

IL DIMENSIONAMENTO DEI DISSABBIATORI A VORTICE NEGLI IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE METEORICHE DI DILAVAMENTO (Luigi Fanizzi - ECOACQUE®)

GENERALITÀ

La rimozione delle sabbie dalle acque reflue può essere conseguita in bacini di dissabbiatura statici ovvero in separatori centrifughi (sfruttando, cioè, un campo di flusso accelerato). I dissabbiatori sono progettati per conseguire la rimozione delle sabbie, delle ghiaie e degli altri solidi pesanti caratterizzati da velocità di sedimentazione o peso specifico notevolmente superiore a quello dei solidi organici putrescibili presenti nelle acque reflue. In un impianto di depurazione i dissabbiatori sono comunemente realizzati a valle delle griglie a barre e a monte della sedimentazione primaria. Quest'ultima è destinata alla rimozione delle particelle solide organiche pesanti. In alcuni impianti le unità di dissabbiatura precedono quelle di grigliatura, il che generalmente rende più facile la gestione e la manutenzione dei dissabbiatori. L'inserimento delle unità di dissabbiatura a monte delle stazioni di sollevamento, quando ciò è auspicabile, generalmente implica dei costi aggiuntivi dal momento che queste dovrebbero essere inserite a profondità piuttosto elevate. Pertanto, è spesso preferibile dal punto di vista economico sollevare il liquame, comprensivo delle sabbie, alle unità di dissabbiatura inserite a una posizione opportuna a monte delle unità di trattamento, riconoscendo comunque il maggior onere di manutenzione delle pompe. I dissabbiatori sono realizzati, essenzialmente (Metcalf & Eddy, 2006), per:

- 1) proteggere gli equipaggiamenti meccanici dall'abrasione e dai fenomeni di usura conseguenti;
- 2) ridurre la formazione di depositi nelle tubazioni, nei canali e nei condotti;
- 3) ridurre la frequenza degli interventi di pulizia e manutenzione delle stazioni di trattamento poste a valle.

Tre sono le tipologie principali di unità di dissabbiatura:

- 1) a flusso orizzontale, con configurazione rettangolare oppure quadrata;
- 2) aerate;
- 3) a vortice.

Nel primo caso, il liquido attraversa la vasca con un moto avente direzione orizzontale, caratterizzato da una velocità costante, dipendente dalle dimensioni dell'unità, dal tipo di sistema di distribuzione dell'influente e dallo stramazzo per l'allontanamento dell'effluente. Il dissabbiatore aerato è costituito da una vasca all'interno della quale il liquido assume un moto a spirale, con una velocità che dipende dalle dimensioni della vasca e dalla quantità di aria fornita. Il tipo a vortice, del quale si vogliono approfondire, nel presente studio, gli aspetti dimensionali, è costituito da una vasca cilindrica nella quale il fluido entra tangenzialmente, creando un moto, per l'appunto, a vortice; le forze gravitazionali e quelle centrifughe causano la separazione delle sabbie. Il dimensionamento delle unità di dissabbiatura viene finalizzato a conseguire la rimozione delle particelle aventi densità di 2650 kg/m^3 , per una temperatura del liquame di $15,5 \text{ }^\circ\text{C}$ ($60 \text{ }^\circ\text{F}$). Tuttavia, l'analisi dei dati relativi alla rimozione delle sabbie indica che la densità delle particelle sedimentate varia fra 1300 e 2700 kg/m^3 (WPCF, 1985).

I DISSABBIATORI A VORTICE

Le sabbie possono essere rimosse dai reflui anche attraverso dispositivi che sfruttano il moto a vortice del liquido. In Figura 1, viene mostrata tale tipologia di impianto che utilizza detto principio. In tale tipo di dissabbiatore, il vortice viene prodotto dall'immissione tangenziale del liquido sulla sommità dell'unità di trattamento. L'effluente fuoriesce al centro della parte sommitale dell'unità attraverso una zona cilindrica. La forza centrifuga e quella di gravità all'interno del cilindro minimizzano i fenomeni di trascinarsi delle particelle con densità maggiore di quella dell'acqua.

La sabbia sedimenta sul fondo della vasca, mentre le particelle organiche, comprese quelle separate dai solidi inerti, a causa della forza centrifuga, fuoriescono, per la gran parte, insieme all'effluente liquido. Le particelle organiche che rimangono, comunque, con le sabbie sedimentate vengono separate nel moto di queste ultime, lungo il fondo del dissabbiatore. Le perdite di carico nell'unità sono funzione della dimensione delle particelle rimosse ed aumentano, significativamente, nel caso di particelle molto fini. Le unità di dissabbiatura a vortice vengono dimensionate per portate di punta fino a 0,30 m³/s (300 L/s) per ogni unità (Metcalf & Eddy, op. cit.). Le sabbie vengono rimosse attraverso un trasportatore a nastro. A causa della sua altezza complessiva, questo tipo di sistema di rimozione degli inerti richiede uno scavo profondo, ovvero, in alternativa, un'unità di sollevamento se il sistema viene installato al di sopra del piano campagna.

IL DIMENSIONAMENTO DELL'UNITA' DI TRATTAMENTO

Come accennato in precedenza, la rimozione delle particelle sedimentabili può avvenire, comunque, sfruttando anche un campo di accelerazione variabile, utilizzando sia le forze di gravità che le forze centrifughe e le velocità. Dal momento che la sommità del manufatto è racchiusa da pareti, il flusso liquido rotante crea un vortice libero all'interno, caratterizzato dal fatto che il prodotto fra velocità tangenziale (velocità d'ingresso) ed il raggio è costante: $\mathbf{v} \cdot \mathbf{r} = \text{costante}$. Considerando gli effetti delle perdite per attrito, la relazione viene corretta introducendo un esponente n , generalmente, compreso tra 0,50 ed 1 e, risulta così: $\mathbf{v} \cdot \mathbf{r}^n = \text{costante}$. Diverse sono state le teorie formulate al fine di esprimere matematicamente il diametro minimo separabile in funzione delle caratteristiche geometriche, di esercizio e delle proprietà della sospensione. La teoria che qui si espone è quella di P. Rosin e E. Rammler (1933), la quale suppone:

- Sia trascurabile la forza peso del particolato, rispetto alla forza centrifuga;
- Sia applicabile la legge di Stokes nel moto relativo solido-liquido;
- Le particelle solide siano sferiche e conservino, in ogni punto, come componente della propria velocità, la velocità del vortice in quel punto;
- Le particelle solide siano uniformemente ripartite nella corrente fluida e non interferiscano l'una con l'altra durante il percorso nel dissabbiatore a vortice;
- Le particelle solide, una volta separate per aver raggiunto la parete del dissabbiatore, non siano risucchiate dal vortice;
- Il fluido conservi nel suo percorso la stessa velocità e la stessa sezione corrispondenti alle condizioni d'ingresso nel dissabbiatore;
- Si possono trascurare, ai fini della separazione, le componenti verticali e radiale centripeta della velocità.

Se si considera una particella solida di diametro δ_s e densità ρ_s che si muova a distanza r dall'asse del dissabbiatore, con velocità tangenziale \mathbf{v}_e (velocità di entrata del fluido), affinché essa possa raggiungere la parete del dissabbiatore circolare ($r_c = D_c/2$) e, quindi, con le ipotesi ammesse, essere considerata separata dal fluido (acqua), è necessario che essa possa disporre di un adeguato tempo di ritenzione. Il tempo (C. Sacconi et Al., 2014):

$$t = \frac{\pi \cdot D_c}{v_e} \cdot N$$

è la durata disponibile (tempo di attraversamento), espresso come rapporto tra il percorso approssimato $\pi \cdot N$ e la velocità d'ingresso \mathbf{v}_e . Il numero di rivoluzioni N (adimensionale), che il vortice liquido riesce a compiere entro il dissabbiatore può essere stimato considerando la sola parte cilindrica (la parte conica che serve per convogliare il fluido allo scarico può essere trascurata).

Considerato il dissabbiatore, approssimativamente cilindrico e detta Q la portata idrica entrante nel dissabbiatore, il suo volume varrà:

$$V_c \cong Q \cdot t$$

La precedente teoria deterministiche prevede, inoltre, che tutte le particelle di diametro superiore al diametro minimo separabile vengano separate con un rendimento del **100 %** e ciò non risulta aderente alla realtà. Per spiegare questo fenomeno fu introdotto da Lapple il concetto di **"50 % cut diameter"** (d_{50}). Il d_{50} è il diametro delle particelle separate con un rendimento del **50 %**. Secondo Rosin e C. E. Lapple (1950):

$$d_{50} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu_f \cdot l}{2 \cdot \pi \cdot N \cdot v_e \cdot (\rho_s - \rho_f)}}$$

ove

μ_f = viscosità dinamica del fluido, alla temperatura di esercizio T °C ($g \cdot cm^{-1} \cdot s^{-1}$);

ρ_f = densità del fluido alla temperatura di esercizio T °C (g/cm^3);

ρ_s = densità del solido alla temperatura di esercizio T °C (g/cm^3);

v_e = velocità di entrata dell'acqua (cm/s);

h = altezza del condotto rettangolare d'ingresso (cm);

l = larghezza del condotto rettangolare d'ingresso (cm);

H = altezza totale del dissabbiatore (cm);

H_c = altezza della parte cilindrica del dissabbiatore (cm).

Se il tubo di ingresso, è circolare (Fig. 1), di diametro d , per calcolarlo, occorre ottenere h ed l , con le seguenti formule (A. Melone e G. Repetti, 1990):

$$\frac{h}{l} = 2 \quad e \quad d = 2 \cdot \frac{h \cdot l}{(h+l)}$$

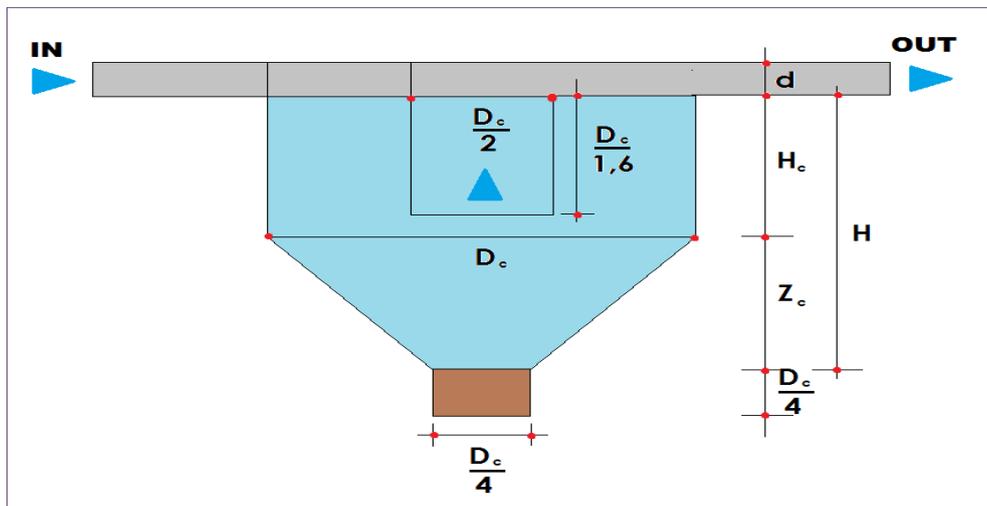


Fig. 1 – Tipico dissabbiatore a vortice con indicazione della nomenclatura.

Successivamente si stabilì, per i dissabbiatori a vortice ed impianti simili, un diagramma che riporta in ascissa il rapporto δ_i/d_{50} , con δ_i diametro della generica particella solida, e, in ordinata, il rendimento η_i di separazione relativo. Tale curva, come suggerito da L. Theodore e V. De Paola (1980), può essere rappresentata con l'equazione:

$$\eta_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{\delta_i}\right)^2}$$

Essendo, per l'appunto, δ_i il diametro (eventualmente medio) delle particelle solide cui si intende riferito η_i (Fig. 2).

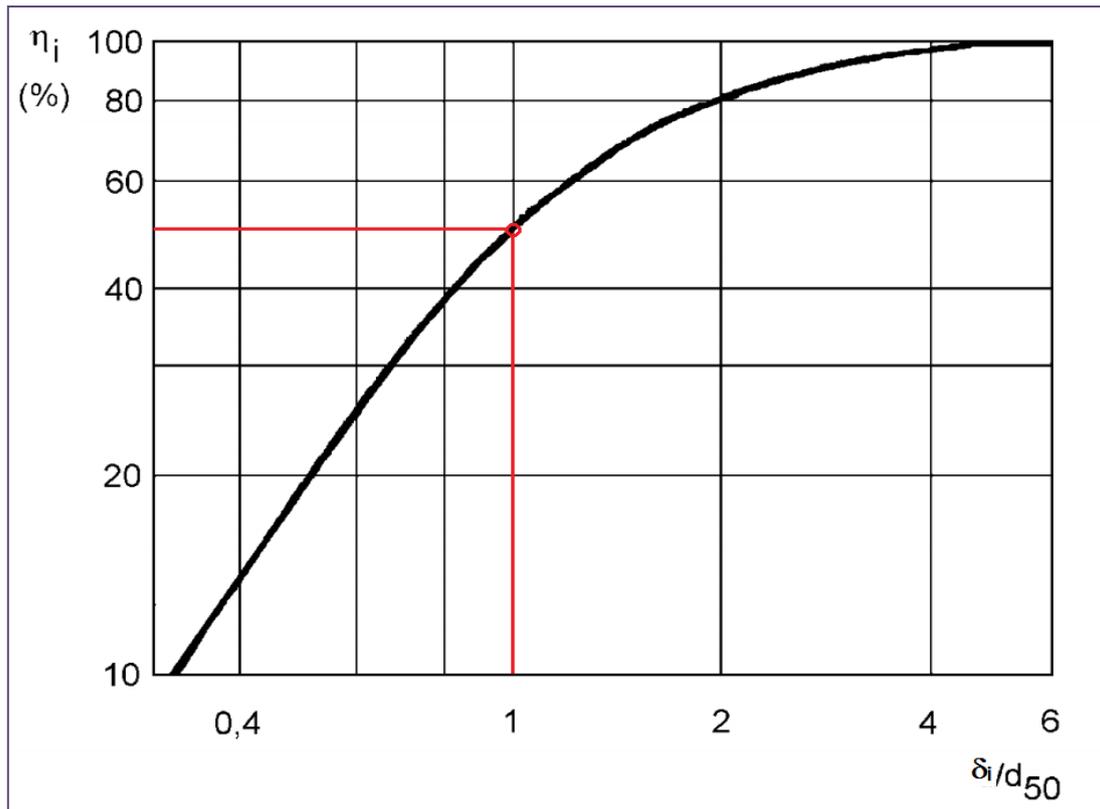


Fig. 2 – Curva sperimentale di rendimento del separatore a vortice (C. Pinho, 2005).

Assumendo $\alpha = 45^\circ$, l'angolo della parete inclinata del dissabbiatore ed H_c l'altezza della parete cilindrica, pari:

$$H_c = V_c \cdot A_c^{-1} = V_c \cdot 4 \cdot (\pi \cdot D_c^2)^{-1}$$

l'altra equazione di proporzionamento, dello stesso, risulta:

$$Z_c = 0,25 \cdot D_c \cdot \text{tang}(45^\circ) = 0,25 \cdot D_c$$

LE PERDITE DI CARICO

Le cadute di pressione, in un dissabbiatore a vortice (Fig. 3), espresse in termini di pressione cinetica, sono associate, rispettivamente, a:

- Attrito nel condotto di ingresso;
- Espansione di contrazione all'ingresso;
- Attrito sulle pareti;
- Perdita cinetica nel ciclone;
- Perdita all'entrata del condotto di uscita;
- Perdite di pressione statica tra l'ingresso e l'uscita.

C.B. Shepherd e C.E. Lapple (1939), considerano che le perdite dovute all'energia cinica sono le più importanti nel dissabbiatore e che sono le uniche da tenere in considerazione:

$$\Delta P = \xi \cdot \frac{\rho_f' \cdot v_e^2}{2 \cdot g}$$

ove

ρ_f' = densità del fluido con la sabbia, calcolata in funzione del volume delle particelle solide sospese:

$$\rho_f' = \rho_f + 0,150 \cdot (\rho_s - \rho_f)$$

e

$$\xi = 1,078 \cdot \left(\frac{A_e}{A_u}\right)^{1,210}$$

con:

A_e = area di entrata = $\pi \cdot d^2/4$;

A_u = area di uscita = $\pi \cdot d^2/4$.

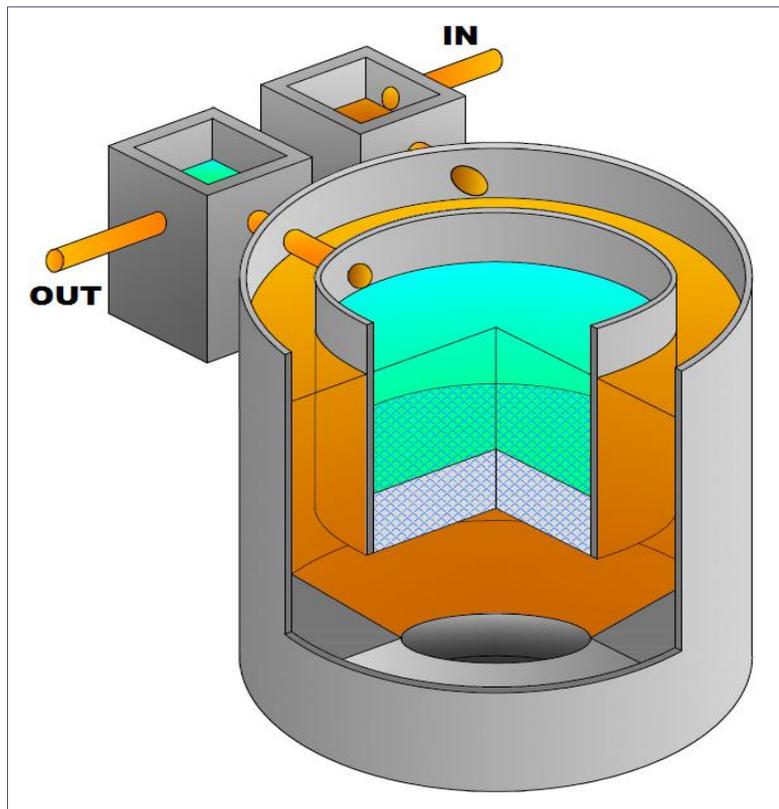


Fig. 3 – Dissabbiatore a vortice con riempimento lamellare.

APPLICAZIONE PRATICA

Al fine di voler applicare, quanto sinora teoricamente esposto, si vuole portare un esempio pratico di dimensionamento, di un dissabbiatore, del tipo "a vortice", a valle di una stazione di grigliatura, per il pretrattamento di acque meteoriche di dilavamento. La vasca di dissabbiatura, a pianta circolare, è alimentata tangenzialmente; la sabbia si raccoglie nella camera inferiore ed è periodicamente allontanata con un idroestrattore pneumatico. Si ipotizza un tempo massimo di ritenzione idraulica di un minuto ossia $t = 30$ [s]. Il flusso liquido, di densità $\rho_f = 0,999$ [g/cm³], entrante nell'impianto, a $T = 15$ [°C] ed a pressione atmosferica, trascina particelle solide di sabbia, aventi densità $\rho_s = 1,60$ [g/cm³], secondo una portata idrica $Q = 0,030$ [m³/s]. Si progetta, quindi, un dissabbiatore che raccolga, con un rendimento $\eta_i = 95\% > 90\%$, le particelle inerti sospese nell'influente, aventi diametro medio $\delta_i = 200$ [μm]. Nota, quindi, la correlazione fra rendimento richiesto e rapporto diametrale, con l'ovvio significato dei simboli, si perviene al valore:

$$\delta_i/d_{50} = (1/\eta_i - 1)^{-0,50} = (1/0,95 - 1)^{-0,50} \quad \mathbf{4,36}$$

Dal summenzionato rapporto, si perviene al valore:

$$d_{50} = \delta_i / 4,36 = 200 / 4,36 = 45,88 \text{ } [\mu\text{m}] \cong 45,88 \cdot 10^{-4} \text{ } [\text{cm}]$$

Assumendo una velocità tangenziale massima $v_e = 4 \text{ m/s} \cong 400 \text{ cm/s} < 500 \text{ m/s}$ ed $N = 35$ (numero di giri della particella, all'interno del separatore tangenziale), per il dimensionamento del diametro del ciclone, considerando quest'ultimo pari a **10** volte la larghezza di ingresso del collettore convenzionale rettangolare (largo $l = D_c/10$ ed alto h), dall'equazione proposta da Rosin e Lapple, si ha, per $\mu_f = 0,01139 \text{ } [\text{g}/(\text{cm} \cdot \text{s})]$ a **15** [°C]:

$$D_c = 10 \cdot l = 10 \cdot [2 \cdot \pi \cdot N \cdot v_e \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \frac{d_{50}^2}{9 \cdot \mu_f}] \cong 10 \cdot (0,698 \cdot 35 \cdot 400 \cdot 0,601 \cdot 0,001848) = \mathbf{108,56} \text{ } [\text{cm}]$$

Si adotta, quindi, un dissabbiatore di diametro $D_c = 1,10 \text{ m}$, avente area $A_c = 0,95 \text{ m}^2$. Avendo fissato un tempo di ritenzione idraulica $t = 30 \text{ s}$, si ottiene, rispettivamente, il volume del cilindro e la sua altezza:

$$V_c = Q \cdot t = 0,030 \cdot 30 = \mathbf{0,90} \text{ } [\text{m}^3]$$

e

$$H_c = V_c \cdot A_c^{-1} \cong \mathbf{0,95} \text{ } [\text{m}]$$

Altezza che, aumentata della parte conica, pari a $Z_c = 0,25 \cdot D_c \cong 0,30 \text{ } [\text{m}]$, porta ad un valore totale:

$$H = H_c + Z_c = \mathbf{1,25} \text{ } [\text{m}]$$

Il numero di volute, invece, risulta pari a:

$$N = \frac{t \cdot v_e}{\pi \cdot D_c} = 30 \cdot 4 \cdot 0,289 = 34,7 \cong \mathbf{35} \text{ n. p.} \quad (\text{valore progettuale verificato})$$

Il diametro di ingresso dell'influente, pari a quello di uscita, vale:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{v_e \cdot \pi}} = (1,273 \cdot 0,03/4)^{0,50} \cong \mathbf{0,10} \text{ } [\text{m}]$$

Infine la perdita di carico nel ciclone, calcolata la densità dell'acqua con la polvere, in funzione della frazione di massa solida:

$$\rho_f' = \rho_f + 0,150 \cdot (\rho_s - \rho_f) = 999 + 0,15 \cdot (1600 - 999) = \mathbf{1089,15} \text{ } [\text{kg}/\text{m}^3]$$

risulta essere di:

$$\Delta P = \mathbf{1,078} \cdot \frac{\rho_f' \cdot v_e^2}{2 \cdot g} = 0,0549 \cdot 1089,15 \cdot 4^2 \cong \mathbf{957} \text{ } [\text{mmH}_2\text{O}]$$

□ RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

- [1] C. E. Lapple (1950): "*Gravity and Centrifugal Separation*," American Industrial Hygiene Association Quarterly, Ed. AIHA, Cincinnati.
- [2] P. Rosin, E. Rammler (1933): "*The laws governing the finesses of powered coal*", Journal of the Institute of Fuel. Eng., Ed. The Institute of Fuel, London.
- [3] WPCF (1985): "*Clarifier Design*", WPCF Manual of Practice FD-10, Ed. Water Pollution Control Federation, Alexandria.
- [4] C. Saccani, S. Bianchini, M. Pellegrini, M. Gambuti (2014): "*Impianti di separazione delle polveri da correnti fluide*", Dispense del Corso di Impianti Meccanici – Laurea Triennale, Modulo 6, Ed. Dipartimento di Ingegneria Industriale (DIN), Università degli Studi, Bologna.
- [5] Metcalf & Eddy, Inc. (2006): "*Ingegneria delle acque reflue. Trattamento e riuso*", IV Edizione, Ed. McGraw-Hill, Milano.
- [6] A. Melone e G. Repetti (1990): "*Programmi per l'ingegneria ambientale*", Ed. Dario Flaccovio, Palermo.
- [7] L. Theodore e V. De Paola (1980): "*Predicting Cyclone Efficiency*", Journal of the Air Pollution Control Association, Ed. Taylor & Francis G., London.
- [8] C. Pinho (2005): "*Transporte Pneumático*", C.M.C.T., Ed. Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto DEMEGI, Porto.
- [9] Shepherd, C.B. and C. E. Lapple (1939): "*Flow pattern and pressure drop in cyclone dust collectors*", Vol. 31, Ed. Industrial and Engineering Chemistry Research, Washington.