

博士学位論文

粗大粒子を分離するサイクロン型分級装置の研究

Study of a Cyclone Type Classifier for Separating Coarse Particles

2018年3月

広島大学大学院工学研究科

化学工学専攻

忍足 輝男

第 1 章 序論	
1.1 研究の背景と目的	3
1.2 既往の研究	4
1.3 本論文の構成	10
本論文に関する投稿論文および発表	11
参考文献	12
第 2 章 粗大粒子を分離するサイクロン型分級装置の開発	14
2.1 緒言	14
2.2 実験装置および方法	15
2.3 実験結果および考察	20
2.3.1 内筒捕集箱と外筒捕集箱のスリット幅 δ の影響	20
2.3.2 50%分離径の推算式の導出	21
2.3.3 追加気流 Δq の影響	26
2.3.4 開口比 G の影響	28
2.3.5 角度 θ の影響	30
2.3.6 主流量 Q の影響	32
2.4 結言	35
使用記号	36
参考文献	37
第 3 章 壁面近傍の粒子を分離するサイクロン型分級機の特性	38
3.1 緒言	38
3.2 実験装置および方法	40
3.3 実験結果および考察	47
3.3.1 D_{p50} に及ぼす追加気流 Δq の影響	47
3.3.2 分級精度に及ぼす追加気流の影響	54
3.4 結言	56
補足資料	57
使用記号	60

参考文献	61
第 4 章 サイクロン型分級装置において粒子濃度が分離に及ぼす影響	63
4.1 緒言	63
4.2 実験装置および方法	65
4.3 実験結果および考察	71
4.3.1 天板近傍から追加気流 q' を流さないときの分級性能	71
4.3.2 天板近傍からの追加気流 q' による粒子の分散効果	73
4.3.3 粉体供給速度 F の分級性能へ及ぼす影響	76
4.4 結言	79
使用記号	80
参考文献	81
第 5 章 結論	82

謝辞

第 1 章 序論

1.1 研究の背景と目的

粉体粒子は、電子材料、アンチブロッキング剤、塗料、医薬品、フィルター、トナー、衛生材料、化粧品、食品用途など様々な分野で利用され、使用形態も多様である。この中で電子機器業界では、液晶ディスプレイの表面に外部からの写り込みを防止する目的として、光学機能を付加させるためにアクリルの微粒子を均一分散させたバインダーの塗布を行っている。この塗布層内の粒子径が不均一では、仕上りの偏りやスジ、光り抜けなどの欠陥として確認されてしまう。そのため、バインダーへ分散する粒子は、均一な粒子径であることを強く要求される。さらに、液晶ディスプレイの薄型化の要求も強く粒子径分布の狭い粒子が求められている。

したがって、微粒子を製造する工業用の分級プロセスには、分離粒子径を制御できる高機能な分級装置が期待されている。

分級装置は、湿式分級と乾式分級とに分けられる。湿式分級は、粒子の沈降速度が空気中と比較して遥かに小さいため単位面積当たりの分級処理能力が小さい。

一方、乾式分級は、篩分け・遠心分級・慣性分級・重力分級に分類され、湿式と比べ分級処理能力が大きいいため、工業プロセスの多くには遠心分級方式が用いられている。

遠心分級方式は、自由うず型と強制うず型とに分けられる。自由うず型には、サイクロンが用いられており構造が簡単で保守が容易であること、付帯設備を含め安価であることから多くの工業用プロセスに採用されている。これらは、一般的に集塵装置として広く利用されている。

従来のサイクロンは、集塵装置として採用されているが近年、分級装置としても採用がなされている。分級装置としては、粒子径分布を制御する技術が重要になることから、サイクロンに関して数多くの研究がなされ、分級及び分級径の可変操作が高い精度で行われるようになってきた。但し、これらのサイクロンは、低粒子濃度領域での分離径の制御であり、分級点は数 μm 以下の粒子を対象としたものであり、数 μm を超える粒子を対象としたものではない。その理由として、従来のサイクロンは分級点が数 μm を超えるような大きい粒子

になると、サイクロン内の気流の旋回流を低下させる必要があり、旋回流の低下は粒子に作用する遠心力の低下にもつながり、分級精度を著しく低下させてしまうためである。これは、サイクロンの分級範囲を著しく狭くしている。また、サイクロンの分級精度を低下させる現象として、高粒子濃度領域においても確認されている。粒子濃度の増加は、粒子の動く空間を狭くするため粒子は多くの粒子に囲まれ粒子は気流からの抗力を受けにくくなる。つまり粒子は集合体として挙動するようになり、粒子の旋回速度は低下しサイクロン壁面を滑りながら下降して捕集箱に捕集される。この現象は、低粒子濃度領域で捕集されない微小粒子が高粒子濃度領域では捕集されるようになり、分級精度を著しく低下させる。

そこで、サイクロン内の気流の旋回流を低下させず強い旋回流が活用でき、粒子濃度が高くとも個々の粒子が気流から抗力を受けられるサイクロン型分級装置ができれば、サイクロンの分級領域をより大きな領域へ広げられる。そのうえ、高い分級精度が得られれば生産効率・品質向上からサイクロンを工業用の分級プロセスに活用でき、多用されることが期待できる。

これらの背景から、本研究では、高粒子濃度領域においてサイクロン内の強い旋回流を活かし、分級点を数十 μm 以上の粒子径領域でも分級でき、高い分級性能を有するサイクロン型分級装置の開発を目的とする。

1.2 既往の研究

本研究は、サイクロンを用いた分級装置の検討を行っている。そこで、サイクロン型分級装置に関する既往の研究を述べる。

サイクロンは、アメリカの John M. Finch により 1885 年に発明され、固定内円筒内で気流が旋回し気流と粒子の密度の差により粒子を遠心分離する簡単な構造の装置である。そのため工業用プロセスでは、粒子を捕集する集塵装置や気流を使用し粒子を搬送する場合に粒子を気体と分離する装置として多用されている。

ここで集塵装置などに使用される一般的なサイクロンを **Fig.1.1** に示す。サイクロンは、主流量と粉体を流入させる入口、円筒部、コーン部および排気部からなる本体と、気流より分離される粒子が回収される捕集箱より構成され

る。サイクロンの入口より流入され気流はサイクロン内壁面に沿って流れることにより旋回流を形成し下降する。旋回流は、コーン部で更に加速され、その後反転し、上昇気流となって排出される。粒子は、サイクロン内に形成される旋回流により遠心力が与えられ、遠心力と抗力のバランスにより大きい粗大粒子は内壁方向に移動する。その後、粒子は旋回しながら内壁面に沿って下降し捕集箱に捕集される。遠心力よりも抗力が作用する小さい粒子は、円錐部での反転気流とともに排出される。サイクロンは、気流の旋回流により粒子と気体とを分離する装置である。

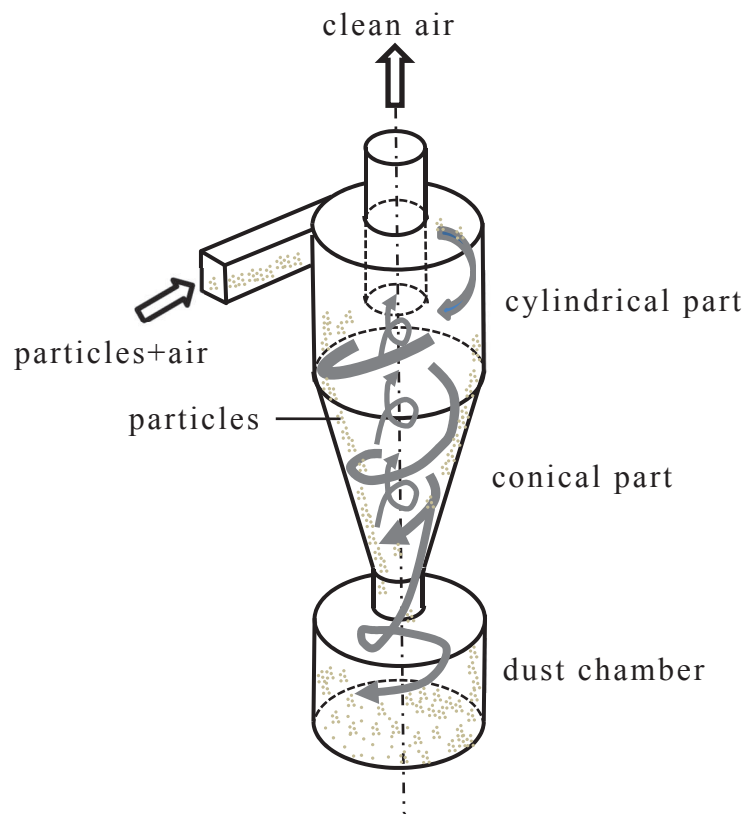


Fig.1.1 Schematic diagram of cyclone

このように粒子と気体を分離する装置であるが、さらに粒子の捕集効率を高める目的とした数多くの研究が報告されている。これらは、50%分離径と粒子の捕集効率がサイクロン内部の速度分布と圧力損失と関連させて研究されている。Barthら¹⁾は、サイクロン壁面近傍の気流の旋回速度を求める数式モデルと Fig.1.2 に示すサイクロン内に気流の抗力と遠心力が釣り合うCS面を想定し、サイクロンのボトムまで延長した円柱面とし分離限界粒子径を求める方法を提案されている。

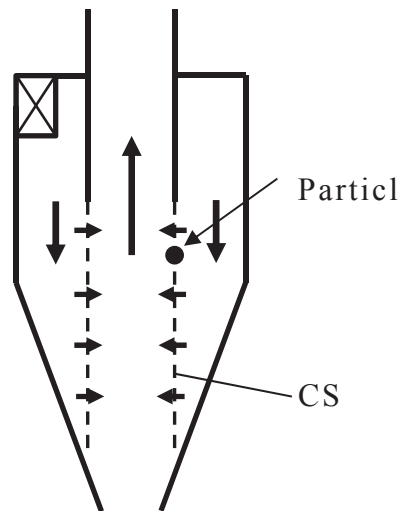


Fig.1.2 Equilibrium-orbit Models

サイクロンの入口速度を利用して、サイクロン内の壁面近傍の気流の速度を計算することで CS 面の気流の旋回速度を求めた。この CS 面の気流の旋回速度は、サイクロン内壁面を平潤面と仮定して、摩擦損失係数の式で得られる。さらに、Muschelknautz ら²⁾は、このモデルを発展させ、サイクロン内壁面の状態を考慮した摩擦損失係数を式に導入し、より実用に近いサイクロンの設計方法を提案されている。この提案は、レイノルズ数を定義して、摩擦損失係数とレイノルズ数の関係を述べている。これらは、サイクロン内の気流の旋回流場で 50%分離径を決定させる基礎を与えている。

Hoffman ら³⁾は、これら既往の研究を整理し実プロセスに応用するための設計手法を提案している。但し、これらの研究は、粒子の分級を目的としたものではなく粒子の捕集を目的としたものであった。

これら研究されたサイクロンでは、分級点を任意に設定し高い分級精度が要求されるサイクロン型分級装置として用いるには、サイクロンの特性上サイクロン内に粒子とともに流入する強い気流の旋回流が粒子に作用し、粒子径分布を制御することは難しいとされ 50%分離径は数 μm 以下の粒子領域となる。しかし、近年では分級性能を向上させるために分離径の制御技術について数多くの研究が報告なされている。例えば、サブミクロン領域では、捕集箱上部入口に円錐体を設置し、ブローダウンなどを利用することで分級操作を可能とし、

従来不可能とされていた分離径の可変操作が精度良く行われるようになった。

井伊谷ら⁴⁾は **Fig.1.3** に示す小型ブローダウンサイクロンにより、分級精度は数 μm の強制回転式分級装機の性能に匹敵する領域にまで広げた。また、ブローダウン法を用いると分離径が約 $0.4\mu\text{m}$ まで小さくなることを実測されている⁵⁾。

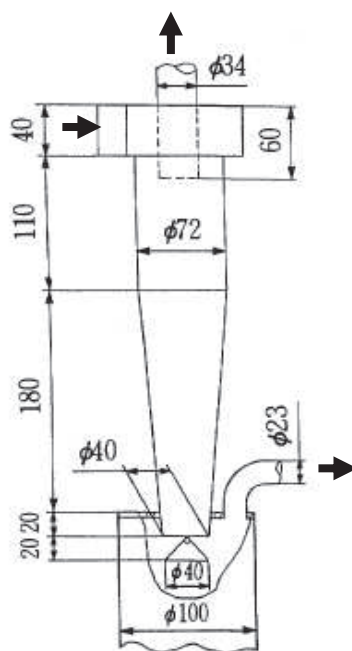


Fig.1.3 Small Blow-Down Cyclone

吉田ら⁶⁾はサイクロン内部の微粒子挙動についてシミュレーション結果を報告されている。そして、これをさらに発展させブローダウンサイクロンでは、シミュレーションおよび実験的検討により粒子挙動から分級点が小さくなる要因について報告されている⁷⁾。また、サイクロン入口部に移動可能な円弧状の案内羽根を設置し、案内羽根により入口部幅を減少させることで、50%分離径を $0.45\sim 0.75\mu\text{m}$ の範囲で制御を可能とした⁸⁾。**Fig.1.4** にベンチスケール規模では、粗粉捕集部入口に設置した円錐体高さおよびブローアップ流量を調整することで50%分離径を $1\sim 10\mu\text{m}$ の範囲で制御可能と報告している⁹⁾。秋山ら¹⁰⁾は、**Fig.1.5** に示す主流にサイクロンの天板近傍から局所的に追加気流を導入併用することで、高い粒子分離性能となることを報告している。竹田ら¹¹⁾は、サイクロン入口部に案内羽根を設置し、さらに入口周囲から自由空気を流

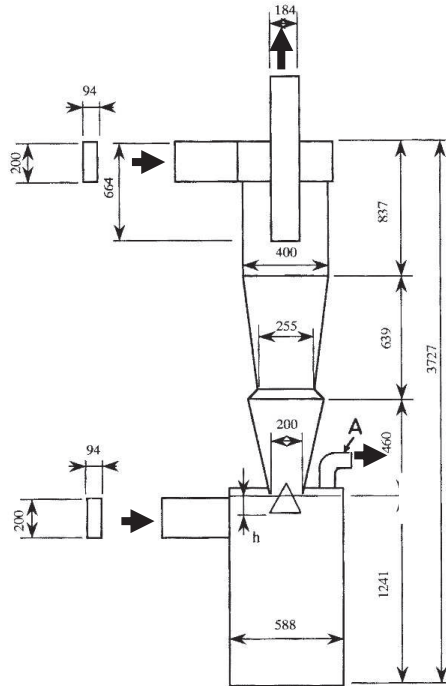
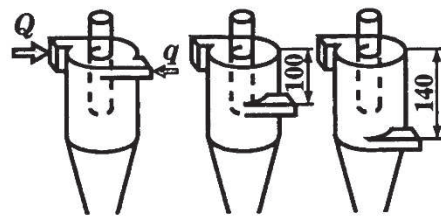
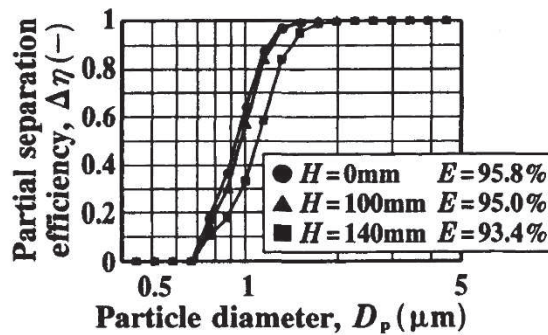


Fig.1.4 Bench Scale Cyclone



$H=0\text{mm}$ $H=100\text{mm}$ $H=140\text{mm}$

Type A



$(Q = 550\text{ l/min}, q = 120\text{ l/min}, h = 10\text{ mm})$

Fig.1.5 Effect of secondary air injection point on partial separation efficiency

入させることで圧力損失を低減させることで分離径を小さくさせ捕集効率を向上させている。

これらの研究は、全て低粒子濃度領域であると同時に数 μm 以下の粒子の分級を対象としたものである。

高粒子濃度領域では、従来の粒子を捕集する目的のサイクロンでは捕集効率が高くなる特性を有している。この現象を多くの研究者が仮説を立て、捕集効率が高くなる理由を説明している。Trefz と Muschelknoutz¹²⁾は、サイクロン入口の遠心力場で粒子が沈降分離することを根拠として捕集効率が高くなることを述べている。また、サイクロン内の旋回気流に乗って運ばれる沈降分離されない粒子について、限界粒子濃度の概念を導入し捕集効率を推算するモデルを確立している。Trefz と Muschelknoutz は **Fig.1.6** に示す実際の現象から、粒子濃度が増加し沈降分離が進むと、粒子は粒子同士が集合した層として挙動し、粒子の旋回速度は低下しサイクロン壁面を滑りながら急下降して捕集箱に入るようになるため捕集効率が高くなることを説明されている。これは、低粒子濃度領域では捕集されていない領域の粒子おも、捕集されてしまう現象として捉えることができる。

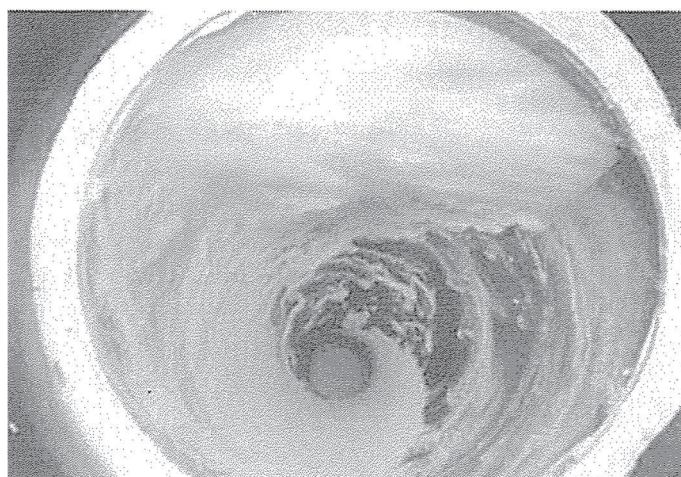


Fig.1.6 Interior of cyclone.
Most solids are separated from gas flow immediately after entry. While slipping downwards into dust hopper, solids cover nearly half of cyclone surface.

一方、Mothes と Löffler¹³⁾は、沈降分離される現象を粒子と粒子の凝集現象として捉えており、大から小粒子へ向かう衝突確率と付着確率を計算することを基礎にして、捕集効率が高くなる理由を述べている。

このように、高粒子濃度領域において、サイクロンで捕集される粒子をさらに分級し、しかも分級点が数十 μm 以上の粒子領域でも高い分級性能を可能とするサイクロン型分級装置については、十分に検討されていない。

1.3 本論文の構成

本論文は、以下の 5 章で構成されている。

第 1 章では、研究の背景となるサイクロンの特性について概説する。また、本研究の目的である高粒子濃度領域において、分級点を数十 μm 以上の粒子に設定でき、高い分級性能を有するサイクロン型分級装置の必要性について述べるとともに、サイクロンの既往の研究について整理した。

第 2 章では、試作した内筒と外筒からなる特徴ある捕集箱を有するサイクロン型分級装置の構造と、粗大粒子が分離される仮説について説明している。また、アクリル粒子を用いて粗大粒子を高い精度で分離除去するため、試作したサイクロン型分級装置を用いて分離径に及ぼす装置条件、および操作条件を実験により評価し結果について述べた。

第 3 章では、第 2 章で得られた装置条件および操作条件を踏まえ、さらに分級精度を高めるため内外筒の捕集箱に改良を加え、操作条件を実験により評価するとともに分級精度指数を用いて分級精度を評価した。また、分離径 D_{p50} の式を導出し推算値と実験値とを比較検討し、その有用性について示した。

第 4 章では、前章で得られた分級メカニズムを整理し、高粒子濃度領域において、サイクロンの天板近傍から追加気流を流入させ分級性能に及ぼす影響について評価し、サイクロン型分級装置として工業用の分級プロセスに用いることの可能性について述べた。

第 5 章では、本研究の結論を述べた。

本論文に関する既発表の論文および発表は、以下の通りである。

投稿論文

[第 2 章に相当]

T. Oshitari, M. Kimura, K. Yamamoto, K. Fukui, H. Yoshida, “Development and evaluation of a cyclone type classifier for separating coarse particles”, J. Soc. Powder Technol., Japan, **52** (2015) 435-444.

[第 3 章に相当]

T. Oshitari, K. Yamamoto, K. Fukui, H. Yoshida, “Classification characteristics of a cyclone type classifier with improved collection boxes for separating particles near the wall surface”, Journal of Chemical Engineering of Japan, **50** (2017) 492-500.

[第 4 章に相当]

T. Oshitari, K. Yamamoto, M. Kimura, T. Fukasawa, K. Fukui, H. Yoshida, “Effect of solids loading on the performance of a cyclone type classifier for separating coarse particles”, J. soc. Powder Technol., Japan, **54** (2017) 390-397.

発表

- ・ 公益社団法人化学工学会 第 80 年会 2015 年 3 月 5 日
- ・ 粉体工学会 第 52 回技術討論会 2017 年 6 月 20 日

参考文献

- (1) Barth, W.; “Design and Layout of the Cyclone Separator on the Basis of New Investigations,” *Brennstow-Wärme-Kraft* (BWK), 8 (4), 1–9 (1956)
- (2) Muschelknautz, E. and M. Trefz; “Design and Calculation of Higher and Highest Loaded Gas Cyclones,” *Proceedings of Second World Congress on Particle Technology*, pp. 52–71 Kyoto, Japan (1990)
- (3) Hoffmann, A. C. and L. E. Stein; “Gas Cyclone and Swirl Tubes Principle, Design and Operation,” pp. 183–192 2nd ed. Springer, Berlin Heidelberg, Germany (2008)
- (4) K. Iinoya, T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue: “Dry sub-micron classification by a small blow-down cyclone”, *J. of Soc. of Powder Technology*, Japan, 29, 5, pp.351-355 (1992)
- (5) K. Iinoya, T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue: “Dry sub-micron classification by a small blow-down cyclone”, *KONA, Powder and Particle*, 11, 223-227 (1993)
- (6) H. Yoshida, T. Saeki, K. Hashimoto and T. Fujioka: “Size classification of submicron powder by air cyclone and three-dimensional analysis”, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 24,640-647 (1991)
- (7) H. Yoshida, T. Fujioka, K. Hashimoto and K. Nagahashi : “Effect of blow-down on fluid flow and particle movement in cyclone classifier”, *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 21,549-602 (1995)
- (8) H. Yoshida, T. Saeki, T. Fujioka T. Ueda and T. Fuyuki: “Fine Particle Separation by Revised Type Air-Cyclone Classifier”, *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 19, 3, pp.476-482 (1993)
- (9) H. Yoshida, T. Yamamoto, K. Okanishi and K. Iinoya: “Elaborate classification of fly-ash particles by bench scale air cyclone”, *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 23, 363-370 (1997)
- (10) Akiyama, S., H. Yoshida, K. Fukui, K. Ono, R. Nobukiyo and Y. Inada; “Improvement in Classification of Gas-cyclone by Local Fluid Velocity Control,” *J. Soc. Powder Technol*, 42, 401–408 (2005).

- (11) Takeda, N., T. Oshitari, T. Yamamoto, K. Fukui and H. Yoshida; “Effect of Clean Air and Guide Plate on Fine Particle Classification of Gas-cyclone,” *J. Soc. Powder Technol.* 51, 614–622 Japan (2014)
- (12) M. Trefz, E. Muschelknautz, Extended cyclone theory for gas flows with high solids concentrations, *Chem Eng Technol*, 16 (1993) 53-60.
- (13) H. Mothes, F. Löffler, Motion deposition of particles in cyclones, *Ger. Chem. Eng*, 8 (1985) 23-33.

第2章 粗大粒子を分離するサイクロン型分級装置の開発

2.1 緒言

アクリル微粒子は、透明性、光拡散性などの優れた光学特性から電子機器業界においては液晶ディスプレイの光学フィルムに多用されている。例えば、ディスプレイの表面には、アクリル微粒子により凹凸を付与して入射光を散乱し、像の映り込みを防止する防眩フィルムが使用されている。また、液晶ディスプレイの背面には、バックライトをディスプレイの前面に光を均一に拡散させるために、アクリル微粒子とバインダー樹脂からなる光拡散フィルム、光拡散板が用いられている。

それらの光学フィルムは、バインダー樹脂にアクリル微粒子を混合分散し塗工により薄くフィルム化して得られている。しかし、塗工に用いるアクリル微粒子に粗大粒子が多く含まれる場合やアクリル微粒子の粒子径分布が広い場合には、塗工工程において、光学フィルムにムラやスジ、粒子の欠落などが生じ、液晶ディスプレイの性能低下を引き起こすことが一般的にいわれている。

そのため、これらの光学フィルム用のアクリル微粒子には、アクリル微粒子に含まれる粗大粒子の除去や粒子径を任意の範囲で分級し、要求される膜厚に適した粒子径分布を持った粒子が求められている。

したがって、アクリル微粒子を製造する工業プロセスの中の分級工程では、粒子径分布を制御できる高機能な分級装置が強く要求されている。

一般的に分級装置の方式を大別すると、遠心分級と慣性分級、重力分級の3つに分類される。特に工業プロセスに用いられる方式の多くは、遠心分級方式で強制うず型と自由うず型のいずれかが用いられている。

強制うず型は、駆動部を有するローターの高速回転と風量調節とを併用し分級点の制御を可能としている。しかし、ローターを高速回転させることでベアリングの摩耗や精密機器であるため、専門知識を有する高度の保守技術が必要となっている。さらには、多品種の粉体を取り扱う場合、装置の内部部品に粉体が付着し洗浄に細心の注意が必要である。

一方、自由うず型としては、サイクロン型が多く使用されており、主に集塵器として広く採用されている。駆動部を持たないサイクロン型は構造が簡単で

保守が容易であること、サイクロン本体に限らず付帯設備も安価であることが広く採用される理由といえる。

従来のサイクロン型は、分級により粒子径分布を制御することが難しいといわれていた。しかし、粉体捕集箱の入口に円錐体を設置およびブローアップ流量を調節することで分離径を可変させ、分級機としても使用可能となった¹⁻³⁾。ただし、これらの従来のサイクロンでは、 $10\mu\text{m}$ 以上の粒子を除去するにはサイクロンの特性上、分級性能が低下するという課題があった。

そこで、本論文では、粗大粒子の除去を目的としたサイクロンを試作し、粗大粒子を高精度に除去するための分離径に及ぼす装置条件、および、操作条件を実験により評価した。その結果、新しい知見を得たので報告する。

2.2 実験装置および方法

乾式サイクロン型分級装置（以下、試作分級装置）の概略図を **Fig.2.1** に示す。図中の各寸法は、内寸基準の値を示している。なお、サイクロンの各寸法は、既報⁴⁾の実験で分級性能が優れているものを基準にして決定した。試作分級装置の特徴は、**Fig.2.2** に示す内筒と外筒の二重構造からなる捕集箱（**Fig.2.1** の下部）である。特徴は二点あり、一点目は、内筒と外筒の上部にスリット幅 δ を設けスリットの傾斜幅 δ_1 としたことである。二点目は、外筒の接線方向に流量 Δq の追加気流を流すようにしたことである。

次に、実験装置の概略構成を **Fig.2.3** に示す。実験では、粉体を一定流量供給するため①定量フィーダーを用いた。また、粉体の分散効果を高めるため、リングノズル式の②分散器（日清エンジニアリング製）を用いた。捕集箱には、⑦コンプレッサーからの空気を⑧流量計で一定流量にし、追加気流として導入できるものとした。④のフィルターは、試作分級装置によって捕集されない粒子を捕集して、物質収支をより正確にして、試作分級装置の収率の算出精度を向上させるために設置した。**Fig.2.4** は、試作分級装置のサイクロン入口部の図であり、案内羽根の開口比 G を示したものである。局所的にサイクロン壁面の気流の旋回速度を上昇させ、流入する粉体をサイクロン壁面方向に移動させる作用がある⁵⁾。実験には、**Fig.2.5** に示す粒子径分布を有するアクリル粉体を試料として用いた。このアクリル粉体は、粒子径が $30\mu\text{m}$ 以上の粗大粒子を 2.3%

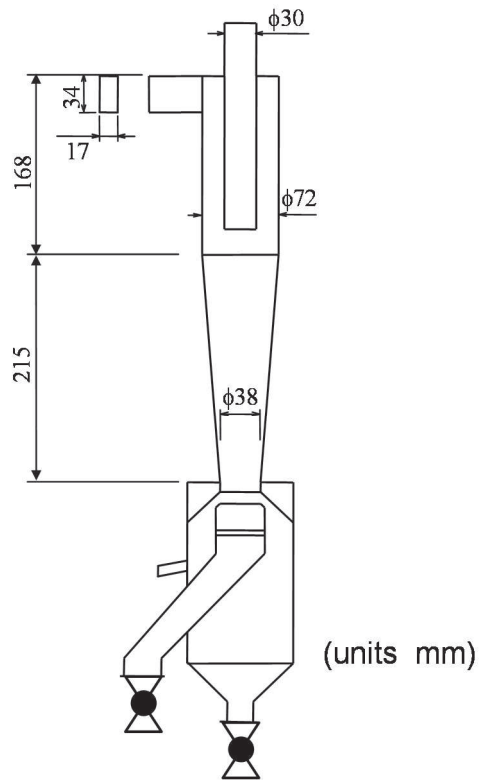


Fig.2.1 Dimensions of the experimental cyclone with slit

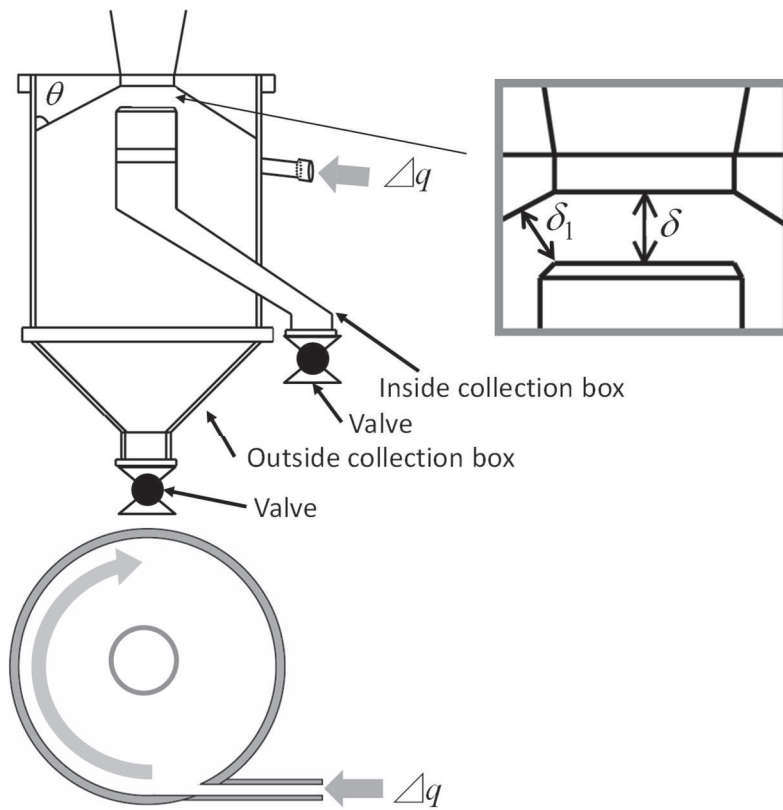


Fig.2.2 Details of the collection box and the slit

- ① Feeder
- ② Dispersion device
- ③ Cyclone
- ④ Filter
- ⑤ Orifice
- ⑥ Blower
- ⑦ Air compressor
- ⑧ Flowmeter

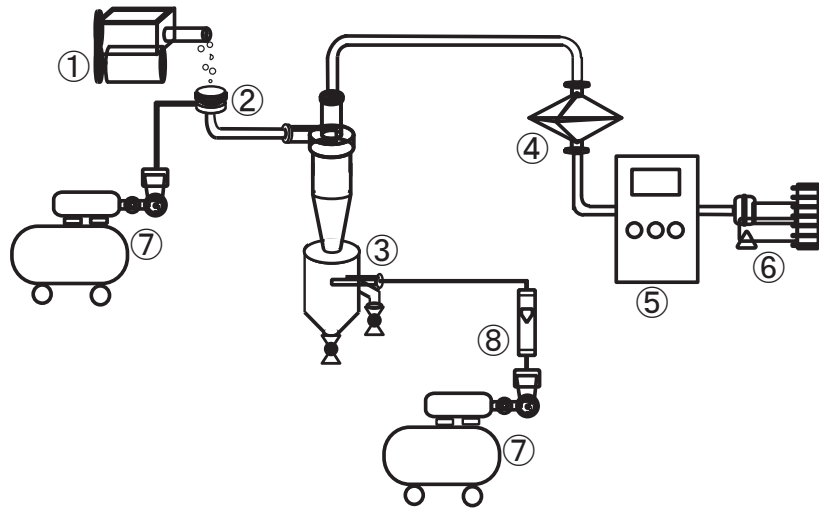


Fig.2.3 Experimental flow of the apparatus

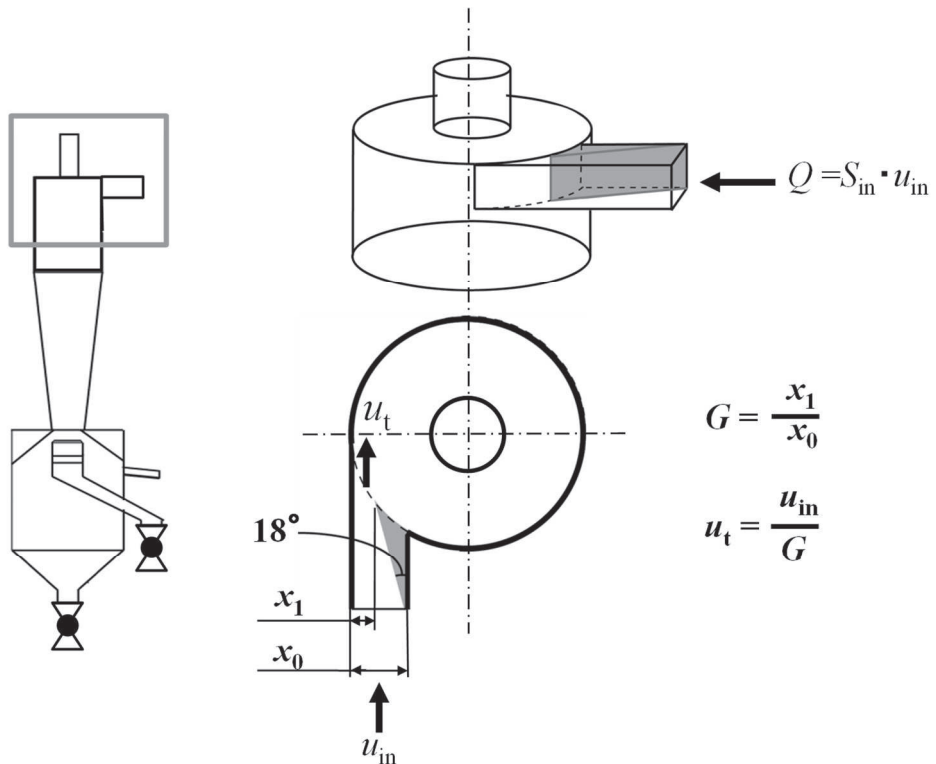


Fig.2.4 Inlet guide vane and the definition of the inlet width ratio

含む。なお、試料を供給する速度は 2g/min で、分級操作は 1 条件あたり 5min とした。分級後の試料の質量と粒子径分布は、1 条件ごと内筒と外筒の捕集箱から試料を取り出し測定を行った。

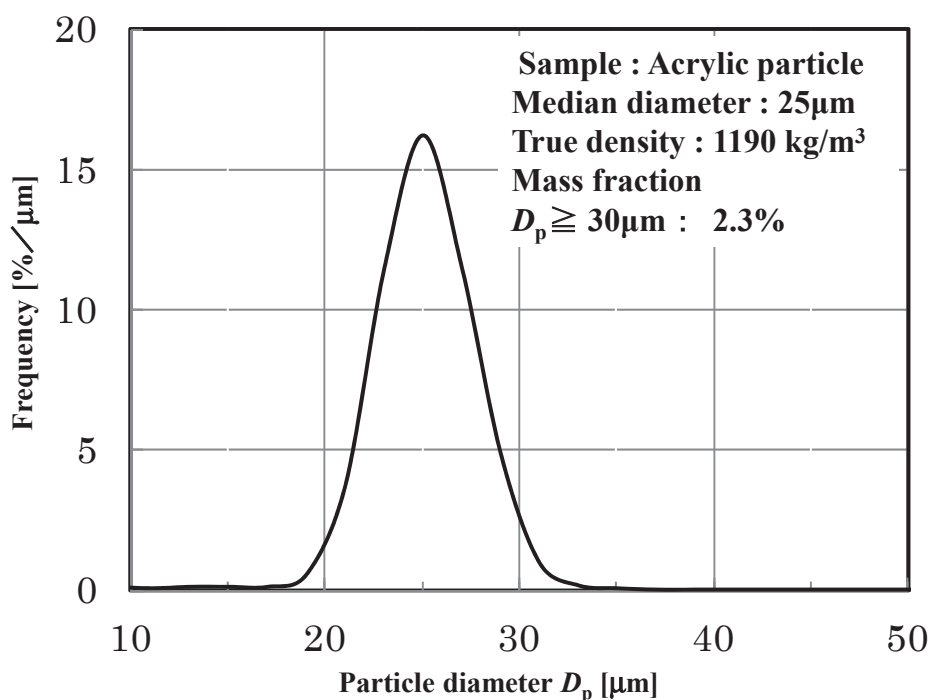


Fig.2.5 Particle size distribution of the test powder

次に、Fig.2.6 に試作分級装置の特徴である捕集箱を拡大して、分級の原理を模式図化したものを示す。サイクロン入口部より供給された粉体は、サイクロンの内部を旋回しながらサイクロン壁面へ集まり下降する。このとき、旋回流が及ぼす遠心力と追加気流の抗力との釣り合いから、粒子径の大きさにより、スリット傾斜部 δ_1 を経て外筒の捕集箱へ捕集されるものと、内筒の捕集箱へ捕集されるものとに分かれる。

つまり、試作分級装置の捕集箱では、遠心力に比べて追加気流の抗力の影響が小さい粗大粒子は、主に、外筒の捕集箱へ移動し、遠心力よりも追加気流の影響が大きい粒子径の小さい粒子は内筒の捕集箱へ移動するようにスリットを配置した。

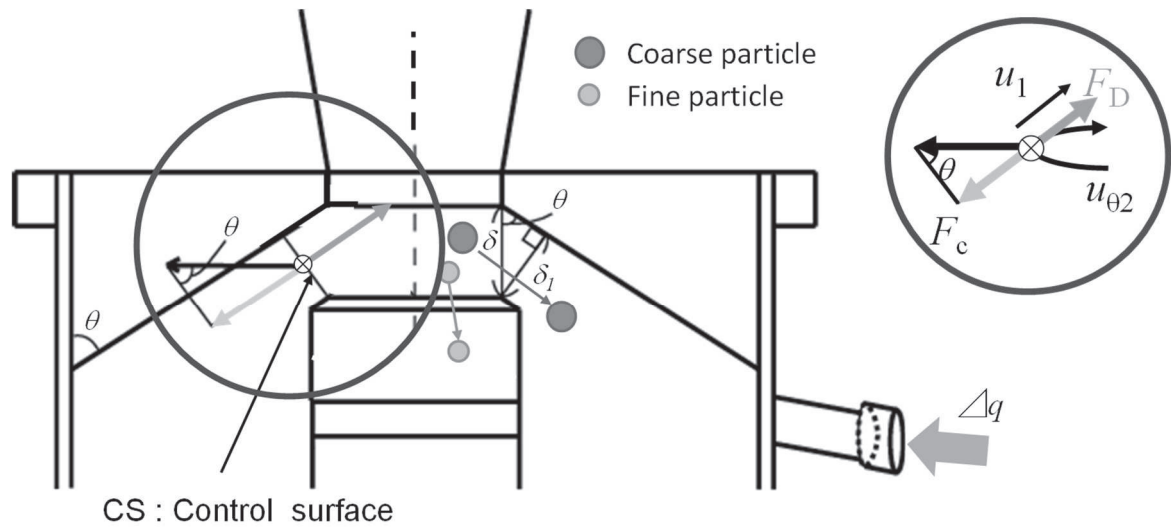


Fig.2.6 Schematic diagram of the principle for separation

この捕集箱を用いた試作分級装置の分級性能は、次式による部分分離効率を用いて評価した。

$$\Delta\eta = \frac{m_c f_c \Delta D_p}{m_c f_c \Delta D_p + m_F f_F \Delta D_p} \quad (2.1)$$

ここで、 m_c, m_F は捕集した粗大粒子側の質量と微粉粒子側の質量を、 $f_c \Delta D_p, f_F \Delta D_p$ は、 $D_p - \Delta D_p / 2 \sim D_p + \Delta D_p / 2$ の粒子径幅に存在する粒子の粗大粒子側と微粉粒子側のそれぞれの質量分率である。また、粗大粒子側の収率 E_c (外筒の捕集箱側) を次式で定義した。

$$E_c = \frac{m_c}{m_c + m_F} \quad (2.2)$$

一方、微小粒子側の収率 (以下、製品回収率) E_f (内筒の捕集箱側) は、次式で定義した。

$$E_f = \frac{m_F}{m_c + m_F} \quad (2.3)$$

なお、粒子の粒子径分布の測定には、レーザ回折式粒子径分布装置 (堀場製作所製 LA-950) を用いた。

2.3 実験結果および考察

2.3.1 内筒捕集箱と外筒捕集箱のスリット幅 δ の影響

実験条件をサイクロン入口流量 $Q=600\text{L}/\text{min}$ 、開口比 $G=1$ 、追加気流の流量 $\Delta q=20\text{L}/\text{min}$ 、スリットの種類 $\theta=47^\circ$ として、アクリル粒子の分級を試みた。以降の実験を通して、供給した粒子の全量は内外筒の捕集箱で捕集できており、フィルター (Fig.2.3④) で捕集される粒子は認められなかった。Fig.2.7 に、この条件でスリット幅 δ を $6.5\sim 11\text{mm}$ の範囲で変化させ、スリット幅 δ が分級性能に及ぼす影響を見たものを示す。同図より、スリット幅を 6.5mm としたときの 50% 分離径 ($\Delta\eta=0.5$ のとき粒子径 D_p) は $30\mu\text{m}$ 以上となり、スリット幅が 8mm 以上としたときの 50% 分離径は、 $30\mu\text{m}$ より小さくなる傾向がある。これにより、スリット幅を変化させることにより、 50% 分離径を可変とすることが分かる。スリット幅 δ を大きくすれば、 $30\mu\text{m}$ 以上の粒子の部分分離効率が上がるが、 $30\mu\text{m}$ より小さい粒子も多く含まれるようになるため、粗大粒子側の収率 E_c の増大とともに製品回収率は減少する傾向となっている。

これらの理由として、スリット幅 δ が大きくなると、追加気流側からスリットを通過する気流の流速が小さくなり、 $30\mu\text{m}$ 以上の粒子径の大きい粒子がスリットを通過する際に同伴される小さい粒子を気流の抗力で分離できなくなるためと考えられる。

以後の実験では、スリット幅は、粒子径が $30\mu\text{m}$ において部分分離効率が上がる $\delta=11\text{mm}$ にて実験を行った。

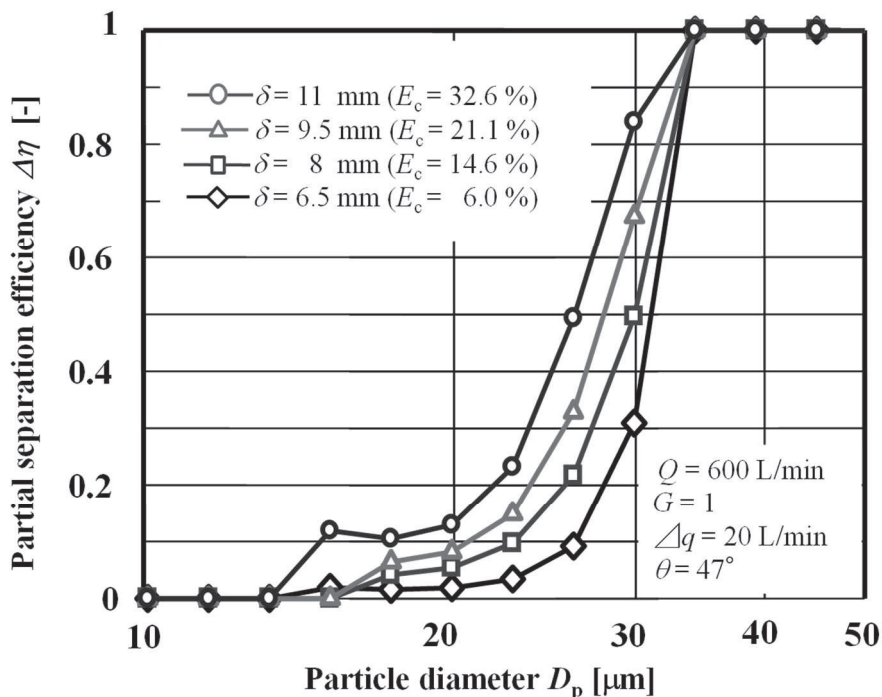


Fig.2.7 Effect of the vertical width δ on classification performance

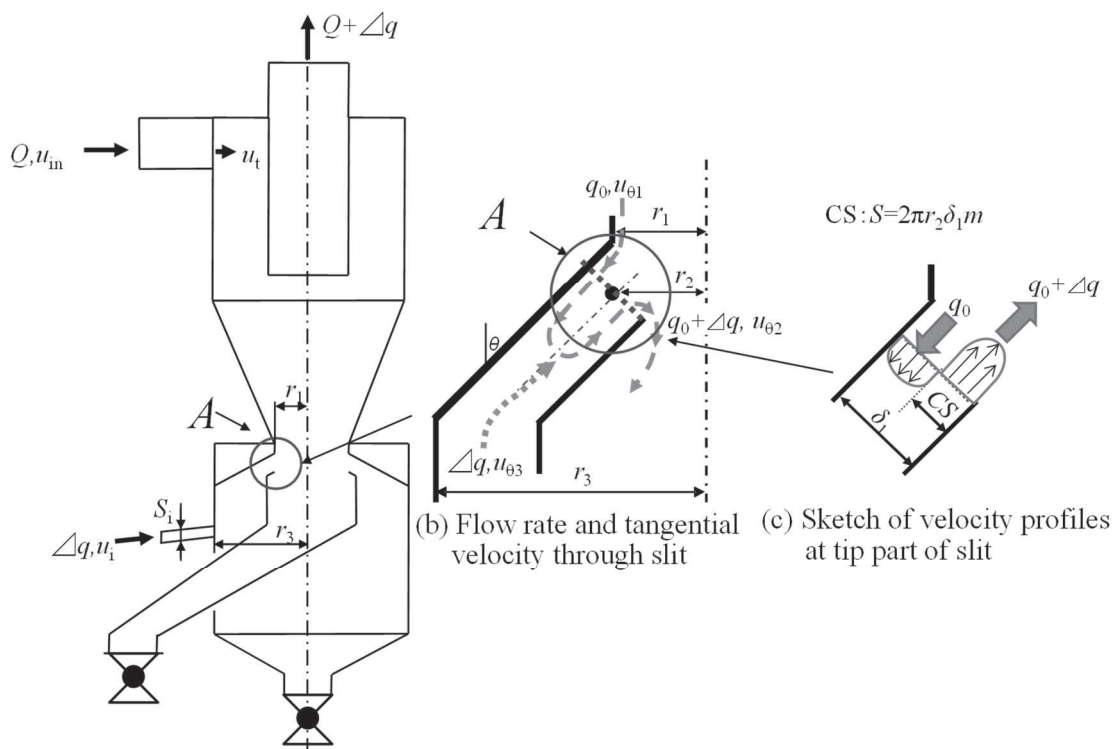
2.3.2 50%分離径の推算式の導出

次に、追加気流の流量 q とスリット幅 δ が 50%分離径に及ぼす影響を見るために、既往のサイクロンのモデルをもとに 50%分離径を推算できる相関式の導出を試みた。

サイクロンの 50%分離径を推算する方法としては、“Equilibrium-Orbit Model” と呼ばれる Barth⁶⁾ や Muschelknautz ら⁷⁾ のモデルが提案されている。彼らは、ボルテックスファインダー（サイクロン出口の円筒）内面の円周をサイクロン下部まで延長した円柱面（Control Surface 以下、CS）を想定し、その面において、気流が中心軸に流れるときに粒子に及ぼす抗力 F_D と旋回流がサイクロンの中心軸から外向きに粒子に及ぼす遠心力 F_c とがバランスする粒子径が 50%分離径であるとして推算式を導出している。

そこで、本論文においても、Fig.2.6 のスリットの入口に CS（ここでは、円錐台面）を想定し、彼らと同様な方法にて 50%分離径を推算する式を導出した。Fig.2.4 には主にサイクロンの入口流速について、Fig.2.6 には主に粒子に作用す

る力とスリット幅について用いた記号の説明を示している。**Fig.2.8(a)**には分級装置に流入出する気流の流量と流速を、**Fig.2.8(b),(c)**には主に式の重要な位置の各半径と流量、流速について、それぞれ推算式の導出に用いた記号の説明を示している。



(a) Flow rate through cyclone with slit

Fig.2.8 Illustration of flow rate and symbols used for equation

Fig.2.6 のスリット幅 δ_1 の線分がサイクロン中心軸の円周方向に一周するとき δ_1 がなす面（円錐台面）の全面積に対して、その面内において上記のモデルが成立する分級に有効な面積の比率を m とすると、CS の面積 S は次式となる。

$$S = 2\pi r_2 \delta_1 m = 2\pi r_2 \delta m \sin \theta \quad (2.4)$$

ここで、 r_1 は δ_1 の中心点とサイクロンの中心軸との距離である。

追加気流による粒子に及ぼす抗力 F_D の計算では、CS をサイクロンの中心に向かって上昇する気流の通過速度が必要となる。この値は、Fig.2.8(b)に示すように追加気流の流量 Δq とサイクロンから一旦スリットに入って戻っていく気

流量を q_0 と定義して $u_1=(q_0+\Delta q)/S$ とする。つまり、流量 $q_0+\Delta q$ の気流が CS を通過するときの流速 (Fig.2.8(c)) が粒子に作用する抗力をもたらすと考える。これにより、ストークス域における粒子の抵抗係数を仮定すると、抗力 F_D は次式で表すことができる。

$$F_D=3\pi D_p\mu u_1=3\pi D_p\mu\frac{(q_0+\Delta q)}{S}=3\pi D_p\mu\frac{(q_0+\Delta q)}{2\pi r_2\delta m\sin\theta} \quad (2.5)$$

式中の q_0 については、この流量を定義することにより、追加気流 Δq を流さないときの 50%分離径と後述する追加気流 Δq の角運動量の影響を表現できるので、本分級装置においては特に重要な値と考える。

q_0 はサイクロンの主流量 Q の一部の壁面近傍を流れる気流がスリットに入り込むとした流量であるので、主流量 Q に対する q_0 の流量の比率を K_2 として次式で表されるとした。

$$q_0=K_2Q \quad (2.6)$$

一方、この CS における粒子径 D_p に及ぼす遠心力 F_c (CS に垂直な成分) は、CS の代表径を r_2 とし、CS における旋回流のタンジェンシャル速度を $u_{\theta 2}$ とすれば次式となる。

$$F_c=\frac{\pi D_p^3}{6}\rho_p\left(\frac{u_{\theta 2}^2\sin\theta}{r_2}\right) \quad (2.7)$$

上記の **Eq.(2.7)** の $u_{\theta 2}$ はスリットにサイクロン側から流入する気流 q_0 のタンジェンシャル速度 $u_{\theta 1}$ の角運動量と追加気流 Δq のタンジェンシャル速度 $u_{\theta 3}$ の角運動量とにより計算することができる。

分級ゾーンにおいて、Fig.2.8(b)に示す記号を用いて角運動量の保存式を立てると次式となる。

$$(u_{\theta 3}r_3)\rho q+(u_{\theta 1}r_1)\rho q_0=(u_{\theta 2}r_2)\rho(q_0+\Delta q)+T \quad (2.8)$$

ここで、**Eq.(2.8)** の T は分級ゾーンにおいて流体がスリット壁面に及ぼすトルクである。角運動量に対して T が無視できるほど小さいとすれば、**Eq.(2.8)** より、CS における旋回速度 $u_{\theta 2}$ は **Eq.(2.9)** となる。

$$u_{\theta 2}=u_{\theta 1}\left(\frac{r_1}{r_2}\right)\frac{q_0}{q_0+\Delta q}+u_{\theta 3}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)\frac{\Delta q}{q_0+\Delta q} \quad (2.9)$$

ここで、追加気流のノズルの内面積を S_i として、追加気流 Δq の旋回気流 $u_{\theta 3}$

への寄与率を K_3 とすれば、 $u_{\theta 3}$ は次式で表すことができる。

$$u_{\theta 3} = K_3 \frac{\Delta q}{S_i} = K_3 u_i \quad (2.10)$$

ここで、 u_i は追加気流 Δq の入り口速度である。これを、Eq.(2.9)へ代入すれば、 $u_{\theta 2}$ を求める次式が得られる。

$$u_{\theta 2} = u_{\theta 1} \left(\frac{r_1}{r_2} \right) \frac{q_0}{q_0 + \Delta q} + K_3 u_i \left(\frac{r_3}{r_2} \right) \frac{\Delta q}{(q_0 + \Delta q)} \quad (2.11)$$

Eq.(2.11)から $u_{\theta 2}$ を求めるためには、さらにサイクロンの縮流速度 u_t から $u_{\theta 1}$ を求める必要がある。サイクロンの旋回流のタンジェンシャル速度を計算する既往の文献は種々あるが、ここでは Meissner and Löffler⁸⁾の式を用いて計算する。まず、彼らの式から、サイクロンの直胴部の半径方向のタンジェンシャル速度分布（自由渦領域）を計算し、その速度分布から半径 $r=r_1$ でのタンジェンシャル速度を求めてその値を $u_{\theta 1}$ とした。

この計算では、縮流比 $G=0.4$ のときは、縮流速度 u_t と $u_{\theta 1}=1.03u_t$ の関係が得られた。また、 $G=1.0$ のときは $u_{\theta 1}=1.56u_t$ の関係が得られ、50%分離径の推算ではこれらの関係を用いた。

ここまで、 F_D と F_c および q_0 と $u_{\theta 2}$ を計算する式を誘導してきた。これらを用いて、最終的に 50%分離径は F_D と F_c が等しくなる粒子径であるので、このときの粒子径を $D_p=D_{p50}$ とすれば、Eq.(2.5)と Eq.(2.7)から補正係数 K_1 を用いて次式が得られる。

$$D_{p50} = K_1 \sqrt{\frac{18\mu(q_0 + \Delta q)}{2\pi\delta\rho_p u_{\theta 2}^2 \sin^2\theta}} \quad (2.12)$$

ここで、 K_1 は式の誘導過程で用いた補正係数 m とスリット先端に CS を設定したことによる実際の CS との位置のずれからくる遠心加速度と面積、角度のずれなどの要因による無次元補正係数からなるものと考えられる。本論文ではそれらの因子を一つにまとめて補正係数 K_1 として Eq.(2.12)を用いることとした。

補正係数 K_1 および K_2 と K_3 は、まず、追加気流 q を流さないときに得られた D_{p50} のデータに一致するように K_2, K_1 を順に決定し、次に K_3 を変化させて

追加気流を流したときを含めたデータの一致性（平均誤差）を見て決定する。平均誤差が大きいときは、再度、 K_2, K_1, K_3 の値を順に微調整を繰り返し、全データとの平均誤差が最も小さくなる時の値をもって K_1, K_2, K_3 の値とした。

Fig.2.9 では、実験で得られたスリット幅 δ による 50%分離径の値と Table 2.1 の $Q=600\text{L/min}$ 、 $G=1$ のときの K_1, K_2, K_3 の値を用いて Eq.(2.12)から計算した推算値を比較している。同図より、 $\delta=6.5\text{mm}$ のときの 50%分離径の値を除いて、ほぼ、実験データと推算値の値と傾向は一致しており、 δ の 50%分離径への影響は Eq.(2.12)にて推算できるものと考えられる。また、粒子の気流による抵抗係数をストークス域と仮定して用いたが、データとの一致性からほぼ妥当な仮定であると考えられる。

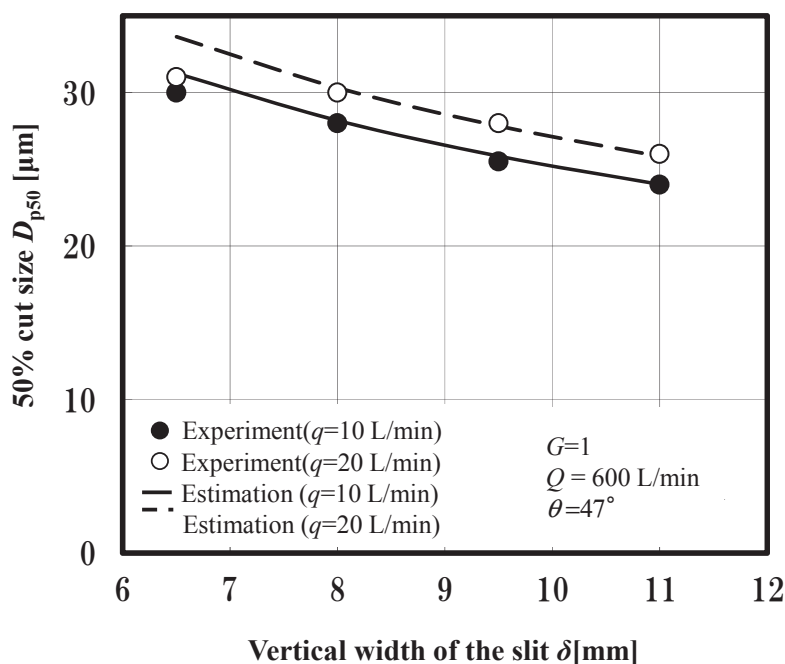


Fig.2.9 Comparison of the estimation values with experiment values

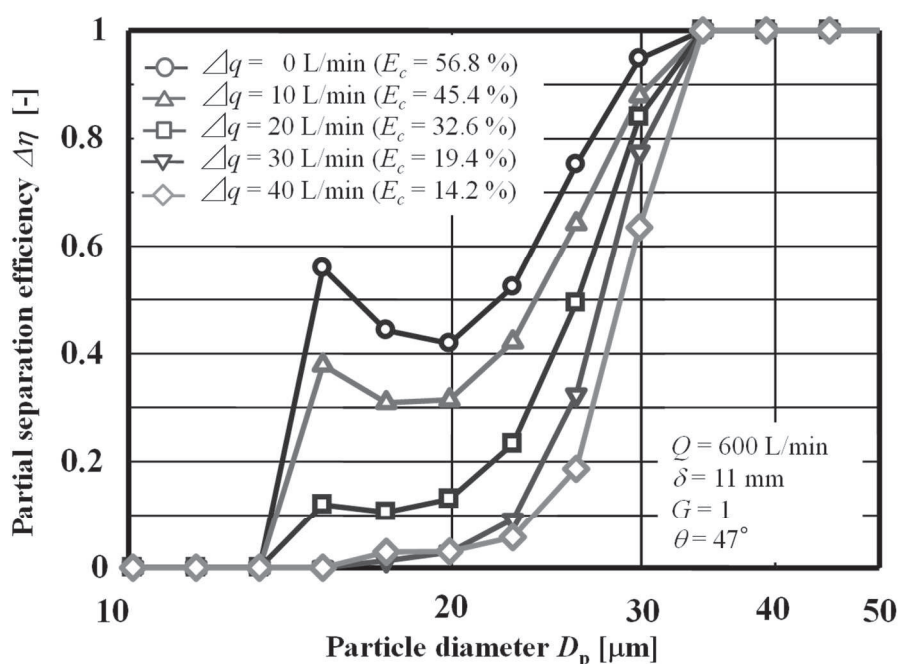
Table 2.1 Experiment conditions and coefficients to calculate D_{p50}

Q [L/min]	G [-]	δ [mm]	u_i [m/s]	u_{01} [m/s]	K_1 [-]	K_2 [-]	K_3 [-]	q_0 [L/min]
600	1.0	6.5, 8, 9.5, 11	17.3	27.0	3.63	0.275	0.10	165
600	0.4	11	43.0	44.3	5.45	0.275	0.10	165
800			57.7	59.4				220

Note: $r_1=0.019\text{m}$, $r_2=0.022\text{m}$, $r_3=0.050\text{m}$

2.3.3 追加気流 Δq の影響

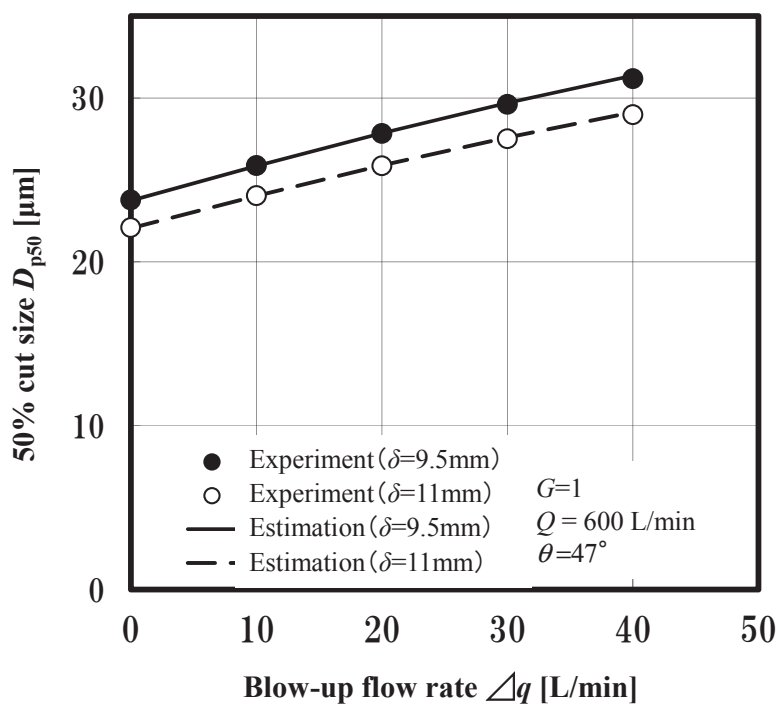
追加気流の流量 Δq を 0~40L/min の範囲で変化させたときの Δq が部分分離効率 $\Delta\eta$ へ及ぼす影響を Fig.2.10(a)に示す。同図より、追加気流の流量 Δq を増加させると部分分離効率曲線は右側に移行し、同曲線の傾きが大きくなり、粗大粒子側の収率 E_c は減少する傾向となった。また、50%分離径は約 22~27 μm の範囲で移動した。このことより、30 μm 近傍の粒子径が大きく質量が大きい粒子は遠心加速度の影響が大きく、追加気流の影響が小さいため、 $\Delta\eta$ の低下も小さく、一方、粒子径が小さく質量も小さい粒子は追加気流の抵抗を受けて内筒の捕集箱へ移動し、 $\Delta\eta$ の著しい低下をもたらしたものと考えられる。このことから、追加気流の流量 Δq を増加することにより、50%分離径を変化させるとともに、粗大粒子を選択的に分級して除去する性能を有しているものと考えられる。



(a) Partial separation efficiency

Fig.2.10 Effect of the blow up flow rate q on classification performance

Fig.2.10(b)は、50%分離径と追加気流の流量 Δq の関係について、実験値とEq.(2.12)から推算した値を比較したものである。なお、同図には $\delta=9.5\text{mm}$ の結果も参考として載せている。推算では、Table 2.1の $Q=600\text{L/min}$ 、 $G=1$ のときの K_1, K_2, K_3 の値を用いた。実験値は推定値と追加気流 Δq の実験範囲で良く一致しており、粒子に及ぼす遠心力と追加気流による抗力とが50%分離径の制御に関係していることがモデル化した推算式(Eq.(2.12))からも確認できた。



(b) Comparison of the estimation values with the experiment values
 Fig.2.10 Effect of the blow up flow rate q on classification performance

2.3.4 開口比 G の影響

試作分級装置の円周方向の気流速度を増加させる目的で開口比 G を 1~0.4 の範囲で変化させた。このときの実験結果を **Fig.2.11** に示す。同図から 50%分離径は、何れの G の条件でも大きく変化しない結果となった。しかし、開口比 G を 1 から 0.4 へ小さくすると、粗大粒子側の収率が大きく（製品回収率が小さく）なっているものの、粒子径が $30\mu\text{m}$ 部分分離効率は 0.64 から 0.94 へと高くなる傾向となった。これは、粒子径が $30\mu\text{m}$ 以上の粒子を選択的に除去するという本論文の目的とする分級性能に近づいていることを示している。その理由として、試作分級装置のサイクロン入口からの流れが案内羽根によって縮流となり、サイクロン円筒面の接線方向の流速 u_t が 17m/s から 43m/s へ上昇して遠心効果を増大させるとともに、気流の乱れが軽減し、サイクロン壁面に粗大粒子群を形成させたことにより、スリットに入る分級対象粒子の数が多くなるとともに、意図している分級原理（**Fig.2.6** の F_c と F_D のバランスによる分級）を受ける粒子の数が増加したためであると考えられる。

次に、工業プロセスにおいては、目的とする粗大粒子（粒子径が $30\mu\text{m}$ 以上の粒子）の除去だけでなく、製品（粒子径が $30\mu\text{m}$ 未満の粒子）の回収率が高いことが望まれる。そこで、**Fig.2.12** に $30\mu\text{m}$ の部分分離効率 $\Delta\eta$ と製品回収率 E_f の関係について、開口比 G をパラメータとして比較した。ここでは、実験で得られた E_f と $\Delta\eta$ は同図中の表に値として示している。同図より、製品回収率 E_f を大きくすれば、いずれの開口比 G においても $30\mu\text{m}$ の部分分離効率は低減するが、 $G=0.4$ においては、 E_f が約 80%まで部分分離効率が高い値で維持できていることが分かる。この図からも、案内羽根による縮流が粗大粒子の分級に大きな効果を与えていることが分かる。

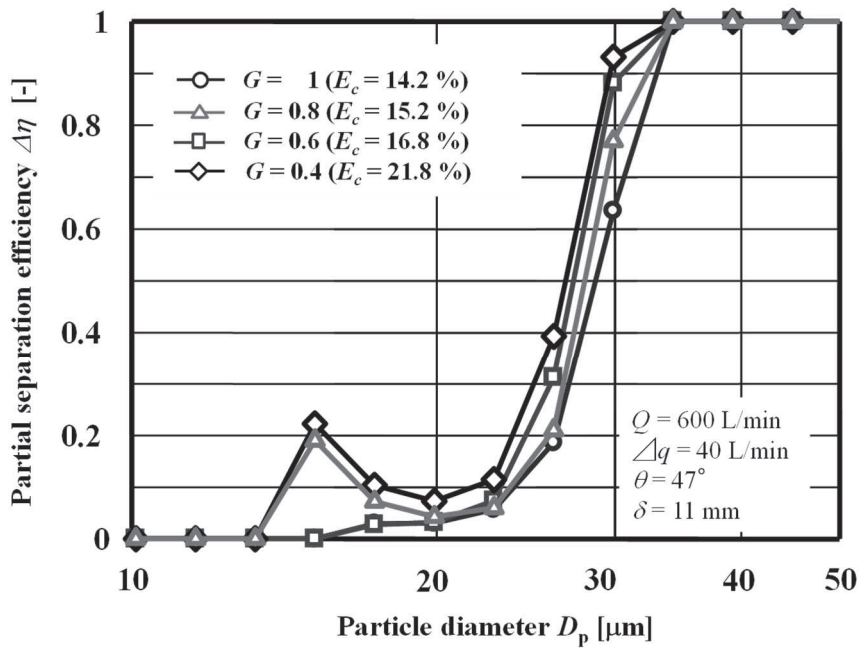


Fig.2.11 Effect of the inlet width ratio G on classification performance

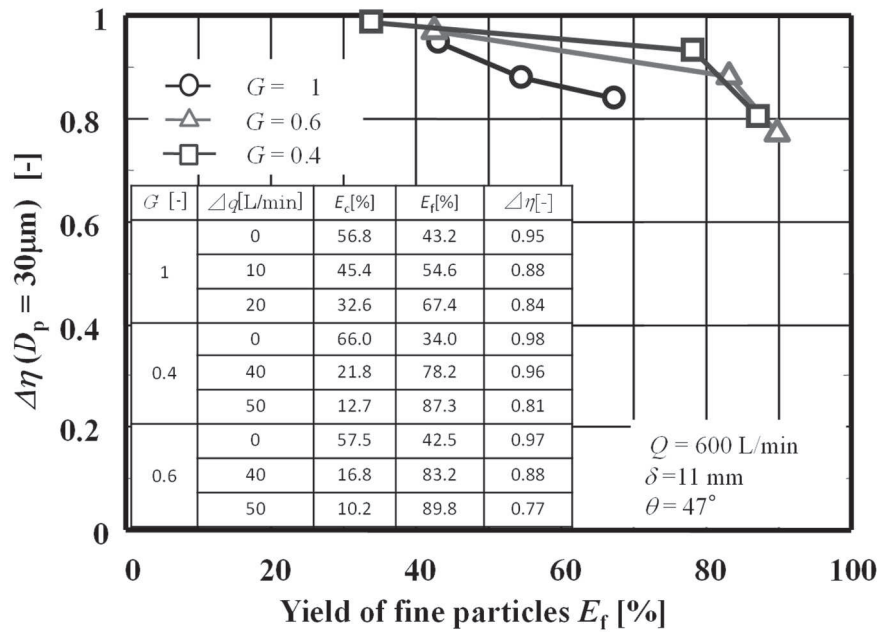


Fig.2.12 Effect of the inlet width ratio G on classification performance

2.3.5 角度 θ の影響

これまでに得られた実験結果から粗大粒子の除去に最適化した装置条件は、スリット幅 $\delta=11\text{mm}$ 、開口比 $G=0.4$ である。ここでは、他の装置条件として、Fig.2.2 に記す傾斜壁の角度 $\theta=47\sim 90^\circ$ の範囲で変化させ、角度 θ が分級性能に及ぼす影響 (Fig.2.13 に示す) を調べた。目的とする分級性能は、50%分離径が $30\mu\text{m}$ 近傍であることと、部分分離曲線の部分分離効率が $30\mu\text{m}$ 近傍で大きく $\Delta\eta=1$ に近いことが望ましい。Fig.2.13 より、角度 $\theta=47^\circ$ とした場合が、50%分離径が $26\mu\text{m}$ であり部分分離効率が 0.94 であることから目的とする分級性能に近づいているといえる。これは、傾斜壁の角度 θ を 47° とすることにより、スリット部を通過する追加気流に乱れが発生せず均一な流れとなり、追加気流の影響を受けやすい微小粒子を内筒の捕集箱へと移動させる機能がより向上したためであると考えられる。Fig.2.14 は、 $30\mu\text{m}$ の部分分離効率 $\Delta\eta$ と製品回収率 E_f の関係について傾斜壁の角度 θ をパラメータとして示したものである。ここでは、実験で得られた E_f と $\Delta\eta$ は同図中の表に値として示している。同図からも E_f が 80%近傍で、傾斜壁の角度 $\theta=47^\circ$ の方が $\Delta\eta$ が高い結果が得られており、目的とする分級性能により近づいていることが分かる。

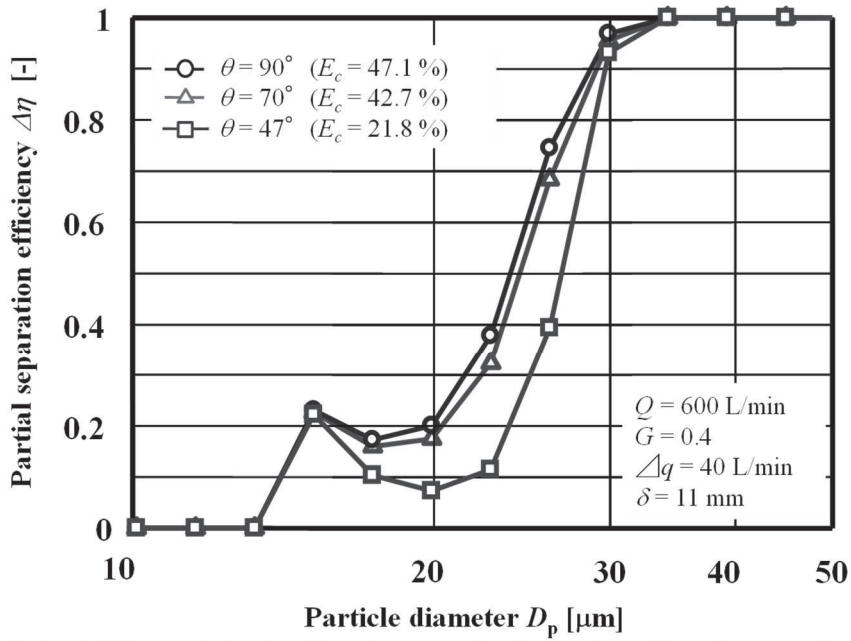


Fig.2.13 Effect of the inclination angle θ on classification performance

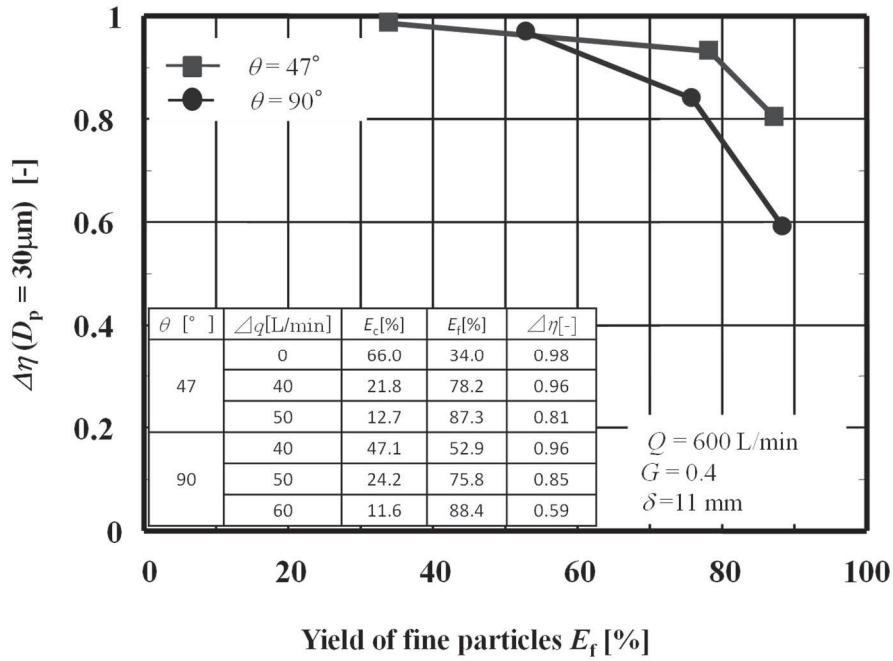


Fig.2.14 Effect of the inclination angle θ on classification performance

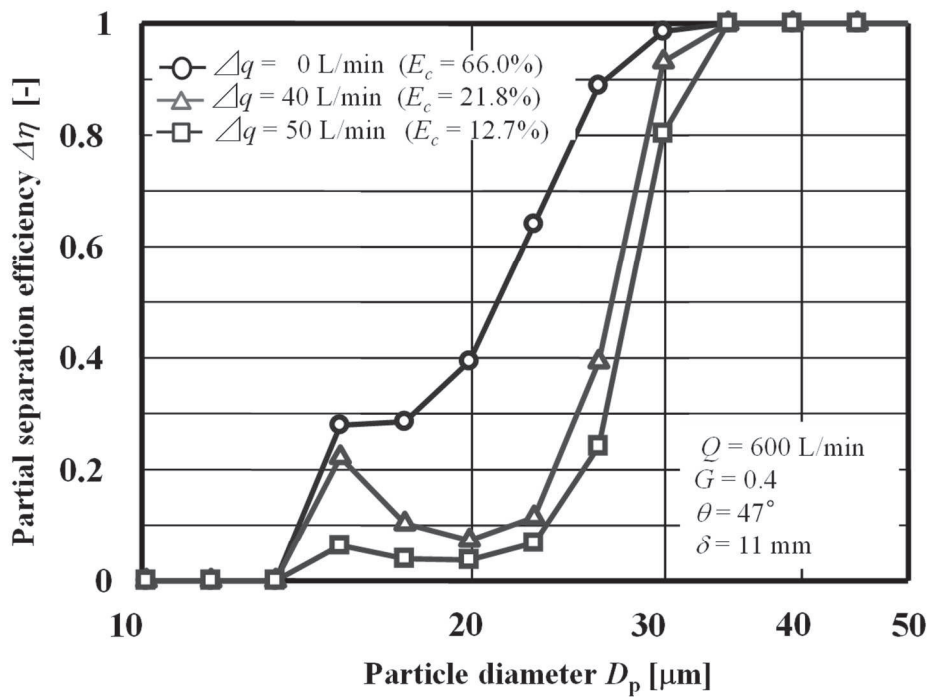
2.3.6 主流量 Q の影響

Fig.2.15(a)と(b)は、サイクロン入口の主流量 Q が 600L/min のときと、 Q を 800L/min へ増加させたときの部分分離曲線 $\Delta\eta$ を比較したものである。なお、 $Q=800\text{L/min}$ では粗大粒子側の収率 E_c を $Q=600\text{L/min}$ のときとほぼ同等にして比較するため、追加気流の流量 Δq を 60~90L/min の範囲で変化させた。

Fig.2.15(a)の $Q=600\text{L/min}$ では、 $\Delta q=50\text{L/min}$ のときが部分分離効率曲線の 50%分離径が $27\mu\text{m}$ と最も $30\mu\text{m}$ に近づいており、同曲線の傾きが高い結果が得られた。一方、Fig.2.15(b)の $Q=800\text{L/min}$ では、 $\Delta q=90\text{L/min}$ のときの 50%分離径は、 $Q=600\text{L/min}$ のときとほぼ同じであるが、部分分離効率曲線の傾きが鋭く立ち上がっており、より高い分級精度が得られていることが分る。

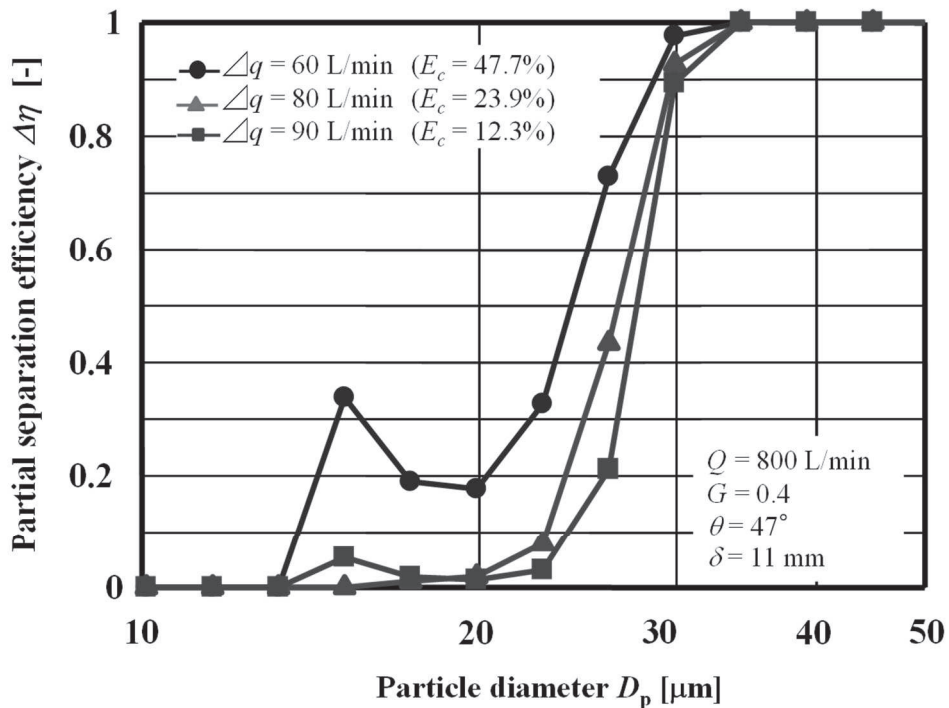
次に、Fig.2.16にサイクロン入口の流量 $Q=600\text{L/min}$ と $Q=800\text{L/min}$ について、粒子径が $30\mu\text{m}$ における部分分離効率 $\Delta\eta$ と製品回収率 E_f との関係と比較したものを示す。ここでは、Fig.2.15(a)(b)の値も表として示している。同図より、 $Q=800\text{L/min}$ の方が製品回収率 E_f を 88%まで高くしても、 $\Delta\eta$ が 0.90 もの値が得られることが分かる。この理由として、サイクロン入口の主流量 Q の増加により、サイクロン縮流部の u_t が 43m/s から 57m/s と 1.33 倍に上昇したことで、スリット部に入る粒子の数が増加したことと、粒子がスリット部へ流入した際、遠心加速度の作用を大きく受ける $30\mu\text{m}$ 以上の粗大粒子と遠心加速度の作用が小さい $30\mu\text{m}$ より小さい微小粒子との遠心力の差が広がり、追加気流による抗力が分級精度向上へ、より効果的に作用したものと考えられる。

一方、Fig.2.17に $G=0.4$ として、 $Q=600\text{L/min}$ と $Q=800\text{L/min}$ のときの追加気流 q の 50%分離径へ及ぼす影響について、実験結果と Eq.(2.12)より推算した値との比較を示す。同図に参考として、 $Q=600\text{L/min}$ 、 $G=1$ のときの比較も示している。推算では、Table 2.1 の $Q=600\text{L/min}$ 、 800L/min 、 $G=0.4$ のときの同じ K_1, K_2, K_3 の値を用いている。Fig.2.17 のいずれの Δq の範囲において、平均誤差 2.5%以内で 50%分離径の値と推算値は精度良く一致している。このことから、本分級装置において、Eq.(2.12)とそれを構成する $q_0, u_{\theta 2}$ を計算する Eq.(2.6), Eq.(2.11) は、分級の操作条件（主流量 Q と追加気流 Δq ）の影響を推定することができるので、装置設計と今後の開発にとって極めて有用な式であると考えられる。



(a) $Q = 600$ L/min

Fig.2.15 Effect of the inlet flow rate Q on classification performance



(b) $Q = 800$ L/min

Fig.2.15 Effect of the inlet flow rate Q on classification performance

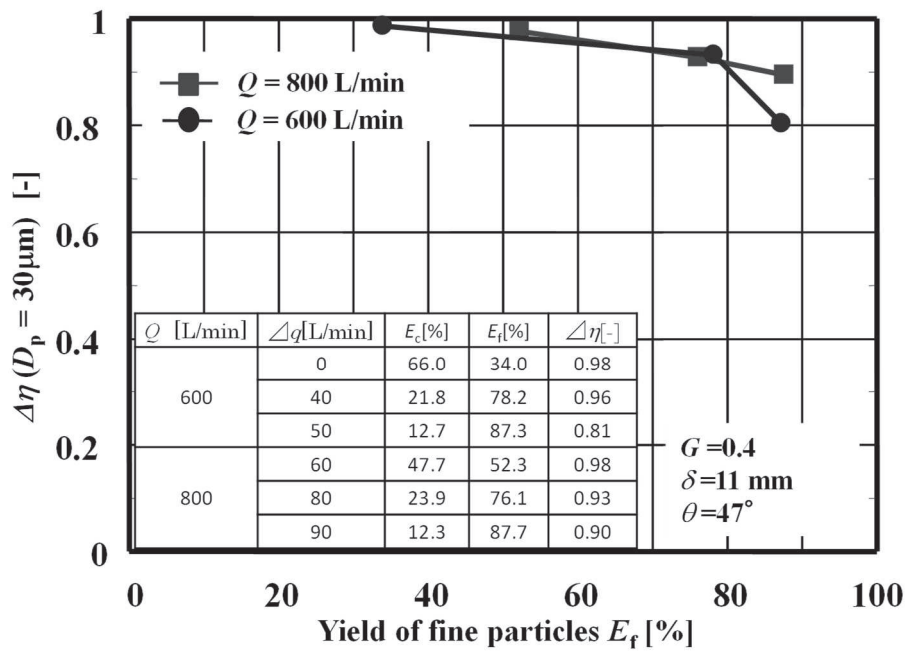


Fig.2.16 Effect of the main flow rate Q on classification performance

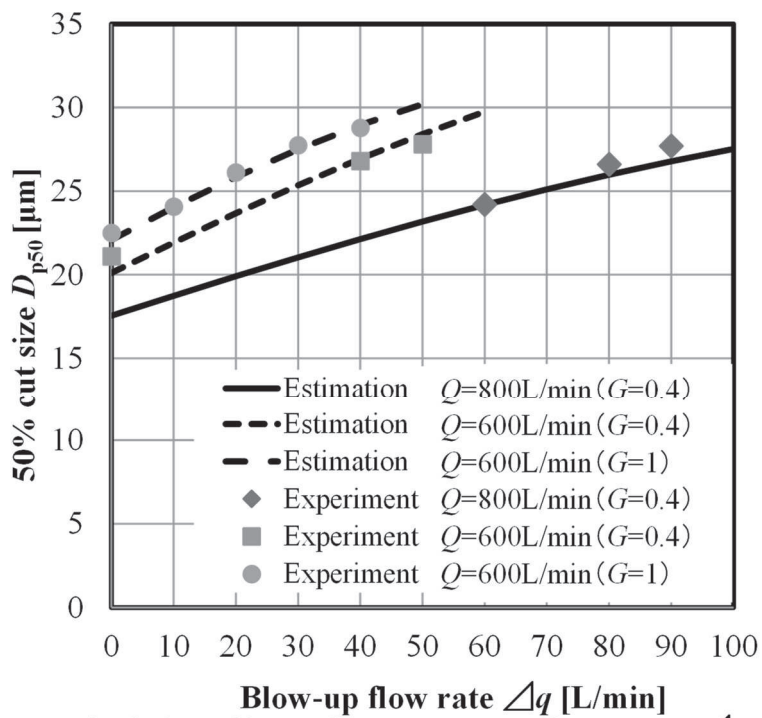


Fig.2.17 Effect of the blow-up flow rate Δq on classification performance

2.4 結言

アクリル粉体の $30\mu\text{m}$ 以上の粗大粒子を除去する目的として、サイクロンの捕集箱を内筒と外筒の 2 つに分け、外筒入口部に設けたスリットを有する分級装置を試作した。この試作分級装置の最適化と評価を行い、以下の知見が得られた。

- (1) スリット幅を大きくすると 50%分離径は小さくなり、粒子径 $30\mu\text{m}$ 以上の部分分離効率も高くなるが粗大粒子側（外筒の捕集箱側）へ粒子径 $30\mu\text{m}$ より小さい粒子の混入も多くなった。
- (2) 追加気流を増加させると、部分分離効率曲線が粗大粒子側に移行し、同曲線の傾きが大きくなる傾向となった。また、50%分離径は、スリット部において、粒子に及ぼす遠心力と追加気流による抗力が釣り合う分級面を設定して導出される相関式を補正した式から精度良く推算できることも分かった。
- (3) サイクロン入口部の案内羽根の開口比を 0.4 とし、サイクロン入口の流量を縮流させ流速を上昇させると、粒子径 $30\mu\text{m}$ の粒子の部分分離効率の値を高く維持したまま、同粒子より小さい粒子の製品回収率を高くすることができた。
- (4) 外筒捕集箱上部の傾斜壁の角度を変化させたとき、角度が 47° のときが部分分離効率曲線は $30\mu\text{m}$ 側へ移行し、目的とする分級性能に近づいた。
- (5) サイクロン入口の主流量と追加気流を調整することで、50%分離径は約 $21\mu\text{m}$ から $27\mu\text{m}$ の範囲で可変とすることができ、さらに、50%分離径を $27\mu\text{m}$ に調整することにより、製品回収率は 88%にも向上した。

このことから、試作した分級装置はアクリル粉体の粗大粒子を高精度で除去分離することが可能であることが分かった。

使用記号

D_p	=	particle diameter	[m]
D_{p50}	=	50% cut size of partial separation efficiency curve	[m]
E_c	=	yield of coarse particles	[-]
E_f	=	yield of fine particles	[-]
F_c	=	centrifugal force induced by vortex flow	[N]
F_D	=	drag force induced by blow-up flow	[N]
$f_c(D_p)$	=	frequency of coarse particle size distribution	[m ⁻¹]
$f_f(D_p)$	=	frequency of fine particle size distribution	[m ⁻¹]
K_1	=	correction coefficient of Eq.(2.12)	[-]
K_2	=	experimental coefficient of Eq.(2.6)	[-]
K_3	=	experimental coefficient of Eq.(2.10)	[-]
m	=	ratio of CS area to cross section at tip part of slit	[-]
m_F, m_c	=	mass of total particles in inside and outside collection box	[kg]
Q	=	rate of inlet gas flow into cyclone (Main flow rate)	[m ³ /s]
$\triangle q$	=	Blow-up flow rate	[m ³ /s]
q_0	=	inlet flow rate to slit from cyclone exit	[m ³ /s]
r_1	=	radius of lower part of corn of cyclone	[m]
r_2	=	distance of middle point of δ_1 from center line of cyclone	[m]
r_3	=	radius of outside collection box	[m]
S	=	area of CS (Control Surface)	[m ²]
S_i	=	sectional area of blow-up nozzle	[m ²]
S_{in}	=	cross-sectional area of cyclone inlet	[m ²]
T	=	torque to act inner surface of slit	[N · m]
u_1	=	velocity to pass CS (or velocity induced by blow-up flow)	[m/s]
u_i	=	velocity in blow-up nozzle	[m/s]
u_{in}	=	velocity of gas flow at cyclone inlet	[m/s]
u_t	=	velocity of converged gas flow by inlet guide vane	[m/s]
$u_{\theta 1}$	=	tangential velocity of q_0	[m/s]
$u_{\theta 2}$	=	tangential velocity of $q_0 + \triangle q$	[m/s]
$u_{\theta 3}$	=	tangential velocity of blow-up flow rate $\triangle q$	[m/s]
$\triangle \eta$	=	partial separation efficiency	[-]
δ	=	vertical width of slit	[m]
δ_1	=	width of slit at inlet	[m]
θ	=	inclination angle of slit	[degree]
μ	=	dynamic viscosity of air	[Pa · s]
ρ_p	=	true density of particle	[kg/m ³]

参考文献

- (1)H. Yoshida, T. Saeki, T. Fujioka, T. Ueda and T. Fuyuki : “Fine particle separation by revised type air-cyclone classifier”, *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 19, 476-482 (1993)
- (2)H. Yoshida, T. Fujioka, K. Hashimoto and K. Nagahashi : “Effect of blow-down on fluid flow and particle movement in cyclone classifier”, *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 21,549-602 (1995)
- (3) H. Yoshida, T. Yamamoto, K. Okanishi and K. Iinoya: ”Elaborate classification of fly-ash particles by bench scale air cyclone”, *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 23, 363-370 (1997)
- (4)K. Iinoya, T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue: “Dry sub-micron classification by a small blow-down cyclone” , *KONA, Powder and Particle*, 11, 223-227 (1993)
- (5)Y. Hiraiwa, T. Oshitari, K. Fukui, T. Yamamoto and H. Yoshida: ”Effect of free air inflow method on fine particle classification of gas-cyclone”,*Separation and purification Technology*, 118, 670-679 (2013)
- (6)W. Barth : ” Design and layout of the cyclone separator on the basis of new investigations”, *Brennstow-Waerme-Kraft (BWK)*, 8(4), 1–9 (1956)
- (7)E. Muschelknautz and M. Trefz : “Design and calculation of higher and highest loaded gas cyclones”, ‘*Proceedings of Second World Congress on Particle Technology*’ *Kyoto, Japan*, 52–71(1990)
- (8)Meissner P. and F. Loffler : ”Zur Berechnung des Stomungsfeldes im Zyklonabscheider”, *Chem-Ing-Tech.*, 50, 471 (1978)

第 3 章 壁面近傍の粒子を分離するサイクロン型分級機の特 性

3.1 緒言

サイクロンは構造が簡単であり、回転ローターなどの駆動部がなく、ほとんどメンテナンスフリーで使用することができる。しかも、サイクロン内部に強力な気流の旋回流を発生させることができ、気流と粒子の慣性力の差を利用して粒子を含む気流から粒子を捕集箱に捕集することができる。したがって、セラミック、無機材料、金属、樹脂、食品、トナーなどの粉体を取扱う生産プロセスにおいて、汎用的な捕集装置として多用されている。

一方、サイクロンは、50%分級点 D_{p50} と粒子の捕集効率がサイクロン内部の速度分布と圧力損失の解明と関連して研究されている。Barth ら²⁾は、サイクロン壁面の気流の旋回速度を求める数式モデルとサイクロン内に気流の抗力と遠心力が釣り合う面 (CS と呼ばれる) を想定したモデル (Equilibrium-Orbit Model と呼ばれる) より、分離限界粒子径を求める方法を提案した。ここで、彼らは CS をボルテックスファインダーの面をサイクロンのボトムまで延長した円柱の面とした。サイクロンの入り口速度からサイクロンの壁面近傍の速度を計算し、CS 面の気流の旋回速度を推定した。これらの CS の旋回速度の推定には、サイクロン内の摩擦係数が必要であるが、壁面を平滑面として粒子濃度の影響を含む摩擦損失係数の式⁵⁾により得られる。さらに、Muschelknautz ら⁸⁾は、Barth のモデルをさらに発展させ、サイクロン壁面の粗さを考慮した摩擦損失係数を用いて実用的なサイクロンの設計方法を提案している。

彼らは、サイクロンに対してレイノルズ数を定義して、摩擦係数とレイノルズ数の関係を提供している。これらのモデルは、分級装置の気流の旋回流場で、 D_{p50} がどのようにして決定されるかの基礎を与えるものである。

サイクロンについては今まで多くの研究があり、Cortes ら³⁾は、既往の研究のレビューを行い、それらの研究からサイクロン内の速度分布と圧力損失の定式化をしている。サイクロン内のタンジェンシャル速度は自由渦と強制渦が組み合わせられたランキン渦のようになるが、彼らは、強制渦に対しては、Reydon ら¹⁰⁾のモデルが、自由渦に対しては Meissner ら⁷⁾のモデルが実験値と良く合うとしている。Hoffman ら⁵⁾も既往の研究のレビューと既往のモデルの精査を行い、

それらの精査したモデルからサイクロンを実際のプロセスに応用するための種々の設計手法を提案している。しかし、これらの研究は全て粒子の捕集を目的としたものであり、分級を目的としたものではなかった。

一般的に、サイクロンを分級精度と分級点の制御が要求される分級装置として用いる場合には、サイクロン内の強力な気流の旋回流のため、分級点である分離限界粒子径は、数 μm 以下となる。これらの粒子領域の研究としては次のものがある。井伊谷ら⁶⁾は、ブローダウン式サイクロンにより、分級点をサブミクロン領域にまで拡大させるとともに、分級精度を向上させている。吉田ら¹⁷⁾は、このブローダウン式サイクロンについて、シミュレーションにより得られた粒子の挙動から分級点が小さくなる原因を解明している。また、吉田ら¹⁶⁾は、サイクロン入口部に移動が可能な円弧状の案内羽根を設置して、案内羽根で入口部を減少させることにより、分級点を $0.45\sim 0.75\mu\text{m}$ の範囲で制御することができている。秋山ら¹⁷⁾は、サイクロンの天板部に追加気流を流し、その流量の増加により分級点を小さくするとともに、分級精度を向上させている。さらに、竹田ら¹³⁾は、サイクロン入口部に案内羽根を設置するとともに、入口ノズルからサイド空気を導入して、圧力損失を抑えながら分級点を小さくする方法を提案している。これらの研究はサイクロンの壁面の旋回速度を増加させ、粒子に作用する遠心力を強くし、捕集される粒子の粒子径を小さくするとともに、分級精度を向上させる手法である。

これらの研究は、先に記述したように、全て数 μm 以下の粒子の分級を対象としたものであり、数 μm を超える大きな粒子を対象としてサイクロンの分級について研究した例は今まで無かった。その理由としては、従来のサイクロンで分級点を数 μm 以上として、分級点を大きくしようとするれば、サイクロン内の旋回流を弱くする必要があり、これにより粒子に作用する遠心力が弱くなるため分級精度が著しく低下するためである。このことは、サイクロンが分級装置として応用できる粒子径領域を著しく狭くしていた。

そこで、サイクロンで捕集される粒子、つまり、サイクロンの壁面近傍を通過する粒子を、壁面近傍に設置したスリットの入り口を CS 面として分級できるような分級装置ができれば、サイクロン内の強力な旋回流を活用することができ、サイクロンの分離限界粒子径よりも大きな領域で分級点を任意に設定で

き、しかも高い分級精度が得られることが期待される。そうすれば、サイクロンを種々の粉体の生産プロセスに活用でき、より汎用的な分級装置とし多用させることが期待できる。

これらの背景から、前章で報告した粒子径分布の粗大側の粒子を分級できるサイクロン型分級装置に改良を加え、チャンネル部が 6mm とほとんどなかったがチャンネル部を 23mm にし、前章と同じ 15~35 μm のアクリル粒子を試験粉体として分級を試みた。前章では追加気流の量を大きくしなければ高い分級精度が得られず、 D_{p50} も追加気流とともに大きく変化していたが、追加気流を増加しても D_{p50} をあまり変化させないで高い分級精度が得られ、前章とは異なる結果となったので本章で報告する。

3.2 実験装置および方法

サイクロン型分級装置 (Cyclone type separator accelerating the vortex 以下、ACV と呼ぶ) の全体図と気流 Q , Δq の導入位置を **Fig.3.1(a)** に示す。ここで、 Q はサイクロンの主流量を Δq は追加気流量を表す記号として用いる。図中の各寸法は、内寸基準の値を示している。なお、全体図の各寸法は、スリッターの長を除き前章で用いたサイクロン分級装置と同じである。

Fig.3.1(b) は、ACV 入口部の案内羽根の開口比 G を示したものである。案内羽根は、主流量 Q の気流をサイクロンの壁面側に縮流させ、流入する粉体をサイクロン壁面方向に移動させる作用がある。前章で最も分級性が良好であった $G=0.4$ を今回も採用した。なお、竹田ら¹³⁾ はサイクロン内の圧力損失と粒子の接線速度への影響との関係から G の最適値を 0.4 であると結論付けている。

Fig.3.1(c) に分級部を側面から見たものと追加気流 Δq の導入部の構造を示す。

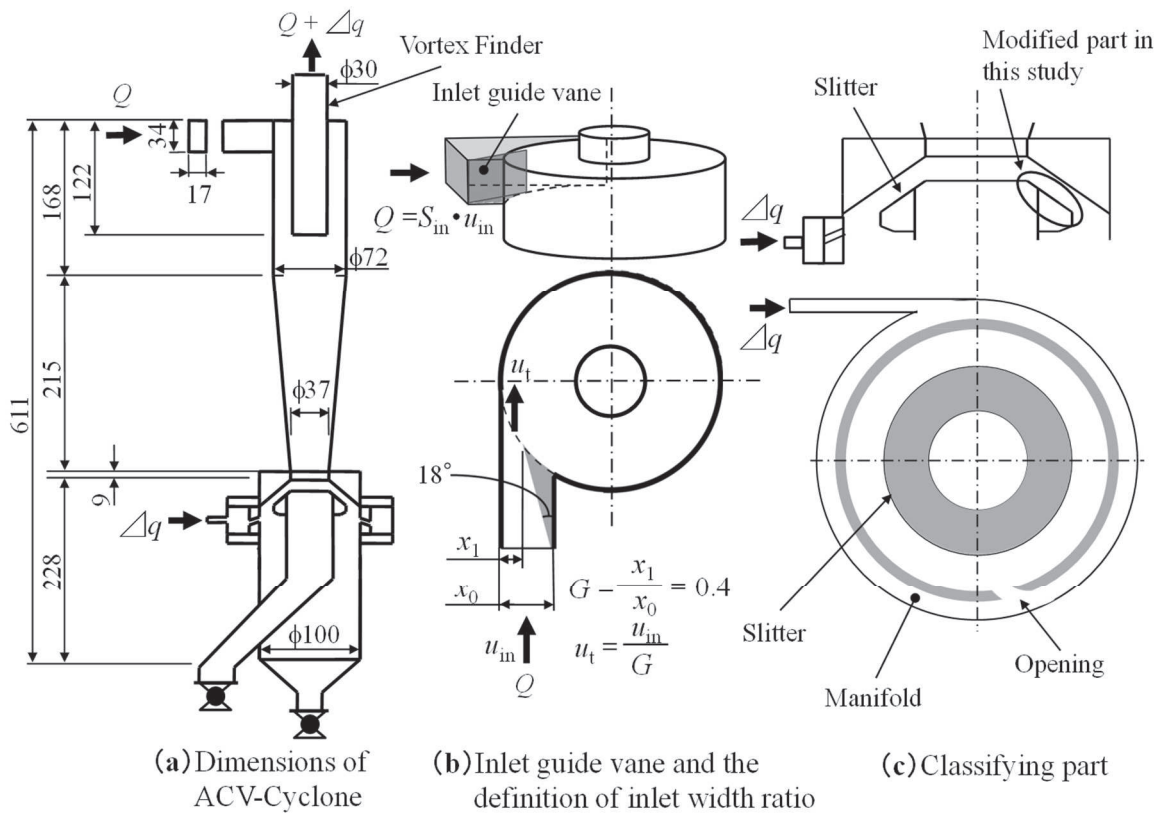


Fig.3.1 Structure of the ACV-cyclone and dimensions of the main part

次に、ACV の分級部を拡大した図を Fig.3.2 に示す。分級部の特徴は、内筒と外筒からなる二重構造の捕集箱からなり内筒の上部に粉体を分離する切欠いた円錐台形状の部分を設置してある。この部分は、本サイクロン型分級装置の主要部であり、スリッターと呼ぶ。前報では、このスリッターの傾斜部の長さを $l=6\text{mm}$ としていたが、本報では $l=23\text{mm}$ に改造している。なお、外筒捕集箱と内筒捕集箱に挟まれたスリッターの領域をチャンネルと呼ぶ。追加気流は、一度マニホールドに集めてから、外筒の捕集箱の中へ導入角度 $\theta_q=20^\circ$ 、導入口径 $d=\phi 6\text{mm}$ で導入し、気流を接線方向に吹き上げる構造とした。尚、Fig.3.2 には、分級部において重要な部分の半径の記号と寸法を示している。 $r=18.5\text{mm}$ はスリッターの先端の半径、 $r_1=18.5\text{mm}$ はスロートの半径、 $r_3=50.0\text{mm}$ は外筒捕集箱の半径である。 $r_2=21.2\text{mm}$ はスリッターの先端で、それと垂直な面において、チャンネル入口部の中心を示す半径である。

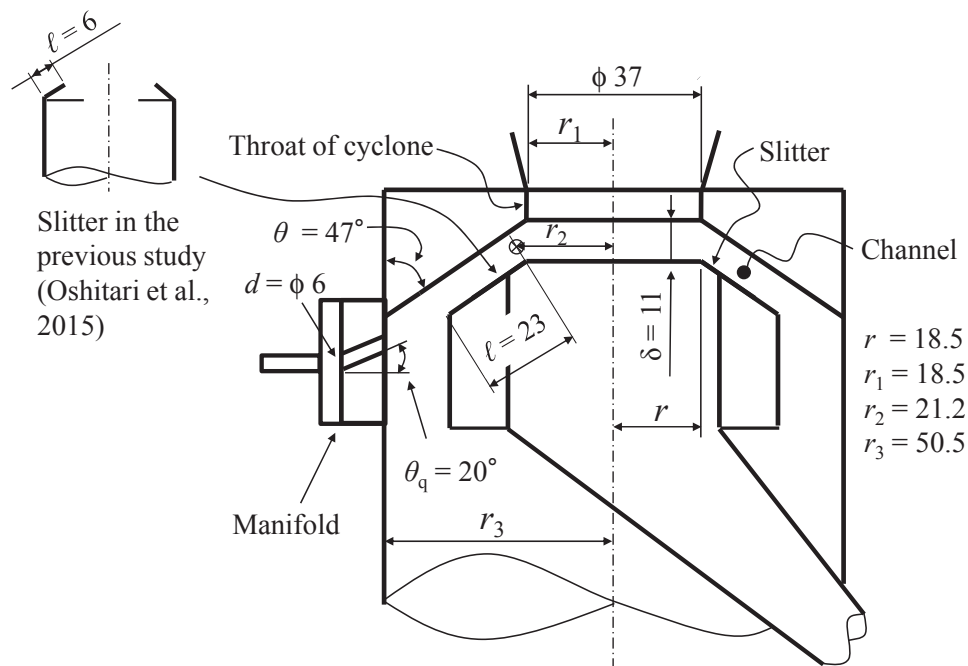


Fig.3.2 Dimensions of the classifying part

Fig.3.3 は、分級の原理を模式図化して説明したものである。この分級原理は、まず入口部より供給される粉体は、気流とともにサイクロン壁面を速度 u_θ で回転しながら下降し、サイクロンのスロート部を通過してチャンネルに入って来る。このとき、チャンネルの入口部においてスロート部からの気流と追加気流が及ぼす粒子の旋回による遠心力 $F_c = \pi/6 \cdot D_p^3 \cdot \rho_p \cdot v_\theta^2 / r$ と追加気流の速度 u_r と粒子の速度 v_r の相対速度がもたらす抗力 F_D との大小から、スリッターの先端により粒子径の大きい粒子は外筒の捕集箱へ捕集され、粒子径の小さい粒子は内筒の捕集箱へ捕集されるものに分かれる。つまり、チャンネルのスリッターにより遠心力 F_c に比べて追加気流の抗力 F_D が小さい粒子径の大きい粒子は外筒の捕集箱へ移動し、遠心力 F_c よりも追加気流による抗力 F_D が大きい粒子径の小さい粒子は内筒の捕集箱へ移動する。以下、 u, v は、それぞれ気流と粒子の速度を示し、下付き θ および r は、それぞれ接線方向および半径方向を示す。

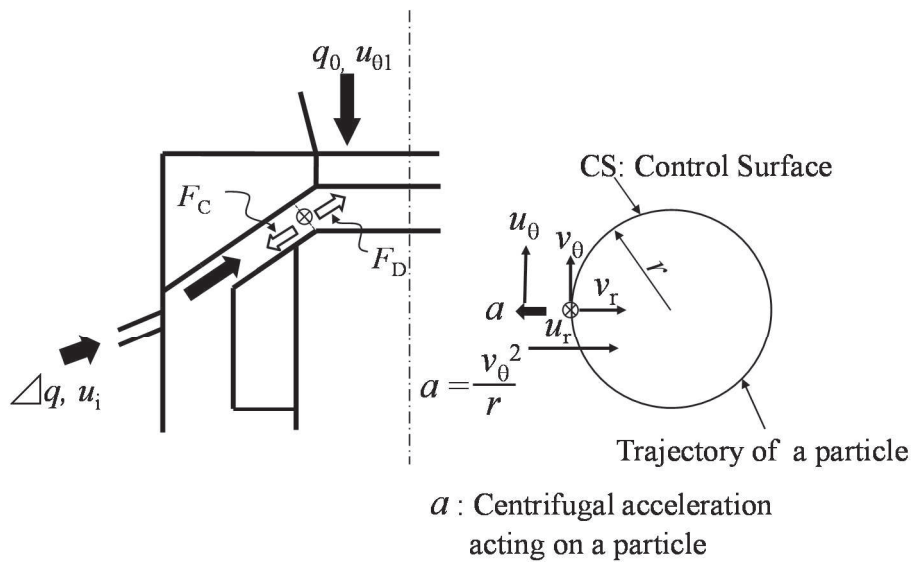


Fig.3.3 Schematic diagram of the principle of separation

次に、実験装置の全体の機器構成を **Fig.3.4** に示す。この実験装置は、前章で用いた実験装置と同じものである。実験では、粉体を一定の流量で供給するため①定量フィーダーを用いた。定量フィーダーより供給される粉体の分散を高めるため、②リングノズル式の分散器を用いた¹⁵⁾。二重構造の外筒捕集箱には、⑧コンプレッサーからの空気を⑨流量計で一定流量に設定し、追加気流として導入した。④フィルターは、ACVによって捕集箱に捕集されない粒子を捕集し、ACVの収率を精度よく求めるための物質収支を得るために設置した。

なお、粒子の粒子径分布の測定には、レーザ回折式粒子径分布装置（堀場製作所製 LA-950）を用いた。

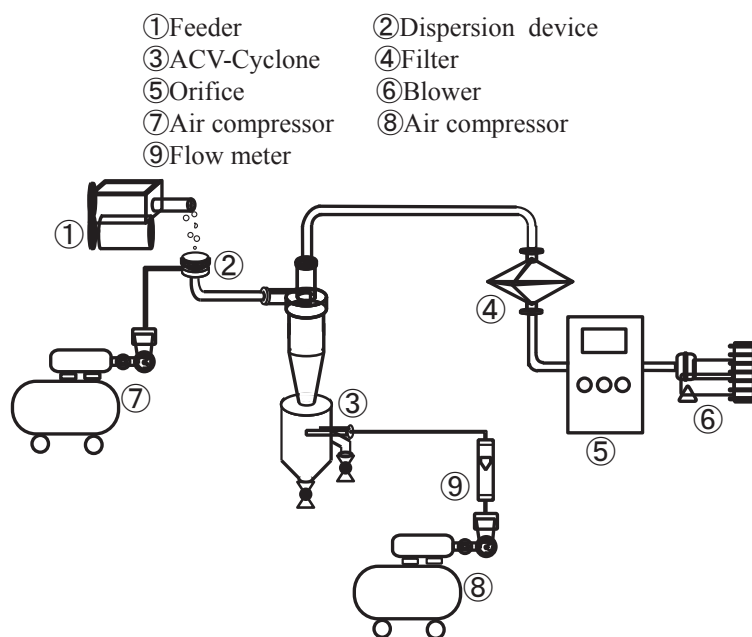


Fig.3.4 Experimental flow diagram of the apparatus

実験には、前章で用いた粒子と同じ **Fig.3.5** に示す粒子径分布を有するアクリルの球形粒子を用いた。このアクリル粉体の試料の供給速度は 2g/min とし、分級操作は 1 条件あたり 5min とした。1 条件ごとに内外筒の捕集箱から試料を採取し、質量と粒子径分布の測定を行った。

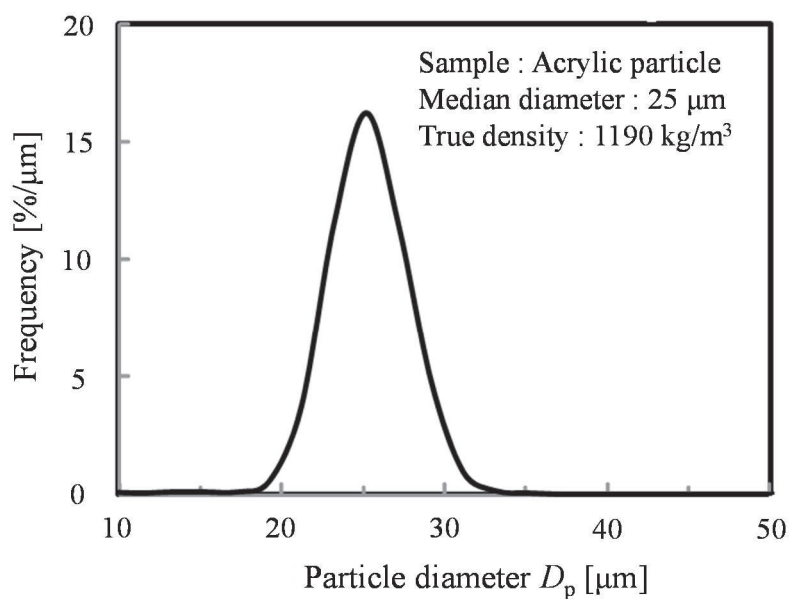


Fig.3.5 Particle size distribution of the test powder

ACV の分級性能は、これらの測定値から次式で計算される部分分離効率を用いて評価した。

$$\Delta\eta = \frac{m_c f_c \Delta D_p}{m_c f_c \Delta D_p + m_F f_F \Delta D_p} \quad (3.1)$$

なお、外筒の捕集箱に捕集される粗大粒子側の収率 E_c は、次式で定義した。

$$E_c = \frac{m_c}{m_c + m_F} \quad (3.2)$$

ここで、 m_c は、外筒捕集箱に捕集した粗大粒子側の質量。 m_F は内筒捕集箱に捕集した粒子を微粉粒子側の質量とした。また、 $f_c \Delta D_p, f_F \Delta D_p$ は、 $D_p - \Delta D_p / 2 \sim D_p + \Delta D_p / 2$ の粒子径に存在する粗大粒子径側と微粉粒子径側の質量分率である。

本実験で得られる $\Delta\eta$ の値は D_p の離散的なデータとして得られるので、 $D_{p25}, D_{p50}, D_{p75}$ に対する $\Delta\eta$ の値は、 D_p と $\Delta\eta$ の関係を精度良く表す曲線をデータにフィッティングして求めなければならない。そのため、Dirgo ら⁴⁾が提案した次式を近似曲線として用いた。

$$\Delta\eta = \frac{1}{1 + \left(\frac{D_{p50}}{D_p} \right)^n} \quad (3.3)$$

この式の D_{p50} と n の値は、**Eq.(3.3)** が実験データに最も合うように最小二乗法より決定した。

実験は、ACV を用いて主流量 Q を変化した場合と追加気流 Δq の操作条件を変化させた場合の実験を行い $\Delta\eta$ を求め、 D_{p50} および分級精度について、この操作条件との関係を考察した。

3.3 実験結果および考察

3.3.1 D_{p50} に及ぼす追加気流 Δq の影響

Fig.3.6～3.8 に、主流量 Q を 600,800,900L/min とそれぞれ一定の条件にし、追加気流 Δq を増加させたときの追加気流 Δq が部分分離効率 $\Delta\eta$ へ及ぼす影響について示す。また、同図には、50%分離径 $D_{p50,n}$ 粗大粒子側の収率 E_c を示す。

主流量 $Q=600\text{L/min}$ (Fig.3.6)の場合では、追加気流 Δq を 0～80L/min の範囲で変化させても、 D_{p50} は、23.7～24.3 μm とあまり変化しないことが分かる。同図には、 $\Delta\eta$ の傾向を見易くするため、代表値として Δq が 0,40,50,80 L/min のときの値をプロットした。一方、25%分離径 ($\Delta\eta=0.25$ のとき粒子径 D_{p25}) は、追加気流を増加させると大きい粒子側に移動し、75%分離径 ($\Delta\eta=0.75$ のとき粒子径 D_{p75}) では、小さい粒子側に移動しており、 $\Delta\eta$ の傾きは大きくなり分級精度が向上していることが分かる。このことは、 n の値 (Fig.3.6) が著しく大きくなっていることから分かる。また、粗大粒子側の収率 E_c は、分級精度の向上とともに大きくなっていることが分かる。Fig.3.7 と Fig.3.8 の $Q=800\text{L/min}$ と $Q=900\text{L/min}$ の $\Delta\eta$ についても、追加気流の影響は $Q=600\text{L/min}$ のときとほぼ同様に、 D_{p50} はあまり変化しないで分級精度が向上する結果となっている。

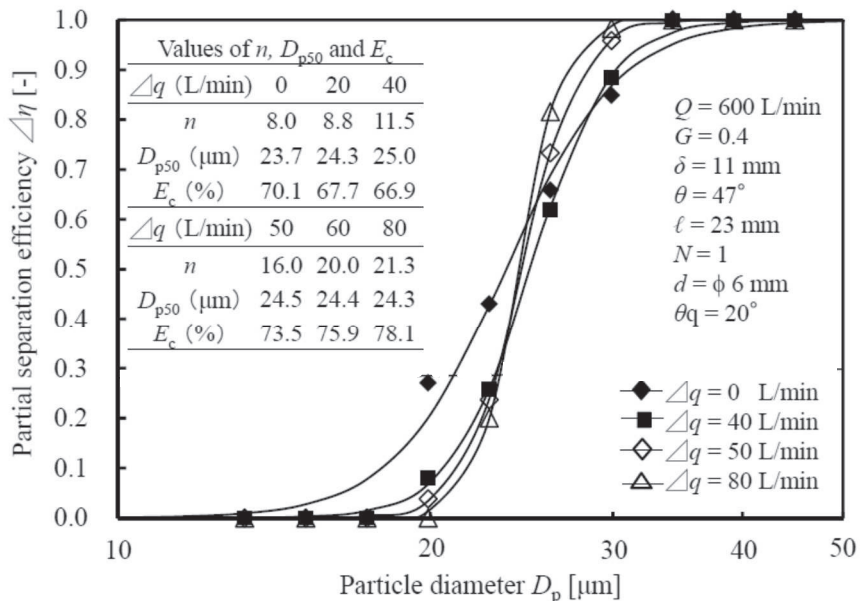


Fig.3.6 Effect of the blow-up flow rate Δq on classification performance

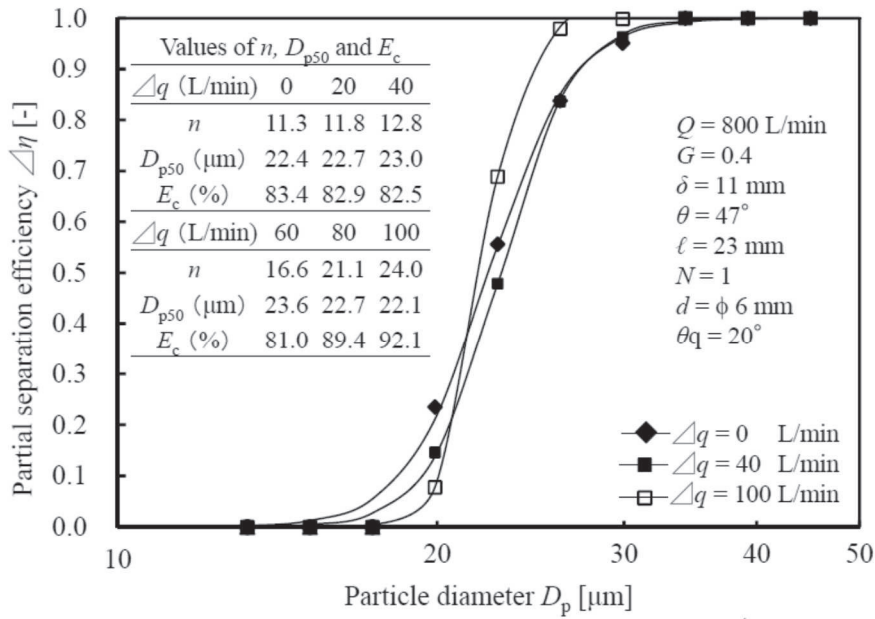


Fig.3.7 Effect of the blow-up flow rate Δq on classification performance

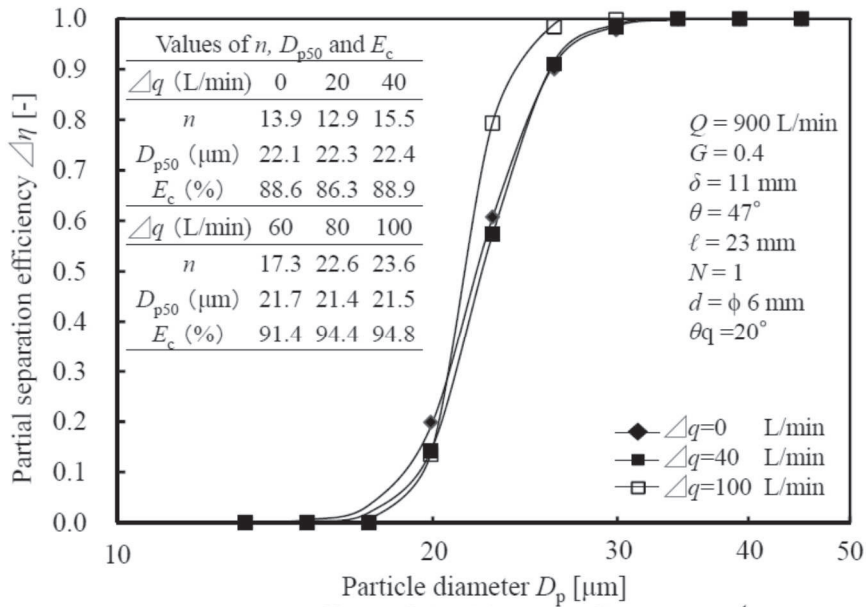


Fig.3.8 Effect of the blow-up flow rate Δq on classification performance

Fig.3.9 に D_{p50} と Δq の関係を示す。また、同図には、比較のため前報で得られたスリッターの傾斜部の長さ $l=6\text{mm}$ のデータも示す。本研究で得られた D_{p50} は追加気流 Δq の量を大きくしても、ほぼ一定であるのに対して、前章では、ほぼ直線的に大きくなっている。

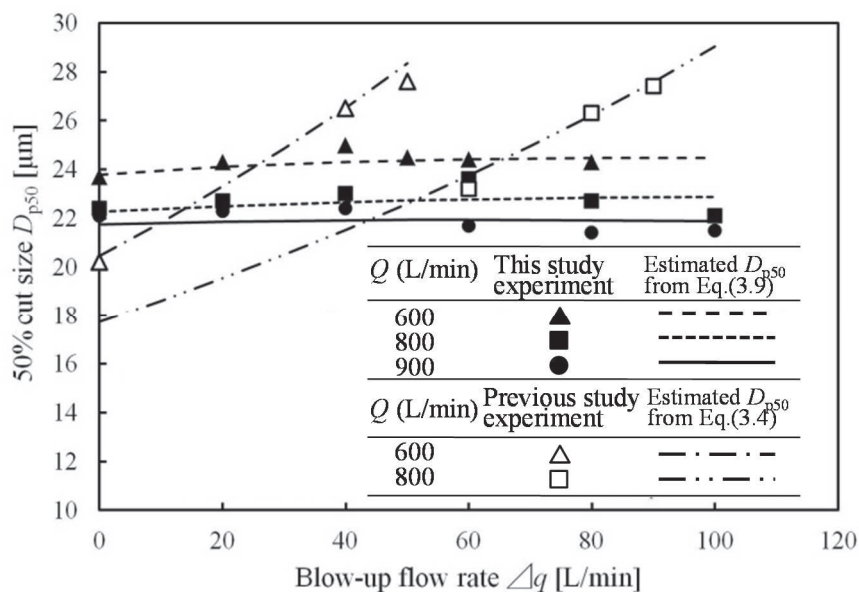


Fig.3.9 Effect of blow-up flow rate Δq on D_{p50}

D_{p50} を推算するための分級モデルは、分級のメカニズムそのものを反映しているものと考えられる。以下、分級モデルを用いて第2章と本報との違いを考察する。

前章では分級面 CS において、粒子に作用する遠心力と気流の効力と釣り合う粒子の径が D_{p50} であるとして静的モデルより D_{p50} の推算式を導いた。その式において、 D_{p50} は粒子の旋回速度を気流の旋回速度を用いて表現していたが、本研究では直接粒子の旋回速度を用いて表現する。その方が粒子の挙動と D_{p50} との関係直接的に明確に表現できると考える。この式を Eq.(3.4) に示す。なお、静的モデルの式は、補足資料 A1 式より、分級面 CS で $dv_r/dt=0$ と $v_r=0$ とすることで得られる。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{18\mu r_2}{\rho_p S v_0^2 \sin \theta} (\Delta q + q_0)} \quad (3.4)$$

ここで、 q_0 は、前報の結果より $q_0=0.275Q$ にて推算することができる。なお、前報で得られた推算式を Table 3.1 に示す。また、 v_0 は CS における粒子

の旋回速度であり、 $\Delta q=0$ の粒子の旋回速度を $v_{\theta 0}$ とすると、 $v_{\theta 0}$ はサイクロンのスロート (Fig.3.2) の気流 $u_{\theta 1}$ の旋回速度より次式で求めた。

$$v_{\theta 0}=Ku_{\theta 1} \quad (3.5)$$

ここで、 K は気流の旋回速度 $u_{\theta 1}$ と粒子の旋回速度 $v_{\theta 0}$ との比であり、 $u_{\theta 1}$ は前報でサイクロン内の旋回速度分布³⁾より得られた関係 $u_{\theta 1}=1.03u_t$ より求めることができる (Table 3.1)。

一方、粒子の旋回速度 v_{θ} に対する追加気流の寄与を次式で示す。

$$v_{\theta}-v_{\theta 0}=Au_{\theta 3} \quad (3.6)$$

ここで、 $u_{\theta 3}$ は、追加気流 Δq による旋回速度であり、 A は装置の形状に関するパラメータである。

次式に、Eq.(3.5)と Eq.(3.6)および Table 3.1 の関係式より、主流量 Q と追加気流 Δq および粒子の旋回速度 v_{θ} との関係を次式で近似する。

$$v_{\theta}=v_{\theta 0}\left(1+\alpha\frac{\Delta q}{q_0}\right) \quad (3.7)$$

$$\alpha=0.267\frac{GS_{in}A}{KS_i} \quad (3.8)$$

Table 3.1 Relational expression and description to use for the estimation of D_{p50}

No.	Relational expression	Description
1	$q_0 = 0.275 Q$	The flow rate q_0 can be estimated based on results from our previous study as $q_0=0.275Q$. The value of q_0 is the significant air-flow rate that determines \bar{D}_{p50} at $\Delta q=0$. The air enters into the channel and exits with the same flow rate q_0 . We confirmed that the relational expression was completed with respect to δ ranging from 8 mm to 11 mm, and G ranging from 0.4 to 1.0.
2	$u_{\theta 1} = 1.03 u_t$ $= 1.03 \frac{Q}{GS_{in}}$	The tangential velocity $u_{\theta 1}$ can be estimated from the relationship $u_{\theta 1}=1.03u_t$, as was obtained from the tangential velocity distribution in the cyclone using Meissner and Löffler (1978) model that has been reviewed by Cortes and Gil (2007). The estimation needed the friction factor coefficient, which was assumed to be 0.0058 based on the study of Muschelknautz and Trefz (1990). Here, u_t is the air velocity at the cyclone entrance. The tangential velocity $u_{\theta 1}$ is exactly equal to the tangential velocity at the radius of the throat r_1 in the tangential velocity distribution (Hoffman and Stein, 2008).
3	$u_{\theta 3} = \frac{\Delta q}{S_i}$	The velocity $u_{\theta 3}$ is the flow-out air velocity from the blow-up flow nozzle. The contribution of blow-up flow for the tangential velocity of particles can be estimated based on $u_{\theta 3}$.

ここで、 α は追加気流の粒子の旋回流への寄与率であり、 A および K に関するパラメータであると考えられる。 α は、最少二乗法から決定して Eq.(3.4) を用いて計算した値を Fig.3.9 に 1 点鎖線と 2 点鎖線で示す。同図より前報の実験結果で得られた D_{p50} と Eq.(3.4) で計算した値とは、ほぼ一致していることがわかる。なお、 K および α は、それぞれ $K=0.22$ 、 $\alpha=-0.580$ となった。また、実験範囲では α が負の値となっており、追加気流が粒子の旋回速度を弱める方向に働き、粒子に作用する遠心力よりも追加気流の抗力の方が優勢になり、追加気流の増加により D_{p50} が大きくなっていることがわかる。そして、 K の値が小さいのは、粒子が気流の境界層内を壁面と衝突しながら旋回下降するので、粒子と壁との摩擦、気流の境界層内での気流速度の低下などにより粒子の旋回速度 $v_{\theta 0}$ は気流の旋回速度 $u_{\theta 1}$ よりもかなり小さくなるためであると考えられる。その事実を支持する研究例としては、混相流における粒子挙動における理論的な解析¹²⁾、サイクロンの唯一実際に測定した研究例¹¹⁾、粒子と気流による輸送における混相流において、バンドでの粒子の減速¹⁴⁾ などがある。田中ら¹⁴⁾ は、バンドにおいて粒子が気流に分散しているときは、粒子はほぼ気流速度と同じであるが、遠心力により粒子がバンド内壁面の外側において高い粒子濃度で流れると、粒子速度が著しく低減することを測定と観察から明らかにしている。ちなみに、分級処理する粒子径が小さくなると、サイクロン壁面との衝突回数が小さくなり、 K の値は大きくなると考えられ、 K の値は粒子径に依存するパラメータであると考えられる。以降の考察では、 K の値は主流量 Q と追加気流 Δq の値に影響されないので $K=0.220$ を用いる。

一方、本研究のスリッター長さ $\ell=23\text{mm}$ では、 D_{p50} は追加気流による影響をほとんど受けず、変化しない結果が得られている。この理由としては、スリッターを長くしたことにより、追加気流の粒子の旋回速度への寄与が増加したことがあげられる。さらに、追加気流を流さない時 $\Delta q=0$ のときの D_{p50} が、スリット長さ $\ell=6\text{mm}$ に比べて大きくなっている理由としては、チャンネル内に入ってきた粗大粒子が、チャンネル内で更に遠心作用と追加気流により更に分級されたものと考えられる。これを説明するためには、新たな分級モデルが必要となる。

Fig.3.10 に新たに提案した分級モデル（ダイナミックモデル）と前章の遠心

力と抗力とのバランスで D_{p50} が決定されるスタティックモデルとの比較を示す。同図は、スリッターの上面から見た粒子の挙動を模式的に示している。スタティックモデルではスリッターの長さが短いので、スリッターの先端で粗大粒子と微粒子が分級されると考える。ダイナミックモデルではスリッターの長さが $\ell=23\text{mm}$ と長いので、一度チャンネル内に入った粒子が追加気流によりチャンネル内で反転し、粒子が更にスリッターの先端で分級されると考える。

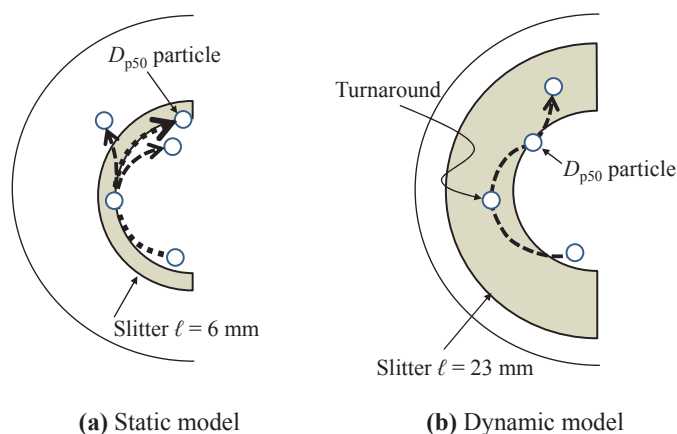


Fig.3.10 Schematic diagram comparing dynamic model with static model of classification

このモデルから誘導した式を次式に示す。モデルを構築するための仮定と誘導過程は補足資料に記述した。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{18\mu r_2}{\rho_p S v_\theta^2 \sin \theta} \left(\Delta q + \frac{q_0}{1 - \exp(-q^*/(q_0 + \Delta q))} \right)} \quad (3.9)$$

このダイナミックモデルでは Eq.(3.4)のスタティックモデルの q_0 の分母に指数項が入っている。このモデルには q^* のパラメータが入っているが、これは $\Delta q=0$ のときの実験で得られた D_{p50} の値から推定できる。 $\Delta q=0$ のときの D_{p50} の実験値と **Eq.(3.9)**で推算した値（実線）を **Fig.3.11** に示す。尚、同図にはスタティックモデルの Eq.(3.4)で得られた値（破線）も示している。いずれも、計算した値と実験値は一致しており、これより $q^*=218\text{l/min}$ の値が得られた。

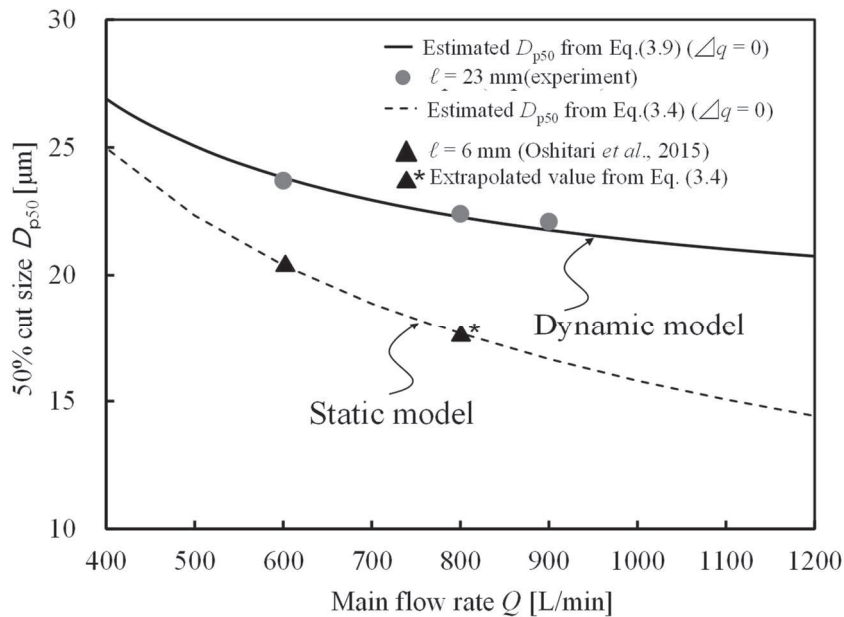


Fig.3.11 Effect of main flow rate on 50% cut size D_{p50}

本研究では、 α の値は最小自乗法より決定し 0.473 とし、Eq.(3.9)の D_{p50} の値を実験 D_{p50} と一致させることで得た。Fig.3.9 に示す破線および実線は、Eq.(3.9)を用いて計算した D_{p50} を示し、実験値 D_{p50} と一致している。なお、補足資料には、CS の Δq にかかわらず $m=0.5$ と仮定し、 $S=2\pi r_2 \delta m \sin\theta$ としたことを記述した。このように、本研究のダイナミックモデルは、チャンネル長 $l=23\text{mm}$ の粒子挙動と分級メカニズムをよく表しており、 $\alpha=0.473$ の正の値がえられた。これは、チャンネル長さの増加が追加気流を粒子の旋回速度 v_θ の増加に大きく寄与していることを示している。 D_{p50} は、 Δq が D_{p50} に作用する抗力と遠心力の両方を増加させるので、 Δq に関係なく主流量 Q によって決定される。補足資料において式の導出に $t_e/\tau=q^*/(q_0+\Delta q)$ を仮定したが、Eq.(A5)を用いて実験データから逆算した t_e/τ は $1/(q_0+\Delta q)$ と直線関係があり、傾きが q^* の値と一致することを確認できた。ほぼこの仮定は本実験範囲にて成立するものと考えられる。**Table 3.2** に実験で得られたパラメータの値をまとめた。ここで、Eq.(3.9)はスタティックモデルに適応可能であり、 $q^* \rightarrow \infty$ として考えられスタティックモデルの Eq.(3.4)が得られる。

Table 3.2 Experimental-parameter values

ℓ [mm]	K [-]	α [-]	q^* [L/min]
6	0.220	-0.580	∞
23	0.220	0.473	218

3.3.2 分級精度に及ぼす追加気流の影響

分級の精度は D_{p50} における $\Delta\eta$ の曲線の傾き、あるいは、 D_{p25} と D_{p75} の比、あるいは Eq.(3.3)の n の値などで評価できる。ここでは、一般的に広く用いられて、分級精度指数と呼ばれる $\kappa = D_{p25}/D_{p75}$ の値を用いて評価することとする。

Fig.3.12 に $\ell=23\text{mm}$ と 6mm の Δq と κ の関係を示す。 $\ell=23\text{mm}$ の κ の値は、追加気流 Δq を増加させると $0.75\sim 0.92$ の範囲で変化している。

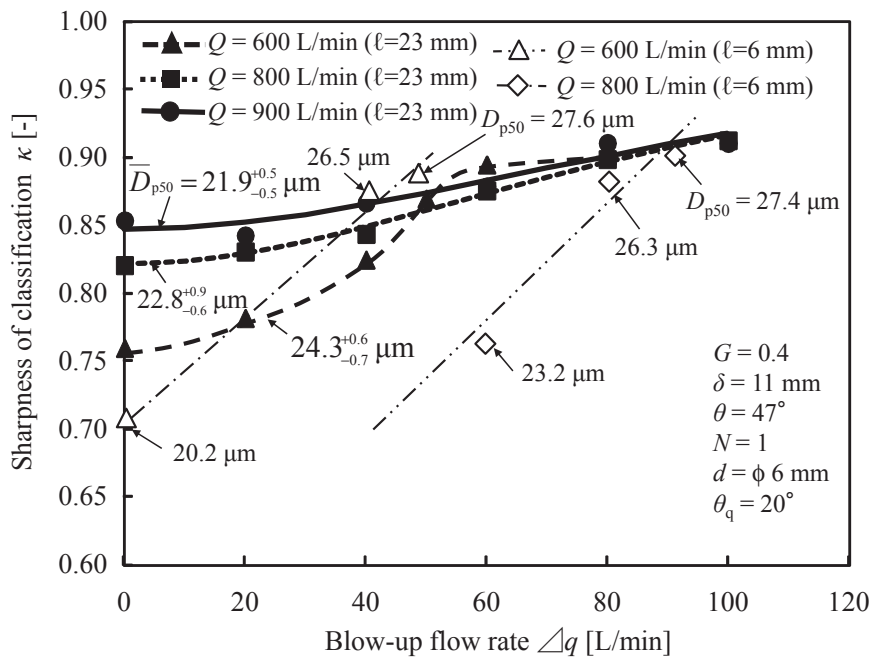


Fig.3.12 Effect of blow-up flow rate Δq on sharpness of classification

従来のサイクロンについては $\Delta\eta$ を表す Eq.(3.3)において、 $n=2\sim 4^5)$ の値が一般的であり、サイクロンの性能が良いもので $n=6.4^4)$ が報告されている。 $n=6.4$ を用いて Eq.(3.3)より D_{p25} と D_{p75} を求めて計算した κ の値は 0.71 であり、この値

と比べると、通常のサイクロンに比べて極めて高い数値といえる。 $Q=600\text{L/min}$ (Fig.3.6) では、追加気流を増加させると、抗力により微粒子をチャンネルから排除するため D_{p25} が大きくなり、その後、粒子の旋回流の増加により D_{p75} が小さくなり、分散精度指数 κ が大きくなる傾向となっている。 $Q=800$ (Fig.3.7)と 900L/min (Fig.3.8)では、 $\Delta q=0$ においても微粒子は既に排除されており、 D_{p25} の変化はあまりなく、 D_{p75} が大きくなることにより分級精度指数 κ が大きくなる傾向となっている。また、 D_{p50} は変化が少ないことから分級性能が高いことがわかる。

前章では追加気流を大きくすると、 D_{p50} も大きくなり、 κ だけの比較は困難であり、粒子径を加味して比較する。本研究では、追加気流 Δq が 60L/min を上回ると前章より \bar{D}_{p50} が $21.9\mu\text{m}\sim 24.3\mu\text{m}$ の範囲で κ の値は高くなっている。前章で報告している粒子径が約 $27\mu\text{m}$ と大きいときのみ本章と同じ κ となっていることがわかる。

前章で実験したスリット長 $\ell=6\text{mm}$ の場合では、 Δq を増加すると D_{p50} も大きくなった。これは、粒子径によって分級性能が著しく影響を受けることを示している。つまり、 Δq が粒子に作用する遠心力に寄与しなかったために起こり、抗力によってチャンネルから排除されたからである。

次に、**Fig.3.13** に最適な分級性能の指標とする $\Delta\eta$ の無次元の傾きと追加気流 Δq と主流量 Q の比との関係を示す。なお、 $\Delta\eta$ の無次元の傾きは Eq.(3.3)の D_p/D_{p50} を微分し、 $D_p/D_{p50}=1$ を代入することにより、分級精度の指標として D_{p50} の無次元 $n/4$ が得られる。同図より、 $\ell=23\text{mm}$ において、いずれの \bar{D}_{p50} も分級操作 $\Delta q/Q=0.05$ から $\Delta q/Q=0.1$ の範囲で $n/4$ は、急激に増加することを示している。したがって、 $\Delta q/Q$ が約 0.1 を超えると分級精度は最大となることがわかる。また、主流量 Q を増加すると分級精度は、いずれの \bar{D}_{p50} も小さくなる。

一方、 $\ell=6\text{mm}$ において、分級操作 $\Delta q/Q$ を増加すると分級精度の指標は、直線的に増加する。但し、 $\Delta q/Q$ が増加し過ぎると、分級チャンネルから粒子が除去され分級精度は低下する。このように、分級条件は粗大粒子の除去率と目標とする粒子径の捕集効率から決定される。

本研究の ACV は、 Δq を増加させて、 D_{p50} をほぼ一定に保ちながら、分級精度と収率を向上させる特徴を有しており、分級装置として優れた性能を有して

いるといえる。

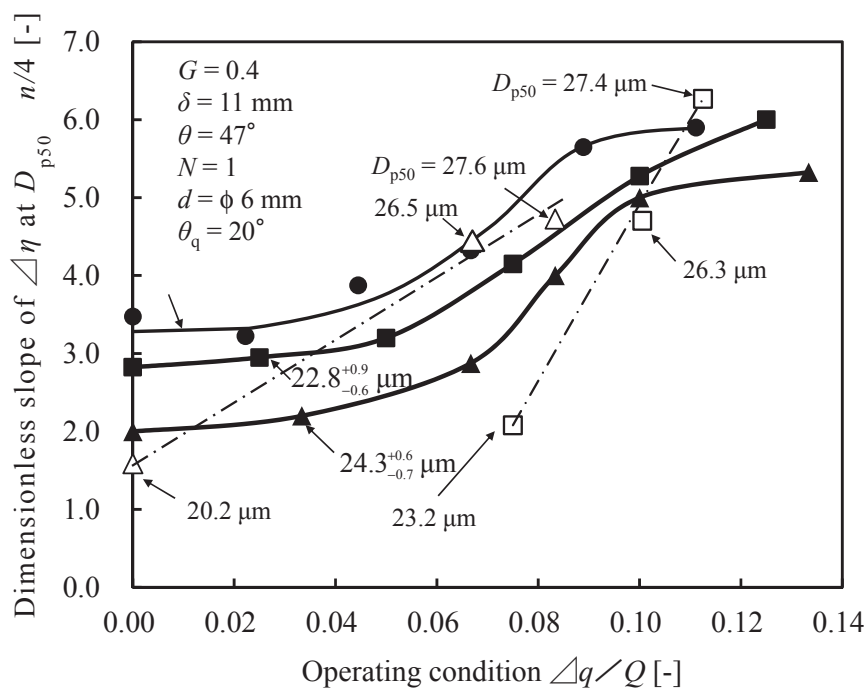


Fig.3.13 Relationship between operating condition and classification effectiveness

3.4 結言

サイクロン型分級装置（ACV）にチャンネル部を長くし、アクリル微粒子を分級することにより、以下の知見が得られた。

- (1) D_{p50} は、チャンネルに入り反転するダイナミックモデルによって最もよく適用される。さらに、CS 面における粒子に作用する気流の抗力と遠心力の非平衡状態で決定される。
- (2) D_{p50} は、追加気流 Δq に関わらず主流量 Q を変化させることにより、 D_{p50} を変化させることができる。これは、 Δq の増加が粒子に作用する旋回速度、つまり遠心力が大きくなるが、同時に気流の抗力も大きくなるためである。
- (3) Δq の増加は、 D_{p25} を増加させ D_{p75} を減少させることにより、分級精度指数 $\kappa = D_{p25}/D_{p75}$ を 0.75~0.92 という高い分級精度と高い収率で分級することができる。
- (4) D_{p50} と $\Delta q/Q$ における無次元の関係から、分級操作 $\Delta q/Q$ が約 0.1 以上のときに分級精度が最大となる。

補足資料

分級点 D_{p50} の推算式を導出するために、**Fig.A1(a)**と**(b)**に示すように、気流と粒子の速度について記号を用いて分級チャンネルにおける粒子の運動をモデル化した。

ここで、**Fig.A1(a)**において、 D_{p50} を決定する分級面（Control Surface, 以下 CS と呼ぶ）は、スリッターに垂直でチャンネルの入口部に設定した。また、CS 面の半径は代表値として r_2 を用いた。

まず、気流の流れであるが、**Fig.A1(a)**に示すようにサイクロン側から来る気流 q_0 がチャンネル内で反転した時の流速を u_r とし、追加気流 Δq による流速への寄与分を Δu_r とすれば、気流は $u_r + \Delta u_r$ の速度でスリッターに沿って上昇する。

次に、粒子の運動であるが、**Fig.A1(b)**に示すようにサイクロン側から来る気流 q_0 に乗ってチャンネル内に入り、速度 v_r で反転し気流との相対速度 $U' = v_r - (u_r + \Delta u_r)$ をもって、スリッターに沿って上昇する。ここで、反転時の v_r の初速度は u_r に等しいと考えられる。

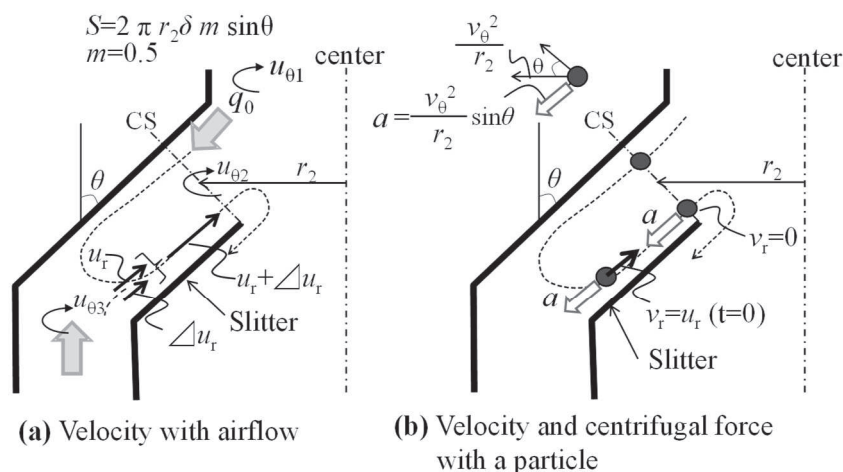


Fig.A1 Schematic diagram indicating relative velocity with air and particle

一方、粒子は v_θ にて旋回運動をしているので、粒子の運動方向とは逆向きに遠心力が作用し、遠心加速度 a により粒子の速度 v_r は上昇過程において減少する。ここで、 r_2 は遠心加速度の計算に用いる代表半径とし、粒子の上昇中は v_θ

および遠心加速度 $a=(v_0^2/r_2)\sin\theta$ は一定と考える。このような条件において、 D_{p50} はチャンネル内に入り反転しスリッターに沿って上昇しスリッターの先端（分級面 CS）において $v_r=0$ となる粒子であると考え。これらの条件から D_{p50} を求める数学的なモデルを導出するが、出発点となる運動方程式はスリッターに沿って上昇する方向に一次元の座標をとって表される次式となる。

$$\left(\frac{\pi D_p^3}{6}\right)\rho_p \frac{dU'}{dt} = -3\pi D_p \mu U' - \left(\frac{\pi D_p^3}{6}\right)(\rho_p - \rho_{\text{air}})a \quad (\text{A1})$$

ここで、 U' は $v_r - (u_r + \Delta u_r)$ であり、粒子の速度 v_r は時間に依存する唯一の変数である。

右辺の第 1 項は粒子に作用する気流からの抗力である。第 2 項は遠心加速度 a がもたらす体積力である。

C_D にストークスの抗力の法則（層流における抗力係数）を適応し、 $C_D=24/Re_p$ で表されるとした。 Re_p は $Re_p=\rho U' D_p/\mu$ で定義される。これらの関係を用いて、**Eq.(A1)** を導出した。なお、空気の密度 ρ_{air} は、粒子の密度 ρ_p に比べ小さく無視できるものとし、**Eq.(A1)** を整理すると次式が得られる。

$$\frac{dU'}{dt} = -\frac{1}{\tau} U' + a \quad (\text{A2})$$

ここで、 τ は粒子の緩和時間と呼ばれるもので、次式で定義される。

$$\tau \equiv \frac{D_p^2 \rho_p}{18\mu} \quad (\text{A3})$$

粒子がチャンネル内に入り反転する位置における時間を $t=0$ として、そのときの相対速度 U' は粒子の初期速度 $v_r=u_r$ であるから **Eq.(A2)** を積分すると、次式が得られる。

$$(u_r + \Delta u_r) - v_r = \tau a \left(1 - \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right)\right) + \Delta u_r \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) \quad (\text{A4})$$

ここで、 D_{p50} は分級面 CS に到達する時間 $t=t_e$ において、速度 $v_r=0$ の粒子であるので、**Eq.(A4)** の t を t_e とし、 $v_r=0$ と遠心加速度 $a=v_0^2 \sin\theta/r_2$, $u_r=q_0/S$, $\Delta u_r=\Delta q/S$, および **Eq.(A3)** の τ を代入して整理すれば次式が得られる。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{18\mu r_2}{\rho_p S v_0^2 \sin\theta} \left(\Delta q + \frac{q_0}{(1 - \exp(-t_e/\tau))} \right)} \quad (\text{A5})$$

S はスリッターの先端に定義した分級面 (CS) の面積であるが、チャンネルの断面積の半分 ($m=0.5$) として、 $2\pi r_2 \delta m \sin\theta$ より計算できる。ここでは、 S を代表値として、 q_0 および Δq は、 u_r および Δu_r に変換した。

ここで、**Eq.(A5)** の t_e/τ は、粒子の無次元のチャンネル内での滞留時間と考えられ、 $t_e/\tau = q^*/(q_0 + \Delta q)$ と仮定すれば最終的に次式が得られる。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{18\mu r_2}{\rho_p S v_\theta^2 \sin\theta} \left(\Delta q + \frac{q_0}{1 - \exp(-q^*/(q_0 + \Delta q))} \right)} \quad (\text{A6})$$

ここで、 q^* は実験条件および流速の次元において一定と仮定でき、 $t_e/\tau=1$ に対応する気流 $q_0 + \Delta q$ の流量である。なお、 q^* は追加気流 $\Delta q=0$ の条件の実験結果 D_{p50} より得られる。 $1 - \exp(-q^*/(q_0 + \Delta q))$ は、抗力と遠心力が平衡点に達する状態を示す。

使用記号

A	= constant parameter on shape of device	[-]
a	= centrifugal acceleration	[m/s ²]
C_D	= drag coefficient in Stokes' law	[-]
d	= inside diameter of the blow-up nozzle	[m]
D_p	= particle diameter	[m]
D_{p25}	= 25% cut-off size of the partial separation efficiency curve	[m]
D_{p50}	= 50% cut-off size of the partial separation efficiency curve	[m]
D_{p75}	= 75% cut-off size of the partial separation efficiency curve	[m]
E_c	= yield of coarse particles	[-]
F_C	= centrifugal force induced by vortex flow	[N]
F_D	= drag force induced by main flow and blow-up flow	[N]
$f_c(D_p)$	= frequency of coarse particle size distribution	[m ⁻¹]
$f_F(D_p)$	= frequency of fine particle size distribution	[m ⁻¹]
K	= ratio of $v_{\theta 0}$ to $u_{\theta 1}$	[-]
ℓ	= length of slit	[m]
M	= ratio of control surface (CS) area to cross section of channel	[-]
$m_F,$ m_c	= mass of total particles within the inside and outside collection boxes	[kg]
N	= number of blow-up nozzles	[-]
n	= exponent in Eq. (3)	[-]
Q	= rate of inlet air flow into cyclone (primary flow rate)	[L/min] or [m ³ /s]
q_0	= flow rate of air into channel through throat of cyclone	[L/min] or [m ³ /s]
q^*	= constant parameter relative to $t_c/\tau=1$ in Eqs. (9) and (A6)	[m ³ /s]
r	= radius of tip of slit from center of cyclone	[m]
r_1	= radius of throat of cyclone	[m]
r_2	= representative radius of CS from center of cyclone	[m]
r_3	= radius of outside collection box	[m]
S	= area of CS	[m ²]
t_e	= residence time from turnaround point to CS in Eq. (A5)	[s]
u_i	= velocity within blow-up nozzle	[m/s]
u_{in}	= velocity of air flow at cyclone inlet	[m/s]
u_r	= velocity of air flow along channel	[m/s]
u_t	= velocity of converged air flow by inlet guide vane	[m/s]
u_{θ}	= tangential velocity of air	[m/s]
$u_{\theta 1}$	= tangential velocity of air in throat of cyclone	[m/s]
$u_{\theta 2}$	= tangential velocity of $q_0 + \triangle q$	[m/s]
$u_{\theta 3}$	= tangential velocity of blow-up flow rate $\triangle q$	[m/s]

v_r	= velocity of particle along channel	[m/s]
v_θ	= tangential velocity of particle at CS	[m/s]
$v_{\theta 0}$	= tangential velocity of particle with $\Delta q=0$ at CS	[m/s]
α	= constant parameter on shape of device and property of particle	[-]
Δq	= blow-up flow rate of air	[L/min] or [m ³ /s]
Δu_r	= velocity of air induced by blow-up flow along channel	[m/s]
$\Delta \eta$	= partial separation efficiency	[-]
δ	= vertical width of channel	[m]
Θ	= inclination angle of slit	[degree]
θ_q	= inclination angle of blow-up nozzle	[degree]
κ	= classification sharpness index ($=D_{p25}/D_{p75}$)	[-]
μ	= viscosity of air	[Pa · s]
ρ_{air}	= true density of air	[kg/m ³]
ρ_p	= true density of particle	[kg/m ³]
τ	= relaxation time of particle	[-]

参考文献

- (1)Akiyama, S., H. Yoshida, K. Fukui, K. Ono, R. Nobukiyo and Y. Inada; “Improvement in Classification of Gas-cyclone by Local Fluid Velocity Control,” *J. Soc. Powder Technol*, 42, 401–408 (2005).
- (2)Barth, W.; “Design and Layout of the Cyclone Separator on the Basis of New Investigations,” *Brennstow-Wärme-Kraft (BWK)*, 8 (4), 1–9 (1956)
- (3)Cortés, C., and A. Gil; “Modeling the Gas and Particle Flow Inside Cyclone Separators,” *Progress in Energy and Combustion Science*, 33, 409–452 (2007)
- (4)Dirgo, J. and D. Leith; “Performance of Theoretically Optimized Cyclone,” *Filtration and Separation*, 22, 119–125 (1985)
- (5)Hoffmann, A. C. and L. E. Stein; “Gas Cyclone and Swirl Tubes Principle, Design and Operation,” pp. 183–192 2nd ed. Springer, Berlin Heidelberg, Germany (2008)
- (6)Iinoya, K., T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue; “Dry Submicron Classification by a Small Blow Down Cyclone,” *J. Soc. Powder Technol*, 29, 351–355 (1992)
- (7)Meissenr P. and F. Löffler, “For calculation of the flow field in cyclone separator,” *Chem-Ing-Tech.*, 50, 471 (1978)

- (8) Muschelknautz, E. and M. Trefz; "Design and Calculation of Higher and Highest Loaded Gas Cyclones," Proceedings of Second World Congress on Particle Technology, pp. 52–71 Kyoto, Japan (1990)
- (9) Oshitari, T., M. Kimura, K. Yamamoto, K. Fukui and H. Yoshida; "Development and Evaluation of a Cyclone Type Classifier for Separating Coarse Particles," *J. Soc. Powder Technol.* 52, 435–444 Japan (2015)
- (10) Reydon, R. F. and W. H. Gauvin; "Theoretical and Experimental Studies in Combined Vortex Flow," *Can. J. Chem. Eng.*, 59, 14-23 (1981)
- (11) Shaohua, L., H. Yang, H. Zhang, J. Lu and G. Yue; "Measurement of Solid Concentration and Particle Velocity Distributions Near the Wall of a Cyclone," *Chem. Eng. J.*, 150, 168–173 (2009)
- (12) Sommerfeld, M.; "Analysis of Collision Effects for Turbulent Gas-particle Flow in a Horizontal Channel: Part 1. Particle Transport," *Int. J. Multiphase Flow*, 29, 675-699 (2003)
- (13) Takeda, N., T. Oshitari, T. Yamamoto, K. Fukui and H. Yoshida; "Effect of Clean Air and Guide Plate on Fine Particle Classification of Gas-cyclone," *J. Soc. Powder Technol.* 51, 614–622 Japan (2014)
- (14) Tanaka, T., H. Ishibashi, T. Shiratori, Y. Tuji and Y. Morikawa; "Air-Solid Two-Phase Flow through a Bend (Flow Patterns and Particle Velocity)," *Transactions of JSME* (in Japanese), Series (b), 54, 367-373 (1988)
- (15) Yamada, Y., H. Murata and E. Shinoda; "Dispersion Performance of Dry Powder by Ring Nozzle Jet," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 20, 352–359 (1994)
- (16) Yoshida, H., T. Saeki, T. Fujioka, T. Ueda and T. Fuyuki; "Fine Particle Separation by Revised Air-Cyclone Classifier," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 19, 476–482 (1993)
- (17) Yoshida, H., T. Fujioka, K. Hashimoto and K. Nagahashi; "Effect of Blow-Down on Fluid and Particle Movement in Cyclone Classifier," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 21, 594–602 (1995)

第4章 サイクロン型分級装置において粒子濃度が分離へ及ぼす影響

4.1 緒言

工業用に用いられる従来のサイクロンは主に粒子の捕集に用いられ、分級精度を要求される分級装置として用いる場合には、サイクロン内の強力な旋回流のため、分級点である D_{p50} は数 μm 以下となっていた。しかし、前章⁽¹⁾ではサイクロンの捕集箱に改造を加え、捕集される粒子をさらに分級できるサイクロン型分級装置（ACV サイクロン）を開発し、 D_{p50} が数 μm 以上の粒子でも分級できることを見出した。この ACV サイクロンは、内外筒からなる捕集箱の上部に粗大側粒子を分級する傾斜したチャンネル部を有しており、このチャンネル部に改造を加え D_{p50} が数 μm 以上の粒子でも、分級精度指数 $\kappa=0.92$ と高い分級精度で分級することを可能にした²⁾。ただし、これらの開発では、ACV サイクロンの分級メカニズムを探究するため、低粒子濃度領域で性能を評価してきた。しかし、工業用の分級プロセスでは、生産効率の観点から多量の粉体の分級処理が要求される。したがって、この ACV サイクロンを実用化するためには高粒子濃度領域での評価が必要となる。

従来の粒子捕集を目的とするサイクロンは、粒子濃度が増加するにつれて捕集効率が高くなる特性を有している。この理由を説明するために、多くの研究者が独自の仮説を立てて、捕集効率を推算するモデルを確立している。Trefz と Muschelknoetz³⁾は配管内の空気輸送時の沈降現象の類似性から、サイクロン入口の遠心力場で大部分の粒子が沈降分離することを根拠として捕集効率の向上を説明した。彼らは、気流に乗って運ばれる沈降分離されない粒子について、限界粒子濃度の概念を導入して、捕集効率を推算するモデルを確立した。このモデルによれば、粒子濃度が増加すると沈降分離される粒子の割合が多くなるため捕集効率が高くなる。実際の現象として、粒子濃度が増加し沈降分離が進むと、粒子は粒子同士が集合した層として挙動するため、粒子の旋回速度は低下し、サイクロン壁面を滑りながら急下降して捕集箱に入るようになる。つまり、これらの粒子の運動エネルギーの損失により捕集効率は高くなる。

一方、Mothés と Löffler⁴⁾は、この沈降分離される理由を粒子間の凝集現象として捉え、大粒子へ向かって移動する小粒子の衝突確率と付着確率を計算する

ことを基礎にして、捕集効率のモデルを提案している。実際の現象として、低粒子濃度領域で捕集されない小粒子径の粒子が、高粒子濃度領域になると捕集されるようになる。また、Hoffmann と Stein⁵⁾は、この沈降分離される理由について、凝集現象とは別の現象として報告している。つまり、彼らは粒子濃度が増加すると粒子が動く空間が狭くなるとともに、他の多くの粒子に囲まれる粒子は気流からの抗力を受けにくくなり、粒子は粒子の集合体として運動するようになることから説明している。彼らは、この現象を粒子によるシールド効果と呼んでいる。

これらの捕集効率が高くなることの説明に類似した現象は、配管内を空気輸送される粒子の流動状態に見られる。田中ら⁶⁾は、直径 0.4mm のポリスチレンビーズを用いて、配管のベンドを通過する固気二相流の流動状態を観察し、粒子濃度と粒子速度から粒子の流動状態を三つのパターンに分類し、それぞれの領域で気流速度に対する粒子速度の減少度を測定している。そのパターンの一つに、粒子濃度が増加すると粒子が分散されないで粒子が集合した層として流れる摺動層流がある。摺動層流は、粒子に作用する気流からの抗力が個々の粒子ではなく、粒子の集合である層に対して作用するため、粒子の旋回速度の低下をまねき、粒子が壁面を粒子の層となって滑るように移動する流れである。

既往の研究に基づいて、サイクロン入口の粒子濃度が増加するにつれて捕集効率が高くなるという現象を説明してきたが、これらの現象は ACV サイクロンにとって分級性能を低下させる要因となると考えられる。なぜなら、ACV サイクロンは、分級する捕集箱のチャンネル入口で粒子の強い旋回流を必要とするが、粒子濃度が増加するとサイクロン内で粒子の旋回速度が著しく低下するためである。そこで、本研究では、高粒子濃度領域のサイクロン内において起こる沈降分離、粒子間凝集、シールド効果のような摺動層流に関連する現象に対する対策として、ACV サイクロンのサイクロン部の天板近傍に噴流ノズルを設置した。この噴流ノズルから、サイクロン壁面で摺動層流となる粒子を分散し、摺動流である個々の粒子が気流の抗力を受ける状態にする目的で、追加気流を壁面噴流として流せるようにした。秋山ら⁷⁾は、低粒子濃度領域において、天板近傍からの追加気流はサイクロン内のボルテックスの旋回速度を増大する効果があることを報告されている。ACV サイクロンでは、さらに高粒子濃度

領域において、この追加気流は摺動層流を分散して摺動流にする効果があるものと考えて、追加気流が分級性能に及ぼす影響を実験により明らかにした。その結果、ACVサイクロンは、高粒子濃度領域でも高い分級性能を示し、工業用の分級プロセスへ適用可能なことがわかったので本章で報告する。

4.2 実験装置および方法

ACVサイクロン (Cyclone type separator accelerating the vortex) は、前章の研究²⁾の分級装置と同じものを用いた。全体図と主流量 Q 、追加気流 Δq 、天板近傍からの追加気流 q' の導入位置を **Fig.4.1(a)**に示す。図中の各寸法は、内寸基準の値を示している。**Fig.4.1(b)**は、ACVサイクロン入口部の案内羽根の開口比 G と天板近傍からの追加気流 q' を示したものである。開口比 G を小さくすると、主流量 Q の気流をサイクロンの壁面側に縮流させ、流入する粉体をサイクロン壁面方向に移動させるとともに粒子の旋回速度を大きくする。しかし、 G を0.4よりも小さくすると、圧力損失が急激に増加し、また、サイクロン内の気流の乱れからサイクロン壁面近傍の粉体の旋回速度を上げる効果がなくなる結果⁽⁶⁾が得られている。本研究も前章¹⁾²⁾と同じ条件である $G=0.4$ を今回も採用した。また、サイクロン天板近傍からの追加気流 q' は、一辺の長さが5mmの正方形の構造を有するノズルから接線方向に壁面噴流として流すことができる。

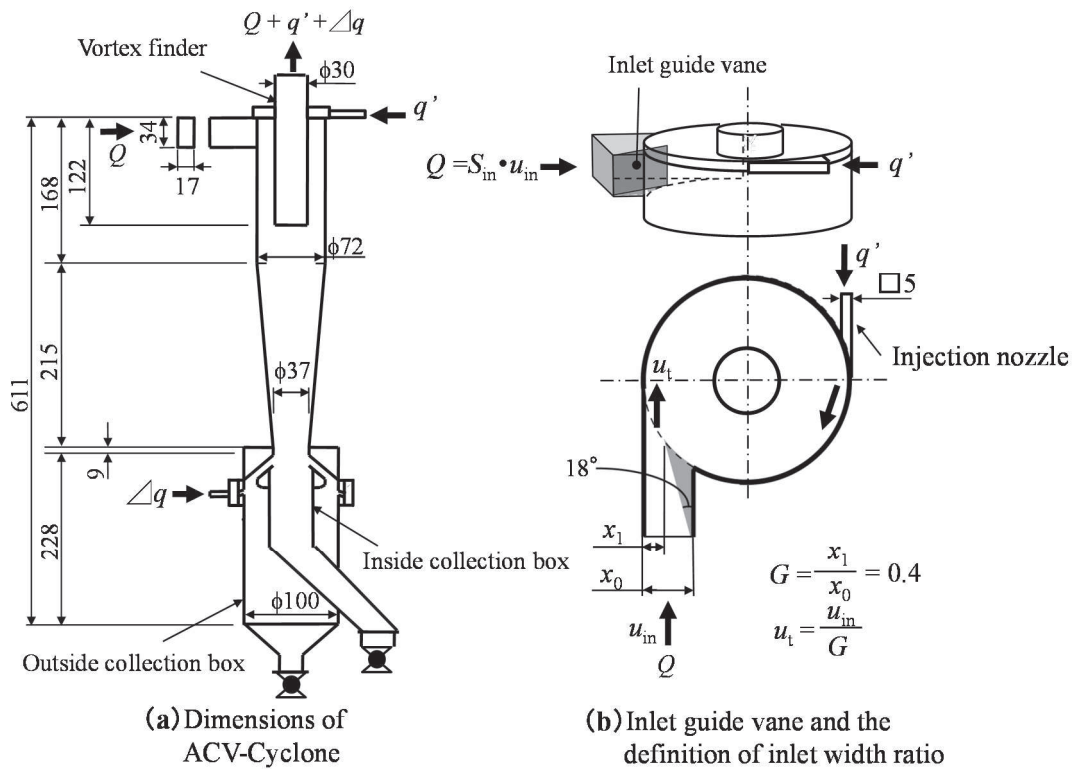
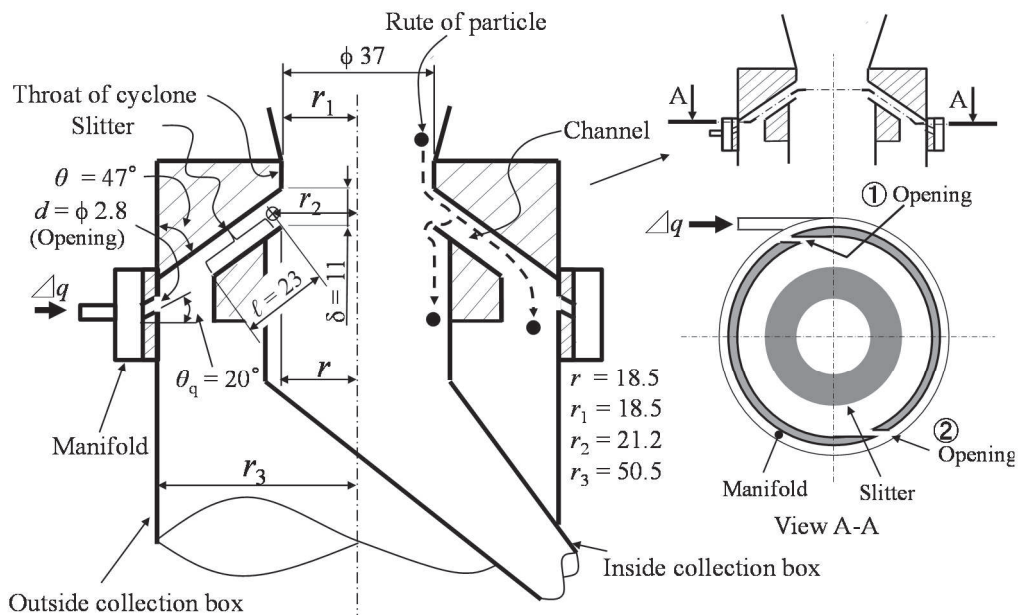


Fig.4.1 Structure of the ACV-cyclone and dimensions of the main part

次に、ACVサイクロンの分級部を拡大した図を Fig.4.2(a)に示す。分級部は、内筒捕集箱と外筒捕集箱からなる二重構造からなり、内筒の上部に粉体を分離する切欠いた円錐台形状の部分を設置してある。この部分は、本 ACV サイクロンの主要部であり、スリッターと呼ぶ。スリッターの傾斜部の長さは、既報⁽²⁾で分級性能が優れていた長さ $l=23\text{mm}$ とした。なお、外筒捕集箱と内筒捕集箱に挟まれたスリッターの上部の領域をチャンネルと呼ぶ。追加気流 Δq の導入部は、外筒捕集箱からの追加気流を一度マニホールドに集めてから、外筒捕集箱の中へ角度 $\theta_q=20^\circ$ 、口径 $d=\phi 2.8\text{mm}$ の 2 箇所開口部より流入させ、気流を接線方向に吹き上げる構造とした。尚、同図には、分級部において、分級性能に影響を及ぼすと考えられる半径の記号と寸法を示す。スリッターの先端の半径 r 、スロートの半径 r_1 、外筒捕集箱の半径 r_3 は、それぞれ 18.5mm , 18.5mm , 50.0mm とした。半径 r_2 は、スリッターの先端で、それと垂直な面において、チャンネル入口部の中心を示す半径であり 21.2mm とした。また、同図には、分級される粒子の経路を示したが、実際の粒子は旋回しながらこの経路を通り分級され

る。分級点近くの粒子径を有する粒子は、一度チャンネル内に入って、追加気流 Δq によりチャンネル内で反転して、スリッターの先端で粗大粒子側と微小粒子側へ分級される結果が得られている²⁾。Fig.4.2(b)は、外筒捕集箱と内筒捕集箱に挟まれたスリッターの上部の領域 A-A 断面を示す。また、同図には、実験に用いた追加気流 Δq の開口部の位置を示す。



(a) Diagram and dimensions of the classifying part

(b) Schematic diagram of blow-up flow

Fig.4.2 Dimensions of the classifying part and schematic

Fig.4.3 は、ACV サイクロンの基本的な分級原理を模式図化して説明したものである。ここでは、粒子の旋回半径を r_p として説明する。サイクロンの入口部より供給された粉体は、旋回速度 u_θ を有する空気とともに、旋回速度 v_θ でサイクロンのスロート部を通過しチャンネル部に流入する。そこで、粒子はスリッターの先端で粒子径に応じて分級される。気流の抗力 F_D よりも遠心力 F_C が強く作用する粒子径が大きい粒子は、外筒の捕集箱で捕集される。一方、遠心力 F_C よりも気流の抗力 F_D が大きく作用する粒子径が小さい粒子は、内筒の捕集箱へ捕集される。ここで、 F_C は、遠心加速度 $a=v_\theta^2/r_p$ により誘起され、 F_D は空気速度 u_r と粒子速度 v_r の相対速度から誘起される。

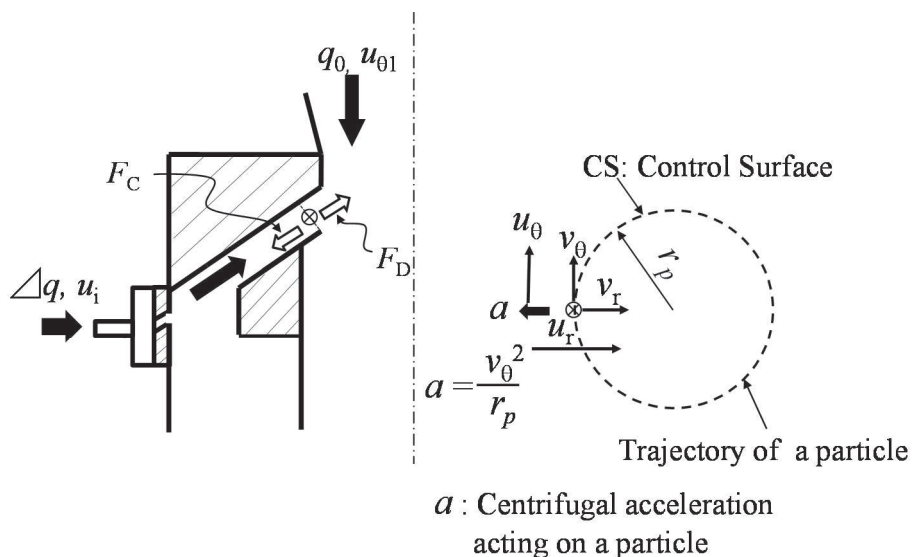


Fig.4.3 Schematic diagram of the principle of separation

次に、実験装置全体の機器構成を **Fig.4.4** に示す。実験では、粉体を一定の流量 $0 \sim 100 \text{g/min}$ の範囲で供給するため①定量フィーダーを用いた。定量フィーダーで供給される粉体の分散を高めるため、②リングノズル式の分散器（日清エンジニアリング製）を用いた。天板近傍と二重構造の外筒捕集箱には、⑧コンプレッサーからの空気を⑨⑩流量計で設定し、⑨外筒捕集箱の追加気流、⑩天板近傍からの追加気流として流入させた。④フィルターは、ACVサイクロンによって捕集箱に捕集されない粒子を捕集して、ACVサイクロンの物質収支

を精度よく得るために設置した。なお、粒子の粒子径分布の測定には、レーザー回折式粒子径分布装置（堀場製作所製 LA-950）を用いた。

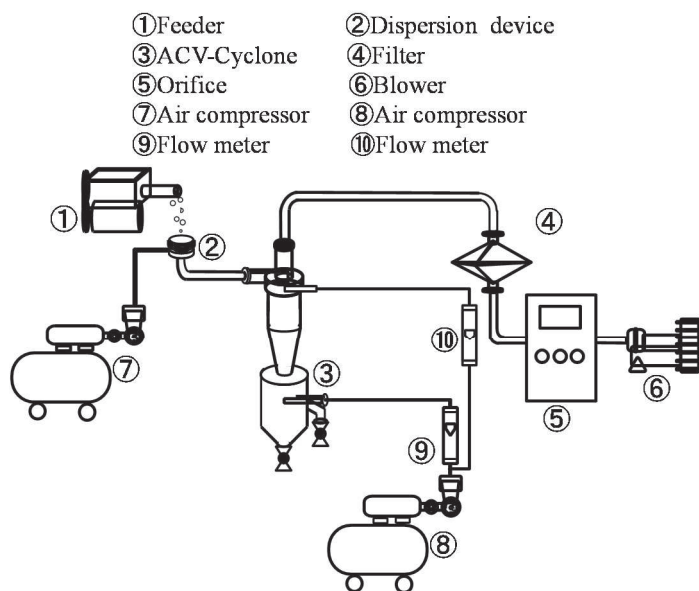


Fig.4.4 Experimental flow diagram of the apparatus

実験には、前章と同様な粒子であり **Fig.4.5** に示す粒子径分布を有するメダイアン径 25 μm のアクリルの球形粒子を用いた。

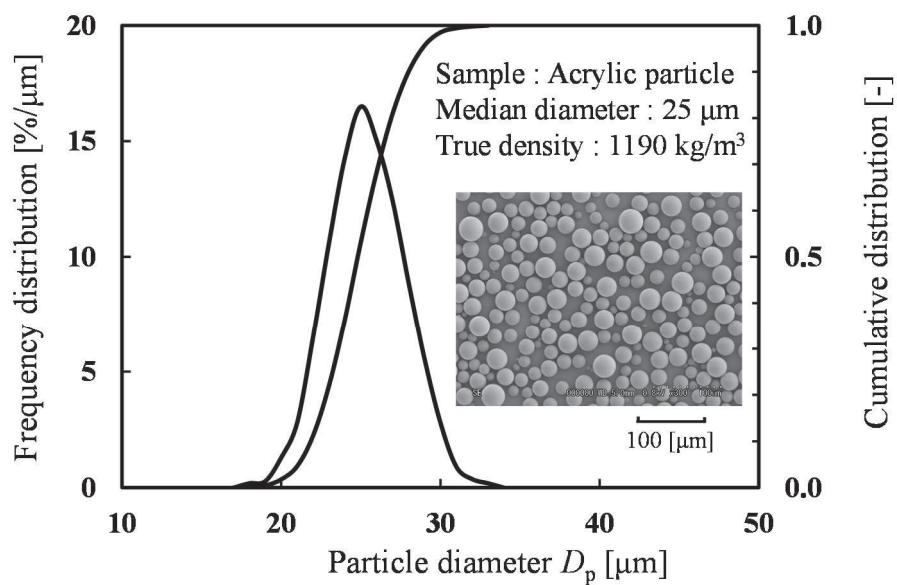


Fig.4.5 Particle size distribution of the test powder

このアクリル粉体の供給速度 F を $2\sim 100\text{g}/\text{min}$ (粉体濃度 $c=0.0015\sim 0.077\text{kg-solids}/\text{kg-gas}$) の範囲で設定して分級を行った。そして、一つの実験条件の分級ごとに内筒捕集箱と外筒捕集箱から試料を採取し、質量と粒子径分布の測定を行った。ACV サイクロンの分級性能は、これらの測定値から次式で計算される部分分離効率 $\Delta\eta$ を用いて評価した。

$$\Delta\eta = \frac{m_c f_c(D_p) \Delta D_p}{m_c f_c(D_p) \Delta D_p + m_F f_F(D_p) \Delta D_p} \quad (4.1)$$

ここで、 m_c 、 m_F は、外筒捕集箱に捕集した粗大粒子側と内筒捕集箱に捕集した微粉粒子側のそれぞれの質量である。 $f_c(D_p)$ 、 $f_F(D_p)$ は、粗大粒子側と微粉粒子側のそれぞれの粒子径分布の頻度である。また、 $f_c(D_p) \Delta D_p$ 、 $f_F(D_p) \Delta D_p$ は、 $D_p - \Delta D_p / 2 \sim D_p + \Delta D_p / 2$ の微小区間 ΔD_p 粒子径に存在する粗大粒子側と微粉粒子側のそれぞれの質量分率である。粒子径 D_p が $20\sim 40\mu\text{m}$ の範囲では、粒子径分布測定器の分解能から ΔD_p は $2.2\sim 3.8\mu\text{m}$ であった。

なお、外筒捕集箱に捕集される粗大粒子側の収率 E_c は、次式で定義した。

$$E_c = \frac{m_c}{m_c + m_F} \quad (4.2)$$

本実験で得られる $\Delta\eta$ の値は、 D_p の離散的なデータとして得られる。そのため、25%分離径 (D_{p25})、50%分離径 (D_{p50})、75%分離径 (D_{p75}) は、 D_p と $\Delta\eta$ の関係を精度良く近似すると言われている Dirgo と Leith⁸⁾ の次式を用いて求めた。

$$\Delta\eta = \frac{1}{1 + \left(\frac{D_{p50}}{D_p} \right)^n} \quad (4.3)$$

この式の D_{p50} と n の値は、**Eq.(4.3)** が実験データに最も合うように最小二乗法より決定した。

本章では、ACV サイクロンを用いて、主流量 Q と天板近傍からの追加気流 q' の操作条件を種々設定し、主に粉体供給速度 F が D_{p50} および部分分離効率 $\Delta\eta$ に及ぼす影響について調べた。

4.3 実験結果および考察

4.3.1 天板近傍から追加気流 q' を流さないときの分級性能

粉体供給速度 F を 2~60g/min ($c=0.0015\sim 0.046\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲で変化させたときの、 F が部分分離効率 $\Delta\eta$ へ及ぼす影響を Fig.4.6 に示す。同図より、粉体供給速度 F を 2~20g/min ($c=0.0015\sim 0.015\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲で増加させると、部分分離効率 $\Delta\eta$ の曲線は右側に移行し、同曲線の傾きは小さくなり、粗大粒子側の収率 E_c は減少する。さらに、粉体供給速度 F を 40~60g/min ($c=0.031\sim 0.046\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲で増加させると部分分離効率 $\Delta\eta$ の曲線は、傾きが平坦になり分級が不可能となった。

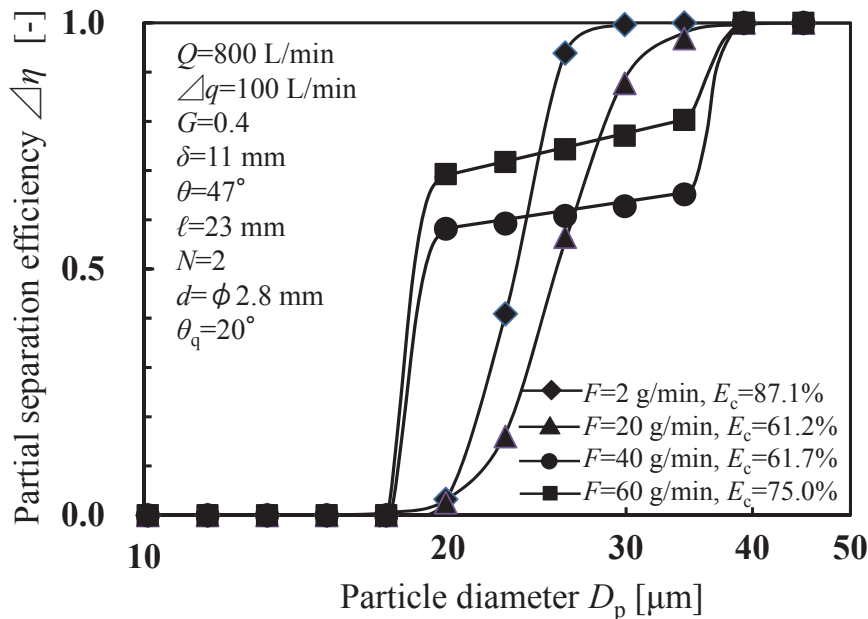


Fig.4.6 Effect of particle feed rate F on $\Delta\eta$

この分級が不可能となる現象について、田中ら⁶⁾の 90° ベンド配管を通過する固気二相流の観察から得た流動状態の模式図 Fig.4.7(a)を、サイクロン内の粒子の流動状態に当てはめて説明する。Fig.4.7(b)に Fig.4.7(a)から類推したサイクロン壁面付近の粒子の流動状態を模式図として示す。

Fig.4.7(a)(1)の分散流 (Dispersed flow) は、個々の粒子が気流からの抗力を受け、空間でほぼ均一の粒子濃度で流れる状態であるが、サイクロン内では粒子に作用する強力な遠心力により粒子は壁近傍を流れるので、均一な分散流とは

ならない。**Fig.4.7(a)(2)**の摺動流（Dispersed biasing flow or Saltation flow）は、サイクロンでは**Fig.4.7(b)(I)**に示す流れで、分散した個々の粒子が気流からの抗力を受けサイクロンの壁面と衝突しながら壁面近傍を旋回下降する流れである。

ACVサイクロンは、この流れを対象としており、サイクロンの壁面に設けたチャンネル（**Fig.4.2**）とスリッターにより粒子を分級する装置である。

Fig.4.7(a)(3)の摺動層流（Sliding bed flow）は、 90° ベンド配管で粒子濃度が高いときに観察されている流れで、個々の粒子に気流からの抗力が作用せず、粒子群または、粒子層全体として気流から抗力を受けて、壁面を滑るように移動する流れである。サイクロンでは**Fig.4.7(b)(II)**にその流れを模式図として示した。本研究では、摺動流と摺動層流は区別するものとする。

Fig.4.6 の実験結果から、粉体供給速度が $2\sim 20\text{g/min}$ ($c=0.0015\sim 0.015\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲では、粉体の濃度が小さいので、**Fig.4.7(b)(I)**に示す摺動流となっており、粒子の分級が可能であったと考えられる。一方、粉体供給速度が 40g/min ($c=0.031\text{kg-solids/kg-gas}$) 以上では、分級が不可能になっているのは、**Fig.4.7(b)(II)**に示す粒子の流れが摺動層流になったためと考えられる。摺動層流では、チャンネルに粒子群または粒子層として入ってくるので、個々の粒子に追加気流の抗力が作用しなくなり、分級ができなくなったものと考えられる。

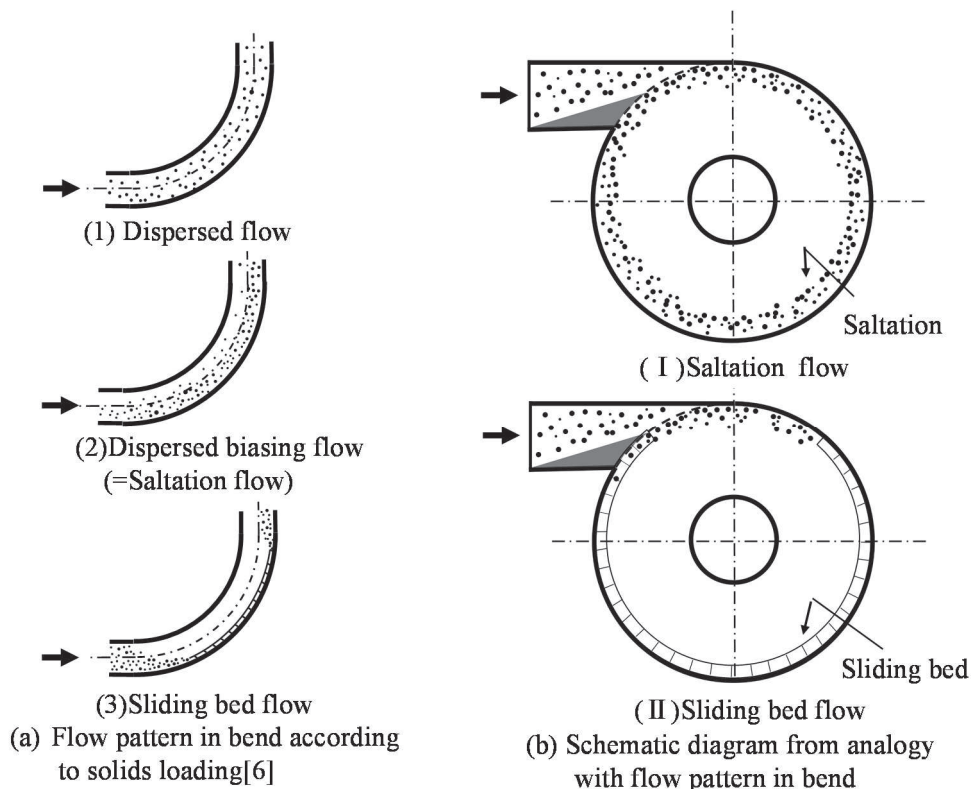


Fig.4.7 Schematic diagram of particles flow pattern in cyclone

4.3.2 天板近傍からの追加気流 q' による粒子の分散効果

天板近傍からの追加気流 q' の効果を確認するため、粉体供給速度 $F=40\text{g}/\text{min}$ ($c=0.031\text{kg-solids}/\text{kg-gas}$)、全主流量 $Q_t=Q+q'=1000\text{L}/\text{min}$ を一定として、天板近傍の追加気流 q' を $0\sim 200\text{L}/\text{min}$ の範囲で変化させた。このときの追加気流 q' が部分分離効率 $\Delta\eta$ へ及ぼす影響について **Fig.4.8** に示す。なお、同図には、参考として分級が不可能であった $Q=800\text{L}/\text{min}$ 、 $q'=0\text{L}/\text{min}$ の部分分離効率 $\Delta\eta$ を破線で示している。同図より、 $Q_t=Q+q'=1000\text{L}/\text{min}$ を一定として天板近傍からの追加気流 $q'=0\text{L}/\text{min}$ から $200\text{L}/\text{min}$ へ増加すると部分分離効率 $\Delta\eta$ の勾配は立ち上がり、分級性能が向上することがわかる。次に、**Fig.4.9** に粉体供給速度 $F=40\text{g}/\text{min}$ ($c=0.031\text{kg-solids}/\text{kg-gas}$)、全主流量 $Q_t=Q+q'=1000\text{L}/\text{min}$ を一定として、天板近傍からの追加気流 q' を $0\sim 200\text{L}/\text{min}$ の範囲で変化させたときの追加気流 q' が分級精度指数 κ に与える影響について示す。ここで、 κ は D_{p25} を D_{p75} で割ったもので、一般に分級の精度を表す指標として広く用いられている。同

図より、分級精度指数 κ は、天板近傍からの追加気流 q' を 0 から 200L/min へ増加すると 0.80 から 0.84 へ高くなることがわかる。一方、Hoffmann と Stein⁵⁾ は、サイクロンの分級性能を Eq.(4.3) の n の値から評価している。同図の分級精度指数 $\kappa=0.80\sim 0.84$ は Eq.(4.3) を用いた計算から $n=10.0\sim 12.7$ に相当する。

これらのことから、追加気流 q' は、サイクロン壁面の摺動層流の粒子を分散して摺動流にする効果があるものと考えられる。つまり、摺動流になったため、チャンネルで個々の粒子に追加気流 Δq の抗力が作用し、粒子に作用する遠心力と抗力とのバランスにより意図とする分級ができたものと考えられる。

秋山ら⁷⁾ は、粒子供給速度 $F=2\text{g/min}$ ($c=0.0015\text{kg-solids/kg-gas}$) の低粒子濃度領域において、追加気流 q' はサイクロンのボルテックス内の旋回速度を増大する効果があると報告されているが、本研究においては、さらに高粒子濃度領域において、摺動層流を分散して摺動流にする効果があるものと考えられる。社河内ら⁹⁾ は、三次元円形凹面壁面における壁面噴流について、流速分布を詳細に測定しているが、同壁面噴流の特徴として、気流は噴流の吹き込み方向と垂直な軸方向に流れが著しく広がることを報告されている。このことから、追加気流 q' は吹き出し近傍で、摺動層流をサイクロンの軸方向下部の壁面上に広げて、粒子の分散を良くしているものと考えられる。

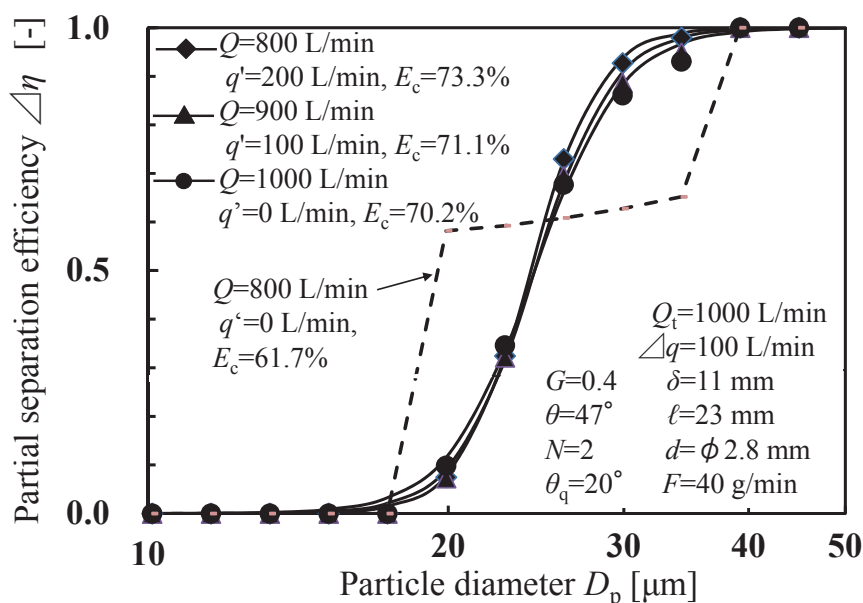


Fig.4.8 Effect of secondary flow injection q' on $\Delta\eta$

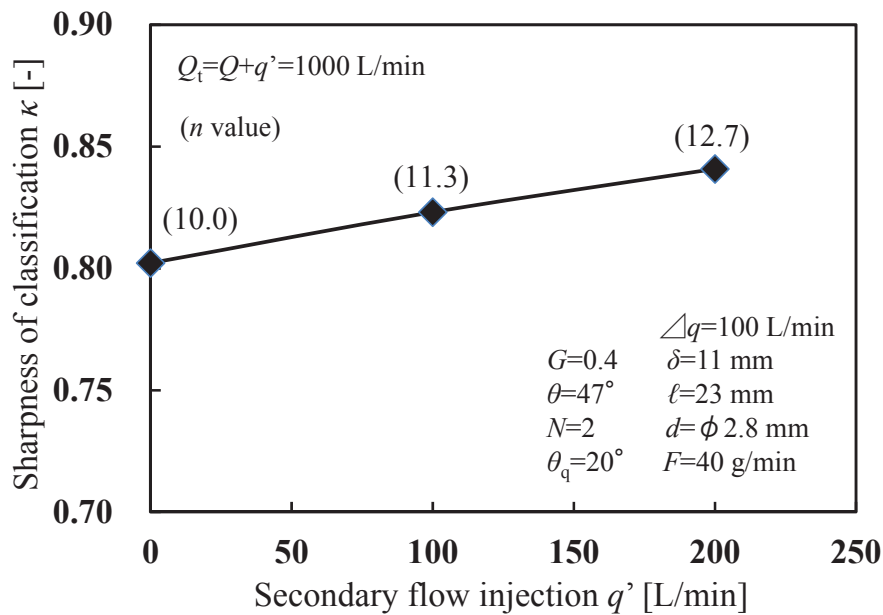


Fig.4.9 Effect of secondary flow injection q' on sharpness of classification

Fig.4.8において、主流量 Q と追加気流 q' の和 Q_t が 1000L/min と同じならば、 D_{p50} も同じ値となっている。つまり、 $Q=1000\text{L/min}$ で $q'=0\text{L/min}$ のときの D_{p50} と同じになっている。追加気流 q' を流さないときの D_{p50} については、前章⁽²⁾で理論的に次式を導き出している。

$$D_{p50} = \sqrt{\frac{18\mu r_2}{\rho_p S v_\theta^2 \sin\theta} \left(\Delta q + \frac{q_0}{1 - \exp(-q^*/(q_0 + \Delta q))} \right)} \quad (4.4)$$

$$q_0 = 0.275 Q \quad (q'=0) \quad (4.5)$$

ここで、 q_0 はサイクロンからチャンネルへ入る気流量で、 v_θ は追加気流 Δq により加速されたチャンネル出口における粒子の旋回速度である。前章の研究から q^* は 218 L/min の値が得られている。 D_{p50} が追加気流 q' に関わらず同じ値になることから、Eq.(4.5)の Q を $Q_t=Q+q'$ にすれば、追加気流 q' を流した場合でも Eq.(4.4)は成立するものとする。以後、実験結果から得られる D_{p50} から Eq.(4.4)を用いて粒子の旋回速度 v_θ を推定する。

4.3.3 粉体供給速度 F の分級性能へ及ぼす影響

高粒子濃度領域において、 $Q=800\text{L/min}$ 、 $q'=200\text{L/min}$ を一定として、粉体供給速度 F を $40\sim 100\text{g/min}$ ($c=0.031\sim 0.077\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲で変化させたときの、 F が部分分離効率 $\Delta\eta$ に及ぼす影響を Fig.4.10 に示す。なお、同図の破線は、粉体供給速度 $F=2\text{g/min}$ ($c=0.0015\text{kg-solids/kg-gas}$) のときの部分分離効率 $\Delta\eta$ の計算値を示している。この破線の部分分離効率 $\Delta\eta$ は、Eq.(4.3)の D_{p50} と n の値が分かれば計算から得られる。前章⁽²⁾では、 $Q=800\text{L/min}$ ($q'=0$) のときの n として 24 の値を得ている。 $Q=900\text{L/min}$ のときも、ほぼ同様な 23.6 の値が得られており、この $n=24$ は ACV サイクロンで得られる最大値と考えられる。したがって、 $Q=800\text{L/min}$ 、 $q'=200\text{L/min}$ においても同様な値となるとして、粉体供給速度 $F=2\text{g/min}$ のときの部分分離効率 $\Delta\eta$ を計算した。なお、 D_{p50} は $Q=1000\text{L/min}$ として Eq.(4.4)と Eq.(4.5)から計算したものをを用いた。同図より、粉体供給速度が増加すると D_{p50} は、大きくなる傾向があり、部分分離効率 $\Delta\eta$ の傾斜は小さくなった。

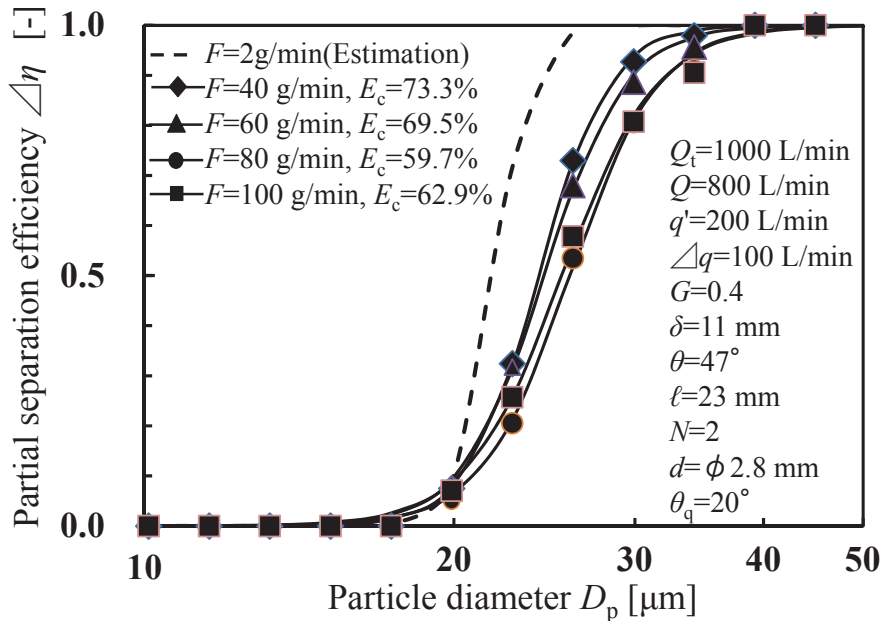


Fig.4.10 Effect of particle feed rate F on $\Delta\eta$

次に、Fig.4.11 に粉体供給速度 F を $2 \sim 100 \text{ g/min}$ ($c=0.0015 \sim 0.077 \text{ kg-solids/kg-gas}$) の範囲で変化させたときの Eq.(4.4)より求めた粒子の旋回速度 v_θ を示す。供給粒子速度を増加すると、粒子の旋回速度 v_θ は緩やかに低下している。しかし、粒子に作用する遠心力は、粒子の旋回速度の 2 乗に比例するので、分級には著しい影響を及ぼしているものと考えられる。

この理由として、次のことが考えられる。希薄粒子濃度領域でのサイクロン内の粒子挙動は、サイクロンの壁面と衝突と反射を繰り返しながら旋回下降する。サイクロンの壁面との衝突による粒子の運動エネルギーの損失は、反射して壁面からある程度離れた位置で主流の気流から受ける抗力により補われる。したがって、粒子は一定の旋回速度で衝突と反射を繰り返しながら旋回下降すると考えられる。一方、粒子濃度を増加させると粒子間の相互作用、粒子の気流に対するシールド効果などの増加により、粒子と壁面との衝突と反射が抑制され、気流から受ける運動エネルギーが減少し、粒子の旋回速度が小さくなったと考えられる。

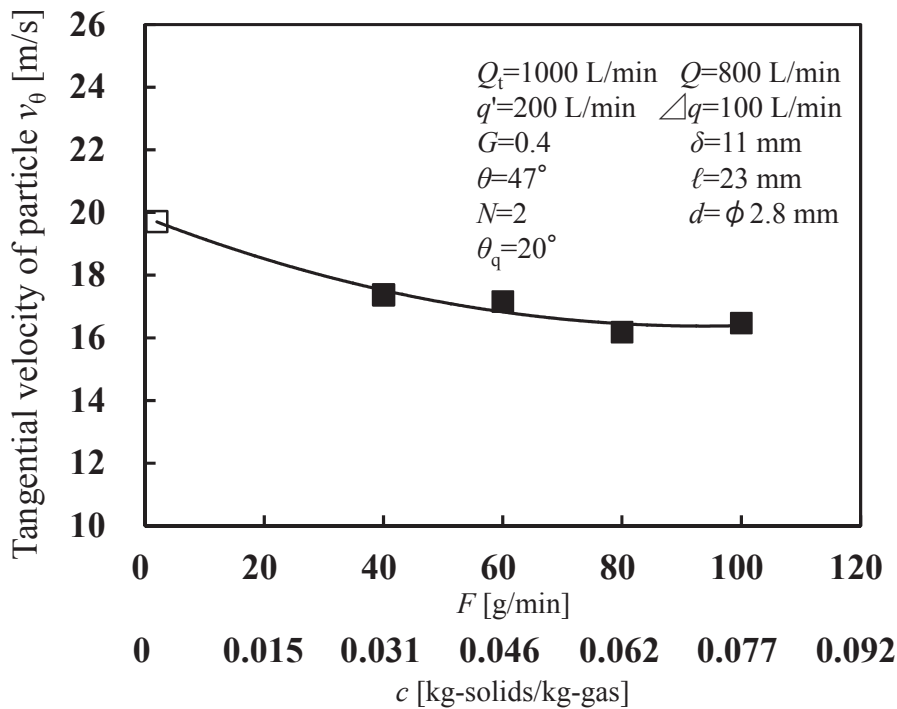


Fig.4.11 Effect of particle feed rate F or particle concentration c on tangential velocity of particle v_θ

次に、Fig.4.12 に粉体供給速度 F を 2~100g/min ($c=0.0015\sim 0.077\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲で変化させたときの粉体供給速度 F が分級精度指数 κ に与える影響を示す。同図の粉体供給速度 $F=2\text{g/min}$ ($c=0.0015\text{kg-solids/kg-gas}$) のときの κ の値は、前章⁽²⁾の実験から $\kappa=0.91$ を参考値として用いた。

一般的な分級性能を示す目安⁽¹⁰⁾から、 $\kappa=0.5$ 以上では“良い分級”、 $\kappa=0.7$ 以上では“かなり良い分級”とされている。同図にもその目安を図示する。Fig.4.11 より、ACV サイクロンでは粒子供給速度を上げると κ の値は、低下するが、 $\kappa=0.79$ 以上の値となっており、かなり良い分級性能を示していることがわかる。また、本研究で得られた $\kappa=0.79$ は Eq.(4.3)を用いた計算から $n=9.5$ に相当する。Hoffmann と Stein⁵⁾は、従来のサイクロンの分級精度として $n=7$ は高い分級性能を示す値であるとしており、ACV サイクロンは従来の分級性能の高いサイクロンよりも、はるかに高い分級性能を示すことがわかる。ACV サイクロンでは、チャンネルという局所的な分級場で粒子を分級するため、均一の遠心加速度場と均一な気流の流れ場が得やすく、従来のサイクロンに比べて高い分級精度になるものと考えられる。

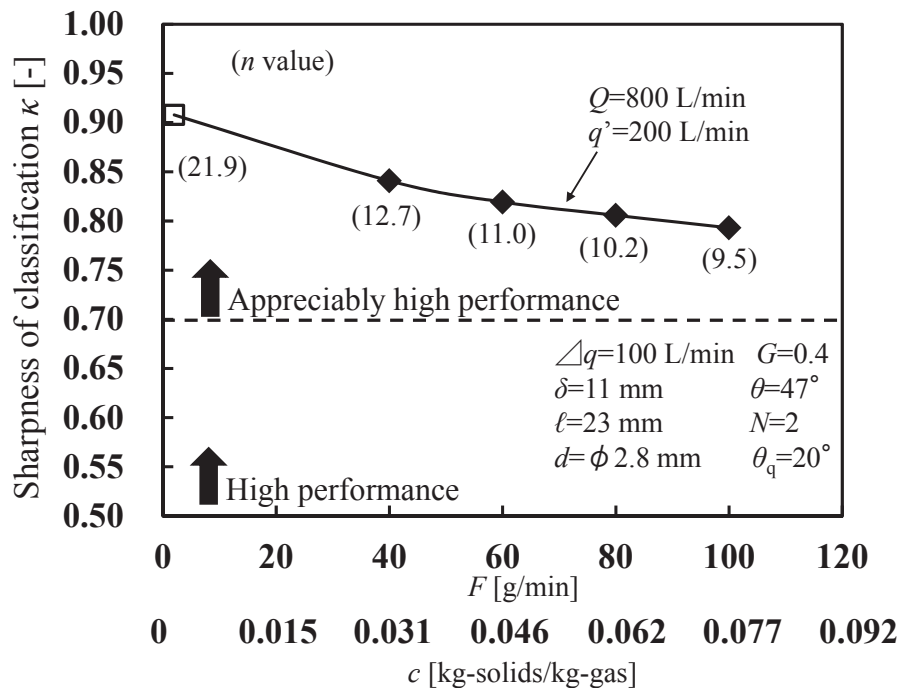


Fig.4.12 Effect of particle flow rate F or particle concentration c on sharpness of classification

本研究では、分級点 D_{p50} の制御については言及していないが、その制御方法としては、次の方法が考えられる。主流量 Q と追加気流 q' を決定すれば、 $\Delta q=0\text{L/min}$ のときの D_{p50} は、供給される粒子の粒子径、粒子密度などにより決定され、粒子径が小さくなるほど D_{p50} も小さくなる。この条件で、 Δq により D_{p50} を制御する。 Δq を大きくすれば、その気流の角運動量も大きくなるが、 Δq による角運動量の増加率は Δq のノズルからの噴き出し速度と吹き出し角度を変えることによって、追加気流量 Δq とは独立して設定できる。したがって、粒子に作用する気流からの抗力と遠心力を、 Δq の流量と角運動量により、それぞれ独立に設定することにより、 D_{p50} を制御することができる。

なお、本研究では、分級対象としてメディア径 $25\ \mu\text{m}$ のアクリル粒子を用いたが、密度、粒子径の異なる粒子についても、サイクロン内の壁面近傍を分散して、かつ旋回しながら下降するような粒子であれば、本研究のアクリル粒子の分級と同様に分級が可能であると考えられる。

4.4 結言

高粒子濃度領域において、ACV サイクロンの分級性能を評価し、下記の知見が得られた。

- (1) 追加気流 q' を流さない条件では、粒子濃度を増加すると、分級性能が著しく低下する。さらに増加して、粒子供給速度が 40g/min ($c=0.031\text{kg-solids/kg-gas}$) 以上にすると分級が不可能になることがわかった。
- (2) しかし、サイクロン天板近傍からの追加気流 q' を流すことにより、サイクロン壁面の粒子の運動が摺動層流から摺動流に移行すると考えられ、分級性能の低下を軽減することができた。その結果、粒子供給速度が $2\sim 100\text{g/min}$ ($c=0.0015\sim 0.077\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲で分級精度指数 $\kappa=0.79$ 以上の分級性能が得られることがわかった。

これらのことから、ACV サイクロンは、工業用の分級プロセスの実用装置として充分用いることが可能であることがわかった。

使用記号

a	= Centrifugal acceleration	[m/s ²]
c	= Particle concentration	[kg-solids/kg-gas]
d	= Inside diameter of the blow-up nozzle	[m]
D_p	= Particle diameter	[m]
D_{p25}	= 25% cut-off size of the partial separation efficiency curve	[m]
D_{p50}	= 50% cut-off size of the partial separation efficiency curve	[m]
D_{p75}	= 75% cut-off size of the partial separation efficiency curve	[m]
E_c	= Yield of coarse particles	[-]
F	= Powders feed rate	[kg/min]
F_c	= Centrifugal force induced by vortex flow	[N]
F_D	= Drag force induced by main flow and blow-up flow	[N]
$f_c(D_p)$	= Frequency of coarse particle size distribution	[1/m]
$f_f(D_p)$	= Frequency of fine particle size distribution	[1/m]
ℓ	= Length of slit	[m]
m_F, m_c	= Mass of total particles within the inside and outside collection boxes	[kg]
N	= Number of blow-up nozzles	[-]
n	= Exponent in Eq. (4.3)	[-]
Q	= Rate of inlet air flow into cyclone (primary flow rate)	[m ³ /s]
Q_t	= Rate of inlet air flow ($Q+q'$) into cyclone	[m ³ /s]
q_0	= Flow rate of air into channel through throat of cyclone	[m ³ /s]
q'	= Secondary flow injection of air	[m ³ /s]
q^*	= Constant parameter in Eq.(4.4)	[m ³ /s]
r	= Radius of tip of slit from center of cyclone	[m]
r_p	= Radius of particle trajectory	[m]
r_1	= Radius of throat of cyclone	[m]
r_2	= Representative radius of CS from center of cyclone	[m]
r_3	= Radius of outside collection box	[m]
S	= Area of CS	[m ²]
u_i	= Velocity within blow-up nozzle	[m/s]
u_{in}	= Velocity of air flow at cyclone inlet	[m/s]
u_r	= Velocity of air flow along channel	[m/s]
u_t	= Velocity of converged air flow by inlet guide vane	[m/s]
u_θ	= Tangential velocity of air	[m/s]
$u_{\theta 1}$	= Tangential velocity of air in throat of cyclone	[m/s]

v_r	= Velocity of particle along channel	[m/s]
v_θ	= Tangential velocity of particle at CS	[m/s]
$\triangleleft q$	= Blow-up flow rate of air	[m ³ /s]
$\triangleleft \eta$	= Partial separation efficiency	[-]
δ	= Vertical width of channel	[m]
θ	= Inclination angle of slit	[degree]
θ_q	= Inclination angle of blow-up nozzle	[degree]
κ	= Classification sharpness index ($=D_{p25}/D_{p75}$)	[-]
μ	= Viscosity of air	[Pa · s]
ρ_p	= True density of particle	[kg/m ³]

参考文献

- (1) T. Oshitari, M. Kimura, K. Yamamoto, K. Fukui, H. Yoshida, Development and evaluation of a cyclone type classifier for separating coarse particles, J. Soc. Powder Technol., Japan, 52 (2015) 435-444.
- (2) T. Oshitari, K. Yamamoto, K. Fukui, H. Yoshida, Classification characteristics of a cyclone type classifier with improved collection boxes for separating particles near the wall surface, Journal of Chemical Engineering of Japan, 50 (2017) 492-500.
- (3) M. Trefz, E. Muschelknautz, Extended cyclone theory for gas flows with high solids concentrations, Chem Eng Technol, 16 (1993) 53-60.
- (4) H. Mothes, F. Löffler, Motion deposition of particles in cyclones, Ger. Chem. Eng, 8 (1985) 23-33.
- (5) AC. Hoffmann, EL. Stein, Gas cyclones and swirl tubes, principles, design and operation. Berlin: Springer (2002) p.183.
- (6) T. Tanaka, T. Ishibashi, T. Shiratori, Y. Tsuji, Y. Morikawa, Air-solid two-phase flow through a bend, Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B, 54 (1988) 367-372.
- (7) A. Akiyama, H. Yoshida, K. Fukui, K. Ono, Improvement in classification performance of gas-cyclone by local fluid velocity control, J. Society of Powder Tech., Japan, 42 (2005) 401-408.
- (8) J. Dirgo, D. Leith, Performance of theoretically optimized cyclone, Filtration and Separation, 22 (1985) 119-125.

(9)T. Shakouchi, T. Aoki, M. Uesugi, Study on the three-dimensional round-wall jet along a concave surface, Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B, 59 (1993) 57-64.

(10)Association of Powder Process Industry and Engineering, Manual of classification technology, Japan, (1990) p.38.

第 5 章 結論

本論文は、工業用の分級プロセスに用いるため、分級点が数十 μm 以上の粒子径領域にある粒子を分級でき、高い分級性能を有するサイクロン型分級装置を開発することを目的とした。

低粒子濃度領域において粗大粒子を除去する目的で、微小粒子は内筒捕集箱へ粗大粒子は外筒捕集箱へ捕集される特徴ある捕集箱を有するサイクロン型分級機を試作した。アクリル粒子を用いて、その有用性ととも高い分級精度で粗大粒子を除去するための装置条件と操作条件を実験により評価し、粗大粒子を除去させる装置および操作条件の影響について示した。次に、内外筒からなる捕集箱に改良を加え、操作条件が分離径に与える影響について評価し、分級点が数十 μm 以上の粒子においても高い分級精度が得られることを示した。高粒子濃度領域においては、高い分級精度を可能とすべく、天板からの追加気流を導入させ分級性能に及ぼす影響を評価し、分級点が数十 μm 以上の粒子においても低粒子濃度領域で得られた高い分級精度の低下を軽減させて分離させることが可能であることを示した。本研究で得られた成果は以下の通りである。

第 2 章では、低粒子濃度領域においてアクリル粉体の $30\mu\text{m}$ 以上の粗大粒子を除去する目的として、サイクロンの捕集箱を内筒と外筒の二重構造にし、内外筒捕集箱の上部の間には粒子が入る傾斜したチャンネル部を有するサイクロン型分級装置を試作した。チャンネル部の長さをスリット長とし 6mm を有する。さらにチャンネル部には、外筒捕集箱から接線方向に追加気流を流入させた。これらの特徴を有するサイクロン型分級装置を用いて分離径におよぼす装置条件および操作条件を実験により評価を行うとともに、 50% 分離径を推算する相関式の導出を試み評価した。その結果、以下のことが明らかになった。

- (1) 4条件のスリット幅の評価からスリット幅を大きくすると50%分離径は小さくなり、粒子径 $30\mu\text{m}$ 以上の部分分離効率も高くなるが粗大粒子側（外筒捕集箱）へ粒子径 $30\mu\text{m}$ より小さい粒子の混入も多くなることが分かった。
- (2) 5条件の追加気流の評価から追加気流を増加させると、部分分離効率曲線が粗大粒子側に移行し、同曲線の傾きが大きくなる傾向になることが分かった。また、50%分離径は、スリット部において粒子に作用する遠心力と追加気流による抗力が釣り合う分級面を設定して導出される相関式を補正した式から精度良く推算できることも分かった。
- (3) サイクロン入口部の案内羽根の開口比4条件の評価から開口比を0.4とし、サイクロン入口の流量を縮流させ流速を上昇させると、粒子径 $30\mu\text{m}$ の粒子の部分分離効率の値を高く維持したまま、同粒子より小さい粒子の製品回収率（内筒捕集箱側）を高くすることができた。
- (4) 外筒捕集箱上部の傾斜壁の角度3条件の評価から角度が 47° とした部分分離効率曲線は $30\mu\text{m}$ 側へ移行し、目的とする分級性能に近づいたことが分かった。
- (5) サイクロン入口の主流量と外筒捕集箱からの追加気流を調整することで、50%分離径は約 $21\mu\text{m}$ から $27\mu\text{m}$ の範囲で可変とすることができ、さらに50%分離径を $27\mu\text{m}$ に調整することにより、製品回収率は88%にも向上した。

このことから、試作したサイクロン型分級装置は、捕集されるアクリル粉体の粗大粒子を分離除去することが可能であることが分かった。

第3章では、第2章で試作し開発したサイクロン型分級装置（ACV）に改良を加え、低粒子濃度領域において D_{p50} に及ぼす追加気流の影響および分級精度に及ぼす追加気流の影響について分級メカニズムを考究し考察を行った。また、第2章で50%分離径を推算する相関式では、チャンネル部で粒子に作用する遠心力と抗力とのバランスで D_{p50} が決定されたが、改良を加えスリッターの長さを 23mm にすることでチャンネル内に入った粒子が追加気流によりチャンネル内で反転し、スリッター先端で分級されるとする分級モデルから式の誘導を試み評価した。さらに、改良を加え提案する分級モデルの式から得られる値と

実験値とを比較し検証、評価した。その結果、以下のことが明らかになった。

(1)50%分離径 (D_{p50}) は、チャンネルに入り反転する分級モデルとして提案したダイナミックモデルによって最もよく適用される。さらに、CS面における粒子に作用する気流の抗力と遠心力の非平衡状態で決定されることが分かった。

(2) D_{p50} は、 Δq の増減に関わらず Q を変化させることにより変化させられる。これは、 Δq の増加により粒子に作用する遠心力が大きくなるが、同時に気流の抗力も大きくなるためであることが分かった。

(3) Δq の増加は、 D_{p50} を一定に保ちながら D_{p25} を大きくさせ D_{p75} を小さくさせることにより、分級精度指数 $\kappa=D_{p25}/D_{p75}$ を 0.75~0.92 の範囲の高い分級精度と 70~94%の範囲の高い粗大粒子収率で分級することができた。

これらから、ACV は、 Δq を増加させて、 D_{p50} をほぼ一定に保ちながら、分級精度と収率を向上させる特徴を有しており、分級装置として優れた性能を有していることが分かった。

第4章では、第3章のACVサイクロンに天板近傍からの追加気流を導入可能な構造に改良を加え、高粒子濃度領域が分級性能におよぼす影響について考察した。とくに天板近傍からの追加気流による分級性能へ及ぼす影響について評価を行った。その結果、以下のことが明らかになった。

(1)天板近傍からの追加気流 q' を流さない条件では、粒子供給速度を 2g/min、20g/min と上げ粒子濃度を増加すると、 D_{p50} は大きくなり分級性能が著しく低下する。さらに増加して、粒子供給速度が 40g/min ($c=0.031\text{kg-solids/kg-gas}$) 以上にすると分級が不可能になることが分かった。

(2)しかし、サイクロン天板近傍からの追加気流 q' を流すことにより、サイクロン壁面の粒子の運動が摺動層流とする個々の粒子に気流からの抗力が作用せず、粒子群など気流から抗力を受けてサイクロン壁面を滑るように移動する流れから摺動流とする分散した個々の粒子が気流からの抗力を受けサイクロン壁面と衝突を繰り返しながら壁面を旋回下降する流れに移行すると考えられ、分級性能の低下を軽減することができた。その結果、粒子供給速度が 2~100g/min ($c=0.0015\sim0.077\text{kg-solids/kg-gas}$) の範囲で分級精度指数

$\kappa=0.79$ 以上の分級性能が得られることが分かった。

以上、本研究「粗大粒子を分離するサイクロン型分級装置の研究」を通して、内外筒からなる二重構造の捕集箱を有するサイクロン型分級装置を開発し、捕集箱の構造および操作条件が分離径に及ぼす影響について多くの知見を得ることができた。また、サイクロン型において数 μm 以上の粒子を外筒捕集箱からの追加気流と主流量を調整することで高い分級精度で分級することを見出した。さらに、高粒子濃度領域では、天板近傍からの追加気流を調整し流入させることで、低粒子濃度領域と同等の高い分級精度での分級を可能にした。また、高粒子濃度領域の推算式で計算した値と実験値は一致しており、サイクロン型分級装置の設計に用いられることが示唆される。これらの実証から、本研究で開発したサイクロン型分級装置が工業用プロセスの分級装置として、充分用いることが可能であることが分かった。

謝辞

本研究をまとめ、論文を執筆するに当たり、ご懇篤なるご指導、ご高閲を賜りました広島大学大学院工学研究科化学工学講座の特任教授吉田英人先生に、心より厚く御礼申し上げます。

また、本論文の審査に当たり、細部にわたり親切なご助言、ご指導、ご高閲を賜りました広島大学大学院工学研究科化学工学講座の福井国博教授、島田学教授、ならびに広島大学大学院工学研究科機械システム工学講座の西田恵哉教授に、心より厚く御礼申し上げます。

そして、広島大学大学院工学研究科微粒子工学研究室の卒業生である木村将貴氏には、本研究を進めるに当たり、本装置を用いた実験データの収集、およびデータの整理など多大なご協力を戴きました。心より感謝いたします。

また、同研究室の在学生の方々にも多大なるご協力を戴きました。心より感謝いたします。

綜研化学株式会社の山本一己技術顧問には、本研究だけではなく多岐にわたり細やかで熱心にご助言を戴きました。心より厚く御礼申し上げます。

また、同社の微粉体部には、研究用の微粉体を提供戴くとともに、粒子の解析などにご協力戴きました。心より厚く御礼申し上げます。

最後に、本研究は以上の方々を初め多数の方々のご協力によって成し得たものであり、ご協力戴いた全ての方々に心から感謝の意を表し謝辞といたします。