

# 噴氣噴流床內之床對壁熱傳研究

計畫編號: NSC 89-2214E-002-002

執行期限: 88 年 8 月 1 日至 89 年 10 月 31 日

主持人: 呂理平 國立台灣大學 化學工程學系

## 一、中文摘要

本實驗採用角度分別為 30、36 及 40 度的圓錐底，上方接一長 1m 的壓克力圓管所構成的噴氣噴流床；使用三種顆粒大小分別為 0.71mm、0.989mm 及 2.105mm 之玻璃珠作為床內的噴流粒子。探討不同床圓錐角，不同粒子大小，不同床高下的噴流情形。並研究以上各操作變數對最小噴氣噴流化速度及壓力擾動標準偏差的影響；另外於距離床底 6.5 公分處裝置一熱傳探針系統，量測各操作變數對壁-床間熱傳的影響。實驗結果顯示最小噴氣噴流速度會隨床高及粒徑的增加而上升；整體的床對壁間熱傳係數將隨粒徑的增加而提高。

關鍵詞：噴流床、噴氣噴流床、熱傳、壓力擾動

## Abstract

The pressure fluctuations and heat transfer coefficients in the cone angle of 30, 36 and 40 degrees jet spouted beds were measured. The particle size of 710, 989 and 2105  $\mu\text{m}$  glass beads were used for study. Effects of particle size, cone angle, and static bed height on the minimum jet spouting velocity and the wall-to-bed heat transfer coefficient were investigated. From the experimental results, the minimum spouting velocity could be found from the measurement of pressure fluctuations; the wall-to-bed heat transfer coefficient was found as 300 ~ 500  $\text{W/m}^2\text{K}$ .

Keywords: spouted bed, jet spouted bed, heat transfer, pressure fluctuation

## 二、緒論

在許多氣固接觸的系統中，有些條件下是固定床(fixed bed)或流體化床(fluidized bed)均不適用，如氣體的快速反應等等。因此革新性設計也隨之而生如噴流床(Mathur and Epstein, 1974)及噴氣噴流床(Markowski and Kaminski, 1983)等。噴流床此一系統主要用在處理難以流體化的大粒子，即 Geldart classification 之 D 類粒子，或操作過程中會變黏(sticky)及凝聚結(agglomerating)之系統。在應用上的發展也不勝枚舉，如粒子表面覆膜在農業，醫藥工業，食品加工等等。

噴氣噴流床是針對噴流床的需要加以改良而生，最初由 Markowski and Kaminski(1983)提出，主要特徵為高氣體流速、高空隙度、粒子呈循環移動(cyclic movement)且流力行為不同於傳統噴流床，擁有極高的噴流速度，使粒子在床中的移動速度非常的快，於床內的狀態類似在空中由下至上再落下畫一圓弧且不停的循環。

本實驗將藉由比較幾種不同的粒子性質、床體結構、靜床高，觀察各條件下的噴流狀態，討論其流力行為及壁-床間熱傳現象，以增加對噴氣噴流床的瞭解。

## 三、理論背景

San Jose et al.(1992)指出噴氣噴流床的主要特徵為高氣體流速、高床空隙度、粒子呈循環移動(cyclic movement)及流力行為不同於傳統噴流床。Olazar et al.(1992)利用非線性回歸的方式，提出一關係式用來計算最小噴氣噴流化速度，回歸係數  $r^2=0.95$ ，標準偏差低於 10%。此關係式為

$$(\text{Re}_o)_{\text{mj}}=6.891\text{Ar}^{0.35}(\text{D}_v/\text{D}_o)^{1.46}[\tan(\gamma/2)]^{0.53} \quad [1]$$

典型的噴流床壁-床間熱傳係數與氣體表面速度之關係為，當氣體表面速度小於最小噴流化速度時，固定床並無粒子更新作用，因此壁-床間熱傳係數隨氣體表面速度緩慢上升；當氣體表面速度大於最小噴流化速度，上升氣泡通過熱傳面，將滯留在熱傳面上的粒子帶走，並導入新鮮的粒子，因此在熱傳面上發生粒子更新的現象，使床-壁間熱傳係

數急速提高，此一現象與傳統的流體化床熱傳現象相似，若氣體表面速度持續增加床-壁間熱傳係數會維持於一定值或有輕微的下降，此因系統達到穩定噴流化，熱傳表面上被帶走的熱量幾乎不變，因此熱交換量也將維持於一定值。

Markowski(1992)對噴氣噴流床做一乾燥特性的研究，他以流體化床的熱傳關係式估計熱傳係數如下式。

$$Nu=0.0045Ar^{0.226}Re^{0.664}[\tan(\gamma/2)]^{-0.852}(H_p/d_p)^{-1.47}(D_p/d_p)^{0.947} \quad [3]$$

#### 四、實驗裝置與步驟

本實驗採用三組不同角度，分別為 30、36 及 40 度的噴氣噴流床，噴流粒子為 0.71mm、0.989mm 及 2.105mm 的玻璃珠，詳細設備如 Fig.1 所示，所使用之床體如 Fig.2 所示。

#### 五、結果與討論

##### 5-1. 壓力擾動標準偏差

###### 5-1-1. 壓力擾動標準偏差與流速之關係

在 Fig.3 可得知流態的變化，在 CD 段，即噴流化區，壓力擾動標準偏差隨流速增加而上升，此因床隨流速增加有膨脹的現象，在 DE 段，即過渡區，此區間壓力擾動標準偏差隨流速增加逐漸減低，在 EF 段，即噴氣噴流化區，壓力擾動標準偏差又隨流速增加。

###### 5-1-2. 粒徑對壓力擾動標準偏差的影響

由 Figs.3-5 可知，不同粒徑的粒子於相同角度、床高下壓力擾動標準偏差也有所不同，壓力擾動標準偏差隨粒徑的增加而減少，故噴氣噴流床於粒徑較大的系統穩定性較高，故壓力擾動標準偏差也相對較低。

##### 5-2. 最小噴氣噴流化速度

###### 5-2-1. 最小噴氣噴流化速度的選取

關於最小噴氣噴流化速度的選取，吾人建議配合床-壁間熱傳與流速之關係來判斷最小噴氣噴流化速度，由 Fig.6 可明顯的看出，系統到達噴氣噴流化後，熱傳係數開始呈現穩定，其值隨流速增加緩慢下降，而開始呈穩定的點即為最小噴氣噴流化速度，此因床中已產生噴氣噴流化現象，整個床已變成稀相床，故熱傳係數變化不大。

###### 5-2-2. 粒徑、靜床高及角度對最小噴氣噴流化速度的影響

於 Fig.7，吾人則比較了三種不同粒徑，其最小噴氣噴流化速度的變化，發現最小噴氣噴流化速度隨粒徑與床高增加而增加，此因粒徑愈大或床高愈高時，要達到噴氣噴流化所克服的阻力會增加，故最小噴氣噴流化速度亦較高。Fig.8 為不同圓錐角，最小噴

氣噴流化速度隨床高的變化，由圖中可以看出，最小噴氣噴流化速度隨角度的增加而上升。

##### 5-3. 床對壁間的熱傳

###### 5-3-1. 床對壁間熱傳與流速之關係

隨著床的流態變化，壁-床間之熱傳與流速的關係亦隨之改變，在 Fig.6 一窺即得，AB 段，床之結構尚未達到噴流化，壁-床間熱交換量改變並不大，而壁-床間的熱傳係數隨流速增加而緩慢上升。BC 段，系統呈穩定噴流化，當流速大於最小噴流化速度後熱傳係數急速上升，此乃因氣體表面速度超過最小噴流化速度之後氣泡上升，在熱交換面上產生粒子更新現象而降低熱傳表面上的氣膜厚度，造成熱傳表面上的熱傳阻力因而減小，CD 段，熱傳係數隨流速增加逐漸減低，此因床中流態漸漸由密相床變化成稀相床，使得壁-床間熱交換量降低。DE 段，噴氣噴流化區，床中流態已變化成稀相床，此時在熱傳表面附近做對流熱傳的粒子平均密度相較於密相床要低得多，熱交換量也相對較密相床低，故熱傳係數隨流速增加而緩慢。

###### 5-3-2. 粒徑對床對壁間熱傳的影響

由 Fig.9 可知，床對壁間熱傳係數伴隨粒徑的增加而提高，此現象的發生乃是起因於粒徑較大的粒子在床中會有較高的循環速率，而粒徑較小的粒子會因為粒子較輕易產生不規則的粒子運動，故小粒子的循環狀況不如大粒子一般好，而大粒子高的循環速率是造成床-壁間的熱交換量提高的主因。

###### 5-3-3. 靜床高對床對壁間熱傳的影響

由 Fig.10 可知，熱傳係數隨靜床高的增加而上升，此因床高較高，粒子與熱傳表面的接觸增加，故使得床對壁間熱交換量較為提高。

###### 5-3-4. 床對壁間熱傳係數與文獻之比較

由於本實驗系統為噴氣噴流床，故與 Markowski(1992)提出的關係式做比較。將實驗結果與式[2]做比較，並表示於 Fig.11。由圖中我們可以得知，此一趨勢與吾人之實驗結果相符，但數值並不符合。

#### 六、結論

- 1、噴氣噴流床於粒徑較大的系統中穩定性較高，故壓力擾動標準偏差隨粒徑增加而下降。
- 2、最小噴氣噴流化速度為床對壁間熱傳係數與流速關係中熱傳係數即將開始呈現緩慢下降的點。
- 3、由於較大的粒子有較好的循環速率，其壁-床間熱傳交換量隨粒徑增大而上升，故壁-床間熱傳係數將隨粒徑的增加而提高。
- 4、最小噴氣噴流化速度均隨粒徑及床高的增加而增加。

5、在本實驗中，噴氣噴流區的床對壁間熱傳係數約 200 ~ 500 W/m<sup>2</sup>K。

### 七、符號說明

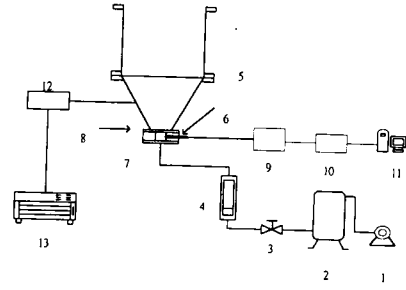
Ar	: Archimedes number ( $gd_p^3 \rho_f(\rho_s - \rho_f)/\mu^2$ )	(-)
$d_p$	: particle size	(m)
$D_o$	: diameter of the upper surface of the bed	(m)
$D_c$	: diameter of column	(m)
$D_i$	: diameter of contactor base	(m)
$D_o$	: diameter of contactor inlet	(m)
$H_c$	: height of conical section	(m)
$H_o$	: Static bed height	(m)
$h$	: wall-to-bed heat transfer coefficient	(W/m <sup>2</sup> K)
Nu	: Nusselt number	(-)
$(Re_o)_{mj}$	: Reynolds number at minimum jet spouting with referred to $D_o$	(-)
S.D.	: standard deviations of pressure drop fluctuations	(Pa)
$U$	: superficial gas velocity based on $D_o$	(m/s)
$U_{mj}$	: minimum jet spouting velocity	(m/s)

### Greek symbol

$\gamma$	: cone angle	(deg)
$\mu$	: viscosity	(Pa·S)
$\rho_f$	: fluid density	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_s$	: particle density	(kg/m <sup>3</sup> )

### 八、參考文獻

1. Mathur, K. B. and N. Epstein, "Spouted bed", Academic Press, New York, NY, U.S.A. (1974).
2. Markowski, A., "Drying Characteristics in a Jet-Spouted Bed Dryer", *Can. J. Chem. Eng.*, 70, 938(1992).
3. Markowski, A., and W. Kaminski, "Hydrodynamic Characteristics of Jet-Spouted Beds", *Can. J. Chem. Eng.*, 61, 377(1983).
4. Olazar, M., M. J. San Jose, A. T. Aguado, J. M. Arandes and J. Bilbao, "Stable Operation Conditions for Gas-Solid Contact Regimes in Conical Spouted Bed", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 31, 1784(1992).
5. San Jose, M. J., M. Olazar, Aguado, A. T., Arandes, J. M., and Bilbao, J., "Hydrodynamics Correlations of Jet Spouted Beds", in "Fluidization VII", O. E. Potter and D. J. Nicklin, Eds., p.831, Engineering Foundation, N.Y., U.S.A. (1992).



- |                    |                                      |
|--------------------|--------------------------------------|
| 1. Rootes blower   | 8. screen                            |
| 2. surge tank      | 9. pressure transducer and amplifier |
| 3. gate valve      | 10. data acquisition system          |
| 4. rotameter       | 11. personal computer                |
| 5. jet spouted bed | 12. heat transfer probe              |
| 6. pressure tap    | 13. multifunctional recorder         |
| 7. inlet tube      |                                      |

Fig. 1. Experimental setup.

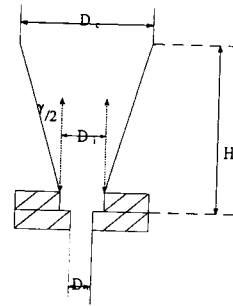


Fig. 2. Geometric factors of the bed

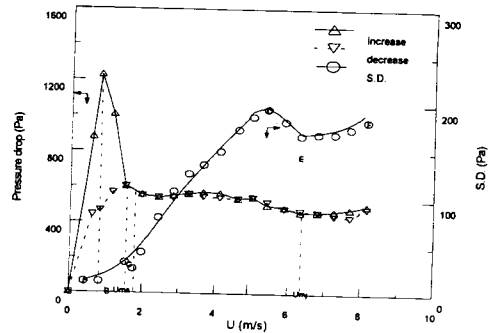


Fig. 3. Pressure drop and S.D. vs. superficial gas velocity in jet spouted bed for  $H_o = 5$  cm,  $d_p = 0.989$  mm,  $\gamma = 36^\circ$ .

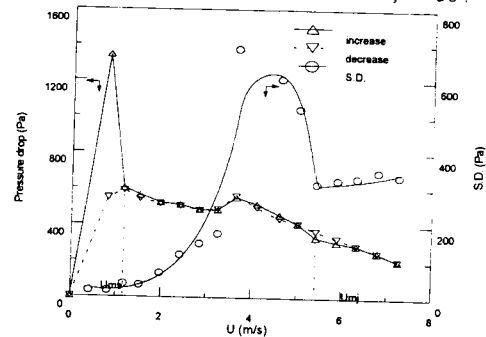


Fig. 4. Pressure drop and S.D. vs. superficial gas velocity in jet spouted bed for  $H_o = 5$  cm,  $d_p = 0.71$  mm,  $\gamma = 36^\circ$ .

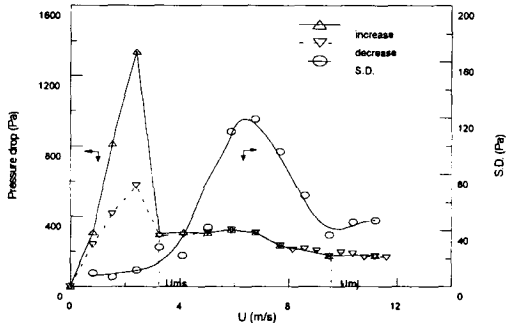


Fig. 5. Pressure drop and S.D. vs. superficial gas velocity in jet spouted bed for  $H_0 = 5$  cm,  $d_p = 2.105$  mm,  $\gamma = 36^\circ$ .

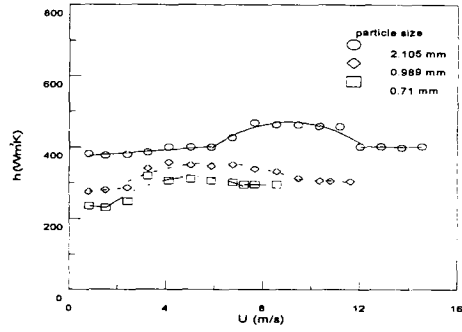


Fig. 9. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity in jet spouted bed for  $H_0 = 6.5$  cm,  $\gamma = 40^\circ$  at various particle sizes.

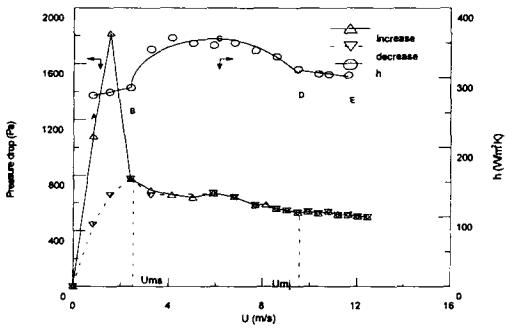


Fig. 6. Pressure drop and wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity in jet spouted bed for  $H_0 = 6.5$  cm,  $d_p = 0.989$  mm,  $\gamma = 40^\circ$ .

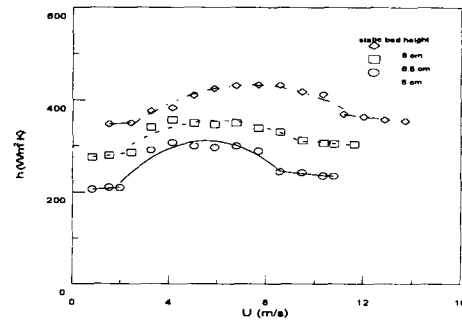


Fig. 10. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity in jet spouted bed for  $d_p = 0.989$  mm,  $\gamma = 40^\circ$  at various static bed heights.

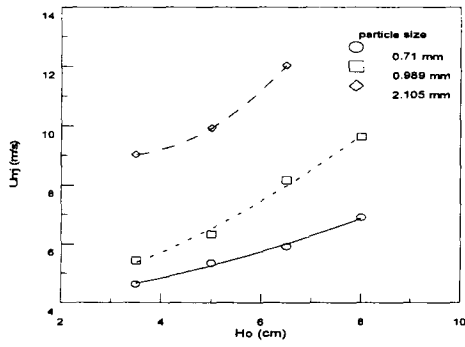


Fig. 7. Minimum jet spouting velocity vs. static bed height for  $\gamma = 36^\circ$  at various particle sizes.

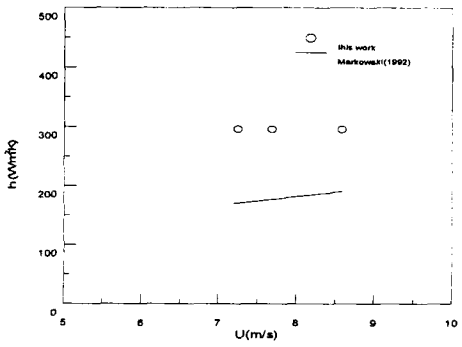


Fig. 11. Comparison of experimental results of wall-to-bed heat transfer coefficient with those calculated by using Eq.[3] for  $H_0 = 6.5$  cm,  $d_p = 0.71$  mm,  $\gamma = 40^\circ$ .

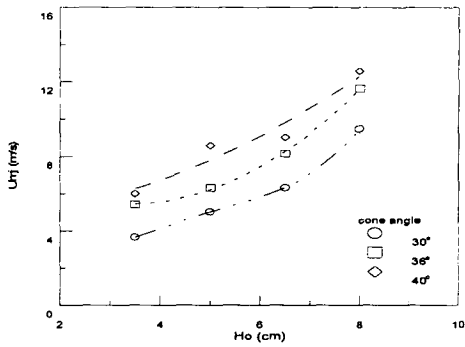


Fig. 8. Minimum jet spouting velocity vs. static bed height for  $d_p = 0.989$  mm at various cone angles.