



# 高效氣固旋風分離器的發展與應用

國立臺灣大學化學工程學系助理 / 陳晴語  
國立臺灣大學化學工程學系碩士生 / 楊令琇  
長庚大學綠色科技研究中心副教授 / 黃安婉  
國立臺灣大學化學工程學系教授 / 郭修伯

關鍵字：旋風分離器、離心分離、CFD 模擬、粒徑

## 摘要

旋風分離器常見於工廠中的氣-固分離單元，其應用從19世紀發展至今已越發複雜、多元。本文先介紹旋風分離器的構造與分離原理、流態及指標效能，並彙整文獻中流速與壓力降的經驗式；設計上，也介紹如何以計算流體力學（Computational Fluid Dynamics, CFD）進行新型高效旋風分離器的設計。最後再彙整分離器結構、流態、顆粒分佈與濃度、操作溫度對於分離效率的影響。

## 一、前言

旋風分離器是利用離心力的原理，將固

相顆粒從氣相或液相中分離的設備。由於其對於數十微米以上的顆粒具有高效分離、操作容易、低製造與操作成本、且操作條件範圍廣…等特性，故常作為工廠反應單元中、末端排放之氣-固、液-固分離或提濃單元，如循環式流體化床、氧氯化反應器、焚化爐末端之廢氣處理。良好的旋風分離器操作可有效降低後端分離單元之負載量、穩定流體化床中的觸媒量，同時也能保護後端管線不被粉粒體堵塞與侵蝕。

儘管基本的旋風分離器內部氣流、壓力降與分離效率的設計經驗式已可由文獻中獲得，但由於紊流的不穩定性、氣體與固體交互作用的多種可能組合等因素，經驗式預測的準確度仍相當有限。現今工業實務



的旋風分離器操作條件（如高溫操作、高顆粒密度操作）、分離效能（如更小顆粒）已與早期的使用情形與要求規格相距甚遠。此外，為因應工業與家用需求，現今已開發出各式新型態旋風分離器，如多旋風分離器（multi-cyclone）、多入口旋風分離器（multi-inlet cyclone）、離心吸塵器…等許多改變結構的新機械設計。而計算流體力學（Computational Fluid Dynamics, CFD）等數值模擬工具提供了不同新旋風分離器的機械設計、操作條件與分離效率的完整設計資訊，為現今研究中不可或缺的輔助工具。

## 二、旋風分離器之構造、操作與設計原理

標準的旋風分離器構造主要分為五個部分：入口導管（inlet duct）、切線連接圓柱部（cylinder with tangential connector）、錐形縮管加速部（conical accelerator）、顆粒收集桶（dust collector）、以及氣體出口圓管（vortex finder），如圖1所示[1]。當挾帶固體顆粒的氣體由入口導管切線進入旋風分離器後，高速渦流狀的氣體流體會沿著壁面由圓柱部逐漸下降至錐形縮管之某一高度，因為分離器在該處的壓力場梯度，造成氣流方向改變，流體之軸向速度反轉向上。此外圈往下、內圈往上流動的氣體流態，在分離器中形成內外反向的雙層氣體渦流，如圖2[2]。此「雙渦流結構」為旋風分離器中流動氣體的特色。但兩個渦流本身並不穩定，故反轉點會在徑向方向上的任一高度震動，此現象

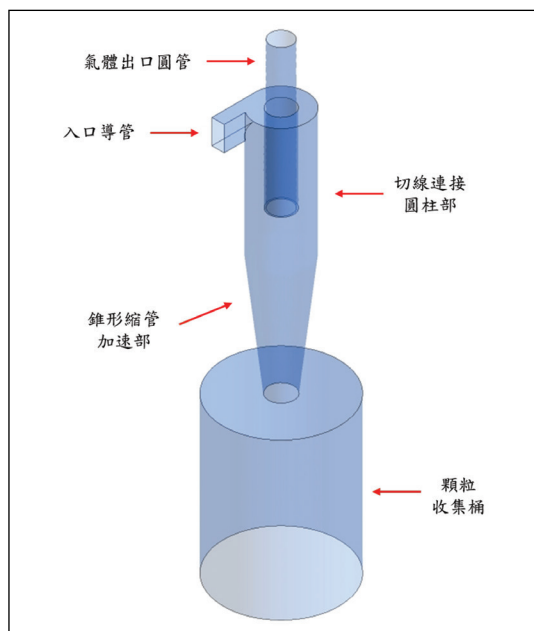


圖 1 旋風分離器之構造示意圖

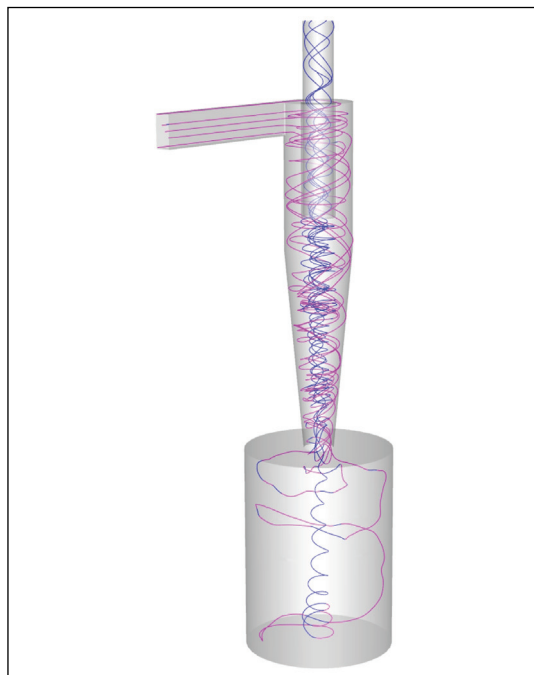


圖 2 旋風分離器內之流場示意圖

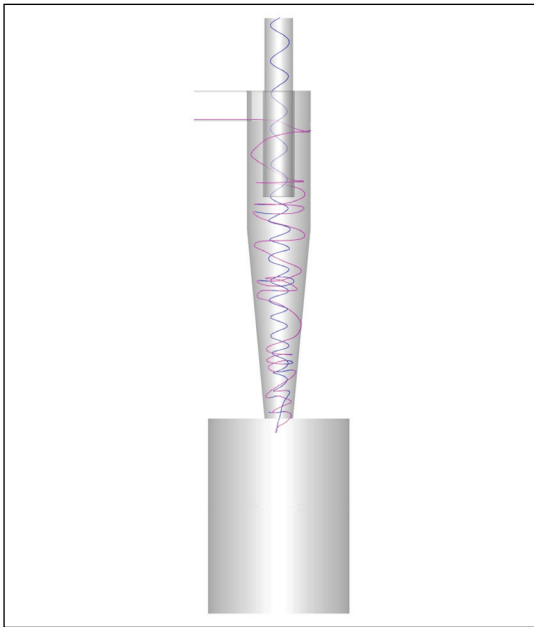


圖3 進動渦核現象示意圖

稱為進動渦核現象（precessing vortex core, PVC），如圖3。在低流速、器壁摩擦係數高的時候，一次渦流反轉為二次渦流的現象可能在高度較高的壁面上提早發生[3]。

大部分的氣固分離是在反轉發生前的向下渦流中進行，當反轉發生後，上升渦流將較細小的顆粒由上方帶離系統。為使進料一次渦流穩定而不受中央二次渦流的干擾，該上方出口通常會以空心圓管筒隔離兩個渦流，形成氣體出口圓管構造。當氣體中的固體濃度較低時，較大的顆粒在進入分離器後的受力係由離心力主導，故受離心力拖曳離開原本的氣體流場，與器壁持續碰撞，直至失去動能後再沿著壁面滑落至錐形縮管加速

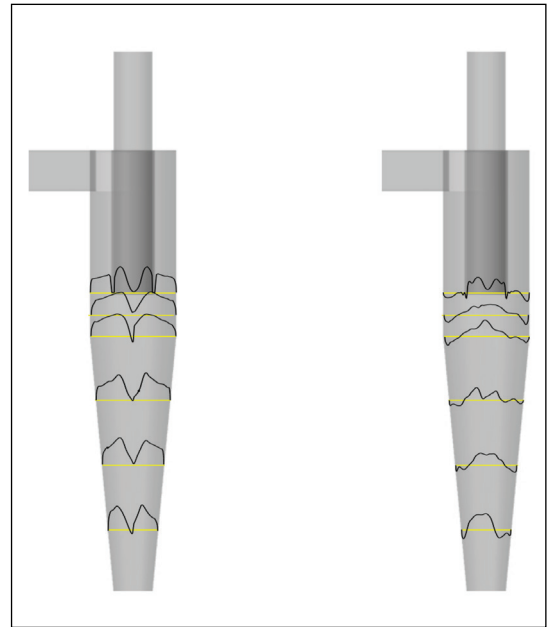


圖4 旋風分離器內的氣體流速分佈圖(a)切線向(b)軸向速度

部，由收集桶收集；若固體負荷稍高，在進入分離器後，大顆粒會挾帶小顆粒，一併快速被收集，僅留下少量的粉塵沿器壁螺旋式滑落，分離效率提升；若固體負荷更高，則一次渦流流態會因大量固體運動而破壞，造成分離效率下降。

分離器中的氣體在切線向及軸向之速度分布如圖4，其中以圖4(a)切線向流速主導。此切線向的氣體流場造成對顆粒的離心力，當切線向流速愈大，離心力愈大而分離效果愈佳。圖4(b)的軸向速度說明近牆區為向下的流場，氣固拖曳力與顆粒本身所受的重力總力，決定顆粒最終是捕捉或是慣性被氣體帶離系統。

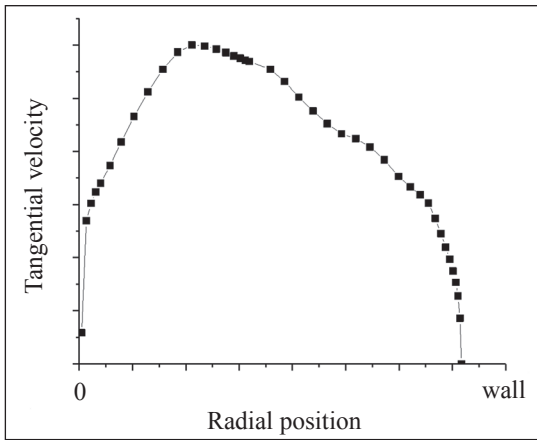


圖 5 旋風分離器中切線速度與徑向位置關係圖

將圖4(a)中的切線速度與徑向位置局部放大，兩者關係如圖5，大致可分為外側的一次渦流與內側的二次渦流。ter Linden在1949年即以阮肯渦流（Rankine vortex）模型提出這兩個渦流的近似分析[4]。他將圖5分為內側的強制渦流與外側的自由渦流兩個區段，其切線速度與半徑的關係如式(1)：

$$V_t r^n = C \quad (1)$$

其中， $V_t$ 為切線速度； $r$ 為顆粒的徑向位置； $C$ 為常數； $n$ 為隨徑向位置改變之指數。靠近軸心的位置為強制渦流區，此時 $n$ 趨近於-1；距器壁較近的位置為自由渦流區，此時 $n$ 趨近於1。然而，由於式(1)並未考慮與器壁之摩擦力以及顆粒濃度兩個重要參數，故不能準確描述氣體在旋風分離器中的速度。

分離效率為旋風分離器最重要的指標效

能，其定義為「被收集的顆粒數」相對於「進入系統中的顆粒數」之比值。Hoffmann等人將分離效率定義如式(2)：

$$\eta = \int_0^{\infty} f(x)\eta(x)dx \quad (2)$$

其中， $\eta$ 為總分離效率； $x$ 為顆粒粒徑； $f(x)$ 為粒徑分布函數； $\eta(x)$ 為 $x$ 粒徑顆粒之分離效率。不同粒徑顆粒的典型的分離效率 $\eta(x)$ 圖形如圖6。「小」顆粒較容易跟隨二次渦流被帶出分離器，「大」顆粒則受離心力較大，易平衡慣性力，隨一次渦流被收集於顆粒收集桶，故典型的「顆粒粒徑-分離效率分佈圖」呈現S型曲線。此S型曲線可應用於顆粒分級（大顆粒捕捉、小顆粒離開），其彎折曲率是分級效果好壞的關鍵。而旋風分離器的捕捉分離效率，通常以分離效率為50%的粒徑 $d_{50}$ 說明，其意義即為分離效率為50%之顆粒粒徑大小，如圖6的旋風分離器分離效率 $d_{50}$ 為 $1.2 \mu\text{m}$ 。

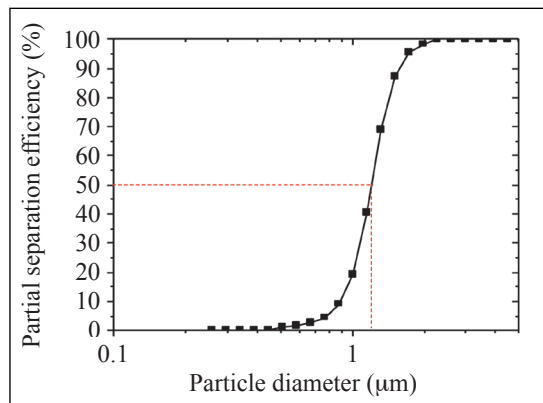


圖 6 典型的旋風分離器顆粒粒徑 - 分離效率分佈圖



旋風分離器的另一項指標效能為壓降。為加強渦流與提升分離效率，我們往往會增加入口氣體流速，但入口氣體流速增加會造成壓降損耗上升，增加能耗的操作成本。故雖然增加氣體流速能提升分離效率，卻也會提升壓力損耗，因此在操作上仍需尋找兩者之間的最佳平衡。以一切線向進料之旋風分離器為例，壓力損耗由以下四個因素貢獻：(1)氣體由入口導管流入分離器時之膨脹損耗、(2)氣體流入入口與出口圓管之縮管損耗、(3)渦流之渦流損失及氣體與壁面摩擦之損耗、(4)出口圓管、下方收集桶的耗散損失，其中以(3)為主要的壓降損耗。旋風分離

器的壓降損耗可由式(3)估算：

$$\Delta P_c = \xi_g \xi_s \frac{\rho_g u_i^2}{2} \quad (3)$$

其中， $\Delta P_c$ 為旋風分離器的壓降損耗； $\xi_g$ 為低顆粒濃度下考慮氣體為主時之壓降係數，其值受旋風分離器之幾何構型影響，可由表1中不同的模型估算； $\xi_s$ 為高顆粒濃度下（0.125至4.42 kg-固體/m<sup>3</sup>-空氣[5]），修正不同進料濃度的壓降係數，低濃度時， $\xi_s = 1$ 。經驗上，Coker模型對於標準Stairmand旋風分離器，在低濃度操作下，具有可接受的壓降預測能力。

表 1 低顆粒濃度時，旋風分離器之壓降係數計算式

$\xi_g$ 模型	公式
Shepherd and Lapple[6]	$\xi_g = 16 \left( \frac{ab}{D_c^2} \right)$ (4)
Casal and JM[7]	$\xi_g = 11.3 \left( \frac{ab}{D_c^2} \right)^2 + 3.33$ (5)
Ramachandran et al.[1]	$\xi_g = 20 \left\{ \left( \frac{ab}{D_c^2} \right) \left[ \left( \frac{S}{D} \right) / \left( \frac{H}{D} \right) \left( \frac{h}{D} \right) \left( \frac{B}{D} \right) \right]^{\frac{1}{3}} \right\}$ (6)
Coker 1993[8]	$\xi_g = 9.47 \frac{ab}{D_c^2}$ (7)

儘管目前已有公式(1)計算旋風分離器之流場、經驗式(2)可描述分離效率、公式(3)-(7)以預測壓降損耗，但這些公式在非標準Stairmand旋風分離器或是高顆粒濃度時，會

因更複雜的氣-固體流態導致預測能力欠佳。現今，計算流體力學（Computational Fluid Dynamics, CFD）理論發展完整，加上電腦計算能力快速增長，旋風分離器內的複雜流場



與氣體-固體作用力已能相當精確的預測，也因此有許多新型態的旋風分離器被設計出，如多旋風分離器、多入口旋風分離器等等。

CFD模擬能以數值方法分析氣體流態，進而以單向或雙向耦合運算預測顆粒的運動軌跡，為當今相當盛行的旋風分離器研究方法。由於計算流體力學常用的k-ε紊流模型會因為紊流黏度過大而造成誤差，故目前較常使用Reynolds Stress Model (RSM) 模型搭配拉格朗日粒子追蹤法 (Lagrangian particle tracking) 模擬旋風分離器中的氣-固體流態。考量隨顆粒濃度增加，顆粒會逐漸對氣體紊流程度造成影響，且在顆粒體積百分率  $>10^{-3}$  時，顆粒之間的碰撞會間接造成附近流場改變，以CFD模擬顆粒運動時，選擇的計算模型可依據顆粒在氣體中的體積百分率分為以下幾種：

1. 顆粒體積百分率  $<10^{-6}$ ：單向耦合Lagrangian離散相（僅考慮流體對顆粒的影響）
2.  $10^{-6} <$  顆粒體積百分率  $< 10^{-3}$ ：雙向耦合Lagrangian離散相（另增加顆粒對流體的影響）
3. 顆粒體積百分率  $>10^{-3}$ ：四向耦合Lagrangian離散相（另增加雙向顆粒對顆粒的影響）

實務上，增加流體中的固體體積分率，會降低流體流速並抑制紊流，故可減少顆粒

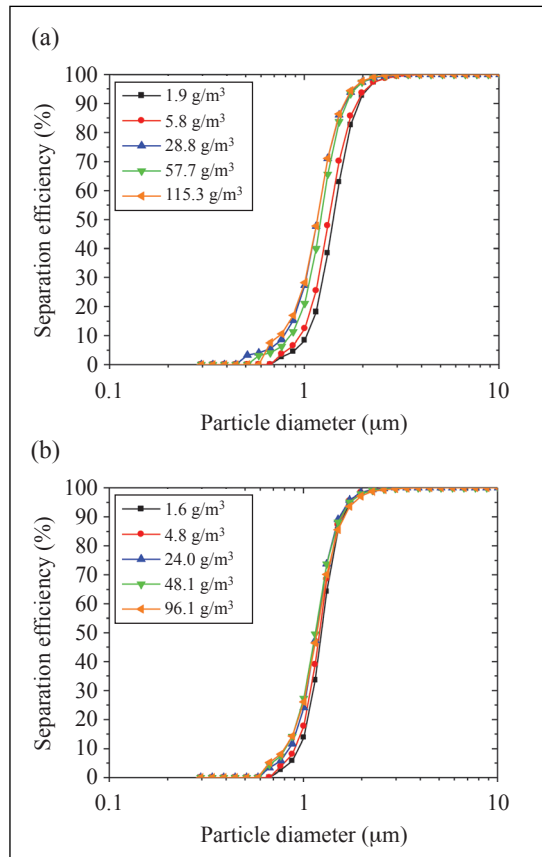


圖 7 顆粒進料量對分離效率之影響 (a) 15 m/s (b) 18 m/s [9]

運動的散亂性，使顆粒較不容易進入二次渦流而被拖曳出系統；然而減弱的渦流也會降低顆粒速度，使顆粒的受到的離心力變小。因此顆粒進料量對分離效率亦有提升和抑制的雙效的影響。在Huang等人關於顆粒進料量對旋風分離器流態與分離效率之影響的研究結果如圖7：在流速15 m/s下，隨固體進料濃度增加，近牆區的顆粒濃度上升，大顆粒掃流小顆粒的效應和小顆粒團聚作用較顯著，因此有提升分離效率的效果；然而若將

流速增加至18 m/s，則會導致聚集作用受抑制，使分離效率較不受固體進料影響[9]。

多旋風分離器 (multi-cyclone) 的設計上，則將兩個以上的旋風分離器以串聯或並聯的方式使用，可用於分離大量、高顆粒濃度之氣體。然而使用並聯旋風分離器處理高顆粒濃度氣體時，易產生有氣流分佈不均的問題，造成積垢、整體分離效率下降。Masnadi等人在並聯兩個旋風分離器的實驗中發現，在較稀的顆粒濃度操作下（進料顆粒與空氣質量比 ( $C_T$ )  $\leq 24.5$  kg-固體/kg-空氣），氣體較易呈現均勻分佈[10]。Zhang等人指出，兩旋風分離器並聯使用時，氣體均勻分布與否與 $C_T$ 、出口圓管直徑相對圓柱部直徑比 ( $d_r$ ) 有關，並利用過去文獻資料整理出一張氣體分佈與 $C_T$ 、 $d_r$ 之關係圖。由於 $d_r$ 與渦流的穩定度有關，若想要避免高 $C_T$ 操作引起氣體分佈不均的現象， $d_r$ 應小於0.32[11]。

### 三、旋風分離器的效能與改進

為增加分離效能，新設計的旋風分離器針對改良條件如入口切線速度增加，減少氣體在出入口因壓縮、膨脹、和與壁面摩擦造成的壓降損耗，降低雙層渦流的交叉，或是在不同的外在操作條件下改變操作參數…等，都應用了CFD技術進行開發研究。

Elsayed等人指出在固定流量下，增加入

口導管尺寸會降低氣體在分離器中的最大切線速度，儘管可以減少分離器壓降，其分離效率會因為渦流強度減弱而下降[12]。Zhao等人在入口導管處設計內彎管以使顆粒更靠近器壁，並增長彎管使流體導入時能更靠近切線方向進入。在12 m/s-20 m/s的流速下，新入口導管設計使1-5  $\mu\text{m}$ 的顆粒分離效率提升約8%-20%[13]。Misiulia等人將入口導管傾斜，使流體由上往下斜角式地進入，以增強氣體向下的運動。在相同的體積流率下，若以斜角的方式進入分離器則切線速度下降，造成離心場下降， $d_{50}$ 增大，分離效率降低；但氣體的出入口壓力損耗下降，有助於節能。平衡兩者效益，以 $10^\circ$ - $15^\circ$ 向下斜角進入為最佳[14]。Wasilewski等人考慮在實務上，將入口導管處前的轉接彎管從左右側或上下側銲接入口導管。結果顯示這些銲接角度對於分離效率的影響有限，但對於壓降損耗卻可能差異達5.7倍[15]。

Zhao等人探討雙入口導管與單入口導管旋風分離器之分離效率差異。雙入口導管分離器的流態顯示比單入口導管更為對稱，徑向壓力梯度更小。穩定的氣體流態可以減少操作時的能量損耗及顆粒被重新挾帶入分離器的機率。同時，使用雙入口導管可提升顆粒在入口處外側的濃度，使粒子在進入分離器前達到預分離的效果[16]。

Brar等人設計具不同長度之圓柱部和錐形縮管加速部的旋風分離器。在固定流量



下，增加錐形縮管加速部的長度，能更有效地增加分離效率，降低渦流動量損失[17]。雖然較長的錐形縮管會增加氣體與器壁間的摩擦損耗，卻也能降低渦流動量損失，使整體的壓降下降。Demir等人也有類似的研究，壓降確實隨圓柱部和錐形縮管長度增長而降低[18]。

Parvaz等人在錐形縮管加速部另加入倒圓錐的設計，用以初步隔開兩渦流。此倒圓錐能有效隔離雙渦流而降低系統壓降損耗。此外，此設計因佔據相當體積，可加速錐形縮管加速部的氣體切線速度，並增加二次渦流的軸向上升速度，故倒圓錐愈長，氣體切線速度加速愈快，分離效率愈佳；但倒圓錐直徑過大時，將影響一次渦流發展空間而不利分離，且可能會受顆粒衝擊而被侵蝕[19]。

Pei等人在氣體出口圓管下方增加十字切板，可破壞進出口前的二次渦流，有效降低壓降損耗[20]。在Parvaz等人的報告中，若氣體出口圓管稍微偏離中心（10%以內），將對於分離效率造成負面的影響：氣體的切線速度雖因偏離中心可以加速，但由於兩側的氣體速度不同，造成流體震盪，此震盪強度隨一次渦流前進放大，在二次渦流時達到最大值，使系統不穩定而不利於操作[21]。相似的偏離效果研究，也曾由Brar等人，利用AI人工智慧模型技術進行分析[22]。

Liu等人設計將出口的流體先導入顆

粒收集桶，以破壞二次渦流的壓力損失，並利用顆粒收集桶所累計的顆粒床捕捉更小的顆粒。為達成此目的，此逆流二階分離器（inverse two-stage dynamic cyclone separator）以螺旋轉盤產生一次渦流。此設計使該旋風分離器在轉盤轉速為1500 rpm和高氣體流量（20,000 m<sup>3</sup>/d）下，可以捕捉91%的5 μm顆粒[23]。

以上案例主要為利用CFD，在入口、出口等結構進行優化改變的新型旋風分離器，但對於分離器的實際運作影響仍需進行優化測試以確保最佳效率。

#### 四、新型旋風分離器的設計示範

筆者曾以CFD設計數個不同應用層面的新旋風分離器。Huang等人曾在入口導管加裝如圖8的氣體整流管，使氣體能以層流的狀態進入旋風分離器。由實驗及CFD模擬結果發現，加裝整流管能避免顆粒在進入分離器

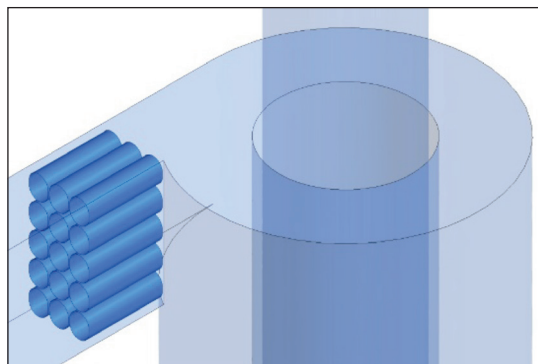


圖 8 加裝整流器之旋風分離器入口導管 [24]



時集中在入口導管內側，使顆粒較不容易由氣體出口圓管溢出系統，故儘管加裝整流器會增加分離器壓降耗損，但是能顯著提升分離效率[24]。

Huang等人曾在錐形縮管加速部切開如圖9(a)的細縫，細小顆粒能從細縫中離開一次渦流而被捕捉，不從二次渦流被帶離系統。由實驗及CFD模擬結果發現，在較低的位置切開的細縫，因切線速度造成的離心力場較大，能捕捉更小的顆粒。在15 m/s的入口流速下，細縫能捕捉 $1\ \mu\text{m}$ 以下的顆粒，如圖9(b)。其實驗和CFD模擬的 $d_{50}$ 可分別達 $0.83\ \mu\text{m}$ 與 $0.69\ \mu\text{m}$ [25]。此設計對於PM2.5顆粒的捕捉，相當地具有發展性。

旋風分離器常用於焚化廠、電廠之懸浮顆粒去除，故常在高溫條件下進行操作。然而溫度的增加會使氣體的黏滯度隨之升高，使氣體對顆粒的拖曳力變強，不利於收集固體。另外，顆粒在高溫下會有局部熔鹽現象發生，進而附著在分離器器壁上，影響旋風分離器的連續操作。Huang等人曾在旋風分離器的圓柱形壁面加入引入冷風的流道，使旋風分離器在處理燃燒爐的高溫氣體時得同步降溫。結果顯示該設計雖然會降低分離效率，卻能減緩顆粒熔鹽現象發生，使分離器在高溫下仍能連續操作。此改善後的旋風分離器目前實務應用於生質燃料電廠中（圖10）[26]。

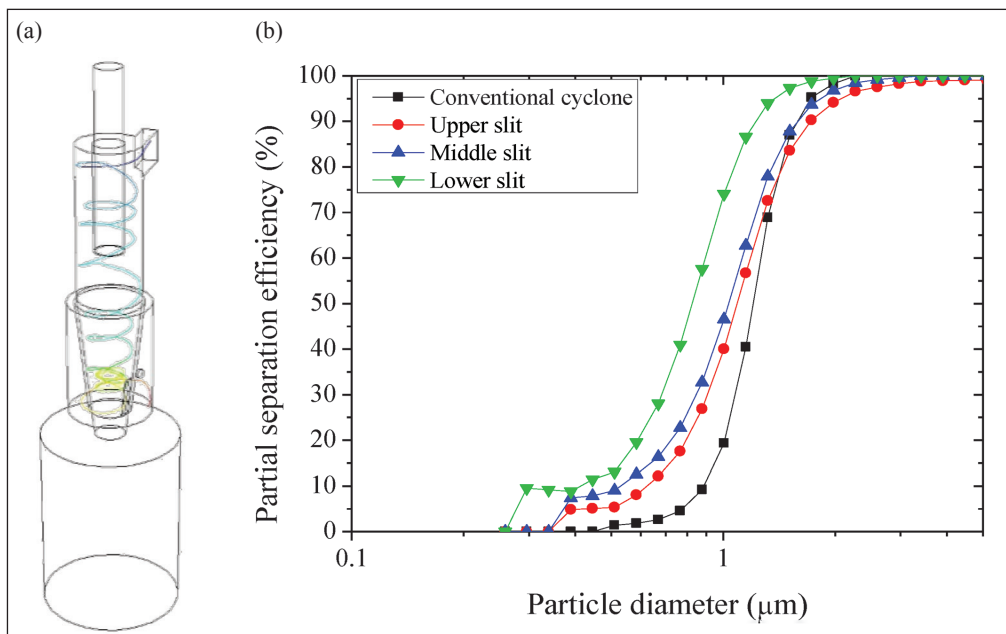


圖 9 (a) 錐形縮管加速部切開細縫以捕捉微小顆粒；圖中的線為  $1\ \mu\text{m}$  顆粒穿過細縫被捕捉的軌跡 (b) 改變細縫位置於錐形縮管加速部的上、中、下時，顆粒的分離效率與原始設計的比較圖 [25]

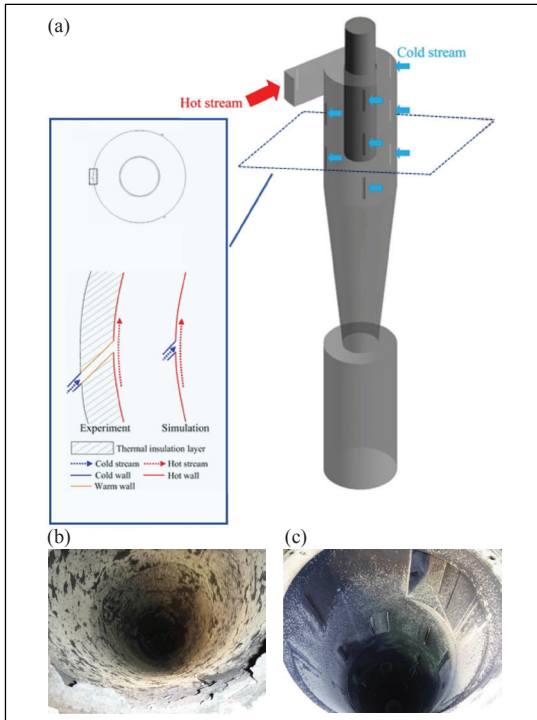


圖 10 (a) 加入冷風流道之旋風分離器設計 (b) 高溫操作下之器壁沉積情形 (c) 引入冷風後之器壁沉積情形 [26]

旋風分離器除了作為工廠中的空氣純化單元，還有許多不同層面的應用。由於室內粉塵粒徑大多大於  $2\ \mu\text{m}$ ，恰好為旋風分離器適用的分離範圍。1978年，James Dyson剛增建完工場中的旋風分離器，在將油漆微粒由氣流中分離時，他打開吸塵器中被塵垢堵塞的集塵袋，開始思考旋風分離器於吸塵器的應用。測試了5127個試驗原型機後，全球第一個Dyson無濾袋吸塵器被發明（圖11）[27]。

此外，旋風分離器亦可用於採集不同粒徑的固體顆粒，如室內室外粉塵、過敏原以

及生物氣膠[28]。除了氣-固旋風分離器外，還有氣-液、固-液型的旋風分離器，三者製乳業都扮演著重要的角色：氣-液旋風分離器可將蒸氣與濃縮乳製品分離，避免蒸氣殘留而將產物稀釋；固-液旋風分離器則用於將固體從廢水中分離。

## 五、結論

旋風分離器是常用於工廠中氣-固分離的單元，其簡單的構型、低操作成本使之從19世紀被發明至今仍持續受業界歡迎。目前已有許多研究提出計算旋風分離器之氣流流態、壓力分佈、分離效率的經驗式，然而因為分離器的運作仍受器壁摩擦力、顆粒間作用力…等多種因素影響，並且有許多改良與特殊操作條件使相關運算更為複雜，除了需要投入更多研究來提升這些公式的準確度外，也需搭配CFD模擬才能獲得更精確的解析。而除了作為工廠中的分離單元，旋風分離器也被應用於吸塵器、粉塵採集、無葉片風扇等領域。旋風分離器未來的應用發展無窮，我們一方面提升旋風分離器的操作效率、改善製程與排放，一方面也可能發展出以流體力學為基礎，更多元的應用層面。希望我們的研究能如Dyson官網所說：“Doing more with less!”。

## 參考文獻

1. Ramachandran, G.; Leith, D.; Dirgo, J.; Feldman, H. *Aerosol Science and Technology*, 2, 15, 135-148, 1991.
2. Cortes, C.; Gil, A. *Progress in Energy and Combustion*

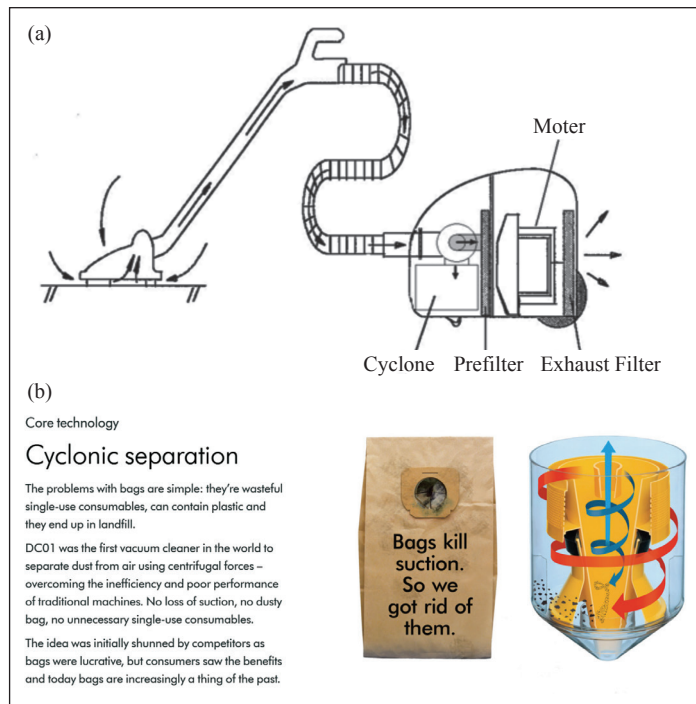


圖 11 旋風分離器於吸塵器中的應用 (a) 含旋風分離器之吸塵器剖面圖 [29] (b) 吸塵器中之旋風分離器設計 [27]

- Science, 5, 33, 409-452, 2007.
- Liden, G.; Gudmundsson, A. Journal of Aerosol Science, 5, 28, 853-874, 1997.
- ter Linden, A. J. Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, 1, 160, 233-251, 1949.
- Li, S.; Yang, H.; Wu, Y.; Zhang, H. Chemical Engineering and Technology, 9, 34, 1507-1513, 2011.
- Shepherd, C. B.; Lapple, C. E. Industrial and Engineering Chemistry Research, 8, 31, 972-984, 1939.
- Casal, J.; Benet, J. M. M.; Leonardo, E. V. J. I. q. Ingeniería Química, 239, 115-124, 1989.
- Coker, A. K. Chemical Engineering Progress, 12, 89, 51-55, 1993.
- Huang, A. N.; Ito, K.; Fukasawa, T.; Fukui, K.; Kuo, H. P. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 90, 61-67, 2018.
- Masnadi, M. S.; Grace, J. R.; Elyasi, S.; Bi, X. T. Separation and Purification Technology, 1, 72, 48-55, 2010.
- Zhang, C. X.; Wang, Q.; Jia, Z.; Muhammad, U.; Qian, W. Z.; Wei, F. AIChE Journal, 12, 62, 4251-4258, 2016.
- Elsayed, K.; Lacor, C. Applied Mathematical Modelling, 4, 35, 1952-1968, 2011.
- Zhao, B. T.; Wang, D. S.; Su, Y. X. Powder Technology, 353, 64-71, 2019.
- Misiulia, D.; Andersson, A. G.; Lundstrom, T. S. Powder Technology, 305, 48-55, 2017.
- Wasilewski, M.; Brar, L. S. Separation and Purification Technology, 213, 19-33, 2019.
- Zhao, B.; Su, Y.; Zhang, J. Chemical Engineering Research & Design, A12, 84, 1158-1165, 2006.
- Brar, L. S.; Sharma, R. P.; Elsayed, K. Powder Technology, 286, 668-677, 2015.
- Demir, S.; Karadeniz, A.; Aksel, M. Powder Technology, 295, 209-217, 2016.
- Parvaz, F.; Hosseini, S. H.; Elsayed, K.; Ahmadi, G. Separation and Purification Technology, 201, 223-237, 2018.
- Pei, B. B.; Yang, L.; Dong, K. J.; Jiang, Y. C.; Du, X. S.; Wang, B. Powder Technology, 313, 135-144, 2017.
- Parvaz, F.; Hosseini, S. H.; Ahmadi, G.; Elsayed, K. Separation and Purification Technology, 187, 1-13, 2017.
- Brar, L. S.; Elsayed, K. Separation and Purification



- Technology, 207, 269-283, 2018.
23. Liu, P. Q.; Ren, Y. T.; Feng, M. Y.; Wang, D.; Hu, D. P. Powder Technology, 351, 28-37, 2019.
  24. Huang, A. N.; Maeda, N.; Shibata, D.; Fukasawa, T.; Yoshida, H.; Kuo, H. P.; Fukui, K. Separation and Purification Technology, 174, 408-416, 2017.
  25. Huang, A. N.; Ito, K.; Fukasawa, T.; Yoshida, H.; Kuo, H. P.; Fukui, K. Separation and Purification Technology, 190, 25-32, 2018.
  26. Huang, A. N.; Maeda, N.; Sunada, S.; Fukasawa, T.; Yoshida, H.; Kuo, H. P.; Fukui, K. Separation and Purification Technology, 183, 293-303, 2017.
  27. Dyson Official Website <https://www.dyson.co.uk/inside-dyson/sustainability/overview> (accessed Sep, 23, 2021).
  28. Noh, S. Y.; Heo, J. E.; Woo, S. H.; Kim, S. J.; Ock, M. H.; Kim, Y. J.; Yook, S. J. Powder Technology, 338, 145-152, 2018.
  29. Ahn, Y. C.; Jeong, H. K.; Shin, H. S.; Hwang, Y. J.; Kim, G. T.; Cheong, S. I.; Lee, J. K.; Kim, C. Korean Journal of Chemical Engineering, 6, 23, 925-930, 2006.