

## ふるい分けおよび分級

### 1. 分離効率

#### 1. 1 物質収支

原料粉体  $F$  [kg] をふるいにかけて目開き径以上の粗粉  $O$  [kg] とそれ以下の微粉  $U$  [kg] に分離した。原料、粗粉、微粉に含まれる目開き径以上の粒子含有率(質量分率)が  $x_F$  [-],  $x_O$  [-],  $x_U$  [-] のとき、物質収支は次式で表される。(ふるい網が目詰まりして粗粉側に微小粒子が含まれることがあるし、網目が一部で広がっているか破けるかして微粉側に粗大粒子が含まれることもある。)

$$(全物質収支) \quad F = O + U \quad \cdots(1.1.1)$$

$$(成分物質収支) \quad Fx_F = Ox_O + Ux_U \quad \cdots(1.1.2)$$

粗粉の歩留まり(ぶどまり、収率の意)  $O/F$  [-] は、収支式より  $U$  を消去して導かれる。

$$Fx_F = Ox_O + (F - O)x_U \quad \cdots(1.1.3)$$

$$F(x_F - x_U) = O(x_O - x_U) \quad \cdots(1.1.4)$$

$$\boxed{O/F = (x_F - x_U)/(x_O - x_U)} \quad \cdots(1.1.5)$$

微粉の歩留まり  $U/F$  [-] は、収支式より  $O$  を消去して導かれる。

$$Fx_F = (F - U)x_O + Ux_U \quad \cdots(1.1.6)$$

$$F(x_F - x_O) = U(x_U - x_O) \quad \cdots(1.1.7)$$

$$\boxed{U/F = (x_O - x_F)/(x_O - x_U)} \quad \cdots(1.1.8)$$

粗粉の回収率  $\gamma_O$  [-] と微粉の回収率  $\gamma_U$  [-] は、次式で表される。

$$\gamma_O \equiv \frac{Ox_O}{Fx_F} = \frac{(x_F - x_U)x_O}{(x_O - x_U)x_F} \quad \cdots(1.1.9)$$

$$\gamma_U \equiv \frac{U(1 - x_U)}{F(1 - x_F)} = \frac{(x_O - x_F)(1 - x_U)}{(x_O - x_U)(1 - x_F)} \quad \cdots(1.1.10)$$

粗粉に混ざってふるい網に残留する微粉の残留率  $(1 - \gamma_U)$  [-] は、次式のように導かれる。

$$1 - \gamma_U = 1 - \frac{(x_O - x_F)(1 - x_U)}{(x_O - x_U)(1 - x_F)} \quad \cdots(1.1.11)$$

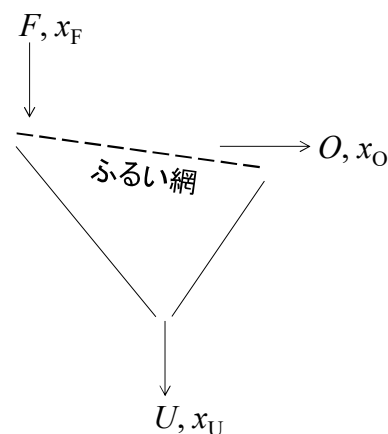
$$1 - \gamma_U = \frac{(x_O - x_U)(1 - x_F) - (x_O - x_F)(1 - x_U)}{(x_O - x_U)(1 - x_F)} \quad \cdots(1.1.12)$$

$$1 - \gamma_U = \frac{(x_O - x_Ox_F - x_U + x_Ux_F) - (x_O - x_Ox_U - x_F + x_Fx_U)}{(x_O - x_U)(1 - x_F)} \quad \cdots(1.1.13)$$

$$1 - \gamma_U = \frac{(-x_Ox_F - x_U) - (-x_Ox_U - x_F)}{(x_O - x_U)(1 - x_F)} \quad \cdots(1.1.14)$$

$$1 - \gamma_U = \frac{-x_O(x_F - x_U) + (x_F - x_U)}{(x_O - x_U)(1 - x_F)} \quad \cdots(1.1.15)$$

$$\boxed{1 - \gamma_U = \frac{(x_F - x_U)(1 - x_O)}{(x_O - x_U)(1 - x_F)}} \quad \cdots(1.1.16)$$



## 1. 2 総合分離効率

### 1.2.1 分離効率の条件

総合分離効率には、ニュートン効率  $\eta_N$  [-]、効率係数  $\eta_E$  [-]、網下効率  $\eta_U$  [-] のように複数の定義がある。ニュートン効率  $\eta_N$  は、理想的に分離された原料粉体の重量割合を表している。

$$\eta_N \equiv \gamma_O - (1 - \gamma_U) \quad \cdots(1.2.1.1)$$

$$\eta_E \equiv \gamma_O \gamma_U \quad \cdots(1.2.1.2)$$

$$\eta_U \equiv \gamma_U \quad \cdots(1.2.1.3)$$

一般的な分離効率  $\eta$  が満たすべき条件を以下に整理する。

(ア) 有用成分(粗粉)の全量がふるい上に残留し、不用成分(微粉)の全量がふるいを通過する場合。

$$x_O=1, x_U=0, \gamma_O=1, \gamma_U=1, \eta=1 \quad (\text{理想的な分離})$$

(イ) ふるいが目詰まりして有用成分(粗粉)と不用成分(微粉)の全量がふるい上に残留する場合。

$$x_O=x_F, x_U=0, \gamma_O=1, \gamma_U=0, \eta=0$$

(ウ) ふるいが破れて有用成分(粗粉)と不用成分(微粉)の全量がふるいを通過する場合。

$$x_O=0, x_U=x_F, \gamma_O=0, \gamma_U=1, \eta=0$$

(エ) 原料粉体を分割したのみであり、分割の前後で有用成分(粗粉)の含有率が変化しない場合。

$$x_O=x_F, x_U=x_F, \gamma_O=O/F, \gamma_U=U/F, \eta=0$$

ニュートン効率  $\eta_N$  はすべての条件を満たしている。一方、効率係数  $\eta_E$  と網下効率  $\eta_U$  は条件(エ)を満たしていない( $\gamma_O=O/F$  と  $\gamma_U=U/F$  を代入しても 0 にならない)ため、この場合に  $\eta_E$  や  $\eta_U$  を用いることは適切ではない。

### 1.2.2 ニュートン効率の意味

A 粒子群  $W_A$  [kg] と B 粒子群  $W_B$  [kg] の混合粉体  $F(=W_A+W_B)$  [kg] をそれぞれの粒子群に理想分離する装置と混合物のまま送るバイパスを組み合わせた装置に供給する。原料粉体のうち、理想的分離装置へ入ろうとする重量割合が  $\alpha$  であるとき、 $\alpha F(=\alpha(W_A+W_B))$  [kg] が理想分離されて  $\alpha W_A$  [kg] の A 粒子と  $\alpha W_B$  [kg] の B 粒子が排出される。原料粉体のうち、残りの  $(1-\alpha)(W_A+W_B)$  [kg] は、混合物のまま 2 系列あるうちいずれかのバイパスへ入る。このうち、A 粒子受け器側のバイパスへ入る重量割合が  $\beta$  であるとき、A 側バイパスへは  $\beta(1-\alpha)(W_A+W_B)$  [kg] が入り、B 側バイパスへは  $(1-\beta)(1-\alpha)(W_A+W_B)$  [kg] が入る。結果として、A 粒子受け器には合計  $\alpha W_A + \beta(1-\alpha)(W_A+W_B)$  [kg] が入り、B 粒子受け器には合計  $\alpha W_B + (1-\beta)(1-\alpha)(W_A+W_B)$  [kg] が入ることになる。このとき、A 粒子の回収率  $\gamma_A$  [-]、B 粒子の回収率  $\gamma_B$  [-]、ニュートン効率  $\eta_N$  [-] は、それぞれ次式のように導かれる。

$$\gamma_A = \frac{\alpha W_A + \beta(1-\alpha)W_A}{W_A} = \alpha + \beta(1-\alpha) \quad \cdots(1.2.2.1)$$

$$\gamma_B = \frac{\alpha W_B + (1-\beta)(1-\alpha)W_B}{W_B} = \alpha + (1-\beta)(1-\alpha) = \alpha + (1-\alpha) - \beta(1-\alpha) = 1 - \beta(1-\alpha) \quad \cdots(1.2.2.2)$$

$$\eta_N \equiv \gamma_A - (1 - \gamma_B) = [\alpha + \beta(1-\alpha)] - [1 - \{1 - \beta(1-\alpha)\}] = [\alpha + \beta(1-\alpha)] - [\beta(1-\alpha)] = \alpha \quad \cdots(1.2.2.3)$$

ニュートン効率  $\eta_N$  は、理想的分離装置へ入ろうとする重量割合  $\alpha$  に等しく、実際の分離装置がこの割合分だけ理想分離を果たすこと(分離性能)を表している。

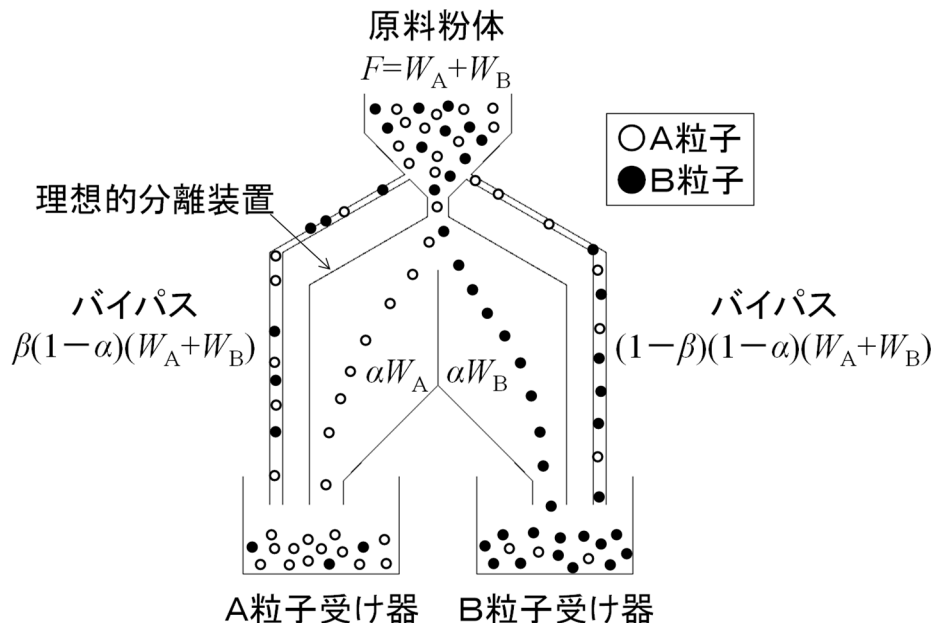


図 1.2.1 理想的分離装置とバイパスの組み合わせモデル

【計算例】総合分離効率

原料粉体(F)1.0 tをふるいにかけて粗粉 0.50 tを得た。目開き径以上の目的粒子が原料側に 50%、微粉側に 10%含まれるとき、①粗粉(O)の歩留まり  $O/F$  [-]、②微粉(U)の歩留まり  $U/F$  [-]、③粗粉側における目的粒子の含有率  $x_O$  [-]、④粗粉の回収率  $\gamma_O$  [-]、⑤微粉の残留率  $(1-\gamma_U)$  [-]、⑥総合分離効率(ニュートン効率)  $\eta_N$  [%]を求めよ。(①0.50, ②0.50, ③0.90, ④0.90, ⑤0.10, ⑥80%)

①  $O/F = 0.50/1.0 = 0.50$

②  $U = F - O = 1.0 - 0.50 = 0.50 \text{ t}$   $U/F = 0.50/1.0 = 0.50$

③  $x_O = (Fx_F - Ux_U)/O = [(1.0)(0.50) - (0.50)(0.10)]/0.50 = 0.90$

④  $\gamma_O = O x_O / F x_F = (O/F)(x_O/x_F) = (0.50)(0.90/0.50) = 0.90$

⑤  $1 - \gamma_U = 1 - [(U/F)(1 - x_U)/(1 - x_F)] = 1 - [(0.50)(1 - 0.10)/(1 - 0.50)] = 0.10$

⑥  $\eta_N = \gamma_O - (1 - \gamma_U) = 0.90 - 0.10 = 0.80 = 80\%$

1.3 部分分離効率

全粉体中の任意の粒子径範囲(ふるいなどで決められる)における有用成分(目開き径以上の粗粉)の回収率を部分分離効率  $\eta_p$  [-]といい、次式で表される。

$$\eta_p = \frac{Ow_O}{Fw_F} \quad \dots(1.3.1)$$

ただし、 $w$  は任意の粒子径範囲に含まれる粒子量の割合[-]、添え字 F は原料側、O は粗粉側。より厳密には、原料中の粒子径範囲  $D_p \sim D_p + dD_p$  に含まれる微小粉体量  $dF$  [kg]から有用成分(粗粉)側へ分離された微小粉体量  $dO$  [kg]の重量比で定義される。

$$\eta_p(D_p) \equiv \frac{dO}{dF} \quad \cdots(1.3.2)$$

原料と粗粉の頻度分布をそれぞれ  $f_F(D_p)$ 、 $f_O(D_p)$  [ $1/\mu\text{m}$ ] とすると、微小粉体量  $dF$  と  $dO$  は次式で表される。

$$dF = F f_F(D_p) dD_p = F w_F \quad \cdots(1.3.3)$$

$$dO = O f_O(D_p) dD_p = O w_O \quad \cdots(1.3.4)$$

$f_F(D_p)dD_p$  と  $f_O(D_p)dD_p$  は、高さ  $f(D_p)$  と幅  $dD_p$  で表されるヒストグラムの微小面積であり、粒子径範囲  $D_p \sim D_p+dD_p$  に含まれる粉体の質量分率  $w_F$  [-] または  $w_O$  [-] に相当する ( $x_F$  とか  $x_O$  ではない)。そこに原料または粗粉の全量  $F$  [kg] または  $O$  [kg] を乗じると、粒子径範囲  $D_p \sim D_p+dD_p$  に含まれる原料または粗粉の全量となる。上式を  $\eta_p$  の微分式に代入すると、もとの部分分離効率  $\eta_p$  の式を得る。

粗粉の歩留まり  $O/F$  は生産量に関する設定値として既知、各粒子径範囲における  $w_F$  も原料粉体に関する情報であり既知とする。各粒子径範囲に含まれる粗粉側の粒子量割合  $w_O$  [-] は、物質収支より導かれる。

$$\text{(全物質収支)} \quad F = O + U \quad \cdots(1.3.5)$$

$$\text{(成分物質収支)} \quad F w_F = O w_O + U w_U \quad \cdots(1.3.6)$$

$$w_O = (F/O) w_F - (U/O) w_U \quad \cdots(1.3.7)$$

$$w_O = (F/O) w_F - [(F/O) - 1] w_U \quad \cdots(1.3.8)$$

$$w_O = \frac{w_F}{O/F} - \left( \frac{1}{O/F} - 1 \right) w_U \quad \cdots(1.3.9)$$

各粒子径範囲における代表径ごとの部分分離効率を結んでできる曲線を**部分分離効率曲線**という。部分分離効率の 50% に対応する粒子径  $D_{50}$  では粗粉側と微粉側へ分離される粉体量が等しくなることから、これを分離の基準粒子径に取る (50% 分離粒子径)。

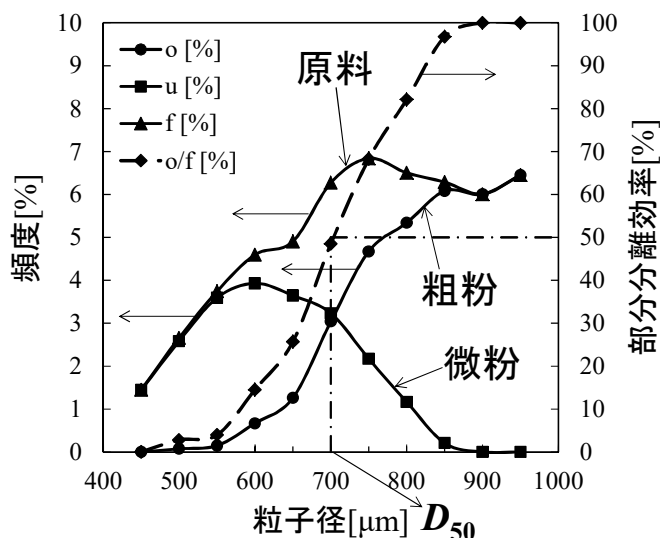


図 1.3.1 頻度分布曲線と部分分離効率曲線

(原料分布が粗粉分布と微粉分布の重ね合わせになっていること、有用成分の粗粉側に 50% 分離粒子径以下の不用粒子が、不用成分の微粉側に 50% 分離粒子径以上の有用粒子が迷い込んでいることが分かる。)

## 【計算例】部分分離効率

原料粉体(F)1.0 tをふるいにかけて粗粉 0.50 tを得た。目開き径以上の目的粒子が原料側に 50%、微粉側に 10%含まれるとき、①粗粉(O)の歩留まり  $O/F$  [-]、②微粉(U)の歩留まり  $U/F$  [-]、③粗粉側における目的粒子の含有率  $x_o$  [-]、④粗粉の回収率  $\gamma_o$  [-]、⑤微粉の残留率  $(1-\gamma_u)$  [-]、⑥総合分離効率(ニュートン効率)  $\eta_N$  [%]を求めよ。(①0.50, ②0.50, ③0.90, ④0.90, ⑤0.10, ⑥80%)

$$\textcircled{1} O/F = 0.50/1.0 = \boxed{0.50}$$

$$\textcircled{2} U = F - O = 1.0 - 0.50 = 0.50 \text{ t} \quad U/F = 0.50/1.0 = \boxed{0.50}$$

$$\textcircled{3} x_o = (Fx_F - Ux_U)/O = [(1.0)(0.50) - (0.50)(0.10)]/0.50 = \boxed{0.90}$$

$$\textcircled{4} \gamma_o = Ox_o/Fx_F = (O/F)(x_o/x_F) = (0.50)(0.90/0.50) = \boxed{0.90}$$

$$\textcircled{5} 1 - \gamma_u = 1 - [(U/F)(1 - x_U)/(1 - x_F)] = 1 - [(0.50)(1 - 0.10)/(1 - 0.50)] = \boxed{0.10}$$

$$\textcircled{6} \eta_N = \gamma_o - (1 - \gamma_u) = 0.90 - 0.10 = 0.80 = \boxed{80\%}$$

## 1. 4 分離性能

ふるい機の実験性能を表す指標として、分離の鋭さ  $\kappa$ 、Terra 指数  $E_p$ 、不完全度  $I$ がある。

$$\kappa \equiv \frac{D_{25}}{D_{75}} \quad \dots(1.4.1)$$

$\kappa=1$  で完全分離、 $\kappa=0.7$  以上できわめて良好、 $\kappa=0.5\sim0.7$  で良好、 $\kappa=0.5$  以下で不良。

$$E_p \equiv \frac{D_{75} - D_{25}}{2} \quad \dots(1.4.2)$$

$$I \equiv \frac{E_p}{D_{50}} \quad \dots(1.4.3)$$

ただし、 $D_{25}$ 、 $D_{50}$ 、 $D_{75}$  は部分分離効率の 25%、50%、75%に対応する粒子径[ $\mu\text{m}$ ]。

## 1. 5 分離効率の解析法

原料粉体  $F$  [kg]を目開き  $D_{pc}$  のふるい機により粗粉  $O$  [kg]と微粉  $U$  [kg]に分離した場合の総合分離効率および部分分離効率の解析手順を以下に示す。

- ふるい分けた粗粉(O)と微粉(U)の積算ふるい上分布  $R_o$  および  $R_u$  を解析する。
- 物質収支より原料粉体(F)の積算ふるい上分布  $R_F$  を解析する。あるいは、実験的にふるい分析する。
- 積算ふるい上曲線  $R_F$ ,  $R_o$ ,  $R_u$  を図示する。
- 目開きを表す垂直線とふるい上曲線の交点から各粉体中の粗粉含有率  $x_F$ ,  $x_o$ ,  $x_u$  を読み取る。
- 粗粉回収率  $\gamma_o$  および微粉回収率  $\gamma_u$  を求める。
- 総合分離効率  $\eta_N$ ,  $\eta_E$ ,  $\eta_U$  を求める。
- 原料側と粗粉側の粉体重量  $Fw_F$  および  $Ow_o$  を粒子径範囲ごとに求める。
- 部分分離効率  $\eta_p$  を粒子径範囲ごとに求める。
- 部分分離効率曲線を図示する。

- 25%粒子径  $D_{25}$ , 50%粒子径  $D_{50}$ , 75%粒子径  $D_{75}$  を読み取る。
- ふるい機 の 分離性能  $\kappa, E_p, I$  を求める。

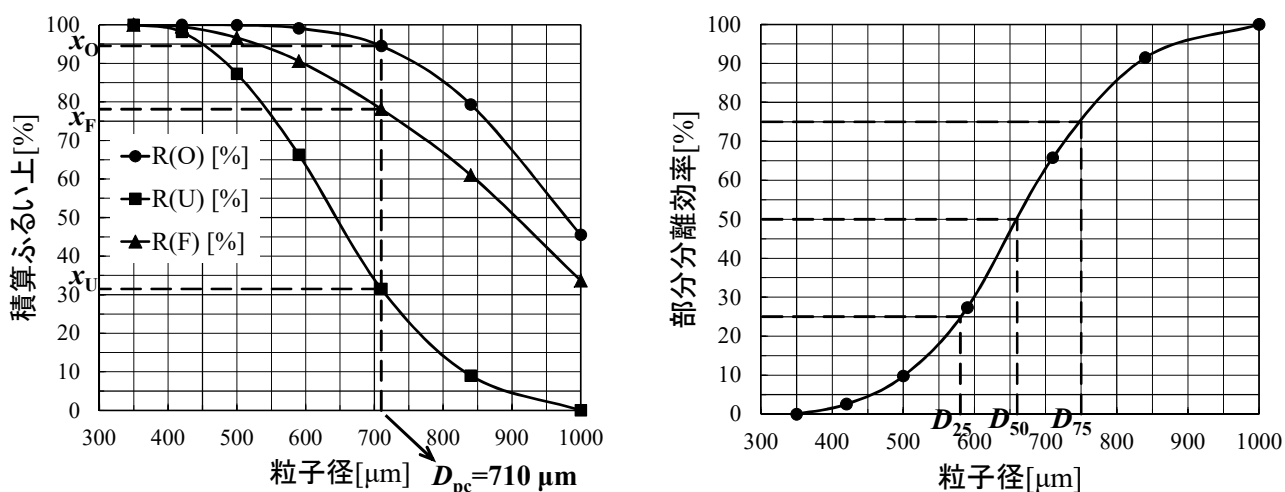


図 1.5.1 分離効率の解析例(ふるい機 の 目開き  $710\mu\text{m}$ 。右図は部分分離効率曲線)

表 1.5.1 分離効率の解析例(原料粉体 100 kg、分離後の粗粉 74 kg、ふるい機 の 目開き  $710\mu\text{m}$ )

総合分離効率															
$D_p$ [ $\mu\text{m}$ ]	$w_F$ [%]	$w_O$ [%]	$w_U$ [%]	$R_F$ [%]	$R_O$ [%]	$R_U$ [%]	$x_F$ [-]	$x_O$ [-]	$x_U$ [-]	$\gamma_O$ [-]	$\gamma_U$ [-]	$\eta_N$ [%]	$\eta_E$ [%]	$\eta_U$ [%]	
1000	33.7	45.5	0.0	33.7	45.5	0.0	0.782	0.945	0.315	0.896	0.813	70.9	72.8	81.3	
840	27.4	33.8	9.0	61.1	79.3	9.0									
710	17.1	15.2	22.5	78.2	94.5	31.5									
590	12.4	4.6	34.8	90.6	99.1	66.3									
500	6.0	0.8	21.0	96.6	99.9	87.3									
420	2.9	0.1	10.8	99.5	100	98.1									
350	0.5	0.0	1.9	100	100	100									
部分分離効率						分離性能						物質収支			
$D_p$ [ $\mu\text{m}$ ]	$w_F$ [%]	$w_O$ [%]	$F_{wF}$ [kg]	$O_{wO}$ [kg]	$\eta_p$ [%]	$D_{50}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$D_{25}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$D_{75}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\kappa$ [-]	$E_p$ [ $\mu\text{m}$ ]	$I$ [-]	$F$ [kg]	$O$ [kg]	$U$ [kg]	
1000	33.7	45.5	33.7	33.7	100	660	580	750	0.773	85	0.129	100	74	26	
840	27.4	33.8	27.4	25.0	91.5										
710	17.1	15.2	17.1	11.2	66.0										
590	12.4	4.6	12.5	3.4	27.5										
500	6.0	0.8	6.1	0.6	9.9										
420	2.9	0.1	2.9	0.1	2.6										
350	0.5	0.0	0.5	0.0	0.0										

※ $w_F \sim U$ は、原料(F)、粗粉(O)、微粉(U)を別々に分けてふるいにかけてときの各ふるい上の質量分率を表す。 $x_F \sim U$ は、原料(F)、粗粉(O)、微粉(U)に含まれる有用成分(目開き径以上の粒子)の質量分率を表す。

## 2. ふるい分け

### 2. 1 ふるい機

金網を障壁に用いて網目を通る粒子と通らない粒子とに固固分離する単位操作をふるい分け (screening) という。風力分級とともに乾式分級に分類される。ふるい分けは、多くの場合、粉体粒子径の調整(整粒)に用いられる。ふるいの振動により金網上の粒子に慣性力が与えられると、粒子は網目上を

移動する。そこに粒子の自重が加わってふるいを通過することになる。分析用途のものとしては、標準ふるいがある。メーカーや規格によって目開きや空隙率が異なる。工業用ふるい機は、スクリーンとも呼ばれ、ふるいの網面が固定される**固定式**と網面自体が動く**動式**に大別される。固定式の例として、傾斜させた網面の上から碎石や砂利を投入して分離する**グリズリー**がある。工業用ふるい機の大半は動式であり、網面に対して垂直方向の運動が行われる**振動ふるい**と行われない**面内ふるい**がある。そのほか、回転円筒状の金網の中で分離する**回転ふるい(トロンメル)**がある。

## 2. 2 ふるい網

ふるいの金網は金属(炭素鋼、ステンレス鋼、真鍮など)または合成繊維(ナイロン、ポリエステルなど)からなり、網の織り方も平織や綾織など複数ある。網目の基本形状は正方形だが、矩形(くけい、長方形)や菱形や円もある。網のほか、金属板に孔を打ち抜いたものもある。

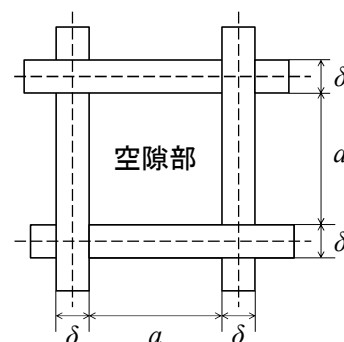
網目の寸法は、目開き  $a$  [ $\mu\text{m}$ ] または1インチ間の目数を表すメッシュ  $m$  [#in] で表現する。メッシュは金網の線径  $\delta$  [ $\mu\text{m}$ ] を考慮しないため、そこから線径を差し引いたものが目開きとなる。

$$a = 1^{\#} \times \frac{25400^{\mu\text{m}/\text{in}}}{m^{\#/\text{in}}} - 2 \times (\delta/2)^{\mu\text{m}} = \frac{25400}{m} - \delta \quad [\mu\text{m}] \quad \cdots(2.2.1)$$

金網の**空隙率**  $\alpha$  [%] は、網材と空隙部を含む全面積と空隙部面積の比で表される。

$$\alpha = \left( \frac{a}{a + \delta} \right)^2 \times 100 \quad [\%] \quad \cdots(2.2.2)$$

一般に、空隙率は 20~80% 程度である。空隙率が大きいほど目詰まりしにくくなるが、網の強度が脆弱になる。空隙率が小さすぎると、織りムラができて網目が不正確になりやすい。

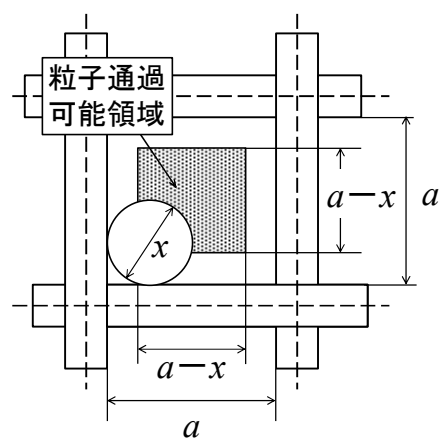


## 2. 3 ふるい分け過程

Gaudin(ゴードン)の**粒子通過確率モデル**が有名である[文献 1]。目開き  $a$  [ $\mu\text{m}$ ] 四方の正方形の網目領域に粒子径  $x$  [ $\mu\text{m}$ ] の球状粒子1個が落ちるとき、粒子の重心が  $(a-x)$  [ $\mu\text{m}$ ] 四方の通過可能領域内であれば、その粒子はふるい網を通過する。このときの粒子通過確率  $P$  [-] は、次式で表される。

$$P = \frac{(a-x)^2}{a^2} = \left( 1 - \frac{x}{a} \right)^2 \quad \cdots(2.3.1)$$

$N$  個の粒子がおのおの1回ずつ網目領域に落ちる場合は、 $NP$  個の粒子が網目を通過し、 $(N-NP)=N(1-P)$  個の粒子がふるい上に残留する。これらの残留粒子がふたたび1回ずつ網目領域に落ちる場合は、 $N(1-P)P$  個の粒子が網目を通過し、 $N(1-P)^2$  個の粒子がふるい上に残留する。同様の過程を試行回数  $i$  回繰り返した後は、 $N(1-P)^i$  個の粒子がふるい上に残留する。このとき、 $N$  個の粒子に対する個数網



上残留率  $r_i$  [-] は、次式のように導かれる。

$$r_i = \frac{N(1-P)^i}{N} = (1-P)^i = \left[ 1 - \left( 1 - \frac{x}{a} \right)^2 \right]^i \quad \cdots(2.3.2)$$

$$\ln r_i = i \ln \left[ 1 - \left( 1 - \frac{x}{a} \right)^2 \right] \quad \cdots(2.3.3)$$

$$\boxed{\ln r_i \approx -i \left( 1 - \frac{x}{a} \right)^2} \quad \left[ \ln(1+x) = x - \frac{x^2}{2} + \frac{x^3}{3} - \cdots \approx x \right] \quad \cdots(2.3.4)$$

網上残留率  $r_i$  は、ある代表粒子径  $x$  に対する回収率を表すことから、部分分離効率と同義である。代表粒子径を種々変化させることで、部分分離効率曲線を描くことができる。

50%分離粒子径  $D_{50}$  [ $\mu\text{m}$ ] は、 $r_i=0.5$  と置くことで導かれる。

$$\ln 0.5 = -i \left( 1 - \frac{D_{50}}{a} \right)^2 \quad \cdots(2.3.5)$$

$$\left( 1 - \frac{D_{50}}{a} \right)^2 = \frac{-0.693}{-i} \quad \cdots(2.3.6)$$

$$1 - \frac{D_{50}}{a} = \sqrt{\frac{0.693}{i}} \quad \cdots(2.3.7)$$

$$\boxed{D_{50} = a \left( 1 - \sqrt{\frac{0.693}{i}} \right)} \quad \cdots(2.3.8)$$

試行数  $i$  はふるい分けの所要時間に相当し、 $\ln r_i$  の式より次式で表される。

$$i = -\frac{\ln r_i}{[1 - (x/a)]^2} \quad \cdots(2.3.9)$$

### 【計算例】 所要試行数

目開き 710  $\mu\text{m}$ 、部分分離効率 90% のふるい機に平均粒子径 400  $\mu\text{m}$ 、500  $\mu\text{m}$ 、600  $\mu\text{m}$ 、700  $\mu\text{m}$  の球状粒子からなる 4 種類の原料粉体をそれぞれ供給した場合の平均所要試行数① $i_{400}$ 、② $i_{500}$ 、③ $i_{600}$ 、④ $i_{700}$  を求めよ。小数点以下は切り上げること。(1 回、2 回、5 回、532 回)

$$\textcircled{1} i_{400} = -\ln r_i / [1 - (x/a)]^2 = -(\ln 0.90) / [1 - (400/710)]^2 = 0.5 \doteq \boxed{1 \text{ 回}}$$

$$\textcircled{2} i_{500} = -\ln r_i / [1 - (x/a)]^2 = -(\ln 0.90) / [1 - (500/710)]^2 = 1.2 \doteq \boxed{2 \text{ 回}}$$

$$\textcircled{3} i_{600} = -\ln r_i / [1 - (x/a)]^2 = -(\ln 0.90) / [1 - (600/710)]^2 = 4.3 \doteq \boxed{5 \text{ 回}}$$

$$\textcircled{4} i_{700} = -\ln r_i / [1 - (x/a)]^2 = -(\ln 0.90) / [1 - (700/710)]^2 = 531.1 \doteq \boxed{532 \text{ 回}}$$

## 2. 4 ふるい機的设计

### 2.4.1 Gluck の方法 [文献 2]

ふるい機の処理能力  $Q$  [t/h] は、処理能力推定因子  $I \sim Z$  [-] を用いて次式で与えられる。



$$Q = \rho_b q A_s (I \cdot D \cdot S_n \cdot S_o \cdot A \cdot O \cdot W \cdot Y \cdot M \cdot Z) \quad \dots(2.4.1.1)$$

ただし、 $A_s$ はふるい網の所要面積[m<sup>2</sup>]、 $q$ は基準処理能力[m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>・h]、 $\rho_b$ は原料粉体のかさ密度[t/m<sup>3</sup>]、 $I$ はふるいの傾斜角因子[-]、 $D$ はふるい段数因子[-]、 $S_n$ はハーフサイズ因子[-](ふるい目の1/2以下粒子径)、 $S_o$ はオーバーサイズ因子[-](ふるい目よりも大きい粒子径)、 $A$ は網目形状因子[-]、 $O$ は網目空隙率因子[-]、 $W$ は原料粉体のかさ密度因子[-]、 $Y$ は粒子形状因子[-]、 $M$ は湿式ふるい因子[-](乾式操作の場合は1)、 $Z$ は原料粉体の湿分因子[-]。

表 2.4.1 基準処理能力および処理能力推定因子 (Gluck) [文献 2]

q 値							
目開き [mm]	q [m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ・h)]	目開き [mm]	q [m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ・h)]	目開き [mm]	q [m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ・h)]		
98.4	73.4	50.8	50.5	7.94	18.5		
88.9	69.0	41.3	45.8	6.35	16.8		
79.4	63.9	28.6	39.0	4.00	10.6		
69.9	59.2	19.1	32.3	2.00	6.69		
60.3	55.2	11.1	23.6	0.84	4.38		
A 値		I 値		D 値		Z 値	
ふるい網形状	A	傾斜角	I	段数	D	粉体の湿分状態	Z
正方形	1.00	水平	1.20	1	1.00	湿潤状態	0.85
矩形 (長短比)	2~3	5°	1.15	2	0.90	乾燥状態	1.00
	3~6	10°	1.05	3	0.80		
	6~	15°	1.00	4	0.70		
円	0.80	20°	0.95				
Y 値		S <sub>n</sub> 値		S <sub>o</sub> 値		M 値	
長い粒子(長短比3以上)の含有率[%]	Y	ふるい目の1/2より小さい粒子の含有率[%]	S <sub>n</sub>	正方形の網目を通過しない粒子の含有率[%]	S <sub>o</sub>	目開き [mm]	M
5	1.00	0	0.20	0	0.91	25.4	2.90
10	0.95	10	0.40	10	0.93	19.1	2.71
15	0.90	20	0.60	20	0.97	12.7	2.50
20	0.85	30	0.80	25	1.00	9.5	2.25
30	0.80	40	1.00	30	1.03	7.9	2.10
40	0.75	50	1.20	40	1.09	4.8	1.90
50	0.70	60	1.40	50	1.18	3.2	1.75
60	0.65	70	1.60	60	1.33	1.6	1.50
70	0.60	80	1.80	70	1.55	0.8	1.25
80	0.55	90	2.00	80	2.00	(乾式)	1.00
O 値	$O=1-0.025(50-\alpha)$ $\alpha$ : 空隙率[%]						
W 値	$W=\rho_b/1.60$ $\rho_b$ : かさ密度[t/m <sup>3</sup> ]						

**【計算例】ふるい機 (Gluck の方法)**

ふるい機の処理能力  $Q$  [t/h] を Gluck の方法で求めよ。(54.9 t/h)

原料粉体の湿分状態	湿潤状態	ふるい網の形状	正方形
原料粉体のかさ密度	1.60 t/m <sup>3</sup>	ふるい網の面積	1.25 m <sup>2</sup>
原料粉体中のハーフサイズ粒子の含有率	40%	ふるい網の目開き	19.1 mm
原料粉体中のオーバーサイズ粒子の含有率	25%	ふるい網の空隙率	50%
原料粉体中の長い粒子の含有率	5%	ふるい網の傾斜角	15°

ふるい網の段数 1 段 乾式操作と湿式操作の別 湿潤操作

$$q=32.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$O=1-0.025(50-\alpha)=1-0.025(50-50)=1$$

$$W=\rho_b/1600=1600/1600=1$$

$$Q=\rho_b q A_s (I \cdot D \cdot S_n \cdot S_o \cdot A \cdot O \cdot W \cdot Y \cdot M \cdot Z) = (1.60)(32.3)(1.25)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(2.71)(0.85) = 54.91 \text{ t/h} \doteq \boxed{54.9 \text{ t/h}}$$

## 2.4.2 三輪の方法 [文献 3]

原料粉体が定常供給される場合、ふるい網上のオーバーサイズ粒子の平均滞留時間は次式で表される。

$$\frac{w_p}{Q} = \frac{L_s}{u_p} \quad \cdots(2.4.2.1)$$

ただし、 $L_s$  はふるい網長さ[m]、 $u_p$  は網上における粒子の移送速度[m/h]、 $w_p$  は任意の操作時間における網上のオーバーサイズ粒子の全質量[t]、 $Q$  はふるい機の処理能力[t/h]であり、網上のオーバーサイズ粒子の供給速度を表す。

ふるい網幅  $B_s$  [m] を用いて上式を変形する。

$$Q = u_p \frac{w_p}{L_s} = u_p \left( \frac{w_p}{L_s B_s} \right) B_s \quad \cdots(2.4.2.2)$$

上式の  $w_p/L_s B_s$  は、ふるい網面積あたりの粒子質量[t/m<sup>2</sup>]を表す。粒子 1 個の占有面積は、密充填のとき  $(3^{0.5}/2)D_p^2$ 、疎充填のとき  $D_p^2$  であることから、粒子数  $N_p$  の場合の  $w_p/L_s B_s$  は次式で表される。

$$(\text{密充填}) \quad \frac{w_p}{L_s B_s} = \frac{N_p (\pi/6) D_p^3 \rho_p}{N_p (\sqrt{3}/2) D_p^2} = \frac{\pi}{3\sqrt{3}} D_p \rho_p \approx 0.604 D_p \rho_p \quad \cdots(2.4.2.3)$$

$$(\text{疎充填}) \quad \frac{w_p}{L_s B_s} = \frac{N_p (\pi/6) D_p^3 \rho_p}{N_p D_p^2} = \frac{\pi}{6} D_p \rho_p \approx 0.523 D_p \rho_p \quad \cdots(2.4.2.4)$$

$D_p$  は粒子径であり、ここではふるい網の目開きとみなす。 $\rho_p$  は粒子密度[t/m<sup>3</sup>]。

$Q$  の式に代入し、粒子層厚み  $\delta_p$  [-] を用いると、 $Q$  の実用式が導かれる。

$$(\text{密充填}) \quad Q = 0.604 D_p \rho_p u_p B_s \delta_p \quad \cdots(2.4.2.5)$$

$$(\text{疎充填}) \quad Q = 0.523 D_p \rho_p u_p B_s \delta_p \quad \cdots(2.4.2.6)$$

網上の粒子移送速度  $u_p$  は、0.1~0.3 m/s の範囲を取る。粒子層厚み  $\delta_p$  は、ふるい網上の排出端における値であり、1~7 の値を取る。精密な分離の場合は 1、粗雑な分離の場合は 7 を用いる。 [文献 4]

### 【計算例】ふるい機(三輪の方法)

目開き 710  $\mu\text{m}$ 、網幅 300 mm のふるい機を用いて粒子密度 1.60 t/m<sup>3</sup> の原料粉体を分離する。網上の粒子移送速度 0.300 m/s、粒子層厚み 2 とする場合のふるい機の処理能力  $Q$  [t/h] を三輪の方法で求めよ。密充填を仮定する。(0.445 t/h)

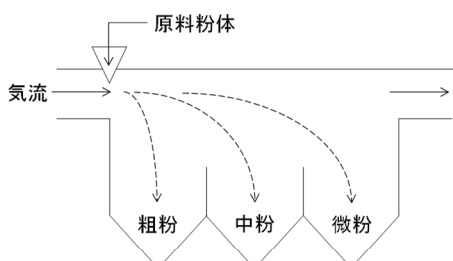
$$Q = 0.604 D_p \rho_p u_p B_s \delta_p = (0.604)(710 \times 10^{-6})(1.60)[(0.300)(3600)](0.300)(2) = 0.44462 \text{ t/h} \doteq \boxed{0.445 \text{ t/h}}$$

### 3. 分級

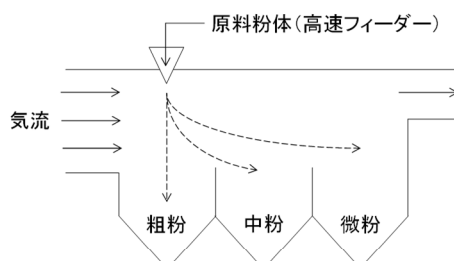
#### 3. 1 分級機

工業用分級機は、風力を用いる**風力分級機**と液体を用いる**湿式分級機**に大別され、流体により粒子に作用する抵抗力(**流体抗力**)とそれに対抗する**分級力**とのつり合いを分離の原理とする。分級力には、**重力**、**慣性力**、**遠心力**がある。風力分級の場合は、これらの分級力を組み合わせた方式に分類される。湿式分級の場合は、重力か遠心力にほぼ限られる。重力利用の場合は、**沈降式**、**機械式**(掻き取り機利用)、**水力式**(上昇流利用)に分類される。**重力式**および**遠心式**は、粒子の沈降速度と流体の移動速度の平衡関係を利用して分離する。いま、粒子沈降と流れの向きが反対であり、沈降速度  $u_t$ 、流速  $u$  とする。粒子は、相対速度の大きさが  $|u_t - u|$  であり、 $u_t > u$  であれば  $|u_t - u| = u_t - u > 0$  で沈降方向へ向かい、 $u_t < u$  であれば  $|u_t - u| = -(u_t - u) = u - u_t > 0$  で流れ方向へ向かう。 $u_t = u$  であれば平衡状態にあり、このときの粒子径が**分離限界粒子径**  $D_{pc}$  となる。重力式水平流型は、沈降速度の差を利用している。水平方向に流れる気流中に粒子を投入すると、粗大粒子ほど手前で受け器に回収される。重力式垂直流型は、乾式の場合は**風篩**(ふうし)、湿式の場合は**水篩**(すいひ)と呼ばれる。粉体粒子の沈降方向に対して逆向きに流体を流し、ある粒子径を境にそれ以上の粒子とそれ以下の粒子とに分離する。重力式の欠点は、分離が遅いことである。遠心式は、回転流体を利用することで分離速度を大きくしている。粗大粒子は、遠心力によって円筒の外側へ向かって沈降し、円筒壁に到達することで装置底部(粗粉側)へ運ばれる。微小粒子は、気流とともに装置上部(微粉側)へ運ばれる。**慣性式**は、気流中における粒子軌跡の差を利用して分離する。たとえば、水平方向に流れる気流中に粒子を垂直方向に高速フィーダーで慣性力を与えて投入すると、粗大粒子ほど慣性(現行の運動状態を続けようとする性質)が大きいため水平方向へ移動せず垂直落下を維持する。また、粒子を水平方向に高速コンベアで慣性力を与えて投入すると、粗大粒子ほど慣性が大きいためより遠くまで飛ばされる。ルーバー型は、粗大粒子ほど急の方向転換が困難であることを利用している。

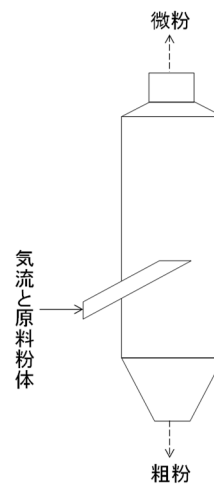
【重力式水平流型】



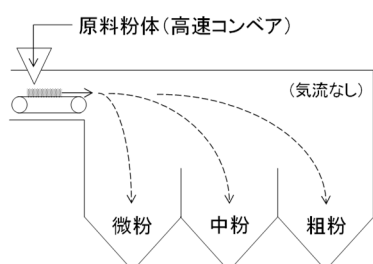
【慣性利用重力式水平流型】



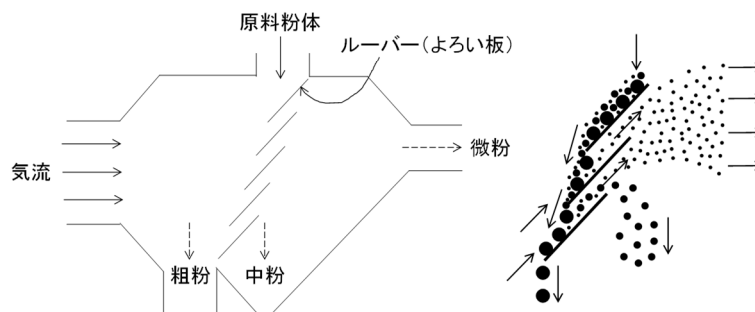
【重力式垂直流型】



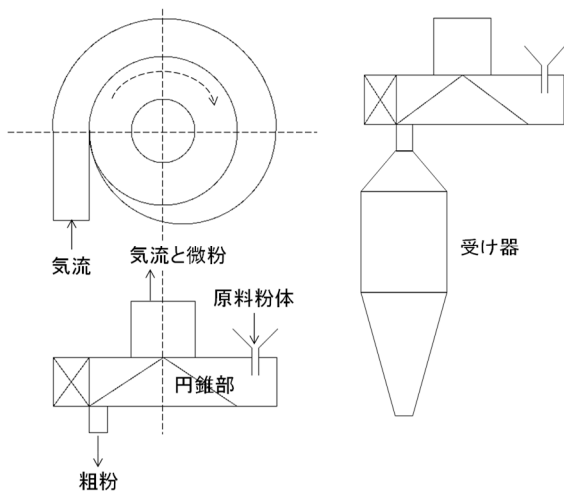
【慣性利用重力式】



【慣性式水平流型】



【遠心式半自由渦型】



【遠心式(サイクロン)】

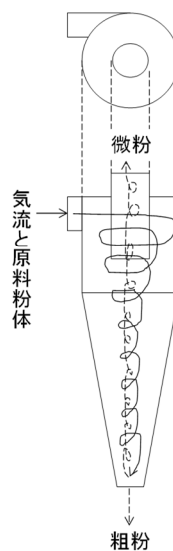


図 3.1 風力分級機の例

### 3. 2 分級速度

#### 3.2.1 単一粒子の運動

粒子径  $D_p$  [m]、密度  $\rho_p$  [kg/m<sup>3</sup>]の球形単一粒子が粘度  $\mu$  [Pa·s]、密度  $\rho$  [kg/m<sup>3</sup>]の静止している液体中を沈降速度  $u$  [m/s]で自由沈降するとき、沈降粒子の運動方程式は次式で表される。

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du}{dt} = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho g - C_D \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u^2}{2} \quad \cdots(3.2.1.1)$$

ただし、 $t$ は沈降時間[s]、 $C_D$ は抵抗係数[-]、 $g$ は重力加速度[m/s<sup>2</sup>]。

上式の左辺は慣性力、右辺は左から順に重力、浮力、抵抗力である。慣性力は、粒子重量と加速度の積で表される( $F=ma$ )。浮力は、粒子が液体の中に入ることにかさが増す分の液重量が沈降粒子に対して垂直上向きに作用する。抵抗力は、投影面積(粒子の大きさに相当)と運動エネルギー(沈降速度に相当)に比例し、沈降粒子に対して垂直上向きに作用する。なお、運動エネルギー項の速度  $u$  は相対速度であり、流体が動いている場合は、補正が必要となる。抵抗係数(drag coefficient) $C_D$  [-]は、粒子レイノルズ数  $Re_p$  [-]の関数であり、次式のように場合分けされる。

$$(a)\text{Stokes 域}(Re_p < 2)\text{のとき} \quad C_D = \frac{24}{Re_p} \quad \cdots(3.2.1.2)$$

$$(b)\text{Allen 域}(2 < Re_p < 500)\text{のとき} \quad C_D = \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \quad \cdots(3.2.1.3)$$

$$(c)\text{Newton 域}(500 < Re_p)\text{のとき} \quad C_D = 0.44 \quad \cdots(3.2.1.4)$$

粒子レイノルズ数  $Re_p$  [-]は、粒子周りの流体の慣性力  $ma$  と粒子周りの流体の粘性力  $\tau A$  の比  $ma/\tau A$  で定義される。慣性力  $ma = \rho V(du/dt) \propto \rho D_p^3(u/(D_p/u)) = \rho D_p^2 u^2$ 、粘性力  $\tau A \propto \mu(u/D_p) D_p^2 = \mu u D_p$  であることから、粒子レイノルズ数  $Re_p$  [-]は、次式で表される。

$$Re_p = \frac{D_p u \rho}{\mu} \quad \cdots(3.2.1.5)$$

#### 3.2.2 終末速度

沈降粒子が等速度運動する場合、運動方程式の加速度を 0 とおき、沈降速度  $u$  を終末速度  $u_t$  に置き換える。さらに、抵抗係数  $C_D$  の式を運動方程式に代入して式中の  $u_t$  について整理すると、それぞれの沈降領域における終末速度(terminal velocity)が導かれる。

沈降領域が Stokes 域の場合は、次式のように導かれる。

$$0 = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho g - \frac{24}{Re_p} \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} \quad \cdots(3.2.2.1)$$

$$0 = \frac{\pi g(\rho_p - \rho) D_p^3}{6} - \frac{24}{(D_p u_t \rho / \mu)} \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} \quad \cdots(3.2.2.2)$$

$$0 = \frac{\pi g(\rho_p - \rho) D_p^3}{6} - 3\pi \mu D_p u_t \quad \cdots(3.2.2.3)$$

$$\boxed{u_t = \frac{g(\rho_p - \rho)D_p^2}{18\mu}} \quad (\text{Stokes}) \quad \cdots(3.2.2.4)$$

沈降領域が Allen 域の場合は、次式のように導かれる。

$$0 = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho g - \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} \quad \cdots(3.2.2.5)$$

$$\frac{\pi g(\rho_p - \rho) D_p^3}{6} \sqrt{Re_p} = 10 \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} \quad \cdots(3.2.2.6)$$

$$\left[ \frac{\pi g(\rho_p - \rho) D_p^3}{6} \sqrt{Re_p} \right]^2 = 100 \left( \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} \right)^2 \quad \cdots(3.2.2.7)$$

$$\frac{\pi^2 g^2 (\rho_p - \rho)^2 D_p^6}{36} \frac{D_p u_t \rho}{\mu} = \frac{100}{16 \times 4} \pi^2 D_p^4 \rho^2 u_t^4 \quad \cdots(3.2.2.8)$$

$$\frac{g^2 (\rho_p - \rho)^2 D_p^3}{36\mu} = \frac{100}{16 \times 4} \rho u_t^3 \quad \cdots(3.2.2.9)$$

$$\frac{16 \times 4}{36 \times 100} \frac{g^2 (\rho_p - \rho)^2 D_p^3}{\rho \mu} = u_t^3 \quad \cdots(3.2.2.10)$$

$$u_t^3 = \frac{4}{225} \frac{g^2 (\rho_p - \rho)^2 D_p^3}{\rho \mu} \quad \cdots(3.2.2.11)$$

$$\boxed{u_t = \left[ \frac{4}{225} \frac{g^2 (\rho_p - \rho)^2}{\rho \mu} \right]^{1/3} D_p} \quad (\text{Allen}) \quad \cdots(3.2.2.12)$$

沈降領域が Newton 域の場合は、次式のように導かれる。

$$0 = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho g - 0.44 \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} \quad \cdots(3.2.2.13)$$

$$\frac{\pi g(\rho_p - \rho) D_p^3}{6} = \frac{0.44}{8} \pi D_p^2 \rho u_t^2 \quad \cdots(3.2.2.14)$$

$$\frac{g(\rho_p - \rho) D_p}{6 \times 0.055} = \rho u_t^2 \quad \cdots(3.2.2.15)$$

$$u_t^2 = \frac{g(\rho_p - \rho) D_p}{0.33 \rho} \quad \cdots(3.2.2.16)$$

$$u_t^2 = \frac{3g(\rho_p - \rho) D_p}{\rho} \quad \cdots(3.2.2.17)$$

$$\boxed{u_t = \sqrt{\frac{3g(\rho_p - \rho) D_p}{\rho}}} \quad (\text{Newton}) \quad \cdots(3.2.2.18)$$

### 3.2.3 重力分級速度

流体抗力と重力のつり合いより重力沈降速度  $u_t$  [m/s] が導かれる。

$$C_D \frac{\pi D_{pc}^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} = \frac{\pi}{6} D_{pc}^3 (\rho_p - \rho) g \quad \cdots(3.2.3.1) \quad (\text{右辺は重力から浮力を差し引いた有効重力})$$

$$\frac{24}{Re_p} \frac{\pi D_{pc}^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} = \frac{\pi}{6} D_{pc}^3 (\rho_p - \rho) g \quad (\text{Stokes}) \quad \cdots(3.2.3.2)$$

$$\frac{24}{D_{pc} u_t \rho / \mu} \frac{\pi D_{pc}^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} = \frac{\pi}{6} D_{pc}^3 (\rho_p - \rho) g \quad \cdots(3.2.3.3)$$

$$3\pi\mu u_t D_{pc} = \frac{\pi}{6} D_{pc}^3 (\rho_p - \rho) g \quad \cdots(3.2.3.4)$$

$$\boxed{u_t = \frac{g(\rho_p - \rho) D_{pc}^2}{18\mu}} \quad \cdots(3.2.3.5)$$

### 3.2.4 遠心分級速度

流体抗力と遠心力のつり合いより遠心沈降速度  $u_{tc}$  [m/s]が導かれる。

$$C_D \frac{\pi D_{pc}^2}{4} \frac{\rho u_t^2}{2} = \frac{\pi}{6} D_{pc}^3 (\rho_p - \rho) r \omega^2 \quad \cdots(3.2.4.1) \quad (\text{右辺は有効質量})$$

$$3\pi\mu u_{tc} D_{pc} = \frac{\pi}{6} D_{pc}^3 (\rho_p - \rho) r \omega^2 \quad (\text{Stokes}) \quad \cdots(3.2.4.2)$$

$$3\pi\mu u_{tc} D_{pc} = \frac{\pi}{6} D_{pc}^3 (\rho_p - \rho) \frac{u_{\theta}^2}{r} \quad [u_{\theta} = r\omega] \quad \cdots(3.2.4.3)$$

$$\boxed{u_{tc} = \frac{(\rho_p - \rho) D_{pc}^2}{18\mu} \frac{u_{\theta}^2}{r}} \quad \cdots(3.2.4.4)$$

## 3.3 重力分級

### 3.3.1 水平流型

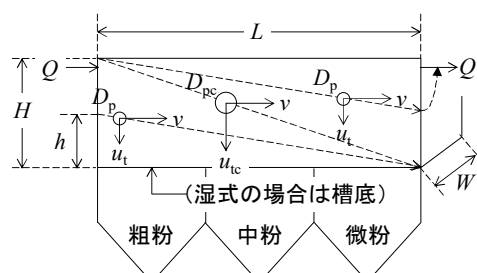
①性能設計 長さ  $L$  [m]、幅  $W$  [m]、深さ  $H$  [m]の直方体の沈降室に固体粒子を含む流体が水平方向に流量  $Q$  [m<sup>3</sup>/s]で流入すると、流体中の固体粒子は移動速度  $v$  [m/s]で水平方向に移動すると同時に、終末速度  $u_t$  [m/s]で沈降する。粗大粒子は沈降室内の底面または受け器に達して回収され、微小粒子は水平流とともに沈降室の外へ流出する。工学的には、粒子が水平に  $L$  [m]進む

のに要する時間(滞留時間)  $t_h$  [s]が垂直に  $H$  [m]沈降するのに要する時間(沈降時間)  $t_v$  [s]と等しいか、それよりも短ければ沈降室内で回収される。すなわち、次式が成り立つ。

$$t_h \leq t_v \quad \cdots(3.3.1.1)$$

$$\frac{H}{u_t} \leq \frac{L}{v} \quad \cdots(3.3.1.2)$$

$$u_t \geq v \frac{H}{L} = \frac{Q}{WH} \frac{H}{L} = \frac{Q}{WL} \quad \cdots(3.3.1.3)$$



回収される下限の粒子径を**分離限界粒子径**  $D_{pc}$  [m]といい、上式で等号が成り立つ場合に相当する。分離限界粒子径をもつ固体粒子の終末速度  $u_{tc}$  [m/s]は、次式で表される。

$$u_{tc} \left( = v \frac{H}{L} \right) = \frac{Q}{WL}$$

Stokes 域の場合、分離限界粒子径  $D_{pc}$  は次式のように導かれる。

$$u_{tc} \left( = \frac{Q}{WL} \right) = \frac{g(\rho_p - \rho) D_{pc}^2}{18\mu} \quad \cdots(3.3.1.4)$$

$$D_{pc} = \sqrt{\frac{18\mu}{g(\rho_p - \rho)} \frac{Q}{WL}} \quad (\text{Stokes}) \quad \cdots(3.3.1.5)$$

Allen 域の場合、分離限界粒子径  $D_{pc}$  は次式のように導かれる。

$$u_{tc} \left( = \frac{Q}{WL} \right) = \sqrt[3]{\frac{4}{225} \frac{g^2(\rho_p - \rho)^2}{\rho\mu}} D_{pc} \quad \cdots(3.3.1.6)$$

$$D_{pc} = \left[ \frac{4}{225} \frac{g^2(\rho_p - \rho)^2}{\rho\mu} \right]^{-1/3} \frac{Q}{WL} \quad (\text{Allen}) \quad \cdots(3.3.1.7)$$

Newton 域の場合、分離限界粒子径  $D_{pc}$  は次式のように導かれる。

$$u_{tc} \left( = \frac{Q}{WL} \right) = \sqrt{\frac{3g(\rho_p - \rho) D_{pc}}{\rho}} \quad \cdots(3.3.1.8)$$

$$\frac{3g(\rho_p - \rho) D_{pc}}{\rho} = \left( \frac{Q}{WL} \right)^2 \quad \cdots(3.3.1.9)$$

$$D_{pc} = \frac{\rho}{3g(\rho_p - \rho)} \left( \frac{Q}{WL} \right)^2 \quad (\text{Newton}) \quad \cdots(3.3.1.10)$$

分離限界粒子径  $D_{pc}$  は、いずれの沈降領域も沈降室の深さ  $H$  によらない。このことは、たとえば深さ  $H$  をもとの半分にしたとき、流入速度  $v(=Q/WH)$  はもとの2倍となり終末速度  $u_{tc}$  は不変なので  $(2v(H/2)/L=vH/L=u_{tc})$ 、分離限界粒子径  $D_{pc}$  も不変であることからわかる。

分離限界粒子径  $D_{pc}$  よりも小さい粒子径  $D_p$  をもつ固体粒子は、流入位置を下げることで回収できる。いま、槽底から  $h$  [m]の高さから流入した粒子径  $D_p$  の固体粒子が終末速度  $u_t$  [m/s]で沈降し、ちょうど流出出口で槽底に達したとする。この粒子と同じ終末速度  $u_t$  をもつ固体粒子は、槽底からの高さ  $0 \sim h$  [m]の間で流入した場合は回収されるが、 $h \sim H$  [m]の間で流入した場合は回収されない。上記粒子と同じ終末速度  $u_t$  をもつ固体粒子に対する部分分離効率  $\eta_p$  [-]は、分離限界粒子径  $D_{pc}$  以下の粒子径  $D_p$  を持つ固体粒子の回収率であることから、次式のように表される。

$$\eta_p = \frac{vhWC}{vHWC} = \frac{h}{H} = \frac{vh/L}{vH/L} = \frac{u_t}{u_{tc}} \quad (u_t < u_{tc}) \quad \cdots(3.3.1.11)$$

ただし、 $C$  は粒子濃度[kg/m<sup>3</sup>]。

いま、棚を水平に等間隔で差し込んで  $N$  段に分割すると沈降室の深さは  $H/N$  になり、沈降距離が  $1/N$  倍



になることから、 $u_{tc}$  も  $1/N$  倍になる（流入速度  $v$  が不変なので  $v(H/N)/L=u_{tc}/N$ ）。このとき、部分分離効率  $\eta_p$  はもとの  $N$  倍まで向上する。

沈降領域ごとの部分分離効率  $\eta_p$  [-] は、次式のように導かれる。

$$\eta_p \left( = \frac{u_t}{u_{tc}} \right) = \frac{g(\rho_p - \rho)D_p^2}{18\mu} \bigg/ \frac{g(\rho_p - \rho)D_{pc}^2}{18\mu} = \left( \frac{D_p}{D_{pc}} \right)^2 \quad (\text{Stokes}) \quad \cdots(3.3.1.12)$$

$$\eta_p \left( = \frac{u_t}{u_{tc}} \right) = \sqrt[3]{\frac{4}{225} \frac{g^2(\rho_p - \rho)^2}{\rho\mu} D_p} \bigg/ \sqrt[3]{\frac{4}{225} \frac{g^2(\rho_p - \rho)^2}{\rho\mu} D_{pc}} = \frac{D_p}{D_{pc}} \quad (\text{Allen}) \quad \cdots(3.3.1.13)$$

$$\eta_p \left( = \frac{u_t}{u_{tc}} \right) = \sqrt{\frac{3g(\rho_p - \rho)D_p}{\rho}} \bigg/ \sqrt{\frac{3g(\rho_p - \rho)D_{pc}}{\rho}} = \sqrt{\frac{D_p}{D_{pc}}} \quad (\text{Newton}) \quad \cdots(3.3.1.14)$$

沈降領域ごとの 50% 分離粒子径  $D_{50}$  [m] は、部分分離効率  $\eta_p$  を 0.5 と置くことで導かれる。

$$D_{50} = \sqrt{0.5} D_{pc} \quad (\text{Stokes}) \quad \cdots(3.3.1.15)$$

$$D_{50} = 0.5 D_{pc} \quad (\text{Allen}) \quad \cdots(3.3.1.16)$$

$$D_{50} = 0.5^2 D_{pc} \quad (\text{Newton}) \quad \cdots(3.3.1.17)$$

②構造設計 沈降室容積  $V$  [m<sup>3</sup>] は、流体の流量  $Q$  [m<sup>3</sup>/s] と平均滞留時間  $\tau$  [s] の積で表される。平均滞留時間  $\tau$  は、深さ  $H$  [m] まで沈降するのに要する時間  $t_v$  [s] に等しいものとする。

$$V = Q\tau$$

$$V = \frac{QH}{u_t} \left[ \tau (= t_v) = \frac{H}{u_t} \right] \quad \cdots(3.3.1.18)$$

沈降室の床面積  $A$  [m<sup>2</sup>] と断面積  $S$  [m<sup>2</sup>] は、次式より求める。

$$A = \frac{V}{H} \quad \cdots(3.3.1.19)$$

$$S = \frac{Q}{v_{\max}} \quad \cdots(3.3.1.20)$$

ただし、 $v_{\max}$  は最大許容流速[m/s]。

沈降室の長さ  $L$  [m] と幅  $W$  [m] は、次式より求める。

$$L = \frac{A}{W} \quad \cdots(3.3.1.21)$$

$$W = \frac{S}{H} \quad \cdots(3.3.1.22)$$

適当な深さ  $H$  [m] を与えると、沈降室の容積と寸法を決めることができる。

## 【計算例】重力式水平流型湿式分級機(性能設計)

長さ 5.00 m、幅 2.00 m、深さ 1.00 m の重力式水平流型湿式分級機を用いて粒子密度 2650 kg/m<sup>3</sup> の微粒子を含む水を毎時 72.0 m<sup>3</sup> で流入させて連続処理する場合の分離限界粒子径  $D_{pc}$  [μm] と 50%分離粒子径  $D_{50}$  [μm] を求めよ。水の密度 1000 kg/m<sup>3</sup>、粘度 1.00 mPa・s、重力加速度 9.81 m/s<sup>2</sup> とする。(  $D_{pc}=47.2$  μm,  $D_{50}=33.3$  μm)

$$Q=72.0\text{m}^3/\text{h}/3600\text{s/h}=0.0200\text{ m}^3/\text{s}$$

$$u_c=Q/(WL)=(0.0200)/[(2.00)(5.00)]=2.00\times 10^{-3}\text{ m/s}$$

$$D_{pc}=[\{18\mu/g(\rho_p-\rho)\}(Q/WL)]^{1/2}=[18\mu u_c/\{g(\rho_p-\rho)\}]^{1/2}=[(18)(0.001)(2.00\times 10^{-3})/\{(9.81)(2650-1000)\}]^{1/2}$$

$$=4.7160\times 10^{-5}\text{ m}\doteq\boxed{47.2\text{ }\mu\text{m}}$$

$$Re_p=D_{pc}u_c\rho/\mu=(4.7160\times 10^{-5})(2.00\times 10^{-3})(1000)/(0.001)=0.09432(<2)\text{ Stokes 域の仮定は正しい}$$

$$D_{50}=(0.5)^{0.5}D_{pc}=(0.5)^{0.5}(4.7160\times 10^{-5})=3.3347\times 10^{-5}\text{ m}\doteq\boxed{33.3\text{ }\mu\text{m}}$$

## 【計算例】重力式水平流型湿式分級機(構造設計)

深さ 1.00 m の重力式水平流型湿式分級機を用いて粒子密度 2650 kg/m<sup>3</sup>、粒子径 150 μm 以上の微粒子を含む水を毎時 1800 m<sup>3</sup> で連続処理する場合の沈降室容積  $V$  [m<sup>3</sup>]、幅  $W$  [m]、長さ  $L$  [m] を求めよ。最大許容流速 0.200 m/s、水の密度 1000 kg/m<sup>3</sup>、粘度 1.00 mPa・s、重力加速度 9.81 m/s<sup>2</sup> とする。(  $V=20.0$  m<sup>3</sup>,  $W=2.50$  m,  $L=7.98$  m)

$$u_t=g(\rho_p-\rho)D_p^2/18\mu=(9.81)(2650-1000)(44\times 10^{-6})^2/[(18)(1.00\times 10^{-3})]=1.7409\times 10^{-3}\text{ m/s}$$

$$Re_p=D_p u_t \rho / \mu = (44 \times 10^{-6})(1.7409 \times 10^{-3})(1000) / (1.00 \times 10^{-3}) = 0.076599 (< 2)\text{ Stokes 域の仮定は正しい}$$

$$V=QH/u_t=(180/3600)(1.00)/(1.7409\times 10^{-3})=28.720\text{ m}^3\doteq\boxed{28.7\text{ m}^3}$$

$$A=V/H=28.720/1.00=28.720\text{ m}^2$$

$$S=Q/v_{\max}=(180/3600)/(20.0\times 10^{-3})=2.50\text{ m}^2$$

$$W=S/H=2.50/1.00=\boxed{2.50\text{ m}}$$

$$L=A/W=28.720/2.50=11.488\text{ m}\doteq\boxed{11.5\text{ m}}$$

## 3.3.2 垂直流型

水簸(すいひ)と呼ばれる垂直管の下から流体を流速  $u$  [m/s](流量  $Q$  [m<sup>3</sup>/s])で上方へ流し、2種類の固体粒子群 A(粒子密度  $\rho_{pA}$ )と B(粒子密度  $\rho_{pB}$ )からなる原料粉体( $\rho_{pA}<\rho_{pB}$ )を管中央から供給する。このとき、上昇流速よりも小さい終末速度を持つ粒子群は垂直管の上方(微粉側)より回収され、上昇流速よりも大きい終末速度を持つ粒子群は垂直管の底部(粗粉側)より回収される。いま、ふるい分けによりある目開きでカットされた原料粉体のうち、ふるい下の原料粉体を水簸に供給し、上昇流速  $u$  を A 側最大径  $D_{pA}$ (目開きに等しい)の終末速度  $u_{tA}$  に合わせると( $u=u_{tA}$ )、一部の B 粒子を含むすべての A 粒子が微粉側から除去されるとともに、純粋な B 粒子群が粗粉側から回収される。また、ふるい上の原料粉体を水簸に供給し、上昇流速  $u$  を B 側最小径  $D_{pB}$ (目開きに等しい)の終末速度  $u_{tB}$  に合わせると( $u=u_{tB}$ )、一部の A 粒子を含むすべての B 粒子が粗粉側から除去されて、純粋な A 粒子群が微粉側から回収される。なお、B 側最小径の終末速度が A 側最大径のそれよりも大きい場合は、両者を完全に分離できる。A 側最大径と B 側最小径の終末速度が等しくなる 때가分離の下限であり、このときの粒子径  $D_{pA}$  と  $D_{pB}$  が A 側と B 側の分離限界粒子径に相当する。

$$u_{tA} = u_{tB} \quad \cdots(3.3.2.1)$$

$$\sqrt{\frac{4g(\rho_{pA} - \rho)D_{pA}}{3\rho C_{DA}}} = \sqrt{\frac{4g(\rho_{pB} - \rho)D_{pB}}{3\rho C_{DB}}} \quad \dots(3.3.2.2)$$

$$\frac{(\rho_{pA} - \rho)D_{pA}}{C_{DA}} = \frac{(\rho_{pB} - \rho)D_{pB}}{C_{DB}} \quad \dots(3.3.2.3)$$

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \left( \frac{C_{DA}}{C_{DB}} \right) \quad \dots(3.3.2.4)$$

Stokes 域の場合は、次式のように導かれる。

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \left( \frac{24/Re_{pA}}{24/Re_{pB}} \right) \quad \left[ C_D \equiv \frac{24}{Re_p} \right] \quad \dots(3.3.2.5)$$

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \left[ \frac{24/(D_{pA}u_{tA}\rho/\mu)}{24/(D_{pB}u_{tB}\rho/\mu)} \right] \quad \left[ Re_p \equiv \frac{D_p u \rho}{\mu} \right] \quad \dots(3.3.2.6)$$

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \left( \frac{D_{pB}}{D_{pA}} \right) \quad [u_{tA} = u_{tB}] \quad \dots(3.3.2.7)$$

$$\boxed{\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \sqrt{\frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho}}} \quad (\text{Stokes}) \quad \dots(3.3.2.8)$$

Allen 域の場合は、次式のように導かれる。

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \left( \frac{10/\sqrt{Re_{pA}}}{10/\sqrt{Re_{pB}}} \right) \quad \left[ C_D \equiv \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \right] \quad \dots(3.3.2.9)$$

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \left[ \frac{10/\sqrt{D_{pA}u_{tA}\rho/\mu}}{10/\sqrt{D_{pB}u_{tB}\rho/\mu}} \right] \quad \left[ Re_p \equiv \frac{D_p u \rho}{\mu} \right] \quad \dots(3.3.2.10)$$

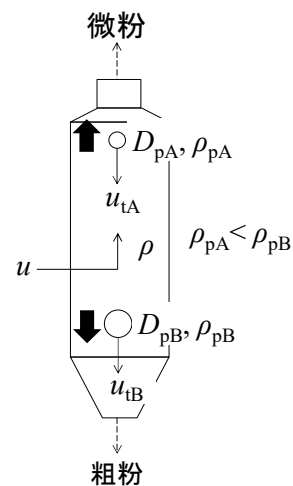
$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \sqrt{\frac{D_{pB}}{D_{pA}}} \quad [u_{tA} = u_{tB}] \quad \dots(3.3.2.11)$$

$$\left( \frac{D_{pA}}{D_{pB}} \right)^2 = \left( \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \right)^2 \frac{D_{pB}}{D_{pA}} \quad \dots(3.3.2.12)$$

$$\boxed{\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \left( \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \right)^{2/3}} \quad (\text{Allen}) \quad \dots(3.3.2.13)$$

Newton 域の場合は、次式のように導かれる。

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \left( \frac{0.44}{0.44} \right) \quad [C_D \equiv 0.44] \quad \dots(3.3.2.14)$$



$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \quad (\text{Newton}) \quad \cdots(3.3.2.15)$$

分離限界粒子径比  $D_{pA}/D_{pB}$  が大きいほど分離が鋭い。

水簸を断面積  $S$  [m<sup>2</sup>] の円筒とみなすとき、水簸の直径  $D$  [m] は次式で表される。

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} \quad \left[ S = \frac{Q}{u} \right] \quad \cdots(3.3.2.16)$$

### 【計算例】重力式垂直流型湿式分級機

岩石 A(粒子密度 2.65 t/m<sup>3</sup>) と 鉱石 B(粒子密度 6.00 t/m<sup>3</sup>) からなる原料粉体を目開き 150 μm のふるいでカットした後、ふるい下を水簸に供給して毎時 1.00 m<sup>3</sup> で原料粉体中の岩石を完全に除去する。このとき、水簸内の上昇流速  $u$  [mm/s]、鉱石の分離限界粒子径  $D_{pB}$  [μm]、水簸の直径  $D$  [mm] を求めよ。水の密度 1.00 t/m<sup>3</sup>、粘度 1.00 mPa・s、重力加速度 9.81 m/s<sup>2</sup> とする。(  $u=25.0$  mm/s,  $D_{pB}=71.6$  μm,  $D=119$  mm )

$$u = u_{tA} = g(\rho_{pA} - \rho) D_{pA}^2 / 18\mu = (9.81)(2.65 \times 10^3 - 1.00 \times 10^3)(150 \times 10^{-6})^2 / [(18)(1.00 \times 10^{-3})] = 0.020233 \text{ m/s}$$

$$Re_p = D_{pA} u_{tA} \rho / \mu = (150 \times 10^{-6})(0.020233)(1.00 \times 10^3) / (1.00 \times 10^{-3}) = 3.0349 (> 2) \text{ Stokes 域の仮定は誤り}$$

$$u = u_{tA} = [(4/225)g^2(\rho_{pA} - \rho)^2 / (\rho\mu)]^{1/3} D_{pA} = [(4/225)(9.81)^2(2.65 \times 10^3 - 1.00 \times 10^3)^2 / \{(1000)(1.00 \times 10^{-3})\}]^{1/3} (150 \times 10^{-6}) = 0.025050 \text{ m/s} \doteq \boxed{25.0 \text{ mm/s}}$$

$$Re_p = D_{pA} u_{tA} \rho / \mu = (150 \times 10^{-6})(0.025050)(1.00 \times 10^3) / (1.00 \times 10^{-3}) = 3.7575 (> 2) \text{ Allen 域の仮定は正しい}$$

$$D_{pB} = D_{pA} [(\rho_{pB} - \rho) / (\rho_{pA} - \rho)]^{-2/3} = (150 \times 10^{-6}) [(6.00 \times 10^3 - 1.00 \times 10^3) / (2.65 \times 10^3 - 1.00 \times 10^3)]^{-2/3} = 7.1630 \times 10^{-5} \text{ m} \doteq \boxed{71.6 \text{ } \mu\text{m}}$$

$$S = Q/u = (1.00/3600) / (0.025050) = 0.011088 \text{ m}^2$$

$$D = (4S/\pi)^{0.5} = [(4)(0.011088/\pi)]^{0.5} = 0.11881 \text{ m} \doteq \boxed{119 \text{ mm}}$$

## 3. 4 慣性力分級

粉体粒子を高速コンベアにより水平方向に初速度  $u_0$  [m/s] で投げ出すと、慣性力の大きい粗粉はより遠方へ落下し、慣性力の小さい微粉はより手前で落下する。投げ出す位置を原点とし、水平方向に  $x$  軸、垂直方向に  $y$  軸を取ると、層流域における水平方向の粒子の運動方程式は、次式のように導かれる。

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du_x}{dt} = -C_D \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_x^2}{2} \quad \cdots(3.4.1)$$

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du_x}{dt} = -\frac{24}{Re_p} \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_x^2}{2} \quad (\text{Stokes}) \quad \cdots(3.4.2)$$

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du_x}{dt} = -\frac{24}{D_p u_x \rho / \mu} \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_x^2}{2} \quad \cdots(3.4.3)$$

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du_x}{dt} = -3\pi\mu D_p u_x \quad \cdots(3.4.4)$$

$$\frac{du_x}{dt} = -\frac{18\mu}{\rho_p D_p^2} u_x = -\alpha u_x \quad \left[ \alpha \equiv 18\mu / \rho_p D_p^2 \right] \quad \cdots(3.4.5)$$

$$\int_{u_0}^{u_x} \frac{du_x}{u_x} = \int_0^t -\alpha dt \quad \cdots(3.4.6)$$

$$\ln \frac{u_x}{u_0} = -\alpha t \quad \cdots(3.4.7)$$

$$u_x = u_0 e^{-\alpha t} \quad \cdots(3.4.8)$$

$$\int_0^x dx = \int_0^t u_0 e^{-\alpha t} dt \quad \left[ u_x = \frac{dx}{dt} \right] \quad \cdots(3.4.9)$$

$$\boxed{x = \frac{u_0}{\alpha} (1 - e^{-\alpha t})} \quad \left[ \alpha \equiv 18\mu / \rho_p D_p^2 \right] \quad \cdots(3.4.10)$$

時間  $t$  を限りなく無限大に近づけると、沈降粒子の最大到達距離  $x_{\max}$  を得る。

$$\boxed{x_{\max} = \frac{u_0}{\alpha}} \quad (t \rightarrow \infty) \quad \cdots(3.4.11)$$

層流域における垂直方向の粒子の運動方程式は、次式のように導かれる。

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du_y}{dt} = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho g - C_D \frac{\pi D_p^2}{4} \frac{\rho u_y^2}{2} \quad \cdots(3.4.12)$$

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \frac{du_y}{dt} = \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_p - \rho) g - 3\pi\mu D_p u_y \quad \cdots(3.4.13)$$

$$\frac{du_y}{dt} = [1 - (\rho / \rho_p)] g - \frac{18\mu}{\rho_p D_p^2} u_y = \beta - \alpha u_y \quad \left[ \alpha \equiv 18\mu / \rho_p D_p^2, \beta \equiv [1 - (\rho / \rho_p)] g \right] \quad \cdots(3.4.14)$$

$$\int_0^{u_y} \frac{du_y}{\beta - \alpha u_y} = \int_0^t dt \quad \cdots(3.4.15)$$

$$-\frac{1}{\alpha} \left[ \ln(\beta - \alpha u_y) \right]_0^{u_y} = t \quad \cdots(3.4.16)$$

$$\ln \frac{\beta - \alpha u_y}{\beta} = -\alpha t \quad \cdots(3.4.17)$$

$$\frac{\beta - \alpha u_y}{\beta} = e^{-\alpha t} \quad \cdots(3.4.18)$$

$$\beta - \alpha u_y = \beta e^{-\alpha t} \quad \cdots(3.4.19)$$

$$-\alpha u_y = \beta(e^{-\alpha t} - 1) \quad \cdots(3.4.20)$$

$$u_y = \frac{\beta}{\alpha} (1 - e^{-\alpha t}) \quad \cdots(3.4.21)$$

$$\int_0^y dy = \int_0^t \frac{\beta}{\alpha} (1 - e^{-\alpha t}) dt \quad \left[ u_y = \frac{dy}{dt} \right] \quad \cdots(3.4.22)$$

$$y = \frac{\beta}{\alpha} \left( \int_0^t 1 dt - \int_0^t e^{-\alpha t} dt \right) \quad \cdots(3.4.23)$$

$$y = \frac{\beta}{\alpha} \left( t + \frac{e^{-\alpha t} - 1}{\alpha} \right) = \frac{\beta}{\alpha} \left( t - \frac{1 - e^{-\alpha t}}{\alpha} \right) \quad \cdots(3.4.24)$$

$$y = \frac{\beta}{\alpha} t - \frac{\beta}{\alpha^2} (1 - e^{-\alpha t}) \quad \cdots(3.4.25)$$

$x$  の式を変形して時間  $t$  の式を導く。

$$x = \frac{u_0}{\alpha} (1 - e^{-\alpha t}) \quad \cdots(3.4.26)$$

$$e^{-\alpha t} = 1 - \frac{\alpha x}{u_0} \quad \cdots(3.4.27)$$

$$-\alpha t = \ln \frac{u_0 - \alpha x}{u_0} \quad \cdots(3.4.28)$$

$$t = \frac{1}{\alpha} \ln \frac{u_0}{u_0 - \alpha x} \quad \cdots(3.4.29)$$

$y$  の式に代入すると、沈降粒子の軌跡を表す式を得る。

$$y = \frac{\beta}{\alpha} \left( \frac{1}{\alpha} \ln \frac{u_0}{u_0 - \alpha x} \right) - \frac{\beta}{\alpha^2} \frac{\alpha x}{u_0} \quad \cdots(3.4.30)$$

$$y = -\frac{\beta}{\alpha^2} \ln \frac{u_0 - \alpha x}{u_0} - \frac{\beta x}{\alpha u_0} \quad \left[ \alpha \equiv 18\mu / \rho_p D_p^2, \beta \equiv [1 - (\rho / \rho_p)]g \right] \quad \cdots(3.4.31)$$

粒子沈降挙動の解析例を以下に示す。回収器の境界位置  $x_{5-10} \sim x_{15-20}$  は、各粒子径における最大到達距離  $x_{\max}$  の中央値とした。

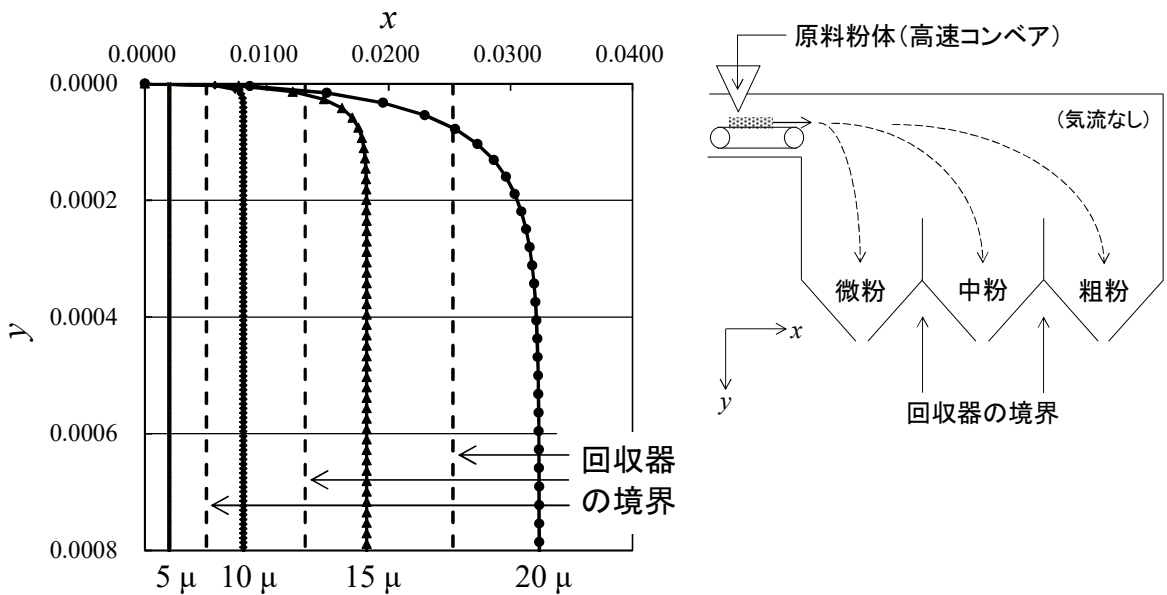


図 3.4.1 慣性式分級機内における粒子沈降挙動の解析例

表 3.4.1 粒子沈降挙動の解析例

(粒子密度 2650 kg/m<sup>3</sup>、粒子径 5~20 μ、初速度 10 m/s、空気密度 1.20 kg/m<sup>3</sup>、空気粘度 18.2 μPa·s)

$t$ [s]	$x_{5\mu}$ [m]	$y_{5\mu}$ [m]	$x_{10\mu}$ [m]	$y_{10\mu}$ [m]	$x_{15\mu}$ [m]	$y_{15\mu}$ [m]	$x_{20\mu}$ [m]	$y_{20\mu}$ [m]
0.000	0.0000	0.00000	0.0000	0.00000	0.0000	0.00000	0.0000	0.00000
0.001	0.0020	0.00000	0.0057	0.00000	0.0077	0.00000	0.0086	0.00000
0.002	0.0020	0.00000	0.0074	0.00001	0.0121	0.00001	0.0149	0.00002
0.003	0.0020	0.00001	0.0079	0.00002	0.0147	0.00003	0.0196	0.00003
...	...	...	...	...	...	...	...	...
0.479	0.0020	0.00095	0.0081	0.00379	0.0182	0.00852	0.0324	0.01509
0.480	0.0020	0.00095	0.0081	0.00380	0.0182	0.00853	0.0324	0.01513
$x_{5,max}$ [m]	$x_{10,max}$ [m]	$x_{15,max}$ [m]	$x_{20,max}$ [m]	$x_{5-10}$ [m]	$x_{10-15}$ [m]	$x_{15-20}$ [m]		
0.0020	0.0081	0.0182	0.0324	0.00506	0.0131	0.0253		

### 【計算例】慣性力式風力分級機

粒子径 7.50 μm と 17.5 μm の混合粉体(粒子密度 2650 kg/m<sup>3</sup>)を高速コンベアにより初速度 15.0 m/s で水平に投げ出す。投げ出し位置からの回収器の境界位置  $x_{7.5-17.5}$  [m]を求めよ。沈降粒子の軌跡も描くこと。空気密度 1.20 kg/m<sup>3</sup>、空気粘度 18.2 μPa·s とする。(0.0220 m)

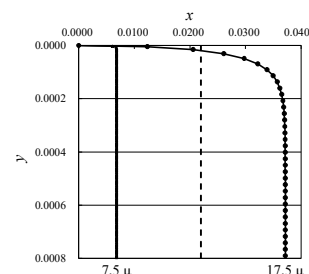
$$\alpha_{7.5} = 18\mu / (\rho_p D_p^2) = (18)(18.2 \times 10^{-6}) / [(2650)(7.50 \times 10^{-6})^2] = 2197.7 \text{ 1/s}$$

$$\alpha_{17.5} = 18\mu / (\rho_p D_p^2) = (18)(18.2 \times 10^{-6}) / [(2650)(17.5 \times 10^{-6})^2] = 403.66 \text{ 1/s}$$

$$x_{7.5,max} = u_0 / \alpha_{7.5} = 15.0 / 2197.7 = 0.0068253 \text{ m}$$

$$x_{17.5,max} = u_0 / \alpha_{17.5} = 15.0 / 403.66 = 0.037159 \text{ m}$$

$$x_{7.5-17.5} = (x_{7.5,max} + x_{17.5,max}) / 2 = 0.021992 \text{ m} \doteq \boxed{0.0220 \text{ m}}$$



## 3. 5 遠心力分級

### 3.5.1 半自由渦式遠心分級機

井伊谷(いいのや)式遠心分級機とも呼ばれる。サイクロンの場合、遠心力と抗力の均衡が取りにくく、半径方向の分離限界粒子径が不均一となるため、分級精度の点で問題がある。半自由渦式分級機では、流体の回転部に円錐体を挿入することで、半径方向の分離限界粒子径をほぼ一定とし、分級精度を高めている。

①性能設計 分級性能としての固体処理量  $P$  [t/h]は、次式で表される。

$$P = \rho Q \gamma \quad \dots(3.5.1.1)$$

ただし、 $Q$ は流量[m<sup>3</sup>/h]、 $\gamma$ は固体混合比[t-固体/t-流体]、 $\rho$ は流体密度[t/m<sup>3</sup>]。

流量  $Q$  [m<sup>3</sup>/s]は、次式で与えられる。

$$Q = BHu_0 \quad \dots(3.5.1.2)$$

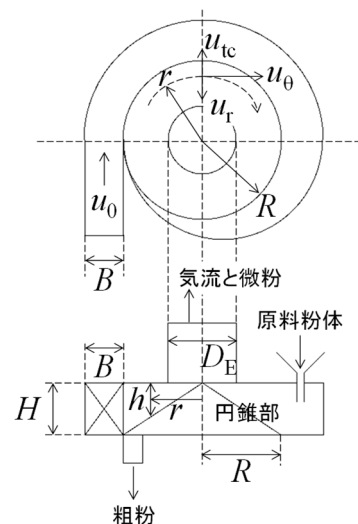
ただし、 $B$ は入口部の幅[m]、 $H$ は入口部の高さ[m]、 $u_0$ は入口部の流速[m/s]。

流体入口部の断面形状は、矩形(くけい、長方形)であるものとする。

分級室入口部の流量と回転中心部からの水平距離  $r$  [m]、分級室上部と円錐体の間隔  $h$  [m]における流量が等しいと仮定すると、半径方向内側の流速  $u_r$  [m/s]は次式のように導かれる。

$$Q = BHu_0 = 2\pi r h u_r \quad \dots(3.5.1.3)$$

$$u_r = \frac{BH u_0}{2\pi r h} \quad \dots(3.5.1.4)$$



回転流体中の粒子が半径方向外側へ移動する速度(遠心沈降速度) $u_{tc}$  [m/s]は、粒子と気流の速度を等置して Stokes 域を仮定すると、次式で表される。

$$u_{tc} = \frac{r\omega^2(\rho_p - \rho)D_p^2}{18\mu} = \frac{(\rho_p - \rho)D_p^2}{18\mu} \frac{u_0^2}{r} \quad [mg = mr\omega^2, u_0 = r\omega] \quad \cdots(3.5.1.5)$$

分離限界粒子径  $D_{pc}$  [m]は、半径方向外側と内側の流速がつりあうときの粒子径に相当する。

$$\frac{(\rho_p - \rho)D_{pc}^2}{18\mu} \frac{u_0^2}{r} = \frac{BH u_0}{2\pi r h} \quad [u_{tc} = u_r] \quad \cdots(3.5.1.6)$$

$$D_{pc} = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi(\rho_p - \rho)} \frac{H u_0}{h u_0^2}} \quad \cdots(3.5.1.7)$$

半自由渦の条件式( $u_\theta r^n = \text{const.}$ ,  $n=0.5\sim 0.9$ )を用いると、接線方向の流速  $u_\theta$  [m/s]は次式のように導かれる。

$$u_\theta r^n = k_1 \quad \cdots(3.5.1.8)$$

$$u_\theta R^n = \alpha u_0 R^n = k_2 \quad [u_\theta \equiv \alpha u_0] \quad \cdots(3.5.1.9)$$

$$\frac{u_\theta r^n}{u_0 R^n} = \frac{u_\theta r^n}{\alpha u_0 R^n} = \frac{k_1}{k_2} \quad \cdots(3.5.1.10)$$

$$\frac{u_\theta}{u_0} = \alpha \frac{k_1}{k_2} \left(\frac{R}{r}\right)^n = k \left(\frac{R}{r}\right)^n \quad [k \equiv \alpha \frac{k_1}{k_2}] \quad \cdots(3.5.1.11)$$

$$u_\theta = k u_0 \left(\frac{R}{r}\right)^n \quad \cdots(3.5.1.12)$$

ただし、 $k$ は粒子-流体間の速度係数比[-]、 $R$ は円錐部の半径[m]。

$D_{pc}$ の式に代入する。

$$D_{pc} = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi(\rho_p - \rho)} \frac{H u_0}{h k^2 u_0^2 (R/r)^{2n}}} \quad \cdots(3.5.1.13)$$

$$D_{pc} = \frac{1}{k} \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi(\rho_p - \rho) u_0} \frac{H (R/r)^{-2n}}{h}} \quad \cdots(3.5.1.14)$$

$h = H(R/r)^{-2n}$ となるように設計すると、実用的な分離限界粒子径  $D_{pc}$  [m]を得る。

$$\boxed{D_{pc} = \frac{1}{k} \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi(\rho_p - \rho) u_0}}} \quad (k=0.5\sim 1.0, n=0.5\sim 0.75) \quad \cdots(3.5.1.15)$$

上式は、装置内の位置  $r$ に関わらず  $D_{pc}$ が一定であることを表している(分離が鋭い)。

圧力損失 $\Delta P$  [Pa]は、入口部が大気開放されている場合、次式で与えられる。[文献 5]

$$\Delta P = 3334 \left(\frac{BH}{D_E}\right)^{1.15} \quad \cdots(3.5.1.16)$$



分級室の出口直径  $D_E$  [m]は、本体直径  $D$  [m]に対する経験的な寸法比( $D_E/D=1/3\sim 1/4$ )を用いる。

$$D_E = 1/3 \sim 1/4 D \quad \dots(3.5.1.17)$$

②構造設計 入口部の幅  $B$  [m]は、分離限界粒子径の式より求める。

$$B = \frac{k^2 D_{pc}^2 \pi (\rho_p - \rho) u_0}{9\mu} \quad \dots(3.5.1.18)$$

入口部の高さ  $H$  [m]は、入口部の流量式より求める。

$$H = \frac{Q}{B u_0} \quad \dots(3.5.1.19)$$

流量  $Q$  [m<sup>3</sup>/h]は、分級性能  $P$  [t/h]の式より求める。

$$Q = \frac{P}{\rho\gamma} \quad \dots(3.5.1.20)$$

出口部の直径  $D_E$  [m]は、圧力損失  $\Delta P$  [Pa]の式より求める。

$$D_E = BH \left( \frac{3334}{\Delta P} \right)^{1/1.15} \quad \dots(3.5.1.21)$$

本体直径  $D$  [m]は、出口直径－本体直径比( $D_E/D=1/3\sim 1/4$ )を用いる。

$$D = 3 \sim 4 D_E \quad \dots(3.5.1.22)$$

#### 【計算例】遠心力式風力分級機(性能設計)

粉碎物を半自由渦式遠心分級機により下記の条件で分級する。分級性能  $P$  [t/h]、分離限界粒子径  $D_{pc}$  [ $\mu$ m]、圧力損失  $\Delta P$  [Pa]を求めよ。(  $P=0.389$  t/h,  $D_{pc}=13.2$   $\mu$ m,  $\Delta P=376$  Pa)

分級室入口部の幅	100 mm	空気密度	1.20 kg/m <sup>3</sup>
分級室入口部の高さ	150 mm	空気粘度	18.2 $\mu$ Pa·s
分級室本体の直径	400 mm	入口流速	20.0 m/s
分級室本体－出口直径比 $D_E/D$	1/4	固体混合比	0.3
粒子密度	2.65 t/m <sup>3</sup>	$k$ 値	0.75

$$Q = BH u_0 = (0.100)(0.150)(20) = 0.300 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$P = \rho Q \gamma = (1.2/1000)(0.300)(3600)(0.3) = 0.38880 \text{ t/h} \doteq \boxed{0.389 \text{ t/h}}$$

$$D_{pc} = (1/k)[9\mu B / \{\pi(\rho_p - \rho)u_0\}]^{0.5} = (1/0.75)[(9)(18.2 \times 10^{-6})(0.100) / \{\pi(2.65 \times 10^3 - 1.20)(20.0)\}]^{0.5} = 1.3227 \times 10^{-5} \text{ m} \\ \doteq \boxed{13.2 \mu\text{m}}$$

$$D_E = (D_E/D)D = (1/4)(0.400) = 0.100 \text{ m}$$

$$\Delta P = 3334(BH/D_E)^{1.15} = (3334)[(0.100)(0.150)/(0.100)]^{1.15} = 376.24 \text{ Pa} \doteq \boxed{376 \text{ Pa}}$$

#### 【計算例】遠心力式風力分級機(構造設計)

粉碎物を半自由渦式遠心分級機により下記の条件で分級する。分級室入口部の幅  $B$  [mm]と高さ  $H$  [mm]、分級室出口部の直径  $D_E$  [mm]、分級室本体の直径  $D$  [mm]を求めよ。(  $B=179$  mm,  $H=518$  mm,  $D_E=264$  mm,  $D=1055$  mm)

固体処理量	1.20 t/h	分級室本体－出口直径比 $D_E/D$	1/4
分離限界粒子径	25.0 $\mu$ m	粒子密度	2.65 t/m <sup>3</sup>
圧力損失	1000 Pa	空気密度	1.20 kg/m <sup>3</sup>

空気粘度	18.2 μPa·s	固体混合比	0.3
入口流速	10.0 m/s	k 値	0.75

$$B = k^2 D_{pc}^2 \pi (\rho_p - \rho) u_0 / (9\mu) = (0.75)^2 (25.0 \times 10^{-6})^2 \pi (2.65 \times 10^3 - 1.2) (10.0) / [(9)(18.2 \times 10^{-6})] = 0.17860 \text{ m} \doteq \boxed{179 \text{ mm}}$$

$$Q = P / \rho \gamma = (1.20 / 3600) / [(1.2 / 1000)(0.3)] = 0.92592 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$H = Q / Bu_0 = 0.92592 / [(0.17860)(10.0)] = 0.51843 \text{ m} \doteq \boxed{518 \text{ mm}}$$

$$D_E = BH(3334 / \Delta P)^{1/1.15} = (0.17860)(0.51843)(3334 / 1000)^{1/1.15} = 0.26383 \text{ m} \doteq \boxed{264 \text{ mm}}$$

$$D = (D_E / D)^{-1} D_E = (1/4)^{-1} (0.26383) = 1.0553 \text{ m} \doteq \boxed{1055 \text{ mm}}$$

### 3.5.2 液体サイクロン

原料供給量(フィード)  $Q_F$  [m<sup>3</sup>/s]と排出量(アンダーフロー)  $Q_U$  [m<sup>3</sup>/s]の流量比  $R_F$  [-]( $=Q_U/Q_F$ )は、排出口径-外筒径比  $D_U/D$  と内筒径-外筒径比  $D_E/D$  を用いて次式で与えられる。

$$R_F = 1 - \frac{0.95}{[(D_U/D)(D/D_E)]^4 + 1} \quad \dots(3.5.2.1)$$

外筒径  $D$  [m]が分かっている場合の 50%分離粒子径  $D_{50}$  [m]は、吉岡・堀田の式より求める。【文献 6】

$$D_{50} = 0.2 \sqrt{\frac{\mu}{\rho_p - \rho} \frac{D^{0.1} D_1^{0.6} D_E^{0.8}}{Q_F^{0.5}}} \quad \dots(3.5.2.2)$$

$$D_{50} = 0.2 \sqrt{\frac{\mu}{\rho_p - \rho} \frac{D^{0.1} [(D_1/D)D]^{0.6} [(D_E/D)D]^{0.8}}{Q_F^{0.5}}} \quad \dots(3.5.2.3)$$

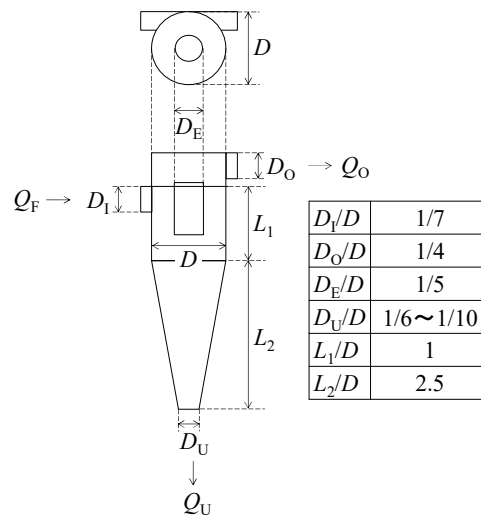
$$D_{50} = 0.2 \sqrt{\frac{\mu}{\rho_p - \rho} \frac{D^{1.5} (D_1/D)^{0.6} (D_E/D)^{0.8}}{Q_F^{0.5}}} \quad \dots(3.5.2.4)$$

外筒径  $D$  [m]が分かっていない場合は、 $D_{50}$  の式より求める。

$$D = \left[ 5D_{50} \sqrt{\frac{\rho_p - \rho}{\mu} \frac{Q_F^{0.5}}{(D_1/D)^{0.6} (D_E/D)^{0.8}}} \right]^{2/3} \quad \dots(3.5.2.5)$$

圧力損失  $\Delta P$  [Pa]は、吉岡・堀田の式より求める。【文献 6】

$$\Delta P = \frac{44.1 \rho Q_F^2}{D^{0.1} D_1^{0.6} D_E^{0.8}} \quad \dots(3.5.2.6)$$



#### 【計算例】遠心力式湿式分級機

粉碎物を含むスラリーを標準型液体サイクロンにより下記の条件で分級する。流量比  $R_F$  [-]、液体サイクロン構造の各寸法  $D, D_E, D_U, D_1, D_O, L_1, L_2$  [mm]、圧力損失  $\Delta P$  [kPa]を求めよ。(  $R_F=0.176, D=482 \text{ mm}, D_E=96.4 \text{ mm}, D_U=60.2 \text{ mm}, D_1=68.8 \text{ mm}, D_O=120 \text{ mm}, L_1=482 \text{ mm}, L_2=1205 \text{ mm}, \Delta P=3.84 \text{ kPa}$  )

原料供給量	180 m <sup>3</sup> /h	液密度	1000 kg/m <sup>3</sup>
50%分離粒子径	20.0 μm	液粘度	1.00 mPa·s
粒子密度	2650 kg/m <sup>3</sup>	排出口径-外筒径比	1/8

$$R_F = 1 - 0.95 / [\{(D_U/D)(D/D_E)\}^{4+1}] = 1 - 0.95 / [\{(1/8)(5)\}^{4+1}] = 0.17576 \approx \boxed{0.176}$$

$$D = [5D_{50}\{(\rho_p - \rho)/\mu\}^{0.5} Q_F^{0.5} / (D_I/D)^{0.6} (D_E/D)^{0.8}]^{2/3}$$

$$= [(5)(20.0 \times 10^{-6})\{(2650 - 1000)/0.001\}^{0.5} (180/3600)^{0.5} / (1/7)^{0.6} (1/5)^{0.8}]^{2/3} = 0.48191 \text{ m} \approx \boxed{482 \text{ mm}}$$

$$D_E = (D_E/D)D = (1/5)(481.91) = 96.384 \text{ mm} \approx \boxed{96.4 \text{ mm}}$$

$$D_U = (D_U/D)D = (1/8)(481.91) = 60.240 \text{ mm} \approx \boxed{60.2 \text{ mm}}$$

$$D_I = (D_I/D)D = (1/7)(481.91) = 68.845 \text{ mm} \approx \boxed{68.8 \text{ mm}}$$

$$D_O = (D_O/D)D = (1/4)(481.91) = 120.48 \text{ mm} \approx \boxed{120 \text{ mm}}$$

$$L_1 = (L_1/D)D = (1)(481.91) = 481.91 \text{ mm} \approx \boxed{482 \text{ mm}}$$

$$L_2 = (L_2/D)D = (2.5)(481.91) = 1204.8 \text{ mm} \approx \boxed{1205 \text{ mm}}$$

$$\Delta P = 44.1 \rho Q_F^2 / (D^{0.1} D_I^{0.6} D_E^{0.8}) = (44.1)(1000)(180/3600)^2 / [(0.48191)^{0.1} (0.068845)^{0.6} (0.096384)^{0.8}]$$

$$= 3838.4 \text{ Pa} \approx \boxed{3.84 \text{ kPa}}$$

## 参考文献

- [1] A.M. Gaudin; Principles of Mineral Dressing (1939) 7 章
- [2] S.E. Gluck; Chem. Eng. 72 (1965) 175
- [3] 三輪 茂雄; 粉体のフルイ分け, 日刊工業新聞社(1965) 8.3 章
- [4] 林 恒美; 粉体技術ポケットブック, 工業調査会(1996) p.78
- [5] 化学工学協会(編); 化学工学便覧 改訂四版, 丸善(1978) p.1081
- [6] 吉岡 直哉, 堀田 豊; 化学工学, 19 (1955) 632-641

## 教科書

(下線は推薦図書)

- [1] 山際 和明; 機械的分離工学, 新潟大学工学部化学システム工学科化学工学コース(自作教科書)
- [2] 吉岡 直哉; 液体サイクロン, 続・新化学工学講座 12, 日刊工業新聞社(1960)
- [3] 三輪 茂雄; 粉体のフルイ分け, 日刊工業新聞社(1965)
- [4] 井伊谷 鋼一(編); 粉体工学ハンドブック, 朝倉書店(1965)
- [5] 最新粉粒体プロセス技術集成編集委員会(編); 最新粉粒体プロセス技術集成「基礎技術編」, 産業技術センター(1974)
- [6] 日本粉体工業協会(編); 分級装置技術便覧, 産業技術センター(1978)
- [7] 粉体工学会(編); 粉体工学便覧, 日刊工業新聞社(1986)
- [8] 粉体機器・装置ハンドブック編集委員会(編); 粉体機器・装置ハンドブック, 日刊工業新聞社(1995)
- [9] 林 恒美; 粉体技術ポケットブック, 工業調査会(1996)
- [10] 伊藤 光弘; 図解 粉体機器・装置の基礎, 工業調査会(2005)
- [11] K.D. Patil; Mechanical Operations, Nirali Prakashan(2018)
- [12] 今木 清康; 粉体工学演習, コロナ社(1987)
- [13] 坂下 攝; 粉体プロセス設計-演習ノート- 月刊「化学装置」別冊, 工業調査会(1999)
- [14] D.V. Subba Rao; Minerals and Coal Process Calculations, CRC Press(2016)
- [15] 化学工学協会(編); 化学工学便覧 改訂四版, 丸善(1978)
- [16] 化学工学協会(編); 化学工学便覧 改訂五版, 丸善(1988)
- [17] 吉田 文武, 森 芳郎編; 詳論 化学工学 I 「単位操作 I」, 朝倉書店(1962)
- [18] 大山 義年; 化学工学 II, 岩波書店(1963)
- [19] 藤田 重文, 東畑平一郎(編); 化学工学 II 第 2 版「機械的操作」, 東京化学同人(1972)
- [20] 亀井 三郎(編); 化学機械の理論と計算 第 2 版, 産業図書(1975)
- [21] 三輪 茂雄; 粉体工学通論, 日刊工業新聞社(1981)

- [22] 井伊谷 鋼一, 三輪 茂雄; 改訂新版 化学工学通論Ⅱ, 朝倉書店(1982)
- [23] 竹内 雍, 越智 健二, 松岡 正邦, 茅原 一之; 解説 化学工学, 培風館(2001)
- [24] 藤田重文(監修); 単位操作演習, 科学技術社(1960)
- [25] 光武 量; 例題演習 化学工学, 産業図書(1964)
- [26] 藤田重文(編); 化学工学演習 第2版, 東京化学同人(1979)
- [27] 架谷 昌信; 演習 化学工学 第2版, 共立出版(1991)
- [28] 大竹 伝雄, 中尾 勝實; 化学工学演習 化学教科書シリーズ, 丸善(1994)
- [29] 市原 正夫, 大賀 文博, 水野 直治, 山本 茂夫, 鈴木 善孝; 化学工学の計算法 化学計算法シリーズ  
4, 東京電機大学出版局(1999)
- [30] 化学工学会編; 化学工学－解説と演習－ 第3版, 槇書店(2006)

令和4年11月30日作成

令和4年12月12日改訂

令和4年12月25日改訂

令和5年01月20日改訂

令和5年12月12日改訂

令和5年12月25日改訂

## 問 題

- (1) [総合分離効率]原料粉体(F)1.0 kg をふるいにかけて粗粉 0.60 kg を得た。目開き径以上の目的粒子が原料側に 50%、微粉側に 20%含まれるとき、①粗粉(O)の歩留まり  $O/F$  [-]、②微粉(U)の歩留まり  $U/F$  [-]、③粗粉側における目的粒子の含有率  $x_o$  [-]、④粗粉の回収率  $\gamma_o$  [-]、⑤微粉の残留率  $(1-\gamma_u)$  [-]、⑥総合分離効率(ニュートン効率) $\eta_N$  [%]を求めよ。(①0.60, ②0.40, ③0.70, ④0.84, ⑤0.36, ⑥48%)
- (2) [総合分離効率]原料粉体(F)10 kg をふるいにかけて粗粉 8.0 kg を得た。目開き径以上の目的粒子が原料側に 50%、微粉側に 20%含まれるとき、①粗粉(O)の歩留まり  $O/F$  [-]、②微粉(U)の歩留まり  $U/F$  [-]、③粗粉側における目的粒子の含有率  $x_o$  [-]、④粗粉の回収率  $\gamma_o$  [-]、⑤微粉の残留率  $(1-\gamma_u)$  [-]、⑥総合分離効率(ニュートン効率) $\eta_N$  [%]を求めよ。(①0.80, ②0.20, ③0.58, ④0.92, ⑤0.68, ⑥24%)
- (3) [部分分離効率]原料粉体(F)1.0 kg をふるいにかけて粗粉 0.60 kg を得た。ある粒子径範囲における粒子量割合が原料側で 40%、微粉側で 10%のとき、①粗粉(O)の歩留まり  $O/F$  [-]、②微粉(U)の歩留まり  $U/F$  [-]、③この粒子径範囲における粗粉側の粒子量割合  $w_o$  [-]、④部分分離効率  $\eta_p$  [%]を求めよ。(①0.60, ②0.40, ③0.60, ④90%)
- (4) [部分分離効率]原料粉体(F)10 kg をふるいにかけて粗粉 8.0 kg を得た。ある粒子径範囲における粒子量割合が原料側で 80%、微粉側で 20%のとき、①粗粉(O)の歩留まり  $O/F$  [-]、②微粉(U)の歩留まり  $U/F$  [-]、③この粒子径範囲における粗粉側の粒子量割合  $w_o$  [-]、④部分分離効率  $\eta_p$  [%]を求めよ。(①0.80, ②0.20, ③0.95, ④95%)
- (5) [所要試行数]目開き 710  $\mu\text{m}$ 、部分分離効率 66%のふるい機に平均粒子径 400  $\mu\text{m}$ 、500  $\mu\text{m}$ 、600  $\mu\text{m}$ 、700  $\mu\text{m}$  の球状粒子からなる 4 種類の原料粉体をそれぞれ供給した場合の平均所要試行数① $i_{400}$ 、② $i_{500}$ 、③ $i_{600}$ 、④ $i_{700}$  を求めよ。小数点以下は切り上げること。(①3 回、②5 回、③18 回、④2095 回)
- (6) [ふるい機 (Gluck の方法)]ふるい機の処理能力  $Q$  [t/h]を Gluck の方法で求めよ。(64.6 t/h)
- |                   |                       |             |                     |
|-------------------|-----------------------|-------------|---------------------|
| 原料粉体の湿分状態         | 乾燥状態                  | ふるい網の面積     | 1.25 m <sup>2</sup> |
| 原料粉体のかさ密度         | 1.60 t/m <sup>3</sup> | ふるい網の目開き    | 19.1 mm             |
| 原料中のハーフサイズ粒子の含有率  | 40%                   | ふるい網の空隙率    | 50%                 |
| 原料中のオーバーサイズ粒子の含有率 | 25%                   | ふるい網の傾斜角    | 15°                 |
| 原料粉体中の長い粒子の含有率    | 5%                    | ふるい網の段数     | 1 段                 |
| ふるい網の形状           | 正方形                   | 乾式操作と湿式操作の別 | 乾式操作                |
- (7) [ふるい機 (三輪の方法)]目開き 1000  $\mu\text{m}$ 、網幅 300 mm のふるい機を用いて粒子密度 2.65 t/m<sup>3</sup> の原料粉体を分離する。網上の粒子移送速度 0.200 m/s、粒子層厚み 1 とする場合のふるい機の処理能力  $Q$  [t/h]を三輪の方法で求めよ。疎充填を仮定する。(0.299 t/h)
- (8) [重力式水平流型湿式分級機 (性能設計)]長さ 5.00 m、幅 2.00 m、深さ 1.00 m の重力式水平流型湿式分級機を用いて粒子密度 2650 kg/m<sup>3</sup> の微粒子を含む水を毎時 18.0 m<sup>3</sup> で流入させて連続処理する場合の分離限界粒子径  $D_{pc}$  [ $\mu\text{m}$ ]と 50%分離粒子径  $D_{50}$  [ $\mu\text{m}$ ]を求めよ。水の密度 1000 kg/m<sup>3</sup>、粘度 1.00 mPa·s、重力加速度 9.81 m/s<sup>2</sup> とする。(  $D_{pc}$ =23.6  $\mu\text{m}$ ,  $D_{50}$ =16.7  $\mu\text{m}$  )
- (9) [重力式水平流型風力分級機 (性能設計)]長さ 5.00 m、幅 2.00 m、深さ 1.00 m の重力式水平流型風力分級機を用いて粒子密度 2650 kg/m<sup>3</sup> の微粒子を含む空気を毎秒 6.25 m<sup>3</sup> で流入させて連続処理する場

合の分離限界粒子径  $D_{pc}$  [ $\mu\text{m}$ ]と 50%分離粒子径  $D_{50}$  [ $\mu\text{m}$ ]を求めよ。空気の密度  $1.20 \text{ kg/m}^3$ 、粘度  $18.2 \mu\text{Pa}\cdot\text{s}$ 、重力加速度  $9.81 \text{ m/s}^2$  とする。 ( $D_{pc}=76.3 \mu\text{m}$ ,  $D_{50}=38.2 \mu\text{m}$ )

- (10) [重力式水平流型湿式分級機(構造設計)]深さ 1.00 m の重力式水平流型湿式分級機を用いて粒子密度  $2650 \text{ kg/m}^3$ 、粒子径  $150 \mu\text{m}$  以上の微粒子を含む水を毎時  $1800 \text{ m}^3$  で連続処理する場合の沈降室容積  $V$  [ $\text{m}^3$ ]、幅  $W$  [m]、長さ  $L$  [m]を求めよ。最大許容流速  $0.200 \text{ m/s}$ 、水の密度  $1000 \text{ kg/m}^3$ 、粘度  $1.00 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 、重力加速度  $9.81 \text{ m/s}^2$  とする。 ( $V=20.0 \text{ m}^3$ ,  $W=2.50 \text{ m}$ ,  $L=7.98 \text{ m}$ )
- (11) [重力式水平流型風力分級機(構造設計)]重力式水平流型風力分級機を用いて粒子密度  $2650 \text{ kg/m}^3$ 、粒子径  $44 \mu\text{m}$  以上の微粒子を含む空気を毎秒  $4.00 \text{ m}^3$  で連続処理する場合の沈降室容積  $V$  [ $\text{m}^3$ ]と幅  $W$  [m]および長さ  $L$  [m]を求めよ。空気の最大許容風速  $2.00 \text{ m/s}$ 、沈降室の深さ  $1.00 \text{ m}$ 、空気の密度  $1.20 \text{ kg/m}^3$ 、粘度  $18.2 \mu\text{Pa}\cdot\text{s}$ 、重力加速度  $9.81 \text{ m/s}^2$  とする。 ( $V=26.0 \text{ m}^3$ ,  $W=2.00 \text{ m}$ ,  $L=13.0 \text{ m}$ )
- (12) [重力式垂直流型湿式分級機]岩石 A(粒子密度  $2.65 \text{ t/m}^3$ )と鉱石 B(粒子密度  $6.00 \text{ t/m}^3$ )からなる原料粉体を目開き  $44 \mu\text{m}$  のふるいでカットした後、ふるい下を水簸に供給して毎時  $1.00 \text{ m}^3$  で原料粉体中の岩石を完全に除去する。このとき、水簸内の上昇流速  $u$  [mm/s]、鉱石の分離限界粒子径  $D_{pB}$  [ $\mu\text{m}$ ]、水簸の直径  $D$  [mm]を求めよ。水の密度  $1.00 \text{ t/m}^3$ 、粘度  $1.00 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 、重力加速度  $9.81 \text{ m/s}^2$  とする。 ( $u=1.74 \text{ mm/s}$ ,  $D_{pB}=25.3 \mu\text{m}$ ,  $D=451 \text{ mm}$ )
- (13) [重力式垂直流型湿式分級機]岩石 A(粒子密度  $2.65 \text{ t/m}^3$ )と鉱石 B(粒子密度  $6.00 \text{ t/m}^3$ )からなる原料粉体を目開き  $150 \mu\text{m}$  のふるいでカットした後、ふるい上を水簸に供給して毎時  $1.00 \text{ m}^3$  で原料粉体中の鉱石を完全に除去する。このとき、水簸内の上昇流速  $u$  [mm/s]、岩石の分離限界粒子径  $D_{pA}$  [ $\mu\text{m}$ ]、水簸の直径  $D$  [mm]を求めよ。水の密度  $1.00 \text{ t/m}^3$ 、粘度  $1.00 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 、重力加速度  $9.81 \text{ m/s}^2$  とする。 ( $u=52.4 \text{ mm/s}$ ,  $D_{pA}=314 \mu\text{m}$ ,  $D=82.1 \text{ mm}$ )
- (14) [遠心力式風力分級機(性能設計)]粉砕物を半自由渦式遠心分級機により下記の条件で分級する。分級性能  $P$  [t/h]、分離限界粒子径  $D_{pc}$  [ $\mu\text{m}$ ]、圧力損失  $\Delta P$  [Pa]を求めよ。 ( $P=1.56 \text{ t/h}$ ,  $D_{pc}=18.7 \mu\text{m}$ ,  $\Delta P=835 \text{ Pa}$ )

分級室入口部の幅	200 mm	空気密度	1.20 kg/m <sup>3</sup>
分級室入口部の高さ	300 mm	空気粘度	18.2 $\mu\text{Pa}\cdot\text{s}$
分級室本体の直径	800 mm	入口流速	20.0 m/s
分級室本体－出口直径比 $D_E/D$	1/4	固体混合比	0.3
粒子密度	2.65 t/m <sup>3</sup>	$k$ 値	0.75

- (15) [遠心力式風力分級機(構造設計)]粉砕物を半自由渦式遠心分級機により下記の条件で分級する。分級室入口部の幅  $B$  [mm]と高さ  $H$  [mm]、分級室出口部の直径  $D_E$  [mm]、分級室本体の直径  $D$  [mm]を求めよ。 ( $B=229 \text{ mm}$ ,  $H=202 \text{ mm}$ ,  $D_E=132 \text{ mm}$ ,  $D=528 \text{ mm}$ )

固体処理量	1.20 t/h	空気密度	1.20 kg/m <sup>3</sup>
分離限界粒子径	20.0 $\mu\text{m}$	空気粘度	18.2 $\mu\text{Pa}\cdot\text{s}$
圧力損失	1000 Pa	入口流速	20.0 m/s
分級室本体－出口直径比 $D_E/D$	1/4	固体混合比	0.3
粒子密度	2.65 t/m <sup>3</sup>	$k$ 値	0.75

- (16) [遠心力式湿式分級機]粉砕物を含むスラリーを標準型液体サイクロンにより下記の条件で分級する。流量比  $R_F$  [－]、50%分離粒子径  $D_{pc}$  [ $\mu\text{m}$ ]、液体サイクロン構造の各寸法  $D_E$ ,  $D_U$ ,  $D_I$ ,  $D_O$ ,  $L_1$ ,  $L_2$  [mm]、

圧力損失  $\Delta P$  [kPa]を求めよ。(  $R_f=0.176$ ,  $D_{50}=25.9 \mu\text{m}$ ,  $D_E=100 \text{ mm}$ ,  $D_U=62.5 \text{ mm}$ ,  $D_I=71.4 \text{ mm}$ ,  $D_O=125 \text{ mm}$ ,  $L_1=500 \text{ mm}$ ,  $L_2=1250 \text{ mm}$ ,  $\Delta P=1.61 \text{ kPa}$ )

原料供給量	120 m <sup>3</sup> /h	液密度	1000 kg/m <sup>3</sup>
外筒径	500 mm	液粘度	1.00 mPa·s
粒子密度	2650 kg/m <sup>3</sup>	排出口径－外筒径比	1/8