

# XÁC ĐỊNH MỘT SỐ THÔNG SỐ THỦY ĐỘNG LỰC HỌC TRONG SẤY HẠT MUỐI TINH BẰNG LỚP SÔI

BÙI TRUNG THÀNH

Khoa Công nghệ Nhiệt Lạnh - Đại học Công nghiệp TP. Hồ Chí Minh

## 1. GIỚI THIỆU

Sự hóa sôi hạt vật liệu rời trong dòng khí là một quá trình tương tự như quá trình hóa lỏng, trong đó vật liệu dạng hạt rời được chuyển từ trạng thái hạt rắn tĩnh thành trạng thái động, nghĩa là nó có đặc tính như chất lỏng gọi là giả lỏng (fluidization). Quá trình hạt vật liệu rời hóa lỏng xảy ra khi có một dòng tác nhân khí hoặc một dòng chất lỏng di chuyển theo hướng vuông góc và xuyên qua lớp hạt vật liệu rời. Một ứng dụng đơn giản về lớp hạt sôi trong dòng khí để thấy hằng ngày là phểu rang bắp bằng khí nóng (bắp rang bơ). Các hạt bông ngô có kích thước và hình dạng tương đối đồng đều được lơ lửng trong dòng khí nóng thổi từ đáy phểu lên. Do sự hòa trộn mãnh liệt của vật liệu gần giống như sự sôi của chất lỏng, nên hạt bắp trong toàn bộ phểu có nhiệt độ đồng đều, giảm thiểu tối đa lượng bắp bị cháy khi thực hiện quá trình rang ở trạng thái tĩnh.

Bài báo được viết nhằm góp phần làm rõ cũng như mô tả được bản chất, các yếu tố động lực học xảy ra đối vật liệu rời trong dòng tác nhân khí, ngoài ra bài báo còn đề cập đến phương pháp xác định một số thông số cơ bản khi tính toán lớp hạt vật liệu sôi nói chung và trình bày cụ thể cho trường hợp sấy hạt muối tinh trong lớp hạt sôi liên tục trên máy sấy lớp sôi liên tục 3 tầng/giờ [1].

## 2. DỮ LIỆU VÀ PHƯƠNG PHÁP

### 2.1 Sự hình thành các lớp hạt sôi.

Dòng tác nhân khí được thổi từ đáy lớp hạt vật liệu rời, đi xuyên qua lớp hạt vật liệu thông qua những khoảng trống giữa các hạt vật liệu. Khi vận tốc dòng khí nhỏ, áp lực tác dụng lên các hạt nhỏ, lớp hạt vẫn duy trì nguyên trạng hái tĩnh (packed bed) ban đầu, mô tả đoạn OA hình 1, lúc này vận tốc dòng khí  $v_k$  nhỏ hơn vận tốc tối thiểu  $v_{H1}$  ( $v_k < v_{H1}$ ). Tăng vận tốc dòng khí dần dần thêm, lực kéo của dòng khí xuất hiện, ngược chiều với trọng lực của hạt và làm cho lớp hạt bắt đầu giãn nở về thể tích, các hạt bắt

đầu di chuyển tách rời xa nhau. Tại thời điểm này, lực ma sát giữa các hạt và lực của dòng khí cân bằng với trọng lượng của các hạt, thành phần lực nén theo phương thẳng đứng giữa các hạt gần kề nhau biến mất, tổn thất áp suất qua bất cứ mặt cắt nào của lớp hạt xấp xỉ với trọng lượng của không khí và các hạt tại mặt cắt này hình thành lớp hạt giãn nở (expanded bed) hay còn gọi lớp hạt sôi tối thiểu (Incipiently fluidized bed). Vận tốc dòng khí lúc này được gọi là vận tốc tối thiểu  $v_k = v_{H1}$ , (mô tả tại điểm A hình 2a). Tăng vận tốc dòng tác nhân khí lên thêm đến trạng thái làm cho toàn bộ khối hạt bùng sôi đều mãnh liệt  $v_k = v_s$  nhưng vận tốc dòng khí này vẫn phải nhỏ hơn vận tốc tới hạn  $v_k < v_{H2}$ , lúc này lực kéo của dòng khí hướng lên đúng bằng với trọng lực của hạt vật liệu hướng xuống làm cho toàn bộ khối vật liệu hạt lơ lửng trong dòng tác nhân khí, lớp hạt vật liệu chuyển qua trạng thái giả lỏng hoàn toàn (fluid).

Do vật liệu sôi có các kích thước hạt lớn, nhỏ khác nhau nên sự tăng vận tốc dòng khí trên mức sôi tối thiểu (từ A - B - C hình 1) gây ra việc hình thành các lớp hạt sôi khác nhau bao gồm:

+ Lớp hạt sôi bọt khí (bubbling bed) được hình thành khi lớp hạt sôi mãnh liệt, các hạt được khuấy trộn (hình 2b). Theo [4] chế độ sôi bọt khí nằm trong miền vận tốc sôi bọt khí tối thiểu và sôi nút khí chặn ngang tối thiểu

+ Lớp hạt sôi hình thành kênh khí nằm dọc trong lớp hạt (channeling bed) hình 2c.

+ Lớp hạt sôi hình thành kênh khí dạng nút chai nằm ngang lớp hạt (slugging bed) hình 2d.

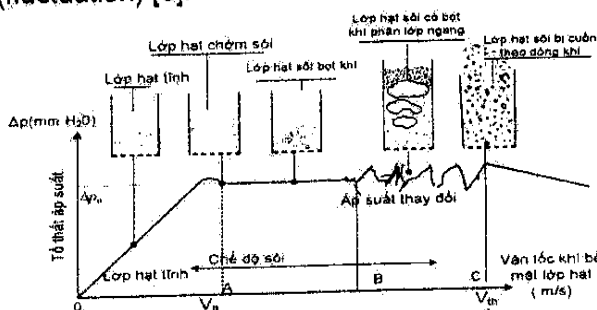
+ Lớp hạt sôi bọt (boiling bed) hình 2e xảy ra khi các bọt khí hình thành có kích thước tương đương kích thước hạt.

+ Lớp hạt sôi phun (spouting bed) hình 2f.

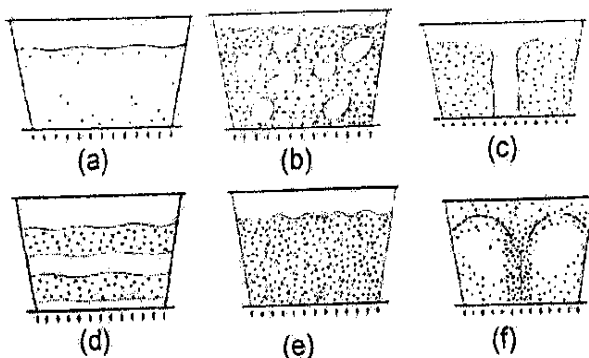
Ở trạng thái lớp hạt sôi, các hạt có khối lượng riêng nhỏ hơn khối lượng riêng của lớp

hạt sẽ nổi trên bề mặt lớp hạt và chúng trôi lên, sụt xuống, các hạt có khối lượng riêng lớn hơn sẽ chìm xuống dưới đáy của lớp.

Khi tăng vận tốc dòng khí  $v_k$  lớn hơn vận tốc tới hạn  $v_{th}$  ( $v_k \geq v_{th}$ ), mật độ của lớp hạt (hay còn gọi là khối lượng thể tích) tiếp tục giảm, sự hóa sôi xảy ra mạnh mẽ, các hạt vật liệu tách rời xa nhau. Khi vận tốc bề mặt của lớp hạt vượt quá mức, liên kết bề mặt phía trên của lớp hạt biến mất, các hạt bị cuốn lên khỏi lớp hạt sôi và đi theo dòng lưu chất để ra ngoài buồng sấy (quan sát vị trí C hình 1). Tại trạng thái lớp hạt bị cuốn, trở lực lớp hạt giảm xuống  $\Delta P_c < \Delta P_A$  (hình 1) [1]. Ngay trước thời điểm các hạt bị cuốn đi, tồn tại áp qua lớp hạt không ổn định, luôn trôi lên và sụt xuống không ổn định (fluctuation) [5].



Hình 1-Tính chất lớp hạt sôi theo độ lớn của vận tốc dòng khí đi qua lớp hạt



Hình 2- Các dạng lớp hạt sôi khi có sự thay đổi vận tốc dòng khí thổi qua lớp hạt

## 2.2 Các thông số cơ bản của thủy động lớp hạt sôi

### Vận tốc và áp suất dòng khí hóa sôi

Lớp hạt vật liệu rời sôi (hóa lỏng) được nhờ một dòng tác nhân khí có độ lớn khác nhau thổi xuyên qua. Khi dòng khí tăng lên ở mức tối thiểu, khối hạt giãn ra hình thành lớp sôi tối thiểu. Vận tốc dòng khí này được gọi là "vận tốc hóa sôi tối thiểu"  $v_{th}$  được xác định qua công thức đơn giản (1):

$$v_{th} = \frac{V_{th}}{A}, \quad (1) \quad v = \frac{V}{A}, \quad (2)$$

trong đó:

$v_{th}$  - lưu lượng dòng khí tại lớp sôi hóa lỏng tối thiểu,  $m^3/s$ ;

$A$  - diện tích của mặt cắt ngang buồng chứa lớp hạt sôi,  $m^2$ .

$V$  - vận tốc khí tại ở các điều kiện khác;

$V$  - lưu lượng dòng khí tại lớp sôi ở trạng thái sôi bất kỳ,  $m^3/s$ .

Trong điều kiện bất kỳ khác, vận tốc khí qua lớp hạt hay còn gọi là vận tốc bề mặt lớp hạt (superficial velocity) được xác định bởi công thức số (2)

Thực tế cho thấy vận tốc dòng khí đi xuyên qua những khe hở giữa các hạt phải lớn hơn vận tốc tính toán [2] bởi vì các hạt là thành phần cản của diện tích của mặt cắt ngang buồng chứa hạt và rất khó xác định chính xác vùng không bị nghẽn tắc và sự biến đổi của nó thì rộng khắp cả lớp hạt, do vậy xác định vận tốc theo công thức (1) và (2) là cách xác định đơn giản nhất.

Theo [2], đối với hạt có kích thước  $d_h \leq 0,1mm$ , với điều kiện dòng khí ở trạng thái có chuẩn số Reynol  $Re_c \leq 10$  ta sử dụng công thức Kozeny - Carman (3) ứng dụng cho dòng khí có tính đến độ nhớt.

$$v_{th} = \frac{(\rho_h - \rho_k)gd_h^2\varepsilon^3}{150\mu(1-\varepsilon)} \quad (3)$$

trong đó:

$\rho_h$  - khối lượng riêng của hạt,  $kg/m^3$ ;  $\rho_k$  - khối lượng riêng của khí,  $kg/m^3$ ;  $g$  - gia tốc trọng trường.

$d_h$  - đường kính hạt vật liệu,  $m$ ;  $\mu$  - độ nhớt động học;  $\varepsilon$  - độ xốp của hạt (phụ thuộc theo loại hạt, hình dạng và kích thước hạt. Theo McCabe, Smith và Harriott [2] đối với hạt hình cầu  $\varepsilon = 0,4 - 0,45$  và với hạt có kích thước lớn hơn thì độ xốp có thể lấy giá trị lớn hơn một chút.

Trường hợp đối với hạt loại D [3], đường kính hạt  $d_h > 1mm$ , chịu ảnh hưởng của lực quán tính, do vậy vận tốc khí hóa sôi lớp hạt phải được tính từ phương trình Ergun[3]. Đối với hạt có hình dạng là hạt cầu được tính theo phương trình (4)

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{150\mu(1-\varepsilon)^2v_{th}}{\varepsilon^3d_h^2} + \frac{175(1-\varepsilon)\rho_kv_{th}^2}{\varepsilon^3d_h} \quad (4)$$

Đối với trường hợp hạt vật liệu rời không phải là hình cầu

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_f v_H}{(\varphi d_m)^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_k v_H^2}{\varphi d_m}, \quad (5)$$

$\Delta P$  - trở lực qua lớp hạt;  
 $\rho_h$  - khối lượng riêng của hạt, kg/m<sup>3</sup>;  
 $\rho_k$  - khối lượng riêng của khí, kg/m<sup>3</sup>;  
 $g$  gia tốc trọng trường  
 $d_m$  - đường kính trung bình của hạt vật liệu, m;  
 $H$  - chiều dày lớp hạt sôi, m;  
 $\varphi$  - cấu trúc của hạt vật liệu.

Phương trình (4) và (5) cho thấy tổn áp của dòng khí qua lớp hạt sôi phụ thuộc vào kích thước hạt, chiều cao lớp hạt sôi, độ nhớt động học và khối lượng riêng của khí hóa sôi. Về mặt lý thuyết để hạt có thể hóa sôi thì trọng lượng thực của lớp hạt phải cân bằng với lực tác động hướng lên lớp hạt và có giá trị bằng trở lực qua lớp hạt  $\Delta P$  (pressure drop across the bed) nhân với diện tích mặt cắt ngang của buồng chứa hạt ( $\Delta P \cdot A$ ). Với lớp hạt sôi có chiều dày lớp là  $H$ , độ xốp khối hạt trạng thái tĩnh  $\varepsilon$ , khi đó thể tích khối hạt có giá trị là  $(1-\varepsilon)A \cdot H$  và trọng lượng thực của khối hạt sẽ có giá trị là  $(1-\varepsilon)(\rho_h - \rho_k)A \cdot H \cdot g$ .

Cân bằng hai thành phần trọng lực thực của khối hạt và lực hướng lên tác động lên khối hạt của dòng khí ta có phương trình.

$$\Delta P = (1-\varepsilon)(\rho_h - \rho_k) H \cdot g \quad (6)$$

Từ các phương trình (4), (5) và (6) cho phép xác định được vận tốc tối thiểu  $v_H$  đi qua lớp hạt sôi tối thiểu có hình dạng bất kỳ qua phương trình;

$$g(\rho_h - \rho_k) = 150 \frac{(1-\varepsilon_H)}{\varepsilon_H^3} \frac{\mu_f v_H}{(\varphi d_m)^2} + 1,75 \frac{\rho_k v_H^2}{\varepsilon_H^3 \varphi d_m} \quad (7)$$

Theo [3] tổn áp qua lớp hạt sôi được tính

$$\Delta P = m(\rho_h S_h)(\rho_h - \rho_k) g \quad (8)$$

trong đó:

$m$  - khối lượng của khối hạt

$S_h$  - diện tích bề mặt

Hay theo [1] tổn thất áp suất khi dòng khí đi ngang một lớp hạt sôi được xác định bởi phương trình

$$\Delta p = \frac{m}{\rho_h A} (\rho_h - \rho_k) g, \quad (9)$$

trong đó:  $m$  là khối lượng của hạt;  $A$  là diện tích mặt cắt ngang chứa lớp hạt sôi;  $g$  là gia tốc trọng trường.

Ngoài ra theo [4], tổn áp qua lớp hạt sôi có thể được tính theo công thức.

$$\Delta P = g \left( 1 - \frac{\rho_k}{\rho_h} \right) h \cdot \rho_h \quad (10)$$

trong đó:

$\rho_k$  - khối lượng riêng của dòng khí, kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_h$  - khối lượng riêng của hạt, kg/m<sup>3</sup>.

$h$  - chiều cao của khối hạt trên ghi, m.

Theo McCabe, Smith và Harriott [2], vận tốc khí bề mặt sôi tối thiểu được tính theo (7) trên cơ sở tính độ xốp lớp hạt theo thực nghiệm  $\varepsilon_H = 0,5$ .

Ngoài ra Lewis Orchard [3] còn đưa ra công thức xác định vận tốc bề mặt tối thiểu của dòng khí tạo ra lớp hạt sôi tối thiểu trong công thức.

$$v_H \approx \frac{g(\rho_h - \rho_k)}{150\mu} \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} \varphi^2 d_h^2 \quad (11)$$

### Vận tốc sôi tạo bọt khí

Khi tăng vận tốc bề mặt dòng khí (superficial velocity) lớn hơn vận tốc hóa sôi tối thiểu  $v_H$  sẽ hình thành các bọt khí và chúng dâng lên qua lớp hạt. Đầu tiên là hình thành các bọt khí nhỏ tại ghi phân phối khí. Các bọt khí nhỏ có khuynh hướng kết tụ lại với nhau, lớn dần lên và nổi lên qua lớp hạt. Các bọt khí hình thành có khuynh hướng chiếm chỗ trong lớp hạt làm lớp hạt giãn nở. Theo [1] chế độ sôi sủi bọt khí, trong phạm vi khối hạt sôi không tồn tại gradient nhiệt độ, hình thành đẳng nhiệt trong lớp hạt sôi bọt. Nếu ta gọi  $f_b$  là phần thể tích bị chiếm chỗ sinh ra từ vận tốc trung bình của các bọt khí. Thiết lập phương trình cân bằng thể tích đối với dòng khí qua lớp hạt:

$$v = f_b v_b + (1-f_b)v_H \quad (12)$$

Trong vé phải của phương trình (9), thành phần thứ nhất ( $f_b v_b$ ) chỉ ra lưu lượng khí trên một đơn vị diện tích của dòng khí qua pha bọt và thành phần thứ 2  $(1-f_b)v_H$  chỉ lưu lượng khí trên đơn vị diện tích qua pha sôi ( hóa lỏng). Lúc này ta thiết lập một phương trình cân bằng thể tích đối với pha hạt vật liệu:

$$H_H = H(1 - f_b) \quad (13)$$

Do có sự tham gia của phần thể tích các bọt khí  $f_b$ , ta thiết lập được phương trình.

$$\frac{H}{H_H} = \frac{v_b - v_H}{v_b - v} \quad (14)$$

trong đó:  $v_b$ - vận tốc bọt khí;  $v$ - vận tốc bề mặt của khí hóa sôi;  $v_H$  vận tốc khí hóa sôi tối thiểu;  $H_H$ - chiều cao lớp hạt sôi ở chế độ sôi tối thiểu;  $H$  - chiều cao lớp hạt giãn nở.

Theo [5] thiết lập được công thức thực nghiệm xác định vận tốc bột khí:

$$v_b = 0,71\sqrt{g.D_b} \text{ m/s}, \quad (15)$$

Với  $D_b$  - đường kính bột khí được lấy bằng giá trị đường kính một hạt cầu có cùng thể tích bột khí.

Mặt khác Davidson và Harrition [1] tiến hành thực nghiệm và cho ra công thức

$$v_b = 0,35\sqrt{g.D_c} \quad (15)'$$

Với  $D_c$  là đường kính của ghi chứa lớp hạt sôi ( nếu buồng sấy có dạng hình tròn, sấy lớp sôi mẻ)

**Vận tốc tới hạn của lớp hạt sôi**

Khi vận tốc dòng khí qua lớp hạt tăng thêm và lớn hơn vận tốc sôi bột và đạt giá trị đủ lớn để nâng một hạt vật liệu rời đưa nó ra ngoài lớp sôi, vận tốc khí lúc này được gọi là vận tốc tới hạn  $v_{th}$  có giá trị cao nhất. Khi sấy vật liệu rời trong lớp sôi, kỹ thuật sấy phải bảo đảm điều chỉnh vận tốc khí hóa sôi  $v_k$  luôn nhỏ hơn vận tốc  $v_{th}$   $v_k < v_{th}$ . Hình 1 mô tả tính chất thủy động của lớp hạt sôi theo vận tốc dòng khí, vận tốc tại điểm C được gọi là vận tốc tới hạn. Vận tốc tới hạn  $v_{th}$  đối với hạt bất kỳ được tính thông qua chuẩn số Re tính theo đường kính hạt  $d_h$  có hình dạng bất kỳ với hệ số cầu tính  $\phi$ .

$$R_e = \frac{\rho.v.d_h.\phi}{\mu} \quad (16)$$

Theo [5], khi chế độ dòng khí lưu chuyển trong lớp hạt ở chế độ chảy tầng (laminar)  $Re < 1$

$$v_{th} = \frac{g(\rho_h - \rho_k)}{18\mu} \frac{\phi}{1-\epsilon} d_h^2 \quad (17)$$

Với dòng khí qua lớp hạt ở chế độ quá độ (Transition between laminar and turbulent)  $1 < Re < 500$ :

$$v_{th} = \left[ \frac{4(\rho_h - \rho_k)g}{3\rho_k C_D} \phi d_h \right]^{1/2} \quad (18)$$

với  $C_D = \frac{18}{R_e^{3/5}}$  (hệ số trở lực).

Với chế độ dòng khí chảy rối (turbulent)  $500 < Re < 200.000$ :

$$v_{th} = \left[ \frac{3(\rho_h - \rho_k)g}{\rho_k} \phi d_h \right]^{1/2} \quad (19)$$

**3. KẾT QUẢ**

Xuất phát từ vấn đề thực tiễn về yêu cầu chất lượng muối tinh sấy trong các dây chuyền

sản xuất muối tinh liên tục, chúng tôi tiến hành nghiên cứu, tính toán thiết kế máy sấy hạt muối tinh trong lớp hạt sôi với năng suất 3 tấn giờ[6]. Vấn đề tính toán thủy động cho lớp hạt sôi là việc làm đầu tiên cần thiết để xác định tiếp các thông số sấy khác kế tiếp như: các kích thước cơ bản của buồng sấy, buồng làm mát hạt, các thông số của quạt ly tâm cấp tác nhân sấy, dạng ghi phân phối khí, kích thước lỗ phân phối khí. Theo [8] hạt muối tinh vào máy sấy có đường kính trung bình  $d_h = 956\mu\text{m}$ , khối lượng riêng thể tích trạng thái tinh ở độ ẩm 5% có giá trị  $\rho_v = 886 \text{ kg/m}^3$ , khối lượng riêng của hạt  $\rho_h = 2.160 \text{ kg/m}^3$  hệ số cầu tính hạt muối tinh  $\phi = 0,84$  [2], tác nhân sấy được gia nhiệt từ khí trời có nhiệt độ trung bình  $28^\circ\text{C}$ , độ ẩm tương đối của không khí  $R_h 80\%$ , nhiệt độ tác nhân sấy  $t=160^\circ\text{C}$ , khối lượng riêng không khí là  $1,25\text{kg/m}^3$  và độ nhớt động lực  $\mu = 2,45.10^{-5} \text{ kg/m.s}$ , chiều dày lớp hạt sấy trên ghi phân phối ổn định  $H = 0,2 \text{ m}$ .

Tính toán và xác định các thông số thủy động học của lớp hạt ở các trạng thái tinh, trạng thái sôi tối thiểu, trạng thái sôi và trạng thái tới hạn như sau:

Độ xốp của lớp hạt muối tinh trạng thái tinh được tính theo [1]

$$\epsilon_t = \left( 1 - \frac{\rho_v}{\rho_h} \right) \quad (20)$$

$$\epsilon_t = \left( 1 - \frac{886}{2160} \right) = 0,589$$

Theo [8] khi lớp hạt hóa sôi hoàn toàn độ xốp khối hạt được tính theo công thức

$$\epsilon_s = \left( \frac{18R_e + 0,36R_e^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (21)$$

Với chuẩn số Ar được tính theo [1], đối với hạt vật liệu có hình dạng bất kỳ

$$Ar = \frac{\rho_k(\rho_h - \rho_k)g(\phi d_h)^3}{\mu^2} \quad (22) \text{ vậy}$$

$$Ar = \frac{9,81 \times (0,84(956 \times 10^{-6}))^3 \times 1,25 \times (2160 - 1,25)}{(2,45 \times 10^{-5})^2} = 22835,53$$

Mặt khác bằng các phép biến đổi từ phương trình Ergun đối với hạt bất kỳ có hệ số cầu tính  $\phi$ , ta lập được phương trình quan hệ giữa chuẩn số Ar với Re cùng với độ xốp lớp hạt trạng thái sôi tối thiểu [1].

$$Ar = 150 \frac{(1-\epsilon_t)}{\phi^2 \epsilon_t^3} Re_{tt} + \frac{1,75}{\phi \epsilon_{tt}^3} Re_{tt}^2 \quad (23)$$

Thay các giá trị  $\epsilon_{tt} = 0,589$ , hệ số cầu tính hạt muối [9]  $\varphi = 0,84$  vào phương trình (23) và phương trình (22) trở thành phương trình bậc 2.

$$10,2Re_{mf}^2 + 427,6Re_{mf} - 22835,53 = 0$$

Giải phương trình trên ta được nghiệm duy nhất  $Re_{tt} = 30,8$  (loại bỏ giá trị  $Re_{tt} = -72,7$ ) do trong định nghĩa số Re chỉ lấy giá trị dương. Từ phương trình (16) theo  $Re_{tt}$  ta xác định vận tốc khí tối thiểu qua lớp hạt sôi tối thiểu

$$v_{tt} = \frac{30,8 \times (2,45 \times 10^{-5})}{1,25 \times (956 \times 10^{-6}) \cdot 0,84} = 0,75 \text{ m s}^{-1}$$

Nhằm có cơ sở xác định kích thước buồng phân ly hợp lý của máy sấy tầng sôi ta xác định vận tốc tới hạn lý thuyết. Từ kết quả tính chuẩn số  $Re_{tt}$  trạng thái sôi tối thiểu  $Re_{tt} = 30,8$  dòng khí qua lớp hạt ở chế độ quá độ (Transition between laminar and turbulent)  $1 < Re < 500$

Vậy theo công thức (17) ta xác định vận tốc tới hạn  $v_{th}$

trong đó hệ số trở lực  $C_D$  có giá trị

$$C_D = \frac{18}{Re^{1,5}} = \frac{18}{(30,8)^{1,5}} = 2,3$$

Vậy vận tốc tới hạn trạng thái C (biểu đồ hình 1) khi sấy muối tinh

$$v_{th} = \left[ \frac{4(\rho_p - \rho)g}{3\rho C_D} \right]^{1/2} \left[ \frac{42160 - 1,259,81}{3 \times 1,25 \times 2,3} (0,84 \times 956 \cdot 10^{-6}) \right]^{1/2} = 2,8 \text{ m/s}$$

Thực tế trong quá trình sấy, nhằm bảo đảm về mặt năng suất sấy, chất lượng sấy, người vận hành máy sấy phải điều chỉnh các cửa cấp tác nhân vào buồng sấy ở giá trị vận tốc khí hợp lý nằm trong phạm vi từ A - C (hình 1) tức là  $v_{tt} < v_s < v_{th}$ .

Theo [7] vận tốc khí bề mặt làm khối hạt hóa sôi hợp lý nằm trong phạm vi  $v_s = (2 \div 3)v_{tt}$ .

Có thể tìm thấy giá trị vận tốc hóa sôi hợp lý  $v_s = 1,88 \text{ m/s}$  và độ xốp của hạt muối tinh lúc này được tính theo phương trình (20).

Xác định lại chuẩn số  $Re$  theo phương trình (16) ở trạng thái sôi hợp lý  $Re_s$  trong điều kiện vận tốc hóa sôi  $v_s = 1,88 \text{ m/s}$  thì  $Re_s = 77$  vậy

$$\epsilon_s = \left( \frac{18Re_s + 0,36Re_s^2}{Ar} \right)^{0,21} = \left( \frac{18 \times 77 + 0,36 \times 77^2}{22835,53} \right)^{0,21} = 0,6753$$

Nếu cũng sử dụng công thức (20) và đưa giá trị  $v_{th}$  vào, ta xác định giá trị vận tốc khí tại C (hình 1);  $\epsilon_{th} = 0,775$ . Độ xốp của hạt  $\epsilon = 1$  khi

lớp hạt sôi chuyển sang chế độ vận chuyển khí nén (Pneumatic transportation)

Tổn áp qua lớp hạt tĩnh, tổn áp qua lớp hạt sôi cũng là một trong các nội dung cần xác định khi tính toán thiết kế máy. Trở lực qua lớp hạt tĩnh tại vị trí A (hình 1), cụ thể khi tính toán cho máy sấy muối tinh năng suất 3 tấn/giờ [6] có các thông số đầu vào như đã trình bày ở trên, với chiều cao lớp hạt tĩnh duy trì trên ghi phân phối khí  $H_0 = 200 \text{ mm}$  theo phương trình Egun

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{150\mu(1-\epsilon)^2 v_{tt}}{\epsilon^3 (\rho d_h)^2} + \frac{1,75(1-\epsilon)\rho v_{tt}^2}{\epsilon^3 \rho d_h}$$

$$\Delta P = 0,2 \left[ \frac{150 \times 2,45 \cdot 10^{-5} (1 - 0,589)^2 \cdot 1,07}{0,589^3 \times (0,84 \times 956 \cdot 10^{-6})^2} + \frac{1,75(1 - 0,589) \cdot 1,25 \times 1,07^2}{0,589^3 \times 0,84 \times (956 \cdot 10^{-6})} \right] = 2268,6 \text{ N/m}^2$$

### TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] Howard.J.R. Fluidized bed Technology, principles and application, Publisher Taylor & Francis Group Date, 1989
- [2] R.Shankar Subramanian. Flow through packed bed and fluidized bed, unit operation of chemical engineering McGraw Hill, Newyork.
- [3] Abraham.A.R and Gedart 1980. Behaviour of gas fluidized bed of fine powders part 1. Homogeneous expansion powder Techno
- [4] Dilip M.Parikh, Niro Inc. Airflow in Batch Fluid-Bed Processing,GEA Process Engineering Inc, 2005
- [5] W.L.McCabe,J.C Smith và P.Harriott(1985). Unit operation of chemical engineering. McGraw Hill, Newyork.
- [6] Nguyễn Hay - Bùi Trung Thành. Thuyết minh đề tài cấp nhà nước "Nghiên cứu thiết kế và chế tạo máy ly tâm và máy sấy muối tinh liên tục trang bị cho dây chuyền sản xuất muối tinh năng suất 3 tấn/giờ", 1/2006.
- [7] Trần Văn Phú. Kỹ thuật sấy, Nhà xuất bản giáo dục, 2008
- [8] Nguyễn Văn Lụa. Quá trình và thiết bị công nghệ hóa học, tập 7 kỹ thuật sấy, nhà xuất bản Đại học Quốc gia TP Hồ Chí Minh, 2006
- [9] Xác định thông số hình học của hạt muối tinh ứng dụng sấy lớp sôi. Tạp chí Khoa học Công nghệ nhiệt Việt Nam số tháng 3,2009
- [10] Bùi Trung Thành. Sấy muối tinh bằng lớp hạt sôi liên tục, Tạp chí Khoa học Công nghệ nhiệt Việt Nam số tháng 7.2009

Phản biện: GS. TSKH. Trần Văn Phú

**Thi viết về:****GUƠNG SÁNG TRONG NGÀNH CÔNG THƯƠNG**

Phối hợp với Tạp chí Công nghiệp trong việc thi viết về "**GUƠNG SÁNG TRONG NGÀNH CÔNG THƯƠNG**" KH&CNN Nhiệt đề nghị bạn đọc và cộng tác viên tham gia viết bài theo nội dung sau đây và gửi cho Tạp chí Công nghiệp.

**I. NỘI DUNG CHÍNH CỦA CUỘC THI**

1, **Đối tượng dự thi:** Tất cả công dân Việt Nam trong và ngoài nước, không phân biệt trong và ngoài ngành Công Thương.

2, **Chủ đề:** Những gương tốt là cá nhân, tập thể đã và đang làm việc trong ngành Công Thương đạt thành tích trong lao động sản xuất, học tập, công tác.

3, **Thể loại báo chí:** Bình luận nhân vật, sự kiện, ghi chép, phỏng vấn, tường thuật, ký, phóng sự, tin nhanh.

Bài viết: Không quá 2.000 từ (có ít nhất 2 ảnh minh họa trực tiếp nội dung).

Phóng sự ảnh: Không quá 10 ảnh, cỡ 9 cm x 12 cm (có chú thích ảnh).

- Không xét Giải thưởng những tác phẩm có tính chất hư cấu.

4, **Thời gian và thể lệ gửi bài:**

- Thời gian gửi bài từ 01/5/2009 ÷ 30/4/2010 (theo dấu bưu điện).

Một người có thể gửi dự thi một hoặc nhiều bài.  
Bài viết sử dụng phông chữ Unicode, ghi rõ bút danh, họ và tên tác giả, điện thoại, thư điện tử.

Đầu bài ghi "**Bài dự thi viết về tấm gương sáng trong ngành Công Thương**"

- Địa chỉ gửi bài: Ban Biên tập Tạp chí Công nghiệp, Tầng 2, Nhà 91 phố Đinh Tiên Hoàng, quận Hoàn Kiếm, TP Hà Nội. ĐT: 04 22218230; Fax: 04 22218237. Email: [tccongnghep@yahoo.com.vn](mailto:tccongnghep@yahoo.com.vn)

5, **Đăng bài:** Bài gửi dự thi sẽ được lựa chọn để đăng trên 3 số Tạp chí Công nghiệp hàng tháng, trên trang điện tử hàng ngày của Tạp chí Công nghiệp <http://www.tapchicongnghep.vn> [irv.moit.gov.vn](http://irv.moit.gov.vn)

6, **Công bố và trao giải cuộc thi:** Trung tuần tháng 5 năm 2010.

**II. CƠ CẤU GIẢI THƯỞNG**

1, **Giải thưởng giành cho cá nhân:**

01 Giải Nhất:	6.000.000đ
05 Giải Nhì, mỗi giải:	4.000.000đ
10 Giải Ba, mỗi giải:	2.000.000đ
30 Giải Khuyến khích mỗi giải:	1.000.000đ

2, **Giải thưởng giành cho tập thể (đạt một trong hai tiêu chí):** Tập thể có nhiều tác giả được giải cá nhân, hoặc có nhiều người tham gia được đăng bài.

01 Giải Nhất:	5.000.000đ
02 Giải Nhì, mỗi giải:	4.000.000đ
03 Giải Ba, mỗi giải:	3.000.000đ

**Trong số này**

1. PV	Hiện trạng hệ thống Năng lượng và dự báo nhu cầu Năng lượng Việt Nam đến năm 2030	1
2. TRƯƠNG DUY NGHĨA	Một số ý kiến về việc lựa chọn kiểu lò hơi và phương pháp đốt khi sử dụng than cám antraxit có chất lượng không cao	3
3. PHẠM VĂN TÚY	Dán nhãn tiết kiệm năng lượng cho tủ lạnh và máy điều hoà dân dụng: Còn những việc cần làm để hoàn chỉnh hơn	7
4. NGUYỄN NGỌC HẢI NGUYỄN XUÂN QUANG	Nghiên cứu thiết kế chế tạo mẫu lò hơi tận dụng khí xả động cơ diesel tàu thủy DHL-0,2	10
5. BÙI TRUNG THÀNH	Xác định một số thông số thủy động lực học trong sấy hạt muối tinh bằng lớp sôi	13
6. NGUYỄN THANH QUANG	Mô hình toán quá trình nhiệt phân nhiên liệu rắn trong lớp sôi	18
7. NGUYỄN TIẾN QUANG ĐẶNG QUỐC PHÚ NGUYỄN ĐỨC QUANG	Mô hình toán học của quá trình truyền nhiệt - truyền chất trong thiết bị sấy phun	20
8. NGUYỄN MẠNH HÙNG	Khả năng tiết kiệm năng lượng của máy điều hoà biến tần và khả năng ứng dụng bơm nhiệt biến tần vào buồng sấy theo mẻ	25