

# Tính toán trao đổi nhiệt từ các hạt đến bề mặt trao đổi nhiệt trong công đoạn làm nguội của sấy đường tinh luyện bằng phương pháp tầng sôi xung khí

Phạm Quang Phú<sup>1</sup>, Bùi Trung Thành<sup>1\*</sup>, Lê Anh Đức<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Khoa Công nghệ Nhiệt lạnh, Trường Đại học Công nghiệp TP Hồ Chí Minh, 12 Nguyễn Văn Bao, phường Hạnh Thông, TP Hồ Chí Minh, Việt Nam

<sup>2</sup>Khoa Cơ khí Công nghệ, Trường Đại học Nông Lâm TP Hồ Chí Minh, khu phố 33, phường Linh Trung, TP Hồ Chí Minh, Việt Nam

Ngày nhận bài 4/5/2024; ngày chuyển phân biện 6/5/2024; ngày nhận phân biện 16/5/2024; ngày chấp nhận đăng 20/5/2024

## Tóm tắt:

Trong quy trình sấy khô vật liệu, sau khi vật liệu sấy đạt đến độ ẩm mong muốn, bước tiếp theo là phải làm mát vật liệu về nhiệt độ môi trường bảo quản. Trong thực tế, có nhiều giải pháp làm mát vật liệu, nhưng phương pháp sử dụng ống trao đổi nhiệt có chứa môi chất làm mát được coi là một giải pháp hiệu quả. Bài báo trình bày tính toán truyền nhiệt từ lớp hạt đường tinh luyện (RS) trạng thái hóa sôi tối thiểu đến bề mặt trao đổi nhiệt. Nghiên cứu đã làm sáng tỏ mối quan hệ giữa hệ số trao đổi nhiệt đối lưu của hạt sấy nóng với bề mặt trao đổi nhiệt cũng như mối tương quan của nó với kích thước hạt. Cụ thể, đối với hạt đường RS có kích thước  $\leq 0,8$  mm thì hệ số trao đổi nhiệt đối lưu được xác định là  $251,17 \text{ W}/(\text{m}^2.\text{K})$ . Ngược lại, đối với các hạt có kích thước khoảng 1,0 mm thì hệ số trao đổi nhiệt đối lưu được xác định là  $172,66 \text{ W}/(\text{m}^2.\text{K})$ . Kết quả nghiên cứu cho thấy, hệ số trao đổi nhiệt đối lưu phụ thuộc vào kích thước hạt. Các hạt nhỏ hơn có hệ số trao đổi nhiệt đối lưu lớn hơn. Cụ thể với hạt đường RS, kích thước các hạt nhỏ hơn 20% so với mẫu chuẩn thì hệ số trao đổi nhiệt đối lưu cao hơn 45%.

**Từ khóa:** đường kính hạt, hệ số trao đổi nhiệt đối lưu, tầng sôi xung khí, truyền nhiệt.

**Chỉ số phân loại:** 1.3, 2.5, 2.10

## Calculation on heat transfer from the particles to the heat exchange surface during the cooling stage of refined standard sugar drying using the pulsed fluidised bed

Quang Phu Pham<sup>1</sup>, Trung Thanh Bui<sup>1\*</sup>, Anh Duc Le<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Faculty of Heat and Refrigeration Engineering, Industrial University of Ho Chi Minh City, 12 Nguyen Van Bao Street, Hanh Thong Ward, Ho Chi Minh City, Vietnam

<sup>2</sup>Faculty of Engineering and Technology, Nong Lam University Ho Chi Minh City, Quarter 33, Linh Trung Ward, Ho Chi Minh City, Vietnam

Received 4 May 2024; revised 16 May 2024; accepted 20 May 2024

## Abstract:

During material drying, after the material has been dried to the desired moisture content, the next step in the drying process is to cool the dried materials to the storage temperature. In practice, there are many solutions for cooling the material, but the method of using a heat exchange tube containing a cooling medium is considered an effective solution. The article presents the calculation of heat transfer from the refined standard (RS) sugar granule layers in the minimum pulsed fluidised state to the heat exchange surface. The study has clarified the relationship between the convection heat transfer coefficient of the hot-dried granules and the heat exchange surface, as well as its correlation with the particle size. Specifically, for RS sugar granules with a size equal to or less than 0.8 mm, the convection heat transfer coefficient is determined to be  $251.17 \text{ W}/(\text{m}^2.\text{K})$ . Conversely, for particles with a size of about 1.0 mm, the heat transfer coefficient is determined to be  $172.66 \text{ W}/(\text{m}^2.\text{K})$ . The study results showed that the convective heat transfer coefficient depends on the particle size. Smaller particles have larger convective heat transfer coefficients. Specifically, with RS sugar particles, the particle diameter is 20% smaller but the convective heat transfer coefficient is 45% higher.

**Keywords:** convective heat transfer coefficient, heat transfer, particle diameter, pulsed fluidised bed.

**Classification numbers:** 1.3, 2.5, 2.10

\*Tác giả liên hệ: Email: buitrungthanh@iuh.edu.vn

## 1. Đặt vấn đề

Phương pháp làm mát sản phẩm đối với sấy tầng sôi sau quá trình sấy, hiệu quả và tiết kiệm diện tích lắp đặt là sử dụng các bề mặt truyền nhiệt (BMTN) đặt bên trong buồng sấy. Quá trình truyền nhiệt diễn ra trong vùng hòa trộn giữa hạt đã được sấy và không khí làm mát thổi vào và bề mặt truyền nhiệt có nhiệt độ thấp [1]. Nghiên cứu của J.C. Chen (2003) [1] đã đưa ra một phương trình xác định hệ số trao đổi nhiệt giữa các hạt và BMTN theo công thức sau:

$$\alpha_{bs} = \frac{q}{a_s (T_b - T_s)} \quad (1)$$

trong đó:  $\alpha_{bs}$  là hệ số trao đổi nhiệt giữa các hạt và BMTN, W/(m<sup>2</sup>.K); q là dòng nhiệt, W;  $a_s$  là diện tích bề mặt tiếp xúc, m<sup>2</sup>;  $T_s$  là nhiệt độ của bề mặt truyền nhiệt, K;  $T_b$  là nhiệt độ của lớp hạt, K. Trong phương trình này, giả thiết rằng không có sự chênh lệch nhiệt độ đáng kể giữa không khí và các hạt vật liệu.

Vấn đề truyền nhiệt từ lớp hạt sang BMTN cũng đã nhận được sự chú ý đáng kể từ các nhà nghiên cứu khác. Theo J.S.M. Botterill (1975) [2] và S.N. Oka và cs (2004) [3], các khía cạnh chính của hệ số trao đổi nhiệt (HSTN) giữa các hạt rắn và BMTN đã được làm sáng tỏ: HSTN ( $\alpha_{bs}$ ) lớn hơn nhiều lần so với hệ số trao đổi nhiệt đối lưu giữa pha hạt và pha khí. HSTN tăng tuyến tính với vận tốc khí làm giảm lỏng các hạt và đạt giá trị cực đại ở vận tốc khí cao nhất trong lớp hạt. Hơn nữa, độ lớn của HSTN này bị ảnh hưởng bởi kích thước của các hạt, giá trị này giảm khi kích thước hạt tăng.

Theo J.R. Howard (1989) [4], có sự truyền nhiệt nhanh chóng xảy ra giữa lớp hạt khô nóng và không khí làm mát, dẫn đến giảm nhiệt độ của các hạt vật liệu. Điều này dẫn đến các hạt được làm nguội đi một cách nhanh chóng. Công suất truyền nhiệt từ các hạt vật liệu nóng đến thiết bị trao đổi nhiệt làm mát phụ thuộc vào diện tích BMTN cần thiết.

Nghiên cứu này nhằm mục đích làm sáng tỏ sự truyền nhiệt giữa lớp hạt đường RS tầng sôi xung khí với BMTN, ứng dụng trong làm mát và ngay cả trong sấy đường.

## 2. Vật liệu và phương pháp nghiên cứu

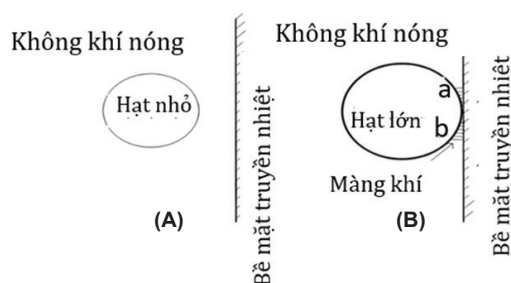
Hệ số trao đổi nhiệt giữa các hạt rắn giảm lỏng và BMTN tiếp xúc với các hạt ( $\alpha_{bs}$ ) gồm 3 thành phần cơ bản [4]: (i) Sự trao đổi nhiệt xảy ra khi các hạt vật liệu gặp BMTN (các hạt tiếp xúc ở đây và ngay lập tức được thay thế bằng các hạt mới). Thành phần trao đổi nhiệt này được gọi là “hệ số trao đổi nhiệt đối lưu pha hạt” ( $\alpha_{pc}$ ); (ii) Trao đổi nhiệt diễn ra giữa không khí nóng và bề mặt nhận nhiệt tương ứng, được gọi là “hệ số trao đổi nhiệt đối lưu pha khí” ( $\alpha_{gc}$ ); (iii) Trao đổi nhiệt bức xạ với hệ số trao đổi nhiệt bức xạ tương ứng ( $\alpha_{rad}$ ). Do đó, hệ số trao đổi nhiệt từ các hạt sấy đến BMTN ( $\alpha_{bs}$ ) được biểu thị theo công thức:

$$\alpha_{bs} = \alpha_{pc} + \alpha_{gc} + \alpha_{rad} \quad (2)$$

Mối quan hệ giữa hệ số trao đổi nhiệt và các thông số công nghệ phụ thuộc vào loại hạt cụ thể, tính chất nhiệt của khí, chế độ hoạt động của lớp hạt và trạng thái của lớp hạt [1]. Để làm rõ cơ chế truyền nhiệt, từng thành phần này cần được kiểm tra riêng biệt.

### 2.1. Thành phần đối lưu pha hạt

Cơ chế truyền nhiệt đối lưu được mô tả ở hình 1.



**Hình 1. Mô tả một hạt nóng tiếp xúc với bề mặt lạnh. (A)** Các hạt ở xa bề mặt, bỏ qua sự truyền nhiệt; **(B)** Hạt tiếp xúc tại bề mặt, hầu hết nhiệt truyền qua lớp khí mỏng gần đường cong A-B.

Thực hiện xem xét một hạt riêng biệt, ban đầu ở nhiệt độ cao, tiếp xúc nhanh với bề mặt được làm mát trước khi di chuyển ra xa. Quá trình này lặp lại liên tục với các hạt khác. Sự tương tác giữa các hạt rắn và bề mặt xảy ra trong một khoảng cách khi các hạt tiếp xúc. N.A. Decker và cs (1981) [5] đã làm sáng tỏ dòng nhiệt truyền từ lớp hạt sang BMTN, xảy ra thông qua lớp khí ngăn cách hạt với bề mặt. Quá trình truyền nhiệt này ngừng lại ngay khi một hạt di chuyển ra xa cho đến khi một hạt mới tiếp cận bề mặt. Lượng nhiệt nhận được tại BMTN bị ảnh hưởng bởi các yếu tố [4]:

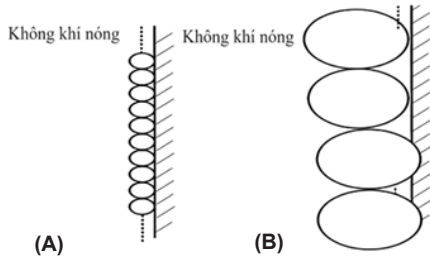
(i) Thời gian tiếp xúc hạt ( $\tau_p$ ) và tần suất tiếp xúc ( $f_p$ ): Thời gian tiếp xúc càng ngắn và tần suất tiếp xúc của các hạt với bề mặt càng cao thì thời gian trung bình để đạt được chênh lệch nhiệt độ  $\Delta T$  giữa các hạt và bề mặt càng lớn.

(ii) Hệ số dẫn nhiệt của pha khí: Khí có hệ số dẫn nhiệt cao hơn cho phép nhiệt truyền nhanh hơn. Hệ số dẫn nhiệt của chất khí thấp hơn chất rắn. Đây cũng là yếu tố hạn chế trong quá trình truyền nhiệt.

(iii) Nhiệt dung riêng của các hạt: Nhiệt dung riêng của các hạt càng lớn thì nhiệt độ của chúng càng giảm trong quá trình tiếp xúc. Do đó, thời gian để đạt được chênh lệch nhiệt độ trung bình đáng kể giữa các hạt và bề mặt dài hơn.

(iv) Kích thước của các hạt và số lượng hạt tiếp xúc trên một đơn vị diện tích bề mặt: Diện tích BMTN tiếp xúc với các hạt càng lớn thì lượng nhiệt nhận được từ bề mặt truyền nhiệt càng lớn. Ngoài ra, nếu các hạt tiếp cận và rời khỏi bề mặt truyền nhiệt theo cụm hoặc dưới dạng các hạt tñnh (hình 2), các hạt nhỏ hơn có mật độ tiếp xúc cao hơn và đường truyền nhiệt qua lớp khí mỏng gần bề mặt sẽ ngắn hơn. Do đó, để tăng cường truyền nhiệt giữa lớp hạt và bề mặt, cần phải có các hạt tñnh với mật độ cao nhất và kích thước hạt nhỏ nhất.

Điều này sẽ dẫn đến thời gian tiếp xúc ngắn nhất và tần suất tiếp xúc cao nhất, kết hợp với chất khí có độ dẫn nhiệt tốt nhất. Hình 2A minh họa các hạt nhỏ với nhiều điểm tiếp xúc, với hầu hết bề mặt hạt tiếp xúc với bề mặt phẳng. Hình 2B cho thấy, các hạt lớn với ít điểm tiếp xúc hơn và ít hạt tiếp xúc với bề mặt phẳng hơn.



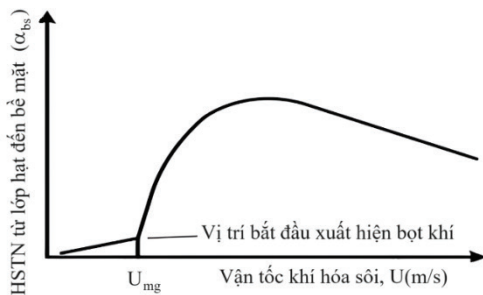
**Hình 2.** Minh họa ảnh hưởng của kích thước hạt đến số điểm tiếp xúc và lớp khí dày xuất hiện giữa các hạt và bề mặt tiếp xúc [4]. (A) Các hạt nhỏ với nhiều điểm tiếp xúc; (B) Các hạt lớn với ít điểm tiếp xúc.

Một số mô hình toán học đã được đề xuất để mô tả quá trình trao đổi nhiệt đối lưu liên quan đến các hạt. Tuy nhiên, nghiên cứu của S.N. Oka và cs (2004) [3] chỉ ra rằng, các mô hình này không hiệu quả do thiếu thông tin về các điều kiện gần bề mặt truyền nhiệt và các thông số chính, chẳng hạn như thời gian lưu riêng của các hạt và tần suất tiếp xúc.

Khi lớp hạt chuyển từ trạng thái tĩnh sang trạng thái sôi bọt thì tỷ lệ  $U/U_{mg} = 1$  ( $U$  là vận tốc khí và  $U_{mg}$  là vận tốc hóa sôi tối thiểu) và hệ số trao đổi nhiệt tăng lên, vì các hạt di chuyển trong lớp khí (các hạt di động hơn). Sự hình thành bong bóng khí thúc đẩy sự hòa trộn các hạt trên khắp lớp hạt và làm cho các hạt di chuyển về phía BMTN.

Khi vận tốc khí tạo ra một lớp hạt sôi, hệ số trao đổi nhiệt tăng và đạt giá trị tối đa ở vận tốc khí  $U/U_{mg}$  trong khoảng 1,5 đến 2 [4].

Sau đó, hệ số truyền nhiệt giảm dần do dòng chảy của bọt khí ngày càng tăng, bao phủ BMTN. Hiệu ứng này là kết quả của việc khí làm cho lớp hạt lỏng ra, chống lại việc giảm thời gian lưu trú của hạt do hiện tượng sôi bọt mạnh.



**Hình 3.** Mối quan hệ giữa hệ số truyền nhiệt từ lớp hạt đến bề mặt truyền nhiệt và vận tốc khí để giải lỏng các hạt nhóm B trong phân loại Geldart [4].

Theo S.S. Zabrotsky và cs (1976) [6], những hiện tượng này liên quan đến sự tham gia của thành phần trao đổi nhiệt đối lưu của pha khí ảnh hưởng đến hệ số trao đổi nhiệt từ lớp hạt sôi bọt đến BMTN. Nói chung, rất khó để tách thành phần khí đối lưu khỏi thành phần hạt đối lưu, nhưng sự tương tác này bị ảnh hưởng bởi các hạt nhóm B (hình 3), hạt nhóm B được mô tả bởi D. Geldart (1972) [7]. Mối tương quan gần đúng của S.S. Zabrotsky và cs (1976) [6] đối với giá trị lớn nhất của hệ số trao đổi nhiệt từ lớp hạt đến bề mặt ( $\alpha_{hsmax}$ ) trong điều kiện hạt nhóm B được thể hiện trong (phương trình 2) cho nhiệt độ lớp hạt dưới  $600^\circ\text{C}$ , tiêu chuẩn Reynolds ở vận tốc hóa sôi tối thiểu là hơn khoảng 12,5 ( $Re_{mg} > 12,5$ ) và tiêu chuẩn Archimedes cũng nhỏ hơn khoảng ( $Ar < 26000$ ). Nghiên cứu của S.S. Zabrotsky và cs (1976) [6] nhận ra  $600^\circ\text{C}$  là nhiệt độ mà trên đó thành phần truyền nhiệt bức xạ bắt đầu trở nên đáng kể.

Theo các thí nghiệm được thực hiện bởi J.S.M. Botterill và cs (1982) [8] trong điều kiện hoạt động hợp lý, giá trị thực tế của hệ số trao đổi nhiệt xấp xỉ 70% giá trị được tính bằng phương trình (3).

$$\alpha_{hsmax} = 35,8 \rho_p^{0,2} \lambda_g^{0,6} d_p^{-0,36} \quad (3)$$

trong đó:  $\alpha$  là hệ số trao đổi nhiệt đối lưu,  $\text{W}/(\text{m}^2.\text{K})$ ;  $\rho_p$  là khối lượng riêng của hạt,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $\lambda_g$  là hệ số dẫn nhiệt của khí,  $\text{W}/(\text{m.K})$ ;  $d_p$  là đường kính của hạt hình cầu,  $\text{m}$ .

Đối với các lớp hạt có tính chất như nhóm D trong phân loại của D. Geldart (1973) [9], với Reynolds,  $Re_{mg}$  vượt quá 12,5 và Archimedes,  $Ar$  lớn hơn 26000. Nghiên cứu của A.O.O. Denloye và cs (1987) [10] đã cung cấp một phương trình để tính giá trị lớn nhất của hệ số trao đổi nhiệt từ lớp hạt sôi tối thiểu đến BMTN ( $\alpha_{pcmax}$ ):

$$\alpha_{pcmax} = 0,843 Ar^{0,15} \lambda_g / d_p \quad (4)$$

Trong (4), yêu cầu đường kính hình cầu của các hạt vật liệu phải lớn hơn 0,8 mm và nhiệt độ của lớp hạt không được vượt quá  $600^\circ\text{C}$ ,  $Re_{mg}$  phải lớn hơn 12,5 và  $Ar$  phải lớn hơn khoảng 26000.

## 2.2. Thành phần đối lưu pha khí

Thành phần truyền nhiệt pha khí đối lưu ( $\alpha_{gc}$ ) đến BMTN trở nên quan trọng khi kích thước trung bình của lớp hạt lớn hơn 0,8 mm. Hơn nữa, nó trở nên quan trọng khi áp suất tĩnh của pha khí tăng lên, dẫn đến trạng thái dòng khí xung quanh các hạt thay đổi từ chảy tầng sang chảy chuyển tiếp hoặc chảy rối. Nghiên cứu của A.O.O. Deloye và cs (1978) [10] đã cung cấp các tương quan thực nghiệm theo phương trình 5.

$$\alpha_{gc} (d_p)^{0,5} = 0,86 \lambda_g Ar^{0,39} \quad (5)$$

Theo nghiên cứu của J.S.M. Botterill và cs (1984) [11], phương trình 5 cần được sử dụng một cách thận trọng vì nó dựa trên kết quả thí nghiệm từ một phạm vi kích thước tương đối hẹp và sự hiện diện của các hạt mịn có xu hướng

hạn chế dòng chảy hỗn loạn trong dòng khí thổi lên. Điều này giúp giải thích những phát hiện của L.P. Golan và cs (1979) [12] trong bối cảnh sử dụng một nhóm các hạt có kích thước lớn khác nhau. Sự thay đổi kích thước hạt có tác động nhỏ đến truyền nhiệt.

### 2.3. Thành phần bức xạ

Theo V.A. Borodulya và cs (1983) [13], truyền nhiệt do bức xạ trở nên đáng kể ở nhiệt độ 600°C. Việc đánh giá hệ số truyền nhiệt bức xạ ( $\alpha_{rad}$ ) có thể đạt được bằng cách kết hợp hai phương trình tỏa nhiệt cơ bản gồm phương trình (6) và (7).

$$q_{cv} = \alpha (t_g - t_p) \tag{6}$$

trong đó:  $q_{cv}$  là mật độ dòng nhiệt đối lưu ( $W/m^2$ ),  $t_g$  là nhiệt độ không khí nóng (°C),  $t_p$  là nhiệt độ hạt (°C).

$$q_{rad} = \epsilon \sigma (T_g^4 - T_s^4) \tag{7}$$

trong đó:  $\epsilon$  là hệ số bức xạ phụ thuộc vào tính chất bức xạ của bề mặt và hình dạng hình học của nó;  $\sigma$  là hằng số Stefan-Boltzmann,  $\sigma = 5,67.10^{-8} W/(m^2.K^4)$ ;  $T_s$  là nhiệt độ bề mặt, °C.

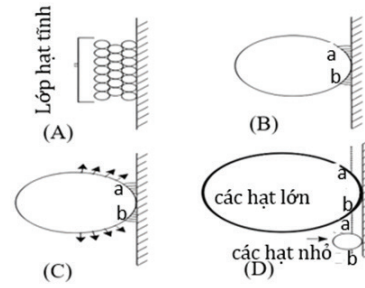
Ngoài ra, theo J.R. Howard (1989) [4] có một công thức để tính hệ số trao đổi nhiệt bức xạ khác:

$$\alpha_{rad} = \frac{\epsilon_m \sigma}{T_b - T_s} (T_b^4 - T_s^4) \tag{8}$$

trong đó:  $\epsilon_m$  là hệ số bức xạ của bề mặt, lấy xấp xỉ 0,6 [4];  $T_s$  là nhiệt độ của BMTN, K.

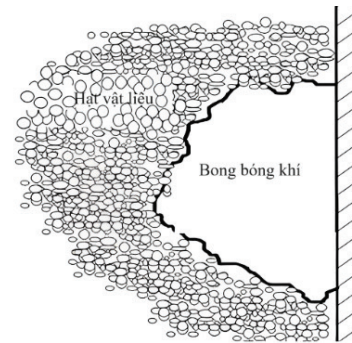
V.A. Borodulya và cs (1983) [13] đã chứng minh rằng, 2 thành phần này không hoàn toàn độc lập, không giống như truyền nhiệt bức xạ, một phần nhiệt bị mất vào trao đổi nhiệt đối lưu của lớp hạt và các hạt lớn hơn bị ảnh hưởng nhiều hơn so với các hạt nhỏ hơn.

Trong trường hợp truyền nhiệt phức tạp (hình 4), mô tả một khối các hạt đứng yên tiếp xúc với bề mặt làm mát. Nếu bề mặt của các hạt này có độ phát xạ bằng 0 (không bức xạ), có nghĩa là không có thành phần truyền nhiệt bức xạ, toàn bộ sự truyền nhiệt được thực hiện thông qua lớp khí giữa điểm (a) và điểm (b) của bề mặt bất kỳ hạt nào tiếp xúc với tấm phẳng (hình 4B). Tuy nhiên, khi bức xạ trên bề mặt của các hạt tăng lên, các hạt này trở nên “nhìn thấy được” trên bề mặt và bắt đầu truyền nhiệt lên vách thông qua truyền nhiệt bức xạ. Do đó, nhiệt độ của các hạt này bắt đầu giảm trong khi nhiệt độ của các hạt trong lớp hạt không thay đổi. Hơn nữa, nếu chúng ta xem xét một hạt tiếp xúc với vách một lần nữa (hình 4C), toàn bộ bề mặt của hạt sẽ bao gồm cả truyền nhiệt bức xạ và dẫn nhiệt qua lớp khí mỏng ngay bên cạnh điểm a và điểm b, dẫn đến nhiệt độ bề mặt thấp hơn và phân bố khác nhau (hình 4B). Do đó, mặc dù tốc độ truyền nhiệt tổng từ các hạt tăng lên, nhưng chỉ một phần nhỏ nhiệt được truyền qua lớp khí mỏng. Tóm lại, vì toàn bộ diện tích bề mặt của các hạt đang bức xạ, các hạt càng lớn thì phần diện tích bề mặt nơi nhiệt được dẫn qua khí trong khu vực điểm a và điểm b càng nhỏ (hình 4D).



Hình 4. Minh họa ảnh hưởng của truyền nhiệt bức xạ giữa hạt và bề mặt truyền nhiệt. (A) Vị trí các hạt nhỏ trạng thái tĩnh; (B) Các hạt lớn trạng thái tĩnh; (C) Các hạt lớn có truyền nhiệt dẫn nhiệt và truyền nhiệt bức xạ; (D) Hạt lớn và hạt nhỏ đan xen nhau.

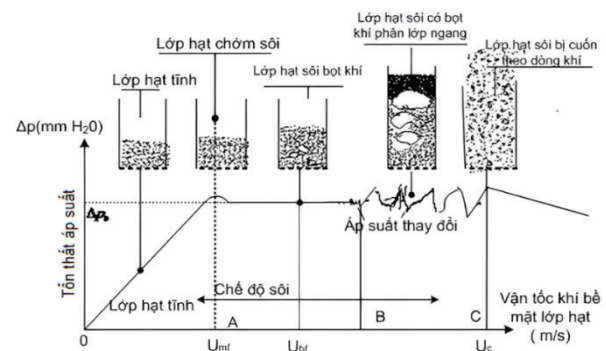
Do đó, các hạt lớn có ảnh hưởng lớn hơn đến cơ chế truyền nhiệt bức xạ qua khe hở khí. Độ phức tạp tăng thêm khi có một bong bóng khí liền kề với vách (hình 5), trong đó BMTN hoạt động như một diện tích bề mặt cho các hạt lớn hơn so với khi các hạt được sắp xếp tiếp xúc với vách như trong hình 4A, nhưng bong bóng khí đã bao phủ các hạt đối lưu. Tất cả những hiệu ứng này làm cho việc định lượng và tách các hạt, bong bóng khí trở nên khó khăn khi giải quyết theo định luật nhiệt động lực học thứ nhất.



Hình 5. Ảnh hưởng của bong bóng khí lên bề mặt hạt [4].

### 2.4. Sự sôi hóa của các hạt và vận tốc lưu động tối thiểu

Khi một dòng tác nhân khí thổi qua một lớp hạt theo hướng vuông góc từ dưới lên, trong trường hợp vận tốc khí và áp suất thấp, lớp hạt vẫn ở trạng thái tĩnh (được giải thích trong đoạn OA trong hình 6).



Hình 6. Biểu đồ thể hiện các trạng thái khác nhau của tầng sôi liên tục [4].

Vận tốc khí tại điểm này là ( $U_0$ ). Khi vận tốc dòng khí tăng dần, lớp hạt rắn bắt đầu giãn nở, thể tích của lớp hạt tăng lên và các hạt lân cận bắt đầu di chuyển xa nhau. Tại thời điểm này, lực ma sát giữa các hạt và lực của dòng khí cân bằng với lực hấp dẫn tác dụng lên các hạt. Thành phần thẳng đứng của lực nén giữa các hạt cách đều nhau biến mất. Lớp hạt này được gọi là lớp sôi tối thiểu ( $U_{mg}$ ), có nghĩa là lớp hạt ở giai đoạn này có tính chất giống như chất lỏng. Vận tốc khí đi qua lớp hạt tại thời điểm này được gọi là vận tốc sôi tối thiểu ( $U_{mg}$ ), mô tả tại điểm A trong hình 6. Theo S. Ergun và cs (1949) [14], khi dòng khí thổi qua một lớp hạt có hình dạng bất kỳ (không cầu) thì:

$$\frac{\Delta P}{H_{mg}} = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mg})^2}{\epsilon_{mg}^3} \frac{\mu_g U_{mg}}{(\phi d_m)^2} + 1,75 \frac{(1 - \epsilon_{mg})}{\epsilon_{mg}^3} \frac{\rho_g U_{mg}^2}{\phi d_m} \quad (9)$$

và

$$\Delta P = (1 - \epsilon_{mg})(\rho_p - \rho_g)gH_{mg} \quad (10)$$

trong đó:  $d_m$  là đường kính trung bình của hạt, m;  $\phi$  là cầu tính của hạt;  $\Delta P$  là tổn thất áp suất dòng khí qua lớp hạt, N/m<sup>2</sup>;  $H_{mg}$  là độ cao lớp hạt trạng thái sôi tối thiểu, m;  $\epsilon_{mg}$  là độ rỗng khối hạt trạng thái sôi tối thiểu;  $\rho_g$  là khối lượng riêng của không khí, kg/m<sup>3</sup>;  $\mu_g$  là độ nhớt động lực học của khí qua lớp hạt, m<sup>2</sup>/s;  $\rho_p$  là khối lượng riêng của hạt, kg/m<sup>3</sup>.

### 2.5. Mối tương quan của $Re_{mg}$ và Archimedes ( $Ar$ )

Khi dòng khí đi qua một khối hạt có hình dạng không cầu, tiêu chuẩn Reynolds ( $Re_{mg}$ ) ở trạng thái lớp hạt sôi tối thiểu được xác định theo công thức:

$$Re_{mg} = \frac{\rho_g U_{mg} \phi d_m}{\mu_g} \quad (11)$$

Phương trình 12 mô tả mối tương quan giữa tiêu chuẩn Archimedes và Reynolds theo độ rỗng của lớp hạt ( $\epsilon_{mg}$ ) ở vận tốc sôi tối thiểu ( $U_{mg}$ ) đối với hạt không hình cầu [4].

$$Ar = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mg})}{\phi^2 \epsilon_{mg}^3} Re_{mg} + \frac{1,75}{\phi \epsilon_{mg}^3} Re_{mg}^2 \quad (12)$$

Bên cạnh đó, phương trình 13 xác định tiêu chuẩn Archimedes cho hạt có hình dạng bất kỳ:

$$Ar = \frac{\rho_g g (\rho_p - \rho_g) (\phi d_m)^3}{\mu_g^2} \quad (13)$$

Mặt khác, C.Y. Wen và cs (1966) [15] đã cung cấp một công thức thực nghiệm để tính toán độ rỗng của các hạt ở trạng thái lớp hạt sôi tối thiểu khi biết cầu tính của hạt:

$$\frac{1 - \epsilon_{mg}}{\phi^2 \epsilon_{mg}^3} = 11 \text{ và } \frac{1}{\phi^2 \epsilon_{mg}^3} = 14 \quad (14)$$

Thông qua các phép biến đổi được trình bày trong [16], phương trình 15 đã được thiết lập. Phương trình 15 là một phương trình thực nghiệm biểu diễn mối quan hệ giữa  $Re_{mg}$  và  $Ar$  đối với các hạt có kích thước trung bình lớn hơn 100  $\mu\text{m}$  [4].

$$Re_{mg} = (33,7^2 + 0,0408 Ar)^{0,5} - 33,7 \quad (15)$$

Ngoài ra, J. Baeyens và cs (1976) [17] cũng cung cấp cơ sở để xác định ( $Ar$ ) cho các hạt có kích thước lớn hơn 100  $\mu\text{m}$  trong phương trình 16:

$$Ar = 1650 Re_{mg} + 24,5 Re_{mg}^2 \quad (16)$$

Về lý thuyết, nếu các giá trị ( $\epsilon_{mg}$ ) và ( $d_m$ ) được xác định thì PT9, PT10 và PT11 có thể được sử dụng để tính  $U_{mg}$  bằng mối quan hệ giữa  $Ar$  và  $Re_{mg}$ .

### 3. Kết quả và bàn luận

Phần trước đã giới thiệu cơ sở lý thuyết và thảo luận về các đặc tính truyền nhiệt trong lớp hạt, bao gồm các hạt khô và không khí nóng, hướng tới BMTN tiếp xúc với nhiệt độ làm mát. Trọng tâm của phần này tập trung vào ứng dụng thực tế của cơ sở lý thuyết này để tiến hành tính toán trong quá trình sấy tầng sôi xung khí với đường RS, cụ thể là xác định hệ số trao đổi nhiệt giữa lớp hạt sấy và BMTN ( $\alpha_{bs}$ ). Kết quả phân tích số liệu thực nghiệm liên quan đến sự phân bố kích thước ban đầu của hạt đường RS sau quá trình ly tâm liên tục tại Nhà máy CASUCO (Cần Thơ) được thể hiện ở bảng 1.

**Bảng 1. Phân bố kích thước hạt đường tinh luyện tự nhiên thu được sau quá trình ly tâm liên tục của Nhà máy CASUCO (Cần Thơ).**

Kích thước sàng ( $\mu\text{m}$ )	Mẫu 1		Mẫu 2		Mẫu 3	
	Khối lượng (g)	Tỷ lệ (%)	Khối lượng (g)	Tỷ lệ (%)	Khối lượng (g)	Tỷ lệ (%)
1500	0		0		0	
1200	2,141	2,1	2,098	2,1	1,997	2
1000	20,572	20,5	21,201	21,2	18,105	18,1
800	63,944	64	62,199	62,2	63,004	63
600	11,646	11,6	11,51	11,5	13,917	13,9
400	1,035	1	2,408	2,4	2,836	2,8
300	0	0	0	0	0	0
Tổng	99,339	99,2	99,419	99,4	99,860	99,8

Lưu ý: Kết quả trên sử dụng cân phân tích của Kern ADB 200-4 (Đức) với thông số kỹ thuật trọng lượng đo tối đa 220 g, độ tuyến tính  $\pm 0,4$  mg, sai số  $\pm 0,0001$  g, thời gian ổn định 3,0 giây.

Bảng 1 cho thấy, sự phân bố của phạm vi kích thước hạt đường RS tự nhiên trải dài từ 400 đến 1.200  $\mu\text{m}$ . Các thông số hình học, nhiệt vật lý của đường RS và không khí nóng được trình bày trong bảng 2 [18-20].

Với các thông số này, hệ số trao đổi nhiệt trong tầng sôi xung khí đối với đường RS được tính toán như sau:

**Bảng 2. Thông số không khí và vật liệu sấy.**

Không khí		Đường tinh luyện	
Thông số	Giá trị	Thông số	Giá trị
$t_g$ (°C)	80	$d_m$ (μm)	892
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	0,994	$\epsilon_{mg}$	0,488
$\mu$ (kg/m.s)	$2,096 \cdot 10^{-5}$	$\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )	1596,8
$\lambda$ (W/m.K)	$2,953 \cdot 10^{-2}$	$\rho_b$ (kg/m <sup>3</sup> )	889
$C_p$ (kJ/kg.K)	1,008	$\phi$	0,85
		$U_{mg}$ (m/s)	0,54

Đầu tiên, cần kiểm tra xem tiêu chuẩn Reynolds ở điều kiện hóa sôi tối thiểu có lớn hơn 12,5 và tiêu chuẩn Archimedes có nhỏ hơn 26000, như đã thảo luận trong phần 2.5 hay không. Thay thế các giá trị đường kính trung bình của hạt RS ( $d_m = 892 \cdot 10^{-6}$  m), cầu tính của hạt RS ( $\phi = 0,85$ ) và các thông số không khí nóng từ bảng 2 vào phương trình 13 để tìm giá trị Ar:

$$Ar = \frac{0,994(1596,8 - 0,994)9,81(0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6})^3}{(2,096 \cdot 10^{-5})^2} = 15438,5$$

Thay giá trị của  $Ar = 15438,5$  vừa được tìm thấy trong phương trình 16 để xác định  $Re_{mg}$  từ nghiệm của phương trình bậc hai:  $24,5Re_{mg}^2 + 1650Re_{mg} - 15438,5 = 0$ . Kết quả là,  $Re_{mg} = 56,12$ . Giá trị này đáp ứng điều kiện [6] đã nêu trong phần trước.

Ngoài ra, có thể tính  $Re_{mg}$  bằng cách sử dụng mối tương quan thực nghiệm của Baeyens và Geldart trong phương trình 11 và phương trình 16.

$$Re_{mg} = \frac{\rho_g U_{mg} d_m \phi}{\mu_g} = \frac{0,994 \cdot 0,54 \cdot 889 \cdot 10^{-6} \cdot 0,85}{(2,096 \cdot 10^{-5})} = 19,35$$

Thay thế giá trị  $Re_{mg} = 19,35$  được tìm thấy từ phương trình 11, có thể xác định được giá trị Ar từ phương trình 16:

$$Ar = 1650 \cdot 19,35 + 24,5 \cdot 19,35^2 = 4110,85$$

So sánh với các điều kiện được áp dụng trong phương trình tính hệ số trao đổi nhiệt từ lớp hạt đến BMTN ( $\alpha_{bsmax}$ ) cho các hạt đường RS thuộc nhóm B theo phân loại của Geldart như được trình bày trong phương trình (1) và phương trình (2), các điều kiện  $Re_{mg} > 12,5$  và  $Ar < 26000$  được đáp ứng.

Kết quả tính toán ( $Re_{mg}$ ) và ( $Ar$ ) thu được cho trường hợp tính toán sấy đường RS trong sấy tầng sôi đường RS với kích thước hạt trong bảng 1, đường kính khoảng 0,8 mm (chiếm 62% khối lượng hạt), cho phép tính giá trị  $\alpha_{bsmax}$  từ phương trình 3':

$$\alpha_{bsmax} = 35,8 \rho_p^{0,2} \lambda_g^{0,6} \phi d_m^{-0,36} \quad (3')$$

$$\alpha_{bsmax} = 35,8 \cdot 1596,8^{0,2} \cdot 0,02953^{0,6} \cdot (0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6})^{-0,36} = 251,17 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Ngoài ra, theo J.S.M. Botterill và cs (1982) [8], hệ số trao đổi nhiệt riêng có giá trị bằng 70% hệ số trao đổi nhiệt tối đa ( $\alpha_{bsmax}$ ). Vì vậy, trong trường hợp này, giá trị  $\alpha_{bs} = 0,7 \cdot 251,17 = 175,82 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ .

Lưu ý: Các thành phần trao đổi nhiệt đối lưu pha hạt và pha khí không được tách ra, do đó, trong trường hợp tính toán cụ thể, giá trị của thành phần ( $\alpha_{bsmax}$  được đề cập ở trên thực sự là thành phần  $\alpha_{bs}$  nhưng không có thành phần truyền nhiệt bức xạ).

Ngoài ra, theo kết quả phân loại kích thước hạt của các hạt đường RS để sấy khô (bảng 1), người ta chỉ ra rằng các hạt có kích thước lớn hơn 0,8 mm (thuộc nhóm D của D. Geldart (1972) [7]) xấp xỉ 24%. Do đó, tiếp tục tính toán hệ số trao đổi nhiệt cho các hạt nhóm D. Tương tự như trường hợp tính toán cho các hạt nhóm B ở trên, chúng ta tìm thấy các giá trị của  $Re_{mg}$  và Ar, với vận tốc hóa sôi tối thiểu  $U_{mg} = 0,54$  m/s, đường kính hạt trung bình  $d_m = 1,0$  mm và cầu tính  $\phi = 0,85$ , chúng ta sử dụng (PT11), để tính giá trị của  $Re_{mg}$ .

$$Re_{mg} = \frac{0,994 \cdot 0,54 \cdot 889 \cdot 10^{-6} \cdot 0,85}{(2,096 \cdot 10^{-5})} = 21,76$$

Giá trị Ar được tính từ phương trình 13:

$$Ar = \frac{0,994(1596,8 - 0,994)9,81(0,85 \cdot 1,0 \cdot 10^{-3})^3}{(2,096 \cdot 10^{-5})^2} = 21752,5$$

So sánh với các điều kiện áp dụng cho các hạt Nhóm D và theo tương quan thực nghiệm  $\alpha_{bsmax}$  của Zabrodsky, có thể tính được giá trị hệ số trao đổi nhiệt của pha hạt ( $\alpha_{pcmax}$ ) theo phương trình 4', trong đó các giá trị của đường kính trung bình ( $d_m$ ) và cầu tính của hạt đường RS ( $\phi$ ) là 1,0 mm và 0,85:

$$\alpha_{pcmax} = 0,843 Ar^{0,15} \lambda_g / \phi d_m \quad (4')$$

$$\alpha_{pcmax} = \frac{0,843 (21752,5^{0,15})(2,953 \cdot 10^{-2})}{0,85(1,0 \cdot 10^{-3})} = 131,01 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Hệ số trao đổi nhiệt pha khí ( $\alpha_{gc}$ ) được tính theo phương trình 5' với cầu tính là 0,85 thì thu được kết quả như sau:

$$\alpha_{gc} (\phi d_m)^{0,5} = 0,86 \lambda_g Ar^{0,39} \quad (5')$$

$$\alpha_{gc} = \frac{0,86(2,953 \cdot 10^{-2})(21752,5)^{0,39}}{(0,85(1,0 \cdot 10^{-3}))^{0,5}} = 41,65 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Do nhiệt độ khí và nhiệt độ hạt thấp nên bỏ qua thành phần trao đổi nhiệt bức xạ. Khi đó, hệ số trao đổi nhiệt ( $\alpha_{bs}$ ) cho nhóm D của các hạt đường RS có giá trị trong phương trình 1 là:

$$\alpha_{bs} = \alpha_{pc} + \alpha_{gc} = 131,01 + 41,65 = 172,66 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

#### 4. Kết luận

Nghiên cứu đã sử dụng các phương trình truyền nhiệt cơ bản được công bố để áp dụng cho tính toán truyền nhiệt từ lớp hạt nóng khô sang bề mặt trao đổi nhiệt của giai đoạn làm mát của quá trình sấy tầng sôi xung đường RS. Các kết quả tính toán mang lại những kết quả sau đây:

Hệ số trao đổi nhiệt giữa tầng sôi xung khí và bề mặt trao đổi nhiệt cho các hạt đường RS có kích thước  $\leq 0,8$  mm được tìm thấy là  $251,17 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ .

Đối với các hạt đường RS có kích thước xấp xỉ  $1,0$  mm, hệ số trao đổi nhiệt trong tầng sôi xung khí giữa lớp hạt và bề mặt trao đổi nhiệt có giá trị  $172,66 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ .

Hệ số trao đổi nhiệt giữa các hạt hóa sôi xung khí và bề mặt trao đổi nhiệt phụ thuộc nhiều vào đường kính hạt.

Trong nghiên cứu này, thành phần trao đổi nhiệt bức xạ được bỏ qua.

#### TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] J.C. Chen (2003), *Heat Transfer, Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, Taylor & Francis Group LLC, pp.352-380.
- [2] J.S.M. Botterill (1975), *Fluid-Bed Heat Transfer: Gas-Fluidized Bed Behavior and Its Influence on Bed Thermal Properties*, Academic Press, pp.251-276.
- [3] S.N. Oka, E.J. Anthony (2004), *Fluidized Bed Combustion*, Mechanical Engineering A Series of Textbooks and Reference Books, Marcel Dekker, Inc., pp.171-180.
- [4] J.R. Howard (1989), *Fluidized Bed Technology: Principles and Application*, Taylor & Francis Group, pp.71-77.
- [5] N.A. Decker, L.R. Glicksman (1981), "Conduction heat transfer at the surface of bodies immersed in gas-fluidized bed of spherical particles", *AIChE Symposium*, **77(208)**, pp.339-490.
- [6] S.S. Zabrodsky, S.S. Antonishin (1976), "On fluidized bed to surface heat transfer", *Chemical Engineering*, **54**, pp.52-58, DOI: 10.1002/cjce.5450540107.
- [7] D. Geldart (1972), "The effect of particle size and size distribution on the behavior of gas-fluidized bed", *Powder Technology*, **6(4)**, pp.201-215.
- [8] J.S.M. Botterill, Y. Teoman, K.R. Yüregir (1982), "The effect of operating temperature on the velocity of minimum fluidization, bed voidage, and general behavior", *Powder Technology*, **31**, pp.101-110.
- [9] D. Geldart (1973), "Types of gas fluidization", *Powder Technology*, **7(5)**, pp.285-292, DOI: 10.1016/0032-5910(73)80037-3.
- [10] A.O.O. Denloye, J.S.M. Botterill (1978), "Bed to surface heat transfer in a fluidized bed of large particles", *Powder Technology*, **19(2)**, pp.197-203.
- [11] J.S.M. Botterill, Y. Teoman, K.R. Yüregir (1984), "Factors affecting heat transfer between gas-fluidized beds and immersed surfaces", *Powder Technology*, **39(2)**, pp.177-189.
- [12] L.P. Golan, D.C. Cherrington, R. Diener, et al. (1979), "Particle size effects in fluidized bed combustion", *Chem. Eng. Progress*, **75**, pp.63-72.
- [13] V.A. Borodulya, V.I. Kovensky (1983), "Radiative heat transfer between a fluidized bed and a surface", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **26(2)**, pp.277-287, DOI: 10.1016/S0017-9310(83)80032-5.
- [14] S. Ergun, A.A. Orning (1949), "Fluid flow through randomly packed columns and fluidized beds", *Ind. Eng. Chem.*, **41(6)**, pp.1179-1184, DOI: 10.1021/ie50474a011.
- [15] C.Y. Wen, Y.H. Yu (1966), "A generalized method for predicting the minimum fluidized velocity", *AIChE Journal*, **12**, pp.610-612.
- [16] B.T. Thanh, L.A. Duc (2020), "Determination of fluidization velocity types of continuous refined salt fluidized bed drying", *Current Drying Processes, InTechOpen*, pp.85-107, DOI: 10.5772/intechopen.92077.
- [17] J. Baeyens, D. Geldart (1974), "An investigation into slugging fluidized beds", *Chemical Engineering Science*, **29(1)**, pp.255-265.
- [18] P.Q. Phu, B.T. Thanh, L.A. Duc (2022), "Experimental study to determine the geometrical parameters of RS sugar cane particles to apply in designing a pulsed fluidized bed dryer", *Journal of Science and Technology-University of Da Nang*, **20(10.2)**, pp.44-47 (in Vietnamese).
- [19] P.Q. Phu, B.T. Thanh, L.A. Duc (2023), "Determination of the basic physical parameters of RS sugar cane particle for application of pulsed fluidized bed drying calculations", *Journal of Science and Technology-University of Da Nang*, **21(7)**, pp.58-62 (in Vietnamese).
- [20] L.H. Long, P.Q. Phu, B.T. Thanh (2020), "Experimental study on influence determination of temperature region of hot air to the refined sugar drying on the model of pulsed continuous fluidized bed dryer", *Journal of Science Education and Technology*, **57**, pp.100-108 (in Vietnamese).