

**HỆ SỐ TRAO ĐỔI NHIỆT THỂ TÍCH TRONG THIẾT BỊ SẤY PHUN
ĐỐI VỚI CÁC SẢN PHẨM GIÀU ĐƯỜNG**
THE VOLUMETRIC HEAT TRANSFER COEFFICIENT OF SPRAY DRYER
FOR SUGAR-RICH PRODUCTS

Nguyễn Đức Quang, Đặng Quốc Phú, Nguyễn Tiến Quang
Trường Đại học Bách Khoa Hà Nội

Trần Văn Vang
Trường ĐHBK Đà Nẵng

TÓM TẮT

Hệ số trao đổi nhiệt thể tích trong thiết bị sấy phun là một thông số rất quan trọng, phản ánh hiệu quả trao đổi nhiệt và trao đổi chất trong buồng sấy. Đã tiến hành xác định hệ số này theo lý thuyết của Luikov và thực nghiệm khi sấy phun sữa bò tươi và dịch quả chanh dây. Kết quả cho thấy, hệ số trao đổi nhiệt thể tích xác định bằng thực nghiệm hầu hết có giá trị cao hơn khi xác định bằng lý thuyết đối với cả sữa và chanh dây, tuy nhiên sữa cho kết quả cao hơn và gần với lý thuyết hơn chanh dây. Phương trình hồi quy thực nghiệm chung cho hai sản phẩm đã được xây dựng với các biến là: lưu lượng tác nhân sấy riêng, áp suất khí nén, nhiệt độ tác nhân sấy vào và độ nhớt động lực của dung dịch sấy, phương trình thu được đạt độ chính xác cao hơn so với lý thuyết.

ABSTRACT

The volumetric heat transfer coefficient of spray dryer is a very important parameter. It shows the heat and mass transfer capacity in the spray drying chamber. This coefficient was investigated by both theoretics and experiments for fresh milk and passion fruit. The results showed that, most of the experimental values are much higher than the theoretical values; The experimental value of drying the milk is higher and closer to theoretical value than passion fruit. The general experimental equation of both products was established with variables: specific air flow, compressed air pressure, inlet air temprature and viscosity, the accuracy of this equation is higher than theoretical calculation.

KÝ HIỆU

t_1 Nhiệt độ không khí vào ($^{\circ}\text{C}$).
 t_2 Nhiệt độ không khí ra ($^{\circ}\text{C}$).
 t_{v1} Nhiệt độ dung dịch cấp vào ($^{\circ}\text{C}$).
 t_{v2} Nhiệt độ sản phẩm ra ($^{\circ}\text{C}$).
 t_r Nhiệt độ bề mặt hạt-nhiệt độ ướt ($^{\circ}\text{C}$).
 Δt Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit (K)
 P_{kn} Áp suất khí nén (bar)
 Q_{vls} Nhiệt lượng vật liệu sấy nhận được (kJ/h)
 V Thể tích buồng sấy (m^3)
 W Lượng ẩm bốc hơi trong một giờ (kg/h)
 G_2 Năng suất tính theo sản phẩm khô (kg/h)
 C_v Nhiệt dung riêng của vật liệu sấy (kJ/kgK)
 α_v Hệ số trao đổi nhiệt thể tích ($\text{W}/\text{m}^3\text{K}$)
 X Hàm lượng chất khô dịch sấy (%)
 λ Hệ số dẫn nhiệt của không khí (W/mK)
 ρ_{sp} Khối lượng riêng của sản phẩm (kg/m^3)

F Diện tích tiết diện ngang buồng sấy (m^2)
 F_{lp} Diện tích tiết diện lỗ phun khí (m^2)
 D Đường kính trung bình hạt dịch thể (m)
 G_{kk} Lưu lượng không khí (kg/h)
 G_{kn} Lưu lượng không khí nén (kg/h)
 G_l Lưu lượng của lỏng (kg/h)
 μ_l Độ nhớt động lực của lỏng phun (Pa.s)
 σ Sức căng bề mặt của lỏng (N/m)
 V_{td} Vận tốc tương đối giữa khí và lỏng tại đầu phun (m/s)
 ρ_{kn} Khối lượng riêng của khí nén (kg/m^3)
 ρ_l Khối lượng riêng của lỏng (kg/m^3)
 ω Tốc độ tác nhân sấy (m/s)
 ω_l Tốc độ lơ lửng của hạt khô (m/s).
 v_{kk} Độ nhớt động học của không khí sấy (m^2/s)

I. HỆ SỐ TRAO ĐỔI NHIỆT THỂ TÍCH

Hệ số trao đổi nhiệt thể tích (α_v) là một đại lượng có ý nghĩa rất quan trọng khi nghiên cứu quá trình trao đổi nhiệt giữa các hạt rắn với môi trường lỏng hoặc khí trong một thể tích cố định, đặc biệt với dòng hai pha trong buồng sấy phun. α_v đặc trưng cho cường độ trao đổi nhiệt và trao đổi chất giữa các hạt với dòng tác nhân sấy trong buồng sấy. Trong rất nhiều lĩnh vực công nghệ, hệ số trao đổi nhiệt thể tích cũng được sử dụng để đánh giá và nâng cao hiệu quả trao đổi nhiệt của thiết bị, vì vậy đã có nhiều công trình nghiên cứu nhằm xác định đại lượng này. Trong khi một số nhà khoa học xây dựng công thức thực nghiệm dưới dạng phương trình không thứ nguyên để xác định tiêu chuẩn Nusselt và qua đó xác định hệ số trao đổi nhiệt thể tích giữa dòng khí nóng và vật liệu có cấu tạo rỗng xốp [1], hoặc trong dòng sản phẩm cháy của các buồng lửa [2] thì tác giả ArunS.Mujumdar [3] và Furnas [4] lại tìm cách thiết lập các công thức dạng tường minh để xác định hệ số này cho các thiết bị sấy lớp chặt và lớp chuyển động với giả thiết các hạt đều có dạng hình cầu. Đối với thiết bị sấy phun, phương trình xác định tiêu chuẩn Nusselt thể tích do tác giả Luikov [5] đề xuất cho đến nay vẫn là phương trình duy nhất được biết tới về lĩnh vực này. Do phạm vi ứng dụng rất rộng, nên phương trình này có độ chính xác không cao, đặc biệt là khi ứng dụng để tính toán quá trình sấy phun các sản phẩm giàu đường - loại công nghệ ngày càng được ứng dụng rộng rãi ở các nước nhiệt đới - sai số có thể lên tới trên 50%. Điều này đòi hỏi phải có những nghiên cứu toàn diện hơn đặc biệt là đối với các sản phẩm sấy mới nhằm xây dựng được công thức tính toán có độ tin cậy cao hơn phục vụ cho việc nghiên cứu, thiết kế và vận hành các thiết bị sấy phun.

II. CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH α_v

Hệ số trao đổi nhiệt thể tích trong buồng sấy phun sẽ được xác định bằng lý thuyết và thực nghiệm theo trình tự sau:

* Phương pháp thực nghiệm [6,7]:

$$\alpha_v = \frac{Q_{vls}}{\Delta t.V}$$

Nhiệt lượng vật liệu sấy nhận được :

$$Q_{vls} = W.\{(2500 + 1,842.t_2) - 4,186.t_{v1}\} + G_2 C_v (t_{v2} - t_{v1})$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình : xác định bằng thực nghiệm theo [7]:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_{v1}) - (t_2 - t_u)}{\ln\left(\frac{t_1 - t_{v1}}{t_2 - t_u}\right)}$$

* Phương pháp lý thuyết [5]

$$\alpha_v^{Lukop} = 6,615.10^{-3} \cdot \frac{\lambda.G_2}{\rho_{sp}.F} \cdot \left(\frac{1}{D}\right)^{1,6} \cdot \left(\frac{1}{\omega_l + \omega}\right)^{0,8}$$

Tốc độ tác nhân sấy:

$$\omega = \frac{0,5.(v_{k1} + v_{k2}).G_{kk}}{3600.F}$$

v_{k1}, v_{k2} - thể tích riêng của không khí ẩm ứng với 1kg không khí khô:

$$v_k = 4,64.10^{-3} \cdot (0,621 + d) \cdot (273 + t)$$

Tốc độ lơ lửng của hạt khô:

$$w_l = \frac{D^2 \cdot (\rho_l - \rho_{kk})g}{18.v_{kk}}$$

Đường kính trung bình hạt dịch thể, với vòi phun khí động hoà trộn ngoài, xác định theo Kim-Marshall [7] :

$$D = 5356 \cdot \frac{\sigma^{0,41} \mu_l^{0,32}}{(V_{td}^2 \rho_{kn})^{0,57} F_{lp}^{0,36} \rho_l^{0,16}} + 3440 \left(\frac{\mu_l^2}{\sigma \cdot \rho_l}\right)^{0,17} V_{td}^{-0,54} \left(\frac{G_{kn}}{G_l}\right)^m$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{G_{kn}}{G_l} < 3 \Rightarrow m = -1 \\ \frac{G_{kn}}{G_l} > 3 \Rightarrow m = -0.5 \end{array} \right.$$

III. XÁC ĐỊNH α_v KHI SẤY PHUN SỮA TƯƠI VÀ CHANH DÂY

3.1 Nguyên liệu

Nguyên liệu được sử dụng để nghiên cứu là sữa bò tươi Ba Vì và dịch quả chanh dây ở

tìm sau khi phối trộn với nước và chất phụ gia Maltodextrin có các tính chất vật lý như sau :

Đại lượng	Sữa bò	Chanh dây
Hàm lượng ẩm (%)	87,8	83,4–84,9
Khối lượng riêng (kg/m ³)	1029	1027
Sức căng bề mặt (N/m)	0,0444	0,01379
Độ nhớt động lực (Pa.s)	0,0018	0,015

3.2 Mô hình thí nghiệm

Thí nghiệm được tiến hành trên thiết bị sấy phun IC40D của DIDACTA (Ý) sau khi được nâng cấp và cải tạo [8]. Năng suất sấy 400ml nước bốc hơi/giờ, tốc độ bơm tối đa 45 vòng/phút, nguyên lý sấy phun cùng chiều sử dụng vòi phun khí động 2 dòng hỗn hợp ngoài.

Bảng 1. Kết quả thí nghiệm đối với sữa.

No	x ₁	x ₂	x ₃	Z ₁ (kg/m ² h)	Z ₂ (bar)	Z ₃ (°C)	α_v^{TN} (W/m ³ K)	α_v^{LK} (W/m ³ K)
1	-1	-1	-1	911.35	1.5	160	287.787	150.054
2	1	-1	-1	2485.5	1.5	160	588.409	164.801
3	-1	1	-1	911.35	4	160	356.044	495.349
4	1	1	-1	2485.5	4	160	518.906	335.387
5	-1	-1	1	911.35	1.5	200	229.505	190.215
6	1	-1	1	2485.5	1.5	200	772.375	229.173
7	-1	1	1	911.35	4	200	285.183	484.839
8	1	1	1	2485.5	4	200	916.473	649.514
9	0	0	0	1698.43	2.75	180	735.103	585.865
10	0	0	0	1698.43	2.75	180	790.797	645.422
11	0	0	0	1698.43	2.75	180	810.862	643.074
12	1.215	0	0	2485.5	2.75	180	792.930	438.538
13	-1.215	0	0	911.35	2.75	180	356.433	469.666
14	0	1.215	0	1698.43	4	180	971.944	771.197
15	0	-1.215	0	1698.43	1.5	180	435.806	194.898
16	0	0	1.215	1698.43	2.75	200	874.638	645.759
17	0	0	-1.215	1698.43	2.75	160	608.380	468.559

Bảng 2. Kết quả thí nghiệm đối với chanh dây.

No	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	Z ₁ (kg/m ² h)	Z ₂ (bar)	Z ₃ (°C)	Z ₄ (%)	α_v^{TN} (W/m ³ K)	α_v^{LK} (W/m ³ K)
1	-1	-1	-1	-1	1391.88	2	160	9	303.382	144.052
2	1	-1	-1	-1	1391.88	2	160	10	311.548	155.273
3	-1	1	-1	-1	2087.82	2	160	9	448.822	187.417
4	1	1	-1	-1	2087.82	2	160	10	406.089	161.789
5	-1	-1	1	-1	1391.88	3	160	9	436.654	206.857
6	1	-1	1	-1	1391.88	3	160	10	467.352	222.912
7	-1	1	1	-1	2087.82	3	160	9	481.072	194.635
8	1	1	1	-1	2087.82	3	160	10	374.115	174.834
9	-1	-1	-1	1	1391.88	2	180	9	343.484	203.432
10	1	-1	-1	1	1391.88	2	180	10	246.086	158.597
11	-1	1	-1	1	2087.82	2	180	9	372.542	166.802

No	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	Z ₁ (kg/m ² h)	Z ₂ (bar)	Z ₃ (°C)	Z ₄ (%)	α _v ^{TN} (W/m ³ K)	α _v ^{LK} (W/m ³ K)
12	1	1	-1	1	2087.82	2	180	10	328.786	166.946
13	-1	-1	1	1	1391.88	3	180	9	251.603	161.579
14	1	-1	1	1	1391.88	3	180	10	234.641	162.029
15	-1	1	1	1	2087.82	3	180	9	304.379	160.374
16	1	1	1	1	2087.82	3	180	10	301.993	162.547
17	0	0	0	0	1739.85	2.5	170	9.5	453.270	203.463
18	0	0	0	0	1739.85	2.5	170	9.5	441.260	200.179
19	0	0	0	0	1739.85	2.5	170	9.5	405.543	188.983
20	0	0	0	0	1739.85	2.5	170	9.5	466.858	210.012
21	1.414	0	0	0	1739.85	2.5	170	10	340.917	178.851
22	-1.414	0	0	0	1739.85	2.5	170	9	444.784	206.518
23	0	1.414	0	0	2087.82	2.5	170	9.5	343.276	165.784
24	0	-1.414	0	0	1391.88	2.5	170	9.5	320.046	199.709
25	0	0	1.414	0	1739.85	3	170	9.5	386.233	199.033
26	0	0	-1.414	0	1739.85	2	170	9.5	424.523	227.862
27	0	0	0	1.414	1739.85	2.5	180	9.5	228.569	153.443
28	0	0	0	-1.414	1739.85	2.5	160	9.5	379.646	163.005

3.3 Quy hoạch thực nghiệm

Sử dụng quy hoạch trực giao cấp 2 [9] với hàm mục tiêu là hệ số trao đổi nhiệt thể tích (α_v). Các yếu tố ảnh hưởng là: lưu lượng tác nhân sấy riêng (Z₁), áp suất khí nén (Z₂) và nhiệt độ không khí vào (Z₃), đối với chanh dây xét thêm hàm lượng chất khô dịch quả (Z₄). Khoảng biến thiên của các biến như sau:

Đối với sữa bò:

Yếu tố	g _{kk} (kg/m ² h)	P _{kn} (bar)	t ₁ (°C)
Đặt biến	Z ₁	Z ₂	Z ₃
Z _j ^o	1698.425	2.75	180
ΔZ _j	787.075	1.25	20
Cận trên	2485.5	4	200
Cận dưới	911.35	1.5	160

Đối với dịch chanh dây:

Yếu tố	g _{kk} (kg/m ² h)	P _{kn} (bar)	t ₁ (°C)	X(%)
Đặt biến	Z ₁	Z ₂	Z ₃	Z ₄
Z _j ^o	1739.85	2.5	170	9.5
ΔZ _j	347.97	0.5	10	0.5
Cận trên	2087.82	3	180	10
Cận dưới	1391.88	2	160	9

3.4 Phương trình hồi quy thực nghiệm

Sau khi mã hoá và lập ma trận thực nghiệm, tiến hành 17 chế độ sấy thí nghiệm đối với sữa và 28 chế độ thí nghiệm đối với chanh dây. Kết quả tính toán và xử lý số liệu thể hiện trong bảng 1 và 2 với:

$$x_j = \frac{Z_j - Z_j^0}{\Delta Z_j}$$

Phương trình hồi quy thực nghiệm thu được đối với sữa:

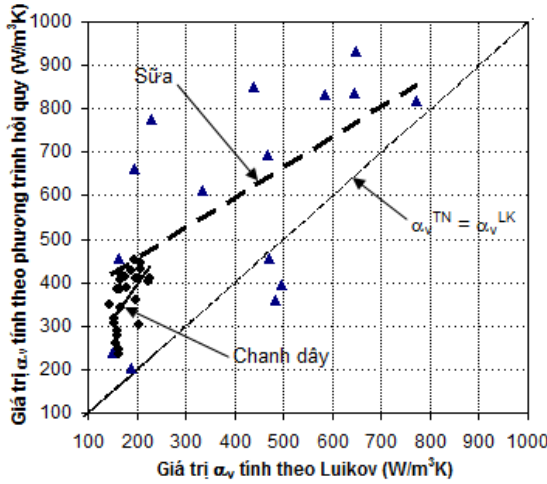
$$\alpha_v = -5244,144 + 0,2134g_{kk} + 381,882P_{kn} + 52,794t_1 + 0,00564g_{kk}t_1 - 0,000288g_{kk}^2 - 58,145P_{kn}^2 - 0,163t_1^2$$

Đối với chanh dây:

$$\alpha_v = -13575,046 - 41,822X + 1,064g_{kk} + 1211,492P_{kn} + 145,123t_1 - 0,1007g_{kk}P_{kn} - 6,095P_{kn}t_1 - 0,00021g_{kk}^2 - 0,397t_1^2$$

3.5 So sánh các giá trị α_v thực nghiệm và lý thuyết của sữa và chanh dây

Kết quả tính toán α_v theo phương trình hồi quy thực nghiệm α_v^{TN} đối với cả sữa và chanh dây, so sánh với các giá trị tính theo Luikov α_v^{LK} được thể hiện trên hình 1.



Hình 1. So sánh α_v thực nghiệm và lý thuyết

Có thể thấy: hầu hết các giá trị α_v tính theo phương trình hồi quy đều lớn hơn giá trị tính theo Luikov. Sai lệch trung bình giữa kết quả tính theo phương trình hồi quy với kết quả thực nghiệm của sữa là 14%, của chanh dây là 8,9% trong khi sai lệch giữa kết quả tính theo Luikov so với thực nghiệm của sữa lên tới 38%, của chanh dây là 49%. α_v của chanh dây tính theo Luikov biến đổi không lớn, trong phạm vi thí nghiệm chênh lệch lớn nhất chỉ 36%. Kết quả của chanh dây thấp hơn và xa lý thuyết hơn sữa do chanh dây là sản phẩm rất nhạy cảm với nhiệt độ (có nhiệt độ hoá dẻo rất thấp) không thể sấy được ở chế độ nhiệt độ quá cao. Để có thể sấy được ở chế độ nhiệt độ cao hơn nhằm tăng cường hiệu quả trao đổi nhiệt và trao đổi chất (α_v), phải tăng nhiệt độ hoá dẻo của dịch chanh dây bằng cách sử dụng chất phụ gia Maltodextrin tuy nhiên α_v đạt được vẫn không cao bằng sữa.

IV. PHƯƠNG TRÌNH HỒI QUY TỔNG QUÁT

Với mục đích tìm một phương trình thực nghiệm xác định hệ số trao đổi nhiệt thể tích chung cho một số sản phẩm nông nghiệp của

Việt Nam nhằm phục vụ việc so sánh, đánh giá cường độ trao đổi nhiệt và trao đổi chất trong buồng sấy phun của các sản phẩm, từ kết quả thực nghiệm đã tiến hành xây dựng một phương trình hồi quy cho cả hai sản phẩm với hàm mục tiêu là hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v và các biến chung: lưu lượng tác nhân sấy riêng (g_{kk}), áp suất khí nén (P_{kn}), nhiệt độ không khí vào (t_1), độ nhớt động lực của nguyên liệu (μ).

Phương trình hồi quy được xây dựng dưới dạng hàm mũ:

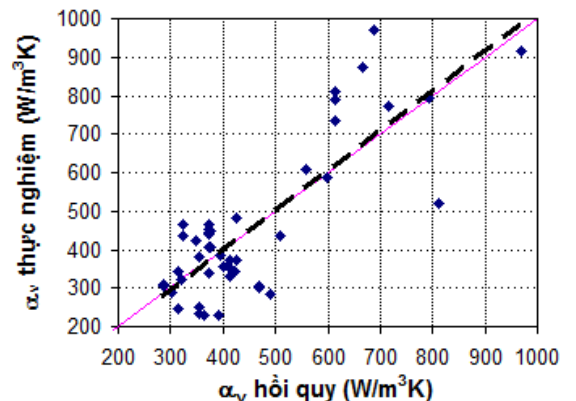
$$\alpha_v = K \cdot g_{kk}^n \cdot P_{kn}^m \cdot t_1^p \cdot \mu^q$$

Sau khi xác định hệ số tự do K và các số mũ n, m, p, q thu được phương trình hồi quy sau:

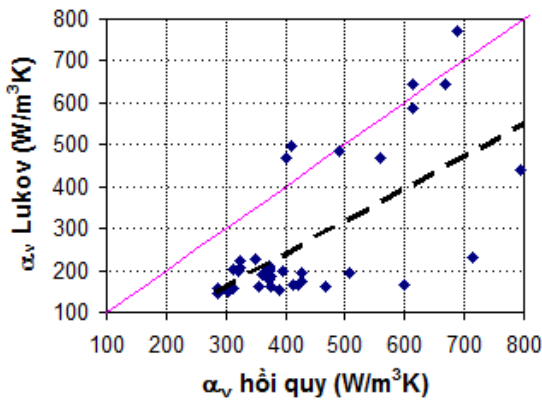
$$\alpha_v = 0,01265 \cdot g_{kk}^{0,6775} \cdot P_{kn}^{0,31} \cdot t_1^{0,7957} \cdot \mu^{-0,2061}$$

Để đánh giá khả năng sử dụng công thức trên đây, đã tiến hành so sánh các giá trị α_v tính theo phương trình hồi quy với các giá trị thực nghiệm và giá trị tính theo Luikov.

Hình 2 và 3 cho thấy: giá trị tính theo công thức hồi quy gần với kết quả thực nghiệm hơn khi tính theo công thức Luikov. Sai lệch trung bình giữa giá trị hồi quy và giá trị thực nghiệm là 19% trong khi sai lệch trung bình giữa giá trị tính theo Luikov với thực nghiệm là 45%. Điều này chứng tỏ rằng sử dụng công thức hồi quy sẽ cho kết quả chính xác hơn khi sử dụng công thức Luikov.



Hình 2. So sánh α_v hồi quy và thực nghiệm



Hình 3. So sánh α_v hồi quy và α_v Luikov

V. KẾT LUẬN

Kết quả thực nghiệm trên hai sản phẩm sữa tươi và dịch quả chanh dây cho thấy hầu hết các giá trị hệ số trao đổi nhiệt thể tích trong buồng sấy phun xác định bằng thực nghiệm đều

cao hơn kết quả tính toán theo công thức vẫn được sử dụng phổ biến hiện nay của Luikov với sai lệch lên tới 50%. Công thức hồi quy thực nghiệm được thiết lập chung cho cả hai sản phẩm cho kết quả tính toán chính xác hơn so với công thức của Luikov. Việc xây dựng một công thức hồi quy cho các sản phẩm nông nghiệp Việt Nam có ý nghĩa rất quan trọng trong nghiên cứu cũng như trong sản xuất. Ngoài hai sản phẩm sữa tươi và chanh dây, các nghiên cứu cần tiếp tục thực hiện trên nhiều sản phẩm khác như cà chua, dứa, cam... cũng như trên các thiết bị có quy mô khác nhau, để có thể xây dựng được công thức tính toán có khả năng ứng dụng rộng rãi.

Lời cảm ơn : Các tác giả chân thành cảm ơn sự giúp đỡ của nhóm sinh viên Nhiệt lạnh K48 trong việc tiến hành các chế độ thí nghiệm của nghiên cứu này.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. San San Yee ; Studies of forced-convection heat transfer in porous media; Doctor thesis, Oita University, 2004.
2. Charles E. Baukal, Jr ; Heat transfer in industrial combustion; CRC press, New York, 2000.
3. Arun S. Mujumdar ; Handbook of industrial drying; Taylor & Francis group, LLC, 2006.
4. Varadarajan Seshadri and Rodrigo Ottoni da Silva Pereira; Comparison of formular for determining heat transfer coefficient of packed beds ; Transactions ISIJ, vol.26, 1986, 604.
5. A.B. Лыков; Теория сушки ; Энергия Москва, 1973.
6. Trần Văn Phú ; Tính toán và thiết kế hệ thống sấy ; Nhà xuất bản giáo dục, 2001.
7. K. Masters ; Spray drying ; Leonard hill books London an intertext publisher, 1972.
8. Nguyễn Đức Quang ; Nghiên cứu ảnh hưởng của một số yếu tố đến chế độ làm việc hiệu quả của thiết bị sấy phun ; Luận văn thạc sĩ công nghệ Nhiệt-Lạnh, Đại học Bách Khoa Hà Nội, 2007.
9. Bùi Minh Trí ; Xác suất thống kê và quy hoạch thực nghiệm ; Nhà xuất bản khoa học kỹ thuật, 2005.

Địa chỉ liên hệ: Nguyễn Đức Quang, - Tel: 0912.153.112, Email: quangnd-ihere@mail.hut.edu.vn
Viện KH&CN Nhiệt - Lạnh, Trường Đại học Bách khoa Hà Nội
Số 1, Đại Cồ Việt, Hà Nội