サイクロン型集塵器における離散要素モデルと 連続体モデルによる数値解析および粒子挙動の観察

Discrete Element Method and Continuum Modeling Simulation and Observation of Particle Behavior on a Cyclone Collector

坂庭 大輔^{a*}, 王 俊柱^a, 高山 佳典^a, 酒井 幹夫^b

Daisuke Sakaniwa, Junzhu Wang, Yoshinori Takayama, Mikio Sakai

Received 10 September 2015; Accepted 17 November 2015

In order to replicate the particle behavior and to predict the pressure drop and collection efficiency of a cyclone collector, observation of the granulated-sugar particle behavior using transparent cyclone collector and the numerical simulation by discrete element method coupled with computational fluid dynamics (DEM-CFD) were made. Comparing the observed particle behavior and the pressure drop to the results calculated by DEM-CFD analysis, DEM-CFD results are well reproducing those of observed results. Moreover, to compare the DEM-CFD results and the results calculated by general continuum modeling for the multiphase analysis, numerical simulation by Euler-Granular was also performed. Result from Euler-Granular analysis shows that particles spread wider than that of DEM-CFD, in the meantime particles flow adjacent to the inner wall of cyclone at observed and DEM-CFD results. These comparisons indicate that DEM-CFD has an advantage in analysis of cyclone collector.

Keywords: Discrete element method, Cyclone collector, Particle behavior, Continuum modeling

1. 緒 言

粉体を扱う工業プロセスの一つであるサイクロンにおける内部の流体および粒子の動きは極めて複雑であり、粒子の挙動に起因する性能を予測するために、固気混相流の数値解析が利用されている。この固気混相流の数値解析には大別して二種類の手法があり、粒子を流体と同様に連続相として扱う連続体モデルである Euler 法と粒子を離散相として扱う Lagrange 法とがある¹⁾。

固気混相流の数値解析における連続体モデルには、粉

体相の接触力の扱い方によって、Euler-Euler 法と Euler-Granular 法の二つ解析手法に分けられる。Euler-Euler 法では、流体と粒子を連続相として扱うため、各相で局所体積平均法に基づく質量保存則、Navier-Stokes 方程式および粒子エネルギー保存則を解く。また、各方程式には体積分率が加味されるため、体積分率輸送方程式が導入される。さらに、この手法は、流れをメゾスケールに捉える場合、粉体相の体積分率によらず適用する事が可能であり、計算負荷が小さい利点があるが、解くべき移流方程式の数が多いため、数値拡散の問題を抱える²⁾。一方、粒子-粒子間の接触力を扱う事が可能である Euler-Granular 法は、流動層解析^{3,4)} に対し広く用いられている。

近年、粒子を離散体として扱う Lagrange 法の一つである離散要素法 (Discrete Element Method, DEM) が流動層⁵⁻⁸⁾、粉碎・破砕器^{9,10)}、集塵器^{11,12)} 等の工業プロセスに応用されている。DEM では粒子同士あるいは粒子と壁面との接触力をフォークトモデルによって表現し、Newton の運動方程式から個々の粒子の動きを解析¹³⁾ す

a 三菱マテリアル株式会社 中央研究所
(〒311-0102 茨城県那珂市向山1002-14)

Central Research Institute, Mitsubishi Materials Corporation
(1002-14 Mukohyama, Naka, Ibaraki 311-0102, Japan)

b 東京大学大学院 工学系研究科 レジリエンス工学研究センター
(〒113-8656 東京都文京区本郷7-3-1)

Resilience Engineering Research Center, School of Engineering,
The University of Tokyo

(7-3-1 Hongo, Bunkyo-ku, Tokyo 113-8656, Japan)

* 責任著者連絡先 sakaniwa@mmc.co.jp

るため、精度の高い粒子の挙動と可視化が可能である。しかし、DEM では計算対象とする粒子数によっては計算負荷が大きく、大規模系への適用が困難となる欠点を有する。これを回避するため、実粒子よりも大きな粒子を扱う事で粒子数を減少させる手法である、粗視化モデル¹⁴⁾、相似則モデル¹⁵⁾、仮想球モデル¹⁶⁾、代表粒子モデル¹⁷⁾が提案されており、流動層の解析において実現象を良く再現する事が報告されている¹⁸⁾。この DEM と数値流体力学 (Computational Fluid Dynamics, CFD) を連成する DEM-CFD 法が Tsuji ら¹⁹⁾によって開発された。DEM-CFD 法では、DEM により固体粒子相を離散的に扱うと共に、CFD により流体相を連続体として解析し、運動量交換項にて両者の相互作用を考慮する。

サイクロンの数値解析モデルには、粒子の衝突頻度や接触状態の観点より、Euler-Granular 法が適していると考えられるが、DEM-CFD 法を用いた数値解析からは、粒子-粒子間相互作用が粒子の流れに大きく影響を与える事が報告されており¹⁹⁾、粒子間および粒子-壁面間接触力を高い精度で解析出来る DEM-CFD 法がサイクロンの数値解析に相応しいと予想される。

これらの固気混相流解析手法の DEM-CFD 法と Euler-Granular 法について、矩形流動層を対象にした解析結果の比較、検討²⁰⁾では、流動層の大きさ、粒子直径、流動化空気速度により、Euler-Granular 法と DEM-CFD 法の結果に差異を捉えている。また、Euler-Granular 法は現実よりも流動層上部における気泡による層膨張を大きく見積る傾向がある事が報告されている²¹⁾。しかしながら、解析手法の適用性や詳細は比較がなされていない。さらに、サイクロンの数値解析に対する Euler-Granular 法と DEM-CFD 法の比較は未だなされていない。

近年、STAR-CCM⁺ (CD-adapco Inc., USA), Barracuda

(CPFD Software LLC, USA), PFC (ITASCA Consulting Group Inc., USA), Rflow (R-flow Corporation Ltd., JAPAN) 等、商用ソフトウェアで DEM-CFD 法が使用出来る環境が整ってきている。また、商用ソフトウェアによる、Euler-Granular 法を用いた解析事例も増えて来た。企業では、商用ソフトウェアを頻繁に用いる事から、商用ソフトウェアに装備されている機能あるいは解析手法間の比較が重要である。

このような背景から、本研究では、サイクロン体系において、DEM-CFD 法を Rflow により、Euler-Granular 法を Fluent (ANSYS Inc., USA) によって解析し、両解析結果の比較を行うと共に、両者の計算結果を実験結果とも比較した。本研究では (1) サイクロン内における粒子の挙動の観察結果を、DEM-CFD 法による解析結果と比較してその妥当性を評価し、(2) 連続体モデルである Euler-Granular 法と DEM-CFD 法との解析結果の比較より、DEM-CFD 法の適用性を確認した。また、本研究においては、DEM-CFD 法の欠点である、粒子数の増加による計算負荷の増大を、代表粒子モデルを用いる事で回避し、実用的な時間内での解析を行い、代表粒子モデルを用いた DEM-CFD 法解析と実現象との比較からサイクロン解析への適用性の検証も行った。

2. 観察試験

2. 1 試験装置

粒子挙動の解析に先立ち、シミュレーション結果を検証するためにサイクロン内部における粒子の動きを観察・撮影するため、透明塩化ビニル板にて Fig. 1 A に示すサイクロンを作製した。

2. 2 試験条件

サイクロンは、Fig. 1 A に示す、高さ 733 mm、直径

Fig. 1 Drawings of cyclone made from transparent PVC plastic (A) and experimental system (B)

Fig. 2 Particle distribution of a granulated sugar

Table 1 Recording condition on high speed camera

Parameter	Value
Recording speed [fps]	4000
Shutter speed [s]	1/5000
Resolution [pixel]	640×640
Trigger mode	End trigger

210 mm を作製し、流出口からファンにて空気を吸い出す運転にて試験を行った。サイクロン試験器入口での風速は熱線抵抗式風速計にて風速 7~22 m/s の範囲で測定した。Fig. 1 B に示すように、サイクロンの流入口の上流にはホッパーを接続し、粉体を供給した。サイクロンに投入する粉体は、視認性、粒子の硬さ（塩化ビニル製サイクロン内壁の摩耗を考慮）、安全性、コストを考慮し、真密度 1.587 g/cm³ のグラニュー糖を使用した。その粒度分布は、レーザー回折式粒子径分布装置にて測定を行い、その結果を Fig. 2 に示す。

サイクロン内の粒子の詳細な挙動を観察するため、高速度カメラ（Photron Ltd., FASTCAM SA3）での撮影を行った。Table 1 に高速度カメラでの撮影条件を示す。

3. 数値解析

3. 1 数値解析の計算条件

サイクロン内の粒子運動を解析するため、DEM-CFD 法および Euler-Granular 法による数値解析を行った。ここでは、それぞれの解析に用いた基礎方程式について述べる。

3. 1. 1 流体相

流体相に対しては、基礎方程式²²⁾として、以下のレイノルズ平均を施した連続の式および運動方程式を使用する。

$$\frac{\partial \alpha \rho_f}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha \rho_f \bar{\mathbf{u}}) = 0 \quad (1)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial (\alpha \rho_f \bar{\mathbf{u}})}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha \rho_f \bar{\mathbf{u}} \bar{\mathbf{u}}) \\ &= -\alpha \nabla \bar{P} + \nabla \cdot (\alpha \bar{\boldsymbol{\tau}}) + \beta (\bar{\mathbf{v}} - \bar{\mathbf{u}}) + \alpha \rho_f \mathbf{g} \end{aligned} \quad (2)$$

ここで、 α は体積分率、 ρ は密度、 $\mathbf{u}$ は流体速度ベクトル、 P は圧力、 $\boldsymbol{\tau}$ は圧力テンソル、 $\mathbf{v}$ は粒子速度ベクトル、 $\mathbf{g}$ は重力加速度を表す。

粒子-流体間相互作用項の β は、Eugan²³⁾ の式と Wen-Yu²⁴⁾ の式を組み合わせた Gidaspow モデル²⁵⁾を採用し、

$$\beta = \begin{cases} 150 \frac{(1-\alpha)^2}{\alpha} \frac{\xi_f}{d_p^2} + 1.75(1-\alpha) \frac{\rho_f}{d_p} |\bar{\mathbf{u}} - \bar{\mathbf{v}}| & (\epsilon \leq 0.8) \\ \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha(1-\alpha)}{d_p} \rho_f |\bar{\mathbf{u}} - \bar{\mathbf{v}}| \alpha^{-2.65} & (\epsilon > 0.8) \end{cases} \quad (3)$$

で与えた。ここで、 μ は摩擦係数、 d_p は粒子径を表す。この Gidaspow モデルは、Euler-Granular 法における粒子の抗力モデルにおいても採用した。 C_d は、

$$C_d = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) & (Re \leq 1000) \\ 0.44 & (Re > 1000) \end{cases} \quad (4)$$

で与えられ、粒子レイノルズ数

$$Re_p = \frac{|\bar{\mathbf{u}} - \bar{\mathbf{v}}| \alpha \rho_f d_p}{\xi_f} \quad (5)$$

による。

3. 1. 2 乱流モデル

本研究では流体解析で一般的であり、Euler-Granular 法^{26, 27)}と DEM-CFD 法^{28, 29)}での乱流場解析にも用いられ、サイクロンの解析³⁰⁾にも実績のある k - ϵ モデル³¹⁾を採用した。

乱流エネルギー k とエネルギー散逸率 ϵ は以下の方程式で表わされる。

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) \\ &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_T}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] - \rho \epsilon + P_k \end{aligned} \quad (6)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\rho \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \epsilon u_j) \\ &= (C_{\epsilon 1} P_k - C_{\epsilon 2} \epsilon) \frac{\epsilon}{k} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_T}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] \end{aligned} \quad (7)$$

ここで、 P_k は乱流エネルギーの供給項、 ν_T は渦粘性係数であり、

$$P_k = -\overline{uu} \frac{\partial \bar{u}}{\partial x} \quad (8)$$

$$\nu_T = C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (9)$$

で表わされる。 C_μ , $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$, σ_k , σ_ε は経験的あるいは理論的に導かれるモデル定数であり、 $C_\mu=0.09$, $C_{\varepsilon 1}=1.44$, $C_{\varepsilon 2}=1.92$, $\sigma_k=1.0$, $\sigma_\varepsilon=1.3$ の値を用いた。

3. 1. 3 離散要素法

サイクロン内では、壁面付近に粒子濃度の高い領域があり、シミュレーションにおいて、粒子-粒子間および粒子-壁面間の相互作用力のモデル化が重要と考えられる。これを考慮し、DEM-CFD法を用いた解析を行った。

DEMでは、粒子-粒子間接触力および粒子-壁面間接触力をフォークトモデルにて表す。フォークトモデルでは、粒子の並進および回転運動を模式的に示すように、バネ、ダッシュポット、スライダーによって表現する。バネ、ダッシュポット、スライダーは、それぞれ、粒子間の弾性力、非弾性衝突によるエネルギーの散逸、粒子間の摩擦を表す。

DEMにおいては、個々の粒子の動きを解析するため、解析対象が多数の粒子を含む場合や、十分な計算機能力が与えられない場合は、実用的な時間で粒子解析の結果を得る事が出来ない。このため、実粒子よりも大きな粒子径を持つ仮想の粒子を導入し、この仮想粒子内に多数の実粒子を内包させ、計算対象とする粒子数を減少させるモデルが用いられる。本研究では、仮想粒子のモデルとして代表粒子モデルを採用した。代表粒子モデルは、粒子の並進運動方程式の各係数を調整し、大きな仮想粒子に対して適用し、粒子の回転は考慮しない。また、このモデルでは、実サイズの粒子群を一つの大きな粒子によって“代表させる”手法を採っている。この代表粒子と呼ぶ大きな粒子の粒子径は全て同一だが、代表する実サイズの粒子径によって内包する実サイズの粒子数が異なる。代表粒子に対する並進運動方程式の各係数は、代表粒子と実サイズの粒子の粒子径比を考慮し、下記の相似則を満たすように規定される。

$$\rho_{pRPM} = \rho_p \quad (10)$$

$$C_{dRPM} = r C_d \quad (11)$$

$$F_{gRPM} = r^3 F_g \quad (12)$$

ここで、 $r = d_{pRPM}/d_{p00}$

3. 1. 4 粒子相

粒子の運動は並進運動のみを解析した。粒子の運動方程式は以下で表わされる。

$$m_p \mathbf{v} = -V_p \nabla P + \mathbf{F}_t + \Sigma \mathbf{F}_p - m_p \mathbf{g} \quad (13)$$

ここで、 V_p は粒子体積を表す。粒子-流体間相互作用力 $\mathbf{F}_t$ は、

$$\mathbf{F}_t = \frac{V_p}{(1-\alpha)V_{cell}} \beta (\bar{\mathbf{u}} - \mathbf{v}) \quad (14)$$

で表わされ、 β はEqs. (3), (4)にしたがう。 V_{cell} はセル体積を表す。粒子-粒子間相互作用力ベクトルは、粒子同士の接触点の接線方向 $\mathbf{F}_{pt}$ 、法線方向成分 $\mathbf{F}_{pn}$ に分けて記述され¹³⁾、

$$\mathbf{F}_{pt} = -k_t l_t - \eta_t \mathbf{v}_t \quad (15)$$

$$\mathbf{F}_{pn} = -k_n l_n - \eta_n \mathbf{v}_n \quad (16)$$

で表わされる。ここで、 k はバネ定数、 l は粒子変位量、 η は粘性減衰定数、 $\mathbf{v}$ は接触点に対する粒子中心の移動速度ベクトルを表す。

3. 2 連続体モデル

固体相を連続的な流体と見なし、連続体モデルにて固体相の流れを解析した。連続体モデルとして採用したEuler-Granular法における*i*相の質量保存則、運動量保存則およびエネルギー保存則は以下の式で表わされる。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_i \rho_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i) = \sum_{j=0}^n (\dot{m}_{ji} - \dot{m}_{ij}) \quad (17)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i \mathbf{u}_i) = & -\alpha_i \nabla P + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_i \\ & + \alpha_i \rho_i \mathbf{g} + \sum_{j=0}^n (\mathbf{R}_{ji} + \dot{m}_{ji} \mathbf{u}_{ji} - \dot{m}_{ij} \mathbf{u}_{ij}) \end{aligned} \quad (18)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_i \rho_i h_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i h_i) = & \alpha_i \frac{\partial P_i}{\partial t} + \boldsymbol{\tau}_i : \nabla \mathbf{u}_i \\ & - \nabla \cdot \mathbf{q}_i + \sum_{j=0}^n (Q_{ji} + \dot{m}_{ji} h_{ji} - \dot{m}_{ij} h_{ij}) \end{aligned} \quad (19)$$

ここで、 $\mathbf{R}$ は流体*i*相-固体*j*相間の相互作用力、 h はエンタルピー、 $\mathbf{q}$ は熱流束、 Q はエンタルピー流束を表す。流体*i*相-固体*j*相間の運動量交換を表す方程式はそれぞれ、

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i \mathbf{u}_i) = & -\alpha_i \nabla P + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_i \\ & + \alpha_i \rho_i \mathbf{g} + \sum_{j=0}^n \{K_{ji}(\mathbf{u}_j - \mathbf{v}_i) + \dot{m}_{ji} \mathbf{u}_{ji} - \dot{m}_{ij} \mathbf{u}_{ij}\} \end{aligned} \quad (20)$$

ここで、 K_{ji} は流体*i*相-固体*j*相間の運動量交換係数で

Fig. 3 Schematic drawing of cyclone model on DEM simulation
(A; general structure, B; inner cylinder structure)

あり,

$$K_{ji} = \frac{\alpha_i \alpha_j \rho_j f}{\tau_i} \quad (21)$$

である。ここで、 f は抵抗係数 C_d の関数であり、本論文では Gidaspow の式²⁵⁾を使用した。 τ_i は流体 i 相と固体 j 相の緩和時間を表す。

3. 3 計算対象系

DEM-CFD 法によるシミュレーションに用いたモデルを **Fig. 3** に示す。Euler-Granular 法においても、同サイズのモデルを用いて解析を行った。DEM-CFD 法

Table 2 Physical properties in the DEM simulation

Parameter	Value
Mass flow rate of fluid at inlet	[kg/s] 1.7×10^{-2}
Mass flow rate of particle at inlet	[kg/s] 0.3
Spring constant of particle	[N/m] 40
Restitution coefficient between particles	[—] 0.1
Restitution coefficient between particle and wall	[—] 0.3

および Euler-Granular 法の解析で使用したモデルのメッシュ数はそれぞれ、89,032と335,007であり、入口を質量流入境界、出口を流出境界とした。DEM-CFD 法解析における諸パラメータを **Table 2** に、Euler-Granular 法での解析条件を **Table 3** に示す。グラニュー糖とアクリル間の摩擦係数について、その値が不明であったため、本計算では石と石または金属間の摩擦係数である、0.3程度と想定して解析を行った。DEM-CFD 法は商用ソフトウェア RFLOW を用いて、Euler-Granular 法は商用ソフトウェア Fluent (ANSYS Inc., USA) を用いて解析を行った。実時間 8 秒の粒子挙動の解析に対し、Euler-Granular 法では265時間、DEM-CFD 法では173時間が掛かった。

4. 結果と考察

4. 1 サイクロン試験器による観察結果

サイクロン入口風速を 16.0 m/s に設定し、ホッパーから 0.03 kg/s にてグラニュー糖を投下し、サイクロン内でのグラニュー糖の挙動を高速カメラにて撮影した。円筒部での流れの様子を **Fig. 4** に示す。Fig. 4 A に示すように、サイクロン入口から投入されたグラニュー

Fig. 4 Schematic image (A) and recorded still image (B) of particle belt observed at cyclone body

Table 3 Physical properties and models in the Euler-Granular simulations

Parameter	Value/Model
Mass flow rate of fluid at inlet	[kg/s] 1.0×10^{-2}
Mass flow rate of particle at inlet	[kg/s] 3.0×10^{-1}
Particle diameter	[m] 580×10^{-6}
Granular viscosity	[kg/(m·s)] Gidaspow <i>et al.</i> ¹⁵⁾
Granular bulk viscosity	[kg/(m·s)] 0.0
Granular temperature	[m ² /s ²] Gidaspow <i>et al.</i> ¹⁵⁾
Solids pressure	[Pa] Lun <i>et al.</i> ³²⁾
Radial distribution	Lun <i>et al.</i> ³²⁾
Packing limit	0.63

Fig. 5 Magnified view of observed particle motion at cyclone body

糖は、円筒部の円周方向におよそ1.5回転した後、円錐部に到達し、集塵された。

Fig. 4 Bのように、グラニュー糖の粒子群は帯状に旋回し、かつ、その帯が蛇行する様子が観察された。また、粒子の帯（以下、粒子帯と称す）よりも旋回流の下流側（Fig. 4 では粒子帯より右側）では、粒子帯から飛散した粒子がサイクロン内壁に沿って旋回していた。粒子帯の流れる様子を拡大したものを Fig. 5 に示す。粒子帯の詳細な観察を行った結果、以下の1～3が確認された。

1. 粒子帯内の粒子分布の粗密

Fig. 5 中の粒子帯から分かるように、粒子帯中の

粒子分布に粗密が観察された。また、高速度カメラの映像から粗密領域で粒子速度に差があり、粗領域では速度が速く、密領域では遅い事が判明した。粒子の置かれた体積分率に応じて流体から受ける抵抗力が異なる事に加え、粒子帯で粒子の動きが制限される事によるものと推察される。

2. 単独で旋回している粒子のサイクロン壁面への衝突

粒子帯から飛散して単独で旋回している粒子は、サイクロン内壁と衝突して反発し、その後サイクロン内壁へ再度衝突する、という運動を繰り返しながら旋回する様子が観察された。サイクロン内壁との衝突・反発した後、粒子はサイクロン試験器内部に向かって運動するが、壁面近傍の流体の強い旋回流と遠心力を受け、再度サイクロン壁面方向に向かう運動になるためと考えられる。

3. 粒子帯下側での帯形状の崩れ

粒子帯下側では、纏まった帯が崩れ、雪崩のように帯に沿って旋回する挙動が観察された。これも、粒子帯内外での体積分率の差による抵抗力の違いと粒子の壁面との衝突・反発による現象と推察される。

4. 2 実測と DEM-CFD 法の粉体分布と圧力損失の比較

実測結果と、DEM-CFD 法による解析結果とを、粒子の流れの様子と圧力損失から比較を行った。3章に記載した実験条件での DEM-CFD 法の解析結果を Fig. 6 に示す。Fig. 6 では、サイクロン内壁近傍における粒子

Fig. 6 Schematic image of helical parameters of particles (A) and the contours of volume fraction of solid phase (B) at wall surface of cyclone calculated by discrete element method (A) and Euler-Granular method (B)

Table 4 Particle rotation and collection parameters

Parameter	Observed	DEM	Euler-Granular
a [mm]	133.2	126.3	64.2

の体積分率を示した。DEM-CFD 法では、粒子濃度の高い領域がサイクロン円筒部を帯状に旋回する結果を得ており、実測結果において観察された粒子帯と似た挙動を示している。粒子-流体間相互作用力のみならず、粒子-粒子間相互作用力が正しく解かれている事により実測値に近い結果が得られているものと推察される。また、DEM-CFD 法による、サイクロン内壁における粒子相の体積分率の解析結果は、粒子を Lagrange 法³²⁾および DEM¹⁹⁾にて解析した既往の研究報告とも類似していた。

一方、サイクロン入口より粒子帯が一回転するまでのらせん高さを a (mm) とするとき (Fig. 6 左図参照)、実測および DEM-CFD 法による a の結果を Fig. 6 A, B に白矢印でしめした。また、その値を Table 4 に示す。DEM-CFD 法による解析結果からは、粒子相が粒子帯を形成し、円筒部のらせん高さは 126.3 mm であった。これは、実測値の 133.2 mm に対して 5.2% の誤差がある。これは、粒子-壁面接触力を現実よりも大きく見積ったために、粒子が壁面で滑り難く、らせん高さが小さくなった事によると推察される。

Fig. 7 に実験および DEM-CFD 法で得られたサイクロンの圧力損失を示す。粒子の有無に関わらず、サイクロンの圧力損失は入口風速の二乗に比例して増大した。また、空気のみと、粒子流入量 0.03 kg/s では、圧力損失係数がおよそ 2.4 倍異なった。一般的に、サイクロンの圧力損失は入口風速の二乗に比例し、粒子濃度が高まるにしたがって減少する。本結果もこれと同傾向である

Fig. 7 Observed and simulated pressure drop of cyclone collector

事が確認された。一方、DEM-CFD 法による圧力損失の解析結果も前述の傾向を示し、実測値と良く一致している。

Fig. 4 と Fig. 6 A の粒子帯の流れの形状、Fig. 7 の圧力損失の実測値と解析結果、および Table 4 のらせん高さ、の比較より、DEM-CFD 法の粒子の流れは実測結果を良く再現出来ている。これらの結果より、乱流モデルを用いた DEM-CFD 解析においても、圧力損失およびサイクロン内部での粒子の挙動を一定精度にて予測可能である事が明らかとなった。

4. 3 DEM-CFD 法と Euler-Granular 法での流束分布の比較

前節では、DEM-CFD 法の解析結果が実測結果と良い一致を見た。本節では、実測にて測定困難なパラメータについて、DEM-CFD 法が精度良く実測結果を再現しているとの前提に立ち、DEM-CFD と連続体モデル (Euler-Granular 法) での数値解析結果を比較した。

DEM-CFD 法、Euler-Granular 法によるらせん高さ a の解析結果を Table 4 に、サイクロン内壁での粒子の体積分率を Fig. 8 に示した。Euler-Granular 法においても、粒子は帯状に旋回するが、DEM-CFD 法の結果と比べ、らせん高さ a は小さい結果を得た。

サイクロン内部のガス流速分布を実測することは容易ではない。さらに、粒子が流れる中でのサイクロン内のガス流速を得る事は困難である。したがって、ここでは DEM-CFD 法、Euler-Granular 法による解析結果の比較を行った。Euler-Granular 法および DEM-CFD による解析結果における、サイクロン円筒部での高さの異なる三つの線上での粒子相の体積分率を Fig. 8 に、流体相の速度分布の結果を Fig. 9 に示す。サイクロン円筒部におけるガス速度分布は、Euler-Granular 法と DEM-CFD 法でおおむね一致しており、手法が異なることによる有意な差は見られなかった。

Fig. 7 におけるらせん高さ a について、DEM-CFD 法、Euler-Granular 法の結果で差異が見られたのは、Fig. 8 に示した粒子相の体積分率の分布から、Euler-Granular 法では DEM-CFD 法に比べて、粒子相が円筒部内壁と内筒との空間に分散し易く、これにより流体からの抵抗を大きく受けるため、らせん高さが小さくなったと推察される。DEM-CFD 法の解析結果と実測値との誤差が 5.2% であったのに対し、Euler-Granular 法では実測との誤差が 51.8% と極めて大きく、連続体モデルではサイクロン内部に現れる粒子帯の再現が困難であることを示している。

Fig. 9 A における Y 軸位置 0.075~0.1 m では、DEM-

Fig. 8 Solid phase volume fraction profiles at three planes
a (A, D), b (B, E) and c (C, F) calculated by discrete element method (A~C) and Euler-Granular method (D~F)

Fig. 9 Gas velocity profiles at three sections
a-a' (A) b-b' (B) c-c' (C)

CFD 法, Euler-Granular 法共に, ガス流速が良く一致している。一方, Y 軸位置 $-0.1 \sim -0.075$ m では, Euler-Granular 法に比べ DEM-CFD 法ではガス流速が大きい結果を得た。この高さでの DEM-CFD 法および Euler-Granular 法から得られた粒子相の体積分率の結果が Fig. 8 A, D に相当する。DEM-CFD 法, Euler-Granular 法共に, ガス流速が良く一致した Y 軸位置 $0.075 \sim 0.1$ m では, どちらの結果からも粒子相の体積分率が $0.025 \sim 0.05$ であり, 大きな差は見られなかった。一方, DEM-CFD 法, Euler-Granular 法でガス流速に差異が見られた Y 軸位置 $-0.1 \sim -0.075$ m では, 粒子相の体積分率が 0.05 である DEM-CFD 法による結果に対し, 粒子相

の体積分率が 0 である Euler-Granular 法の結果に大きな差がある事が分かった。粒子相の存在により流体相の流れる体積が減少することで, DEM-CFD 法においてガス流速が大きくなったと推察される。

同様の傾向は, Fig. 9 B とそれに対応する Fig. 8 B, E にも見られている。また, Fig. 9 B, C においては, サイクロンの中心領域である, Y 軸位置 $-0.05 \sim 0.05$ m において, DEM-CFD 法と Euler-Granular 法でガス流速の差異が見られた。この違いの要因については明らかとなっていない。

Fig. 8 より, サイクロン円筒部における粒子相の体積分率では, DEM-CFD 法と Euler-Granular 法による結

果に異なる傾向が見られる。DEM-CFD 法では、粒子が円筒部内壁付近に集中して存在し、これは実測でも確認されている。しかし、Euler-Granular 法では、円筒部内壁から内筒までの領域にわたって粒子相が存在し、この傾向は円筒部下方に行くにしたがって顕著となっている。領域によって粒子の体積分率が大きく異なる、サイクロンのような系においては、粒子を連続体として扱う事で、実測と大きく異なった体積分率の結果を算出する可能性を示している。計算対象によっては、Euler-Granular 法にて実測の圧力損失を±15%で再現し、予測精度が高いと報告³³⁾しているものもあるが、Euler-Granular 法よりも DEM-CFD 法の優位性を示す研究が増えている^{34, 35)}。本系も以上の結果より、離散的な粒子の挙動を解析するには、連続体モデルよりもメッシュ精度が低くとも、DEM-CFD 法が適していると考ええる。

5. 結 言

本研究では、サイクロン内部の粒子挙動を観察し、こ

の粒子挙動を、代表粒子モデルを用いた DEM-CFD 法および Euler-Granular 法にて解析を行った。

本実験条件では、グラニュー糖がサイクロンを粒子群が帯状に旋回し、およそ1.5回転して集塵される事が観察された。また、この帯状に旋回する粒子群には粗密があることが明らかとなった。DEM-CFD 法による解析結果からは、粒子の旋回挙動が半定量的に再現されていた。実粒子よりも大きな粒子で粒子群を表現する代表粒子モデルを用いても、実現象を良く再現出来る事が明らかとなった。また、サイクロン内筒部の粒子の体積分率の解析結果より、サイクロン内部の粒子挙動を解析するには、DEM-CFD 法が適している手法である事が明らかとなった。

本研究にてサイクロンの圧力損失と、粒子挙動の定性的な再現が可能となったので、粒子-壁面間のパラメータ調整と共に粒子の集塵能力の予測に繋げて行く予定である。

Nomenclature

C_d : drag coefficient	[—]	α : volume fraction	[—]
d_p : particle diameter	[m]	β : inter-phase momentum transfer coefficient	[kg/(m ² •s)]
F_g : gravitational and external body force	[N]	ε : turbulent dissipation rate	[m ² /s ³]
g : gravitational acceleration	[m/s ²]	η : damping coefficient	[Ns/m]
h : specific enthalpy	[J/kg]	μ : friction coefficient	[—]
k : stiffness	[N/m ²]	τ_i : relaxation time	[s]
l : particle displacement	[m]	ν : dynamic viscosity	[Pa•s]
$\dot{m}$: mass flow rate	[kg/(m ³ •s)]	ν_T : turbulent viscosity	[Pa•s]
P : pressure	[N/m ²]	ρ : density	[kg/m ³]
P_k : generation of turbulent kinetic energy	[J]	τ : stress tensor	[N/m ²]
Q : flow rate of enthalpy	[W/m ³]	ξ : viscosity coefficient	[Pa•s]
q : heat flux	[J/(m ² •s)]		
R : interaction force between fluid phase i and solid phase j	[N/m ³]		
Re_p : particle Reynolds number	[—]	Subscripts	
r : particle radius	[m]	f : fluid	
u : fluid velocity	[m/s]	p : particle	
V_{cell} : cell volume	[m ³]	n : normal component	
V_p : particle volume	[m ³]	O : original particle	
v : particle velocity	[m/s]	RPM : representative particle model	
		t : tangential component	

References

- 1) Roache, P. J.: “Computational Fluid Dynamics” 1st edition, Hermosa Publishers (1976)
- 2) Chang, S.-C.: “The Method of Space-Time Conservation Element and Solution Element - A New Approach for Solving the Navier-Stokes and Euler Equations”, *J. Comp. Phys.*, **119**, 295-324 (1995)
- 3) Bouillard, J. X., R. W. Lyczkowski and D. Gidaspow: “Porosity distributions in a fluidized bed with an immersed obstacle”, *AIChE J.*, **35**, 908-922 (1989)
- 4) Ding, J. and D. Gidaspow: “A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow”, *AIChE J.*, **36**, 523-538 (1990)
- 5) Kawaguchi, T., T. Tanaka and Y. Tsuji: “Numerical Simulation of Two-Dimensional Fluidized Beds Using DEM: The Case of Spouted Bed: Comparison between 2-D Model and 3-D Model”, *Trans. JSME*, **61**, 3169-77 (1995)

- 6) Mikami, T., H. Kamiyama and M. Horio : "Numerical simulation of cohesive powder behavior in a fluidized bed", *Chem. Eng. Sci.*, **53**, 1927-1940 (1998)
- 7) Kaneko, Y., T. Shiojima and M. Horio : "DEM simulation for fluidized beds for gas-phase olefin polymerization", *Chem. Eng. Sci.*, **54**, 5809-5821 (1999)
- 8) Sakai, M., M. Abe, Y. Shigeto, S. Mizutani, H. Takahashi, A. Viré, J. R. Percival, J. Xiang and C. C. Pain : "Verification and Validation of a coarse grain model of the DEM in a bubbling fluidized bed", *Chem. Eng. J.*, **244**, 33-43 (2014)
- 9) Yamamoto, M., S. Ishihara and J. Kano : "Influence of the Blades Geometry on the Mixing Phenomena in an Agitating Mixer", *J. Soc. Powder Technol., Japan*, **50**, 851-856 (2013)
- 10) Iwasaki, T., T. Yabuuchi. and S. Watano : "Discrete Element Analysis of Ball Media in Tumbling Ball Mill", *Adv. Powder Technol.*, **20**, 521-529 (2009)
- 11) Yoshida, H. and T. Fujioka : "Fluid Flow and Particle Motions in an Air Cyclone and Three-Dimensional Analysis", *J. Chem. Eng. Japan*, **56**, 138-140 (1992)
- 12) Cooler, C. D. and F. C. Alley : "Air Pollution Control" 3rd edition, Waveland Press (2002)
- 13) Cundall, P. A. and O. D. L. Strack : "A discrete numerical model for granular assemblies", *Geotechnique*, **29**, 47-65 (1979)
- 14) Sakai, M. and S. Koshizuka : "Development of a Coarse Grain Simulation Methodology for Discrete Element Method in Gas-Solid Flows", *J. Soc. Powder Technol., Japan*, **45**, 12-22 (2008)
- 15) Höhner, D., S. Wirts and V. Scherer : "A study on the influence of particle shape and shape approximation on particle mechanics in a rotating drum using the discrete element method", *Powder Technol.*, **253**, 256-265 (2014)
- 16) Chu, K. W., G. Wang, D. L. Xu, Y. X. Chen. and A. B. Yu : "CFD-DEM simulation of the gas-solid flow in a cyclone separator", *Chem. Eng. Sci.*, **66**, 834-847 (2011)
- 17) Washino, K. and C. H. Hsu : "Similarity Model for DEM Simulation of Fluidized Bed", *J. Soc. Powder Technol., Japan*, **44**, 198-205 (2007)
- 18) Sakano, M., T. Yaso and H. Nakanishi : "Numerical Simulation of Two-dimensional Fluidized Bed Using Discrete Element Method with Imaginary Sphere Model", *Japanese J. Multiphase Flow*, **14**, 66-73 (2011)
- 19) Tsuji, Y., T. Kawaguchi and T. Tanaka : "Discrete particle simulation of two-dimensional fluidized bed", *Powder Technol.*, **77**, 79-87 (1993)
- 20) Olaoge, O. O., M. A. van der Hoef and J. A. M. Kuipers : "Bubble formation at a single orifice in a 2D gas-fluidized bed", *Chem. Eng. Sci.*, **66**, 2764-2773 (2011)
- 21) Kuipers, J. A. M., W. Prins and W. P. M van Swaaij : "Theoretical and experimental bubble formation at a single orifice in a two-dimensional gas-fluidized bed", *Chem. Eng. Sci.*, **27**, 2881-2894 (1991)
- 22) Slattery, J. C. : "Momentum, energy and mass transfer in continua", McGraw Hill, New York (1972)
- 23) Ergun, S. : "Fluid Flow Through Packed Columns", *Chem. Eng. Progress*, **48**, 89-94 (1952)
- 24) Wen, C. Y. and Y. H. Yu : "Mechanics of Fluidization", *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **62**, 100-111 (1966)
- 25) Gidaspow, D., R. Bezburuah and J. Ding : "Hydrodynamics of Circulating Fluidized Beds, Kinetic Theory Approach", Fluidization VII, Proc. 7th Eng. Foundation Conf. Fluidization, 75-82 (1992)
- 26) Zhou, W., C. S. Zhao, L. B. Duan, C. R. Qu. and X. P. Chen : "Two-dimensional computational fluid dynamics simulation of coal combustion in an circulating fluidized bed combustor", *Chem. Eng. J.*, **166**, 306-314 (2011)
- 27) Gohel, S., S. Joshi, M. Azhar, M. Horner and G. Padron : "CFD Modeling of Solid Suspension in a Stirred Tank : Effect of Drag Models and Turbulent Dispersion on Cloud Height", *Int. J. Chem. Eng.*, **2012**, 1-9 (2012)
- 28) Ren, B., W. Zhong, B. Jin, B. Z. Yuan and Y. Lu : "Computational Fluid Dynamics (CFD)-Discrete Element Method (DEM) Simulation of Gas-Solid Turbulence Flow in a Cylindrical Spouted Bed with a Conical Base", *Energy Fuels*, **25**, 4095-4105 (2011)
- 29) Alobaid, F. and B. Epple : "Improvement, validation and application of CFD/DEM model to dense gas-solid flow in a fluidized bed", *Particuology*, **11**, 514-526 (2013)
- 30) Gimbin, J., T. S. Choong, T. G. Chuah and A. Fakhru'l-Razi : "A CFD Study on the Prediction of Cyclone Efficiency", *Int. J. Comp. Methods Eng. Sci. Mech.*, **6**, 161-168 (2005)
- 31) Launder, B. E. and D. B. Spalding : "The numerical computation of turbulent flows", *Comp. Meth. Appl. Eng.*, **3**, 269-289 (1974)
- 32) Wang, B., D. L. Xu, K. W. Chu and A. B. Yu : "Numerical study of gas-solid flow in a cyclone separator", *Appl. Math. Modelling*, **30**, 1326-1342 (2006)
- 33) Ratnayake, C., M. C. Melaaen and B. K. Datta : "Pressure drop prediction in dense phase pneumatic conveying using CFD", Fourth International Conference on CFD in the Oil and Gas, Metallurgical & Process Industries, Norway (2005)
- 34) Goldschmidt, M. J. V., B. P. B. Hoomans and J. A. M. Kuipers : "Detailed Comparison of Euler-Lagrange and Euler-Euler models for Simulation of Dense Gas-Fluidized Beds", 10th Workshop on Two-phase Flow Predictions, Germany (2002)
- 35) Nakamura, H. and S. Watano : "Numerical modeling of particle fluidization behavior in a rotating fluidized bed", *Powder Technol.*, **171**, 106-117 (2007)