

氣流式乾燥裝置之特性研究

Study on the Characteristics of Pneumatic Conveying Drying System

國立中興大學農機系副教授

國立成功大學機械系研究生

國立成功大學機械系教授

陳俊明

張世豐

陳朝光

Jiunn-Ming Chen

Shyh-Feng Jang

Chao-Kuang Chen

摘要

本文係以實驗及理論分析氣流式乾燥裝置之各項熱傳特性。由實驗測得整個乾燥裝置之各項平均熱傳特性並與理論計算之各項熱傳特性平均值比較，結果甚為吻合。本實驗所得氣流式乾燥裝置之熱容量係數 ha ，最低 $2462 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^3$ ，最高 $8388 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^3$ 較一般乾燥裝置高出數十倍，故整個裝置所佔面積小，構造簡單。尤其對熱敏感性粉粒體材料之乾燥特別有效。氣流式乾燥裝置之各項熱傳特性沿乾燥管急遽降低，在整個乾燥過程中，大部分水份均在加速圈內蒸發，完成乾燥作用。

同時由本文之實驗，可證明 Johnstone⁽²⁾所提出之公式

$$Nu_{\max} = 0.95 \times 10^{-4} (Re_{rel})_i^{2.15},$$

$$400 < (Re_{rel})_i < 1,300$$

在氣流式乾燥裝置內可適用於 $400 < (Re_{rel})_i < 2,500$ 。

Abstract

The purpose of the present investigation is to study the heat transfer characteristics of the flash dryer by experimental and theoretical analyses. The average heat transfer characteristics of the flash dryer for the experimental results are compared with those for the theoretical results and the agreement is satisfactory. The values of heat capacity ha for the flash dryer used in the present experiment are from 2462 to $8388 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^3$, which are tens times higher than those for the general types of dryer. Therefore, the total area of the dryer used in the present study is smaller than that of general types of dryer. Thus, the dryer used in the present study is an elaborate and simple one especially effective for the heat-sensitive powder material. The heat transfer characteristics decrease rapidly along the drying pipe. In the entire drying process, most of the moisture is vaporized in the accelerated region.

Meanwhile, it is proved from the present experiment that the following equation presented by Johnstone⁽²⁾

$$Nu_{\max} = 0.95 \times 10^{-4} (Re_{rel})_i^{2.15},$$

$$400 < (Re_{rel})_i < 1,300$$

can be used in the range $400 < (Re_{rel})_i < 2,500$ for the present flash dryer.

符 號 說 明

A_m : 粒子截面積 (m^2)
 a : 乾燥管單位體積內粒子的有效熱傳遞面積 ($m^2/m^3\text{-dryer vol}$)
 a_e : 旋風分離器入口截面積 (m^2)
 b : 旋風分離器入口截面寬度 (m)
 c : 旋風分離器入口截面高度 (m)
 C : 無水材料比熱 (kcal/kg °C)
 C_D : 抵抗係數 (Drag Coefficient)
 C_H : 熱空氣的濕比熱 (kcal/°C kg—乾燥熱空氣)
 C_w : 水的比熱 (=1 kcal/°C kg)
 D : 乾燥管管徑 (m)
 D_e : 旋風分離器本體直徑 (m)
 d_m : 粒子的代表粒徑 (m)
 d_m' : 含水率為W時材料的代表粒徑 (m)
 d : 旋風分離器排風出口管直徑 (m)
 d' : 旋風分離器集塵口直徑 (m)
 f : 乾燥管內磨擦係數
 G : 乾燥熱空氣供給量 (kg/hr)
 g : 重力加速度 ($9.8 m/sec^2$)
 g_c : 重力換算係數
 H_c : 旋風分離器圓錐部長度 (m)
 h : 熱傳遞係數 (kcal/hr °C m^2)
 ha : 熱容量係數 (kcal/hr °C $m^3\text{-dryer vol}$)
 HP : 排風機馬力
 K : 材料供給修正係數
 K_e : 旋風分離器排風出口管插入長度 (m)
 k_g : 熱空氣的熱傳導係數 (kcal/hr m °K)
 L : 乾燥管管長 (m)
 L_c : 旋風分離器圓筒部長度 (m)
 M : 無水材料供給量 (kg/hr)
 m : 粒子質量 (kg)
 Nu : 紐塞數 (Nussel Number = $\frac{hd_m}{k_g}$)
 Q : 熱空氣流量 (m^3/min)
 Q'' : 熱空氣流量 (m^3/sec)
 Re_{rel} : 粒子相對雷諾數 = $\frac{d_m(V_g - V_m)\rho_g}{\mu_g}$
 $(Re_{rel})_t$: 粒子終端相對雷諾數 = $\frac{d_m(V_{gm})_t\rho_g}{\mu_g}$
 r_w : 在 T_w 溫度下水的蒸發潛熱 (kcal/kg)
 T : 熱空氣溫度 (°C)

T_s : 材料預熱終了時熱空氣溫度 (°C)
 T_m : 材料溫度 (°C)
 T_w : 材料進行表面蒸發期間熱空氣的濕球溫度 (°C)
 t : 時間 (sec)
 U_i : 旋風分離器入口風速 (m/sec)
 V_c : 解碎機體積 (m^3)
 V_g : 熱空氣流速 (m/sec)
 V_{gm} : 粒子與熱空氣的相對速度 = $V_g - V_m$ (m/sec)
 $(V_{gm})_t$: 粒子與熱空氣的終端相對速度 (m/sec)
 V_H : 熱空氣之濕比容 ($m^3/kg\text{-乾燥空氣}$)
 V_m : 粒子速度 (m/sec)
 V_{m1} : 粒子投入時之速度 (一般為零) (m/sec)
 V_{m2} : 粒子終端速度 (m/sec)
 α_s : 粒子面積係數 (球狀粒子 $\alpha_s = \pi$)
 α_v : 粒子體積係數 (球狀粒子 $\alpha_v = \frac{\pi}{6}$)
 ΔP : 壓力損失 (mmAq)
 $(\Delta T)_{lm}$: 熱空氣與材料間的對數平均溫度差 (°C)
 $(= \frac{(T_1 - T_{m1}) - (T_2 - T_{m2})}{\ln[(T_1 - T_{m1}) / (T_2 - T_{m2})]})$
 η_{blower} : 排風機效率
 μ_g : 熱空氣的動力黏度 (kg/m-sec)
 ν_g : 熱空氣的動黏度 (m^2/sec)
 ρ_{ds} : 粒子和熱空氣的混相密度 = $(\rho_s + \rho_g)$ (kg/m^3)
 ρ_g : 熱空氣密度 (kg/m^3)
 $\bar{\rho}_g$: 粒子投入至加速終了期間的熱空氣平均密度 (kg/m^3)
 ρ_m : 粒子密度 (kg/m^3)
 ρ'_m : 含水率為W時材料的密度 (kg/m^3)
 ρ_s : 粒子濃度 = $\frac{M}{\frac{\pi D^2}{4} \times V_m \times 3,600}$ (kg/m^3)
 W : 材料含水率
 W_e : 材料臨界含水率
 上標
 $'$: 材料濕潤狀態
 $-$: 平均值
 下標
 g : 熱空氣
 i : 粒子起始狀態
 m : 材料
 t : 粒子終端狀態

一、前 言

氣流式乾燥法 (Pneumatic Conveying Drying) 或稱急驟乾燥法 (Flash Drying) 是利用熱空氣將含水濕潤之泥狀或粉粒狀被乾燥物料衝散，隨後粉粒體流入乾燥管中，一面隨着熱空氣前進，同時完成乾燥作用的一種乾燥方法。

於西元1920年左右，氣流式乾燥機之原理始被提出。1930年德國正式將其應用在工業上。1949年 Gordon C. W. 首次將其乾燥原理理論分析。1950年日本京都大學着手進行中型氣流式乾燥機之試製研究；翌年日本栗本鐵工所開始生產裝有粉碎裝置的氣流式乾燥機。

目前商用乾燥裝置種類繁多，各有其特性和使用上的限制，因此熟知各種不同乾燥裝置之特性及其使用限制，實為選用乾燥裝置之重要課題。故本文就氣流式乾燥裝置之操作特性如熱容量係數及壓力損失等作實驗與理論的研究探討，俾供設計、發展此等乾燥裝置之基本資料。

二、理論分析

(一) 粒子在乾燥管中之加速：

粒子羣剛進入乾燥管，初速為零，受熱空氣衝激之後，逐一粒一粒分散開來，漸次向上加速上升，飛行一段距離之後，終於與熱空氣保持一定的相對速度繼續前進；其在加速期間稱為加速圈，進入終端速度以後即稱為終速圈。當粒子在乾燥管中加速時，粒子被充分分散，可以當做單一粒子來處理，其加速情形可以下式表示：

$$\frac{dV_m}{dt} = \frac{\rho_g(V_g - V_m)^2 A_m C_D}{2m} - \frac{\rho_m - \rho_g}{\rho_m} g \quad \dots(1)$$

上式等號右邊第一項代表粒子受熱空氣衝激向上的加速度，第二項代表粒子受重力影響向下的加速度。一般而言， $\rho_g \ll \rho_m$ ，所以(1)式可以簡化為

$$\frac{dV_m}{dt} = \frac{\rho_g(V_g - V_m)^2 A_m C_D}{2m} - g \quad \dots(2)$$

當粒子加速達終端速度以後， $\frac{dV_m}{dt} = 0$ ，故粒子與熱空氣的終端相對速度 $(V_{gm})_t$ 為

$$(V_{gm})_t = (V_g - V_m)_t = \sqrt{\frac{2mg}{A_m \rho_g C_D}} \quad \dots(3)$$

或者直接代入經驗公式求出⁽¹⁾：

$$(a) (R_{rel})_t = \frac{d_m (V_{gm})_t \rho_g}{\mu_g} < 1 \text{ (Stokes' Rule)}$$

$$C_D = \frac{24}{(R_{rel})_t}, (V_{gm})_t = \frac{gd_m^2(\rho_m - \rho_g)}{18\mu_g} \dots(4)$$

(b) $(R_{rel})_t = 1 \sim 500$ (Allen's Rule)

$$C_D = \frac{10}{\sqrt{(R_{rel})_t}}, (V_{gm})_t = \left[\frac{4(\rho_m - \rho_g)^2 g^2}{225 \rho_g \mu_g} \right]^{1/5} d_m \dots(5)$$

(c) $(R_{rel})_t = 500 \sim 200,000$ (Newton's Rule)

$$C_D = 0.44, (V_{gm})_t = \sqrt{\frac{3g(\rho_m - \rho_g)d_m}{\rho_g}} \dots(6)$$

(二) 熱容量係數 ha 之求法：

假設在管徑為 D，長 ΔL 的乾燥管兩端，進口空氣溫度為 T_1 ，材料溫度為 T_{m1} ，材料含水率為 W_1 ；而出口空氣溫度為 T_2 ，材料溫度為 T_{m2} ，材料含水率為 W_2 ；則該段乾燥管內熱容量係數 ha 為

$$G(C_{H1}T_1 - C_{H2}T_2) = ha \left(\frac{\pi D^2}{4} \Delta L \right) (\Delta T)_{lm} \dots(7)$$

上式等號左邊代表熱空氣在該段乾燥管內傳遞給材料之總熱量。

(三) 乾燥管單位體積內粒子之有效熱傳遞面積 a：

$$a = \left[\frac{M(1+W)}{\alpha_v d_m^{1/3} \rho_m'} \alpha_s d_m^{1/2} \right] / \left(\frac{\pi D^2}{4} \cdot V_m \cdot 3,600 \right) \dots(8)$$

各種不同材料之 α_s ， α_v 值可參考文獻資料⁽¹⁾。

對一般材料而言，若查無此項資料，可將 $\frac{\alpha_s}{\alpha_v}$ 值當做 6 (即假設粒子為球狀) 做近似估算。

a 求得之後，即可由前述之熱容量係數 ha 求得熱傳遞係數 h，或者反過來和已知的 h 值相乘，以求 ha 值。由(8)式可看出 a 與粒子速度 V_m 成反比，因此隨着粒子在乾燥管中的加速上升，乾燥管單位體積內粒子的有效熱傳遞面積 a 反而遞減。

(四) 乾燥過程中熱傳遞係數 h 之決定：

當粒子剛進入乾燥管中，與熱空氣相對速度最大，a 值理論上為無限大，因此，熱傳效果最佳，此時粒子的紐塞數 (Nussel Number) 最大，根據 Johnstone⁽²⁾ 之實驗，可獲得如下結論：

$$400 < (R_{rel})_i = \frac{\rho_g d_m (V_g - V_m)}{\mu_g} < 1,300$$

$$Nu_{max} = 0.95 \times 10^{-4} \times (R_{rel})^{2.15} \dots(9)$$

$$30 < (R_{rel})_i < 400$$

$$Nu_{max} = 0.76 (R_{rel})^{0.65} \dots(10)$$

當粒子進入終速圈以後，根據 Ranz 和 Marshall⁽³⁾ 之研究，其紐塞數和粒子的終端相對雷諾

數之間具有如下的關係：

$$(Nu)_t = 2 + 0.54(R_{rel})_t^{0.5} \dots\dots(11)$$

將式(9)(10)(11)之關係示於圖中，如圖 1 所示。只要計算出粒子剛進入乾燥管和進入終端速度以後的相對雷諾數 $(R_{rel})_i$ ， $(R_{rel})_t$ ，即可於圖 1 中定出相對應的兩點 A, B，連結 AB 線段，找出代表該線段的方程式，即為整個乾燥過程中，粒子在乾燥管中不同位置處的熱傳變化近似情形。再依 $Nu = \frac{h d_m}{k_g}$ 即可求出對應之 h 值。

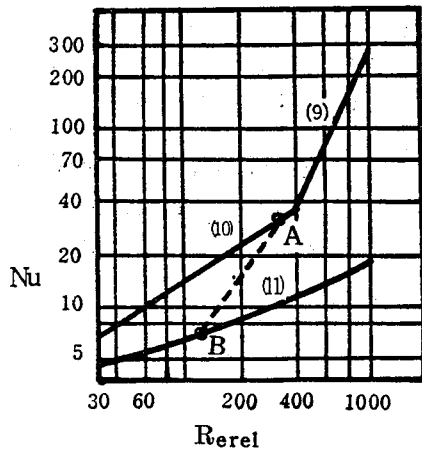


圖 1 乾燥過程中 Nu 與 R_{rel} 之關係

(b) 解碎機內之熱容量係數 ha :

$$haV_c(\Delta T)_{tm} = G(C_{H1}T_1 - C_{H2}T_2) \dots\dots(12)$$

或直接代入經驗公式⁽⁴⁾：

$$ha = 1,800 \left[\ln \frac{M}{\rho_m d_m} - 4.0 \right] \dots\dots(13)$$

式中 $\frac{M}{\rho_m d_m} > 200$

(c) 壓力損失：

包括乾燥管磨擦損失，落差損失，粒子材料供給時及加速壓力損失等。

(1) 乾燥管磨擦損失：

$$\Delta P_1 = \frac{2f}{g_c D} \int_0^L V_g^2 \rho_{ds} dL \dots\dots(14)$$

$$\rho_{ds} = \rho_s + \rho_g \dots\dots(15)$$

$$\rho_s = \frac{M}{\frac{\pi D^2}{4} \times V_m \times 3,600} \dots\dots(16)$$

(2) 落差損失：

$$\Delta P_2 = \int_0^H \rho_{ds} dH \dots\dots(17)$$

式中 H 代表乾燥管高度 (m)。

(3) 粒子供給時和加速時之壓力損失：

$$\Delta P_3 = \frac{M}{\rho_g G + K} \left(\frac{V_{m1}^2}{2g_c} - \frac{V_{m2}^2}{2g_c} \right) \dots\dots(18)$$

式中 K 值視進料機構而定，如果是採用 Rotary Valve 進料時 K = 1。

(4) 旋風分離器壓力損失：

$$\Delta P_4 = \frac{30a_c \sqrt{D_c} \rho_g U_i^2}{d^2 \sqrt{L_c + H_c} 2g_c}$$

(b) 排風機馬力計算：

$$HP = \frac{(\Delta P)_{total} \times Q}{4,500 \times \eta_{blower}} \dots\dots(19)$$

式中 Q 代表所需風量， $(\Delta P)_{total}$ 代表乾燥裝置總壓力損失， η_{blower} 代表排風機效率，一般假設為 50%。

三、實驗裝置之理論設計：

(一) 設計條件：

- 每小時濕潤材料處理量：120 kg/hr，
- 材料最初含水率 W_1 ：25% D. B.，
- 製品含水率 W_2 ：0.3% D. B.，
- 粒子代表粒徑 d_m ：0.2 mm，
- 無水材料比熱 C 取為 0.3 kcal/kg °C，
- 粒子密度 ρ_m ：2,000 kg/m³，
- 材料入口溫度 T_{m1} ：20°C，
- 熱空氣入口溫度 T_1 ：400°C，
- 熱空氣入口濕度 H_1 ：0.025 kg 水蒸汽 / kg 乾燥熱空氣，
- 材料臨界含水率 W_c 假設為 2%。

(二) 設計步驟：

(1) 所需乾燥熱空氣供給量 G(kg/hr)：

先計算無水材料每小時供給量 $M = 96$ kg/hr。

假設排氣溫度 $T_2 = 95^\circ\text{C}$ ，材料出口溫度 $T_{m2} = 80^\circ\text{C}$ ，由乾燥機出入口材料和熱空氣間的水分質量平衡關係知：

$$G(H_2 - H_1) = M(W_1 - W_2) \dots\dots(20)$$

$$\text{得：} G(H_2 - 0.025) = 23.71 \dots\dots(21)$$

再由出入口材料和熱空氣間的熱量平衡關係得：

$$Gi_1 + M(C + C_w W_1)T_{m1} = Gi_2 + M(C + C_w W_2)T_{m2} \dots\dots(22)$$

式中 i 為熱空氣的焓 (kcal/kg- 乾燥空氣) = 空氣比熱 × 溫度， C_w 為水的比熱 (= 1 kcal/kg °C)。將已知數據代入，得

$$\begin{aligned}
 & (0.24 \times 400 + 0.025(595 + 0.46 \times 400)) G + 96 \\
 & (0.3 + 1 \times 0.25)(20) = [0.24 \times 95 + H_2(595 + \\
 & 0.46 \times 95)] G + 96(0.3 + 1 \times 0.003)(80) \\
 & \dots\dots\dots(23)
 \end{aligned}$$

由式(21), (23)解得

$H_2 = 0.136$ kg 水蒸汽/kg 乾燥熱空氣, $G = 214$ kg/hr。

其次利用在乾燥過程中, 材料溫度之計算公式(5),

$$\begin{aligned}
 T - T_m &= (T - T_w) \times \\
 & \left[\frac{r_w W - C(T - T_w)(W/W_c)^W Y_w / ^C(T - T_w)}{r_w W_c - C(T - T_w)} \right] \\
 & \dots\dots\dots(24)
 \end{aligned}$$

檢驗所假設的材料出口溫度 $T_{m2} = 80^\circ\text{C}$ 。將數據代入(24)式中得 $T_{m2} = 81.2^\circ\text{C}$, 與所假設接近。

(2) 乾燥管直徑和所需管長計算:

(a) 加速管直徑計算:

在 $T_1 = 400^\circ\text{C}$, $H_1 = 0.025$ 時, 由熱工圖表可查得熱空氣的濕比容

$$V_H = 1.98 (\text{m}^3/\text{kg-乾燥空氣})。$$

$$G \times V_H = \frac{\pi D^2}{4} \times V_g \times 3,600 \dots\dots\dots(25)$$

假設熱空氣流速為 30 m/sec, 代入式(25)得

$$D \doteq 0.071 \text{ m} = 71 \text{ mm}, \text{ 將 } D \text{ 值代入(25)式, 反}$$

求 $V_g = 29.7$ m/sec。

(b) 粒子在乾燥管中加速情形:

假設粒子為球狀則式(2)變為

$$\frac{\Delta V_m}{\Delta t} = \frac{3C_D \rho_g (V_g - V_m)^2}{4d_m \rho_m} - g \dots\dots\dots(26)$$

式中 C_D 隨 Re_{rel} 而變, 無法用一簡單之關係式表示。因此無法直接將(26)式積分, 求出 V_m 與 t 的關係。在此採用迴歸試算法而以電腦計算之。假設粒子原先的速度為 V_{m1} 求經過 Δt 時間之後, 該粒子的速度 V_{m2} 。

首先任意假設一 V_{m2} 值, 求出對應的 C_D 值, 代入(26)式得到 $(\Delta V_m)_2$, 與假設 $V_{m2} = V_{m1}$ 求出對應的 C_D 值所計算得的 $(\Delta V_m)_1$, 相加取平均值, 如果所假設的 V_{m2} 正確, 則 $\frac{(\Delta V_m)_1 + (\Delta V_m)_2}{2}$

應等於 $(V_{m2} - V_{m1})$, 否則, 重新假設 V_{m2} 直到兩者幾乎相等為止。

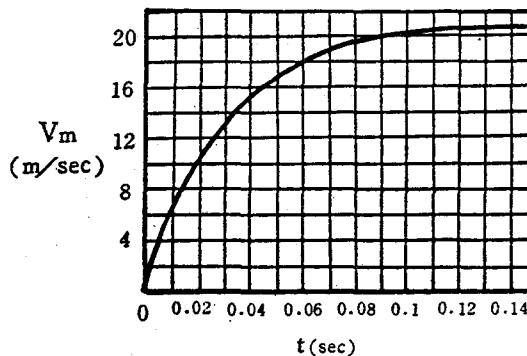
如此從某一任意粒子速度開始, 可以求出隨後任意時間的粒子速度; 將粒子速度與時間的關係對時間積分即得粒子飛行距離與時間的關係; 從而粒

子速度, 飛行距離與時間三者的關係均告確定。

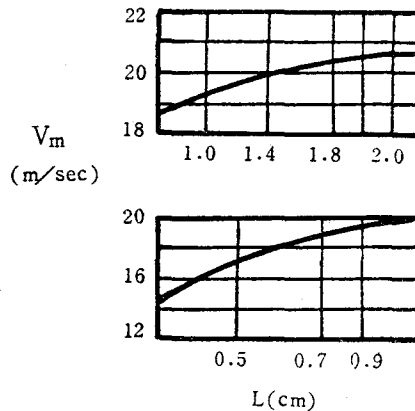
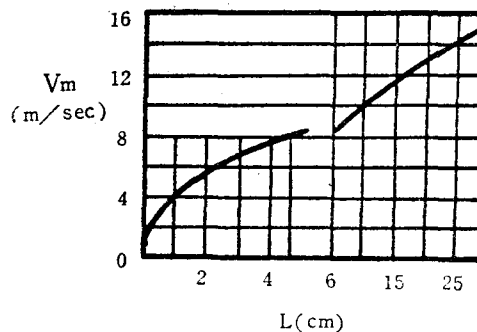
在本設計例中, 將(26)式代入已知數據得

$$\frac{\Delta V_m}{\Delta t} = \frac{3 \times 0.522 C_D (29.7 - V_m)^2}{4 \times 2 \times 10^{-4} \times 2 \times 10^3} - 9.8$$

依上述方法求解, 得 V_m 與 t 和 V_m 與 L 的關係如圖二、圖三所示。



圖二 V_m 與 t 的關係圖



圖三 V_m 與 L 的關係圖

(c) 乾燥過程中紐塞數和粒子相對雷諾數的關係

:

由相對雷諾數定義計算得：

$$(R_{rel})_i = \frac{(V_g - V_m)d_m}{\nu_g} = 92,$$

再由圖一之 Nu_{max} 與 R_{rel} 關係曲線，定出相對應之 A 點。

由式(5)計算得

$$(V_{gm})_t = \left[\frac{4\rho_m g^2}{225 \mu_g \rho_g} \right]^{1/3} d_m = 1.43,$$

檢查 $(R_{rel})_t = 8.2 > 1$,

$$\therefore (R_{rel})_t = 8.2.$$

再由圖一粒子達終端速度時之 $(Nu)_t$ 與 R_{rel} 關係曲線定出相對應之 B 點，連結 AB 線段，找出代表該線段之近似方程式

$$Nu = 1.14(R_{rel})^{0.58} \dots\dots\dots(27)$$

即為在整個乾燥過程中 Nu 與 R_{rel} 之關係。再將乾燥管內各點之粒子速度值代入(27)式，即得沿乾燥管各點之 Nu 值。

(d) 材料預熱期間所需熱量 q_1 (kcal/hr) :

$$q_1 = 214 \times 0.252 \times (400 - T_a) \\ = 96(0.3 + 1 \times 0.25)(T_w - 20),$$

式中 T_a 為材料預熱終了時熱空氣的溫度 ($^{\circ}C$),

T_w 為 $T = T_a$, $H = H_1 = 0.025$ 時的濕球溫度 ($^{\circ}C$),

上式利用試誤法解得 $T_a = 360$, $T_w = 61$,

$$\therefore q_1 = 2160 \text{ kcal/hr.}$$

(e) 粒子達終端速度前表面蒸發期間所需熱量 q_2 (kcal/hr) :

假設在這段期間中，材料含水率由 25% 降至 10%，而熱空氣溫度則降為 $T^{\circ}C$ ，則

$$q_2 = 214 \times 0.252 \times (360 - T) \\ = 0.15[r_w + 0.45(T - T_w)] \times 96 \\ = 0.15[534 + 0.45T] \times 96,$$

$$\therefore T = 194,$$

$$q_2 = 8,900 \text{ kcal/hr,}$$

總計材料預熱及降低含水率 15% 所需總熱量

$$q = q_1 + q_2 = 11,060 \text{ kcal/hr.}$$

在這兩段期間的平均溫度 $T_{ave} = 297$, $\rho_g = 0.591$, $\mu_g = 29.2 \times 10^{-6}$,

$$(\Delta T)_{lm} = \frac{(400 - 20) - (194 - 61)}{\ln[(400 - 20)/(194 - 61)]} = 235.$$

(f) 材料預熱及粒子達終端速度前表面蒸發所需管長：

由(8)式

$$a = \frac{6M}{\rho_m d_m \times \frac{\pi D^2}{4} \times V_m \times 3,600} = \frac{101}{V_m},$$

$$q = ha \left(\frac{\pi D^2}{4} L \right) (\Delta T)_{lm} = 0.93 \text{ haL,}$$

由 $Nu = \frac{h d_m}{k_g} = 1.14(R_{rel})^{0.58}$ 得

$$h = \frac{k_g \times 1.14 \times (R_{rel})^{0.58}}{d_m} = 362(29.7 - V_m)^{0.58},$$

$$\therefore q = 0.93 \text{ haL} = 34,000 \frac{(29.7 - V_m)^{0.58}}{V_m} L = 11,060.$$

由圖三將對應於不同 L 值之 V_m 值一起代入上式，試得當 $L = 2.1 \text{ m}$, $V_m = 21 \text{ m/sec}$ 時可提供所需之熱傳量。

此時熱空氣流速為：

$$214 \times 1.489 = \frac{\pi D^2}{4} \times V_g \times 3,600,$$

$$\therefore V_g = 22.4, V_{gm} = 1.4,$$

而 $(V_{gm})_t = 1.43$, $(R_{rel})_t = 8.23 > 1$,

故原假設粒子進入終端速度時材料之含水率為 10%，甚為合理。

(g) 下降擴大管直徑計算：

出口空氣溫度 $95^{\circ}C$, $H_2 = 0.136$ ，由熱工圖表可查得 $V_H = 1.28$, $\rho_g = 0.963$, $\mu_g = 21.0 \times 10^{-6}$ ，算得 $(V_{gm})_t = 1.39$ ，檢查 $(R_{rel})_t = 12.7 > 1$ 。

在設計上，出口熱風速度應較粒子終端相對速度高出 3 m/sec 。 $\therefore V_g = 4.39$ ，

$$\text{而 } 214 \times 1.28 = \frac{\pi D^2}{4} \times 4.39 \times 3,600$$

$$\therefore D = 0.148 \text{ m} = 148 \text{ mm}.$$

(h) 擴大管長計算：

(i) 表面蒸發期間 $W = 0.10$ 至 0.02 所需管長

L_1 (m) :

$$W = 0.10 \text{ 時, } H = 0.0922, C_H = 0.282,$$

$$W = 0.02 \text{ 時, } H = 0.1281,$$

$$\therefore H_{ave} = 0.1102,$$

$$\text{而 } 214 \times 0.282 \times (194 - T) = 96 \times 0.08 \times (534 + 0.45T)$$

$$\therefore T = 119, T_{ave} = 156.5, V_H = 1.38,$$

$$\rho_g = 0.803, \mu_g = 24.0 \times 10^{-6}$$

計算得：

$$q = 4,526,$$

$$V_g=4.77,$$

$$(V_{gm})_t=1.42,$$

檢查 $(P_{rel})_t=9.5>1,$

$$\therefore V_m=V_g-(V_{gm})_t=3.35,$$

$$a = \frac{6 \times 96}{2 \times 10^3 \times 2 \times 10^{-4} \times \frac{\pi(0.148)^2}{4}} \times \frac{1}{\times 3.35 \times 3,600} = 6.94,$$

$$k_g=0.025,$$

當粒子進入終速圈以後

$$(Nu)_t=2+0.54(R_{rel})_t^{0.5}=2+0.54(9.5)^{0.5},$$

$$\therefore h = \frac{k_g Nu}{d_m} = 458,$$

$$(\Delta T)_{lm} = \frac{(194-61)-(119-61)}{\ln[(194-61)/(119-61)]} = 90,$$

$$q = 458 \times 6.94 \times \frac{\pi(0.148)^2}{4} \times L_1 \times 90 = 4,526,$$

$$\therefore L_1=0.91m.$$

(ii) 減率乾燥期間所需管長 $L_2(m)$:

同理 $q=214 \times 0.3 \times (119-95)=1541,$

$$V_H=1.3, V_g=4.49, (V_{gm})_t=1.35,$$

$$V_m=3.14, a=7.4, (R_{rel})_t=9.9,$$

$$K_g=0.0238, h=440,$$

$$(\Delta T)_{lm} = \frac{(119-61)-(95-80)}{\ln[(119-61)/(95-80)]} = 31.8,$$

$$\therefore q = 440 \times 7.4 \times \frac{\pi(0.148)^2}{4} \times L_2 \times 31.8,$$

$$\therefore L_2=0.87m.$$

故下降擴大管總長 $L=L_1+L_2=1.78m.$

(3) 旋風分離器設計 :

$$\text{熱風流量 } Q'' = \frac{214}{0.93 \times 60 \times 60} = 0.064 \text{ m}^3/\text{sec}$$

，而一般旋風分離器入口風速皆取 $15 \sim 25 \text{ m/sec}$ ，若取入口風速 $U_1=18 \text{ m/sec}$ ，則旋風分離器入口截面積 $a_e = \frac{Q''}{U_1} = 0.0036 \text{ m}^2$ ，標準旋風分離器

之各部尺寸可由下列式子決定之⁽⁷⁾：

$$\text{入口截面寬度 } b = \sqrt{a_e}/2 \div 4.2 \text{ cm},$$

$$\text{入口截面高度 } c = \sqrt{2a_e} \div 8.4 \text{ cm},$$

$$\text{本體直徑 } D_c = 4b = 16.8 \text{ cm},$$

$$\text{排風出口管徑 } d = \frac{D_c}{2} = 8.4 \text{ cm},$$

$$\text{圓筒部長度 } L_c = D_c = 16.8 \text{ cm},$$

$$\text{圓錐部長度 } H_c = 2D_c = 33.6 \text{ cm},$$

排風出口管插入長度 $K_c (L_c > K_c > C)$ 取為 14 cm ，

集塵口直徑 $d' (0.6d < d' < d)$ 取為 7 cm ，

∴ 旋風分離器內之壓力損失

$$\Delta P = \frac{30 a_e \sqrt{D_c} \rho_g U_1^2}{d^2 \sqrt{L_c + H_c} 2g},$$

$$\text{一般 } \frac{\rho_g}{2g} \div 0.04,$$

$$\therefore \Delta P \div 114.5 \text{ mm A}_q.$$

(4) 排風機馬力：

(a) 乾燥管之壓力損失：

(i) 加速圈之壓力損失：包括乾燥管內摩擦損失與落差損失之和即：

$$\Delta P_{1a} = \frac{2 \times 0.006}{9.8 \times 0.071} \int_0^{2.1} (29.7)^2 \rho_{ds} dL,$$

ρ_{ds} 值則分別代入不同 V_m 值求出之，代回原式積分得：

$$\Delta P_{1a} = 24 \text{ mm A}_q,$$

$$\Delta P_{2a} = \int_0^{2.1} \rho_{ds} dH = 2.1 \text{ mm A}_q.$$

(ii) 終速圈之壓力損失：包括下降擴大管內摩擦損失與重力落差之代數和即：

$$(\rho_{ds})_{\text{mean}} = 1.911, (V_g)_{\text{mean}} = 4.63,$$

$$\Delta P_{1t} = \frac{2 \times 0.006}{9.8 \times 0.148} \int_{2.1}^{3.88} (4.63)^2 \times 1.911 \times dL = 0.6 \text{ mm A}_q,$$

$$\Delta P_{2t} = (\rho_{ds})_{\text{mean}} \times L = 1.911 \times 1.78 =$$

$$3.4 \text{ mm A}_q,$$

故乾燥管內壓力總損失為

$$\Delta P_d = \Delta P_{1a} + \Delta P_{2a} + \Delta P_{1t} - \Delta P_{2t} = 23.3 \text{ mm A}_q.$$

(b) 乾燥管內粒子供給及加速時之壓力損失：利用轉閥進料時，

$$\Delta P_i = 0.61 \frac{96}{214+1} \left(\frac{21^2}{2 \times 9.8} \right) = 6.1 \text{ mm A}_q.$$

以上三項壓力損失總計：

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_i = 29.4 \text{ mm A}_q.$$

此外由於管徑擴大，縮小，彎曲所造成的壓力損失估計為 70 mm A_q 。而加熱爐，解碎機則各別估計為 30 ，及 100 mm A_q 。再加上旋風分離器之壓力損失 114.5 mm A_q ，合計壓力總損失為 343.9 mm A_q 。

∴ 所需排風機馬力：

$$H_p : \frac{343.9 \times \frac{214}{0.929 \times 60}}{4500 \times 0.5} \doteq 0.59,$$

爲了便於各種不同材料之實驗，排風機馬力取爲一馬力。

四、實驗裝置與步驟

(一) 實驗裝置：

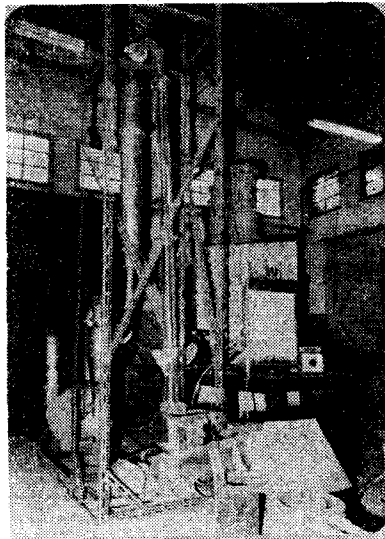
(1) 氣流式乾燥裝置：其整體外觀如圖四所示。圖中透明壓克力上升管用來觀察粒子在乾燥管中加速情形，進行乾燥操作時，該段上升管換成不銹鋼管。熱空氣係藉燃燒液化石油氣獲得。

(2) 數字顯示熱電偶溫度計：本身有五個頻道配上一臺擁有十二個頻道的切換機，總共可以量測十六點的溫度。量測範圍 $0^{\circ}\text{C} \sim 800^{\circ}\text{C}$ 。

(3) 測量壓力之水柱差壓計。

(4) F-2 型 Kett 紅外線含水率測定儀。

(5) 其他如乾濕球溫度計、馬錶、磅秤及照相設備等。



圖四 氣流式乾燥裝置外觀

(二) 實驗步驟：

(1) 實驗前準備工作：先將數字顯示熱電偶溫度計就實驗時之量測範圍 ($15 \sim 500^{\circ}\text{C}$) 進行校正，繪出每一頻道之校正曲線。同時對測量壓力之水柱差壓計的每一根測量管，分別試驗其對同一壓力的反應是否齊一，改變壓力重做比較，以確定儀器本身確實保持水平及各測量管均暢通無阻。然後在實驗裝置預定位置處安裝上熱電偶及測量壓力用探針。

其次選定實驗材料，本實驗先利用稻殼、鋸木屑、煤粉、細砂、白砂石、黑砂石進行基本實驗。對每一種材料均先經篩子篩分，使粒徑均一再分別測量其代表粒徑及其密度。

(2) 粒子在乾燥管中加速情形測定：將氣流式乾燥裝置的上升管換成透明壓克力管，管邊貼有布尺，開動排風機，吸入大氣，從壓克力上升管進料漏斗處，連續但稀少地投入已知代表粒徑及密度的粒子，利用照相機使用適當快門從入口處起，每隔三十公分拍下粒子在管中的飛行軌跡，同時記錄下該段透明壓克力上升管兩端的風壓，及每張相片所用的快門。如此分別在不同風速下（利用排風機前之風量調節閥控制）就不同材料進行試驗。

(3) 材料乾燥實驗：將透明壓克力上升管換回不銹鋼管，開動解碎機，排風機，就預備實驗材料選擇適當風速⁽¹⁾。點燃液化瓦斯，加熱空氣到選定溫度，稍候讓整個氣流式乾燥裝置進入操作穩定狀態，然後開始連續穩定地進料，直到整個系統再度進入穩定狀態，記錄整個裝置上各點之溫度，壓力及空氣出入口的乾球濕球溫度，材料出入口的溫度，材料單位時間供給量，並且在供給到乾燥管的材料及乾燥完成後的製品裏各取約 100 公克的樣本測定其含水率。對各種不同材料重複進行上述實驗。

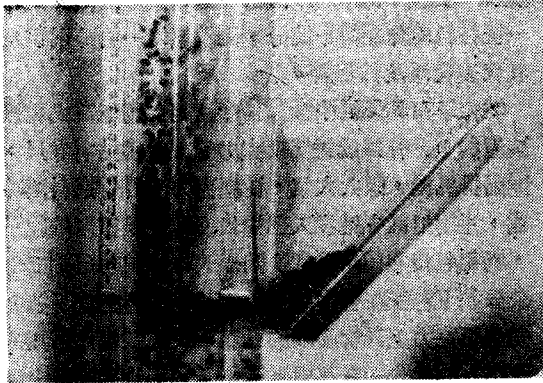
五、實驗結果與討論

(一) 粒子在乾燥管中加速情形觀察結果：

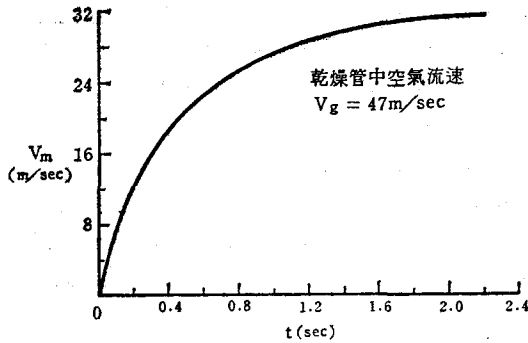
圖五爲入口區紅豆粒子進入乾燥管中之情形，然後再沿透明乾燥管拍下一系列紅豆（代表粒徑 $6.2 \times 10^{-3}\text{m}$ ，密度 1330 kg/m^3 ）在乾燥管中飛行情形；拍攝情況係在大氣溫度 26°C ($\rho_g = 1.142 \text{ kg/m}^3$ ， $\nu_g = 16.2 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{sec}$)，由乾燥管內直接吸入空氣，未經加熱。再分析所拍照片可得在管中不同位置處粒子速度之加速情形。

同時利用式(2)代入空氣性質，乾燥管內空氣流速及粒子特性，仿前述步驟計算出粒子在投入乾燥管 t 時間之後的速度，結果如圖六所示，然後將所得 V_m 與 t 的關係對時間積分，得粒子速度與管長 L （由投入口算起）的關係，如圖七中之曲線所示。

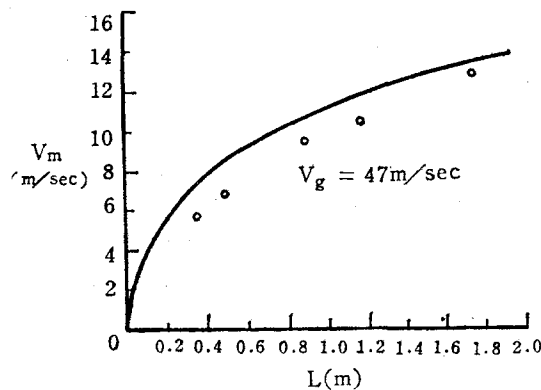
比較兩者所得結果，發現誤差在百分之二十以內，且實際測得的粒子速度均較理論公式所得者略低。因此可直接利用此公式以推算粒子在乾燥管中加速之情形。



圖五 入口區紅豆粒子進入乾燥管中之情形



圖六 紅豆粒子速度與時間關係圖



圖七 紅豆粒子速度沿乾燥管變化情形

(二) 乾燥實驗結果：

實驗數據如表一所示，分別討論如下：

(1) 假設乾燥過程係依圖一中 AB 線段進行：將每一實驗之操作條件，被乾燥材料特性，乾燥管中空

氣流速代入式(2)中求出各種不同粒子在投入乾燥管 t 時間之後速度沿乾燥管變化情形如圖八至十一所示。再將速度與時間的關係對時間積分得各種不同材料粒子沿乾燥管速度變化情形，如圖十二、十三所示。

其次求出粒子剛投入乾燥管中瞬間 ($V_m=0$) 之粒子相對雷諾數 (R_{rel})_i 與粒子進入終端速度後之粒子終端相對雷諾數，(R_{rel})_t，由圖一中定出相對應的兩點 A, B 連結 AB 線段，找出對應 AB 線段的方程式，即代表各該乾燥過程所遵循的乾燥路徑，所得結果如下：

$$\text{鋸木屑} : N_u = 0.785(R_{rel})^{0.644} \dots\dots\dots(28)$$

$$\text{稻 殼} : N_u = 31.964(R_{rel})^{0.494} \dots\dots\dots(29)$$

$$\text{砂} : N_u = 6.141(R_{rel})^{0.333} \dots\dots\dots(30)$$

$$\text{煤 粉} : N_u = 1.522(R_{rel})^{0.525} \dots\dots\dots(31)$$

$$\text{白砂石} : N_u = 0.000062(R_{rel})^{2.209} \dots\dots\dots(32)$$

$$\text{黑砂石} : N_u = e^{-22.49}(R_{rel})^{3.919} \dots\dots\dots(33)$$

將不同 V_m 值，代入上列各式，即得與 V_m 相對應的粒子相對雷諾數 R_{rel} 和紐塞數 N_u ，再藉圖十二、十三所示 V_m 與 L 之關係，即可獲得沿乾燥管粒子紐塞數的變化情形，如圖十四至十八所示。

由粒子紐塞數之定義 $N_u = \frac{h d_m}{k_g}$ ，代入空氣的熱傳導係數及粒子代表粒徑，由已知的粒子紐塞數即得對應的熱傳遞係數 h 。 h 沿乾燥管的變化情形如圖十九至二十四所示。

其次再將實驗條件，粒子特性代入 a 的定義式得：

$$\text{鋸木屑} : a = \frac{282.42}{V_m} \dots\dots\dots(34)$$

$$\text{稻 殼} : a = \frac{1.9}{V_m} \dots\dots\dots(35)$$

$$\text{砂} : a = \frac{57.45}{V_m} \dots\dots\dots(36)$$

$$\text{煤 粉} : a = \frac{314.35}{V_m} \dots\dots\dots(37)$$

$$\text{白砂石} : a = \frac{33.69}{V_m} \dots\dots\dots(38)$$

$$\text{黑砂石} : a = \frac{22.88}{V_m} \dots\dots\dots(39)$$

a 沿乾燥管的變化情形如圖十九至二十四所示。將在乾燥管同一位置處的熱傳係數 h 和乾燥管單位體積內的有效熱傳面積 a 相乘，即得在該處的熱容量係數 ha ，各個實驗之熱容量係數 ha 沿乾燥管的變化情形如圖二十五至二十七所示。最後將以

上所得諸量，求其沿整個乾燥管的平均值 $(V_m)_{mean}$ ， $(Nu)_{mean}$ ， $(h)_{mean}$ ， $(a)_{mean}$ ， $(ha)_{mean}$ 所得結果如表二所示。

(2)將表一中所得數據就材料與熱空氣進出口情況做分析，求出整個乾燥裝置的各項特性。

以砂為例：

$$G[C_{H_1}T_1 - C_{H_2}T_2] = \bar{h}a \times \left(\frac{\pi D^2}{4} L\right) \times (\Delta T)_{tm}$$

$$(\Delta T)_{tm} = \frac{(346.8 - 28.2) - (87 - 50.6)}{\ln[(346.8 - 28.2)/(87 - 50.6)]}$$

$$= 282.2$$

$$\therefore 467 \times [0.2519 \times 346.8 - 0.2437 \times 87] = \bar{h}a \times \left[\frac{\pi \times (0.0635)^2}{4} \times 2.828 + \frac{\pi \times (0.152)^2}{4} \times 1.5 \right] \times 282.2$$

$$\therefore \bar{h}a = 6538 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^3\text{-dryer Vol.}$$

$$a = \frac{57.45}{V_m} = \frac{57.45}{26} = 2.21 \text{ m}^2/\text{m}^3\text{-dryer Vol.}$$

Vol.

$$\therefore \bar{h} = \frac{\bar{h}a}{a} = \frac{6538}{2.21} = 2956 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^2$$

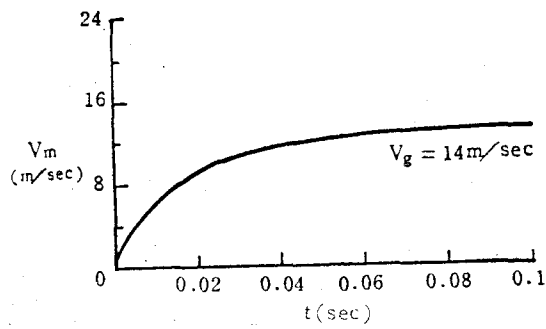
$$Nu = \frac{hd_m}{K_g} = \frac{2956 \times 2.71 \times 10^{-4}}{0.0327} = 24.5$$

結果如表二所示。由表二可以明顯看出各項特性與上節所得結果均甚符合。

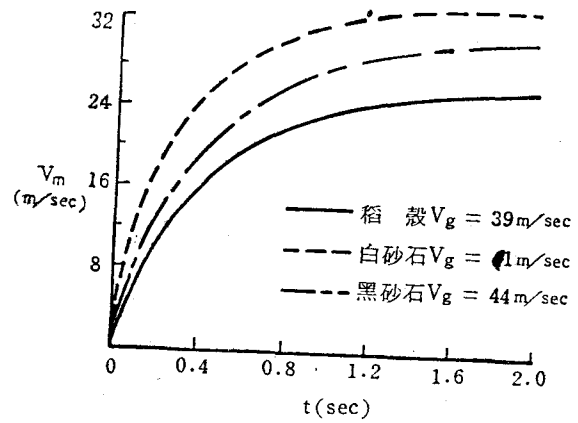
(3)乾燥裝置中各部份壓力損失情形，如圖二十八所示。

表一 乾燥實驗數據

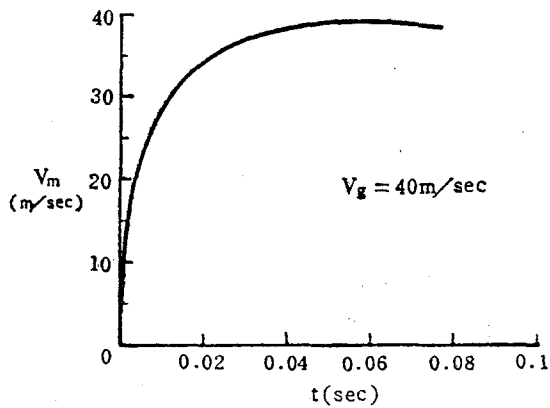
供 給 材 料	鋸木屑	稻 殼	砂	煤 粉	白砂石	黑砂石
代表粒徑 (mm)	0.6	3.3	0.27	0.15	0.95	1.575
密 度 (kg/m ³)	120	976	2650	750	2460	2600
供給材料含水率 (%) D. B.	39.3	78.6	17.4	12.4	2.14	2.9
供給材料溫度 (°C)	26	28.9	28.2	27.7	27.3	27.5
材料供給量 (kg/hr) (乾基)	48.3	14.56	98	84	187	222.6
製品含水率 (%) D. B.	8.7	23.4	0.6	4.2	0	0.4
製品溫度 (°C)	72.8	50.6	50.6	54.9	88.1	132.5
熱空氣流量 (kg/hr)	148	310	467	541	455	447
水分蒸發能力 (kg-H ₂ O/hr)	14.8	8.04	16.5	6.9	4	5.56
(Kg-H ₂ O/Kg dry gas)	0.1	0.026	0.035	0.013	0.009	0.012
材料供給量 熱空氣流量	0.455	0.084	0.247	0.174	0.42	0.513
熱空氣入口溫度 (°C)	307.5	383	346.8	200	306	499
解碎機出口熱空氣溫度 (°C)	192	366	188	93.8	160	228
下降擴大管入口熱空氣溫度 (°C)	142	234.5	113	86.5	152.5	162
下降擴大管出口熱空氣溫度 (°C)	120.5	198.5	103.2	76.5	133.8	149.8
排氣溫度 (°C)	99.2	154.5	87	72	106	148.5
解碎機內壓力損失 (mmAq)	4.9	23.0	15	53.6	36.4	32.5
上升乾燥管壓力損失 (mmAq)	13.6	56.0	87.8	94.4	90.1	102
下降擴大管壓力損失 (mmAq)	+2.64	3.8	1.27	+5.08	5.87	4
旋風分離器壓力損失 (mmAq)	18	75.8	74.9	74.5	78.1	76.4



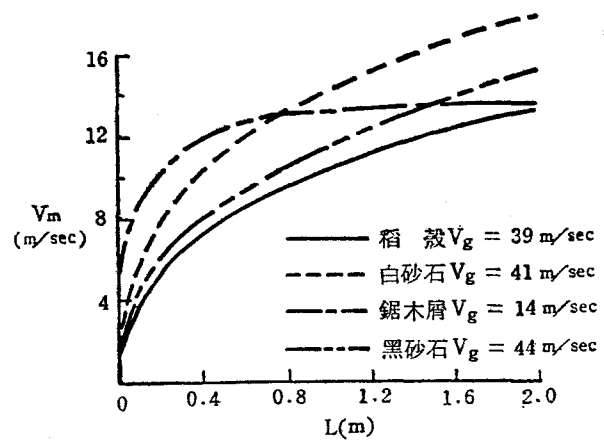
圖八 鋸木屑之粒子速度與時間關係圖



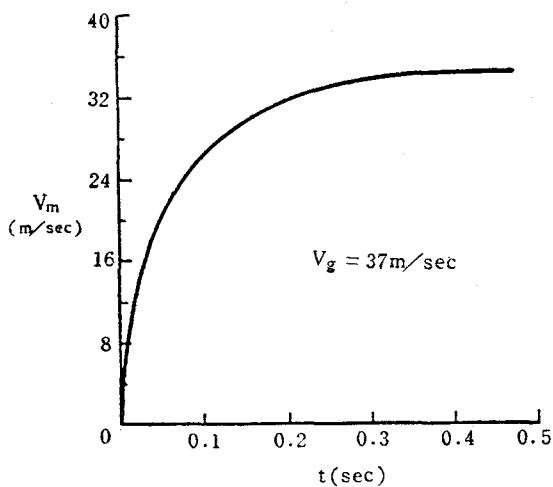
圖十一 稻殼、白砂石、黑砂石之粒子速度與時間關係圖



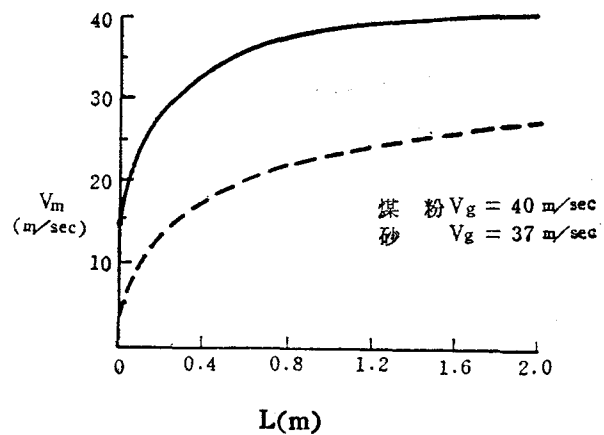
圖九 煤粉之粒子速度與時間關係圖



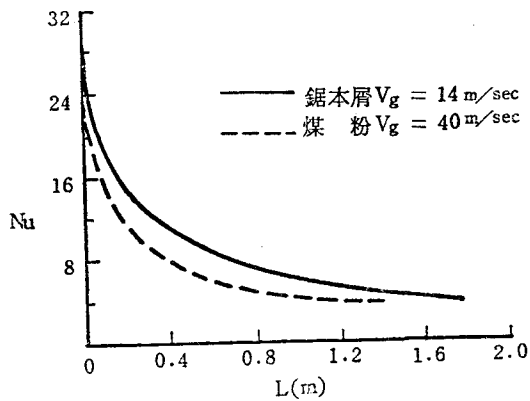
圖十二 鋸木屑，稻殼，白砂石、黑砂石之粒子速度沿乾燥管變化情形



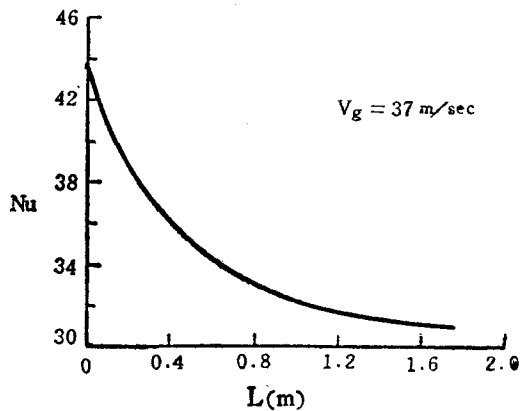
圖十 砂之粒子速度與時間關係圖



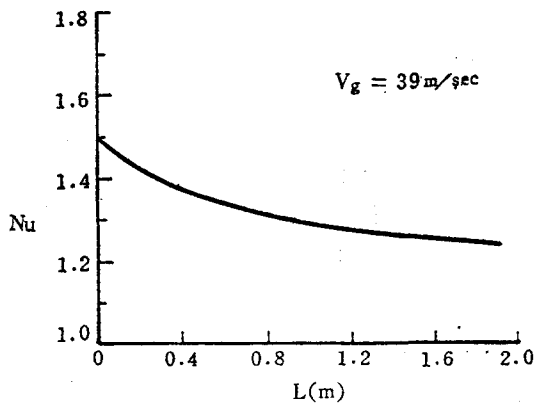
圖十三 砂，煤粉之粒子速度沿乾燥管變化情形



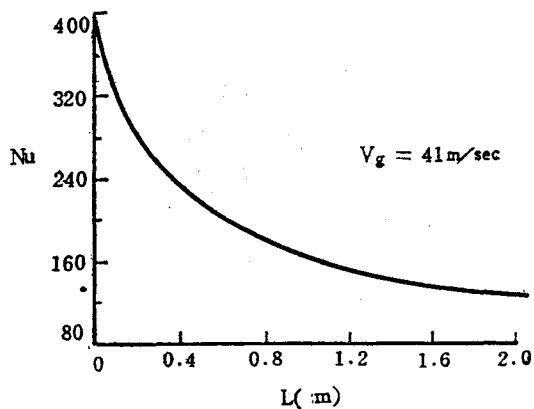
圖十四 鋸木屑，煤粉之粒子紐塞數沿乾燥管變化情形



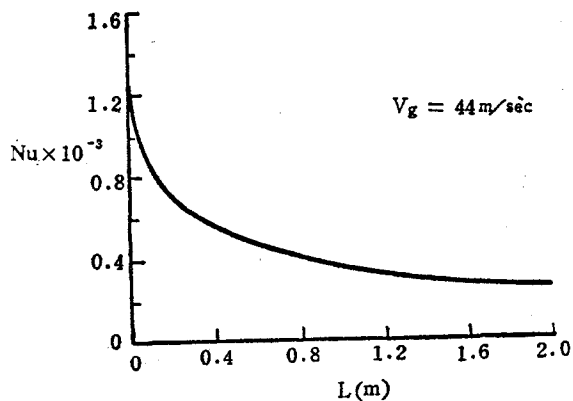
圖十六 砂之粒子紐塞數沿乾燥管變化情形



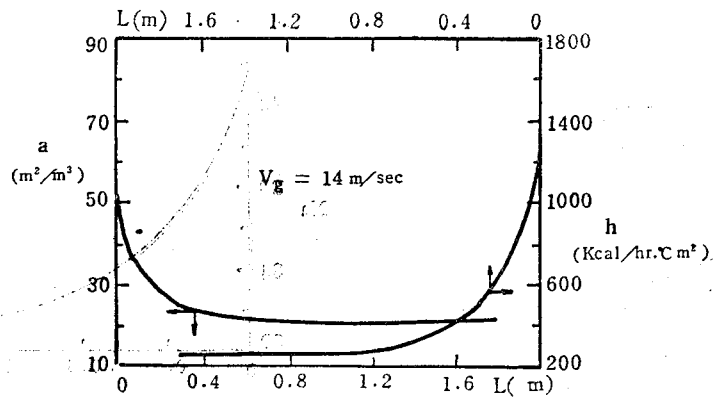
圖十五 稻殼之粒子紐塞數沿乾燥管變化情形



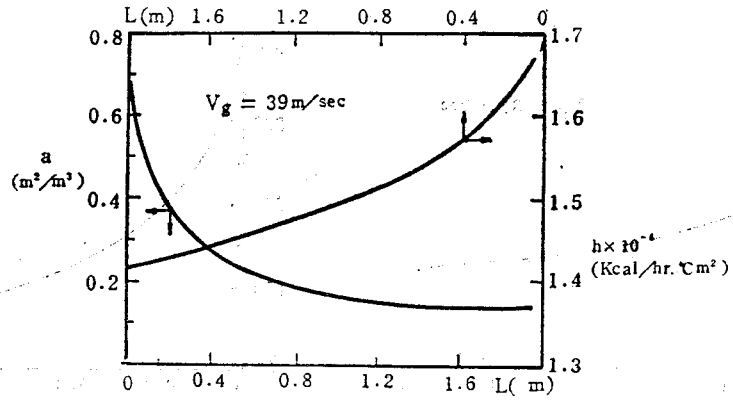
圖十七 白砂之粒子紐塞數沿乾燥管變化情形



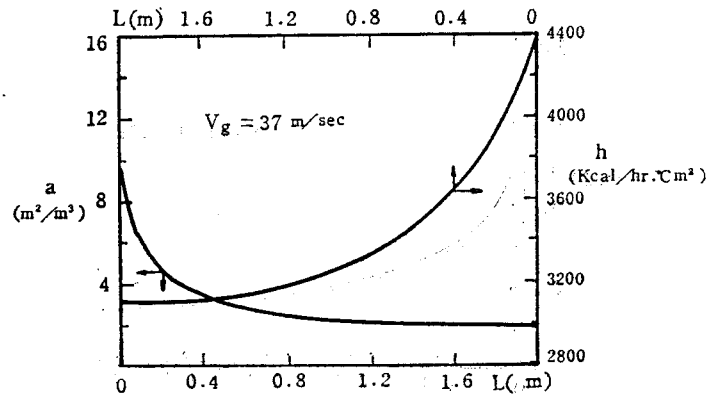
圖十八 黑砂之粒子紐塞數沿乾燥管變化情形



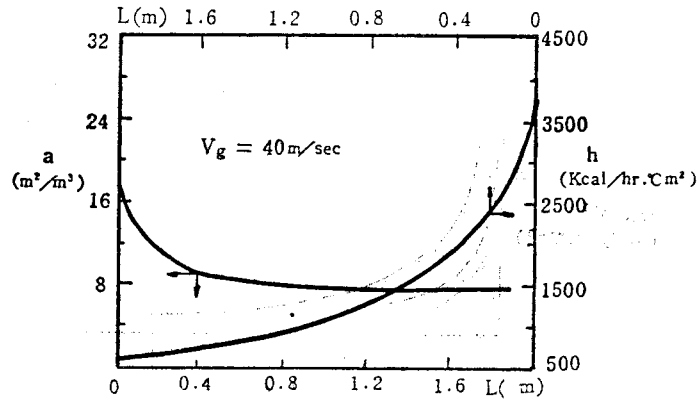
圖十九 鋸木屑之有效熱傳遞面積，熱傳遞係數沿乾燥管變化情形



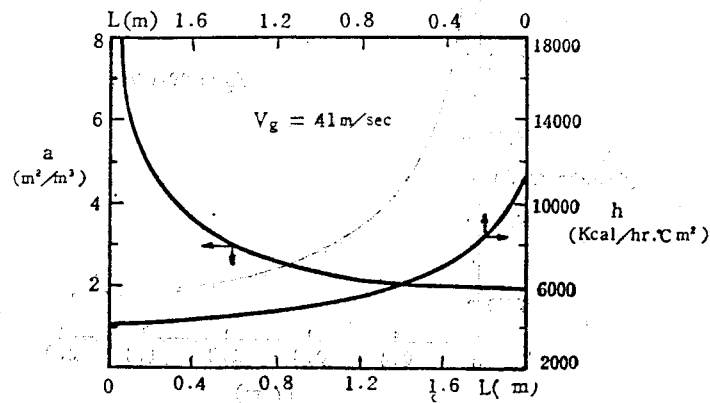
圖二十 稻殼之有效熱傳遞面積，熱傳遞係數沿乾燥管變化情形



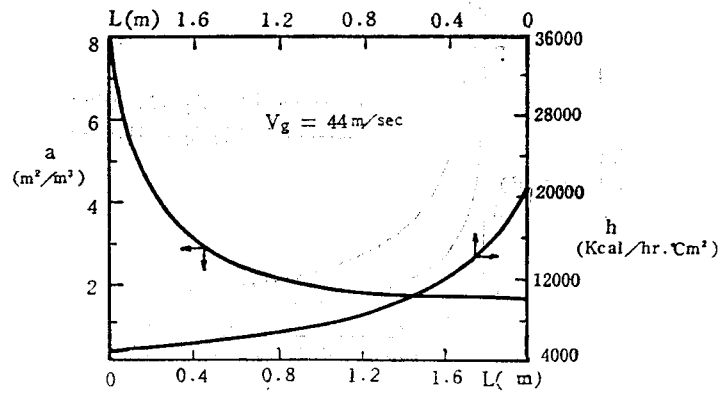
圖二十一 砂之有效熱傳遞面積，熱傳遞係數沿乾燥管變化情形



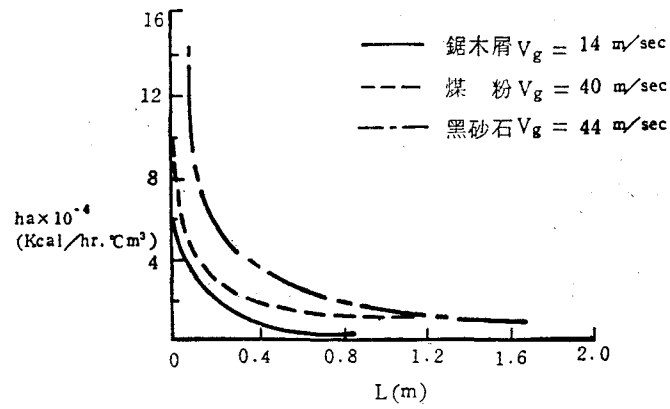
圖二十二 煤粉之有效熱傳遞面積，熱傳遞係數沿乾燥管變化情形



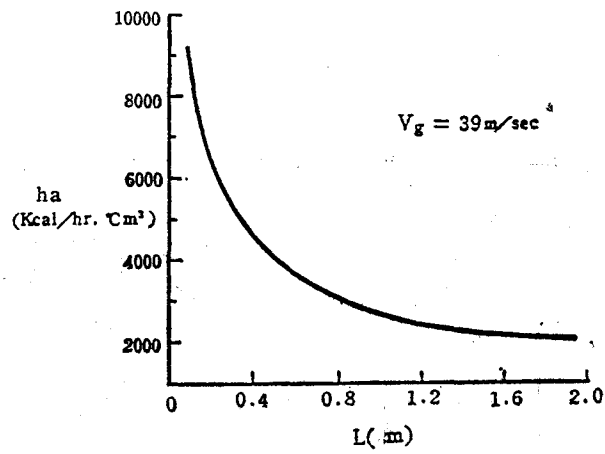
圖二十三 白砂石之有效熱傳遞面積，熱傳遞係數沿乾燥管變化情形



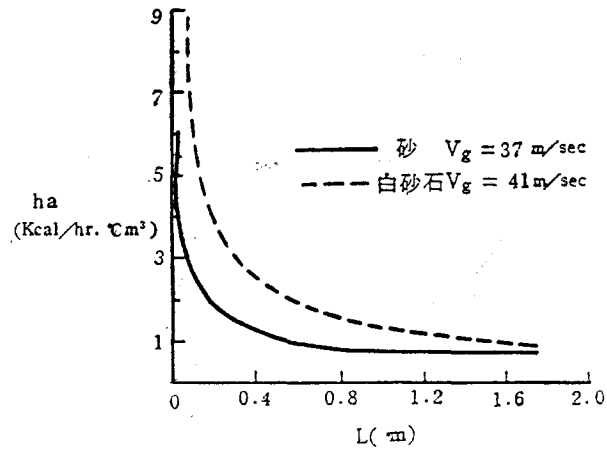
圖二十四 黑砂石之有效熱傳遞面積，熱傳遞係數沿乾燥管變化情形



圖二十五 鋸木屑，煤粉，黑砂石之熱容量係數沿乾燥管變化情形



圖二十六 稻殼之熱容量係數沿乾燥管變化情形

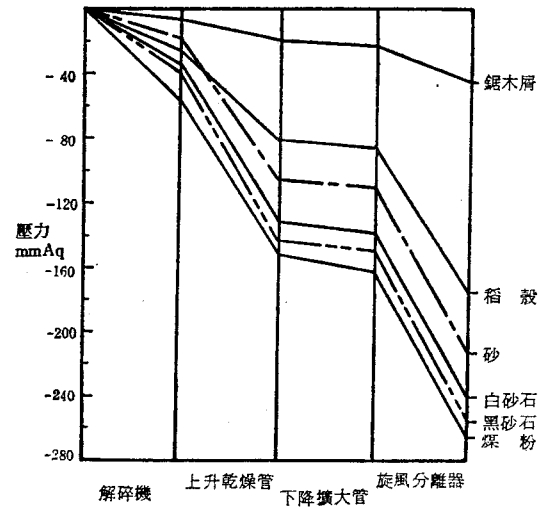


圖二十七 砂、白砂石之熱容量係數沿乾燥管變化情形

表二 理論計算與實驗分析所得氣流式乾燥裝置各項熱傳特性平均值之比較

	理論值	實驗值
砂	$\overline{ha} = 6538$ $\overline{a} = 2.21$ $\overline{h} = 2956$ $\overline{Nu} = 24.5$	$(V_m)_{mean} = 26$ $(ha)_{mean} = 6629$ $(a)_{mean} = 2.18$ $(h)_{mean} = 2905$ $(Nu)_{mean} = 32.7$
鋸木屑	$\overline{ha} = 8088$ $\overline{a} = 22.2$ $\overline{h} = 364$ $\overline{Nu} = 6.8$	$(V_m)_{mean} = 12.7$ $(ha)_{mean} = 8436$ $(a)_{mean} = 23.32$ $(h)_{mean} = 323$ $(Nu)_{mean} = 6.26$
稻殼	$\overline{ha} = 2462$ $\overline{a} = 0.164$ $\overline{h} = 15835$ $\overline{Nu} = 1479$	$(V_m)_{mean} = 11.6$ $(ha)_{mean} = 2255$ $(a)_{mean} = 0.155$ $(h)_{mean} = 14291$ $(Nu)_{mean} = 1238$
煤粉	$\overline{ha} = 7084$ $\overline{a} = 8.36$ $\overline{h} = 847$ $\overline{Nu} = 4.47$	$(V_m)_{mean} = 37.6$ $(ha)_{mean} = 7333$ $(a)_{mean} = 8.32$ $(h)_{mean} = 825$ $(Nu)_{mean} = 4.73$
白砂石	$\overline{ha} = 6684$ $\overline{a} = 2.0$ $\overline{h} = 3277$ $\overline{Nu} = 97$	$(V_m)_{mean} = 16.5$ $(ha)_{mean} = 7946$ $(a)_{mean} = 1.9$ $(h)_{mean} = 3577$ $(Nu)_{mean} = 113$

黑砂石	$\overline{ha} = 8388$	$(V_m)_{mean} = 13.7$
	$\overline{a} = 1.67$	$(ha)_{mean} = 8254$
	$\overline{h} = 5022$	$(a)_{mean} = 1.54$
	$\overline{Nu} = 208$	$(h)_{mean} = 4734$
		$(Nu)_{mean} = 237$



圖二十八 氣流式乾燥裝置內壓力變化情形

六、結 論

本文係以實驗及理論分析氣流式乾燥裝置之熱傳特性，並由所得各項熱傳特性數值，得以了解氣流式乾燥裝置之操作特性，結論如下：

- (一) 以實驗數值及理論分析所得，沿乾燥管之熱容量係數 ha ，有效傳熱面積 a ，及粒子紐塞數 Nu 等之變化情形；經積分求在整個乾燥管內之平均值與直接利用熱空氣，材料出入口情況計算所得整個乾燥裝置的平均熱傳特性比較，甚為符合。
- (二) 在本實驗中 ha 之值最低為 $2462 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^3$ ，最高為 $8388 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^3$ ，與一般乾燥機相較（如迴轉式乾燥機之 $100 \sim 200 \text{ kcal/hr } ^\circ\text{C m}^3$ ）高出甚多。因此在氣流式乾燥裝置內每單位乾燥管體積每單位溫度差在單位時間內所能提供用以蒸發材料水分的熱傳遞量相當大，故氣流式乾燥裝置之體積，非常小巧整潔。
- (三) 粒子在乾燥管中之熱傳特性隨粒子與熱空氣間相對速度之減小而急遽降低，改進方法，係當粒子

進入終端速度之後，隨即將乾燥管擴大，降低熱空氣流速，藉以提高粒子與熱空氣的相對速度增大各項熱傳特性數值，同時更有延長粒子停留時間的效果。

(四) 粒子顆粒愈小固可提高有效熱傳面積，唯在乾燥管中加速亦快，致降低粒子與熱空氣間之相對速度，因此細顆粒之熱傳特性數值並不一定會提高。

(五) 排風機置於旋風分離器之後，整個系統內之空氣壓力均低於大氣壓，故旋風分離器出口需裝一迴轉閥排料，以防止由此吸入空氣。如果將排風機置於旋風分離器前，則旋風分離器內空氣壓力變為正壓，可自由出料，無需加裝迴轉閥，不過此時材料經過排風機，排風機葉片容易磨損為其缺點。

(六) 已有理論分析公式適用範圍在粒子起始相對雷諾數自30~1300，本實驗中黑砂石，稻殼之粒子起始相對雷諾數均超過1300，其中稻殼高至2442，本文利用原理公式之延伸線來分析，發現所得結果與實驗結果甚為符合，證實該理論公式之應

用範圍可適用至粒子起始相對雷諾數2500左右。
(七) 粒子在乾燥管中之停留時間均在1.5秒以內，材料所受熱變性影響甚微。

七、參考文獻

1. 白井隆：「流動層」PP. 42~45, PP. 47~49, 及 P. 187, 科學技術社, 1958.
2. Johnstone, H. F., Pigford, R. L., Chapin, I. H.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., P.37, P.95, 1941.
3. Ranz, W. E., Marshall, W. R., Jr.: Chem. Eng. Prog., P48, P.141, P. 173, 1952.
4. 桐榮良三：「乾燥裝置」P.232, 日刊工業新聞社, 1967.
5. 廖明隆：「食品化學乾燥裝置」PP. 47~80 文源書局, 1975.
6. Koch, W. H., Licht, W., "New Design Approach Boots Cyclone Efficiency" Chemical Engineering, Nov. 7, PP.80~88. 1977.
7. 井伊谷鋼一：「集塵技術マニュアル」PP. 29~41, 日刊工業新聞社, 1975.
8. Kunii, D., Levenspiel, O., "Fluidization Engineering", 1969.

承包土木、水利、建築等工程

祐彬營造股份有限公司

負責人：曾 水 永

地 址：彰化市三民路237巷11號

電話：(047) 2 5 6 8 9 8

承包土木、水利、建築等工程

大松營造有限公司

地 址：彰化縣北斗鎮大道里中山路305號

電 話：(048) 8 8 2 1 7 5