容量のダスト粒子を高効率で捕捉集塵する技術開発はこれにともなって重要となる．

一般的に知られる集塵装置は平行パネル型直交流式移動層であるが，ガス流速の増加に伴いガス入口での濾材粒子の空洞領域（キャビティ）の発生やガス出口での濾材粒子の擬停滞領域の形成など，集塵効率の低下を引き起こす問題が懸念される．これを緩和させる方法として，濾材粒子を二重円筒容器内に充填し，移動層を形成させて連続的にダストを集塵するリングフィルター（環状フィルター）が開発されている(Fig.1) [1),2)]．

本報告ではリングフィルターの改良として，異なる粒子径の濾材粒子を半径方向に二層配置させ，集塵効率を大きく低下させることなく，圧力損失を改善する方法を模索する．このため，濾材粒子径や層厚が集塵効率と圧力損失に与える影響について実験と理論から検討する．ただし固定層に限定して解析を進める．

2．実験装置と理論モデルの概要

本実験で用いるリングフィルター実験装置の全体概要図をFig.2に示す．図中⑬番がテストセクション（固定層型リングフィルター）であり，その拡大図はFig.3に示される．本実験では濾材粒子(ガラス粒子)径 d_c=3mm (内側) と1および2mm (外側) の粒子を層幅率(1:1)，(2:1)で配置した二層フィルターとする[d_c=3mm と 1mm を 1:1 で配置する場合を d_c=3-1mm(1:1)と表記する]．Fig.2のブロアから送風された空気は，エゼクタ⑥より粉流化されたダスト粒子と混合して含塵ガスとなり，濾材粒子が充填されたリングフィルター円筒間内に運ばれる．含塵ガス中のダストはここで集塵されて排ガスは清浄化され，バグフィルターへと流れる．フィルター部内筒外半径および外筒内半径はそれぞれ，25.0mm，55.0mm，高さは200mmとした．側面にはφ3mm×ピッチ8mmの孔を空け，粒子と接触する内筒外側面と外筒内側面には，それぞれ厚さ0.5mmの金網(20メッシュ)を施した．ダスト粒子には平均粒径5μmのフライアッシュを使用した．ダスト入口濃度(C_{in})と出口濃度(C_{out})は，⑧と⑨に設置された等速吸引装置で各々サンプリングされ，リングフィルター間の総括圧力損失(Δp_T)は，マノメータ⑭（あるいは微差圧計）で測定される．これより，総括集塵効率E_Tは，

$$E_T = \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} \qquad (1)$$

で定義される．また，濾材粒子層のみの集塵効率をE_b，壁部集塵効率をE_wとすると，これらとE_Tは次式で関係付けられる．

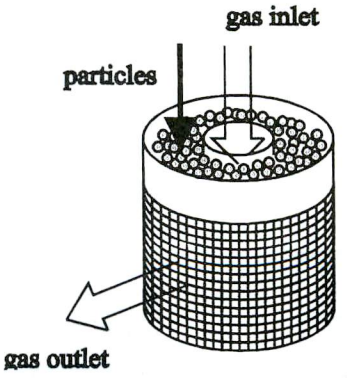


Fig.1　Ring filter

河合 秀樹 / 室蘭工業大学 機械システム工学科
(〒050-8585 室蘭市水元町27番1号 TEL 0143-46-5304 FAX 0143-46-5304 E-mail hdkawai0@mmm.muroran-it.ac.jp)

$$E_b = 1 - \frac{1-E_T}{1-E_w} \qquad (2)$$

壁部圧力損失を Δp_w，濾材粒子層のみの圧力損失を Δp_b とすると，

$$\Delta p_b = \Delta p_T - \Delta p_w \qquad (3)$$

が成り立つ．また，フィルター特性の指標として重要な粉塵負荷 m(kg/m²) は入口ガス空塔速度 $u_{f\ in}$(m/s) と C_{in} を用いて，

$$m = C_{in}\, u_{f\ in}\, t \qquad (4)$$

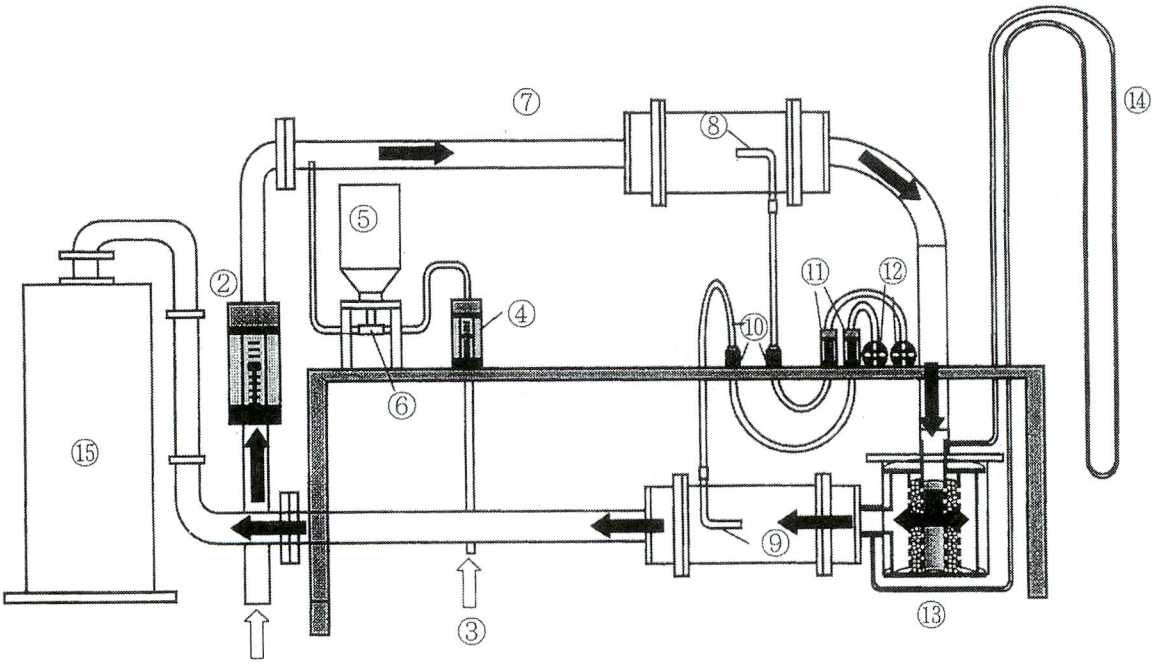
で表される． t は時間(s)である．入口ダスト濃度 C_{in} は数回の平均値から算出した．

Fig.3 左図においてフィルター内円筒中心軸上方から流入した含塵ガスは半径方向に流れを変え，濾材部充填粒子層と直交接触する．この時，ダスト粒子は慣性捕集機構等，力学的特性によって濾材粒子に捕捉され，排ガスは清浄化されてフィルター外筒から流出する．フィルター部の構造として，内円筒および外円筒には厚さ 3mm のアクリル管を使用し，内筒外半径および外筒内半径をそれぞれ，25.0mm，55.0mm，高さを 200mm とした．また側面には，φ3mm×ピッチ 8mm の孔を空け，更に，粒子と接触する内筒外側面と外筒内側面には，それぞれ厚さ 0.5mm の金網(20 メッシュ)を施した．

粒径の異なる複層式フィルターの実験では，Fig.3 右図に示すように，内筒側に粒子径の大きい粒子を，外筒側に粒子径の小さい粒子をそれぞれ充填した．濾材粒子の半径方向層幅は 30mm(金網厚さは無視)である．ダスト粒子はフライアッシュ(真密度：2150kg/m³)を乾燥機で 120℃，2 時間乾燥させた後，テーブルフィーダから供給した．

3．集塵理論モデル[3),4)]

本解析では，Kimura ら[3)]よって提案されたダストの濾材粒子への捕捉・再飛散機構と流路屈曲回数を考慮した層分割



①Blower ②Flow meter ③Rotary Compressor ④Flow meter ⑤Hopper and rotary table feeder ⑥Ejector ⑦Dust mixing tube ⑧,⑨Suction pipe ⑩Filter paper ⑪Flow meter ⑫Suction pump, ⑬Ring filter ⑭Water manometer ⑮Bug filter

Fig.2 Schematic diagram of experimental apparatus

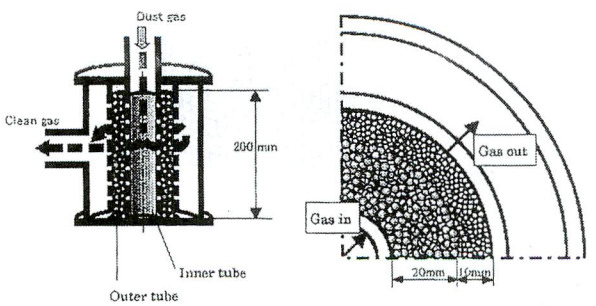


Fig.3 Details of annulus filter

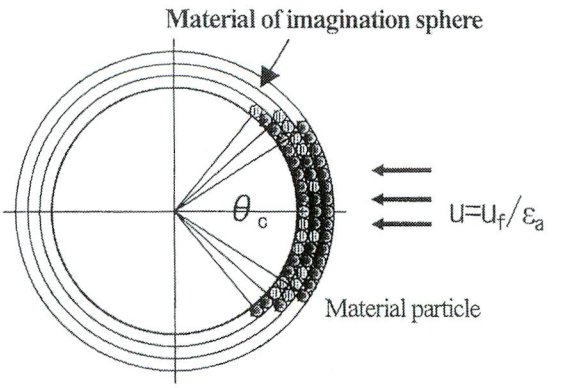


Fig.4 Dust filtration model

モデルを円筒座標系に適用した．以下，そのモデルを説明する．

Fig.4 は一個の濾材粒子にダスト粒子が衝突し，堆積する様子を示す．θ_cは，ダストが飛散する捕捉限界角であり，ガス流に対する前方淀点からの角度($0 \leqq \theta \leqq \pi/2$)で表される．ダスト粒子の積層にしたがって，$\theta_c$が徐々に減少することにより，濾材粒子一個の集塵限界が表現される．粉塵ガスは一様流速Uで濾材粒子に向かい，濾材粒子球面上を速度成分 u で流れる．ここで，U は充填層のガス空塔速度を u_f，見かけの空間率を ε_a とすると，u_f/ε_a で表され，u は一次元ポテンシャルを仮定すれば，

$$u = \frac{3}{2} U \sin\theta \tag{5}$$

で表される．ただし，ε_aはダストの衝突回数をモデル化する後述の理論に組み入れられ，(16)式で定義される．また，濾材粒子球面上に付着した単一ダスト粒子に働く流体抗力 R_f は抵抗係数 C_P，ダスト粒子の投影面積 A_P，流体の密度 ρ，流体の粘性係数 μ，ダスト粒子径 d_p を用いて

$$R_f = C_p \frac{\rho \cdot u^2}{2} A_p \tag{6}$$

と表される．ただし，$C_p = \dfrac{24}{Re}$，$Re = \dfrac{\rho \cdot u \cdot d_p}{\mu}$，

$A_p = \dfrac{\pi \cdot d_p{}^2}{4}$ であり，流体はストークスの抵抗法則が成り立つ範囲($Re \leqq 1$)を仮定する．ここで，d_p はダスト粒子径，Re はダスト粒子基準の Reynolds 数である．

実際の濾材粒子表面には多くのダスト粒子群が積層付着するため，1個のダスト粒子に働く流体抗力は空間率関数 $\varepsilon_a f(\varepsilon_a)$ を用いて，

$$R_f = C_p \frac{\rho \cdot u^2}{2} A_p \cdot \varepsilon_a f(\varepsilon_a) \tag{7}$$

のように補正され，例えばKimura らのモデルでは，

$$f(\varepsilon_a) = \frac{6(1-\varepsilon_a)}{\varepsilon_a{}^3}$$

を仮定している．

充填層に流入した含塵ガスは層内の濾材粒子と衝突を繰り返しながら，ダストが捕捉されて清浄化される．このマクロ的な過程を模擬するため，Kimura らは充填層を任意の同軸円筒層列($0 < i \leqq J$)に分割し，その分割数で有効衝突回数をモデル化する．このモデルではダスト粒子は各列充填層内の濾材粒子集塵効率にしたがって捕捉・飛散され，次の層へ運ばれる．(5)式～(7)式より，i 列充填層の任意時刻 t における捕捉限界角を $\theta_c(i, t)$ とし，ε_a および u_f もそれぞれ i，t に適応させれば，

$$\theta_c(i,t) = \sin^{-1}\left(\frac{R_{fc}}{\frac{9}{2}\pi \cdot d_p \cdot \mu \cdot \frac{u_f(i,t)}{\varepsilon_a(i,t)} \varepsilon_a(i,t) f(\varepsilon_a(i,t))} \right) \tag{8}$$

で表される．ここで，R_{fc}は限界流体抗力で，$u_f(i, t)$は入口ガス流量を各 i 層の入口面積で割った速度である．この捕捉限界角以上の領域に衝突したダストは飛散領域と見なされ，次の充填層 i+1 列目に運ばれる．ダスト捕捉領域は $\theta_c(i, t)$ 内の濾材粒子曲面積 $S_c(i, t)$ と等しいとして，$d_a(i, t)$ をダスト堆積層厚さを加えた濾材粒子径とすれば，i 列目の濾材粒子ダスト捕捉率 $E(i, t)$ は，濾材粒子の前半球面積 S が $S=2\pi[d_a(i, t)/2]^2$ であることを考慮して，

$$E(i,t) = \frac{S_c(i,t)}{S} = 1 - \cos\theta_c(i,t) \tag{9}$$

で与えられる．

次に $t \sim t+\Delta t$ の Δt 間に一個の濾材粒子に捕捉されるダスト体積 $\Delta v_d(i, t)$ について考える．i 層の濾材粒子個数 N_i は，i 層列全空間体積（充填前の空間体積）を $V_0(i)$，初期空間率を ε_0 とすれば

$$N_i = \frac{V_0(i)(1-\varepsilon_0)}{\frac{\pi \cdot d_c{}^3}{6}} \tag{10}$$

で表される．これより Δt 間に i 層に堆積する正味ダスト体積量は

$$\Delta V_d(i,t) = N_i \cdot (1-\varepsilon_d) \cdot \Delta v_d(i,t) \tag{11}$$

で計算される．また Δt 間にファイルター入口から流入するダスト総体積量 ΔV は，C_{in}，u_{fin}，並びにフィルター入口面積 A_{in}，ダスト粒子真密度 ρ_p を用いて，

$$\Delta V = C_{in} \cdot u_{fin} \cdot A_{in} \cdot \Delta t / \rho_p \tag{12}$$

と表されるから，Δt での i 層目のダスト流入量 $\Delta V_d'(i,t)$ は，

$$\Delta V_d'(i,t) = \Delta V - \sum_{n=1}^{i-1} \Delta V_d(n,t) \tag{13}$$

からもとめられる．これより結果的に $\Delta V_d(i,t)$ および $\Delta V_d'(i,t)$ の比は，

$$\frac{\Delta V_d(i,t)}{\Delta V_d'(i,t)} = E(i,t) \tag{14}$$

になり，$E(i, t)$ はすでに(9)式によって既知であることがわかる．すなわち，(i-1)層までの $\Delta V_d(i,t)$ の積算値と ΔV により i 層に流入するダスト量 $\Delta V_d'(i,t)$ がわかり，(14)式から i 層に堆積するダスト量 $\Delta V_d(i,t)$ が計算される．この帰納的操作を i=J まで繰り返し，$\Delta V_d(i,t)$ を求めることによって(11)式から $\Delta v_d(i, t)$ が得られる．

$\Delta v_d(i, t)$ を知って捕捉限界角 θ_c に影響を与える $\varepsilon_a(i, t)$ を求めるには次の手順にしたがう．t=t における i 層の濾材

粒子上のダスト粒子を一定の空間率(ε_d)で全球面に分配したときの見かけの堆積層厚さを$h(i, t)$とすると$\Delta v_d(i, t)$は,

$$\Delta v_d(i,t) = \pi[d_c + 2h(i,t)]^2[h(i,t+\Delta t) - h(i,t)] = \pi[d_c + 2h(i,t)]^2 \Delta h(i,t) \quad (15)$$

で表されることから, $\Delta h(i, t)$とその時間的積算値である$h(i, t)$は上式で求められることになる. また$\varepsilon_a(i, t)$は,

$$\varepsilon_a(i,t) = 1-(1-\varepsilon_0)(1+2\frac{h(i,t)}{d_c})^3 \quad (16)$$

で求められ, (8)式によって捕捉限界角θ_cが変化していく. ここでd_cは前述の濾材粒子径で, 本計算過程では濾材粒子径の初期値になる.

以上の手順をまとめるとダスト捕捉率の時間変化は以下のアルゴリズムで計算される. ① 分割数Jを設定する. ② t=0のε_a(i, 0)をε_a(i, 0)＝ε_0として, i層の捕捉限界角$\theta_c(i, 0)$を(8)式から計算し, (9)式に代入して初期のダスト捕捉率$E(i, 0)$をi層にわたってもとめる. ③ t=t+Δtとして, Δt間に流入するフィルター入口ダスト体積量ΔVを(12)式から計算する. ④Δt間にi層内に捕捉されるダスト体積量$\Delta V_d(i,t)$を(14)式とi層の入口ダスト流入量$\Delta V_d'(i,t)$[(13)式]から求める. ⑤(15)式により, $\Delta V_d(i, t)$から濾材粒子1個に新たに堆積するダスト堆積厚さ$\Delta h(i, t)$と, その時間積算値である堆積層厚さ$h(i, t+\Delta t)$を求める. ⑥(16)式から$\varepsilon_a(i, t+\Delta t)$を求め, (8)式から$\theta_c(i, t+\Delta t)$を計算し, $E(i, t+\Delta t)$を計算する. ⑦ ③に戻って計算を繰り返す.

4. 実験および計算結果

限界流体抗力は Kimura らの実験に従って R_{fc}=1.88×10^{-8}[N]を使用した. また, 流入ダストの有効濾過回数Jについては, 濾材粒子径および流速の増加により集塵効率が下がることから, 慣性効果が大きいほど流体抗力が大きくなり再飛散が多くなることを踏まえ, 以下の式に従った[5].

$$J = C_1\left(\frac{Stk}{Stk+C_2}\right)^2\left(\frac{L}{d_c}\right) \quad (17)$$

ただし, $Stk = \dfrac{\rho_p \cdot d_p{}^2 \cdot u_f}{9 \cdot \mu \cdot d_c}$, ρ_pはダスト密度である.

C_1, C_2は定数で, Jは充填層の幾何学上の列数L/d_cと単層粒子の捕集効率に比例すると仮定して, 濾材粒子径 d_c=1mm の単層粒子実験を基準として(17)式から得られる近い整数を採用した. また, $E(i, t)$は, i列における入口ダスト濃度(C_i), および出口ダスト濃度(C_{i+1})を用いて

$$E(i,t) = 1-\frac{C_{i+1}}{C_i} \quad (18)$$

と記述される. したがって, 充填層全体の総括集塵効率E_T(J, t) は,

$$E_T(J,t) = 1-\frac{C_{out}}{C_{in}} = 1-\frac{C_{J+1}}{C_1} \quad (19)$$
$$= 1-\frac{C_2}{C_1}\frac{C_3}{C_2}\cdots\frac{C_{i+1}}{C_i}\cdots\frac{C_{J+1}}{C_J}$$
$$= 1-\{1-E(1,t)\}\{1-E(2,t)\}\cdots\{1-E(i,t)\}\cdots\{1-E(J,t)\}$$

と表されることがわかる.

任意の時刻での第i層の圧力損失$\Delta p_b(i,t)$はErgun式を環状充填層に拡張した(20)式から評価し, 理論全圧力損失$\Delta p_b(t)$を(21)式から計算した。

$$\frac{\Delta p_b(i,t)}{\Delta L} = a\frac{\ell n\lambda}{\lambda-1}u_f(i) + b\frac{1}{\lambda}u_f(i)^2 \quad (20)$$

$$\Delta p_b(t) = \sum_{i=1}^{J}\Delta p_b(i,t) \quad (21)$$

ここでΔLは分割した層幅, $u_f(i)$は第i層へのガス流入空塔速度, a, b, λは

$$a = 150\frac{\{1-\varepsilon(i,t)\}^2}{\varepsilon(i,t)^3}\frac{\mu}{d_a(i,t)^2},$$

$$b = 1.75\frac{\{1-\varepsilon(i,t)\}}{\varepsilon(i,t)^3}\frac{\rho}{d_a(i,t)} \quad (22)$$

$$\lambda = r_{i+1}/r_i$$

r_iは内筒中心から第i層までの距離である.

Figs.5～6には粉塵負荷(m)に対する集塵効率E_bおよび圧力損失Δp_bの関係をそれぞれ単層フィルターの結果とともに示した. Fig.5はd_c=3-1mm(1:1), Fig.6はd_c=3-2mm(1:1)の二層フィルターを示す. 図には単層および複層フィルターに対する集塵モデルからの計算値を実線で示してある. 複層フィルターでは二つの充填層の結合と考え, 計算上の変数において, 大粒子層(d_c=3mm)出口の条件が, 小粒子(d_c=2mmあるいは1mm)層の入口条件として計算される. Figs. 3および4から, 集塵モデルから得られた計算結果は実験の集塵特性, すなわち粉塵負荷mの増大により濾材の集塵能力がフィルター出口で限界に達し, 集塵効率(E_b)が急激に低下する破過現象や, mの増加とともにダスト粒子が捕捉され圧力損失(Δp_b)が増加する現象をよくあらわしている. d_c=3-1mm(1:1)二層フィルターでは, 単層d_c=1mmと同程度の高い集塵効率を示し, 且つ破過に至る粉塵負荷もm=7kg/m²程度まで維持されている. その一方, 圧力損失はm=6kg/m²において, 単層d_c=1mmの1.7kPaに比べて, d_c=3-1mm(1:1)では0.75kPaと半分以下の値であり, 低い圧力損失で同等の集塵効率が得られていることがわかる. すなわち, 3mm充填層の低圧力損失特性と1mm充填層の高効率集塵特性が相乗的に発現されている. 体積比で約41%の大粒子層で粗集塵が行われ小粒子層への粉塵負荷が減少するため, 小粒子層の体積が大幅に減少してもd_c=1mm単層と同じ高い集塵効率が維持されたものと考えられる. これ

より d_c=3-1mm(1:1) の二層フィルターはその機能性が良好に発揮されている．単層 d_c=3mm については， E_b は粉塵負荷の初期段階から急速に低下しており，単層 d_c=3mm のみではフィルターとしての性能を発揮していないことを考慮すると，この複層方式の効果は大きいと言える．

次に Fig.6 における d_c=3-2mm(1:1) の二層フィルターにつ

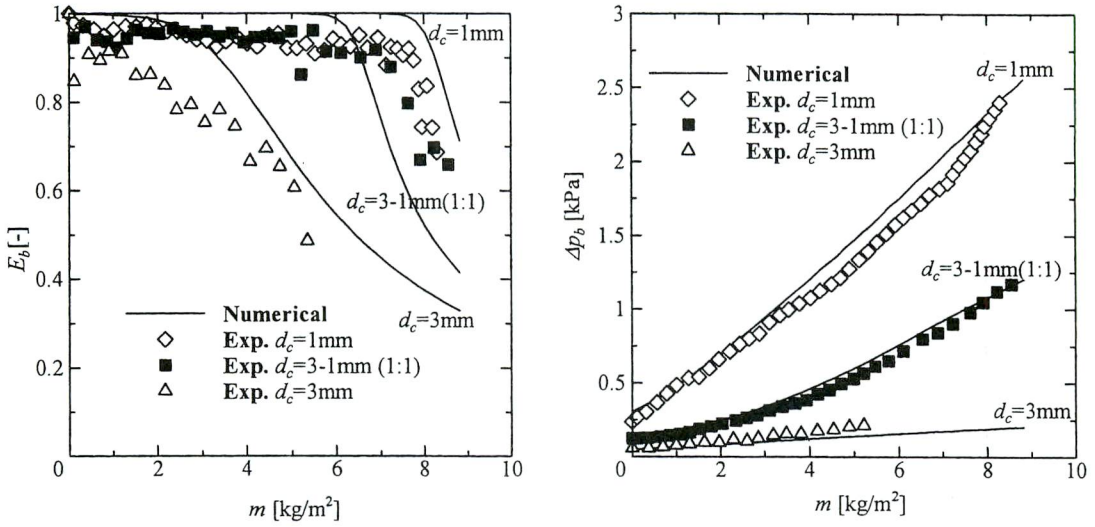


Fig.5 E_b and Δp_b [d_c=3-1mm(1:1)]

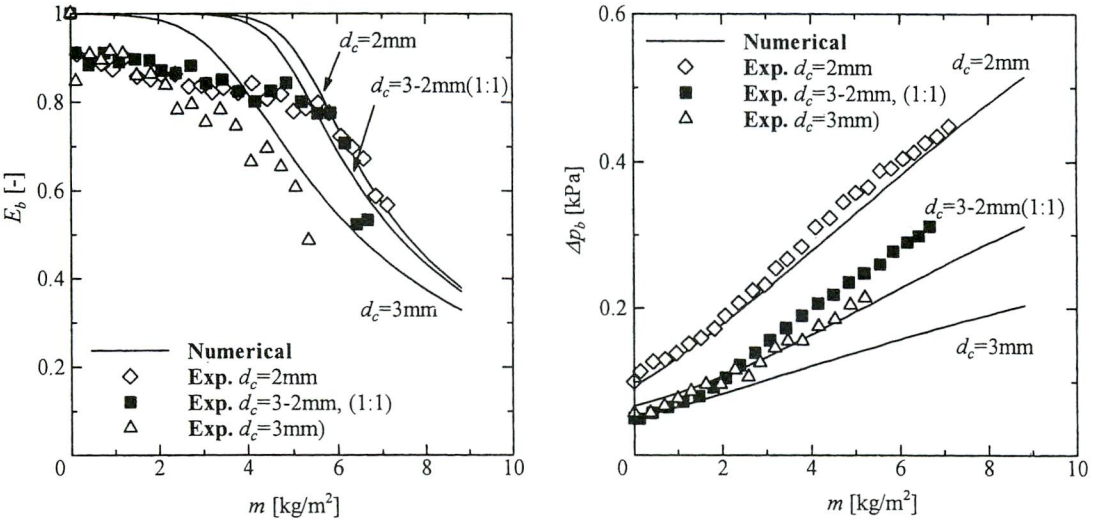


Fig.6 E_b and Δp_b [d_c=3-2mm(1:1)]

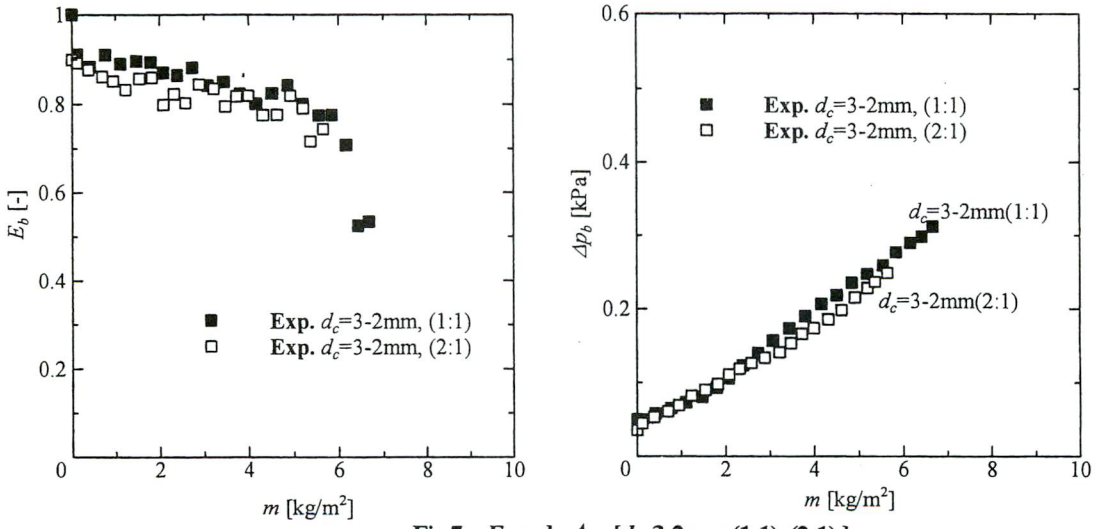


Fig.7 E_b and Δp_b [d_c=3-2mm (1:1), (2:1)]

いて考察する．単層 d_c=2mm のみの E_b は単層 d_c=3mm ほどではないものの，粉塵負荷の初期段階から低下傾向を示した．また，d_c=3-2mm(1:1)の二層式フィルターにしても，集塵効率はほとんど単層 d_c=2mm と同じ傾向を示すことがわかった．集塵効率の粉塵負荷に対する低下率は比較的穏やかで，且つ破過の生じる粉塵負荷は m=6kg/m^2 程度まで維持されている．圧力損失については単相 d_c=2mm よりかなり低い値で推移していることから，この粒子の組合せでも一定の効果があることが理解される．

Figs.5，および6における理論値は d_c=3-1mm(1:1)二層フィルターにおける集塵効率，並びに圧力損失が実験値とよく合う傾向を示した．d_c=3-2mm(1:1)では実験値と若干ずれる．これは単層 d_c=3mm が理論値からかなりはずれるための影響が出ていると思われる．d_c=3mm の比較的大きい濾材粒子になると本理論値では網羅できない要因が潜在する可能性がある．ただ，二層式にしても集塵効率が小さい粒子に影響されてあまり低下しないことや破過の特性については定性的によく合致している．

Fig.7 では，d_c=3-2mm(1:1)と d_c=3-2mm(2:1)の集塵効率(E_b)，並びに圧力損失を実験値において比較した．これより集塵効率，圧力損失とも両者の傾向はほとんど変わらないことがわかる．Fig.7 左図をみると，d_c=2mm の濾材粒子を使用した複層フィルターは d_c=3mm 単層と比べると集塵効率の急激な低下を抑止し，m=5kg/m^2 の破過まで比較的高い集塵効率を維持しているものの，集塵効率の低下傾向は m の初期から依然現れており，d_c=3mm 単層で発生した集塵効率の急激な低下を抑止仕切れていない．また，d_c=2mm 濾材粒子層の厚さを増加させても，集塵効率，圧力損失の改善に効果があるとは言えない．今後，d_c=2mm 濾材粒子の組合せについては，その特性も含めて更に検討する必要があると思われる．

5．おわりに

固定層式グラニュラーリングフィルターの高い集塵効率を維持しながら，ガス流入における圧力損失を低下させる方法として，複層式機能性フィルターを提案し，その基本特性について理論と実験から考察した．濾材粒子径 d_c=3mm と 1mm の組合せによる複層式フィルターを用いた場合，濾材粒子径 d_c=1mm の単層フィルターとほぼ同程度の高い集塵効率と破過曲線を維持しながら，圧力損失を半分以下に低減できることがわかった．また，濾材粒子径 d_c=3mm と 2mm の組合せでは，d_c=3m 単層フィルターで生じる粉塵負荷初期段階での急激な集塵効率の低下を抑止し，m=5kg/m^2 まで破過を発生させない効果を確認できた．また圧力損失の低下には大きな効果があった．しかし，d_c=3-2mm(1:1)の複層式でも，d_c=3-2mm(2:1)とあまり変化せず，粉塵負荷の初期段階において集塵効率が徐々に低下する現象は依然抑止し切れていない．これは今後検討が必要である．複層式機能性フィルターの条件を更に明確にすることは設計に有用なものになると考えられる．

参考文献

(1) Takahashi,H.; "Dust Collection by Moving Bed Ring Filter(in Japanese)," *Chemical Engineering, Japan*(Kagaku-kogyo sha), **43**, 850-854(1998)

(2) Takahashi,H. and T.Takeuchi; "Solids Flow in a Vertical Moving Bed with Cross Flow of Gas－Flow Pattern and Stress Distribution－(in Japanese)," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **15**, 1011-1018(1989)

(3) Kimura,K and H.Takahashi; "Collection Efficiency of Granular Bed Filters with Reentrainment of Particle (in Japanese)," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **22**,7 56-762(1996)

(4) Kawai,H., H.Takahashi; "Annulas Granular Filter Consisting of Double Packed Column for High Dust Collection Efficiency and Low Pressure Loss (in Japanese)," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **33**, 427-431(2007)

(5) Mizukami,S., M.Wakabayashi and H.Murata; "The Interaction between the Pressure Loss of Gas and the Flow of a Medium in a Moving Granular Bed Filter(in Japanese)," *J.Soc.Powder Technol., Japan*, **22**, 753-759(1985)