

BỘ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO
TRƯỜNG ĐẠI HỌC NÔNG LÂM TP. HỒ CHÍ MINH

PHẠM QUANG PHÚ

NGHIÊN CỨU KỸ THUẬT SẤY ĐƯỜNG TINH LUYỆN RS
BẰNG PHƯƠNG PHÁP TẦNG SÔI XUNG KHÍ

Chuyên ngành: Kỹ thuật cơ khí

Mã số: 9.52.01.03

LUẬN ÁN TIẾN SĨ KỸ THUẬT

TP. HCM – Năm 2024

BỘ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO
TRƯỜNG ĐẠI HỌC NÔNG LÂM TP. HỒ CHÍ MINH

PHẠM QUANG PHÚ

NGHIÊN CỨU KỸ THUẬT SẤY ĐƯỜNG TINH LUYỆN RS
BẰNG PHƯƠNG PHÁP TẦNG SÔI XUNG KHÍ

Chuyên ngành: Kỹ thuật cơ khí

Mã số: 9.52.01.03

LUẬN ÁN TIẾN SĨ KỸ THUẬT

Người hướng dẫn khoa học: PGS. TS. BÙI TRUNG THÀNH
PGS. TS. LÊ ANH ĐỨC

TP. HCM – Năm 2024

LỜI CAM ĐOAN

Tác giả xin cam đoan rằng công trình “Nghiên cứu kỹ thuật sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí” được trình bày trong luận án này là do chính tác giả thực hiện. Các số liệu và kết quả có trong luận án là trung thực.

Tp. Hồ Chí Minh, năm 2024

Tác giả

Phạm Quang Phú

LỜI CẢM ƠN

Trước hết, tôi xin chân thành cảm ơn Trường Đại học Nông Lâm Tp. Hồ Chí Minh, Ban Giám Hiệu, Phòng Đào tạo Sau đại học, Khoa Cơ Khí Công Nghệ đã tiếp nhận và tạo điều kiện cho tôi làm nghiên cứu sinh chuyên ngành Kỹ thuật Cơ khí khóa 2016.

Xin gửi lời cảm ơn chân thành nhất đến Thầy hướng dẫn khoa học PGS. TS. Bùi Trung Thành và PGS.TS. Lê Anh Đức, người đã tận tình hướng dẫn, giúp đỡ và động viên trong suốt quá trình thực hiện luận án.

Xin gửi lời cảm ơn đến toàn thể cán bộ khoa Cơ Khí Công Nghệ đã giúp đỡ và tạo điều kiện cho tôi trong suốt quá trình học tập và nghiên cứu.

Xin chân thành cảm ơn đến Trường Đại học Công nghiệp Tp. Hồ Chí Minh đã tạo điều kiện về thời gian để tôi hoàn thành công việc nghiên cứu này. Đồng thời, cũng xin gửi lời cảm ơn chân thành đến Quý đồng nghiệp trong Khoa Công nghệ Nhiệt Lạnh, đặc biệt là Cô Nguyễn Thị Tâm Thanh, Thầy Trần Việt Hùng đã động viên, hỗ trợ và góp ý cho tôi trong quá trình nghiên cứu.

Cuối cùng, xin gửi lời cảm ơn đến gia đình, Ba Mẹ, Vợ con, Anh Chị Em và Bạn bè đã động viên trong bất kỳ hoàn cảnh nào, tạo mọi điều kiện tốt nhất cho tôi trong suốt thời gian làm nghiên cứu sinh.

Xin chân thành cảm ơn!

Tp. Hồ Chí Minh, năm 2024

Tác giả

Phạm Quang Phú

TÓM TẮT

Tên luận án: Nghiên cứu kỹ thuật sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí

Nghiên cứu sinh: Phạm Quang Phú

Chuyên ngành: Kỹ thuật cơ khí

Mã số: 9.52.01.03

Kỹ thuật sấy tầng sôi xung khí đang được các nhà khoa học trên thế giới tiếp tục nghiên cứu và phát triển nhằm khắc phục một số tồn tại của máy sấy tầng sôi thông thường khi sấy các loại vật liệu rời, có kích thước đa phân tán, có ẩm bề mặt cao, dễ bị kết khối và đóng bánh khi sấy. Sấy tầng sôi xung khí khác với sấy tầng sôi thông thường là khi sấy phải cấp dòng khí có vận tốc đủ lớn làm khối hạt giả lỏng nhưng biến đổi theo thời gian.

Nghiên cứu ứng dụng kỹ thuật sấy tầng sôi xung khí đối với sản phẩm đường tinh luyện RS (Refined Standard sugar) được thực hiện nhằm đánh giá được các thông số về thủy khí và động học của quá trình sấy. Nghiên cứu đã được thực hiện bằng các phương pháp bao gồm: phương pháp chuyên gia, phương pháp kế thừa, phương pháp lý thuyết và phương pháp thực nghiệm, trong đó phương pháp nghiên cứu lý thuyết được thực hiện bằng mô phỏng số. Nghiên cứu đã được kiểm chứng lại thông qua thực nghiệm trên mô hình vật lý. Từ đó, nghiên cứu đã xây dựng được các thông số công nghệ của quá trình sấy và xác định được chế độ sấy đường tinh luyện RS hợp lý.

Thông qua nghiên cứu thực nghiệm, luận án đã xây dựng được bộ thông số hình học, nhiệt vật lý và thủy khí, bao gồm: đường kính tương đương, cầu tính, khối lượng riêng, khối lượng thể tích, nhiệt dung riêng, hệ số dẫn nhiệt, độ ẩm cân bằng, hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng, độ rỗng khối hạt và vận tốc sôi tối thiểu.

Nghiên cứu lý thuyết đã xác định được mô hình toán và hệ phương trình mô tả quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí, từ đó xác định được cơ chế giả lỏng, truyền nhiệt – truyền ẩm, một số thông số thủy khí và động học của quá trình sấy. Kết quả mô phỏng số đã dự đoán được sự biến thiên của độ rỗng khối hạt sấy, nhiệt độ, vận tốc và tổn thất áp suất của dòng khí nóng qua lớp hạt sấy, từ đó xây dựng được đường cong sấy lý thuyết. Đồng thời, các kết quả nghiên cứu lý thuyết cũng làm cơ sở để lựa chọn miền nghiên cứu thực nghiệm phù hợp, góp phần giảm thiểu số lượng thí nghiệm liên quan trong nghiên cứu thực nghiệm.

Kết quả nghiên cứu lý thuyết cũng đã xác định được phạm vi vận tốc trung bình của dòng khí cấp qua ghi phân phối khí cần lớn hơn 0,94 m/s và tần số xung khí thay đổi trong phạm vi 0,5 – 1,5 Hz. Khi đó, vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt sấy đạt giá trị trung bình 0,7 m/s, dao động từ 0,35 m/s đến 1,1 m/s, độ rỗng của khối hạt thay đổi từ 0,3 đến 0,59 và tổn thất áp suất của dòng khí nóng qua lớp hạt biến thiên trong khoảng 300 – 1100 Pa.

Kết quả nghiên cứu lý thuyết về động học quá trình sấy cũng đã thiết lập được các đường cong sấy ở các nhiệt độ tác nhân sấy khác nhau, đồng thời xác định được nhiệt độ tác nhân phù hợp để sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí là từ 70 đến 80°C, thời gian sấy từ 18,7 phút đến 13,8 phút, tốc độ giảm ẩm trung bình trong phạm vi từ 0,078 %/phút đến 0,105 %/phút.

Nghiên cứu thực nghiệm đã xác định được các thông số công nghệ ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm đường tinh luyện RS và chi phí sấy thông qua các hàm mục tiêu là màu sắc sản phẩm sấy, tiêu hao điện năng riêng và tiêu hao nhiệt năng riêng. Từ đó xây dựng được các phương trình hồi quy tương quan giữa hàm mục tiêu với các thông số công nghệ, đồng thời tối ưu hóa được các thông số công nghệ này.

Ảnh hưởng của 03 thông số công nghệ chính đến quá trình sấy đã được nghiên cứu thông qua phương pháp quy hoạch thực nghiệm trực giao cấp 2. Kết quả đã xác định được phạm vi phù hợp của các thông số nhiệt độ sấy, vận tốc tác nhân sấy và tần số xung khí lần lượt là 65 – 75°C, 1,5 – 2 m/s, 0,5 – 0,75 Hz. Tiến hành tối ưu hóa 03 hàm mục tiêu cũng đã xác định được chế độ sấy tầng sôi xung khí đối với đường RS tốt nhất ở nhiệt độ sấy 67,1°C, vận tốc tác nhân sấy 1,73 m/s và tần số xung khí 0,51 Hz.

Nghiên cứu cũng đã thực hiện kiểm chứng và so sánh tiêu hao năng lượng giữa máy sấy tầng sôi xung khí và máy sấy tầng sôi thông thường trong cùng điều kiện về năng suất, nhiệt độ, vận tốc và cũng đã đối chiếu với các nghiên cứu trên thế giới về sấy đường. Kết quả cho thấy kỹ thuật sấy tầng sôi xung khí cho phép giảm đến 30% tiêu hao nhiệt năng.

ABSTRACT

Dissertation: Research on the drying technology of RS sugar by pulsed fluidized bed drying method
PhD student: Phu Pham Quang
Major: Mechanical Engineering
Code: 9.52.01.03

Pulsed fluidized bed (PFB) drying technology is employed to overcome the fluidizing problem of materials with high surface moisture content, which are prone to caking when dried in conventional fluidized bed dryers. By supplying a gas flow with a time-varying velocity into all or part of the drying particle layer, it contributes to saving energy costs and improving the quality of products.

Research on the application of PFB drying technology for Refined Standard (RS) sugar was carried out to analyze and evaluate the hydrodynamic behaviors and kinetic parameters of the drying process by combining theoretical simulation and experimental verification the drying process on the physical model. From there, the technological parameters of the drying process were established and a reasonable drying mode of RS sugar by a PFB dryer was determined.

The thermophysical and hydrodynamic properties of RS refined sugar were obtained through experiments, including: equivalent diameter, density, bulk density, sphericity, specific heat, thermal conductivity, equilibrium moisture content, effective moisture diffusivity, porosity and minimum fluidization velocity.

Theoretical research results have established the model and system of equations to simulate the RS sugar drying process by the PFB method, thereby determining the fluidizing and heat - mass transfer regime and hydrodynamic behaviors as well as kinetic parameters of the drying process. The numerical simulation results have predicted the variation of the particle porosity, temperature, velocity, and pressure loss through the bed, thereby building the theoretical drying curve. Simultaneously, the simulation results are also the basis for selecting the appropriate experimental research domain, contributing to minimizing the number of related experiments.

The numerical simulation results also determined that the appropriate range for the average velocity of the inlet gas flow (through the gas distributor) should be greater than 0.94 m/s and the pulsation frequency should vary from 0.5 Hz to 1.5 Hz is suitable for RS sugar in PFB dryer. In this range, the particle surface velocity reaches an average

value of 0.7 m/s, ranges from 0.35 m/s to 1.1 m/s, the porosity of the particle bulk varies in the range of 0.3 – 0.59 and the pressure loss through the bed fluctuates in the range of 300 – 1100 Pa.

The results of the simulation of the drying kinetics have also established the theoretical drying curves at different temperatures, and at the same time determined the suitable temperature for drying RS refined sugar by the PFB method is 70 to 80°C, drying time ranges from 18.7 minutes to 13.8 minutes, the average drying rate ranges from 0.078 %/min to 0.105 %/min.

Experimental research has determined the technological parameters affecting the quality and drying cost through the objective functions of the color of the product, the specific electricity cost, and the specific heat consumption. From there, the regression equations were built correlating objective functions with technological parameters, ultimately optimizing the range of these technological parameters.

The influence of 03 main technological parameters on the drying process had been studied through the 2nd level orthogonal experimental plan. The results had determined the appropriate range of the parameters of drying temperature, drying agent velocity, and pulsation frequency as 65 – 75°C, 1.5 – 2 m/s, and 0.5 – 0.75 Hz, respectively. Optimization of three objective functions determined the optimal PFB drying conditions for RS sugar, which were drying temperature of 67.1°C, drying agent velocity of 1.73 m/s, and pulsation frequency of 0.51 Hz.

To verify and compare the energy costs between the PFB dryer and the conventional fluidized bed dryer, experiments were also carried out under the same conditions of drying temperature, velocity and compared with studies in the world on the cost of sugar drying, the cost of fluidized bed dryers. The results show that the PFB drying technology reduced the specific heat consumption of the drying process by up to 30%.

MỤC LỤC

LỜI CAM ĐOAN	i
LỜI CẢM ƠN	ii
TÓM TẮT	iii
ABSTRACT	v
DANH MỤC CÁC HÌNH	x
DANH MỤC CÁC BẢNG	xii
DANH MỤC KÍ HIỆU VÀ CHỮ VIẾT TẮT	xiii
GIỚI THIỆU	1
1. Đặt vấn đề	1
2. Mục tiêu nghiên cứu	2
3. Phạm vi và đối tượng nghiên cứu	2
4. Phương pháp nghiên cứu	2
5. Nội dung nghiên cứu	3
6. Đóng góp mới của luận án	4
Chương 1 TỔNG QUAN	5
1.1. Tổng quan về đường	5
1.2. Tính chất lý hóa của đường	8
1.3. Đặc điểm của đường tinh luyện RS	8
1.4. Các tính chất thủy động học của quá trình sấy tầng sôi	11
1.5. Tăng cường làm giả lỏng khối hạt trong kỹ thuật sấy tầng sôi	14
1.6. Giới thiệu về sấy tầng sôi xung khí và ứng dụng trong sấy hạt	15
1.6.1. Nguyên lý hoạt động	15
1.6.2. Phân loại máy sấy tầng sôi xung khí	19
1.7. Phương pháp tiếp cận trong mô phỏng số sấy tầng sôi xung khí	20
1.8. Tình hình nghiên cứu trong nước	21
1.9. Tình hình nghiên cứu trên thế giới	22
1.10. Kết luận chương 1	28
Chương 2 VẬT LIỆU VÀ PHƯƠNG PHÁP NGHIÊN CỨU	31
2.1. Vật liệu nghiên cứu	31
2.2. Phương pháp xác định các thông số thủy khí của đường tinh luyện RS	32
2.2.1. Cầu tính	32
2.2.2. Vận tốc sôi tối thiểu	32
2.2.3. Tổn thất áp suất của dòng khí qua lớp hạt	33

2.3. Phương pháp xác định các thông số nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS ...	34
2.3.1. Đường kính tương đương.....	34
2.3.2. Khối lượng riêng và khối lượng thể tích.....	35
2.3.3. Độ rỗng.....	36
2.3.4. Nhiệt dung riêng	36
2.3.5. Hệ số dẫn nhiệt.....	37
2.4. Phương pháp xác định độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS.....	39
2.5. Phương pháp xác định động học quá trình sấy tầng sôi xung khí.....	40
2.5.1. Xác định đường cong sấy theo định luật Fick.....	40
2.5.2. Hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng.....	41
2.6. Phương pháp đo các thông số trong quá trình thực nghiệm	41
2.6.1. Phương pháp đo nhiệt độ lớp vật liệu trong quá trình sấy	41
2.6.2. Phương pháp xác định vận tốc của không khí	42
2.6.3. Phương pháp đo tổn thất áp suất	43
2.6.4. Phương pháp xác định độ ẩm vật liệu sấy	43
2.7. Phương pháp mô phỏng số.....	44
2.8. Quy hoạch thực nghiệm	45
2.9. Xác định các thông số nghiên cứu	50
2.9.1. Xác định các hàm mục tiêu (thông số đầu ra).....	50
2.9.2. Xác định các thông số nghiên cứu đầu vào.....	53
2.9.3. Miền nghiên cứu thực nghiệm.....	55
2.10. Phương tiện thí nghiệm	55
2.11. Quy trình thí nghiệm	60
2.12. Kết luận chương 2.....	61
Chương 3 KẾT QUẢ NGHIÊN CỨU	63
3.1. Kết quả xác định các thông số thủy khí và nhiệt vật lý	
của đường tinh luyện RS.....	63
3.1.1. Xác định đường kính tương đương của đường tinh luyện RS	63
3.1.2. Xác định khối lượng riêng	65
3.1.3. Xác định khối lượng thể tích và độ rỗng	65
3.1.4. Xác định cầu tính của hạt.....	67
3.1.5. Tính toán và thực nghiệm xác định vận tốc sôi tối thiểu.....	68
3.1.6. Tính toán và thực nghiệm xác định tổn thất áp suất qua lớp hạt.....	71
3.1.7. Xác định nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS	72
3.1.8. Xác định hệ số dẫn nhiệt của đường tinh luyện RS	74

3.1.9. Xác định độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS	75
3.1.10. Kết quả xây dựng động học quá trình sấy.....	78
3.2. Xây dựng mô hình mô phỏng tầng sôi xung khí	82
3.3. Xây dựng hệ phương trình mô phỏng.....	83
3.3.1. Mô hình toán học về thủy động học tầng sôi	83
3.3.2. Động học quá trình sấy tầng sôi	85
3.3.3. Truyền chất trong tầng sôi.....	86
3.3.4. Thuật toán giải hệ phương trình mô phỏng số	91
3.3.5. Quy trình mô phỏng số	94
3.3.6. Xác định phạm vi mô phỏng số.....	95
3.4. Kết quả mô phỏng thủy khí quá trình hóa sôi đường tinh luyện RS.....	99
3.4.1. Kết quả mô phỏng vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt.....	100
3.4.2. Kết quả mô phỏng độ rỗng của lớp hạt.....	101
3.4.3. Kết quả mô phỏng tổn thất áp suất qua lớp hạt.....	103
3.4.4. Kích thước bọt khí trong tầng sôi xung khí	107
3.5. Kết quả mô phỏng động học quá trình sấy đường tinh luyện RS.....	109
3.6. Kết quả thực nghiệm kiểm chứng lý thuyết.....	112
3.6.1. Vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt.....	112
3.6.2. Tổn thất áp suất qua bề mặt lớp hạt.....	116
3.6.3. Nhiệt độ vật liệu trong quá trình sấy	119
3.6.4. Đường cong sấy	120
3.7. Thực nghiệm xác định ảnh hưởng của các thông số công nghệ.....	121
3.7.1. Tổng chênh lệch độ màu	124
3.7.2. Tiêu hao điện năng riêng.....	126
3.7.3. Tiêu hao nhiệt năng riêng.....	128
3.7.4. Xây dựng chế độ sấy đường tinh luyện RS.....	131
3.8. Đánh giá kết quả nghiên cứu thực nghiệm	133
3.9. Kết luận chương 3	135
Chương 4 KẾT LUẬN VÀ KIẾN NGHỊ	138
4.1. Kết luận	138
4.2. Kiến nghị	140
TÀI LIỆU THAM KHẢO	141
DANH MỤC CÔNG TRÌNH NGHIÊN CỨU CỦA TÁC GIẢ	151
PHỤ LỤC	152

DANH MỤC CÁC HÌNH

Hình 1.1 Sản lượng đường sản xuất trên thế giới từ 2017–2023	5
Hình 1.2 Tình hình sản xuất và nhập khẩu đường trong nước từ 2017–2021	6
Hình 1.3 Quy trình sản xuất đường thô và đường tinh luyện	7
Hình 1.4 Tổn thất áp suất qua lớp hạt và các chế độ sôi của hạt theo vận tốc	13
Hình 1.5 Các chế độ của lớp hạt sôi	14
Hình 1.6 Mô tả các phương pháp tái cấu trúc tầng sôi	14
Hình 1.7 Nguyên lý sấy cấp xung khí dạng mẻ.....	15
Hình 1.8 Mô tả cách cấp khí theo dạng xung.....	16
Hình 1.9 Các dạng thiết kế khác nhau của tầng sôi xung khí	17
Hình 1.10 Máy sấy tầng sôi theo các cách cấp khí khác nhau	19
Hình 2.1 Đường tinh luyện RS trước và sau khi sấy	31
Hình 2.2 Xác định vận tốc sôi tối thiểu bằng thực nghiệm	33
Hình 2.3 Phân tích kích thước khối hạt bằng rây tiêu chuẩn	35
Hình 2.4 Thể tích thủy động của một hạt	35
Hình 2.5 Bộ thí nghiệm đo nhiệt dung riêng theo phương pháp hỗn hợp	37
Hình 2.6 Thiết bị đo hệ số dẫn nhiệt dạng que thăm	38
Hình 2.7 Mô hình thí nghiệm đo độ ẩm cân bằng	39
Hình 2.8 Thiết lập các vị trí đo trong quá trình sấy.....	42
Hình 2.9 Thiết lập các vị trí đo vận tốc không khí trong buồng sấy	42
Hình 2.10 Mô tả phương pháp lấy mẫu trong quá trình sấy	43
Hình 2.11 Các bước mô phỏng CFD bằng phần mềm MFiX	45
Hình 2.12 Minh họa mô hình hộp đen	45
Hình 2.13 Các vị trí đo màu sắc đường tinh luyện RS	51
Hình 2.14 Nhiệt độ và độ ẩm trung bình trong thời gian thực nghiệm	53
Hình 2.15 Ảnh hưởng của tần số xung khí đến chuyển động của hạt và tổn thất áp suất	54
Hình 2.16 Mô hình máy sấy tầng sôi xung khí	56
Hình 2.17 Bố trí thí nghiệm đo hệ số dẫn nhiệt.....	59
Hình 2.18 Bố trí thí nghiệm đo nhiệt dung riêng	59
Hình 2.19 Tóm tắt quy trình thực nghiệm.....	61
Hình 3.1 Phân bố hạt đường tinh luyện RS trên rây.....	64
Hình 3.2 Đồ thị thực nghiệm xác định vận tốc sôi tối thiểu	67
Hình 3.3 Đồ thị so sánh các giá trị vận tốc sôi tối thiểu theo các mô hình khác nhau ..	70
Hình 3.4 Tổn áp qua lớp hạt tĩnh theo Blacke-Kozeny và Ergun	71
Hình 3.5 Tính toán và thực nghiệm tổn áp qua lớp hạt sôi tối thiểu	72

Hình 3.6 Thực nghiệm xác định nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS	73
Hình 3.7 Thực nghiệm xác định hệ số dẫn nhiệt của đường tinh luyện RS	75
Hình 3.8 Mối quan hệ giữa độ ẩm cân bằng theo mô hình toán và thực nghiệm	76
Hình 3.9 Đường cong giảm ẩm theo mô hình Henderson và Pabis	79
Hình 3.10 Hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng theo nhiệt độ sấy	81
Hình 3.11 Mô hình tầng sôi sử dụng trong mô phỏng số	82
Hình 3.12 Biểu diễn 2 chiều trong phương pháp thể tích hữu hạn.....	92
Hình 3.13 Lưu đồ thuật toán mô phỏng số quá trình sấy tầng sôi xung khí	95
Hình 3.14 Mô tả ảnh hưởng của các thành phần vận tốc và tần số xung khí	96
Hình 3.15 Đồ thị phân bố vận tốc trung bình trên bề mặt lớp hạt.....	100
Hình 3.16 Đồ thị phân bố độ rỗng của lớp hạt khi mô phỏng.....	101
Hình 3.17 Đồ thị phân bố độ rỗng của lớp hạt khi cùng vận tốc khí trung bình.....	103
Hình 3.18 Đồ thị phân bố tổn thất áp suất qua lớp hạt khi mô phỏng số	104
Hình 3.19 Đồ thị phân bố tổn thất áp suất qua lớp hạt khi cùng vận tốc khí trung bình	106
Hình 3.20 Đồ thị phân bố tổn thất áp suất qua lớp hạt khi cùng tần số xung khí	106
Hình 3.21 Kích thước bọt khí trong tầng sôi, mô phỏng 13, thời điểm 1,5s	107
Hình 3.22 Sự sôi của lớp hạt đường theo mô phỏng tầng sôi xung khí.....	108
Hình 3.23 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 50°C	109
Hình 3.24 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 60°C	110
Hình 3.25 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 70°C	110
Hình 3.26 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 80°C	111
Hình 3.27 Đường cong sấy đường RS ở nhiệt độ sấy 50°C, 60°C, 70°C, 80°C.....	111
Hình 3.28 Đồ thị biểu diễn vận tốc bề mặt giữa mô phỏng và thực nghiệm	113
Hình 3.29 Mặt cắt xác định vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt khi mô phỏng	114
Hình 3.30 Đồ thị biểu diễn tổn thất áp suất giữa mô phỏng và thực nghiệm	117
Hình 3.31 Đồ thị biểu diễn nhiệt độ vật liệu sấy giữa mô phỏng và thực nghiệm.....	119
Hình 3.32 Đường cong sấy và đường cong tốc độ sấy giữa mô phỏng và thực nghiệm	121
Hình 3.33 Mô hình hộp đen của luận án	122
Hình 3.34 Đồ thị bề mặt đáp ứng của hàm tổng chênh lệch độ màu.....	126
Hình 3.35 Đồ thị bề mặt đáp ứng của hàm tiêu hao điện năng riêng	128
Hình 3.36 Đồ thị bề mặt đáp ứng của hàm tiêu hao nhiệt năng riêng	130
Hình 3.37 Mặt đáp ứng khi tối ưu hóa.....	132
Hình 3.38 Độ màu đường tinh luyện RS trước và sau khi sấy.....	133
Hình 3.39 Tiêu hao năng lượng riêng giữa tầng sôi xung khí và thông thường	135

DANH MỤC CÁC BẢNG

Bảng 1.1 Tình hình trồng mía và sản xuất đường trong nước từ 2016–2022	6
Bảng 1.2 Thông số vật lý của sucrose.....	8
Bảng 1.3 Các chỉ tiêu cảm quan của đường tinh luyện RS	9
Bảng 1.4 Các chỉ tiêu lý – hóa của đường tinh luyện RS	10
Bảng 1.5 Hệ số hình dạng hình học một số loại hạt bất kỳ.....	12
Bảng 1.6 Cầu tính một số hạt thông dụng	12
Bảng 1.7 Tổng hợp một số nghiên cứu về sấy tầng sôi xung khí.....	27
Bảng 2.1 Vật liệu và thiết bị đo phục vụ thí nghiệm	56
Bảng 3.1 Kết quả phân tích khối lượng đường tinh luyện RS trên rây.....	64
Bảng 3.2 Kết quả đo khối lượng riêng đường tinh luyện RS.....	65
Bảng 3.3 Kết quả đo khối lượng thể tích đường tinh luyện RS	66
Bảng 3.4 Các phương trình xác định vận tốc sôi tối thiểu	68
Bảng 3.5 Thông số nhiệt vật lý hạt đường tinh luyện RS sử dụng trong tính toán	70
Bảng 3.6 Kết quả đo nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS	73
Bảng 3.7 Kết quả đo hệ số dẫn nhiệt.....	74
Bảng 3.8 Kết quả đo độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS	77
Bảng 3.9 Kết quả phân tích độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS theo các mô hình toán khác nhau	78
Bảng 3.10 Phân tích động học sấy theo các mô hình toán.....	80
Bảng 3.11 Kết quả tính toán hệ số D_{eff}	81
Bảng 3.12 Thông số vận tốc và tần số xung khí mô phỏng trong các trường hợp 1–15	97
Bảng 3.13 Thông số vận tốc và tần số xung khí thực trong mô phỏng số	98
Bảng 3.14 Kết quả so sánh vận tốc qua bề mặt lớp hạt sấy	115
Bảng 3.15 Kết quả so sánh tổn thất áp suất qua bề mặt lớp hạt sấy	118
Bảng 3.16 Miền thực nghiệm đa yếu tố	123
Bảng 3.17 Kết quả thực nghiệm đa yếu tố	123
Bảng 3.18 Kết quả phân tích thống kê hàm Y_1	125
Bảng 3.19 Kết quả phân tích thống kê hàm Y_2	127
Bảng 3.20 Kết quả phân tích thống kê hàm Y_3	129
Bảng 3.21 Kết quả phân tích màu sắc đường tinh luyện RS trước và sau sấy.....	134

DANH MỤC KÍ HIỆU VÀ CHỮ VIẾT TẮT

A	Diện tích, m^2
Ar	Tiêu chuẩn Archimedes
C_p	Nhiệt dung riêng, $kJ/(kg.K)$
D	Hệ số khuếch tán của ẩm trong không khí, m^2/s
D_{eff}	Hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng, m^2/s
d_i	Trung bình cộng kích thước hai lỗ kề nhau của rây, m
d_p	Đường kính của hạt vật liệu, m
D_t	Đường kính buồng sấy, m
D_v	Hệ số khuếch tán ẩm từ hạt vào khí, m^2/s
f	Tần số xung khí, Hz
$F_{\bar{v}g}$	Ứng suất nhớt của pha khí, Pa
$F_{\bar{v}p}$	Ứng suất nhớt của pha hạt, Pa
G	Khối lượng (kg) hoặc lưu lượng khối lượng (kg/s)
g	Gia tốc trọng trường, m/s^2
h	Enthalpy, kJ/kg
h_{fg}	Nhiệt ẩn hóa hơi của ẩm, kJ/kg
H	Chiều cao, m
H_s	Chiều cao lớp hạt ở trạng thái tĩnh, m
H_{bf}	Chiều cao lớp hạt ở trạng thái sôi bọt khí, m
H_{mf}	Chiều cao lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu, m
K	Hệ số truyền khối (truyền ẩm), m/s
k_l	Hằng số thực nghiệm, không thứ nguyên
L_p	Lưu lượng dòng khí trên một đơn vị thể tích lớp hạt ở pha rắn, $m^3/(m^3.s)$
L_g	Lưu lượng dòng khí trên một đơn vị thể tích lớp hạt ở pha khí, $m^3/(m^3.s)$
\dot{m}	Lượng ẩm bay hơi trong một đơn vị thể tích theo thời gian, $kg/m^3.s$
M	Độ ẩm vật liệu, tính theo cơ sở ướt, %
M_{dbe}	Độ ẩm cân bằng của vật liệu, tính theo cơ sở khô, %
MR	Độ ẩm không thứ nguyên (Moisture Ratio)
P	Áp suất khí quyển
Q	Nguồn nhiệt phát ra khi gia nhiệt đầu dò, W

Re	Tiêu chuẩn Reynolds
R_p	Bán kính của hạt vật liệu, m
Sc	Tiêu chuẩn Schmidt của không khí
t	Nhiệt độ, °C
T	Nhiệt độ, K
U	Vận tốc không khí qua bề mặt lớp hạt, m/s
\hat{U}	tỷ số U/U_{mf} , không thứ nguyên
U_0	Vận tốc ban đầu của dòng khí (giá trị vận tốc thấp nhất trong mô phỏng), m/s
U_a	Vận tốc biên độ dao động của dòng xung khí, m/s
U_c	Vận tốc tới hạn của lớp hạt (Vận tốc lôi cuốn hạt theo dòng khí), m/s
U_s	Vận tốc dòng khí qua lớp hạt tĩnh, m/s
U_{mf}	Vận tốc sôi tối thiểu, m/s
V	Thể tích, m ³
V_b	Thể tích chiếm chỗ của khối hạt, m ³ (bao gồm độ rỗng giữa các hạt)
V_p	Thể tích thủy động của hạt, m ³
x_i	Tỷ số giữa lượng hạt còn lại trên rây và khối hạt mẫu lấy phân tích
Y	Độ chứa hơi của không khí, kg ẩm/kg không khí khô

KÍ TỰ HY LẠP

α	Hệ số tỏa nhiệt đối lưu, W/(m ² .K)
δ	Chiều dày của vật liệu, m
λ	Hệ số dẫn nhiệt, W/(m.K)
φ	Độ ẩm tương đối của không khí (lấy giá trị thập phân, riêng phương trình (2.29) lấy theo %)
ϕ	Cầu tính của hạt
θ	Nhiệt độ hạt trong mô phỏng số (granular temperature), m ³ /s ²
τ	thời gian, s
ε_{bf}	Độ rỗng của lớp hạt ở trạng thái sôi bọt
ε_{mf}	Độ rỗng của lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu
ε_g	Độ rỗng của pha khí
ε_p	Độ rỗng của pha rắn, $\varepsilon_p = 1 - \varepsilon_g$
ε_s	Độ rỗng lớp hạt ở trạng thái tĩnh

ρ_b	Khối lượng thể tích, kg/m ³
ρ_p	Khối lượng riêng của hạt, kg/m ³
ρ_g	Khối lượng riêng của khí, kg/m ³
μ	Độ nhớt động lực học, N.s/m ²
ν	Độ nhớt động học, m ² /s
ΔP	Trở lực qua lớp hạt, Pa
ΔP_s	Trở lực của dòng khí qua lớp hạt ở trạng thái tĩnh, Pa
ΔP_{mf}	Trở lực của dòng khí qua lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu, Pa

CÁC KÝ HIỆU CHÂN

a	amplitude	gd	gas distributor
b	bed	mf	minimum fluidization
bf	bubbling fluidization	opt	optimum
c	critical bed	p	particle
d	dry	s	static
db	dry basis	s	surface, với nhiệt độ, độ chứa hơi
wb	wet basis	v	volume
e	equilibrium	w	water
g	gas	wb	wet basis

CÁC CHỮ VIẾT TẮT

CCS	Commercial Cane Sugar
CFD	Computational Fluid Dynamics
DEM	Discrete Element Method
ISO	International Sugar Organization
KTGF	Kinetic Theory of Granular Flow
MFiX	Multiphase Flow with Interphase eXchanges
RS	Refined Standard
SP	Sản phẩm
TCVN	Tiêu chuẩn Việt Nam
TFM	Two-Fluid Model
VSSA	Vietnam Sugarcane and Sugar Association

GIỚI THIỆU

1. Đặt vấn đề

Đường tinh luyện RS (Refined Standard sugar) được hình thành từ quá trình kết tinh, độ ẩm sau công đoạn ly tâm thường trong khoảng từ 0,5 – 1,5% và phải thực hiện sấy ngay nếu không chỉ sau một thời gian ngắn chúng sẽ bị kết dính thành khối và đóng thành các bánh đường, đặc biệt khi có tác động nhiệt thì chúng càng dễ bị kết dính.

Kết dính và đóng bánh là hiện tượng trong đó các tinh thể đường giảm độ ẩm liên kết, dẫn đến sự quá bão hòa ở bề mặt tinh thể và kéo theo sự kết tinh. Tại các điểm tiếp xúc giữa các tinh thể, sự kết tinh bề mặt này tạo ra liên kết bắc cầu giữa các tinh thể. Khi đó, đường không còn chảy tự do và được gọi là “đóng bánh”.

Các sản phẩm đường mía chủ yếu của các nhà máy đường gồm đường thô và đường tinh luyện, do vị trí địa lý và điều kiện tự nhiên tại mỗi vùng trồng mía khác nhau nên “chữ đường” (CCS) và hàm lượng các tạp chất phi đường cũng khác nhau dẫn đến các đặc điểm hình học và tính chất nhiệt vật lý của đường được sản xuất tại mỗi vùng cũng không đồng nhất. Theo tiêu chuẩn quốc gia TCVN, độ ẩm yêu cầu của đường thô để bảo quản phải không lớn hơn 0,2% (TCVN 6961 : 2001) và đối với đường tinh luyện không lớn hơn 0,05% (TCVN 6958 : 2001) nên việc sấy đường và nghiên cứu các đặc tính của đường được sản xuất ở mỗi vùng miền cũng cần được làm sáng tỏ.

Công việc sấy đường tinh luyện sau công đoạn ly tâm là cần thiết để bảo quản đường lâu dài và đảm bảo độ ẩm đường theo tiêu chuẩn. Máy sấy thùng quay được sử dụng rộng rãi trong kỹ thuật sấy đường nhưng từ khi công nghệ tầng sôi phát triển trong lĩnh vực sấy thì máy sấy tầng sôi dần được ứng dụng nhiều hơn.

Để giải quyết vấn đề tiêu hao năng lượng trong quá trình sấy, phương pháp sấy tầng sôi kiểu xung khí (pulsed fluidized bed) đã được đề xuất trong thời gian gần đây. Phương pháp sấy tầng sôi xung khí cho phép giảm lưu lượng tác nhân sấy cấp vào trong cùng một năng suất sấy so với sấy tầng sôi thông thường. Một số nghiên cứu đã công bố cho thấy kết quả khả quan về mặt tiết kiệm năng lượng của phương pháp sấy này. Mặt khác, để xử lý cho các trường hợp khi sấy vật liệu dạng tinh thể, giữa các hạt có xu hướng dính, kết khối và đóng bánh thì kiểu sấy tầng sôi xung khí sẽ dễ dàng tách liên kết giữa các hạt bằng cách thay đổi trạng thái cấp khí đột ngột. Nhờ tác động bằng dòng tác nhân khí nên va đập cơ học giữa vật liệu sấy và ghi phân phối tác nhân sấy được giảm thiểu nên các hạt vật liệu ít bị bào mòn các cạnh, ít bị vỡ hạt dẫn đến tỷ lệ thu hồi sản phẩm và chất lượng sấy sẽ tốt hơn.

Các nghiên cứu về sấy tầng sôi xung khí trên thế giới cũng còn tồn tại nhiều vấn đề chưa được giải quyết đặc biệt trong quá trình sấy đường RS bao gồm đặc tính thủy khí và động học, quá trình truyền nhiệt – truyền ẩm và vấn đề tiết kiệm năng lượng.

Như vậy, việc nghiên cứu kỹ thuật đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí là cần thiết nhằm giải quyết bài toán sấy thực tiễn để đáp ứng mục tiêu nâng cao chất lượng sản phẩm và tiết kiệm năng lượng trong bối cảnh hội nhập toàn cầu.

Mục đích chính của luận án là nghiên cứu cơ chế giả lỏng, truyền nhiệt – truyền ẩm khi sấy đường tinh luyện RS bằng kỹ thuật mô phỏng số, từ đó xây dựng được chế độ sấy và tối ưu hóa được các thông số công nghệ chính ảnh hưởng đến quá trình sấy.

2. Mục tiêu nghiên cứu

- Xác định được mô hình toán và hệ phương trình mô tả quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí.
- Xác định được các yếu tố công nghệ ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm sấy, tiêu hao năng lượng nhiệt, năng lượng điện trong quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí.
- Xây dựng được chế độ sấy đường tinh luyện RS hợp lý nhằm giảm chi phí của quá trình sấy, nâng cao chất lượng sản phẩm sấy.
- Xác định được các giá trị về tiết kiệm năng lượng trong quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí.

3. Phạm vi và đối tượng nghiên cứu

a. Phạm vi nghiên cứu

Nghiên cứu lý thuyết và thực nghiệm quá trình sấy đường tinh luyện RS trên mô hình sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ, năng suất 5 kg/mẻ.

b. Đối tượng nghiên cứu

Đường tinh luyện RS (Refined Standard) sau công đoạn ly tâm, được sản xuất tại công ty mía đường Cần Thơ (CASUCO), phân bố kích thước hạt trong khoảng 400 – 1200 μm , độ ẩm ban đầu đạt $1,5\% \pm 0,05$.

Độ ẩm và màu sắc sản phẩm sau khi sấy là các hàm mục tiêu khi đánh giá chất lượng sản phẩm sấy, tiêu hao điện năng riêng và nhiệt năng riêng là các yếu tố đánh giá chi phí năng lượng của quá trình sấy.

4. Phương pháp nghiên cứu

Để đạt được các mục tiêu đề ra trong nghiên cứu, luận án đã sử dụng các phương pháp nghiên cứu như sau:

- Phương pháp chuyên gia: sử dụng kiến thức thực tế cũng như lý thuyết của các chuyên gia trong lĩnh vực sấy và bảo quản; các tác giả đã có các công trình công bố về kỹ thuật và thiết bị sấy tầng sôi, đặc biệt là sấy tầng sôi xung khí.
- Phương pháp kế thừa: kế thừa kiến thức lý thuyết và các công trình đã công bố trong các tài liệu kỹ thuật, sách, tạp chí chuyên ngành trên thế giới và trong nước.
- Phương pháp giải tích toán học: sử dụng để giải quyết các bài toán trao đổi nhiệt-ẩm, các thông số nhiệt vật lý, vận tốc sôi tối thiểu, tổn thất áp suất.
- Phương pháp mô phỏng số: xác định các thông số thủy khí và động học của quá trình sấy tầng sôi xung khí.
- Phương pháp thực nghiệm: thiết kế, chế tạo mô hình vật lý sấy tầng sôi xung khí để thực nghiệm xác định các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình sấy đường tinh luyện RS, từ đó xây dựng được chế độ sấy hợp lý.

5. Nội dung nghiên cứu

Để đạt được mục tiêu đề ra, luận án phải thực hiện các nội dung chính như sau:

- Tìm hiểu về đường tinh luyện RS, công nghệ sấy đường trong nước và trên thế giới, phân tích các công trình nghiên cứu đã được công bố, từ đó đánh giá và đề xuất phương pháp sấy phù hợp với đường tinh luyện RS trong điều kiện sản xuất tại Việt Nam.
- Nghiên cứu thực nghiệm xác định các thông số hình học và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS.
- Nghiên cứu thực nghiệm xác định một số thông số thủy khí trong sấy tầng sôi xung khí.
- Xác định mô hình toán và hệ phương trình mô tả quá trình giả lỏng, truyền nhiệt và truyền ẩm trong quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ.
- Giải hệ phương trình bằng phương pháp số để xác định các thông số thủy khí, động học của quá trình sấy tầng sôi xung khí.
- Thiết kế, chế tạo mô hình vật lý sấy đường tầng sôi xung khí, năng suất 5 kg/m².
- Nghiên cứu thực nghiệm sấy đường tinh luyện RS trên mô hình để kiểm chứng kết quả nghiên cứu lý thuyết đã thực hiện.
- Nghiên cứu thực nghiệm xây dựng chế độ sấy đường RS theo hướng đảm bảo chất lượng sản phẩm theo tiêu chuẩn và tiết kiệm năng lượng.
- Đánh giá khả năng tiết kiệm năng lượng của phương pháp sấy tầng sôi xung khí so với phương pháp sấy tầng sôi thông thường.

6. Đóng góp mới của luận án

Luận án “Nghiên cứu kỹ thuật sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí” bao gồm các đóng góp mới sau đây:

1. Xây dựng được bộ thông số hình học và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS bao gồm: đường kính tương đương, cầu tính, khối lượng riêng, khối lượng thể tích, nhiệt dung riêng, hệ số dẫn nhiệt, độ ẩm cân bằng và hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng.
2. Xác định được một số thông số thủy khí của quá trình sấy tầng sôi xung khí đối với đường tinh luyện RS bao gồm: độ rỗng của lớp hạt tĩnh và lớp hạt sôi tối thiểu, vận tốc sôi tối thiểu, tổn thất áp suất qua lớp hạt tĩnh và lớp hạt sôi tối thiểu.
3. Xác định và giải được mô hình toán học mô tả quá trình giả lỏng khối hạt khi sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp cấp khí kiểu xung.
4. Xác định được cơ chế giả lỏng, truyền nhiệt – truyền ẩm, các thông số thủy khí và động học của quá trình sấy.
5. Xác định được các thông số công nghệ chính và thiết lập được mối quan hệ tương quan về sự ảnh hưởng của các thông số công nghệ đến chất lượng sản phẩm sấy và tiêu hao năng lượng trong quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí.
6. Xây dựng được 3 phương trình toán hồi quy để xác định được tổng chênh lệch màu sản phẩm đường khi sấy, tiêu hao điện năng riêng và tiêu hao nhiệt năng riêng của quá trình sấy đường RS bằng phương pháp sấy tầng sôi xung khí:
 Hàm tổng chênh lệch độ màu:

$$Y_1 = 87,73 - 2,77Z_1 + 27,72Z_2 - 15,21Z_3 - 0,17Z_1Z_2 + 0,14Z_1Z_3 + 0,02Z_1^2 - 4,43Z_2^2 + 2,59Z_3^2 \quad (1)$$
 Hàm tiêu hao điện năng riêng:

$$Y_2 = -1610,4 - 48,79Z_1 - 134,27Z_2 + 35,25Z_3 - 4,45Z_1Z_2 - 0,248Z_1^2 \quad (2)$$
 Hàm tiêu hao nhiệt năng riêng:

$$Y_3 = -929,5 + 41,06Z_1 - 414,12Z_2 + 1065,7Z_3 + 11,43Z_1Z_3 - 140,09Z_2^2 + 132,5Z_3^2 \quad (3)$$
7. Xây dựng được chế độ sấy đường tinh luyện RS hợp lý bằng phương pháp tầng sôi xung khí bao gồm nhiệt độ sấy $67,1^\circ\text{C}$, vận tốc tác nhân sấy $1,73 \text{ m/s}$, tần số xung khí $0,51 \text{ Hz}$.
8. Đánh giá được tiêu hao nhiệt năng riêng của quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí thấp hơn 30% so với phương pháp sấy tầng sôi thông thường.

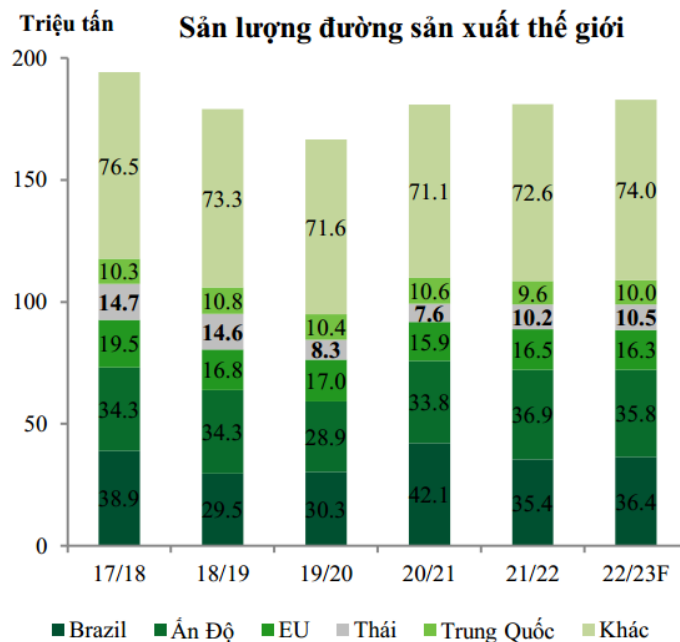
Chương 1

TỔNG QUAN

Trong chương này, luận án tập trung trình bày về đối tượng nghiên cứu bao gồm công nghệ sản xuất, các đặc tính lý hóa, các loại máy sấy hiện đang sử dụng sấy đường tinh luyện RS. Đặc biệt, trong chương trình bày về nguyên lý và các tính chất thủy động học của quá trình sấy tầng sôi, các tồn tại của sấy tầng sôi thông thường từ đó dẫn đến cần phải tăng cường sự giả lỏng khô hạt trong kỹ thuật sấy tầng sôi thông qua giải pháp sấy tầng sôi xung khí. Ngoài ra, các dạng máy sấy tầng sôi xung khí, những nghiên cứu về phương pháp sấy tầng sôi xung khí trong nước và trên thế giới cũng được đề cập.

1.1. Tổng quan về đường

Đường là một trong những loại gia vị phổ biến trong bữa ăn hàng ngày và là nguyên liệu quan trọng trong lĩnh vực bánh kẹo. Thông thường, đường là tên gọi chung của sucrose, chất làm ngọt kết tinh rắn cho thực phẩm và đồ uống. Sucrose được tìm thấy trong hầu hết các loại thực vật, nhưng ở nồng độ đủ để thu hồi thương mại chỉ ở cây mía và củ cải đường [1]. Loại đường đang được sử dụng đa số trong cuộc sống hàng ngày hiện nay là đường tinh luyện.



Hình 1.1 Sản lượng đường sản xuất trên thế giới từ 2017–2023 [2]

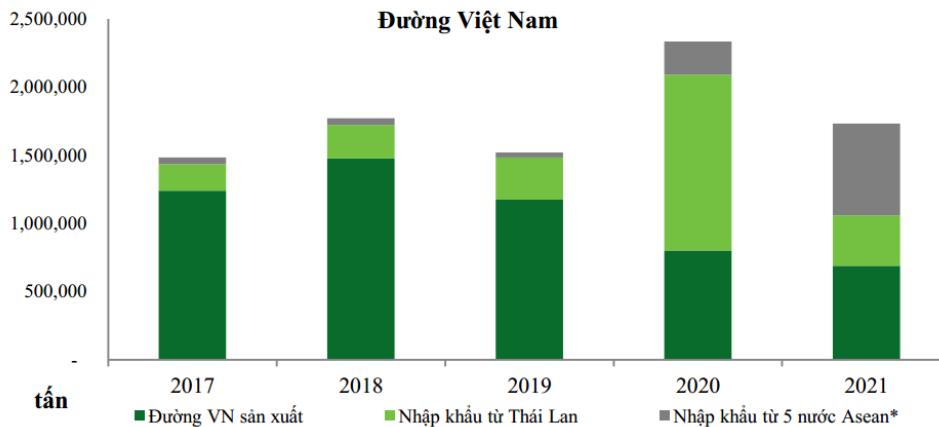
Theo tổ chức Đường Quốc tế (ISO) [2], sản lượng đường sản xuất trên thế giới trong năm 2022–2023 ước đạt 183 triệu tấn, với các nước có sản lượng sản xuất cao nhất là Brazil, Ấn Độ, Trung Quốc và Thái Lan (Hình 1.1). Tại Việt Nam, theo báo cáo của hiệp hội mía đường Việt Nam (VSSA) [3], diện tích trồng mía trong nước giảm một

nửa, sản lượng đường sản xuất thấp nhất trong 20 năm và kể từ năm 2020 lượng đường sản xuất chỉ đáp ứng khoảng hơn 1/3 nhu cầu trong nước từ 2019 đến nay, phần còn lại phải nhập khẩu (Bảng 1.1).

Bảng 1.1 Tình hình trồng mía và sản xuất đường trong nước từ 2016–2022 [3]

Niên độ	2016/17	2017/18	2018/19	2019/20	2020/21	2021/22
Diện tích mía (ngàn ha)	274,3	269,1	192,4	157,8	152,9	148,2
% so cùng kì		-7,9%	-28,5%	-18,0%	-3,1%	-3,1%
Sản lượng sản xuất (triệu tấn)	1,24	1,48	1,17	0,80	0,69	0,87
% so cùng kì		19,0%	-20,4%	-31,7%	-14,0%	26,6%
Số lượng nhà máy đường	41	37	36	29	29	24

Cũng theo báo cáo này, sản lượng đường sản xuất không đủ đáp ứng nhu cầu cũng như đường sản xuất trong nước không cạnh tranh được với các nước khác là nguyên nhân dẫn đến tình trạng nhập siêu đường (Hình 1.2). Do đó, tăng sản lượng sản xuất, nâng cao chất lượng, giảm chi phí sản xuất đường trong nước là các biện pháp cấp bách để nâng cao khả năng cạnh tranh của đường Việt Nam so với thế giới.



Hình 1.2 Tình hình sản xuất và nhập khẩu đường trong nước từ 2017–2021 [3]

(a) Phân loại đường

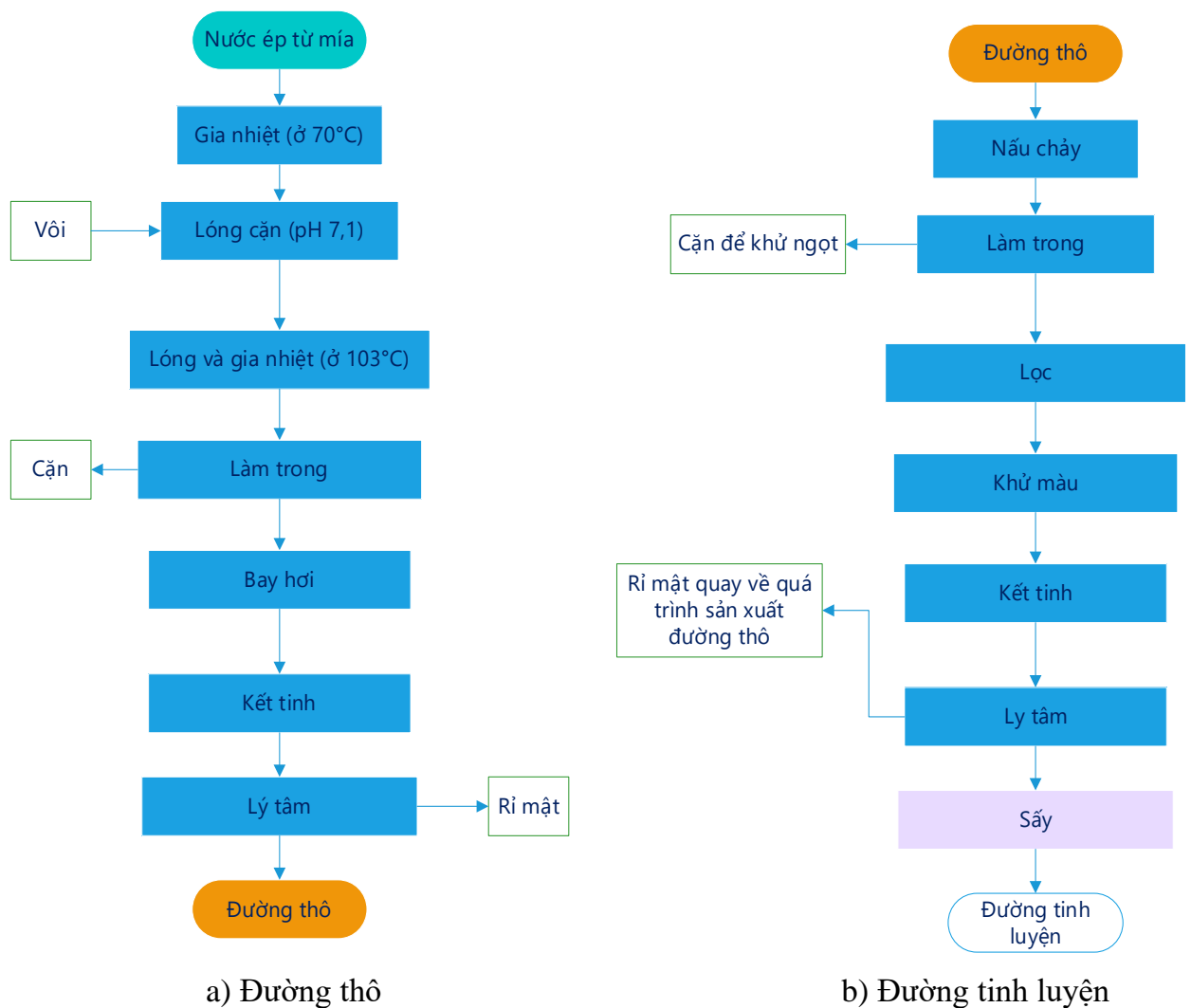
- Theo chức năng: đường thông thường, đường ăn kiêng
- Theo hình dạng – màu sắc: đường khối, đường trắng, đường vàng, đường nâu
- Theo ứng dụng cụ thể: sản xuất nước giải khát, sữa và các chế phẩm từ sữa, cà phê hoà tan, bánh kẹo, thức ăn công nghiệp,...
- Theo nguyên liệu sản xuất: đường mía, đường củ cải, đường thốt nốt

(b) Các máy sấy đường [4]

- Máy sấy thùng quay (*Rotary drum dryer*)
- Máy sấy sàng rung (*Vibrating fluidized bed dryer*)
- Máy sấy tầng sôi (*Fluidized bed dryer*)

(c) Quy trình sản xuất đường từ mía

Mía từ các ruộng mía được vận chuyển bằng ghe đưa về nhà máy đường. Sau khi cân xác định trọng lượng, mía được đưa qua hệ thống dao chặt hoặc búa đập nhằm cắt hoặc đánh toi mía ra và tiếp tục đi vào máy ép để trích nước mía, từ đó đưa vào sản xuất đường thô theo quy trình ở Hình 1.3a và từ đường thô thông qua quy trình khác để sản xuất thành đường tinh luyện (Hình 1.3b). Phần bã mía sẽ được đưa sang phân xưởng lò hơi để dùng làm nguyên liệu đốt lò cung cấp hơi cho turbine phát điện và phục vụ công nghệ. Quy trình cơ bản nhất để sản xuất đường thô và đường tinh luyện được trình bày trên Hình 1.3.



Hình 1.3 Quy trình sản xuất đường thô và đường tinh luyện [5]

(d) Chất lượng đường sản xuất từ mía

“Chữ đường” (Commercial Cane Sugar – viết tắt là CCS) là số đơn vị khối lượng đường sucrose theo lý thuyết có thể sản xuất từ 100 đơn vị khối lượng mía. Do điều kiện khí hậu có ảnh hưởng lớn đến độ chín và sự tích tụ đường trong cây mía nên quá trình sản xuất, thu hồi đường và chất lượng đường ở các vùng trên thế giới cũng khác nhau [6], [7].

Tại Việt Nam, mặc dù năng suất mía ở khu vực miền Nam cao hơn nhiều ở miền Bắc và miền Trung (82 tấn/ha so với 58–60 tấn/ha). Tuy nhiên, xét về chất lượng, chữ đường ở miền Bắc (CCS = 10,3%) lại cao hơn so với miền Nam và miền Trung (CCS = 9,2 – 9,3%) [8]. Vì chữ đường liên quan đến quá trình sản xuất đường thành phẩm nên các đặc điểm của đường ở các vùng trong nước cũng khác nhau.

1.2. Tính chất lý hóa của đường

Đường, hay thường gọi là đường ăn, có thành phần chủ yếu là Sucrose (glucose + fructose) có công thức phân tử $C_{12}H_{22}O_{11}$, tên gọi hóa học khác là α -D-glucopyranozyl-(1→2)- β -D-fructofuranoside (để phân biệt với đường khử), với các thông số lý hóa cơ bản như trình bày trên Bảng 1.2.

Bảng 1.2 Thông số vật lý của sucrose [1]

Phân tử lượng	342,296 g/mol
Khối lượng riêng	1,55 g/cm ³
Nhiệt độ nóng chảy	186 – 188°C
Nhiệt dung riêng (ở 35°C)	1,39 kJ/kg.K
Độ hòa tan (ở 20°C)	211,5 g/100ml H ₂ O

1.3. Đặc điểm của đường tinh luyện RS

Đường tinh luyện RS (Refined standard) là các vật liệu được hình thành từ quá trình kết tinh, độ ẩm sau công đoạn sau ly tâm thường khoảng từ 0,5 – 1,5% [4], [5], [9] và phải được sấy ngay, nếu không chỉ sau một thời gian ngắn chúng cũng bị kết dính và đóng bánh, đặc biệt khi có tác động nhiệt thì chúng càng dễ bị kết dính. Thực tế đặc tính kết dính sẽ gây khó khăn trong việc sấy khô trong tầng sôi, trong khi yêu cầu chất lượng sản phẩm sấy phải cao [10], [11].

Độ ẩm đường tinh luyện: Rodgers và Lewis [12] đã phân loại ẩm trong đường tinh luyện gồm 03 dạng:

- Ẩm bề mặt (Free Moisture): màng nước mỏng trên bề mặt tinh thể đường sau khi ra khỏi máy ly tâm. Độ ẩm này tương đối dễ dàng tách ra trong quá trình sấy.

- Ẩm liên kết (Bound Moisture): còn được gọi là độ ẩm có thể dịch chuyển, một lượng nước trên bề mặt của các tinh thể được liên kết và giữ lại bởi đường vô định hình (amorphous). Lớp vỏ vô định hình có độ thấm thấp này được hình thành trong quá trình làm khô đường ban đầu, khi làm cho ẩm thoát ra nhanh cho phép sucrose kết tinh trên bề mặt tinh thể. Độ ẩm này là nguyên nhân lớn nhất gây ra hiện tượng đóng bánh và phải được loại bỏ bằng cách sấy.
- Ẩm bên trong (Inherent Moisture): ẩm bị giữ lại trong các tinh thể và chỉ được giải phóng bằng cách hòa tan hoặc nghiền. Không có bằng chứng về sự di chuyển của độ ẩm này và nó được cho là không đóng vai trò gì trong quá trình đóng bánh.

Trong thực tế, hiện tượng đóng bánh thường xảy ra do sự thay đổi độ ẩm tương đối của không khí tiếp xúc với đường, thường là do chênh lệch nhiệt độ. Khi đường tiếp xúc với không khí có độ ẩm tương đối lớn hơn độ ẩm cân bằng của đường thì đường sẽ hấp thụ ẩm từ không khí. Sự hấp thụ này làm giảm áp suất riêng phần của nước tại bề mặt và hơi ẩm di chuyển vào bên trong tinh thể. Trong quá trình này, đường ở bề mặt bị hòa tan một phần khi nó tiếp tục hấp thụ ẩm từ không khí. Do đó, đường dần trở nên ẩm hơn nên khi điều kiện môi trường xung quanh thay đổi, ẩm bề mặt bị bay hơi, đường bị kết tinh lại và do đó đóng bánh [11].

Các sản phẩm đường mía của yếu ở nước ta là đường thô (đường vàng) và đường tinh luyện, phụ thuộc vào thành phần đường sucrose có trong dung dịch tính theo phần trăm khối lượng dung dịch đường (độ Pol). Theo tiêu chuẩn Việt Nam, độ Pol của đường thô $\geq 98,5\%$, đường tinh luyện $\geq 99,8\%$. Do nhu cầu tiêu thụ đường thô thấp nên các nhà máy mía đường thường sử dụng đường thô để sản xuất đường tinh luyện.

Bảng 1.3 Các chỉ tiêu cảm quan của đường tinh luyện RS [13]

Chỉ tiêu	Yêu cầu
Ngoại hình	Tinh thể màu trắng, kích thước tương đối đồng đều, toi khô không vón cục
Mùi, vị	Tinh thể đường hoặc dung dịch đường trong nước có vị ngọt, không có mùi vị lạ.
Màu sắc	Tinh thể trắng óng ánh. Khi pha vào nước cất cho dung dịch trong suốt.

Thông thường, độ ẩm của đường yêu cầu để bảo quản phải không lớn hơn 0,2% [14] đối với đường thô và không lớn hơn 0,05% [13] đối với đường tinh luyện nên cần thiết phải sấy đường trước khi bảo quản. Ngoài ra, các chỉ tiêu cảm quan (Bảng 1.3) và

các chỉ tiêu lý – hóa của đường tinh luyện (Bảng 1.4), phải phù hợp với TCVN 6958: 2001 và TCVN 6961: 2001.

Trong quá trình sản xuất đường, hàm lượng tạp chất phi đường của mía ở các vùng mía cũng khác nhau. Các tạp chất phi đường này bao gồm: chất keo, SiO_2 , P_2O_5 , CaO , $\text{CaO}+\text{MgO}$, muối gốc SO_4^{2+} và tro. Hàm lượng các tạp chất phi đường sẽ ảnh hưởng đến độ dẫn điện của đường cho dù phần trăm khối lượng tro dẫn điện yêu cầu đối với đường tinh luyện theo TCVN 6961: 2001 (Bảng 1.4) là không lớn hơn 0,03% [4].

Bảng 1.4 Các chỉ tiêu lý – hóa của đường tinh luyện RS [13]

STT	Tên chỉ tiêu	Mức
1	Độ Pol, ($^{\circ}\text{Z}$), không nhỏ hơn	99,80
2	Hàm lượng đường khử, % khối lượng (m/m), không lớn hơn	0,03
3	Tro dẫn điện, % khối lượng (m/m), không lớn hơn	0,03
4	Sự giảm khối lượng khi sấy ở 105°C trong 3 giờ, % khối lượng (m/m), không lớn hơn	0,05
5	Độ màu, đơn vị ICUMSA, không lớn hơn	30

Do yêu cầu của các ngành sản xuất khác nhau, yêu cầu sử dụng đường thành phẩm có độ ẩm nhỏ (0,05 – 0,2%) nên cần thiết phải sấy [11], [10], [11], [15], [16]. Việc sấy đường sau khi ly tâm là cần thiết để bảo quản lâu dài và đảm bảo độ ẩm theo tiêu chuẩn. Để đảm bảo việc xuất khẩu đường ra các nước trên thế giới, tiêu chuẩn về đường tinh luyện của Việt Nam cũng phù hợp với tiêu chuẩn của tổ chức Đường Quốc tế (ISO) về các chỉ tiêu cảm quan và lý – hóa [17]. Tuy nhiên, do sự khác nhau về vị trí địa lý và điều kiện khí hậu như đã phân tích ở mục 1.1 nên các thông số về hình học, thủy khí cũng như tính chất nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS cũng khác nhau. Để đảm bảo mô hình mô phỏng quá trình sấy đường tinh luyện RS được chính xác thì các thông số này cần được phân tích và xác định.

Có 3 dạng máy sấy đường thường được sử dụng là máy sấy thùng quay, máy sấy sàng rung và máy sấy tầng sôi [4], [18]. Kỹ thuật sấy và máy sấy đường trên thế giới cho ra đời nhiều mẫu máy, tùy theo trình độ và khả năng đầu tư mà lựa chọn loại máy sấy phù hợp.

Đối với việc sấy các hạt có kích thước trong phạm vi từ 50 – 2000 μm , máy sấy tầng sôi có nhiều ưu điểm hơn các máy sấy truyền thống khác (máy sấy thùng quay, máy sấy băng tải, máy sấy khay liên tục), cụ thể là [19]:

- Tốc độ sấy cao do sự tương tác tốt giữa khí và hạt dẫn đến hệ số truyền nhiệt và truyền khối rất cao.
- Hiệu suất nhiệt cao hơn, đặc biệt nếu sử dụng các bộ trao đổi nhiệt bên trong buồng sấy để cung cấp nhiệt cho quá trình sấy.
- Vốn đầu tư và chi phí bảo dưỡng thấp hơn so với máy sấy thùng quay.
- Dễ dàng vận hành và điều khiển tự động.

Tuy nhiên, chúng cũng có một số hạn chế như sau [19]:

- Tiêu thụ điện năng cao do hoạt động ở chế độ sôi dẫn đến tổn thất áp suất tác nhân sấy lớn.
- Quạt cấp tác nhân sấy yêu cầu có cột áp cao hơn.
- Tính cơ động thấp và khó giải lỏng đối với vật liệu quá ướt.

1.4. Các tính chất thủy động học của quá trình sấy tầng sôi

a. Cầu tính

Xét một khối hạt rời ở trạng thái tĩnh (trạng thái tự nhiên) các hạt chịu lực dính lẫn nhau và trọng lực của hạt. Để khối hạt có thể giãn ra và chuyển qua trạng thái linh động cần phải tác động vào khối hạt một dòng khí có giá trị lớn hơn vận tốc cân bằng. Với lớp hạt sôi ổn định, vận tốc dòng khí qua lớp hạt U_g (m/s) được xác định qua tiêu chuẩn Reynolds:

$$U_g = \frac{Re \cdot \mu_g}{\rho_g \cdot d_p} \quad (1.1)$$

Như vậy nếu hạt có dạng tròn hay hình cầu thì kích thước của hạt rất dễ dàng xác định và được mô tả bằng đường kính của nó. Tuy nhiên trong tự nhiên cũng như trong thực tế sản xuất, quy trình công nghệ lại không thể tạo ra được hoặc hiếm khi gặp hạt cầu, hầu hết các hạt đều có hình dạng bất kỳ. Do vậy, khi tính toán bắt buộc kích thước các hạt phải được quy về kích thước trung bình, và tính toán giá trị kích thước hạt dựa trên khái niệm hệ số cầu tính ϕ . Một hạt không có dạng hình cầu được xác định bằng định nghĩa “cầu tính”, ϕ là đại lượng không thứ nguyên.

$$\phi = \frac{\text{Diện tích khối cầu có cùng thể tích với hạt}}{\text{Diện tích bề mặt của hạt}} \quad (1.2)$$

Theo Nguyễn Văn Lụa [20], hệ số hình dạng của hạt là ψ và nghịch đảo của hệ số hình dạng được gọi là cầu tính của hạt: $\phi = 1/\psi$. Hệ số hình dạng của các hạt bất kỳ được mô tả khái quát theo Bảng 1.5.

Bảng 1.5 Hệ số hình dạng hình học một số loại hạt bất kỳ

Hình dạng hạt	tròn	góc cạnh	dài kim	bản mỏng
Hệ số ψ	1,3	1,52	1,72	2,33

Tiêu chuẩn Anh BS 4359 [21] cung cấp các giá trị đo lường về cầu tính của một số loại hạt thông dụng và có giá trị nằm trong khoảng từ 0,28 – 0,95 (Bảng 1.6). Việc đo diện tích bề mặt hạt yêu cầu phải có thiết bị và thực hiện trong phòng thí nghiệm.

Bảng 1.6 Cầu tính một số hạt thông dụng [21]

Vật liệu	Cầu tính	Vật liệu	Cầu tính
Hạt cát (tròn)	0,92	Hạt nhôm oxyt	0,3 – 0,8
Hạt cát có cạnh	0,66	Hạt đá vôi	0,5 – 0,9
Hạt than đá (nghiền)	0,6 – 0,75	Hạt muối tinh	0,84
Hạt mica	0,28	Bột nghiền	0,89

b. Vai trò của vận tốc sôi tối thiểu

Các giai đoạn của tầng sôi phần lớn dựa vào vận tốc khí thổi xuyên qua lớp hạt. Theo [22] các giai đoạn giả lỏng lớp hạt có thể tóm tắt lại như sau: a) Lớp hạt ở trạng thái tĩnh; b) Lớp hạt bắt đầu giãn nở; c) Lớp hạt sôi; d) Hình thành bọt trong lớp; e) Lớp hạt bị lôi cuốn theo dòng khí.

Một lượng vật liệu rắn mịn được biến đổi thành lớp hạt sôi nhờ tác động nâng của dòng khí đi xuyên qua lớp vật liệu đó. Do đó, ba giai đoạn có thể xác định được trong tầng sôi là dựa vào vận tốc khí thổi xuyên qua, bao gồm: (1) Lớp hạt tĩnh ($U < U_{mf}$), (2) Lớp hạt giãn nở hay tầng sôi ($U_{mf} \leq U < U_c$), (3) Lớp hạt bị lôi cuốn theo dòng khí hay vận chuyển khí động ($U \geq U_c$).

Khi dòng khí được thổi lên trên với vận tốc rất thấp thì nó sẽ thấm thấu qua các lỗ trống mà không làm xáo trộn lớp vật liệu. Đó là giai đoạn lớp hạt ở trạng thái tĩnh (tầng tĩnh). Nếu vận tốc dòng khí đủ lớn thì nó sẽ đẩy lớp hạt chuyển động chuyển động xáo trộn như hiện tượng sôi của chất lỏng. Giai đoạn đó được gọi là tầng sôi. Sau giai đoạn giả lỏng nếu vận tốc khí tăng thêm nữa thì lớp hạt bị giãn nở đáng kể cùng với việc gia tăng lỗ trống và giai đoạn hình thành bọt xuất hiện. Nếu vận tốc khí tăng thêm nữa thì lực nâng của khí sẽ thổi vật liệu ra khỏi buồng chứa, gọi là giai đoạn vận chuyển bằng khí động.

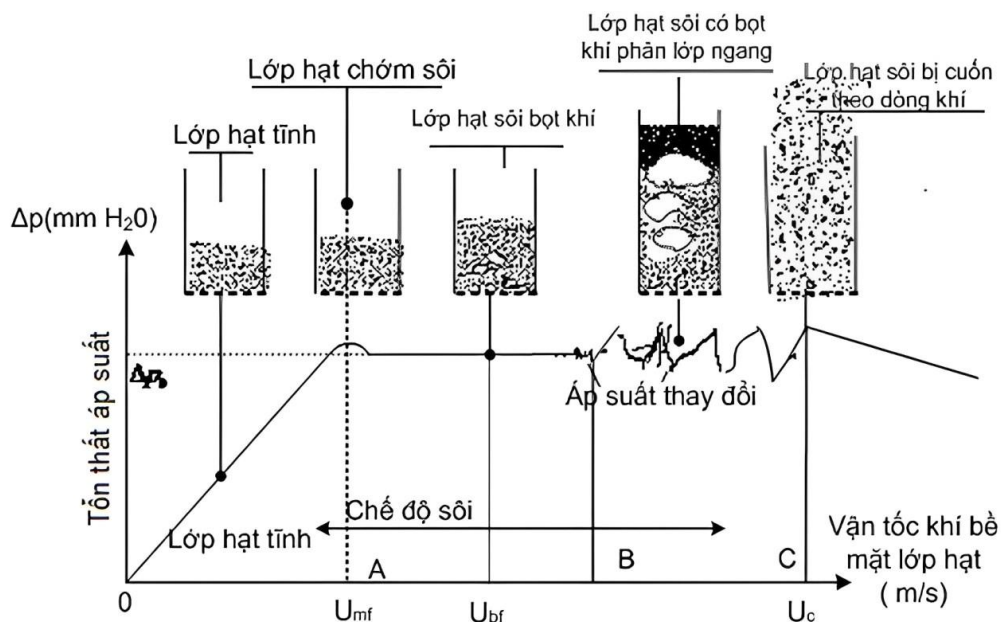
Trong lớp hạt tĩnh thì các hạt vật liệu tiếp xúc trực tiếp với nhau nâng đỡ lẫn nhau. Trong lớp hạt giãn nở thì các hạt có một khoảng cách tự do trung bình với nhau và được nâng bởi lực nâng của khí. Giai đoạn giãn nở có tính chất của chất lưu nên cũng được gọi là tầng sôi hay lớp hạt sôi. Lớp hạt tĩnh đạt được khi vận tốc bề mặt qua lớp

hạt nhỏ hơn nhiều so với vận tốc sôi tối thiểu. Tầng sôi đạt được khi vận tốc tới nằm giữa (trung gian) giữa vận tốc sôi tối thiểu và vận tốc tới hạn. Lớp hạt bị lôi cuốn theo dòng khí khi vận tốc bề mặt lớn hơn rất nhiều so với vận tốc tới hạn của hạt (U_c).

Vấn đề đặt ra là xác định được giá trị vận tốc sôi tối thiểu (U_{mf}) mà tại đó tầng sôi bắt đầu hình thành. Vì vậy, vấn đề chính yếu là làm sao tối ưu được giá trị U_{mf} để tăng hiệu suất tầng sôi.

c. Vai trò của tổn thất áp suất qua lớp hạt (độ sụt áp)

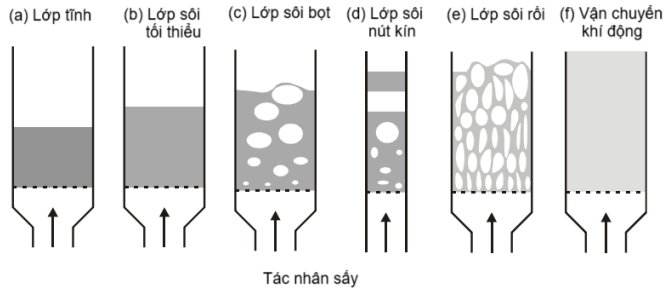
Khi chất khí thổi xuyên qua lớp vật liệu, nó sẽ tác dụng lực nâng lên các hạt và kết quả là gây ra tổn thất áp suất ngang qua lớp (Hình 1.4). Vận tốc của lưu chất tăng, thì tổn thất áp suất cũng tăng. Khi vượt qua trạng thái sôi tối thiểu, tổn thất áp suất ngang qua lớp vẫn không đổi (thậm chí ngay khi vận tốc của lưu chất tăng thêm nữa) và bằng với trọng lực thực tế của lớp hạt trên đơn vị diện tích.



Hình 1.4 Tổn thất áp suất qua lớp hạt và các chế độ sôi của hạt theo vận tốc [23]

Khi vận tốc khí tăng quá mức cần thiết để giả lỏng lớp hạt, nghĩa là tăng quá vận tốc khí qua lớp hạt sôi tối thiểu, thì lớp hạt bắt đầu hình thành bọt khí. Trường hợp này gọi là tầng sôi bọt. Nếu vận tốc khí tăng quá mức (thừa) thì bọt khí sẽ phát triển lớn đến nỗi các bọt này gần như hay hoàn toàn lấp đầy mặt cắt ngang của ống thúc đẩy hình thành các hạt nút kín tạo nên tầng nút kín (Hình 1.5).

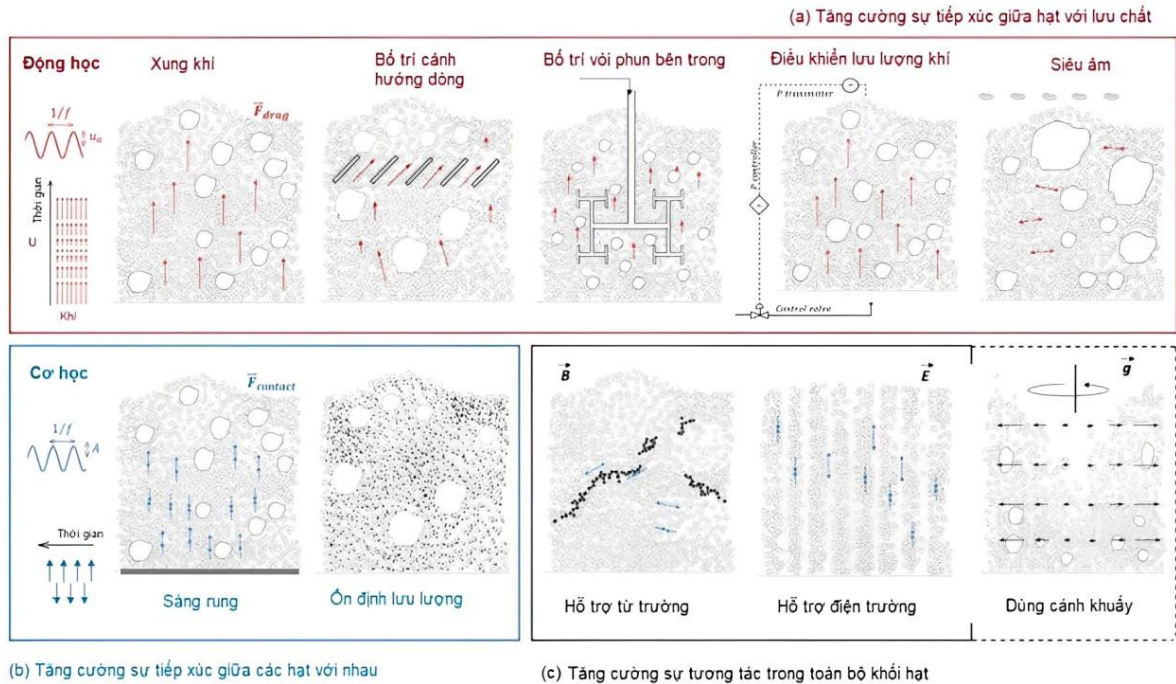
Với các loại bột (vật liệu) mịn hơn, nhẹ hơn và dính kết thì rất khó giả lỏng toàn bộ vật liệu bởi vì lực liên kết nội phân tử của vật liệu thì lớn hơn trọng lực. Vật liệu có xu hướng dính vào nhau và khí đi xuyên qua lớp thông qua các kênh.



Hình 1.5 Các chế độ của lớp hạt sôi [22]

1.5. Tăng cường làm giả lỏng khối hạt trong kỹ thuật tầng sôi

Kỹ thuật tầng sôi là một trong những phương pháp tăng cường sự tiếp xúc giữa tác nhân và khối hạt vật liệu sấy từ đó tăng cường sự trao đổi nhiệt và trao đổi chất. Tuy nhiên, kỹ thuật này vẫn tồn tại những hạn chế nhất định, chẳng hạn hầu hết các vật liệu sấy đều có kích thước đa phân tán nên sự giả lỏng trong dòng khí xảy ra không đồng đều, các hạt có kích thước lớn nhận ít năng lượng hơn. Các hạt kích thước nhỏ thì lại dễ kết dính, tạo nên hiện tượng đóng cục trong lớp hạt, gây cản trở sự giả lỏng khối hạt.



Hình 1.6 Mô tả các phương pháp tái cấu trúc tầng sôi [24]

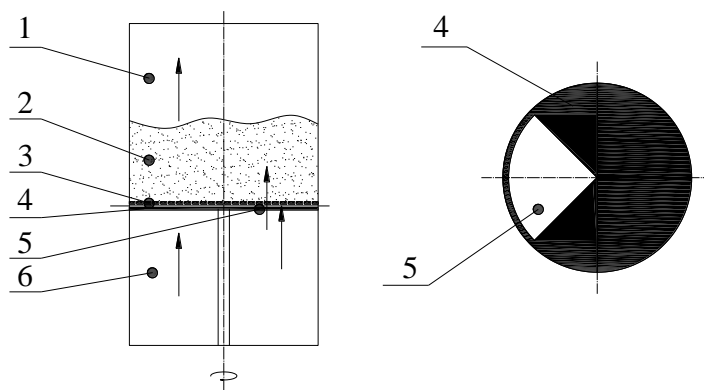
Kỹ thuật tầng sôi hiện đại đang được nghiên cứu khắc phục những nhược điểm của tầng sôi truyền thống bằng cách thay đổi một số thiết kế cơ bản. Chẳng hạn, triệt tiêu sự hỗn loạn về mặt thủy động thay vì để chúng trở thành hỗn loạn không kiểm soát được. Ở đây, phương pháp đặt ra là tìm cách điều chỉnh các điểm chính của thiết kế, sử dụng các thiết bị bổ sung để tạo ra một "tầng sôi có cấu trúc mới" trong đó dòng chuyển động của hạt đồng nhất hơn (Hình 1.6) [24].

Như vậy, xét về các phương pháp động học, phương pháp tầng sôi xung khí có thể được thực hiện dễ dàng nhờ điều khiển dòng khí cấp vào dưới dạng xung (cấp không liên tục) mà không tác động hoặc bố trí thêm các cơ cấu phân phối khí bên trong lớp hạt. Trong khi đó, phương pháp sàng rung hay cánh khuấy trong buồng sấy cũng đã được ứng dụng trong thực tế nhưng chi phí bảo dưỡng cao, hiệu quả thấp đối với các loại hạt như đường mía [18]. Các phương pháp hiện đại khác như hỗ trợ từ trường, điện trường, siêu âm chỉ phù hợp với một số loại vật liệu chuyên biệt nên chưa được nghiên cứu rộng rãi.

1.6. Giới thiệu về tầng sôi xung khí và ứng dụng trong sấy hạt

1.6.1. Nguyên lý hoạt động

Điểm khác biệt về mặt nguyên lý của sấy tầng sôi xung khí là thay cho việc cấp khí nóng liên tục vào khối hạt sấy đối với máy sấy tầng sôi thông thường thì đối với sấy tầng sôi xung khí lại cấp khí nóng vào buồng sấy dưới hình thức gián đoạn theo thời gian thông qua cấu trúc đặc biệt và hoạt động của một đĩa phân phối khí. Kudra và cộng sự [25] đã công bố sáng chế đĩa cấp khí vào buồng sấy dưới hình thức gián đoạn được biểu diễn trên Hình 1.7 và đồ thị mô tả quá trình cấp khí gián đoạn tại Hình 1.8.

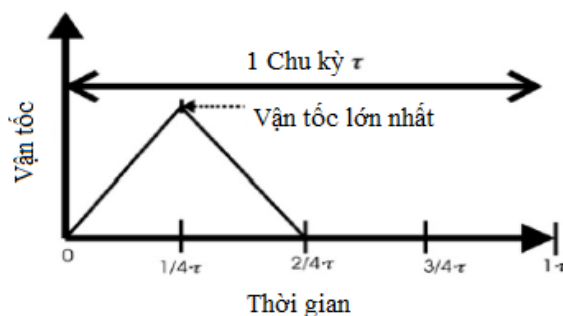


Hình 1.7 Nguyên lý sấy cấp xung khí dạng mẻ [26]

- 1- Buồng sấy; 2- lớp hạt sôi; 3- ghi đỡ hạt; 4- đĩa phân phối khí quay;
5- cửa cấp khí; 6- buồng chứa tác nhân sấy

Bộ phân phối khí cho buồng sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ là một đĩa kim loại (4) được lắp ngay phía dưới ghi phân phối khí (3). Đĩa kim loại được khoét một khoảng trống dạng hình quạt có góc mở 60° (vị trí số 5, Hình 1.7) cho phép dòng khí nóng đi xuyên qua đĩa quay qua ghi phân phối khí (3) và định hướng dòng khí đi vào khối hạt trong quá trình sấy. Khi đĩa (4) quay, khí nóng sẽ được phân phối lần lượt giữa các phần của buồng sấy, gây nên hiệu ứng xung động. Ghi phân phối khí (3) được bố trí phía trên

đĩa quay, có kết cấu dạng phẳng vừa có chức năng đỡ hạt, vừa có chức năng phân phối khí nóng lên khối hạt sấy khi có dòng khí nóng cấp đến. Đĩa phân phối khí quay nhờ được nối với trục của một động cơ. Đĩa này quay cho phép phân phối khí nóng định kì lên từng phần của diện tích ghi đỡ hạt sấy thông qua khoảng trống hình quạt được khoét trên đĩa. Khi đĩa quay sẽ định vị và hình thành một hoặc nhiều đầu phun khí vào khối hạt sấy (số đầu phun khí nóng lên khối hạt sấy phụ thuộc vào số lượng phần khoét trên đĩa cấp khí). Hình 1.7 mô tả đĩa phân phối khí khoét một khoảng trống sẽ hình thành một đầu phun khí). Khi số vòng quay của đĩa phân phối khí thấp, vòi phun khí cũng dịch chuyển trên ghi phân phối khí theo góc quét và lúc này khối hạt sấy sẽ có phần hạt tĩnh, có phần hạt động. Khi đĩa phân phối khí quay số ở vòng quay nhanh đạt đến giá trị nào đó thì lúc này toàn bộ lớp hạt sấy được giả lỏng hoàn toàn và sôi lên giống như sấy tầng sôi thông thường [27]. Vấn đề đặt ra với sấy tầng sôi xung khí là phải tìm ra được số vòng quay hợp lý của đĩa quay (4) để bảo đảm chế độ sấy tầng sôi xung khí có lưu lượng khí cấp vào khối hạt sấy thấp nhất cho phép tiết kiệm năng lượng.

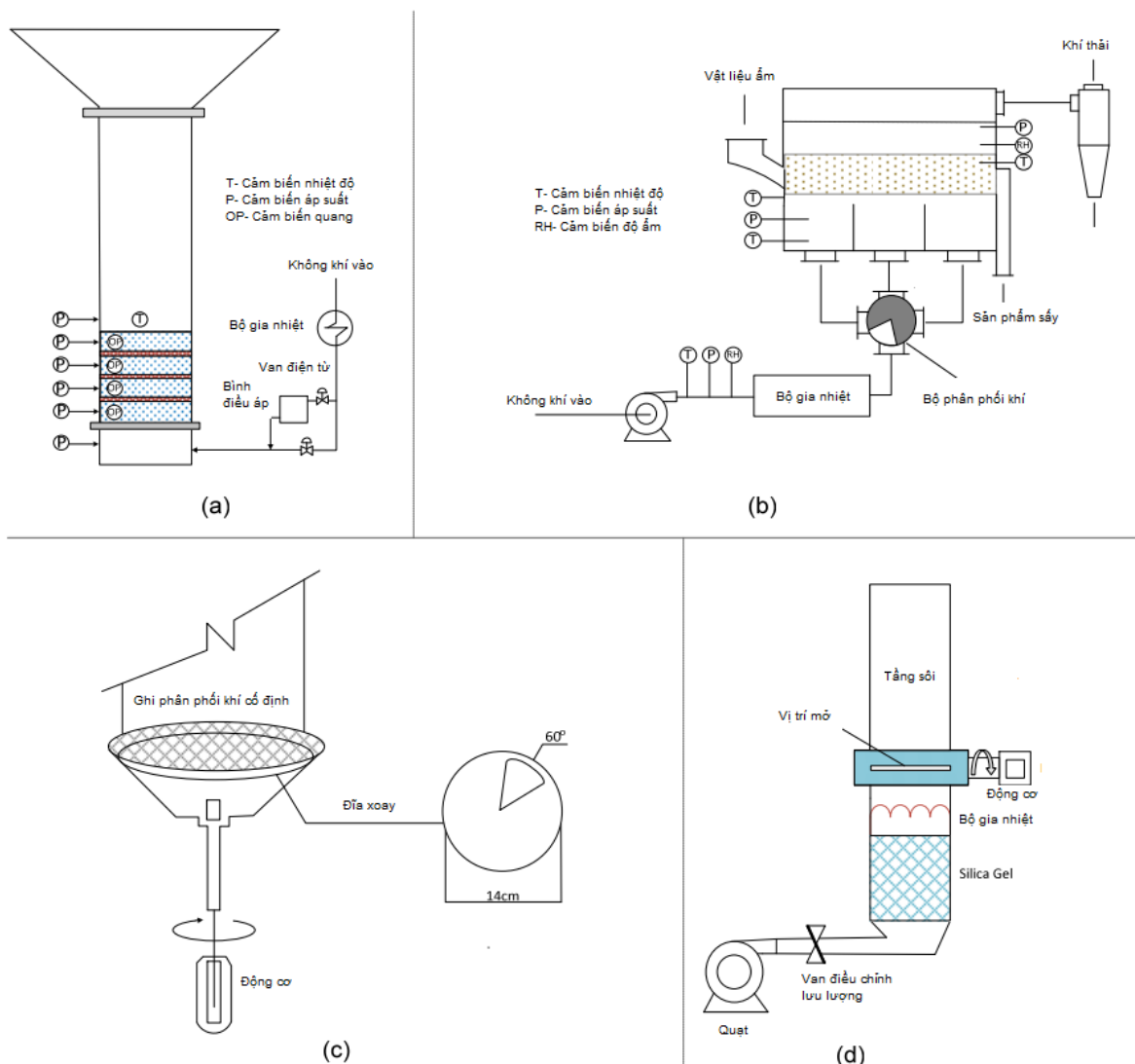


Hình 1.8 Mô tả cách cấp khí theo dạng xung

Thiết bị tạo dòng xung khí (bộ tạo xung) cũng đã được thiết kế và đề xuất bởi các nhà nghiên cứu khác nhau. Bên cạnh van điện từ và van bướm tạo ra các luồng xung khí bằng cách bật và tắt định kỳ [28]–[30] trong Hình 1.9a và kiểu đĩa xoay phân phối không khí vào các khoang khác nhau trong Hình 1.9b [31], [32], các thiết kế khác bao gồm đĩa quay với phần rỗng để khí đi qua thể hiện trong Hình 1.9c [33], [34], cũng như dạng hình trụ nằm ngang với các khe rỗng ở hai bên đối diện trong Hình 1.9d [35]. Tất cả những dạng này đều có khả năng định vị lại pha khí theo định kỳ và tạo ra các xung khác nhau.

Tương tự như nhiều hệ thống cơ học, đặc tính của xung khí được đánh giá bởi tần số xung khí. Massimilla và cộng sự đã kiểm tra ba loại xung khí ở các tần số khác nhau, đó là tần số thấp (1,2 – 2,7 Hz), tần số trung bình (2,7 – 4,8 Hz) và tần số cao (> 4,8 Hz) [36]. Tuy nhiên, Wong và Baird đã thực hiện các thí nghiệm với tầng sôi xung

khí ở tần số dao động trong khoảng 1 – 10 Hz và cho thấy tầng sôi bọt đạt được ở tần số 10 Hz [30]. Sự hòa trộn giữa hạt và khí được cải thiện đáng kể nhờ cấp khí dạng xung.



(a) Van điện từ hoặc van bướm; (b) Bộ phân phối khí xoay;

(c) Đĩa quay có lỗ mở; (d) Trụ xoay nằm ngang có rãnh

Hình 1.9 Các dạng thiết kế khác nhau của tầng sôi xung khí

Pence và Beasley [37] đã chứng minh hiệu quả của xung khí trong việc kiểm soát sự hỗn loạn của lớp hạt sôi. Nghiên cứu đã được tiến hành với tần số dao động lên đến 15 Hz. Kết quả là entropy Kolmogorov với lưu lượng khí cấp dạng xung nhỏ hơn nhiều so với lưu lượng khí cấp liên tục, cho thấy khả năng giảm kích thước bọt khí so với tầng sôi liên tục.

So với các tầng sôi thông thường với lưu lượng khí cấp liên tục, tầng sôi xung khí có thể hoạt động với phạm vi kích thước hạt rộng hơn. Sự tiếp xúc giữa hạt rắn và khí được tăng cường cũng giúp cải thiện tốc độ truyền nhiệt và truyền khối giữa pha rắn với nhau và giữa pha rắn với pha khí. Theo Kobayashi và cộng sự [38], khi cung cấp khí

dưới dạng xung vào máy trộn khoáng chất thì giúp tăng 300% về tính đồng nhất của sản phẩm và tăng 100% công suất xử lý. Nhiều tác giả cũng đã công bố về hiệu quả của tầng sôi xung khí trong kỹ thuật sấy, bao gồm các sản phẩm nông nghiệp như bông cải xanh [34] và hạt củ cải [33]; mùn cưa [33]; bột giấy và bùn giấy [31]; các hóa chất như natri acetate [39] và biopolymer [40] cũng như than nâu [41] và quặng uranium [42]. Ngoài ra, kỹ thuật tầng sôi cũng đã được sử dụng để tăng cường sinh khối [43]–[46]; nhiệt phân [47] và khí hóa [48]–[50].

Reyes và cộng sự [33] đã tính toán các hệ số truyền nhiệt giữa khí nóng và các hạt nền trong máy sấy tầng sôi xung khí với lớp hạt tro trong các điều kiện khác nhau thông qua cân bằng năng lượng. Các thí nghiệm theo quy hoạch thực nghiệm bậc 2 đã cho chứng minh rằng tăng vận tốc và nhiệt độ khí, giảm tốc độ đĩa quay (tức là giảm tần số xung khí) sẽ giúp tăng tiêu chuẩn Nusselt (Nu) trong tầng sôi xung khí, nghĩa là tăng hiệu quả truyền nhiệt. Trong đó, quá trình cấp khí dạng xung có tầm quan trọng rất lớn trong việc phá vỡ tính cố kết của các hạt sinh khối. Godoi và cộng sự [51] đã xác nhận vai trò của xung khí trong quá trình sấy các biopolyme, trong đó việc cấp khí dạng xung giúp các vật liệu sau khi sấy có độ ẩm đồng đều hơn. Máy sấy tầng sôi xung khí đã được thử nghiệm bởi Nitz và Taranto [52] cho thấy vẫn đạt được hiệu suất sấy tương tự với một phần tư lượng không khí so với máy sấy tầng sôi thông thường, ngoài ra tầng sôi xung khí còn cải thiện hiệu quả tiếp xúc khí–rắn và tiết kiệm năng lượng.

Akhavan và cộng sự [28] đã xem xét các mối quan hệ giữa tần số xung và động học sấy. Nghiên cứu đã tiến hành sấy các hạt dược phẩm trên máy sấy tầng sôi xung khí ở tần số 3 Hz trong 10 phút với vận tốc không khí trung bình khác nhau. Kết quả cho thấy rằng sự giả lỏng kiểu xung không chỉ rút ngắn tổng thời gian sấy khô mà còn tăng cường tính đồng nhất của sản phẩm. Quan sát bằng hình ảnh cũng cho thấy mức độ hòa trộn tốt hơn khi thực hiện ở chế độ cấp khí dạng xung.

Wang và Rhodes [53] đã áp dụng phần tử rời rạc (DEM) để mô phỏng tầng sôi xung khí bằng lý thuyết động lực học lưu chất tính toán (CFD). Phân tích tổn thất áp suất cho thấy kết quả tương tự như [30]. Dải tần số 3 – 10 Hz và 2,7 – 7 Hz đã được xác nhận thông qua thực nghiệm là có hiệu quả nhất trong việc giảm tương tác khí – rắn đối với các xung hình sin và hình vuông. Các đặc tính của bột khí thường khó phát hiện được bằng thực nghiệm cũng đã được các tác giả mô phỏng và phân tích. Trong quá trình cấp khí dạng xung, các kênh khí vẫn hình thành nhưng nhanh chóng phát triển thành bọt khí và di chuyển lên bề mặt của lớp hạt. Kaiqiao Wu và cộng sự [54] đã mô

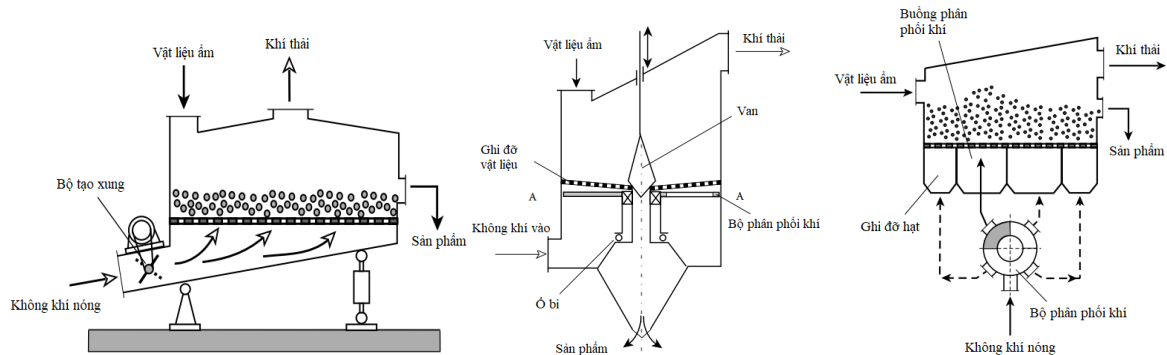
phòng bằng CFD–DEM và quan sát bằng thực nghiệm trên mô hình tầng sôi xung khí, kết quả cho thấy kích thước bột khí giảm dần khi tăng tần số xung khí.

1.6.2. Phân loại máy sấy tầng sôi xung khí

Có nhiều cách phân loại máy sấy tầng sôi xung khí, nhưng phân loại theo phương pháp cấp khí được sử dụng rộng rãi hơn cả. Theo Kudra và cộng sự [55] thì có 03 loại máy sấy tầng sôi xung khí bao gồm: Máy sấy cấp khí bằng van bướm đôi, máy sấy cấp khí bằng đĩa quay và máy sấy cấp khí bằng cách thay đổi vị trí dòng khí.

Phương pháp cấp khí gián đoạn bằng van bướm đôi được trình bày trên hình 1.10a, tần số cấp xung khí thay đổi nhờ vào việc điều chỉnh tốc độ quay của van bướm. Ưu điểm của loại máy sấy này là các đặc tính thủy động trong quá trình sấy được cải thiện tốt hơn nhưng còn tồn tại nhiều hạn chế như tổn thất áp suất tăng cao khi van ở vị trí đóng và đôi khi cần thêm cơ cấu rung đối với vật liệu dạng bột có độ ẩm cao.

Phương pháp cấp khí bằng đĩa quay được phát triển bởi Gawrzynski [56] giúp tập trung không khí vào từng vị trí trên bề mặt ghi, do đó giảm được lượng không khí cấp vào và nhờ đĩa quay giúp tạo quá trình sôi đồng đều trên bề mặt ghi (Hình 1.10b). Nhược điểm của phương pháp này là chỉ áp dụng đối với máy sấy có năng suất thấp, buồng sấy dạng hình trụ và còn nhiều vị trí không giả lỏng được bên trong buồng sấy.



a) cấp khí bằng van bướm đôi b) cấp khí bằng đĩa quay c) thay đổi vị trí dòng khí

Hình 1.10 Máy sấy tầng sôi theo các cách cấp khí khác nhau [57]

Đối với máy sấy tầng sôi xung khí liên tục, có tiết diện buồng sấy hình chữ nhật thì phương án cấp khí bằng đĩa quay không phù hợp nên Gawrzynski và cộng sự [57] đã đề xuất phương án cấp khí bằng cách thay đổi vị trí dòng khí. Một buồng phân phối khí gồm nhiều buồng nhỏ ngăn cách bởi các vách ngăn được lắp phía dưới ghi đỡ vật liệu, không khí vào bộ phân phối khí dạng xoay sẽ lần lượt được thay đổi sang từng vị trí khác nhau theo thứ tự từ đầu cấp liệu đến đầu lấy sản phẩm (Hình 1.10c). Ưu điểm của phương pháp này là áp dụng đối với máy sấy liên tục có năng suất sấy lớn, phạm vi điều chỉnh tần số xung khí lớn và hoạt động ổn định mà không cần đến cơ cấu rung hỗ

trợ. Hạn chế của phương pháp cấp khí này là ở công nghệ chế tạo bộ phân phối khí, hệ thống đường ống phức tạp và chi phí đầu tư cao.

1.7. Phương pháp tiếp cận trong mô phỏng số tầng sôi xung khí

Mô phỏng quá trình giả lỏng lớp hạt sảy trên ghi dưới tác động của dòng khí hướng lên thường được áp dụng dưới dạng mô hình dòng chảy đa pha, trong đó pha khí là tác nhân sảy và các pha hạt còn lại là vật liệu sảy.

Mô hình mô phỏng dòng hai pha khí – rắn bao gồm sự kết hợp chặt chẽ của các phương trình bảo toàn khối lượng, động lượng, năng lượng và đôi khi có xét đến sự trao đổi chất từ pha rắn. Nhìn chung, có hai cách tiếp cận chủ yếu để mô hình hóa pha rắn: (1) Cách tiếp cận Lagrange, xét pha rắn là một pha rời rạc và (2) Cách tiếp cận Euler, xét pha rắn là một pha liên tục [58]. Theo cách tiếp cận Lagrange, các hạt rắn được xem xét riêng lẻ, có nghĩa là vị trí của các hạt theo thời gian được theo dõi trong một hệ tọa độ cố định và quỹ đạo của chúng được tính toán trong khi xem xét các tác động của ngoại lực [54], [59]. Trong cách tiếp cận Euler, pha rắn được xem như có các đặc tính liên tục của dòng chảy, được rút ra từ lý thuyết động học của dòng hạt (Kinetic Theory of Granular Flow – KTGF) [60]. Bằng cách xét pha rắn như một pha liên tục, ưu điểm của phương pháp Euler – Euler là chi phí tính toán thấp hơn đáng kể so với phương pháp Lagrange – Lagrange nhưng nhược điểm là vấn đề giải quyết phương trình động lượng, trong đó mối quan hệ lực cản giữa chất khí – chất rắn có ảnh hưởng lớn đến mô hình này. Ngoài ra, khi kết hợp giữa hai cách tiếp cận này thì hình thành phương pháp Lagrange – Euler, trong đó pha hạt được xét theo Lagrange, nhưng tính toán các đặc tính và sự tương tác giữa các pha bằng các phương pháp dựa trên Euler [61].

MFiX (Multiphase Flow with Interphase eXchanges) là một mã nguồn mở được viết bằng ngôn ngữ Fortran thuộc quản lý của Phòng thí nghiệm Công nghệ Năng lượng Quốc gia Hoa Kỳ (NETL). MFiX được sử dụng để mô tả thủy động lực học, truyền nhiệt và phản ứng hóa học trong các dòng chất lỏng-rắn. Đây là mô hình CFD đa pha dựa trên các phương trình cân bằng khối lượng, động lượng và năng lượng cho các pha khí và nhiều pha rắn. MFiX đã được sử dụng để tạo mô hình tầng sôi bọt, tầng sôi tuần hoàn và tầng sôi có bố trí vòi phun [58], [62].

Trong luận án này, mô hình hai pha TFM (Two-Fluid Model) theo phương pháp tiếp cận Euler – Euler được áp dụng để mô phỏng quá trình giả lỏng lớp hạt đường tinh luyện RS bằng dòng xung khí nhằm giảm thời gian tính toán và phù hợp với điều kiện hiện có nhưng vẫn đảm bảo độ tin cậy. Mô hình này cũng được nhiều tác giả sử dụng trong mô phỏng tầng sôi và đã được chứng minh tương đối phù hợp với kết quả thực

nghiệm [54], [63]–[66]. Các phương trình liên quan trong mô phỏng số quá trình già lỏng tầng sôi gồm phương trình liên tục, phương trình động lượng và phương trình năng lượng [58], [67].

1.8. Tình hình nghiên cứu trong nước

Đối với nguyên liệu khó sấy như đường tinh luyện RS thì hiện trong nước đang tồn tại cả máy sấy chất lượng thấp đến máy sấy chất lượng cao, cụ thể như sau:

- Kỹ thuật sấy thông dụng là ứng dụng sấy theo nguyên lý truyền nhiệt đối lưu trong máy sấy thùng quay. Quá trình sấy diễn ra liên tục cho chất lượng tốt hơn so với phương pháp trước đây. Nhược điểm là: tỷ lệ phế phẩm cao, màu sắc sản phẩm chưa giống màu tự nhiên, hạt sau khi sấy bị bể vỡ, các góc cạnh của hạt không còn được giữ nguyên như khi đưa vào máy sấy. Thiết bị sấy thùng quay hiện nay vẫn còn được sử dụng ở nhiều nhà máy mía đường trong cả nước.
- Sấy rung theo nguyên lý băng tải: khắc phục được một số nhược điểm của máy sấy thùng quay, tuy nhiên vẫn còn nhiều hạn chế như: tiêu hao điện năng và chi phí bảo trì cao, độ ẩm của đường sau sấy không đồng đều khi lớp vật liệu dày, kích thước máy lớn.
- Sấy rung kết hợp tầng sôi được nhập khẩu vào Việt Nam và hiện đang được sử dụng trong ngành công nghiệp sản xuất đường và sản xuất mía đường cao cấp. Máy sấy rung tầng sôi gọn hơn máy sấy thùng quay cho chất lượng sản phẩm sấy cao hơn hẳn, tuy vậy kết cấu của máy cũng còn khá phức tạp. Công ty mía đường Quảng Ngãi, công ty mía đường Bình Định, công ty mía đường Trị An (Đồng Nai) là các đơn vị đã lắp đặt thiết bị sấy tầng sôi rung kết hợp. Ngoài ra, có thể tìm thấy ứng dụng của máy sấy tầng sôi rung ở các nhà máy sản xuất com dừa Thành Vinh (Bến Tre), nhà máy sữa Trường Thọ, nhà máy sữa Thống Nhất, nhà máy đường Vị Thanh (Hậu Giang),...

Các nghiên cứu về kỹ thuật sấy tầng sôi của các tác giả trong nước tập trung vào việc xác định đặc tính thủy động lực học, quá trình truyền nhiệt và truyền ẩm, thời gian sấy của qua trình sấy tầng sôi đối với các loại vật liệu như com dừa, ngô hạt, thức ăn thủy sản dạng viên và muối tinh. Theo Phạm Công Dũng [68], phương pháp sấy tầng sôi với máy sấy dạng buồng trụ phù hợp để bảo quản hạt nông sản và thời gian sấy phụ thuộc vào nhiệt độ tác nhân và độ ẩm của hạt trong khi vận tốc tác nhân sấy nên gấp từ 2 – 2,5 lần vận tốc hóa sôi tối thiểu. Trong khi đó, với sản phẩm là viên thức ăn thủy sản và muối tinh thì các tác giả Lê Đức Trung [69] và Bùi Trung Thành [10] đã sử dụng máy sấy tầng sôi dòng trộn với tiết diện máy hình chữ nhật cho kết quả sấy tốt hơn.

Nghiên cứu của Lê Đức Trung [69] đã mô hình hóa được quá trình sấy tầng sôi cho thức ăn viên và thực nghiệm xác định được đặc tính thủy động lực học của quá trình sấy. Tuy nhiên, các nghiên cứu này chưa công bố về chi phí năng lượng của quá trình sấy. Theo [10] máy sấy tầng sôi liên tục thích hợp để sấy muối tinh với tiêu hao nhiệt năng riêng thấp hơn 20% so với máy sấy thùng quay và thấp hơn 25% so với máy sấy tĩnh nhưng tiêu hao điện năng cao hơn 20 – 25% so với các loại máy này. Cụ thể, tiêu hao nhiệt năng riêng và tiêu hao điện năng riêng của quá trình sấy tầng sôi đối với muối tinh lần lượt là 4052,05 kJ/kg ẩm và 461 Wh/kg ẩm [10]. Phương án sử dụng lớp đệm trợ sôi trong máy sấy tầng sôi liên tục đã được đề xuất bởi các tác giả [10], [70], [71] để sấy sản phẩm có đặc tính kết dính là muối tinh, ngoài ra cũng cần áp dụng các biện pháp tiết kiệm năng lượng hoặc tìm phương án sấy khác để giảm tiêu hao nhiệt năng cho quá trình sấy tầng sôi. Nhìn chung, các nghiên cứu đều sử dụng phương pháp sấy tầng sôi thông thường và đều cho thấy nhược điểm của phương pháp sấy này là tiêu hao điện năng và tiêu hao nhiệt năng khá cao.

Đối với sản phẩm sấy là đường tinh luyện, theo [18], phân tích cho thấy các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình sấy gồm chiều dày lớp hạt, đường kính hạt, độ ẩm ban đầu, độ ẩm tương đối của không khí và loại máy sấy. Các loại máy sấy phù hợp để sấy đường tinh luyện là máy sấy thùng quay, máy sấy sàng rung và máy sấy tầng sôi. Vào thời điểm đó, máy sấy thùng quay và sàng rung được sử dụng nhiều hơn trong khi máy sấy tầng sôi mới chỉ có ở nhà máy đường Bình Định và Nghệ An áp dụng.

Hiện nay, các công trình nghiên cứu về kỹ thuật sấy tầng sôi áp dụng để sấy đường tinh luyện nhằm giảm chi phí năng lượng cho quá trình sấy còn rất hạn chế. Mặt khác, phương pháp sấy tầng sôi đã được chứng minh là phù hợp với sản phẩm đường tinh luyện nhưng vẫn còn tồn tại nhược điểm là tiêu hao điện năng và nhiệt năng khá cao, do vậy cần tiến hành nghiên cứu kỹ thuật sấy tầng sôi kiểu khác có tiêu hao năng lượng thấp hơn mà vẫn đảm bảo chất lượng sản phẩm đạt yêu cầu.

1.9. Tình hình nghiên cứu trên thế giới

Kỹ thuật sấy tầng sôi ứng dụng trong sấy các loại vật liệu rời có đặc tính kết dính đã được nghiên cứu và áp dụng trên thế giới từ tầng sôi có rung, tầng sôi dòng trộn, tầng sôi dòng đẩy và hiện nay là kiểu tầng sôi xung khí.

Các nghiên cứu đã được công bố trên thế giới về phương pháp sấy tầng sôi xung khí tập trung vào 6 vấn đề cơ bản như sau:

- (1) Đăng kí các bằng sáng chế về máy sấy tầng sôi xung khí.
- (2) Nghiên cứu đặc tính thủy động và động học của quá trình sấy tầng sôi xung khí.

- (3) Nghiên cứu thực nghiệm xác định ảnh hưởng của các thông số công nghệ đến quá trình sấy tầng sôi xung khí.
- (4) Chế tạo máy sấy tầng sôi xung khí ở quy mô công nghiệp.
- (5) So sánh chi phí năng lượng giữa máy sấy tầng sôi xung khí với máy sấy tầng sôi thông thường.
- (6) Mô phỏng quá trình sấy tầng sôi xung khí nhờ quan sát bằng máy ảnh tốc độ cao kết hợp với phần mềm máy tính.

Gawrzynski Z. và cộng sự [25], [56], [72], [73] là những tác giả đầu tiên ứng dụng kỹ thuật xung khí vào mô hình sấy và lần lượt đăng kí các bằng sáng chế về máy sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ ở Ba Lan (năm 1979 – số 103840, năm 1999 – số 331025), Mỹ (năm 1999 – số 5918569), Châu Âu (năm 2003 – số EP0979140) . Các nghiên cứu sau này về máy sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ cũng áp dụng theo sơ đồ nguyên lý của các sáng chế này.

Nghiên cứu đặc tính thủy động và động học của quá trình sấy tầng sôi xung khí tập trung vào việc xây dựng mối quan hệ giữa vận tốc khí và tổn thất áp suất ở các tần số cấp xung khí khác nhau và đã chứng minh được ảnh hưởng của tần số xung khí đến tổn thất áp suất qua lớp hạt [31], [74]–[76]. Theo [31], [40], [77], [78] thì dải tần số xung khí phù hợp để sấy dạng mẻ là từ 5 – 15 Hz nhưng theo [36], [65] thì tần số xung khí thấp hơn 1 Hz sẽ tạo được chế độ sôi tốt hơn. Như vậy, đối với mỗi loại vật liệu khác nhau cần nghiên cứu xác định dải tần số xung khí hoạt động hợp lý.

Kudra T. và các cộng sự [31] đã quan sát cho thấy sự xung động của không khí nóng tạo ra lớp hạt sôi, tạo ra một sự hòa trộn mãnh liệt đối với vật liệu rắn và gia tăng diện tích bề mặt trao đổi nhiệt, điều này giúp cải thiện quá trình sấy. Kết quả nghiên cứu cho thấy đối với bột giấy và bùn giấy, hiện tượng hóa sôi đồng nhất diễn ra ở tần số xung khí 10 Hz. Grzegorz Rogula [76] cũng đã thiết lập được các mối tương quan giữa tổn thất áp suất và tiêu chuẩn Reynolds trên cơ sở thay đổi chiều cao lớp hạt, đường kính hạt và tần số tạo xung. Kết quả cho thấy nếu lớp hạt quá cao thì quá trình sôi không thể diễn ra dù tăng tốc độ xung khí. Trong một nghiên cứu về động học quá trình sấy tầng sôi xung khí, Sobrino và cộng sự [75] đã chứng minh được kích thước lỗ phân phối khí và vận tốc của đĩa tạo xung ảnh hưởng rất lớn đến tổn thất áp suất qua lớp hạt.

Nghiên cứu đặc tính thủy động trên máy sấy tầng sôi xung khí phân phối khí theo chiều dài được thực hiện bởi Gawrzynski và Bartosz Pieczaba [74] – đây là dạng máy sấy tầng sôi xung khí liên tục có bộ tạo xung khí cải tiến so với máy sấy tầng sôi xung khí thông thường cấp khí theo chiều ngang. Nghiên cứu này ngoài việc xác định tổn thất

áp suất qua lớp hạt và vận tốc hóa sôi còn cho thấy so với máy sấy tầng sôi xung khí thông thường, mức độ hòa trộn giữa các hạt tốt hơn và độ ẩm sản phẩm đồng đều hơn. Ngoài ra, đối với dạng máy sấy này vận tốc khí làm việc chỉ gấp 2 lần so vận tốc hóa sôi tối thiểu (so với các máy sấy tầng sôi thông thường là gấp 2 – 3 lần) nên chi phí sấy và chi phí đầu tư sẽ thấp hơn khi so sánh với các máy sấy tầng sôi xung khí khác.

Các nghiên cứu thực nghiệm xác định ảnh hưởng của các thông số công nghệ đến quá trình sấy tầng sôi xung khí đã được tiến hành trên quy mô thí nghiệm dựa theo mô hình tầng sôi được công bố bởi Kudra và cộng sự [73]. Các nghiên cứu đã xác định được ảnh hưởng của nhiệt độ, vận tốc khí và tần số xung khí đến tổn thất áp suất, thời gian sấy. Từ các nghiên cứu này, một số phương trình thực nghiệm xác định hệ số truyền nhiệt và hệ số khuếch tán ẩm trong quá trình sấy đã được xác định [35], [77], [79].

Thông qua kết quả nghiên cứu thực nghiệm, các tác giả đã chứng minh được quá trình sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ phù hợp để sấy các vật liệu có độ ẩm cao và có đặc tính kết dính do nhiệt [26], [40], [78].

Gawrzynski Z. và cộng sự [77] đã thiết lập được các phương trình hồi quy xác định vận tốc hóa sôi tối thiểu, hệ số truyền nhiệt và hệ số truyền nhiệt thể tích đối với bột polypropylene trên máy sấy tầng sôi xung khí với nhiệt độ sấy thay đổi ở các mức 50, 70, 90°C, tần số xung khí 5, 10, 15 Hz và vận tốc tác nhân sấy từ 0,178 – 0,25 m/s. Cũng nghiên cứu thực nghiệm theo dạng mô hình sấy của Gawrzynski, Marcello và Taranto [52] đã xây dựng được đường cong sấy theo nhiệt độ và lưu lượng tác nhân, đồng thời đã đánh giá được ảnh hưởng của các yếu tố nhiệt độ, lưu lượng dòng khí, tốc độ quay của động cơ tạo xung đến quá trình sấy. Các tác giả còn nhận thấy rằng tổn thất áp suất qua lớp hạt tăng theo chiều cao lớp hạt, vận tốc khí trung bình và tần số tạo xung. Nghiên cứu này cũng phù hợp với các kết quả được công bố bởi [35], [40], [79].

Nghiên cứu thực nghiệm sấy vật liệu axit 2-hydroxybenzoic thuộc nhóm A (theo phân loại của Geldart)—đây là loại vật liệu khó hóa sôi khi độ ẩm cao nhưng đã được các tác giả sấy theo phương pháp tầng sôi xung khí [78]. Kết quả đã xây dựng được các đường cong động học sấy đã xác định ảnh hưởng của tần số xung khí đến quá trình sấy (tăng tần số cấp khí sẽ giảm thời gian sấy) và nhờ vào các quan sát trong quá trình thí nghiệm, tác giả đã kết luận rằng máy sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ phù hợp với các dạng vật liệu rời có độ ẩm cao mà vẫn đảm bảo chất lượng sản phẩm sấy. Cũng theo các tác giả, ưu điểm của máy sấy tầng sôi kiểu xung khí là tiết kiệm lưu lượng khí cần thiết cho quá trình hoạt động sôi lớp hạt. Tuy nhiên, kết quả của bài báo chỉ dừng lại ở vài thí

nghiệm đơn giản và chưa đánh giá được ảnh hưởng của các yếu tố khác trong quá trình sấy tầng sôi xung khí [78].

Godoi F.C. và cộng sự [40] đã phân tích quá trình sấy polymer sinh học trong máy sấy tầng sôi xung khí cấp khí dạng đĩa xoay và đã xác định được chế độ sấy tối ưu cho loại sản phẩm này là tần số đĩa quay 7 Hz, nhiệt độ sấy 90°C và vận tốc tác nhân sấy 0,55 m/s. Qua đó cũng cho thấy máy sấy tầng sôi xung khí phù hợp với các loại vật liệu dạng hạt, có đặc tính kết dính ở độ ẩm cao. Tuy nhiên, theo Dening Jia và cộng sự (2015) đối với quá trình sấy biomass thì tần số xung khí phù hợp là từ 0,75 đến 1,5 Hz, ở tần số cao hơn 3 Hz quá trình sấy tương tự như sấy đối lưu thông thường. Đồng thời tác giả cũng đã chứng minh được ảnh hưởng của các thông số công nghệ của quá trình sấy đến thời gian sấy và độ ẩm sản phẩm, trong đó hiệu quả của quá trình sấy phụ thuộc nhiều vào tần số cấp xung khí (theo chiều hướng tăng tần số sẽ giúp tăng hiệu suất sấy). Nghiên cứu cũng chỉ ra được việc sử dụng bộ rung để hỗ trợ cho quá trình sấy sẽ không cần thiết nữa nếu cấp khí ở tần số xung phù hợp thắng được lực liên kết giữa các hạt mà vẫn đảm bảo quá trình hóa sôi diễn ra, điều này cho thấy khả năng ứng dụng phương pháp sấy tầng sôi xung khí thay thế cho kỹ thuật sấy tầng sôi rung có nhiều nhược điểm.

Kết quả nghiên cứu thực nghiệm để xác định hệ số khuếch tán ẩm trong quá trình sấy cho thấy hệ số khuếch tán ẩm tỷ lệ thuận với nhiệt độ và vận tốc tác nhân sấy [64], phù hợp với công bố [77]. Tuy nhiên, theo [64] hệ số khuếch tán ẩm đạt giá trị cao khi sấy ở phạm vi tần số xung khí 0,75 đến 1,5 Hz trong khi Gawrzynski Z. và cộng sự lại cho thấy phạm vi tần số xung khí là từ 5 đến 15 Hz. Ưu điểm của hướng nghiên cứu thực nghiệm này là xác định và đánh giá được ảnh hưởng của các thông số công nghệ đến quá trình sấy tầng sôi xung khí, nhờ đó tìm ra được các thông số hợp lý cho từng loại vật liệu khác nhau. Tuy nhiên, hạn chế của các công bố này là chưa đối chiếu được với nghiên cứu lý thuyết nên tính thuyết phục chưa cao.

Ở quy mô sản xuất công nghiệp, Todor Djurkov[80] đã công bố máy sấy muối hạt với đường kính trung bình trong phạm vi từ $2 \pm 0,5$ mm đến 15 ± 1 mm trên máy sấy tầng sôi kiểu xung khí. Năng suất sấy đạt 2500 – 3000 kg/giờ cùng với độ ẩm nguyên liệu vào $M_1 = 3,9 \pm 0,2\%$ độ ẩm thành phẩm 0,25%. Đây là dạng máy sấy tầng sôi xung khí có năng suất lớn nhất được công bố tính đến thời điểm hiện tại. Dạng máy sấy này có tiết diện ngang hình chữ nhật, kết cấu như kiểu máy sấy liên tục nhưng bên trong lại được chia thành 3 vùng cấp khí dạng mẻ, dòng khí cấp vào từng vùng được tạo xung bởi đĩa quay. Prachayawarakorn và cộng sự [81] đã tiến hành khảo sát quá trình sấy lúa

trên máy sấy tầng sôi xung khí năng suất 20 tấn/giờ nhưng không công bố chi tiết kích thước của máy.

Chi phí năng lượng trong quá trình sấy tầng sôi nói chung được xác định bởi hai loại chi phí là tiêu hao điện năng và tiêu hao nhiệt năng trên 1 kg ẩm bay hơi [55]. Theo [74] thì vận tốc sôi đối với quá trình sấy tầng sôi xung khí thấp so với máy sấy tầng sôi thông thường nên tiêu hao điện năng sẽ thấp hơn khoảng 10 – 30% và Prachayawarakorn và cộng sự [81] cũng đã công bố rằng với máy sấy tầng sôi xung khí, công suất của quạt cấp tác nhân thấp hơn 25% so với máy sấy tầng sôi thông thường, tiêu hao điện năng giảm còn 0,19 MJ/kg ẩm so với máy sấy tầng sôi thông thường là từ 0,27 – 0,65 MJ/kg ẩm, tức là tối thiểu giảm được khoảng 30%. Dening Jia và cộng sự [82] đã tiến hành thực nghiệm chứng minh vận tốc tác nhân sấy trong tầng sôi xung khí từ $0,8.U_{mf}$ đến $1,3.U_{mf}$ (U_{mf} – vận tốc sôi tối thiểu của vật liệu) thì quá trình sôi hoạt động ổn định trong khi đối với tầng sôi thông thường, vận tốc tác nhân sấy phải đạt từ $2,0.U_{mf}$ đến $3,0.U_{mf}$ [55]. Kết quả này cho thấy với quá trình sấy cấp khí dạng xung thì có thể sấy vật liệu dưới vận tốc sôi tối thiểu mà vẫn đảm bảo quá trình trao đổi nhiệt-ẩm, do đó có thể giảm được tiêu hao điện năng [64], [82].

Về vấn đề so sánh tiêu hao nhiệt năng giữa máy sấy tầng sôi xung khí với máy sấy tầng sôi thông thường, các nghiên cứu cho thấy khi sấy vật liệu bằng máy sấy tầng sôi xung khí cho phép tiết kiệm năng lượng được từ 40 – 50% so với sấy bằng máy sấy tầng sôi thông thường [81], [83]. Các thực nghiệm của Lucas và cộng sự [83] tiến hành với muối natri axetat đã cho thấy việc cấp khí dạng xung giúp phá vỡ liên kết giữa các hạt vật liệu ẩm và giúp tác nhân sấy tiếp xúc tốt hơn với các hạt vật liệu. Tốc độ sấy khi sấy bằng xung khí cao hơn khi sấy tầng sôi thông thường. Chi phí năng lượng đối với tầng sôi thông thường cao hơn 2,5 lần so với tầng sôi xung khí ở nhiệt độ sấy là 80°C. Với nghiên cứu được tiến hành trên quá trình sấy lúa tầng sôi xung khí năng suất 20 tấn/giờ, cho thấy chi phí năng lượng giảm còn 6,3 – 7,8 MJ/kg ẩm so với máy sấy tầng sôi thông thường là 14 MJ/kg ẩm thì giảm được khoảng 50% [81]. Nhờ vào các công bố này, có thể thấy phương pháp sấy tầng sôi xung khí có khả năng tiết kiệm năng lượng mà vẫn đảm bảo chất lượng sản phẩm sấy đồng thời rút ngắn được thời gian sấy.

Gần đây, nhờ quan sát bằng các máy ảnh tốc độ cao (>1000 fps) mà các tác giả nghiên cứu đã cung cấp những hình ảnh về hiện tượng hóa sôi xảy ra khi cấp khí dạng xung ở những khoảng thời gian rất ngắn, qua đó cho thấy ảnh hưởng của tần số xung khí đến quá trình sấy. Năm 2013, Bizhaem và cộng sự [84] cũng đã nghiên cứu đặc tính thủy động của quá trình sấy vật liệu dạng bột trên máy sấy tầng sôi xung khí nhưng nhờ

kết hợp với máy ảnh tốc độ cao đã cung cấp được các hình ảnh về sự thay đổi đặc tính lớp sôi trong quá trình sấy đồng thời xác định được kích thước và vận tốc của bọt. Nghiên cứu cũng đã chỉ ra rằng với việc cấp khí dạng xung sẽ giúp giảm vận tốc hóa sôi tối thiểu và cải thiện chế độ sôi đối với hạt mịn có đặc tính kết dính, tức là giảm được chi phí sấy.

Bảng 1.7 Tổng hợp một số nghiên cứu về sấy tầng sôi xung khí

Vật liệu	Đường kính lớp vật liệu, (cm)	Đường kính hạt (μm)	Phương pháp cấp xung khí	Tần số xung khí (Hz)	Nghiên cứu của tác giả
Hạt củ cải Hạt cát	49,2	1880 723	Bộ phận phối dạng đĩa đôi	1 – 10	Jezowska (1993)[85]
Poly-Hydroxybutyrate	9,5	864, 800	Đĩa quay	7 – 13	Godoi và cộng sự (2010, 2011) [32], [49]
Nhôm hoạt tính	18	3000	Van điện từ	0,5	Li và cộng sự (2004)[36]
Hạt lúa	–	–	Đĩa quay	0,42	Prachayawarakorn và cộng sự (2004)[81]
Hạt thủy tinh Cát	17	37, 60, 162 240, 160, 700	Van điện từ	1 – 10	Zhang và Koksai (2006)[86]
Axit salicylic	14,3	80	Đĩa quay	5 – 15	Ambrosio-Ugri và Taranto (2007)[78]
Hạt đậu Pinto	30	6650	Đĩa quay	3,3 – 15,8	Sobrinho và cộng sự (2007)[75]
Bột nano Aerosil 200	0,7	0,012	Van điện từ	0,05 – 0,25	Ali và Asif (2012)[65]
Hạt Silic Hạt nhôm	11	196 95,10	Van điện từ	1 – 10	Bizhaem và Tabrizi (2013)[84]

Tương tự, Dong Liang và cộng sự [87] nghiên cứu xác định vận tốc sôi bọt ở quá trình sấy tầng sôi xung khí đối với vật liệu đa phân tán có kích thước trong khoảng 0,074 – 0,3 mm, các mức vận tốc hóa sôi 0,15 và 0,2m/s, tần số xung khí 2,0, 2,5 và 4 Hz. Nhờ

sự kết hợp với máy ảnh tốc độ cao và mô phỏng bằng phần mềm máy tính, tác giả đã xây dựng được phương trình xác định vận tốc sôi bọt và xác định được kích thước bọt trong quá trình hóa sôi. Kaiqiao Wu [54] bằng nghiên cứu thực nghiệm kết hợp mô phỏng đã cho thấy các hiện tượng diễn ra trong quá trình cấp khí dạng xung ở mỗi thời điểm khác nhau đồng thời chứng minh ảnh hưởng của vận tốc tác nhân và tần số xung khí đến quá trình hóa sôi bằng phương pháp xung khí.

Ưu điểm của các nghiên cứu kết hợp giữa máy ảnh tốc độ cao và mô phỏng bằng phần mềm máy tính là đánh giá được hiện tượng hóa sôi do cấp khí gián đoạn ở các tần số xung khí khác nhau diễn ra trong thời gian ngắn, giúp kiểm chứng được kết quả nghiên cứu lý thuyết. Hạn chế của những nghiên cứu này là đòi hỏi các thiết bị kỹ thuật cao và rất đắt tiền. Bảng 1.7 trình bày tổng hợp các nghiên cứu liên quan đến tầng sôi xung khí đối với các loại vật liệu sấy khác nhau.

1.10. Kết luận chương 1

Các nghiên cứu về tầng sôi xung khí đã công bố chỉ ra rằng khả năng áp dụng kỹ thuật sấy này cho các vật liệu sấy dạng hạt, có kích thước đa phân tán thuộc các nhóm hạt A, B theo phân bố Geldart [88] là phù hợp để tăng cường hiệu quả truyền nhiệt–truyền ẩm và các tính chất thủy khí của lớp hạt sôi. Phần lớn các nghiên cứu đã chứng minh được khả năng tiết kiệm năng lượng của quá trình sấy tầng sôi xung khí.

Đường tinh luyện RS là loại vật liệu rời có đặc tính kết dính khi tác động nhiệt, rất khó sấy ở các loại máy sấy tĩnh nên trong thực tế thường áp dụng máy sấy thùng quay hoặc máy sấy sàng rung. Tuy nhiên, các máy sấy đường truyền thống này thường có nhược điểm ở chi phí vận hành, bảo dưỡng và chi phí năng lượng cao hơn. Do vậy, nghiên cứu ứng dụng kỹ thuật tầng sôi xung khí đối với đường tinh luyện RS cần chứng minh được tính ưu việt hoặc khả năng tiết kiệm năng lượng của hệ thống sấy mới.

Kết quả nghiên cứu về đặc tính thủy động tầng sôi xung khí của nhiều tác giả (Gawrzynski [74]; Bizhaem và cộng sự [63]; Kudra và cộng sự [31]; Rogula [76]; Sobrino và cộng sự [75]) cho thấy ảnh hưởng của vận tốc hóa sôi, tần số xung khí và nhiệt độ sấy đến tổn thất áp suất qua lớp hạt nhưng chưa phân tích được đường cong tổn thất áp suất đối với đường tinh luyện RS với các tần số xung khí khác nhau. Do đó, luận án cần tập trung nghiên cứu đặc tính thủy động của máy sấy tầng sôi xung khí đối với đường tinh luyện RS để đánh giá tổn thất áp suất qua lớp hạt sôi – đây là thông số quan trọng quyết định đến công suất quạt và tiêu hao điện năng cho quá trình sấy.

Thông qua việc phân tích tình hình nghiên cứu trên thế giới cho thấy tiềm năng về mặt tiết kiệm năng lượng khi sấy tầng sôi xung khí trên một số loại vật liệu đã được

nhiều tác giả đề cập và nghiên cứu. Tuy nhiên, các công bố vẫn chưa kết luận đầy đủ về khả năng tiết kiệm trong thực tế và việc áp dụng kỹ thuật này đối với vật liệu có nguồn gốc kết tinh như đường tinh luyện RS. Do đó, nội dung luận án cần tiếp tục kế thừa các nghiên cứu đã có và triển khai các vấn đề nghiên cứu mới để đánh giá hoàn chỉnh việc áp dụng kỹ thuật tầng sôi xung khí cho vật liệu sấy là đường tinh luyện RS.

Các vấn đề cần tập trung nghiên cứu:

(a) *Đối tượng nghiên cứu*: đường tinh luyện RS được sản xuất tại vùng mía ở miền Nam Việt Nam. Để đảm bảo các kết quả nghiên cứu lý thuyết và thực nghiệm được chính xác nên cần tiến hành nghiên cứu lý thuyết và thực nghiệm xác định các tính chất nhiệt vật lý và thủy khí của đường tinh luyện RS.

(b) *Kỹ thuật sấy tầng sôi xung khí áp dụng để sấy đường tinh luyện RS*: kế thừa và tiếp tục nghiên cứu cả lý thuyết lẫn thực nghiệm để lựa chọn phương án cấp xung khí hợp lý và chứng minh khả năng áp dụng kỹ thuật tầng sôi xung khí cho sản phẩm đường tinh luyện RS.

(c) *Đặc tính thủy khí của quá trình giả lỏng bằng dòng xung khí*: khi xét đến toàn bộ quá trình sấy và tại các vị trí khác nhau trong buồng sấy thì đặc tính thủy động của tầng sôi xung khí sẽ khác biệt so với tầng sôi thông thường. Các thông số thủy khí của đường tinh luyện RS ở Việt Nam và thế giới cũng khác nhau nên cần được phân tích và xác định cụ thể.

(d) *Quá trình truyền nhiệt–truyền ẩm trong sấy tầng sôi xung khí*: nghiên cứu lý thuyết bằng cách xác định và giải quyết được hệ phương trình mô tả quá trình truyền nhiệt và truyền ẩm trong sấy tầng sôi xung khí đối với sản phẩm đường tinh luyện RS. Thông qua thực nghiệm để kiểm chứng kết quả nghiên cứu lý thuyết.

(e) *Thiết bị sấy tầng sôi xung khí*: phân tích và lựa chọn dạng thiết bị sấy phù hợp để sấy đường tinh luyện RS. Theo các công bố khoa học thì máy sấy tầng sôi dạng mè phù hợp với sản phẩm sấy là hạt muối biển và hạt lúa, có kích thước đa phân tán như hạt đường tinh luyện RS. Tuy nhiên, phân tích các nghiên cứu đến thời điểm này thì chưa tìm thấy nghiên cứu về máy sấy tầng sôi xung khí áp dụng cho đường tinh luyện.

(f) *Thông số công nghệ của quá trình sấy*: căn cứ vào kết quả nghiên cứu lý thuyết thiết kế, chế tạo mô hình sấy tầng sôi xung khí để tiến hành nghiên cứu thực nghiệm nhằm xây dựng và xác định ảnh hưởng của các thông số công nghệ (nhiệt độ, vận tốc khí, tần số xung khí,...) đến chất lượng sản phẩm đường tinh luyện RS và chi phí sấy.

(g) *Khả năng tiết kiệm năng lượng khi sấy tầng sôi xung khí*: nghiên cứu lý thuyết và thực nghiệm xác định mối tương quan giữa chi phí năng lượng với các thông số công

nghệ của quá trình sấy đáp ứng chất lượng sản phẩm sấy, qua đó phân tích và đánh giá khả năng tiết kiệm năng lượng của máy sấy tầng sôi xung khí khi so sánh với các máy sấy đường tinh luyện RS hiện nay.

Mặc khác, trong các nghiên cứu đã công bố chưa đề cập về việc áp dụng phương pháp sấy tầng sôi xung khí cho sản phẩm đường tinh luyện RS ở Việt Nam nên các tính chất nhiệt vật lý, các thông số thủy khí của đường RS cũng cần được nghiên cứu kỹ hơn bằng cả lý thuyết kết hợp với thực nghiệm.

Tóm lại, nhận thấy việc nghiên cứu về kỹ thuật sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí là hướng đi mới cần tiến hành sớm do yêu cầu về mặt chất lượng sản phẩm ngày càng cao và trong tình hình cả thế giới đang hướng đến vấn đề tiết kiệm năng lượng.

Chương 2 VẬT LIỆU VÀ PHƯƠNG PHÁP NGHIÊN CỨU

Chương 2 trình bày về các phương pháp nghiên cứu lý thuyết, nghiên cứu thực nghiệm, phương pháp đo các thông số trong quá trình thực nghiệm để xác định một số thông số hình học, thông số thủy khí, thông số nhiệt vật lý, độ ẩm và độ ẩm cân bằng của hạt đường tinh luyện RS khi sấy tầng sôi xung khí. Trong chương này còn trình bày về phương pháp thực hiện mô phỏng số để giải quyết bài toán sấy xung khí. Thêm vào đó còn trình bày về phương pháp quy hoạch thực nghiệm khi sấy trên mô hình vật lý cùng với phương tiện phục vụ trong quá trình thực nghiệm, phương pháp bố trí thí nghiệm và cách thức lấy mẫu để có được bộ số liệu tin cậy cho nghiên cứu.

2.1. Vật liệu nghiên cứu

Vật liệu đường tinh luyện RS sử dụng trong nghiên cứu thực nghiệm là đường sau ly tâm được sản xuất tại công ty mía đường Cần Thơ (CASUCO) với nguồn mía tại khu vực Đồng bằng sông Cửu Long. Đường được phân kích cỡ hạt bằng bộ rây tiêu chuẩn, độ ẩm ban đầu xác định bằng máy phân tích ẩm Kern DAB 100-3 cho kết quả trung bình đạt $1,5 \pm 0,05\%$.



Hình 2.1 Đường tinh luyện RS trước và sau khi sấy

Như đã phân tích ở mục 1.3, các loại đường sản xuất ở mỗi vùng khác nhau sẽ có các thông số hình học, nhiệt vật lý khác nhau, do vậy mục đích của các thực nghiệm này là nhằm để xác định chính xác các thông số đặc trưng về nhiệt vật lý và thủy khí của đường tinh luyện RS đã chọn. Các thông số đo này sẽ được đưa vào tính toán, mô phỏng số giúp đạt được kết quả phù hợp nhất với đối tượng nghiên cứu của luận án. Các mục tiếp theo trong chương 2 trình bày chi tiết phương pháp xác định những thông số này.

2.2. Phương pháp xác định các thông số thủy khí của đường tinh luyện RS

2.2.1. Cầu tính

Thông thường cầu tính rất khó xác định được và chủ yếu dựa vào các kết quả từ các tài liệu sẵn có. Tuy nhiên, nếu biết trước được vận tốc dòng khí và độ rỗng của lớp hạt thì có thể dựa vào một mối tương quan giữa tiêu chuẩn Archimedes và tiêu chuẩn Reynolds ở trạng thái sôi tối thiểu để xác định được cầu tính của hạt vật liệu [14]:

$$Ar = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varphi^2 \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} + \frac{1,75}{\varphi \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (2.1)$$

Trong đó: Ar – Tiêu chuẩn Archimedes

$$Ar = \frac{g \cdot \rho_g \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot d_p^3}{\mu_g^2} \quad (2.2)$$

Re_{mf} – Tiêu chuẩn Reynolds ở trạng thái sôi tối thiểu

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g U_{mf} d_p}{\mu_g} \quad (2.3)$$

2.2.2. Vận tốc sôi tối thiểu

Vận tốc sôi tối thiểu U_{mf} là vận tốc bề mặt tối thiểu của tác nhân sấy cần thiết để giả lỏng một lớp hạt. Việc xác định vận tốc sôi tối thiểu đóng vai trò quan trọng trong hiệu quả của việc vận hành hệ thống tầng sôi. Dựa vào bản chất của phân bố kích thước của tầng thì cách tính U_{mf} sẽ khác nhau.

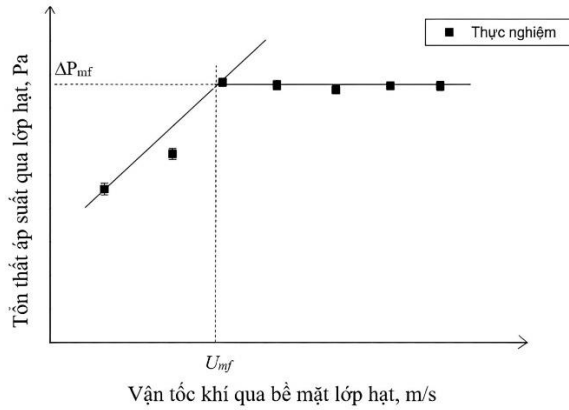
Ở vận tốc sôi tối thiểu, trọng lực của lớp hạt cân bằng với tổn thất áp suất qua lớp hạt như được biểu diễn theo phương trình (2.4).

$$\frac{\Delta P_{mf}}{H_{mf}} = g \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_p - \rho_g) \quad (2.4)$$

Về mặt lý thuyết, đối với các loại hạt vật liệu thuộc nhóm B và D theo phân loại của Geldart [88], mối tương quan theo Ergun [89] trong phương trình (2.5) kết hợp với phương trình (2.4) thường được dùng để xác định vận tốc sôi tối thiểu.

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2 \mu_g U_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) \rho_g U_{mf}^2}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)} \quad (2.5)$$

Ngoài ra, có hàng trăm mô hình toán đã được công bố dùng để xác định vận tốc sôi tối thiểu, tùy theo kích thước và phân bố hạt [90]. Các mô hình toán phù hợp để xác định vận tốc sôi tối thiểu của đường tinh luyện RS sẽ được xác định trong chương 3.



Hình 2.2 Xác định vận tốc sôi tối thiểu bằng thực nghiệm [23]

Về mặt thực nghiệm, vận tốc sôi tối thiểu được xác định dựa trên mối quan hệ giữa vận tốc khí và tổn thất áp suất qua bề mặt lớp hạt [23], như được biểu diễn trên Hình 2.2.

2.2.3. Tổn thất áp suất của dòng khí qua lớp hạt

a. Tổn thất áp suất qua lớp hạt tĩnh

Khi dòng khí đi xuyên qua lớp hạt trạng thái tĩnh dưới dạng chảy tầng thì trở lực qua lớp hạt tĩnh có hình dạng bất kỳ được tính theo công thức của Blacke–Kozeny [19],

$$\Delta P_s = \frac{k_l \cdot \mu_g (1 - \varepsilon_s)^2 U_s H_s}{\varepsilon_s^3 (\phi^2 d_p^2)} \quad (2.6)$$

Với k_l là hằng số thực nghiệm, không thứ nguyên.

Trong nhiều thực nghiệm Blacke – Kozeny đã xác định $k_l = 150$ [19]. Phạm vi sử dụng của công thức Blake – Kozeny là khi $Re < 10$ và độ rỗng lớp hạt trạng thái tĩnh $\varepsilon_0 = 0,5$ khi đó hệ tiêu chuẩn Reynolds (Re_s) tương ứng được tính:

$$Re_s = \frac{\phi d_p \rho_g U_s}{(1 - \varepsilon_s) \mu_g} \quad (2.7)$$

Trường hợp tác nhân khí qua lớp hạt tĩnh có hình dạng bất kỳ chế độ chảy quá độ (Intermediater flow), Ergun đã đưa ra công thức tính trở lực qua lớp hạt tĩnh bằng tổng của trở lực dòng chảy lớp và dòng chảy rối.

$$\Delta P_s = \frac{150 \mu_g (1 - \varepsilon_s)^2 U_s H_s}{\varepsilon_s^3 \phi^2 d_p^2} + \frac{1,75 (1 - \varepsilon_s) \rho_g U_s^2 H_s}{\varepsilon_s^3 \phi^2 d_p} \quad (2.8)$$

b. Tổn thất áp suất qua lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu

Tiếp tục tăng vận tốc khí qua lớp hạt lên đến trạng thái mà lớp hạt bắt đầu giãn nở, lúc này độ rỗng của lớp hạt chuyển từ trạng thái tĩnh sang trạng thái bắt đầu giả lỏng (hóa sôi) $\varepsilon_{mf} = \varepsilon_0 \cdot n$ và lúc này tổn thất áp suất qua lớp hạt trạng thái sôi tối thiểu có thể biểu diễn bằng phương trình (2.9):

$$\Delta P_{mf} = g \cdot H_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_p - \rho_g) = g \cdot H_{bf} (1 - \varepsilon_{bf}) (\rho_p - \rho_g) = \text{constant} \quad (2.9)$$

Trong khi đó Ergun lại đưa ra phương trình tính tổn thất áp suất của dòng khí đi qua lớp hạt có hình dạng bất kỳ ở trạng thái sôi tối thiểu bằng phương trình:

$$\frac{\Delta P_{mf}}{H_{mf}} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu_g U_{mf}}{(\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g U_{mf}^2}{\phi d_p} \quad (2.10)$$

Để có thể sử dụng phương trình trên, độ rỗng của lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu, ε_{mf} phải được xác định. Theo [19] để lớp hạt chuyển từ trạng thái tĩnh sang trạng thái bắt đầu giả lỏng, áp suất dòng khí phải đủ lớn thắng được trọng lượng của lớp hạt và áp suất dòng khí được xác định theo:

$$\Delta P_{mf} = \frac{G}{\rho_p A} (\rho_p - \rho_g) g \quad (2.11)$$

Trong phương trình này xem như không có lực tương tác giữa các hạt, lực tương tác giữa hạt và vách buồng sấy. Do không có sự suy giảm năng lượng nên không gây ra các va chạm, không gây hiệu ứng làm tăng tổn áp của dòng khí qua lớp hạt. Tổn áp sẽ không đổi khi vận tốc khí tăng lên từ vận tốc hóa sôi nhỏ nhất đến vận tốc mà tại đó bắt đầu có sự cuốn hạt xảy ra. Khi tốc độ dòng khí càng lớn thì độ rỗng lớp hạt càng lớn và chiều cao lớp hạt sôi càng lớn. Tại thời điểm hạt hóa sôi thì $\varepsilon_{mf} > \varepsilon_s$ và $H_{mf} > H_s$ và giá trị của chúng trong tính toán giá trị lấy tăng thêm 10% [91].

2.3. Phương pháp xác định các thông số nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS

2.3.1. Đường kính tương đương

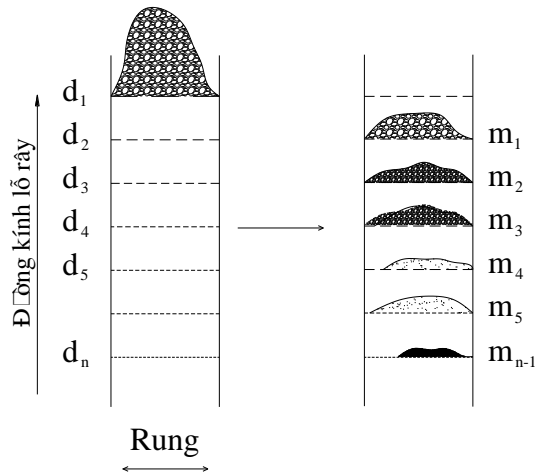
Đối với vật liệu rời có kích thước đa phân tán như đường, muối tinh..., trong tính toán cần phải đưa ra khái niệm đường kính trung bình và được xác định bằng phương pháp sàng (rây) như biểu diễn trên Hình 2.3.

Lấy một lượng nhỏ vật liệu rời tiến hành thực hiện phân loại kích thước qua hệ thống rây, phần khối lượng mẫu được giữ lại do kích thước của lỗ rây, x_i , sau đó tiến hành cân đo mẫu, dữ liệu được xử lý theo phương trình xác định kích thước trung bình của hạt:

$$d_m = \left(\sum (x_i / d_i) \right)^{-1} \quad (2.12)$$

Trong đó: d_i – Trung bình cộng kích thước hai lỗ kề nhau của rây, m

x_i – Tỷ số giữa lượng hạt còn lại trên rây và khối hạt mẫu lấy phân tích



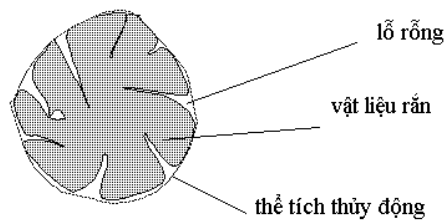
Hình 2.3 Phân tích kích thước khối hạt bằng rây tiêu chuẩn [92]

Tuy nhiên, từ định nghĩa cầu tính ϕ (phương trình 1.2) thì diện tích bề mặt hạt sẽ được tính theo $\pi d_i^2 / 4\phi$. Do đó, đối với một hỗn hợp hạt không cầu có cùng cầu tính thì kích thước hạt trung bình được tính ở phương trình (2.12) sẽ được tính theo [92]:

$$d_t = \phi \left[\sum (x_i / d_i) \right]^{-1} = \phi d_m \quad (2.13)$$

2.3.2. Khối lượng riêng và khối lượng thể tích

Khối lượng riêng chính xác của hạt sử dụng trong các phương trình hóa sôi là khối lượng riêng của một hạt và được định nghĩa bằng khối lượng của một hạt chia cho thể tích thủy động của nó. Thể tích này “được thấy” bằng dòng lưu chất trong tương tác động học giữa lưu chất với hạt bao gồm thể tích của tất cả các lỗ rỗng kín và hở, như được biểu diễn trên Hình 2.4.



Hình 2.4 Thể tích thủy động của một hạt [92]

$$\rho_p = \frac{G_p}{V_p} \quad (2.14)$$

Khái niệm khối lượng thể tích của hạt, ρ_b (bulk density) được đề cập để tính toán chính xác kích thước buồng sấy hạt và đặc biệt là trong tính toán các thông số thủy động học khi thiết kế lớp hạt hóa sôi [93]. Khối lượng thể tích được xác định bằng:

$$\rho_b = \frac{G_b}{V_b} \quad (2.15)$$

2.3.3. Độ rỗng

Độ rỗng hay còn gọi độ xốp của một lớp hạt, ε , là phần thể tích lớp hạt chiếm chỗ do khoảng không gian giữa các hạt rắn. Giá trị của độ rỗng phụ thuộc vào hình dạng hạt, dạng mà chúng sắp xếp trong lớp hạt (những hạt nhỏ có thể lấp đầy độ rỗng giữa các hạt lớn hơn), kích thước của lớp hạt (độ rỗng gần buồng chứa hoặc là bề mặt bên trong khác với độ rỗng ở giữa lớp hạt). Độ rỗng được phỏng chừng từ dạng hình học của các hạt đơn lẻ là thiếu tin cậy trong thực tiễn.

Độ rỗng của khối hạt ở trạng thái tĩnh được xác định bằng công thức (2.16).

$$\varepsilon_s = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_p} \quad (2.16)$$

Nếu lớp hạt được xếp chặt hoặc được nén xuống, độ rỗng sẽ nhỏ hơn độ rỗng được tính ở trên. Theo [19], độ rỗng của lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu có thể được tính bằng công thức thực nghiệm (2.17).

$$\varepsilon_{mf} = \varepsilon_s + 10\% \cdot \varepsilon_s = 1,1 \cdot \varepsilon_s \quad (2.17)$$

Kunii và Levenspiel [94] đưa ra phương trình tương quan về mặt cân bằng khối lượng:

$$g \cdot H_s (1 - \varepsilon_s) \rho_p \cdot A = (1 - \varepsilon_{mf}) \rho_p g \cdot H_{mf} \quad (2.18)$$

Như vậy chiều cao lớp hạt khi sôi tối thiểu:

$$H_{mf} = H_s \frac{(1 - \varepsilon_s)}{(1 - \varepsilon_{mf})} \quad (2.19)$$

Khi tính toán độ rỗng của lớp hạt ở trạng thái sôi ổn định, Zabrodsky [19] đưa ra công thức tính theo tiêu chuẩn Reynolds và Archimedes như sau:

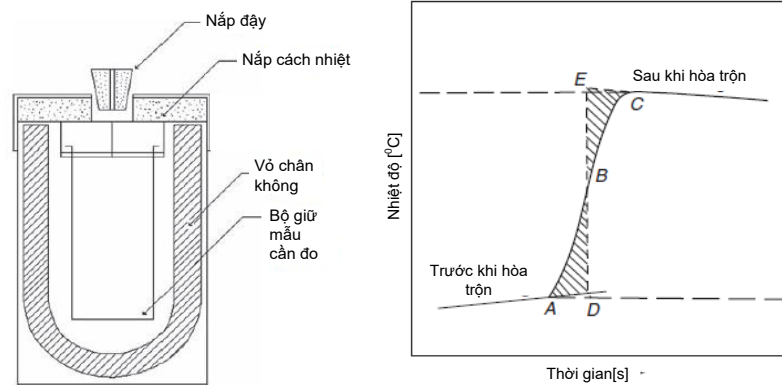
$$\varepsilon = \left(\frac{18 \text{Re} + 0,36 \text{Re}^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (2.20)$$

Khi lớp hạt bị dòng tác nhân khí lôi cuốn theo dòng khí thì $\varepsilon = 1$.

2.3.4. Nhiệt dung riêng

Nhiệt dung riêng thường được đo bằng các phương pháp khác nhau, cụ thể chia thành các phương pháp sau: Phương pháp hỗn hợp, phương pháp so sánh nhiệt lượng, phương pháp nhiệt kế đoạn nhiệt, phương pháp DSC (Differential scanning calorimeter). Mặc dù phương pháp DSC là phương pháp thích hợp nhất cho kết quả chính xác, nhưng đây là hệ thống thí nghiệm đắt tiền, đòi hỏi phải tạo và giữ được môi trường nhiệt độ đồng đều trong mẫu vật dao động không quá 10^{-3}K . Không những thế phải có thiết bị

đo và tự ghi hiệu nhiệt độ với cấp chính xác rất cao nên việc đầu tư hệ thống này để phục vụ cho việc đo nhiệt dung riêng là điều không thể. Vì thế trong khuôn khổ nghiên cứu của luận án này, nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS sẽ được xác định theo phương pháp hỗn hợp, với chất lỏng sử dụng là ethylene glycol [95].



Hình 2.5 Bộ thí nghiệm đo nhiệt dung riêng theo phương pháp hỗn hợp [96]

Phương pháp hỗn hợp: dựa trên nguyên tắc cân bằng nhiệt giữa mẫu cần đo và chất lỏng đã biết nhiệt dung riêng (thường là nước, tuy nhiên đối với đường thì phải sử dụng chất lỏng khác, Hình 2.5), phương pháp này được sử dụng một cách rộng rãi trong việc xác định nhiệt dung riêng của thực phẩm.

$$m_c c_{pc} (t_i - t_e) + m_l c_{pl} (t_i - t_e) = m_s c_{ps} (t_e - t_{is}) \quad (2.21)$$

Trong đó:

m_c, m_l, m_s : khối lượng của bộ giữ mẫu, của chất lỏng và của mẫu cần đo, kg

c_{pc}, c_{pl}, c_{ps} : nhiệt dung riêng của bộ giữ mẫu, của chất lỏng và của mẫu cần đo, J/(kg.K)

t_i, t_{is} : nhiệt độ ban đầu của chất lỏng và mẫu, °C

t_e : nhiệt độ cân bằng của mẫu, °C

2.3.5. Hệ số dẫn nhiệt

Hệ số dẫn nhiệt là đại lượng đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của thực phẩm. Theo định luật Fourier thì hệ số dẫn nhiệt là nhiệt lượng Q truyền qua một tấm vật liệu mỏng được xác định như sau [97]:

$$Q = \lambda A \left(\frac{t_1 - t_2}{\delta} \right) \quad (2.22)$$

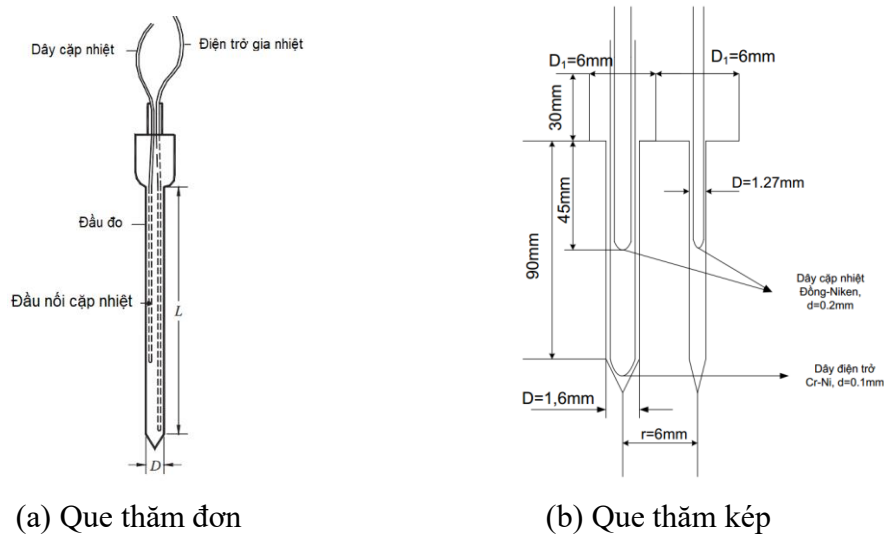
Trong đó: A – diện tích của bề mặt vật liệu, m²

t_1, t_2 – nhiệt độ của bề mặt vật liệu, °C

δ – Chiều dày của vật liệu, m

λ – hệ số dẫn nhiệt của thực phẩm, W/(m.K)

Các phương pháp đo lường hệ số dẫn nhiệt được chia thành 3 nhóm: (1) Nhóm ổn định, (2) nhóm tương tự ổn định và (3) nhóm không ổn định. Tuy nhiên hai phương pháp được ứng dụng rộng rãi nhất là: Phương pháp đĩa nóng (cho nhóm ổn định) và que thăm (cho nhóm không ổn định) [97]. Phương pháp đĩa nóng được sử dụng để đo hệ số dẫn nhiệt, đối với những loại thực phẩm có hệ số dẫn nhiệt thấp thì phải mất một khoảng thời gian khá dài để đạt được trạng thái ổn định, kết quả làm biến đổi độ ẩm và làm thay đổi đặc tính của thực phẩm do tiếp xúc quá lâu ở nhiệt độ cao. Vì vậy thiết bị kỹ thuật để đo hệ số dẫn nhiệt của nguyên liệu thực phẩm đòi hỏi thời gian đo ngắn và mẫu tương đối nhỏ. Hình 2.6 biểu diễn thiết bị đo hệ số dẫn nhiệt dạng que thăm được khuyến khích để ứng dụng cho các loại thực phẩm [97].



Hình 2.6 Thiết bị đo hệ số dẫn nhiệt dạng que thăm [97]

Que thăm đơn (Hình 2.6a) có một dây điện trở được cách điện bên trong ống kim loại, chạy từ tay cầm đến đầu que thăm và vòng trở lại. Một cặp nhiệt điện được cách điện cũng được đưa vào trong ống kim loại, với vị trí đo nằm ở nửa giữa ống kim loại. Các bộ phận này đều được cách điện với nhau bằng dung dịch phủ cách điện. Để đo hệ số dẫn nhiệt của các loại vật liệu dạng hạt có kích thước nhỏ, thiết bị đo dạng que thăm kép thường được sử dụng thay cho que thăm đơn, cấu tạo của nó được trình bày trên Hình 2.6b, trong đó có thêm một ống kim loại có gắn đầu dò nhiệt độ nằm cách nhau một khoảng r .

Trong quá trình đo, đầu dò nguồn nhiệt đường được đưa vào mẫu thực phẩm ban đầu ở nhiệt độ đồng nhất. Đầu dò được làm nóng với tốc độ không đổi và nhiệt độ tiếp giáp với nguồn nhiệt đường dây được ghi lại tự động. Sau một khoảng thời gian ngắn, đồ thị của logarit thời gian so với nhiệt độ được theo dõi là tuyến tính và độ dốc là $Q/4\pi\lambda$. Do đó, hệ số dẫn nhiệt có thể được viết là [97]:

$$\lambda = Q \frac{\ln[(\tau_2 - \tau_1)/(\tau_1 - \tau_0)]}{4\pi(t_2 - t_1)} \quad (2.23)$$

Trong đó: Q – nguồn nhiệt phát ra khi gia nhiệt đầu dò, W

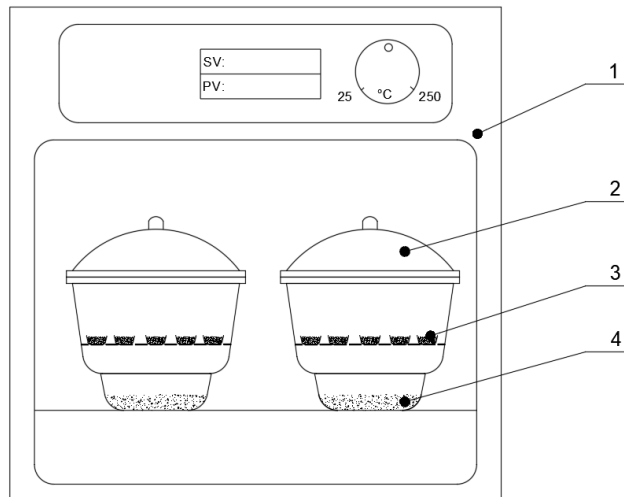
t_1, t_2 – nhiệt độ của cặp nhiệt thăm dò ứng với các thời điểm τ_1 và τ_2 .

τ_0 – khoảng thời gian trước khi bắt đầu ghi dữ liệu, s

Thời gian đo hệ số dẫn nhiệt kéo dài trong khoảng 3 s đối với chất lỏng đến 10 s hoặc 12 s đối với hầu hết các loại thực phẩm rắn. Các mức công suất được khuyến cáo sử dụng là từ 5 đến 30 W/m. Vật liệu có hệ số dẫn nhiệt cao hơn thì cần mức công suất lớn hơn để có đủ làm tăng nhiệt độ. Khoảng thời gian, τ_0 , được xem là không đáng kể đối với các đầu dò có đường kính nhỏ (ví dụ: 0,66 mm). Để có độ chính xác cao, cần có tỷ lệ chiều dài que thăm và đường kính lớn hơn 25 và có kích thước mẫu thích hợp [97].

2.4. Phương pháp xác định độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS

Độ ẩm cân bằng có ý nghĩa rất lớn trong kỹ thuật sấy, giúp xác định giới hạn độ ẩm trong quá trình sấy để bảo quản vật liệu trong những điều kiện độ ẩm môi trường khác nhau. Trên thực tế đã có hàng trăm mô hình toán xác định độ ẩm cân bằng được công bố, mỗi mô hình chỉ trình bày độ ẩm cân bằng của mỗi loại vật liệu trong một dải nhiệt độ và độ ẩm tương đối của môi trường, vì thế khi muốn nghiên cứu để sấy một loại vật liệu nào đó cần phải tiến hành xác định độ ẩm cân bằng [98].



Hình 2.7 Mô hình thí nghiệm đo độ ẩm cân bằng

1- Tủ sấy mẫu; 2- Bình thủy tinh kín; 3- Mẫu cân đo; 4- Dung dịch muối hòa tan

Độ ẩm cân bằng của vật liệu sẽ được xác định thông qua việc xây dựng đường đẳng nhiệt của chúng [99]. Một dung dịch muối kim loại bão hòa được đặt trong một không gian hẹp và kín để tạo ra môi trường có độ ẩm ổn định theo nhiệt độ (Hình 2.7). Theo Greespan [100] mỗi dung dịch muối bão hòa sẽ duy trì trên bề mặt vật liệu một độ

ẩm tương đối của không khí nhất định. Khi độ ẩm không khí tăng, dung dịch muối này sẽ hút ẩm, còn khi độ ẩm không khí giảm, nước trong dung dịch sẽ bốc hơi giúp tăng độ ẩm không khí và một phần muối sẽ kết tinh. Theo [99], khi đã có dữ liệu thực nghiệm thì các mô hình toán sẽ được sử dụng để xác định độ ẩm cân bằng của các vật liệu.

2.5. Phương pháp xác định động học quá trình sấy tầng sôi xung khí

2.5.1. Xác định đường cong sấy theo định luật Fick

Định luật thứ hai của Fick được sử dụng để mô tả quá trình khuếch tán ẩm:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D_{\text{eff}} \nabla^2 M \quad (2.24)$$

Hệ số độ ẩm không thứ nguyên của các mẫu trong quá trình sấy được biểu thị bằng phương trình sau:

$$\text{MR} = \frac{M - M_{\text{dbe}}}{M_0 - M_{\text{dbe}}} \quad (2.25)$$

Do hạt đường tinh luyện RS có hình dạng tương đương hình cầu nên dạng giải tích đơn giản của phương trình khuếch tán ẩm của Fick được sử dụng để tính toán hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng [101] khi bỏ qua sự co rút của vật liệu và xem như ẩm phân bố đều bên trong vật liệu sấy:

$$\text{MR} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp\left[-n^2 \frac{\pi^2 D_{\text{eff}} \tau}{R_s^2}\right] \quad (2.26)$$

Với thời gian sấy dài ($\text{MR} < 0,6$) và đường kính tương đương bé thì phương trình (2.38) có thể viết lại dưới dạng thức rút gọn như sau:

$$\text{MR} = \frac{6}{\pi^2} \exp\left[-\frac{\pi^2 D_{\text{eff}} \tau}{R_s^2}\right] \quad (2.27)$$

Các mô hình toán khác nhau đã được đề xuất nhằm xây dựng đường cong sấy phù hợp với thực tế. Một số mô hình toán phù hợp với đường tinh luyện RS sẽ được trình bày trong chương 3. Để giải các mô hình toán này, phương pháp hồi quy phi tuyến được sử dụng kết hợp với dữ liệu thực nghiệm của quá trình sấy.

Mức độ phù hợp của mô hình toán được xác định bằng các tham số thống kê như hệ số tương quan (R, phương trình 2.28), chi bình phương (χ^2 , phương trình 2.30) và sai số toàn phương trung bình (MSE) hay dạng căn bậc hai (RMSE, phương trình 2.29). Để đánh giá mô hình toán là phù hợp nhất thì giá trị R phải cao, trong khi giá trị χ^2 và RMSE phải thấp.

$$R = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (M_{pre,i} - \bar{M}_{exp,i})^2}{\sum_{i=1}^n (M_{exp,i} - \bar{M}_{exp,i})^2}} \quad (2.28)$$

$$RMSE = \left[\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (M_{exp,i} - M_{pre,i})^2 \right]^{1/2} \quad (2.29)$$

$$\chi^2 = \frac{\sum_{i=1}^n (M_{exp,i} - M_{pre,i})^2}{n} \quad (2.30)$$

2.5.2. Hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng

Hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng là đại lượng cần thiết trong mô phỏng truyền chất của các quá trình sấy. Tuy nhiên, đây là đại lượng không đo được bằng thiết bị đo mà thông qua việc tính toán. Giá trị của D_{eff} rất bé nên việc xác định càng chính xác thì bài toán mô phỏng quá trình trao đổi ẩm càng hợp lý. Nhiệt độ sấy có ảnh hưởng rất lớn hệ số khuếch tán ẩm nên khi tính toán giá trị hệ số khuếch tán ẩm D_{eff} thì phương trình Arrhenius là phù hợp nhất [101], [102], [103]. Phương trình này có dạng như sau:

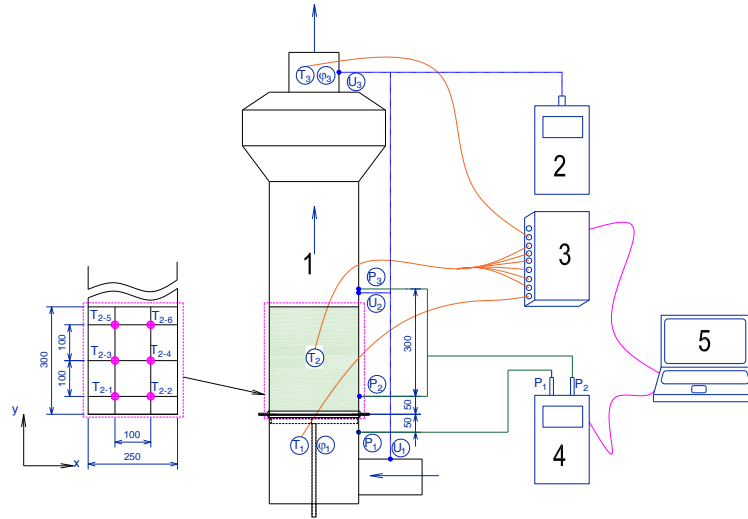
$$D_{eff} = D_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (2.31)$$

Hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng có thể được tính toán từ công thức (2.27) nhờ vào giá trị MR thực nghiệm. Từ đó các giá trị hệ số khuếch tán ẩm tham chiếu D_0 và năng lượng hoạt hóa E_a trong phương trình (2.31) có thể được xác định dựa vào phương pháp hồi quy phi tuyến.

2.6. Phương pháp đo các thông số trong quá trình thực nghiệm

2.6.1. Phương pháp đo nhiệt độ lớp vật liệu trong quá trình sấy

Hình 2.8 trình bày sơ đồ bố trí các cảm biến nhiệt độ, độ ẩm và áp suất trong quá trình sấy đường tinh luyện RS tầng sôi xung khí. Trong đó, cặp cảm biến nhiệt độ–độ ẩm $T_1-\phi_1$, $T_3-\phi_3$ lần lượt được dùng để xác định nhiệt độ–độ ẩm tác nhân sấy cấp vào và thoát ra khỏi máy sấy. Nhiệt độ của lớp vật liệu trong quá trình sấy T_2 được đo bằng 6 cảm biến nhiệt độ loại J (cặp nhiệt điện Iron / Constantan), các tín hiệu nhiệt độ được tiếp nhận bởi bộ ghi dữ liệu (3) và được kết nối với máy tính (5) để ghi dữ liệu theo thời gian thực thông qua phần mềm chuyên dụng. Do điều kiện cụ thể về thiết bị đo và kích thước của buồng sấy nên 06 vị trí đo nhiệt độ này nằm giữa lớp hạt sấy và cách đều nhau khoảng cách 100 mm, khi đó nhiệt độ vật liệu trong quá trình sấy được xác định bằng giá trị trung bình của 6 nhiệt độ này. Các thông số chi tiết của cảm biến và thiết bị đo sẽ được trình bày trong mục 2.9.

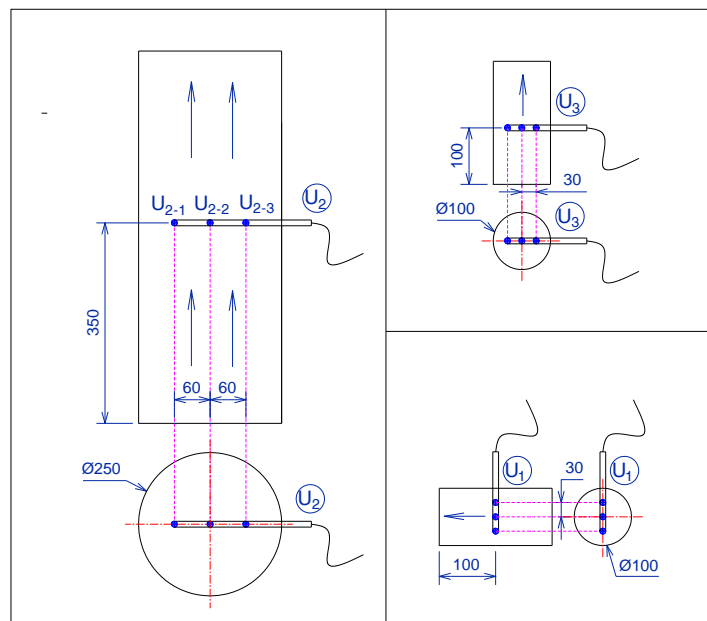


Hình 2.8 Thiết lập các vị trí đo trong quá trình sấy

- 1- Buồng sấy; 2- Bộ đo và ghi dữ liệu vận tốc; 3- Bộ đo và ghi dữ liệu nhiệt độ;
4- Bộ đo chênh áp; 5- Máy tính

2.6.2. Phương pháp xác định vận tốc của không khí

Vận tốc khí cấp vào buồng sấy và vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt được đo bằng cảm biến dây nhiệt (hot wire sensor) được lắp tại các vị trí đo U_1 , U_2 , U_3 (Hình 2.8) kết nối với bộ ghi dữ liệu (2). Mỗi vị trí đo sẽ thay đổi vị trí cảm biến 03 lần và lấy giá trị trung bình, như biểu diễn trên Hình 2.9. Dữ liệu vận tốc được ghi tối thiểu 1 s/lần và được lưu trữ vào thẻ nhớ để truy xuất sau khi đo. Ngoài ra, vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt còn được kiểm chứng thông qua tính toán giữa lưu lượng khí cấp vào/thoát ra và tiết diện của buồng sấy.



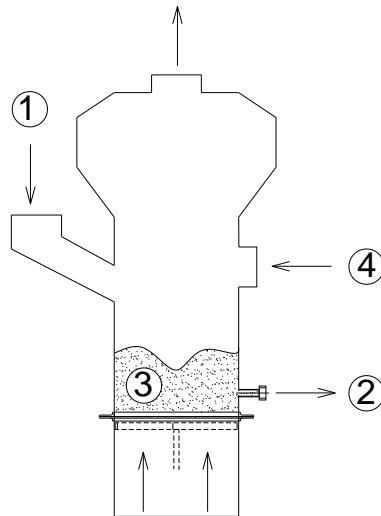
Hình 2.9 Thiết lập các vị trí đo vận tốc không khí trong buồng sấy

2.6.3. Phương pháp đo tổn thất áp suất

Ba vị trí dưới ghi, trên ghi và trên bề mặt lớp hạt được lắp ba ống đo áp suất P_1 , P_2 , P_3 kết nối với bộ đo chênh lệch áp suất (4) nhằm xác định tổn thất áp suất qua ghi và qua lớp hạt (Hình 2.8). Nếu kí hiệu $\Delta P_{1-2} = P_1 - P_2$ và $\Delta P_{1-3} = P_1 - P_3$ thì tổn thất áp suất qua ghi phân phối khí $\Delta P_{gd} = \Delta P_{1-2}$ và tổn thất áp suất qua lớp hạt $\Delta P_b = \Delta P_{1-3} - \Delta P_{1-2}$. Do ghi phân phối khí có dạng mũ chụm nên xem như bỏ qua khoảng cách nhỏ từ bề mặt ghi đến vị trí đo P_2 .

2.6.4. Phương pháp xác định độ ẩm vật liệu sấy

Đối với máy sấy tầng sôi xung khí, để không ảnh hưởng đến quá trình sấy, các mẫu sản phẩm sấy được lấy ngẫu nhiên và định kì mỗi 5 phút một lần. Tại cửa lấy sản phẩm (vị trí số 2, Hình 2.10) bố trí một lỗ nhỏ có đường kính 10 mm, được đóng kín bằng bulong M10, khi đến thời điểm lấy mẫu, vị trí này sẽ được mở ra và các hạt đường ngẫu nhiên sẽ rơi ra ngoài do sự chênh lệch áp suất bên trong và ngoài buồng sấy. Khối lượng mẫu sản phẩm lấy ra mỗi lần là 50 ± 10 g, vừa đủ để đo độ ẩm vừa không ảnh hưởng đến tổng khối lượng vật liệu bên trong buồng sấy.



Hình 2.10 Mô tả phương pháp lấy mẫu trong quá trình sấy

1- Cửa cấp liệu; 2- Vị trí lấy mẫu sấy; 3- Lớp hạt sôi; 4- Cửa quan sát

Độ ẩm của đường tinh luyện RS được đo bằng phương pháp cân – sấy kết hợp. Trình tự xác định độ ẩm của đường tinh luyện RS theo cơ sở ướt như sau: tiến hành lấy mẫu sản phẩm ngẫu nhiên sau khi ra khỏi buồng sấy. Mỗi thí nghiệm lấy từ 3 – 5 mẫu theo các khoảng thời gian nhất định. Các mẫu này sau đó được đo bằng máy theo ICUMSA GS 1-9 (1994) như sau:

- Sấy chén sứ có nắp ở nhiệt độ 140°C làm nguội trong bình hút ẩm, cân chén, tiếp tục sấy chén tới khối lượng không đổi.
- Cân khoảng 10g đường tinh luyện RS chính xác tới 0,001g cho vào chén sấy. Sấy đường tinh luyện RS ở nhiệt độ $80 \pm 5^\circ\text{C}$ trong 3 giờ. Lấy chén ra đặt nắp, làm nguội trong bình hút ẩm rồi cân. Sấy tiếp 30 phút, cân cho tới khi chênh lệch giữa hai lần cân liên tiếp không quá 0,001g.
- Cách tính độ ẩm:

$$M = \frac{G_0 + G_{\text{ch}} - G_n}{G_0} 100\% \quad (2.32)$$

Trong đó: G_0 —khối lượng mẫu đường tinh luyện RS ban đầu, g

G_{ch} —khối lượng chén sau sấy ở 140°C, g

G_n —khối lượng chén và mẫu đường tinh luyện RS sau khi sấy lần cuối, g.

G_{n-1} —khối lượng chén và mẫu đường tinh luyện RS sau sấy lần thứ $n-1$, g

Với $G_{n-1} - G_n \leq 0,001\text{g}$.

Khi đó, độ ẩm ẩm vật liệu theo cơ sở khô được xác định bằng phương trình (2.33):

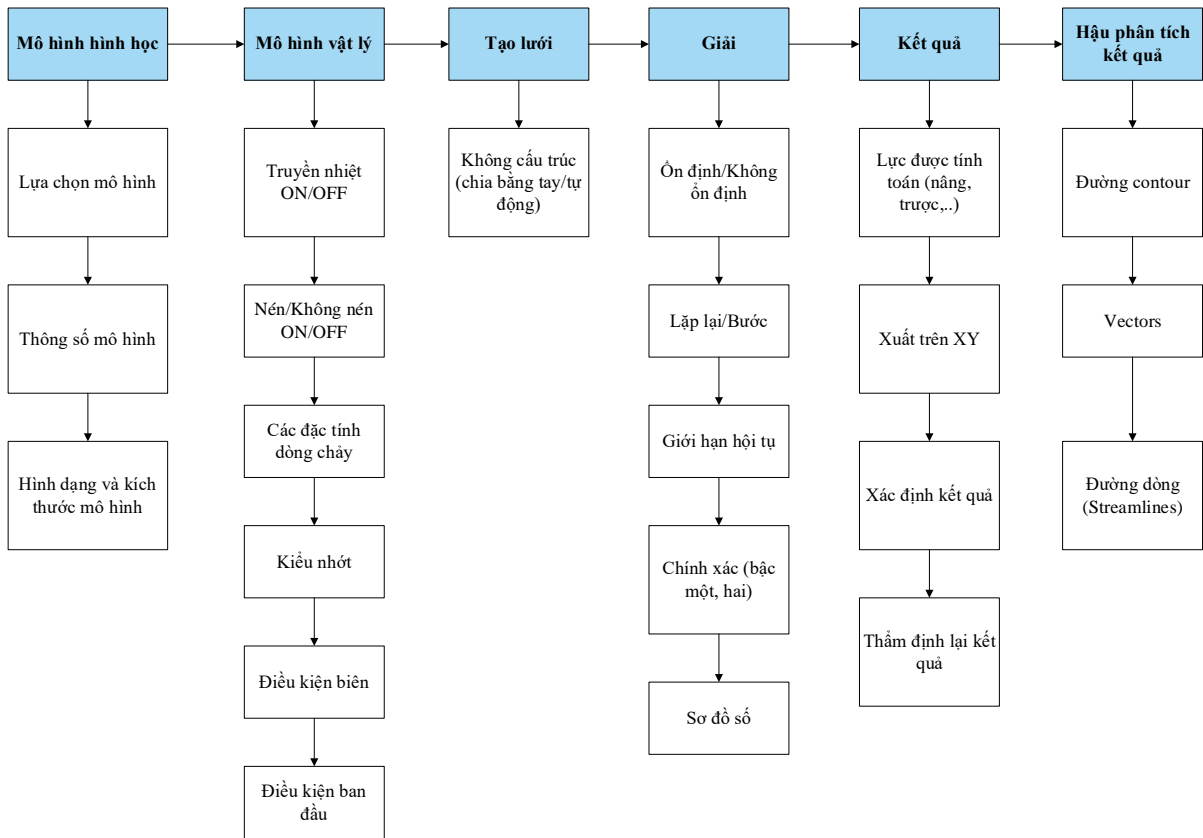
$$M_{db} = \frac{M}{100 - M} 100, \% \quad (2.33)$$

Trong các thí nghiệm, độ ẩm đường RS cũng được thực hiện theo phương pháp đo này nhưng sử dụng máy phân tích độ ẩm để thuận tiện và chính xác hơn, tránh được các sai số do thao tác.

2.7. Phương pháp mô phỏng số

Bài toán mô phỏng quá trình sấy tầng sôi tương đối phức tạp khi liên quan giữa cơ học chất lưu, truyền nhiệt và truyền chất, đặc biệt là khi lớp hạt chịu tác động bởi dòng lưu chất có vận tốc thay đổi theo thời gian. Chính vì vậy, việc xây dựng mô hình vật lý và xác định được hệ phương trình phù hợp mô tả quá trình giả lỏng, quá trình sấy, từ đó sử dụng các công cụ mô phỏng số trên máy tính để giải hệ phương trình vi phân này là cách hiệu quả nhất để có thể phân tích được cơ chế của quá trình sấy tầng sôi xung khí. Trong luận án này, phương pháp Euler – Euler và mô hình hai pha TFM (Two Fluid Model) được đề xuất làm hướng tiếp cận chính nhằm xác định hệ phương trình mô phỏng và phần mềm MFiX được lựa chọn giúp hỗ trợ cho quá trình mô phỏng. Sở dĩ mô hình TFM và phần mềm MFiX được lựa chọn là do sự phù hợp trong giải quyết các mô hình có sự tương tác giữa hạt rắn và lưu chất, giúp giảm thời gian mô phỏng cũng như cấu hình của máy tính [104]–[107]. Các bước tiến hành mô phỏng số trên phần

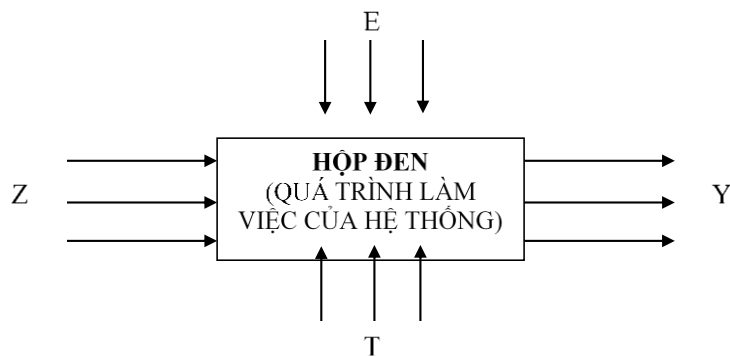
mềm MFiX được trình bày theo lưu đồ Hình 2.11 và các kết quả từ việc xây dựng mô hình, xác định hệ phương trình và kết quả mô phỏng số được trình bày trong chương 3.



Hình 2.11 Các bước mô phỏng CFD bằng phần mềm MFiX [108]

2.8. Quy hoạch thực nghiệm

Quy hoạch thực nghiệm là phương pháp tổ chức các thí nghiệm sao cho chỉ mất một số ít thí nghiệm nhất nhưng có thể thu nhận được lượng thông tin nhiều nhất. Đây là phương pháp cho phép nghiên cứu ảnh hưởng của đồng thời của nhiều yếu tố công nghệ đến một chỉ tiêu nào đó của quá trình mà không cần phải cố định và thay đổi lần lượt từng biến số. Kết quả cuối cùng của quy hoạch thực nghiệm là xây dựng nên một mô hình toán học ở dạng phương trình hồi quy biểu thị mối quan hệ giữa các thông số đầu ra với các thông số đầu vào.



Hình 2.12 Minh họa mô hình hộp đen

Phương pháp mô tả thống kê quan niệm hệ là một hộp đen, trong đó cấu trúc và tính chất bên trong là không biết rõ. Nói cách khác, mô hình thống kê không cho biết bản chất bảo toàn và bản chất động học của hệ mà chỉ mô tả mối quan hệ giữa các thông số đầu vào và đầu ra của hệ trên cơ sở các phương pháp của toán học thống kê.

Trong một hệ thống (Hình 2.12), các yếu tố tác động đầu vào bao gồm các biến kiểm tra được và điều khiển được (Z), các biến kiểm tra được nhưng không điều khiển được (T), các biến không kiểm tra được và không điều khiển được, còn gọi là nhiễu (E) và các thông số đầu ra để đánh giá (Y), hay còn gọi là hàm mục tiêu. Biểu diễn dưới dạng hình học của hàm mục tiêu gọi là bề mặt đáp ứng.

Phương pháp bề mặt đáp ứng (*Response surface methodology*) là một tập hợp các phương pháp thống kê và toán học hữu ích cho việc mô hình hóa và phân tích các vấn đề kỹ thuật. Trong kỹ thuật này, mục tiêu chính là tối ưu hóa bề mặt phản ứng bị ảnh hưởng bởi các tham số quy trình khác nhau. Phương pháp bề mặt đáp ứng cũng định lượng mối quan hệ giữa các tham số đầu vào có thể kiểm soát và bề mặt phản hồi thu được [109].

Quy trình thiết kế của phương pháp bề mặt đáp ứng như sau:

- (i). Thiết kế một loạt thí nghiệm để đo lường đầy đủ và đáng tin cậy các thông số công nghệ của quá trình.
- (ii). Xây dựng mô hình toán học của bề mặt phản ứng bậc hai với mức độ tương quan tốt nhất.
- (iii). Tìm tập tham số thực nghiệm tối ưu tạo ra giá trị đáp ứng lớn nhất hoặc nhỏ nhất.
- (iv). Thể hiện các tác động trực tiếp và tương tác của các tham số quá trình thông qua các đồ thị hai chiều và ba chiều.

Nếu tất cả các biến được giả định là có thể đo lường được, bề mặt đáp ứng có thể được biểu thị như sau:

$$Y = \sum_{j=1}^k f(X_j) = f(X_1, X_2, X_3, \dots, X_k) \quad (2.34)$$

trong đó Y là hàm mục tiêu của hệ thống và X_j là các biến ảnh hưởng hay còn gọi là các yếu tố, được chuyển đổi từ hệ trục tự nhiên sang hệ trục không thứ nguyên (hệ mã hóa). Trong hệ thống có vô số hàm mục tiêu và các yếu tố ảnh hưởng, nên nghiên cứu thực nghiệm cần tập trung vào các hàm mục tiêu quan trọng, quyết định lớn đến các chỉ số mong muốn nhất của hệ thống và các biến độc lập quan trọng có ảnh hưởng lớn nhất cũng như có thể đo lường được, liên tục và có thể kiểm soát được bằng các thí nghiệm với sai số không đáng kể. Cần phải tìm một hàm tương quan phù hợp cho mỗi

quan hệ giữa các biến độc lập và bề mặt đáp ứng. Thông thường, mô hình bậc hai thường được sử dụng trong phương pháp bề mặt đáp ứng [110]–[112].

Trong nghiên cứu thực nghiệm, với một quá trình có nhiều yếu tố ảnh hưởng thì việc tiến hành thí nghiệm bằng cách thay đổi các thông số sẽ làm tăng số thí nghiệm, do đó quá trình nghiên cứu sẽ phức tạp. Để giảm số thí nghiệm cần phải tiến hành mà vẫn đảm bảo được độ tin cậy của mô hình thực nghiệm đa yếu tố, phương án quy hoạch thực nghiệm được áp dụng trong nghiên cứu này là quy hoạch trực giao cấp 2. Phương án này có ưu điểm là số thí nghiệm tiến hành thấp, độ tin cậy cao hơn phương pháp bình phương cực tiểu và quy hoạch thực nghiệm tại tâm [113], [114]. Cơ sở lý thuyết của phương án quy hoạch trực giao cấp 2 như sau:

Hàm hồi quy thực nghiệm xây dựng từ quy hoạch trực giao cấp hai có dạng [5]:

$$Y = b_0 + \sum_{j=1}^k b_j X_j + \sum_{\substack{j,l=1 \\ j \neq l}}^k b_{jl} X_j X_l + \sum_{j=1}^k b_{jj} X_j^2 + \varepsilon \quad (2.35)$$

trong đó X_j là các biến mã hóa có ảnh hưởng đến hàm mục tiêu Y và b_0, b_j, b_{jl}, b_{jj} ($j = 1, 2, \dots, k; l = 1, 2, \dots, k$) là hệ số hồi quy chưa biết và ε là sai số ngẫu nhiên.

Số hệ số trong đa thức bậc hai trong phương trình (2.34) là:

$$m = k + 1 + k + C_k^2 = 2k + 1 + \frac{k!}{2!(k-2)!} = \frac{(k+1)(k+2)}{2} \quad (2.36)$$

Xét yếu tố thực đầu vào Z_j , ta có:

$$Z_j^0 = \frac{Z_j^{\max} + Z_j^{\min}}{2}; \quad j = 1:k \quad (2.37)$$

Trong đó, $Z_j^{\max}, Z_j^{\min}, Z_j^0$ lần lượt là mức cao (mức trên), mức thấp (mức dưới) và mức cơ sở (tại tâm).

Khoảng biến thiên của yếu tố Z_j tính từ tâm của phương án thực nghiệm:

$$\Delta Z_j = \frac{Z_j^{\max} - Z_j^{\min}}{2}; \quad j = 1:k \quad (2.38)$$

Các phần tử của ma trận tính toán của biến X nằm trong khoảng $[-1, 1]$ thì ma trận tính toán khi xây dựng mới có tính trực giao, nhưng khoảng giá trị của các biến cần nghiên cứu không nằm trong khoảng này nên cần chuyển biến từ hệ trực tự nhiên Z_j sang hệ trực không thứ nguyên (hệ mã hóa) X_j :

$$X_j = \frac{Z_j - Z_j^0}{\Delta Z_j}; \quad j = 1:k \quad (2.39)$$

Với $-1 \leq X_j \leq 1$ và $X_j^0 = 0$

Số thí nghiệm được xác định là:

$$N = n_k + n^* + n_0 = 2^k + 2k + n_0 \quad (2.40)$$

Giá trị của điểm sao (cánh tay đòn của phương án này):

$$\alpha = \sqrt{\sqrt{N \cdot 2^{(k-2)}} - 2^{(k-1)}} \quad (2.41)$$

Do các phương án cấu trúc có tâm không trực giao vì X_0 luôn luôn bằng 1 và $X_j^2 > 0$ nên phải thay biến X_j^2 bằng X'_j được tính theo công thức:

$$X'_j = X_j^2 - \bar{X}_j^2 = X_j^2 - \frac{\sum_{j=1}^N X_j^2}{N} = X_j^2 - \frac{(2^k + 2\alpha^2)}{N} \quad (2.42)$$

Điều kiện của ma trận trực giao:

$$\lambda = \frac{(2^k + 2\alpha^2)}{N} \quad (2.43)$$

Các hệ số hồi quy được xác định theo công thức:

$$b_j = \frac{\sum_{i=1}^N X_{ji} Y_i}{\sum_{i=1}^N X_{ji}^2}; \quad b_{jl} = \frac{\sum_{i=1}^N (X_j X_l)_i Y_i}{\sum_{i=1}^N (X_j X_l)_i^2}; \quad b_{jj} = \frac{\sum_{i=1}^N X'_{ji} Y_i}{\sum_{i=1}^N (X'_{ji})^2} \quad (2.44)$$

Phương sai của các hệ số được tính như sau:

$$s_{b_j}^2 = \frac{s_{th}^2}{\sum_{i=1}^N X_{ji}^2}; \quad s_{b_{jl}}^2 = \frac{s_{th}^2}{\sum_{i=1}^N (X_j X_l)_i^2}; \quad s_{b_{jj}}^2 = \frac{s_{th}^2}{\sum_{i=1}^N (X'_{ji})^2} \quad (2.45)$$

Phương trình nhận được sau khi thay các biến mới:

$$Y = b'_0 + b_1 \cdot X_1 + \dots + b_k \cdot X_k + b_{12} \cdot X_1 \cdot X_2 + \dots + b_{k-1} \cdot X_{k-1} \cdot X_k + b_{11} \left(X_1^2 - \bar{X}_1^2 \right) + \dots + b_{kk} \left(X_k^2 - \bar{X}_k^2 \right) \quad (2.46)$$

Để chuyển phương trình (2.45) về dạng phương trình (2.34) thì b_0 được tính theo công thức:

$$b_0 = b'_0 - b_{11} \cdot \bar{X}_1^2 - \dots - b_{kk} \cdot \bar{X}_k^2 \quad (2.47)$$

Và phương sai b_0 :

$$s_{b_0}^2 = s_{b'_0}^2 + \left(\bar{X}_1^2 \right)^2 s_{b_{11}}^2 + \dots + \left(\bar{X}_k^2 \right)^2 s_{b_{kk}}^2 \quad (2.48)$$

Nội dung bài toán quy hoạch thực nghiệm thực hiện theo các bước:

- Lập ma trận thí nghiệm theo quy hoạch trực giao cấp 2.

- Tiến hành phân tích phương sai để loại bỏ các hệ số hồi quy không đảm bảo độ tin cậy với mức ý nghĩa $p > 0,05$.
- Thực hiện phân tích phương sai trên hàm toán mới.
- Xác định giá trị các hệ số hồi quy theo hàm toán mới sau khi đã loại các hệ số hồi quy không đủ độ tin cậy.
- Kiểm tra sự phù hợp của mô hình theo tiêu chuẩn Fisher.

Kiểm định tính có nghĩa của các hệ số:

Theo [113], [114], phương sai tái hiện (hay còn gọi là phương sai tái sinh) được sử dụng để kiểm tra tính có nghĩa của các hệ số hồi quy trong phương trình (2.44). Để tính phương sai tái hiện, các thí nghiệm ở tâm n_0 cần được tiến hành. Khi đó, phương sai tái hiện được tính theo công thức sau:

$$s_{th}^2 = \frac{\sum_{u=1}^{n_0} (Y_u^0 - \bar{Y}^0)^2}{n_0 - 1} \quad (2.49)$$

Từ đó, tính có nghĩa của các hệ số trong phương trình hồi quy được kiểm định theo tiêu chuẩn Student:

$$t_j = \frac{|b_j|}{s_{b_j}} \quad (2.50)$$

Kiểm tra tính tương thích của phương trình hồi quy:

Sự tương thích của phương trình hồi quy với thực nghiệm được kiểm định theo tiêu chuẩn Fisher:

$$F_{1-p}(f_1, f_2) = \frac{s_{du}^2}{s_{th}^2} \quad (2.51)$$

Phương sai dư:

$$s_{du}^2 = \frac{\sum_{i=1}^N (Y_i - \hat{Y}_i)^2}{N - L} \quad (2.52)$$

Với: p : mức ý nghĩa

f_1 : bậc tự do thứ nhất, $f_1 = N - L$

f_2 : bậc tự do thứ 2, $f_2 = n_0 - 1$

L : số hệ số có nghĩa trong phương trình hồi quy

Nếu $F < F_{1-p}(f_1, f_2)$ thì phương trình hồi quy tương thích với thực nghiệm. Trường hợp $F > F_{1-p}(f_1, f_2)$ thì mô hình xây dựng không phù hợp, khi đó sẽ phải xem xét lại miền

nghiên cứu thí nghiệm, các yếu tố đầu vào của nghiên cứu hoặc tiến hành thực nghiệm ở cấp cao hơn.

2.9. Xác định các thông số nghiên cứu

2.9.1. Xác định các hàm mục tiêu (thông số đầu ra)

Độ ẩm sản phẩm là một trong những thông số phản ánh chất lượng của sản phẩm sấy và là thông số phản ánh hiệu quả của một hệ thống sấy. Độ ẩm là thông số được yêu cầu nghiêm ngặt trong quá trình sấy và bảo quản vật liệu. Theo TCVN 6958:2001 [13], độ ẩm của đường tinh luyện RS sau sấy không lớn hơn 0,05% nên trong các thí nghiệm của luận án, độ ẩm sản phẩm đạt 0,05% là cơ sở để dừng quá trình sấy và xác định các hàm mục tiêu khác. Do vậy, độ ẩm sản phẩm không được chọn làm hàm mục tiêu đầu ra. Thay vào đó, thời gian sấy tính theo căn cứ độ ẩm sản phẩm sẽ được chọn làm hàm mục tiêu và chất lượng của đường sau khi sấy sẽ được đánh giá dựa trên màu sắc của sản phẩm.

Thời gian sấy đường tinh luyện RS được xác bằng khoảng thời gian tính từ thời điểm bắt đầu quá trình sấy cho đến khi vật liệu đạt độ ẩm yêu cầu. Đối với đường tinh luyện RS, theo TCVN 6958:2001 [13], độ ẩm sản phẩm yêu cầu không được cao hơn 0,05% nên giá trị 0,05% sẽ được chọn làm cơ sở xác định thời điểm kết thúc quá trình sấy và tính thời gian sấy. Để xác định đúng thời gian sấy của mỗi phương án thí nghiệm, các mẫu sản phẩm sấy sẽ được lấy cách nhau 5 phút (300 s) mỗi lần cho đến khi độ ẩm đo được đạt thấp hơn 0,05%, sau đó tiến hành nội suy tại giá trị 0,05% để tìm thời gian sấy.

Y_1 – Tổng chênh lệch độ màu

Màu sắc của đường tinh luyện sau khi sấy cũng là một trong những chỉ tiêu đánh giá chất lượng sản phẩm. Thông thường, màu sắc của đường được xác định theo giá trị độ màu ICUMSA (International Commission for Uniform Methods of Sugar Analysis), đơn vị là IU. Tuy nhiên, phương pháp này thường phức tạp và khó thực hiện nhanh chóng ngay sau khi đường được sấy xong. Trong luận án này, để xem xét ảnh hưởng của các thông số công nghệ đến màu sắc của đường sau khi sấy, thang đo tiêu chuẩn CIE (The Commission International de l'Eclairage) L^* , a^* và b^* được sử dụng để đánh giá màu sắc của đường tinh luyện RS. Các thông số này thể hiện độ đậm nhạt (L), và mức độ đỏ hoặc xanh lá cây (a) và mức độ vàng hoặc xanh lam (b) của sản phẩm được đo. Giá trị 0 hoặc 100 cho L tương ứng là màu đen hoặc trắng. Các phép đo màu công cụ này tương ứng với đánh giá trực quan về màu thực phẩm và nhận thức của con người về màu sắc như sắc độ màu, độ bão hòa và giá trị có thể được tính toán từ các giá trị L^* , a^* và b^* .

$$\text{Độ bão hòa: } C^* = \sqrt{(a^*)^2 + (b^*)^2} \quad (2.53)$$

$$\text{Sắc độ màu- Hue: } h = \arctan\left(\frac{b^*}{a^*}\right) \quad (2.54)$$

Trong nhiều trường hợp, sự chênh lệch giữa các thông số màu trước và sau một quá trình lại có ý nghĩa hơn là giá trị màu tuyệt đối để đánh giá ảnh hưởng của quá trình đến màu sắc. Sự chênh lệch về màu sắc giữa hai giai đoạn có thể được tính như sau:

$$\text{Chênh lệch sắc độ màu - Hue: } \Delta h = \arctan\left(\frac{b}{a}\right) - \arctan\left(\frac{b_0}{a_0}\right) \quad (2.55)$$

$$\text{Chênh lệch độ bão hòa: } \Delta C^* = \sqrt{(a - a_0)^2 + (b - b_0)^2} \quad (2.56)$$

$$\text{Chênh lệch độ sáng màu: } \Delta L^* = |L - L_0| \quad (2.57)$$

$$\text{Tổng chênh lệch độ màu: } \Delta E^* = \sqrt{(L - L_0)^2 + (a - a_0)^2 + (b - b_0)^2} \quad (2.58)$$

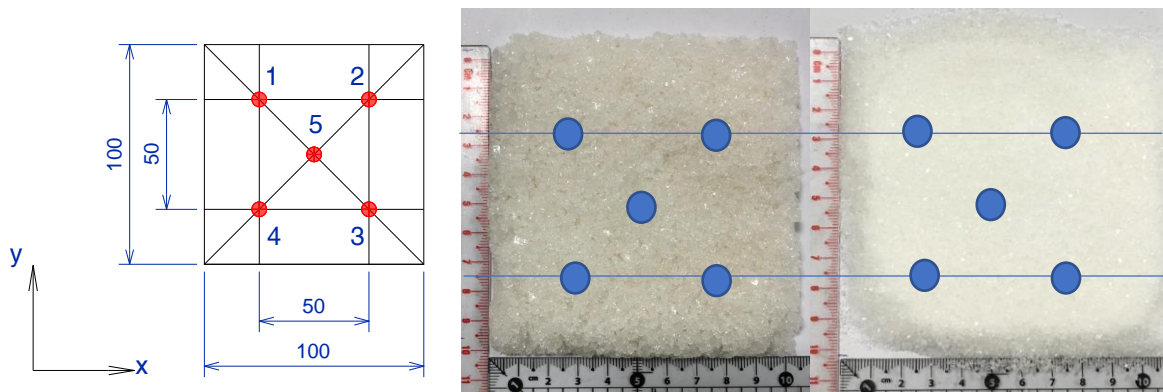
Nếu kí hiệu $\Delta L^* = (L - L_0)$, $\Delta a^* = (a - a_0)$, $\Delta b^* = (b - b_0)$ thì

$$Y_1 = \Delta E^* = \sqrt{(\Delta L^*)^2 + (\Delta a^*)^2 + (\Delta b^*)^2} \quad (2.59)$$

trong đó L_0 , a_0 và b_0 , là các thông số màu của trước quá trình và L , a , và b là các thông số màu tương ứng sau quá trình.

Phương pháp xác định tổng chênh lệch độ màu của sản phẩm sấy:

Máy đo màu cầm tay có thể xác định nhanh các chỉ số về màu sắc của đường tinh luyện RS (L^* , a^* , b^*) và so sánh với màu chuẩn để xác định các giá trị ΔL^* , Δa^* , Δb^* và ΔE^* . Máy đo màu sẽ được cân chỉnh bằng tám trắng tiêu chuẩn và sử dụng các giá trị màu này để so sánh với màu sắc của sản phẩm sấy. Khi đó, giá trị ΔE^* càng thấp sẽ phản ánh màu sắc của đường tinh luyện RS sau sấy càng gần màu trắng, nghĩa là chất lượng sau sấy tốt hơn.



a) Vị trí đo màu

b) Mẫu đường trước sấy

c) Mẫu đường sau sấy

Hình 2.13 Các vị trí đo màu sắc đường tinh luyện RS

Các mẫu đường tinh luyện RS trước và sau sấy được bố trí trong một khối hình hộp có kích thước 100 x 100 x 10 (mm) và màu sắc được đo tại 05 vị trí trên bề mặt như được biểu diễn trên Hình 2.13. Các thông số về màu sắc được lấy trung bình trong năm vị trí này và giá trị tổng chênh lệch độ màu được tính theo công thức (2.59).

Y₂ – Tiêu hao điện năng riêng

Tiêu hao điện năng riêng là tiêu hao điện năng để sấy được 1 kg sản phẩm trong quá trình sấy (Wh/kg SP) và được xác định bằng công thức (2.60):

$$Y_2 = \frac{N}{G_2} = \frac{U.I.\cos\varphi.\tau}{G_2}, \text{ Wh/kgSP} \quad (2.60)$$

Trong đó: U – Điện áp, V

I – Cường độ dòng điện, A

$\cos\varphi$ – Hệ số công suất

N – Tổng điện năng tiêu hao trong thời gian sấy τ , Wh

Để xác định được chi phí này, trên mô hình sấy được lắp đặt 01 đồng hồ đo điện năng tiêu thụ dùng để xác định điện năng tiêu thụ cho quạt và động cơ tạo xung. Đồng thời cũng sử dụng dụng cụ đo điện HIOKI 3286 để kiểm tra các giá trị tức thời.

Y₃ - Tiêu hao nhiệt năng riêng

Tiêu hao nhiệt năng riêng là lượng nhiệt cần thiết để sấy được 1 kg sản phẩm trong quá trình sấy, được xác định theo công thức (2.61):

$$Y_3 = \frac{Q}{G_2}, \text{ kJ/kgSP} \quad (2.61)$$

Với: Q – Tổng nhiệt lượng cung cấp cho quá trình sấy tại thiết bị gia nhiệt, kJ

Do thiết bị sấy sử dụng điện trở để gia nhiệt nên tổng nhiệt lượng cung cấp cho quá trình sấy tại thiết bị gia nhiệt đúng bằng điện năng tiêu thụ cho các thanh điện trở khi hoạt động (chuyển đổi sang đơn vị kJ với $\cos\varphi = 1$). Để xác định được chi phí này, trên mô hình sấy có lắp riêng 01 đồng hồ đo điện năng tiêu thụ cho các thanh điện trở gia nhiệt.

Thông thường, tiêu hao nhiệt năng riêng và điện năng riêng thường được tính cho 1 kg ẩm (kJ/kg ẩm, kWh/kg ẩm) trong sấy vật liệu. Tuy nhiên, trong thực tế trường hợp sấy các loại vật liệu có độ ẩm rất thấp ví dụ như đường RS hay muối tinh... sau ly tâm độ ẩm chỉ ở phạm vi 1,5% thì lượng ẩm bay hơi là rất thấp so với các loại vật liệu thông thường khác nên nếu tính theo 1 kg ẩm thì giá trị tiêu hao điện năng và nhiệt năng sẽ rất lớn. Đối với sấy đường RS, các công bố về tiêu hao năng lượng thường được tính cho 1 kg sản phẩm [115]–[117] nên trong luận án này, tiêu hao điện năng riêng và nhiệt năng

riêng cũng được tính cho 1 kg sản phẩm để thuận tiện cho việc so sánh với một số kết quả đã được công bố.

Trong thực tế tại các nhà máy sản xuất đường, do sử dụng hơi nước để gia nhiệt tác nhân sấy nên chi phí năng lượng của quá trình sấy thường được tách thành tiêu hao điện năng (cho quạt và các động cơ) và tiêu hao nhiệt năng (cho quá trình gia nhiệt) [5], [6], [117]. Do vậy, trong luận án này, hàm mục tiêu về chi phí năng lượng cũng được phân biệt thành tiêu hao điện năng riêng và tiêu hao nhiệt năng riêng để phù hợp với ứng dụng kết quả nghiên cứu vào thực tế.

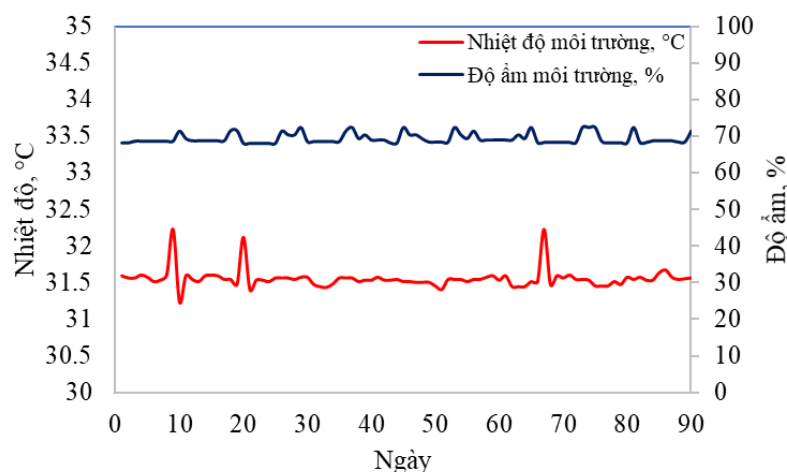
2.9.2. Xác định các thông số nghiên cứu đầu vào

Nhằm xây dựng được một chế độ sấy phù hợp cho việc sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp sấy tầng sôi xung khí liên tục, các thông số công nghệ của quá trình sấy cần được xác định hợp lý. Điều đó có nghĩa là ứng với những điều kiện nhất định của quá trình sấy, các thông số công nghệ còn lại phải được thiết lập, nhằm mục đích tạo cho quá trình sấy một hiệu quả cao nhất.

Trong một quá trình sấy đối lưu thông thường, nhiệt độ và vận tốc tác nhân sấy là hai thông số công nghệ đã được xác định ảnh hưởng chính đến cả chất lượng và chi phí sấy.

Z_1 – Nhiệt độ sấy

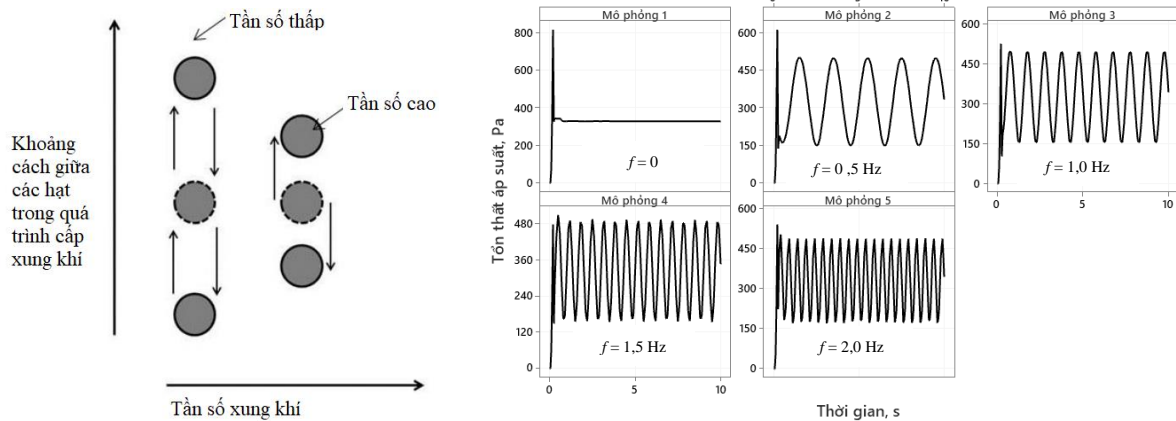
Nhiệt độ là thông số công nghệ quan trọng của quá trình sấy, quyết định đến tốc độ sấy và là thông số có thể điều khiển được nên được chọn là thông số đầu vào đầu tiên và được mã hóa thành biến X_1 .



Hình 2.14 Nhiệt độ và độ ẩm trung bình trong thời gian thực nghiệm

Quá trình sấy đối lưu với không khí được gia nhiệt đẳng dung ẩm (điện trở, bộ trao đổi nhiệt) thì yếu tố nhiệt độ sấy là yếu tố có ảnh hưởng chính đến quá trình sấy vì độ chứa hơi của không khí phụ thuộc vào nhiệt độ và độ ẩm môi trường. Các thí nghiệm

được thực hiện trong phòng thí nghiệm và tại cùng địa điểm nên thông số môi trường là tương đối ổn định.



Hình 2.15 Ảnh hưởng của tần số xung khí đến chuyển động của hạt và tổn thất áp suất Z_2 – Vận tốc tác nhân sấy

Vận tốc tác nhân sấy không chỉ quyết định đến quá trình sôi của hạt đường tinh luyện RS mà còn quyết định đến khả năng trao đổi nhiệt - ẩm giữa tác nhân sấy với hạt vật liệu và cũng là thông số có thể điều khiển được nên được chọn làm thông số đầu vào thứ hai, được mã hóa thành biến X_2 .

Z_3 – Tần số xung khí

Đối với quá trình sấy tầng sôi xung khí, theo Ireland và cộng sự [118] việc cấp khí với tần số cao hay thấp sẽ ảnh hưởng đến khoảng cách giữa các hạt (Hình 2.11), do đó ảnh hưởng đến quá trình trao đổi nhiệt-ẩm và tổn thất áp suất, tức là ảnh hưởng đến chất lượng và chi phí sấy nên tần số xung khí được chọn làm thông số đầu vào thứ ba, được mã hóa thành biến X_3 .

Đối với quá trình sấy tầng sôi dạng mẻ, các yếu tố như năng suất, chiều dày lớp hạt bị hạn chế bởi kích thước của buồng sấy nên không được xem xét là yếu tố đầu vào. Theo [119] chiều cao lớp hạt đường tinh luyện trong máy sấy trong khoảng 250 đến 350 mm nên trong nghiên cứu này, chiều cao lớp hạt ban đầu được cố định ở mức 300 mm. Kích thước của hạt cũng ảnh hưởng đến quá trình sấy, tuy nhiên đối với quá trình sấy đường tinh luyện RS thì khâu phân loại hạt được tiến hành sau khi sấy nên kích thước hạt xem như không thay đổi ở quá trình sấy.

Các yếu tố đầu vào (các biến đầu vào) ảnh hưởng đến các hàm mục tiêu đầu ra bao gồm: Nhiệt độ sấy (được mã hóa X_1), vận tốc tác nhân sấy (được mã hóa X_2), tần số xung khí (được mã hóa X_3). Trong quá trình nghiên cứu thực nghiệm, có rất nhiều yếu tố ảnh hưởng đến quá trình sấy, tuy nhiên luận án tập trung vào việc phân tích các thông

số công nghệ và thông qua các thí nghiệm thăm dò đã xác định được 03 yếu tố chính này có ảnh hưởng lớn đến quá trình sấy. Với mục tiêu xây dựng thí nghiệm nhằm:

- Xác định ảnh hưởng của 03 thông số công nghệ chính đến chất lượng sản phẩm sấy và chi phí năng lượng của quá trình sấy tầng sôi xung khí.
- Xây dựng chế độ sấy hợp lý bao gồm giá trị cụ thể của các biến đầu vào (Z_1, Z_2, Z_3) để đạt được giá trị các hàm mục tiêu là tốt nhất, cụ thể là sản phẩm sấy đạt yêu cầu về độ ẩm, màu sắc, tiêu hao điện năng và nhiệt năng riêng thấp nhất.

2.9.3. Miền nghiên cứu thực nghiệm

Sử dụng phương pháp quy hoạch thực nghiệm trực giao bậc 2 để xây dựng bảng ma trận thí nghiệm nhằm xác định giá trị tối ưu của các thông số công nghệ trong quá trình sấy, theo phương án quy hoạch thực nghiệm được trình bày ở mục 2.7.

Số thí nghiệm cần tiến hành:

$$N = n_k + n_* + n_0 = 2^k + 2k + n_0 = 19$$

Với: $k = 3; n_k = 2^k = 8; n_* = 2.k = 2.3 = 6; n_0 = 5$

Giá trị của điểm sao:

$$\alpha = \sqrt{\sqrt{N.2^{(k-2)}} - 2^{(k-1)}} = \sqrt{\sqrt{19.2^{(3-2)}} - 2^{(3-1)}} = 1,471$$

Mục đích của nghiên cứu là xác định mối tương quan của các biến đến hàm mục tiêu của quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp sấy tầng sôi xung khí liên tục. Từ các số liệu đạt được, phân tích hồi quy đa yếu tố sẽ được tiến hành trên phần mềm Statgraphics Centurion 19.1.1 để xem xét mối liên hệ giữa các yếu tố với nhau và tối ưu hóa các thông số công nghệ.

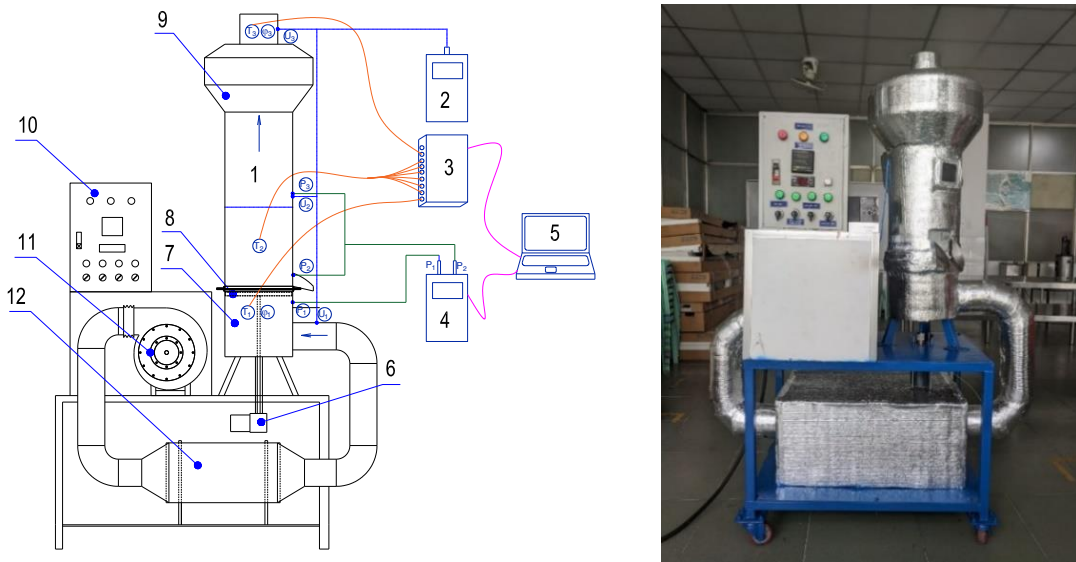
Đối với quy hoạch thực nghiệm bậc 2 thì phương án thiết kế thực nghiệm phối hợp có tâm (Central Composite Design) là một thiết kế rất hiệu quả được sử dụng phổ biến vì mô hình này có phương sai ổn định và hợp lý trong phạm vi các thông số công nghệ đã xác định với số lượng thí nghiệm thấp hơn nhiều so với phương án thiết kế thực nghiệm đầy đủ (Full Factorial Design) [120].

2.10. Phương tiện thí nghiệm

Trên cơ sở các phương pháp nghiên cứu đã được đề cập ở trên, để tính toán được các thông số cơ bản ứng dụng trong nghiên cứu kỹ thuật sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp sấy tầng sôi xung khí, chúng ta phải xác định trên cơ sở thực nghiệm để so sánh với các số liệu tính toán được trên cơ sở lý thuyết, từ đó đưa được các nhận xét và chọn lựa các thông số thích hợp. Quá trình thực nghiệm được tiến hành bằng mô hình

máy sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ (Hình 2.16), các loại dụng cụ đo được trình bày trong Bảng 2.1.

Mô hình thí nghiệm là máy sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ được thiết kế, chế tạo và lắp đặt tại phòng X6.16, Khoa Công nghệ Nhiệt Lạnh, trường Đại học Công nghiệp Tp.HCM. Không khí được gia nhiệt bằng điện trở và nhiệt độ sấy được điều khiển bởi bộ điều khiển nhiệt độ Autonics TZN4M. Quạt được lắp biến tần Hitachi NES1-015HB để điều khiển tốc độ, từ đó điều chỉnh được lưu lượng không khí cấp vào buồng sấy. Động cơ tạo xung được lắp biến tần Schneider để điều khiển tốc độ quay, giúp điều chỉnh được tần số xung khí. Các thông số tính toán, thiết kế mô hình được trình bày ở Phụ lục 1 và được tổng hợp trong Bảng 2.1.



Hình 2.16 Mô hình máy sấy tầng sôi xung khí

1- Buồng sấy; 2- Bộ đo và ghi dữ liệu vận tốc; 3- Bộ đo và ghi dữ liệu nhiệt độ;
4- Bộ đo chênh áp; 5- Máy tính; 6- Động cơ tạo xung; 7- Buồng phân phối TNS;
8- Đĩa tạo xung khí; 9- Buồng lắng; 10- Tủ điện điều khiển; 11- Quạt cấp không khí;
12- Bộ gia nhiệt; T_1, T_2, T_3 : các vị trí cảm biến nhiệt độ; P_1, P_2, P_3 : các vị trí đo áp suất;
 U_1, U_2, U_3 : các vị trí đo vận tốc khí

Bảng 2.1 Vật liệu và thiết bị đo phục vụ thí nghiệm

STT	Tên thiết bị, mã hiệu	Thông số kỹ thuật	Chức năng
1	Mô hình máy sấy tầng sôi xung khí	<ul style="list-style-type: none"> - Năng suất: 5 kg/mẻ - Kích thước (dài × rộng × cao): 1100 × 600 × 1500 mm - Bộ gia nhiệt điện trở, công suất cực đại: 3 kW 	Thực hiện quá trình sấy

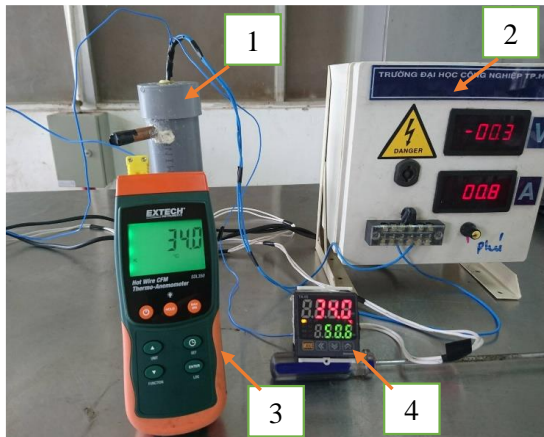
STT	Tên thiết bị, mã hiệu	Thông số kỹ thuật	Chức năng
		<ul style="list-style-type: none"> - Công suất quạt ly tâm cấp khí nóng: 0,75 kW / 3 Pha / 380 V - Công suất động cơ tạo xung: 125 W / 1 Pha / 220 V 	
2	Bộ điều khiển nhiệt độ Autonics TZN4M	<ul style="list-style-type: none"> - Ngõ vào: tùy chọn K, J, R, E, T, S, N, W, PT100, analog (1 – 5 VDC, 0 – 10 VDC, 4 – 20 mA) - Cách thức điều khiển: ON/OFF, P, PI, PIDF, PIDS, - Phạm vi điều khiển: 0 – 230°C. 	Điều khiển nhiệt độ sấy
3	Biến tần Hitachi NES1-015HB	<ul style="list-style-type: none"> - Dải công suất điều khiển: 0,1 – 1,5 kW - Dải tần số đầu ra: 0,5 – 400 Hz. - Điện áp hoạt động: 380 V – 3 Pha - Độ chính xác tần số: 0,01% 	Điều khiển tốc độ quạt
4	Tủ sấy mẫu DAIHAN WON-50	<ul style="list-style-type: none"> - Dung tích: 50 lít - Nhiệt độ tối đa: 230°C - Độ chính xác nhiệt độ: $\pm 0.5^{\circ}\text{C}$ - Độ đồng đều nhiệt độ: $\pm 2^{\circ}\text{C}$ - Kích thước bên trong tủ (WxDxH): 370 x 350 x 420 mm 	Sấy mẫu để xác định độ ẩm
5	Máy phân tích độ ẩm Kern DAB 100-3/ Đức	<ul style="list-style-type: none"> - Khối lượng lớn nhất: 110 g, độ nhạy 0,001 g - Độ tuyến tính: ± 3 mg - Độ chính xác: $\pm 0,02\%$ theo chỉ số đọc - Thời gian ổn định: 3,0 s 	Đo độ ẩm vật liệu sấy
6	Cân phân tích Kern ADB 200-4/ Đức	<ul style="list-style-type: none"> - Khối lượng đo lớn nhất: 220 g - Độ tuyến tính: $\pm 0,0004$ g - Độ phân giải: 0,0001 g - Độ lặp lại: 0,0002 g - Thời gian ổn định: 3,0 s 	Đo khối lượng mẫu
7	Dụng cụ đo vận tốc khí Extech SDL350	<ul style="list-style-type: none"> - Phạm vi đo: 0,2 – 25 m/s - Độ phân giải: 0,01 m/s - Độ chính xác: $\pm 5\%$ theo chỉ số đọc - Thời gian hồi đáp: 1,0 s 	Đo vận tốc tác nhân sấy
8	Dụng cụ đo chênh lệch áp	<ul style="list-style-type: none"> - Phạm vi đo: 0 – 3500 Pa - Độ phân giải: 1,0 Pa - Độ chính xác: $\pm 0,3\%$ theo chỉ số đọc 	Đo vận tốc tác nhân sấy

STT	Tên thiết bị, mã hiệu	Thông số kỹ thuật	Chức năng
	suất Extech HD755	- Thời gian hồi đáp: 1,0 s	
9	Bộ ghi nhiệt độ VersaLog TC/Canada	- Tín hiệu đầu vào: cặp nhiệt E, N, J, K, T - Phạm vi đo: -200 – 760°C - Độ chính xác: $\pm 0,2\%$ theo chỉ số đọc - Tốc độ ghi: 20ms đến 12 giờ	Đo và ghi dữ liệu nhiệt độ vật liệu trong buồng sấy
10	Dụng cụ đo nhiệt độ độ ẩm Extech RH250W	- Phạm vi đo: 0 – 100% RH, -10 – 60°C - Độ phân giải: 0,1% RH, 0,1°C - Độ chính xác: $\pm 5\%$ RH, $\pm 1,0^\circ\text{C}$ - Thời gian hồi đáp: 1,0 s - Kết nối Bluetooth	Đo độ ẩm, nhiệt độ không khí trước và sau khi sấy
11	Máy đo màu CHN SPEC CS-10	- Dùng để đo màu chất rắn - Giá trị đo màu: L * a * b, L * C * h, $\Delta E^* ab$, XYZ, các giá trị RGB tương đối; - Dải đo: L *: 1 – 100 - Độ lệch chuẩn trong ΔE^* : 0,1 - Thời gian đo: 0,5 s	Đo màu sắc của đường tinh luyện RS
12	Thiết bị đo điện đa năng HIOKI 3286–20	- Kiểu đo: một pha, ba pha - Danh mục đo: Điện áp, dòng điện, công suất tác dụng, công suất phản kháng, công suất biểu kiến, góc pha, tần số,... - Điện áp: 0 – 600 V, sai số: $\pm 1,0\%$ - Dòng điện: 0 – 1000A, sai số: $\pm 1,3\%$ - Công suất: 0 – 600 kW, sai số: $\pm 2,3\%$	Đo điện áp, dòng điện, công suất tức thời
13	Công tơ điện 3 pha gián tiếp EMIC MV3E4 5(6)A	- Điện áp danh định pha: 3x220/380 VAC - Tần số danh định: 50 Hz - Dòng điện định mức: 5 A - Cấp chính xác: 2	Đo tiêu hao điện năng, nhiệt năng
14	Phần mềm ghi dữ liệu	- SiteView/Canada - HD755/ Đài Loan - SDL350/ Đài Loan	Ghi dữ liệu nhiệt độ, áp suất, vận tốc
15	Phần mềm phân tích dữ liệu	- Matlab R2016a - Statgraphics Centurion 19.1.1 - Minitab 2019	Thống kê, phân tích và vẽ đồ thị liên quan

Các dụng cụ đo có độ chính xác cao và đều đi kèm với phần mềm ghi nhận dữ liệu theo thời gian thực nên các thông số đo như nhiệt độ, vận tốc, tổn thất áp suất được đo đảm bảo độ tin cậy. Hình ảnh cụ thể của các mô hình và thiết bị đo được trình bày trên Phụ lục 1.

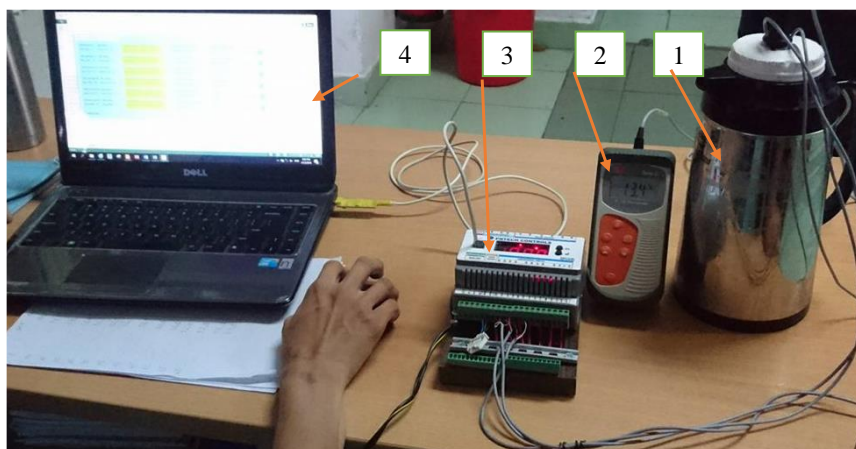
Để xác định hệ số dẫn nhiệt, như được biểu diễn trên Hình 2.17, đường tinh luyện RS được đưa vào bình chứa mẫu (1) được cách nhiệt, có đường kính 40mm, chiều dài 400 mm, bên trong cố định que thăm kép và các cảm biến cần thiết. Bình chứa mẫu được kết nối với bộ điều chỉnh điện áp (2), bộ ghi dữ liệu (3) và bộ điều khiển nhiệt độ (4).

Với thí nghiệm xác định nhiệt dung riêng, được biểu diễn trên Hình 2.18, đường tinh luyện RS được đưa vào bình chứa mẫu (1) được cách nhiệt, có đường kính 100mm, chiều cao 400mm, bên trong cố định các cảm biến cần thiết. Bình chứa mẫu được kết nối với bộ đo nhiệt độ dung dịch (2), bộ ghi nhiệt độ (3) có kết nối với máy tính (4).



Hình 2.17 Bố trí thí nghiệm đo hệ số dẫn nhiệt

- 1- Bình chứa mẫu và que thăm; 2- Bộ điều chỉnh điện áp;
3- Bộ ghi nhiệt độ; 4- Bộ điều khiển nhiệt độ;



Hình 2.18 Bố trí thí nghiệm đo nhiệt dung riêng

- 1- Bình chứa mẫu và cảm biến; 2- Bộ đo nhiệt độ dung dịch;
3- Bộ ghi nhiệt độ; 4- Máy tính;

2.11. Quy trình thí nghiệm

a. Công tác chuẩn bị

- Chuẩn bị đường nguyên liệu cho mỗi mẻ sấy là 5 kg. Lấy mẫu ban đầu để xác định độ ẩm.
- Chuẩn bị lớp đệm trợ sôi cần thiết bằng đường đã sấy.
- Kiểm tra tình trạng máy, nguồn điện và lắp đặt các thiết bị cần thiết cho quá trình cấp liệu, ghi số liệu và lấy mẫu.
- Chuẩn bị mẫu ghi số liệu và dụng cụ lấy và lưu trữ mẫu.
- Kết nối các bộ ghi dữ liệu vào máy tính, cài đặt các thông số cần thiết trước khi làm thí nghiệm.

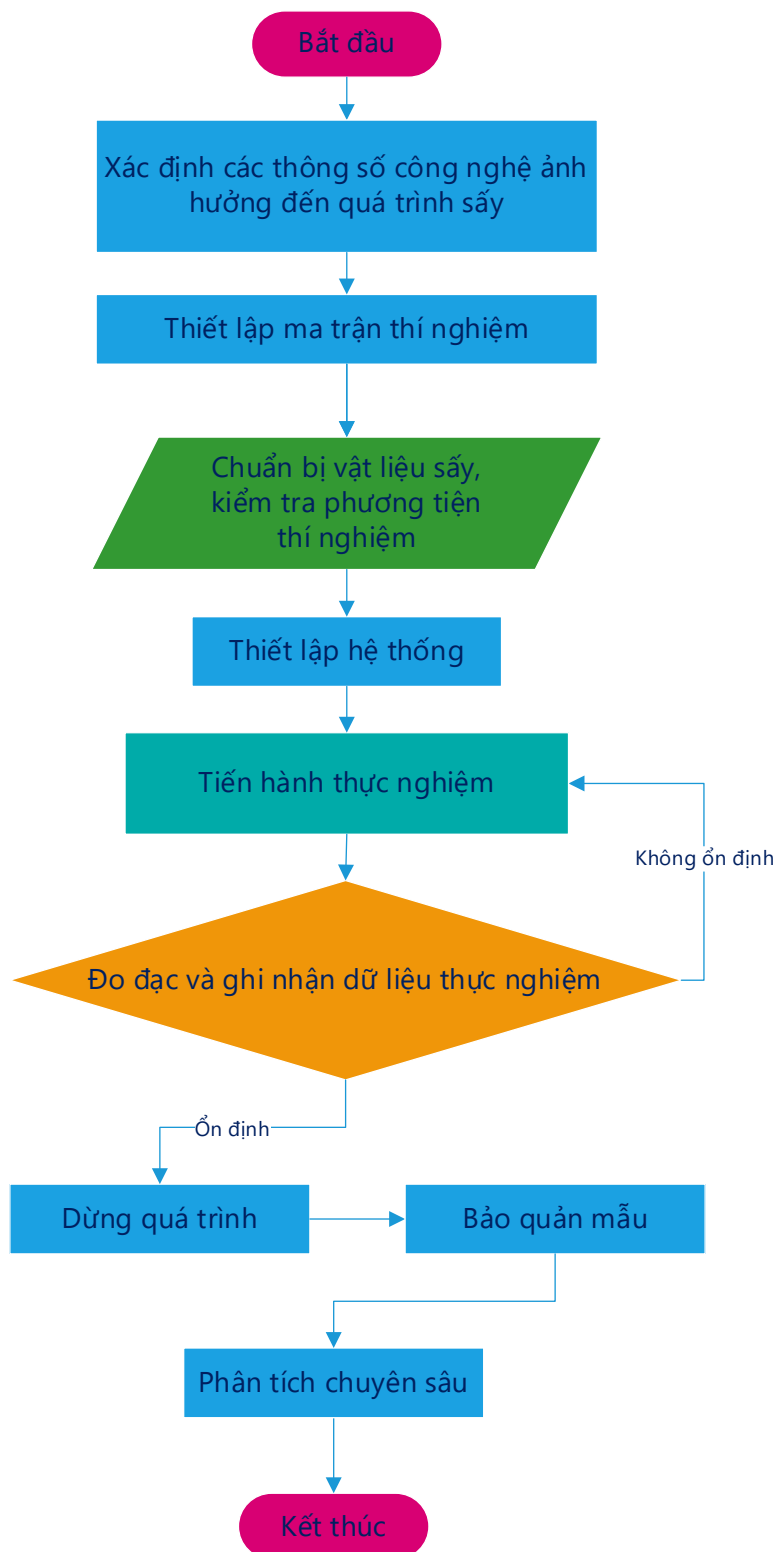
Quy trình nghiên cứu thực nghiệm trong luận án được thực hiện theo trình tự trên Hình 2.19.

b. Quy trình tiến hành sấy thực tế

- Cấp nguồn, tiến hành chạy quạt ở tốc độ thấp hơn tốc độ yêu cầu của mỗi thí nghiệm (đã được xác định trước).
- Bật công tắc cấp điện cho các thanh điện trở để gia nhiệt không khí.
- Khi nhiệt độ trên bảng điều khiển đạt đến nhiệt độ yêu cầu thì bắt đầu quá trình sấy. Ban đầu tăng tốc độ quạt đến tốc độ yêu cầu, sau đó mới bắt đầu cấp liệu.
- Cách khoảng 5 phút lại ghi số liệu và lấy mẫu sản phẩm một lần. Riêng thiết bị đo nhiệt độ ghi dữ liệu tự động cài đặt 10 s/lần đo.
- Đo độ ẩm mẫu sản phẩm nếu đạt thấp hơn 0,05% thì ngừng quá trình sấy, sau đó ngắt điện cấp cho điện trở, tiếp tục cho quạt hoạt động trong một khoảng thời gian để giảm nhiệt độ không khí, sau đó mới tiến hành tắt quạt và ngắt nguồn.

c. Công việc sau mỗi thí nghiệm

- Cân lượng đường thành phẩm thu được.
- Đo độ ẩm của các mẫu sản phẩm.
- Đo độ màu của các mẫu sản phẩm.
- Ghi nhận các tiêu hao điện năng trong mỗi mẻ sấy.
- Tổng hợp các số liệu ghi được vào máy tính.
- Thu dọn dụng cụ và vệ sinh khu vực thí nghiệm sau mỗi ngày làm việc.



Hình 2.19 Tóm tắt quy trình thực nghiệm

2.12. Kết luận chương 2

Phương pháp thực nghiệm được sử dụng để xác định các thông số thủy khí và tính chất nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS, làm cơ sở tính toán và mô phỏng số quá trình sấy trên máy sấy tầng sôi xung khí.

Độ ẩm cân bằng và hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng cũng là những thông số quan trọng trong mô phỏng số động học của quá trình sấy. Trong nghiên cứu này, các thông số này được xác định theo các mô hình toán dựa trên dữ liệu thực nghiệm bằng phương pháp hồi quy phi tuyến.

Trong chương này, phương pháp xác định các thông số mô phỏng và phương pháp đo các thông số thủy khí và động học của quá trình sấy bằng thực nghiệm để kiểm chứng các kết quả nghiên cứu lý thuyết cũng được trình bày một cách rõ ràng. Phương trình mô tả vận tốc dòng xung khí cấp vào và 15 trường hợp mô phỏng số đã được xây dựng trong nghiên cứu lý thuyết quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí. Đồng thời, phương án quy hoạch thực nghiệm trực giao cấp 2 cũng được thiết lập để nghiên cứu thực nghiệm quá trình sấy nhằm xác định các thông số công nghệ phù hợp.

Dựa trên vật liệu và phương pháp nghiên cứu đã trình bày ở trên, chương 3 tiếp theo sẽ trình bày kết quả xác định các thông số thủy khí và nhiệt vật lý, xây dựng mô hình mô phỏng, mô hình toán và mô phỏng số về đặc tính thủy khí và động học quá trình sấy tầng sôi xung khí. Đồng thời, cũng trình bày kết quả kiểm chứng một số thông số mô phỏng và kết quả tối ưu hóa các thông số công nghệ của quá trình sấy.

Chương 3 KẾT QUẢ NGHIÊN CỨU

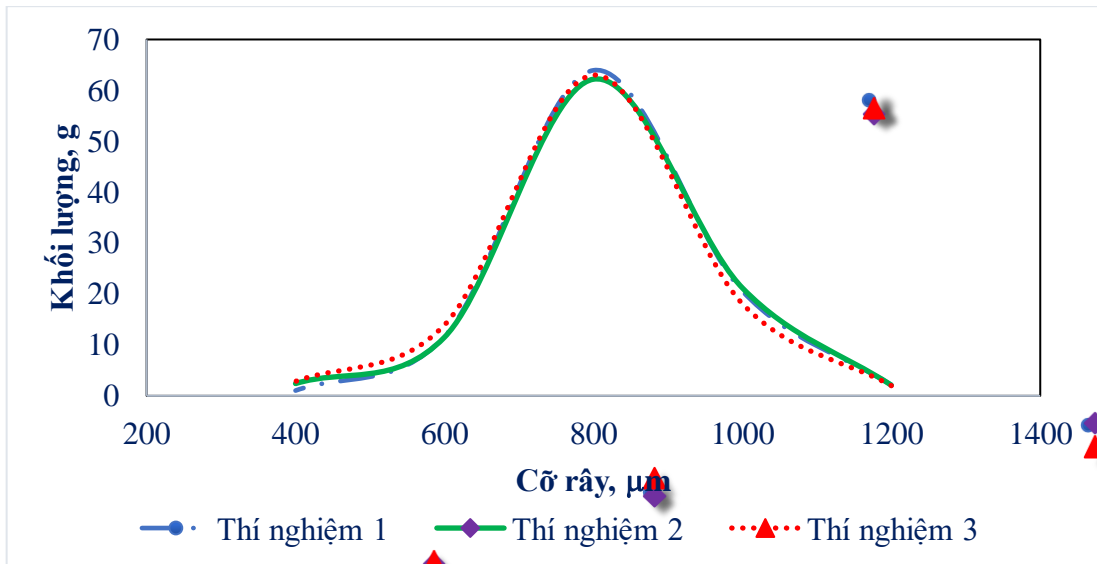
Chương 3 trình bày các kết quả nghiên cứu lý thuyết và thực nghiệm xác định được giá trị các thông số hình học, nhiệt vật lý của hạt đường tinh luyện RS. Luận án đã thực hiện xây dựng mô hình mô phỏng tầng sôi xung khí từ đó xác định được hệ phương trình giả lỏng, truyền nhiệt, truyền ẩm. Đặc biệt, luận án tiến hành thực hiện thuật toán giải hệ phương trình để xác định được các kết quả về thủy khí trong quá trình giả lỏng khối hạt như vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt, độ rỗng của lớp hạt, tổn thất áp suất qua lớp hạt, kích thước bọt khí và động học quá trình sấy đường tinh luyện. Bên cạnh đó, chương này cũng trình bày về kết quả thực nghiệm sấy đường RS trên mô hình vật lý để có thể so sánh và kiểm chứng lại các kết quả mô phỏng bao gồm kiểm chứng lại giá trị vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt, tổn thất áp suất qua bề mặt lớp hạt, nhiệt độ vật liệu trong quá trình sấy, đường cong sấy. Mặt khác, phần nghiên cứu thực nghiệm trình bày về các thông số công nghệ ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm sấy và chi phí của quá trình sấy từ đó xác định được chế độ sấy đường tinh luyện RS tối ưu.

3.1. Kết quả xác định các thông số thủy khí và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS

3.1.1. Xác định đường kính tương đương của đường tinh luyện RS

Lấy ngẫu nhiên một khối hạt đường tinh luyện RS trong bao thành phẩm và đem cân lượng mẫu có khối lượng là 100 gam. Sử dụng bộ rây có dãy kích thước lỗ rây thứ tự từ 0,3 – 1,5 mm và thực hiện rây phân loại các kích thước sau đó tiến hành cân từng khối hạt còn nằm trên rây (không lọt xuống được) và thực hiện các phép tính để tìm ra kích thước lỗ rây trung bình d_i và giá trị x_i . Tiến hành tuần tự cho đến lỗ rây trung bình cuối cùng và kết quả được trình bày trong Hình 3.1 và Bảng 3.1.

Sử dụng phương trình (2.12) để tính kích thước hạt trung bình d_m sau 03 lần thí nghiệm lần lượt là 903, 894 và 880 μm . Với kết quả này thì xác định đường kính hạt đường tinh luyện RS có mức giá trị trung bình là 892 μm và đối chiếu kết quả sai số giữa các lần đều $< 3\%$. Giá trị trên được chấp nhận.



Hình 3.1 Phân bố hạt đường tinh luyện RS trên rây

Bảng 3.1 Kết quả phân tích khối lượng đường tinh luyện RS trên rây

Cỡ rây (μm)	G_1 (g)	G_2 (g)	G_3 (g)	d_i	x_{i1}	x_{i2}	x_{i3}
1500	0	0	0		0	0	0
1200	2,1411	2,0987	1,9977	1350	0,022	0,021	0,020
1000	20,5723	21,2014	18,105	1100	0,207	0,213	0,181
800	63,944	62,1994	63,0042	900	0,644	0,626	0,631
600	11,6466	11,511	13,9175	700	0,117	0,116	0,139
400	1,0352	2,4088	2,8361	500	0,010	0,024	0,028
300	0	0	0	350	0	0	0
Tổng	99,3392	99,4193	99,8605				

Cỡ rây (μm)	x_{i1}/d_i	x_{i2}/d_i	x_{i3}/d_i
1500	0	0	0
1200	$1,597 \cdot 10^{-5}$	$1,564 \cdot 10^{-5}$	$1,482 \cdot 10^{-5}$
1000	$1,883 \cdot 10^{-4}$	$1,939 \cdot 10^{-4}$	$1,648 \cdot 10^{-4}$
800	$7,152 \cdot 10^{-4}$	$6,951 \cdot 10^{-4}$	$7,010 \cdot 10^{-4}$
600	$1,675 \cdot 10^{-4}$	$1,654 \cdot 10^{-4}$	$1,991 \cdot 10^{-4}$
400	$2,084 \cdot 10^{-5}$	$4,846 \cdot 10^{-5}$	$5,680 \cdot 10^{-5}$
300	0	0	0
Tổng	$1,108 \cdot 10^{-3}$	$1,119 \cdot 10^{-3}$	$1,137 \cdot 10^{-3}$

3.1.2. Xác định khối lượng riêng

Để xác định được khối lượng riêng của đường tinh luyện RS nguyên liệu, sử dụng ống nghiệm có chứa dung dịch ethylene glycol để xác định được thể tích của một mẫu đường nhất định đã được cân trước dựa vào chênh lệch thể tích trước và sau khi cho lượng đường vào ống nghiệm. Từ các số liệu về khối lượng và thể tích đo được, sẽ xác định được khối lượng riêng của hạt đường tinh luyện RS dựa theo phương trình (2.14). Kết quả thí nghiệm được trình bày trong Bảng 3.2.

Kết quả đạt được là $\rho_p = 1598 \text{ kg/m}^3$. Theo [121] và [122], khối lượng riêng của hạt đường tinh luyện RS lần lượt là 1590 và 1600 kg/m^3 nên kết quả đo này là hợp lý và được sử dụng trong các tính toán liên quan.

Bảng 3.2 Kết quả đo khối lượng riêng đường tinh luyện RS

Thí nghiệm	Thể tích dung dịch ban đầu (ml)	Khối lượng đường (g)	Thể tích hỗn hợp (ml)	Khối lượng riêng (kg/m^3)
1	5	6,3156	9	1578,9
2	15	8,020	20	1604,0
3	50	33,756	71	1607,4
4	100	47,050	130	1568,3
5	150	32,334	170	1616,7
6	250	232,2	395	1601,4
7	500	477,0	800	1590,0
8	1000	806,8	1500	1613,6
9	1500	639,8	1900	1599,5
Khối lượng riêng trung bình:				1597,8
Độ lệch chuẩn:				16,0

3.1.3. Xác định khối lượng thể tích và độ rỗng

Cũng sử dụng các dụng cụ thí nghiệm như trong thí nghiệm xác định khối lượng riêng, nhưng trong thí nghiệm này không sử dụng dung dịch ethylene glycol. Đường tinh luyện RS nguyên liệu lấy ngẫu nhiên được đưa thẳng vào ống nghiệm dưới trạng thái tĩnh tự nhiên. Trong thí nghiệm này, hai thông số ρ_b , ϵ_s được xác định bằng cách sử dụng

dụng công thức (2.26) và (2.27). Thí nghiệm được thực hiện trên 06 loại ống nghiệm khác nhau với dải thể tích thay đổi từ 9 – 2000 ml và cho kết quả như trong Bảng 3.3.

Kết quả đạt được là $\rho_b = 889 \text{ kg/m}^3$. Theo [121], khối lượng thể tích của hạt đường tinh luyện RS là 800 kg/m^3 nên kết quả đo này là hợp lý và được sử dụng trong các tính toán liên quan.

Bảng 3.3 Kết quả đo khối lượng thể tích đường tinh luyện RS

Thí nghiệm	Khối lượng (g)	Thể tích chiếm chỗ (ml)	Khối lượng thể tích (kg/m^3)	Độ rỗng
1	8,0	9,0	888,9	0,444
2	13,3	15,0	886,7	0,445
3	17,0	19,0	894,7	0,440
4	17,8	20,0	890,0	0,443
5	45,0	51,0	882,4	0,448
6	71,2	81,0	879,0	0,450
7	88,6	100,0	886,0	0,446
8	103,8	120,0	865,0	0,459
9	133,8	150,0	892,0	0,442
10	182,8	204,0	896,1	0,439
11	224,8	250,0	899,2	0,437
12	269,4	300,0	898,0	0,438
13	356,8	400,0	892,0	0,442
14	445,6	500,0	891,2	0,442
15	731,2	820,0	891,7	0,442
16	900,4	1010,0	891,5	0,442
17	1325,4	1500,0	883,6	0,447
18	1783,4	2000,0	891,7	0,442
Trung bình			888,9	0,444
Độ lệch chuẩn			7,956	0,005

Với kết quả này, độ rỗng của khối hạt ở trạng thái tĩnh được xác định bằng công thức (2.16) và độ rỗng của lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu được tính bằng công thức (2.17):

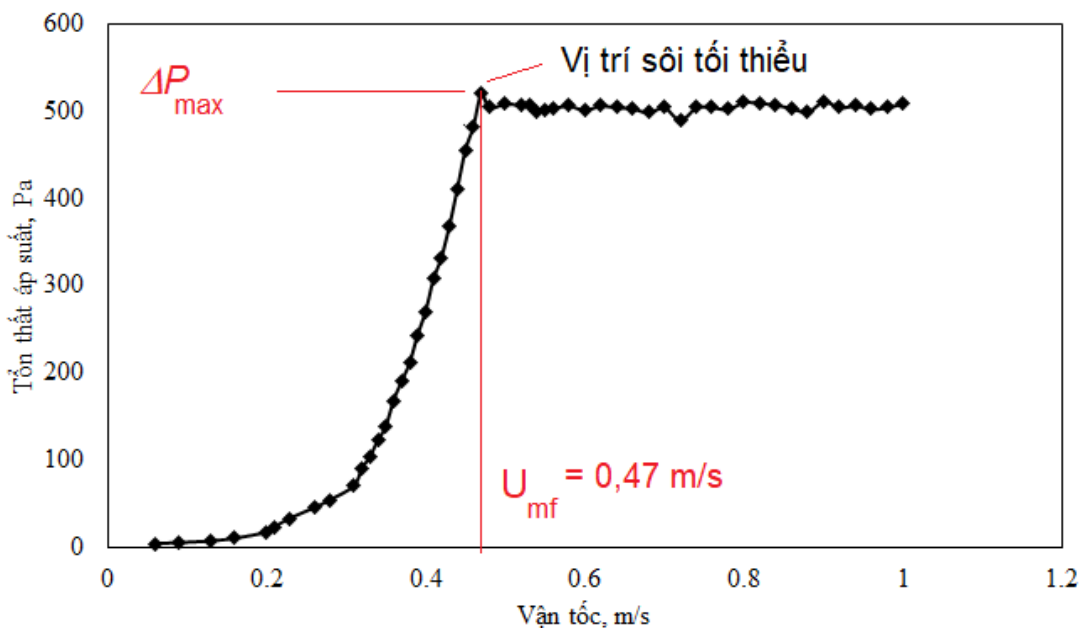
$$\varepsilon_s = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_p} = 1 - \frac{889}{1598} = 0,444 \qquad \varepsilon_{mf} = 1,1 \cdot \varepsilon_s = 0,488$$

3.1.4. Xác định cầu tính của hạt

Như đã phân tích ở trên để tính toán được vận tốc cân bằng, vận tốc sôi tối thiểu, vận tốc sôi ổn định và vận tốc tới hạn của bất kỳ hạt vật liệu nào cũng như tính toán cụ thể cho trường hợp sấy đường tinh luyện RS phải xác định được cầu tính của hạt. Kết quả xác định giá trị cầu tính của một số loại hạt cho trong Bảng 1.6 chỉ mang tính tham khảo cho các vật liệu rời tương ứng. Như vậy trong trường hợp sấy đường tinh luyện RS cụ thể phải có được số liệu cầu tính thông qua thực nghiệm.

Dụng cụ thí nghiệm xác định cầu tính ϕ cho trường hợp này được sử dụng như thí nghiệm trên, ngoài ra còn có thêm dụng cụ đo vận tốc tác nhân khí trên bề lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu.

Thừa nhận kết quả từ thí nghiệm xác định khối lượng riêng của hạt đường tinh luyện RS là $\rho_p = 1598 \text{ kg/m}^3$. Nhiệt độ của dòng tác nhân cung cấp cho thí nghiệm này được duy trì ổn định ở nhiệt độ ở 80°C và chiều dày lớp hạt sôi trong thí nghiệm này được để ở mức $H_0 = 0,3 \text{ m}$ [123], [124]. Thí nghiệm nhằm xác định vận tốc khí bề mặt ở trạng thái sôi tối thiểu theo vật liệu đường tinh luyện RS. Sử dụng công thức (2.2) và (2.3) xác định được các tiêu chuẩn Archimedes (Ar) và Reynolds (Re_{mf}) và sau đó thay vào phương trình (2.1) để tìm ra kết quả cầu tính của hạt đường tinh luyện RS cho từng trường hợp cụ thể và sau đó lấy kết quả cầu tính trung bình để làm cơ sở tính toán lý thuyết khi thiết kế sấy đường tinh luyện RS tầng sôi xung khí.



Hình 3.2 Đồ thị thực nghiệm xác định vận tốc sôi tối thiểu

Trong trường hợp này, với hạt đường tinh luyện RS có kích thước trung bình $d_m = 892\mu\text{m}$, độ rỗng ở trạng thái sôi tối thiểu $\varepsilon_{mf} = 0,488$, độ nhớt động lực học $\mu_f = 2,096 \cdot 10^{-5} \text{ kg/(m.s)}$ và khối lượng riêng của tác nhân $\rho_g = 0,9994 \text{ kg/m}^3$, tương ứng ở 80°C [125]. Khối lượng riêng hạt ρ_p là 1598 kg/m^3 , vận tốc sôi tối thiểu được xác định bằng thí nghiệm là $0,47 \text{ m/s}$ (Hình 3.2). Cầu tính của hạt được xác định như sau:

Từ phương trình (2.2) và (2.3), lần lượt tính được giá trị của tiêu chuẩn Archimedes và tiêu chuẩn Reynolds là: $Ar = 25294,46$ và $Re = 19,99$.

Thay các giá trị vào phương trình (2.1) dẫn đến,

$$25294,46 = \frac{150(1-0,488)}{0,488^3 \phi^2} 19,99 + \frac{1,75}{0,488^3 \phi} 19,99^2$$

$$\Leftrightarrow 25294,46\phi^2 - 6002,51\phi - 13167,6 = 0$$

Giải phương trình bậc 2 này và được 01 nghiệm âm và 01 nghiệm dương. Chỉ nghiệm dương $\phi = 0,85$ mới có ý nghĩa vật lý và do đó cầu tính của hạt đường tinh luyện RS là 0,85.

Cầu tính của hạt đường trong nghiên cứu của Luy F. và cộng sự [126] có giá trị từ $0,87 - 0,97$, do vậy cầu tính của hạt đường tinh luyện RS xác định trong luận án có giá trị thấp hơn chứng tỏ hạt có kích thước góc cạnh hơn.

3.1.5. Tính toán và thực nghiệm xác định vận tốc sôi tối thiểu

Vận tốc sôi tối thiểu khi giả lỏng đường tinh luyện RS trong tầng sôi xung khí được tính toán theo 08 mô hình toán khác nhau và đối chiếu với kết quả thực nghiệm nhằm xác định và đề xuất mô hình toán phù hợp trong các tính toán đơn giản hoặc khi không có điều kiện thí nghiệm. Bảng 3.4 trình bày các phương pháp xác định vận tốc sôi tối thiểu phù hợp với đường tinh luyện RS trong quá trình sấy tầng sôi.

Bảng 3.4 Các phương trình xác định vận tốc sôi tối thiểu

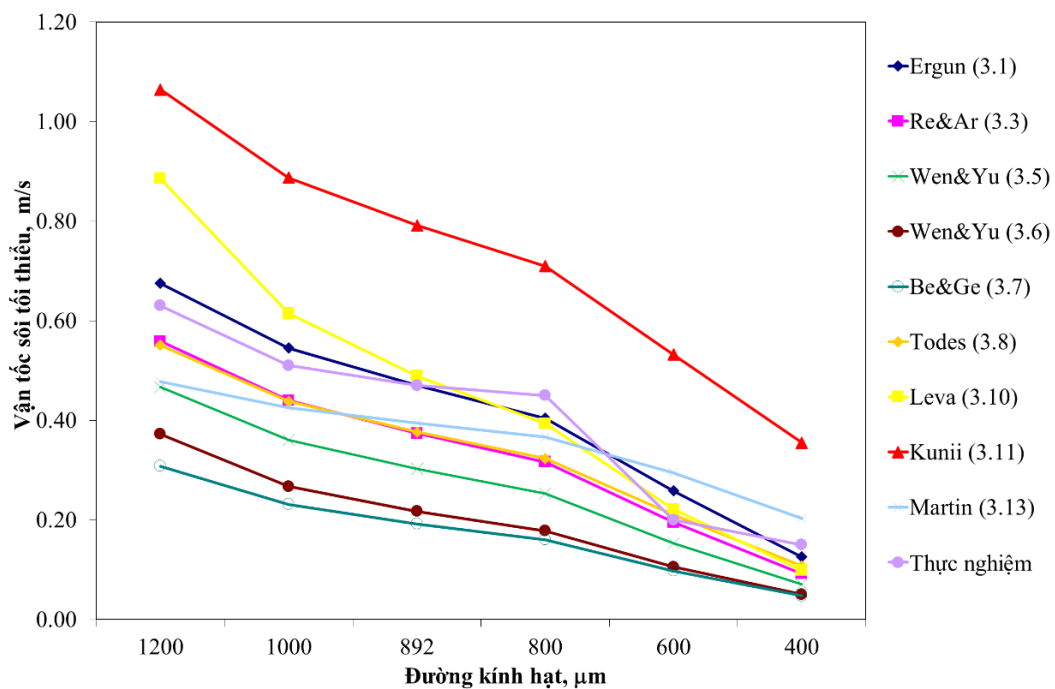
Mô hình toán	Phương trình xác định vận tốc sôi tối thiểu	Phương trình	Nguồn
Ergun	$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = 150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2 \mu_g U_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon_{mf}) \rho_g U_{mf}^2}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)}$	(3.1)	[94]
	$(1-\varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g = 150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2 \mu_g U_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon_{mf}) \rho_g U_{mf}^2}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)}$	(3.2)	

Mô hình toán	Phương trình xác định vận tốc sôi tối thiểu	Phương trình	Nguồn
Reynolds – Archimedes	$Ar = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi^2 \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} + \frac{1,75}{\phi \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2$	(3.3)	[19]
	$Re_{mf} = \frac{\rho_g \cdot U_{mf} \cdot d_p \cdot \phi}{\mu_g}; Ar = \frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g (\phi d_p)^3}{\mu_g^2}$	(3.4)	
Wen – Yu	$U_{mf} = 7,9 \cdot 10^{-3} \cdot \phi d_p^{1,82} (\rho_p - \rho_g) 0,94 \mu_g^{-0,83}$	(3.5)	[19]
	$Re_{mf} = (33,7^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{1/2} - 33,7$ các hạt vật liệu có kích thước lớn hơn 100 μm	(3.6)	
Beayens – Geldart	$U_{mf} = \frac{9,4 \cdot 10^{-4} ((\rho_p - \rho_g) g)^{0,934} (\phi d_p)^{1,8}}{\mu_g^{0,87} \rho_p^{0,066}}$ hạt có kích thước 0,05mm < d < 4 mm và khối lượng riêng của hạt 850 kg/m ³ < ρ_p < 8810 kg/m ³	(3.7)	[88]
Todes – Goroshko	$Re_{mf} = \frac{Ar}{150 \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} + \sqrt{\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3} Ar}}$	(3.8)	[127]
	$Re_{mf} = \frac{\rho_g \cdot U_{mf} \cdot d_p \cdot \phi}{\mu_g}$	(3.9)	
Leva	$U_{mf} = \frac{5 \cdot 10^{-3} (\phi d_p)^2 (\rho_p - \rho_g) g \varepsilon_{mf}^3}{\mu_g (1 - \varepsilon_{mf})}$	(3.10)	[30]
Kunii – Levenspiel	Trường hợp khi hệ số $Re_{mf} < 20$: $U_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2 (\rho_p - \rho_g) g \varepsilon_{mf}^3}{150 \mu_g (1 - \varepsilon_{mf})}$	(3.11)	[94]
	Trường hợp khi hệ số $Re_{mf} > 1000$: $U_{mf}^2 = \frac{(\phi d_p) (\rho_p - \rho_g) g \varepsilon_{mf}^3}{1,75 \rho_g}$	(3.12)	
Martin	$U_{mf} = \frac{\mu_g \cdot B}{\rho_g \cdot d_p \cdot 2E} (1 - \varepsilon_{mf}) \left[\sqrt{1 + \frac{\varepsilon_{mf}^3 (4E) \cdot Ar}{(1 - \varepsilon_{mf}^2) B^2}} - 1 \right]$ Trong đó: B = 15 và E = 1,75.	(3.13)	[53]

Để xây dựng các thực nghiệm và các phép tính vận tốc sôi tối thiểu cùng với tổn thất áp suất qua lớp hạt theo các mô hình ta sử dụng các thông số vật lý của hạt đường tinh luyện RS đã được xác định ở phần trên và thông số nhiệt vật lý của khí hóa sôi ở nhiệt độ 80°C đồng thời tiến hành các thí nghiệm trên mô hình máy sấy tầng sôi xung khí, chiều dày lớp đệm ban đầu là 0,3 m, đường kính hạt trung bình 892 μm . Bảng 3.5 trình bày các thông số của đường tinh luyện RS sử dụng trong tính toán và các kết quả so sánh vận tốc sôi tối thiểu theo các mô hình lý thuyết và thực nghiệm được trình bày trong Hình 3.3.

Bảng 3.5 Thông số nhiệt vật lý hạt đường tinh luyện RS sử dụng trong tính toán

Đường kính trung bình khối hạt tự nhiên d_m	mm	0,892
Độ rỗng lớp tĩnh ε_0		0,444
Độ rỗng lớp sôi tối thiểu ε_{mf}		0,488
Khối lượng riêng của hạt ρ_p	kg/m ³	1598
Khối lượng thể tích khối hạt ρ_b	kg/m ³	889
Cầu tính của hạt ϕ		0,85
Khối lượng riêng khí ρ_g	kg/m ³	0,9994 [125]
Độ nhớt động học μ_g	N.s/m ²	2,096.10 ⁻⁵ [125]



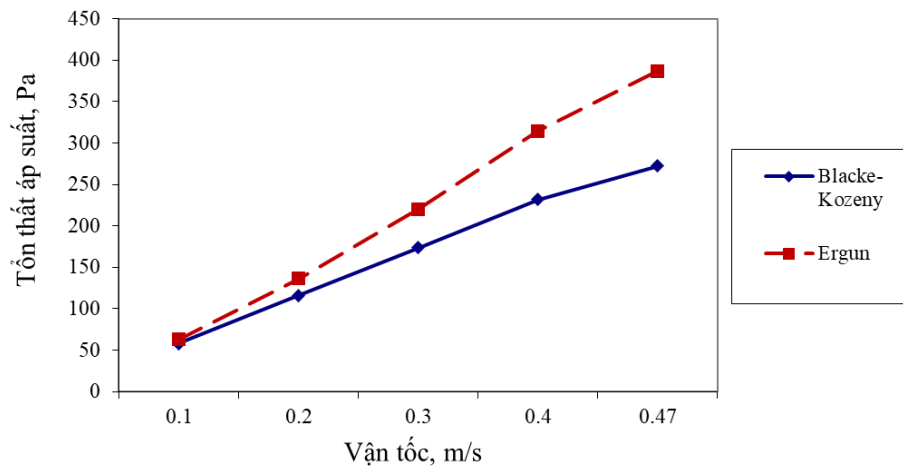
Hình 3.3 Đồ thị so sánh các giá trị vận tốc sôi tối thiểu theo các mô hình khác nhau

Kết quả tính toán cho thấy mô hình Ergun (phương trình 3.1) phù hợp nhất trong tính toán vận tốc sôi tối thiểu của đường tinh luyện RS. Ngoài ra, với các hạt có đường kính từ 0,8 – 1,0 mm, các mô hình toán theo Todes – Goroshko (phương trình 3.8), Leva (phương trình 3.10) và Reynolds – Archimedes (phương trình 3.3) cũng có thể áp dụng để xác định vận tốc sôi tối thiểu. Tuy nhiên, các mô hình cho kết quả sai lệch lớn so với thực nghiệm ở các đường kính hạt lớn hơn 1,0 mm.

3.1.6. Tính toán và thực nghiệm xác định tổn thất áp suất qua lớp hạt

a. Tổn thất áp suất qua lớp hạt tĩnh

Từ các số liệu thực nghiệm của vận tốc dòng khí qua lớp hạt tĩnh ta đưa vào các phương trình tính toán trình bày ở mục 2.2.3 để xác định được tổn áp qua lớp hạt tĩnh. Kết quả được biểu diễn trên đồ thị Hình 3.4.



Hình 3.4 Tổn áp qua lớp hạt tĩnh theo Blacke-Kozeny và Ergun

b. Tổn thất áp suất qua lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu

Tương tự, tổn thất áp suất qua lớp hạt sôi tối thiểu cũng được tính toán theo các phương trình (2.9), (2.10), (2.11) và đo bằng thực nghiệm, kết quả được trình bày trong đồ thị Hình 3.5.

Nhận xét:

- Tổn thất áp suất qua lớp hạt tĩnh

Theo cách tính của Blacke - Kozeny, do phạm vi áp dụng $Re < 10$ nên cho có các hạt đường tinh luyện RS có kích thước $d_p = (0,6; 0,4)$ mm là thỏa mãn.

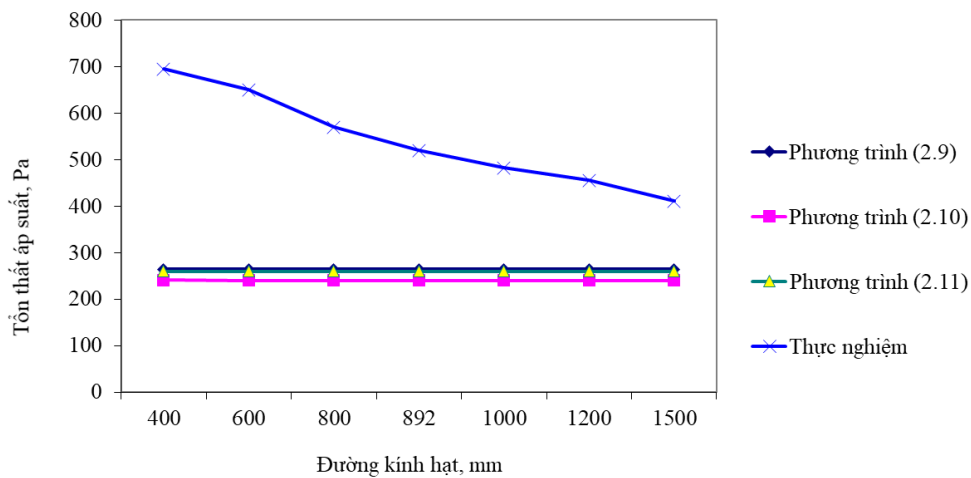
Trong cách tính của Ergun đối với các hạt có đường kính hạt càng nhỏ thì tổn thất áp suất qua lớp hạt càng lớn.

- Tổn thất áp suất qua lớp hạt sôi tối thiểu

Áp dụng tính tổn thất áp suất theo Ergun, cũng giống như lớp hạt tĩnh, với lớp hạt dải kích thước bé thì trở lực tăng dần.

Không có sự chênh lệch về tổn thất áp suất cho dòng khí thổi qua các lớp hạt có kích thước khác nhau khi sử dụng phương trình (2.9) và (2.11) để tính. Tổn thất áp suất không phụ thuộc vào đường kính.

Tuy nhiên, tổn thất áp suất đo được bằng thực nghiệm có giá trị giảm dần khi đường kính hạt tăng, tuy nhiên trị số lớn hơn nhiều so với việc tính toán bằng các phương trình (2.9), (2.10), (2.11).



Hình 3.5 Tính toán và thực nghiệm tổn thất áp qua lớp hạt sôi tối thiểu

3.1.7. Xác định nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS

Nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS được xác định bằng phương pháp hỗn hợp, được trình bày ở mục 2.3.4. Ở đây, chất lỏng sử dụng là Ethylene glycol với đặc điểm không hòa tan với đường [95] và nhiệt dung riêng đã biết theo [128]. Theo [129], nhiệt dung riêng của đường chủ yếu phụ thuộc vào nhiệt độ và có thể được xác định dựa theo mối quan hệ với nhiệt độ $t(^{\circ}\text{C})$ như sau:

$$C = 0,2775 + 0,00085.t \quad (\text{kcal/kg.K}) \quad (3.14)$$

Bảng 3.6 trình bày kết quả thí nghiệm và tính toán nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS dựa trên 02 phương trình (2.21) và (3.14).

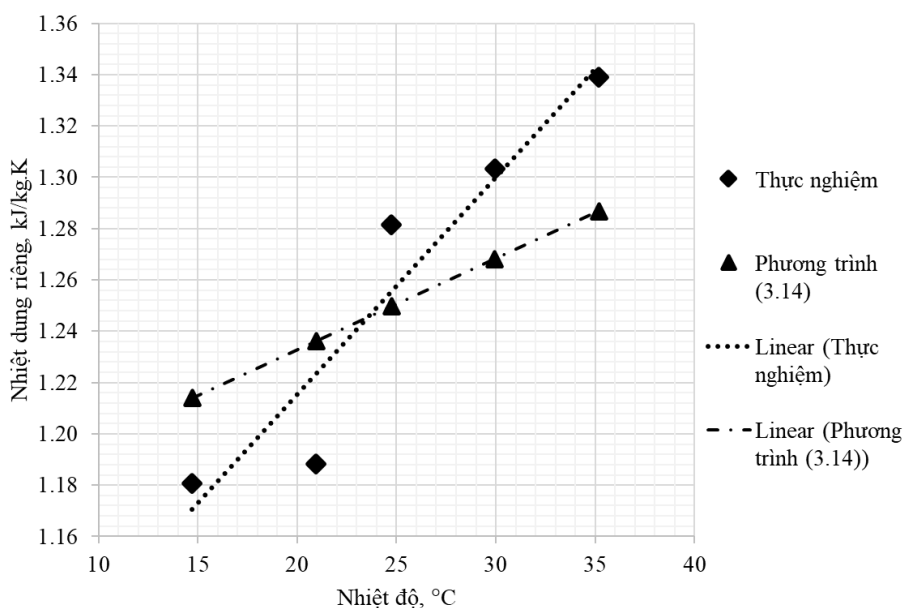
Phương trình hồi quy thực nghiệm đối với nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS được xây dựng như sau (với $R^2 = 0,898$):

$$C = 1,0464 + 0,0085.t \quad (\text{kJ/kg.K}) \quad (3.15)$$

Theo Antokolskaia [122], nhiệt dung riêng của đường dao động từ 1088,57 đến 1578,42 J/(kg.K) nên kết quả thực nghiệm cũng tương đối phù hợp.

Bảng 3.6 Kết quả đo nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS

Thí nghiệm	1	2	3	4	5
Khối lượng Ethylene glycol	0,5901	0,5964	0,5972	0,6111	0,5958
Khối lượng đường tinh luyện RS	0,049	0,051	0,053	0,051	0,05
Nhiệt độ Ethylene glycol ban đầu	13,4	13,4	13,4	13,4	13,4
Nhiệt độ đường ban đầu	15,9	27,9	35,1	45,1	55,1
Nhiệt độ hỗn hợp khi cân bằng	13,5	14	14,4	14,8	15,3
Nhiệt độ trung bình của Ethylene glycol	13,5	13,7	13,9	14,1	14,4
Nhiệt độ trung bình của đường	14,7	20,95	24,75	29,95	35,2
Nhiệt dung riêng của Ethylene glycol theo nhiệt độ	2,3532	2,3543	2,3539	2,3539	2,3539
Nhiệt dung riêng của đường theo phương trình (2.21), kJ/(kg.K)	1,1808	1,1884	1,2814	1,3032	1,3390
Nhiệt dung riêng của đường theo phương trình (3.14), kJ/(kg.K)	1,2139	1,2362	1,2497	1,2682	1,2869



Hình 3.6 Thực nghiệm xác định nhiệt dung riêng của đường tinh luyện RS

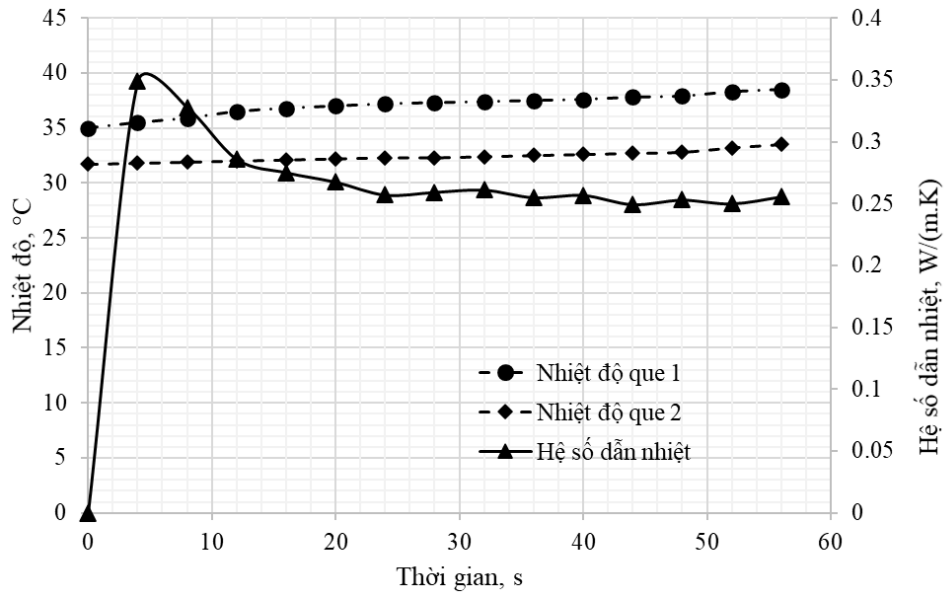
3.1.8. Xác định hệ số dẫn nhiệt của đường tinh luyện RS

Hệ số dẫn nhiệt của đường tinh luyện RS được xác định bằng phương pháp qua thăm kép, như Hình 2.6, sử dụng dòng điện một chiều 5 V và điện trở 12 Ω để gia nhiệt.

Hệ số dẫn nhiệt của đường tinh luyện RS khi đo bằng phương pháp que thăm kép đạt giá trị ổn định từ giây thứ 12 trở đi và đạt giá trị trung bình là 0,2716. Theo [130], hệ số dẫn nhiệt của tinh thể đường nằm trong khoảng 0,2 – 0,3 W/(m.K) nên giá trị này chấp nhận được trong tính toán khi mà thực tế không có thiết bị đo hệ số dẫn nhiệt của đường một cách chính xác nhất.

Bảng 3.7 Kết quả đo hệ số dẫn nhiệt

STT	Thời gian (s)	Điện áp (V)	Dòng điện (A)	Điện trở (Ω)	Nhiệt độ que 1 ($^{\circ}\text{C}$)	Nhiệt độ que 2 ($^{\circ}\text{C}$)	Công suất (W)	Nhiệt lượng (J)	Hệ số dẫn nhiệt (W/m.K)
1	0	5	0	12	35	31,7	0	0	0
2	4	5	0,421	12	35,5	31,8	2,105	8,42	0,3487
3	8	5	0,428	12	35,9	31,9	2,14	17,12	0,3279
4	12	5	0,42	12	36,5	32	2,1	25,2	0,2860
5	16	5	0,422	12	36,8	32,1	2,11	33,76	0,2751
6	20	5	0,419	12	37	32,2	2,095	41,9	0,2675
7	24	5	0,411	12	37,2	32,3	2,055	49,32	0,2570
8	28	5	0,423	12	37,3	32,3	2,115	59,22	0,2592
9	32	5	0,426	12	37,4	32,4	2,13	68,16	0,2611
10	36	5	0,416	12	37,5	32,5	2,08	74,88	0,2550
11	40	5	0,419	12	37,6	32,6	2,095	83,8	0,2568
12	44	5	0,415	12	37,8	32,7	2,075	91,3	0,2494
13	48	5	0,421	12	37,9	32,8	2,105	101,04	0,2530
14	52	5	0,416	12	38,3	33,2	2,08	108,16	0,2500
15	56	5	0,417	12	38,5	33,5	2,085	116,76	0,2556
Trung bình									0,2716



Hình 3.7 Thực nghiệm xác định hệ số dẫn nhiệt của đường tinh luyện RS

3.1.9. Xác định độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS

Trong phạm vi luận án này, 09 mô hình toán được sử dụng để xây dựng và xác định độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS bằng cách so sánh các giá trị tiên đoán của mô hình với các giá trị thực nghiệm theo phương pháp hồi quy phi tuyến để so sánh xem mô hình nào là hợp lý nhất. Cụ thể các mô hình được sử dụng cho thí nghiệm như sau:

(1) Mô hình Henderson:

$$M_{dbe} = \left[\frac{\ln(1-\varphi)}{-a.T} \right]^{(1/b)} \quad (3.16)$$

(2) Mô hình Henderson hiệu chỉnh:

$$M_{dbe} = \left[\frac{\ln(1-\varphi)}{-a.(T+c)} \right]^{(1/b)} \quad (3.17)$$

(3) Mô hình Chung-Pfost:

$$M_{dbe} = \left(\frac{-1}{b} \right) \cdot \ln \left[\frac{T \cdot \ln \varphi}{-a} \right] \quad (3.18)$$

(4) Mô hình Chung-Pfost hiệu chỉnh:

$$M_{dbe} = \left(\frac{-1}{b} \right) \cdot \ln \left[\frac{(T+c) \cdot \ln \varphi}{-a} \right] \quad (3.19)$$

(5) Mô hình Halsey hiệu chỉnh:

$$M_{d_{be}} = \left[\frac{-\exp(a.T + c)}{\ln \varphi} \right]^{(1/b)} \quad (3.20)$$

(6) Mô hình Chen-Clayton:

$$M_{d_{be}} = \left(\frac{-1}{c.T^d} \right) \cdot \ln \left[\frac{\ln \varphi}{-a.T^b} \right] \quad (3.21)$$

(7) Mô hình Oswin hiệu chỉnh:

$$M_{d_{be}} = (a + c.T) \left(\frac{\varphi}{1 - \varphi} \right)^{\frac{1}{b}} \quad (3.22)$$

(8) Mô hình Guggenheim- Anderson-de Boer (G.A.B.) hiệu chỉnh:

$$M_{d_{be}} = \frac{a.b.\left(\frac{c}{t}\right).\varphi}{(1 - b.\varphi)[(1 - b.\varphi + b.(c/t).\varphi)]} \quad (3.23)$$

(9) Mô hình hồi quy đa thức:

$$M_{d_{be}} = a + b.\varphi + c.t + d.\varphi^2 + e.\varphi.t + f.\varphi^3 + g.\varphi^2.t \quad (3.24)$$

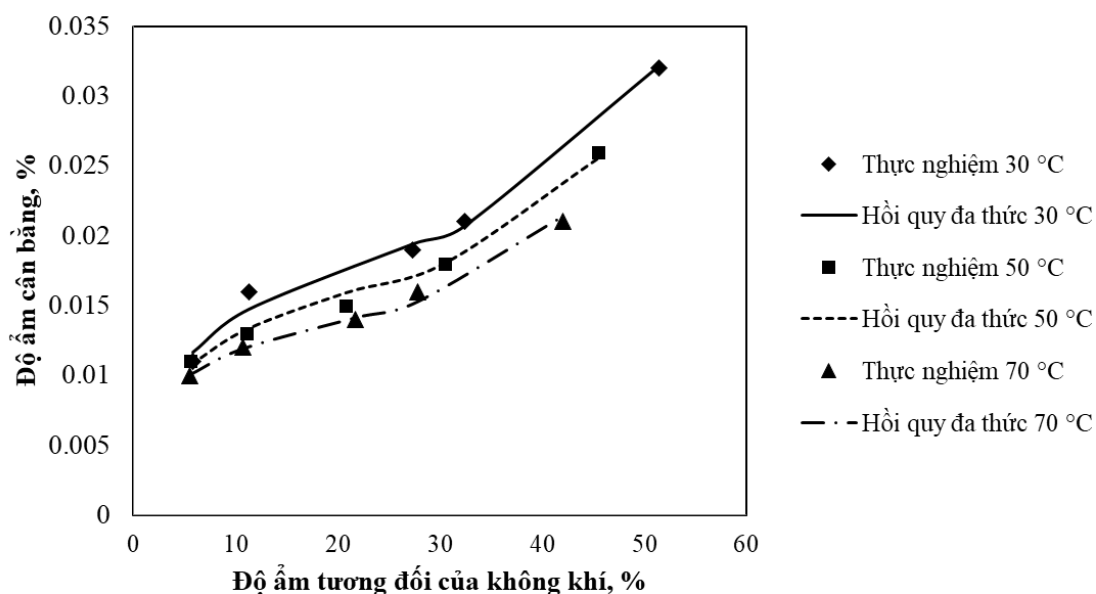
Trong đó: $M_{d_{be}}$: Độ ẩm cân bằng của vật liệu tính theo cơ sở khô, %

T : Nhiệt độ môi trường, K

t : Nhiệt độ môi trường, °C

φ : Độ ẩm tương đối của không khí (lấy giá trị thập phân, riêng phương trình (3.24) lấy theo %)

a, b, c, d, e, f, g : các hệ số hồi quy của từng mô hình



Hình 3.8 Mối quan hệ giữa độ ẩm cân bằng theo mô hình toán và thực nghiệm

Tiến hành phân tích hồi quy phi tuyến dựa theo 09 dạng mô hình toán đã trình bày từ công thức (3.16) đến công thức (3.24) dựa trên sự hỗ trợ của phần mềm Statgraphics để xác định các hệ số thực nghiệm trong các phương trình này. Kết quả đo độ ẩm cân bằng được trình bày trên Bảng 3.8 và kết quả phân tích hồi quy phi tuyến của các mô hình toán về độ ẩm cân bằng được trình bày trên Bảng 3.9.

Bảng 3.8 Kết quả đo độ ẩm cân bằng của đường tinh luyện RS

STT	t (°C)	T (K)	Loại muối hòa tan	φ (%)	φ	M_{ke} (%)
1	30	303	ZnCl ₂	5,8	0,058	0,011
2	30	303	LiCl	11,3	0,113	0,016
3	30	303	KF	27,3	0,273	0,019
4	30	303	MgCl	32,4	0,324	0,021
5	30	303	Mg(NO ₃) ₂	51,4	0,514	0,032
6	50	323	ZnCl ₂	5,6	0,056	0,011
7	50	323	LiCl	11,1	0,111	0,013
8	50	323	KF	20,8	0,208	0,015
9	50	323	MgCl	30,5	0,305	0,018
10	50	323	Mg(NO ₃) ₂	45,5	0,455	0,026
11	70	343	ZnCl ₂	5,5	0,055	0,01
12	70	343	LiCl	10,7	0,107	0,012
13	70	343	KF	21,7	0,217	0,014
14	70	343	MgCl	27,8	0,278	0,016
15	70	343	Mg(NO ₃) ₂	42	0,42	0,021

Dựa trên kết quả phân tích hồi quy, có thể thấy hàm hồi quy đa thức có kết quả tương quan lớn nhất và sai số nhỏ nhất so với kết quả thực nghiệm. Bảng 3.9 và đồ thị trên Hình 3.8 biểu diễn các mối quan hệ này. Dạng toán học của mô hình hồi quy đa thức theo phương trình (3.25):

$$M_{dbs} = 0,0069 + 0,0012.\varphi + 1,2.10^{-6}.t - 3,45.10^{-5}.\varphi^2 - 7,6.10^{-6}.\varphi.t + 4,0.10^{-7}.\varphi^3 + 1,0.10^{-7}.\varphi^2.t \quad (3.25)$$

Bảng 3.9 Kết quả phân tích độ âm cân bằng của đường tinh luyện RS theo các mô hình toán khác nhau

Mô hình	Các hệ số							R ²	RMSE
	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>d</i>	<i>e</i>	<i>f</i>	<i>g</i>		
Henderson	10,942	2,350	-	-	-	-	-	0,881	0,0022
Henderson hiệu chỉnh	98,784	2,504	-253,67	-	-	-	-	0,934	0,0017
Chung-Pfost	2105,49	85,14	-	-	-	-	-	0,897	0,002
Chung-Pfost hiệu chỉnh	808,49	88,522	-204,91	-	-	-	-	0,925	0,0018
Halsey hiệu chỉnh	-0,0079	1,4868	-3,16	-	-	-	-	0,979	0,0009
Chen-Clayton	0,181	0,628	7,942	0,416	-	-	-	0,859	0,0024
Oswin hiệu chỉnh	0,076	2,846	-1,5.10 ⁻⁴	-	-	-	-	0,951	0,0015
(G.A.B.) hiệu chỉnh	0,0124	1,1664	2731,36	-	-	-	-	0,952	0,0014
Hồi quy đa thức	0,0069	0,0012	1,2.10 ⁻⁶	-3,45.10 ⁻⁵	-7,6.10 ⁻⁶	4,0.10 ⁻⁷	1,0.10 ⁻⁷	0,992	0,0007

3.1.10. Kết quả xây dựng động học quá trình sấy

Các mô hình toán khác nhau đã được đề xuất nhằm xây dựng đường cong sấy phù hợp với thực tế. Đối với quá trình sấy đường tinh luyện RS, các mô hình toán phù hợp được trình bày từ phương trình (3.26) đến (3.30), bao gồm các hệ số: *a*, *b*, *k* phụ thuộc vào từng loại vật liệu sấy và chế độ sấy.

Mô hình Newton (NM):

$$MR = \exp(-k. \tau) \quad (3.26)$$

Mô hình Henderson và Pabis (HPB):

$$MR = a. \exp(-k\tau) \quad (3.27)$$

Mô hình hàm mũ (TEM):

$$MR = a. \exp(-k. \tau) + (1 - a) \exp(-k.a. \tau) \quad (3.28)$$

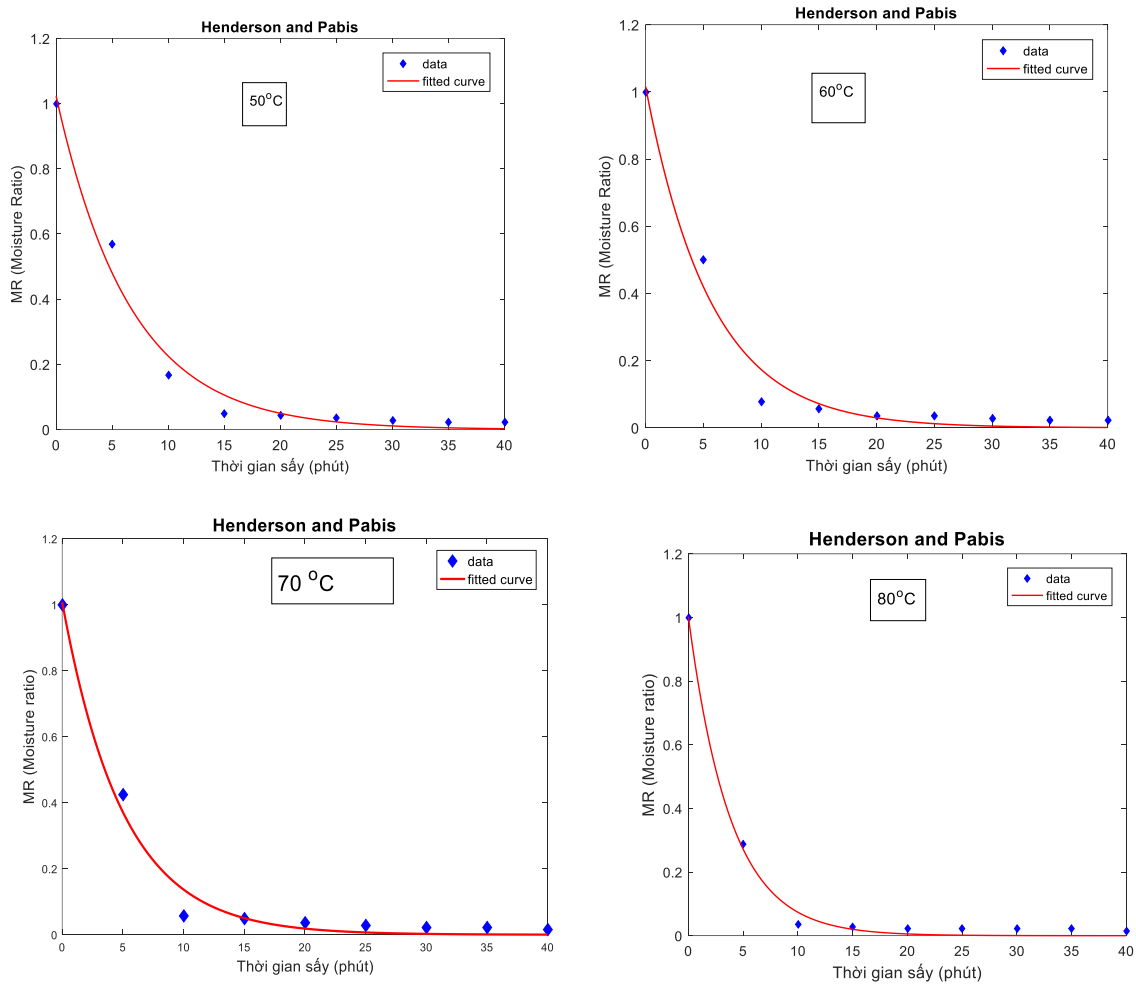
Mô hình khuếch tán ẩm xấp xỉ (ADM):

$$MR = a.\exp(-k.\tau) + (1 - a)\exp(-k.b.\tau) \quad (3.29)$$

Mô hình logarit (LM):

$$MR = a.\exp(-k.\tau) + b \quad (3.30)$$

Giải phương trình hồi quy phi tuyến từ các dữ liệu thực nghiệm theo 05 mô hình toán khác nhau và kết quả được trình bày tổng hợp trong Bảng 3.10 và Phụ lục 4. Trong nghiên cứu này, giá trị thời gian τ trong các phương trình được tính theo phút.



Hình 3.9 Đường cong giảm ẩm theo mô hình Henderson và Pabis

Dựa trên kết quả phân tích trên có thể thấy 03 mô hình toán: Newton, Henderson và Pabis, mô hình hàm mũ có kết quả phù hợp với hệ số tương quan lớn và hệ số RMSE tương đối thấp, trong đó mô hình Henderson và Pabis có hệ số tương quan lớn nhất nên thích hợp để áp dụng trong trường hợp sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tăng sôi xung khí.

Bảng 3.10 Phân tích động học sấy theo các mô hình toán

Mô hình toán	Nhiệt độ sấy	Các hệ số					Ghi chú
		<i>a</i>	<i>b</i>	<i>k</i>	RMSE	<i>R</i> ²	
NM	50°C	-	-	0,1486	0,0455	0,9824	
	60°C	-	-	0,1745	0,0474	0,9802	
	70°C	-	-	0,1983	0,0379	0,9870	
	80°C	-	-	0,2605	0,0203	0,9961	
HPB	50°C	1,0228	-	0,1504	0,0479	0,9830	
	60°C	1,0153	-	0,1752	0,0503	0,9805	
	70°C	1,0092	-	0,1971	0,0404	0,9871	
	80°C	1,0019	-	0,2588	0,0217	0,9961	
TEM	50°C	0,9828	-	0,1479	0,0487	0,9824	
	60°C	0,9870	-	0,1732	0,0507	0,9802	
	70°C	2,6117	-	0,3541	0,0271	0,9942	
	80°C	0,9999	-	0,2584	0,0217	0,9961	
ADM	50°C	-	-	-	-	-	Không phù hợp
	60°C	1,4588	0,7886	0,1547	0,0543	0,9805	
	70°C	1,3984	0,7934	0,1778	0,0435	0,9872	
	80°C	0,9967	-0,1897	0,2632	0,0176	0,9978	
LM	50°C	1,0213	0,0019	0,1512	0,0517	0,9830	
	60°C	1,0052	0,0114	0,1810	0,0534	0,9811	
	70°C	-	-	-	-	-	Không phù hợp
	80°C	-	-	-	-	-	Không phù hợp

Từ các kết quả này, phương trình (2.27) được sử dụng để tính toán hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng của vật liệu dạng cầu theo nhiệt độ sấy khác nhau và phương trình (2.31) được dùng để xác định các hệ số D_0 và E_a theo phương pháp hồi quy phi tuyến. Kết quả tính toán cho thấy hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng tăng từ $1,402 \cdot 10^{-10}$ đến $2,057 \cdot 10^{-10}$ m²/s khi nhiệt độ sấy tăng từ 50°C đến 80°C (Bảng 3.11). Trong phạm vi

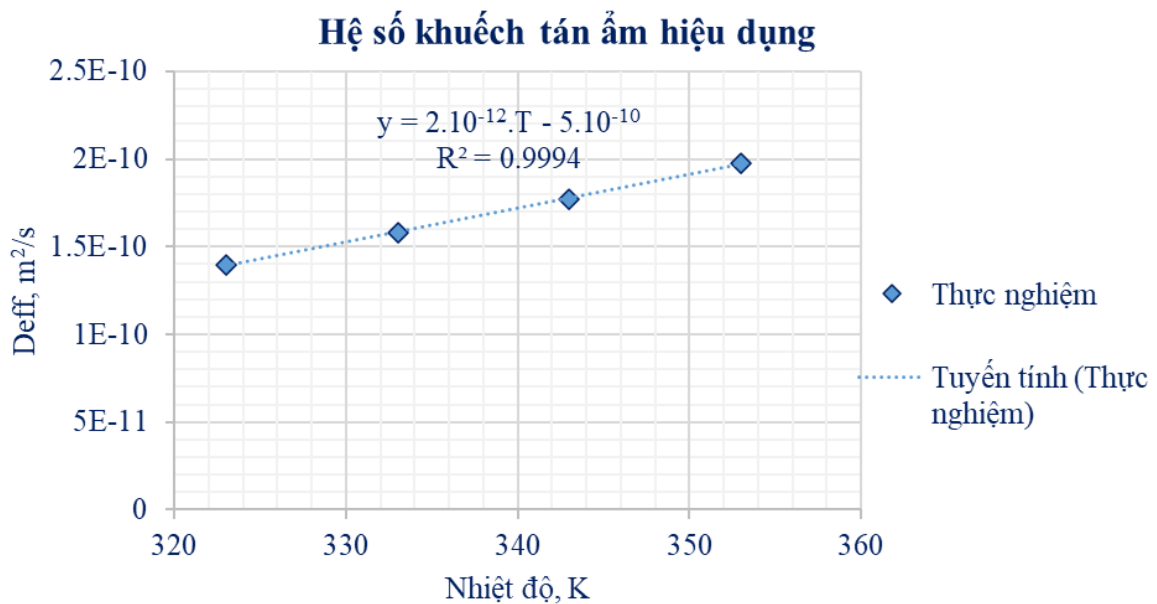
nhật độ này, hệ số khuếch tán âm hiệu dụng chịu ảnh hưởng chính bởi nhiệt độ sấy theo mối tương quan sau ($R^2 = 0,9994$):

$$D_{eff} = 2.10^{-2}.T + 5.10^{-10} \quad (3.31)$$

Bảng 3.11 Kết quả tính toán hệ số D_{eff}

Nhiệt độ sấy, °C	Nhiệt độ sấy, K	D_{eff} (m ² /s)		D_0 (m ² /s)	E_a (MJ/mol)	R^2
		Tính toán theo thực nghiệm	Tính toán mô hình toán			
50	323	$1,402.10^{-10}$	$1,397.10^{-10}$	$8,33.10^{-9}$	10,9765	0,9514
60	333	$1,553.10^{-10}$	$1,580.10^{-10}$			
70	343	$1,714.10^{-10}$	$1,773.10^{-10}$			
80	353	$2,057.10^{-10}$	$1,978.10^{-10}$			

Các hệ số D_0 và E_a trong phương trình (2.31) cũng được xác định lần lượt là $8,33.10^{-9}$ m²/s và 10,9765 MJ/mol bằng phép giải hồi quy phi tuyến. Kết quả này cũng nằm trong phạm vi phù hợp với nghiên cứu của Senadeera và cộng sự [101] và cơ sở dữ liệu của Panagiotou và cộng sự [131] về hệ số khuếch tán đối với các dạng vật liệu khác nhau.



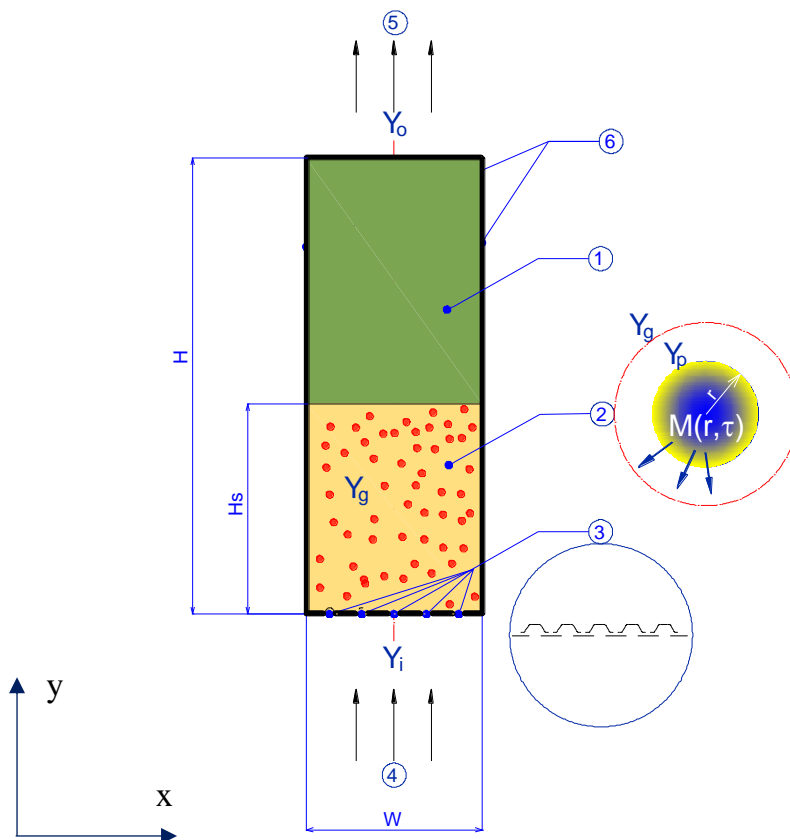
Hình 3.10 Hệ số khuếch tán âm hiệu dụng theo nhiệt độ sấy

3.2. Xây dựng mô hình mô phỏng tầng sôi xung khí

Mô hình hai pha trong mô phỏng tầng sôi xung khí

Một mô hình sấy dựa trên lý thuyết hai pha [132] liên kết giữa thủy động lực học tầng sôi với động học sấy, mô phỏng trong không gian 2 chiều (2D) được sử dụng trong nghiên cứu này.

Hình 3.11 biểu diễn mô hình sấy tầng sôi xung khí bao gồm pha khí (gas phase) và pha rắn (particle phase). Khi vận tốc khí lớn hơn vận tốc sôi tối thiểu sẽ làm cho lớp hạt chuyển động và hình thành các bọt khí nên còn gọi là tầng sôi bọt. Lớp hạt ban đầu được đưa vào phía trên ghi phân phối khí với chiều cao H_s , không khí nóng dạng xung được cấp từ dưới lên qua ghi nhờ bộ tạo xung khí. Các bước truyền ẩm bao gồm sự truyền ẩm bên trong các hạt, sự truyền ẩm từ bề mặt hạt đến khí và truyền ẩm giữa các bọt khí xen kẽ. Quá trình sấy tầng sôi xung khí phụ thuộc vào nhiệt độ sấy, vận tốc khí bề mặt, tần số xung khí, các tính chất thủy khí và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS.



Hình 3.11 Mô hình tầng sôi sử dụng trong mô phỏng số

- 1- Vùng khí; 2- Vùng hạt; 3- Ghi phân phối khí; 4- Tác nhân sấy vào;
5- Tác nhân sấy ra; 6- Vách buồng sấy

Các giả thiết sau đây được thực hiện đối với mô hình sảy tầng sôi bọt:

- (1) Các hạt được giả lỏng hoàn toàn và quá trình tầng sôi hoạt động ở chế độ sôi bọt (2 pha) [133].
- (2) Hạt có dạng hình cầu, đẳng hướng, kích thước đồng đều và đồng chất. Do đường tinh luyện RS có cấu trúc tinh thể rắn nên độ co rút của hạt khi sảy xem như không đáng kể.
- (3) Âm phân bố đồng nhất trong phần bọt khí xen giữa các hạt [134].
- (4) Pha bọt ở dạng dòng chảy không xáo trộn, với nồng độ ẩm thay đổi theo hướng dòng khí, và ảnh hưởng của sự kết tụ bọt khí đến sự phân bố và thể tích bọt khí là không đáng kể [132].
- (5) Không có hạt rắn nào tồn tại trong pha bọt; ảnh hưởng của sự vỡ bọt là không đáng kể [133].
- (6) Sự thay đổi hướng tâm về nồng độ ẩm trong cả hai pha là không đáng kể [133].
- (7) Trong quá trình sảy, ẩm khuếch tán xuyên tâm từ bên trong hạt ra bề mặt, quá trình bay hơi diễn ra ở bề mặt và ẩm khuếch tán vào khí bằng đối lưu [135].
- (8) Buồng sảy được cách nhiệt để đảm bảo hạn chế tổn thất nhiệt ra môi trường và xem như tổn thất nhỏ không đáng kể.

3.3. Xây dựng hệ phương trình mô phỏng

3.3.1. Mô hình toán học về thủy động học tầng sôi

Phương pháp tiếp cận Euler-Euler được sử dụng cho cả pha khí và hạt rắn trong tầng sôi, có tính đến tất cả các tương tác có thể xảy ra giữa các pha. Trong luận án này, pha khí là tác nhân sảy và pha rắn là hạt đường tinh luyện RS.

Khi xem xét quá trình sảy tầng sôi xung khí dưới dạng mô hình hai pha, bao gồm pha khí và pha rắn (pha hạt) thì tổng độ rỗng của hai pha luôn luôn bằng 1,0:

$$\sum_{j=1}^n \varepsilon_j = 1 \quad (3.32)$$

Với tầng sôi hai pha khí – rắn:

$$\varepsilon_g = 1 - \varepsilon_p \quad (3.33)$$

Trong đó: $j = g, p$; g – pha khí (gas phase); p – pha rắn (particle phase)

Với giả thiết khối hạt rắn được giả lỏng hoàn toàn trong quá trình sảy tầng sôi xung khí nên phương trình liên tục viết cho pha khí và pha rắn có dạng [58], [136]:

$$\frac{\partial}{\partial \tau}(\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{U}_g) = \dot{m} \quad (3.34)$$

$$\frac{\partial}{\partial \tau}(\varepsilon_p \rho_p) + \nabla \cdot (\varepsilon_p \rho_p \mathbf{U}_p) = -\dot{m} \quad (3.35)$$

Với U, ε, ρ lần lượt là vận tốc (m/s), độ rỗng và khối lượng riêng (kg/m³). Đại lượng \dot{m} (kg/m³.s) là lượng ẩm bay hơi trong một đơn vị thể tích theo thời gian từ pha hạt sang pha khí và được xác định trong mục 3.3.2.

Và các phương trình động lượng lần lượt là [67]:

$$\frac{\partial}{\partial \tau}(\varepsilon_g \rho_g \mathbf{U}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{U}_g \mathbf{U}_g) = -\varepsilon_g \nabla p_g + F_{\bar{\tau}_g} + \varepsilon_g \rho_g g + \beta(\mathbf{U}_p - \mathbf{U}_g) + \dot{m} \mathbf{U}_g \quad (3.36)$$

$$\frac{\partial}{\partial \tau}(\varepsilon_p \rho_p \mathbf{U}_p) + \nabla \cdot (\varepsilon_p \rho_p \mathbf{U}_p \mathbf{U}_p) = -\nabla p_p - \varepsilon_p \nabla p_g + F_{\bar{\tau}_p} + \varepsilon_p \rho_p g - \beta(\mathbf{U}_p - \mathbf{U}_g) - \dot{m} \mathbf{U}_p \quad (3.37)$$

Phương trình năng lượng viết cho hai pha [136]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial \tau}(\varepsilon_g \rho_g h_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{U}_g h_g) = & -\nabla \cdot \varepsilon_g \lambda_g \nabla T_g + h(T_g - T_p) \\ & + \varepsilon_g \left[\frac{\partial}{\partial \tau} p + \mathbf{U}_g \nabla p \right] + \beta(\mathbf{U}_p - \mathbf{U}_g) \mathbf{U}_g + h_{fg} \dot{m} \end{aligned} \quad (3.38)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial \tau}(\varepsilon_p \rho_p h_p) + \nabla \cdot (\varepsilon_p \rho_p \mathbf{U}_p h_p) = & -\nabla \cdot \varepsilon_p \lambda_p \nabla T_p + h(T_g - T_p) \\ & + \varepsilon_p \left[\frac{\partial}{\partial \tau} p + \mathbf{U}_p \nabla p \right] - \beta(\mathbf{U}_p - \mathbf{U}_g) \mathbf{U}_p - h_{fg} \dot{m} \end{aligned} \quad (3.39)$$

Trong phương trình (3.36) và (3.37), vế trái là biến thiên động lượng của hai pha, vế phải gồm các lực:

- Trọng lực: $\varepsilon_j \rho_j g$
- Lực nhớt: $F_{\bar{\tau}_j}$
- Lực do áp suất dòng khí: $\varepsilon_j \nabla p_g$
- Lực tương tác giữa các hạt (lực kéo): $\beta(\mathbf{U}_p - \mathbf{U}_g)$

Trong phương trình (3.38) và (3.39), λ_j (W/m.K), h_j (kJ/kg) và T_j (K) lần lượt là hệ số dẫn nhiệt, enthalpy và nhiệt độ của pha khí và pha hạt. Do có sự bay hơi trong quá trình sấy nên nhiệt ẩn hóa hơi của ẩm được xác định bằng phương trình (3.40) [137]:

$$h_{fg} = 3168,0 - 2,4364T \quad (3.40)$$

Theo Gidaspow [123], [138], hệ số lực cản là sự kết hợp giữa phương trình Ergun [89] và Wen-Yu [139]:

Với $\varepsilon < 0,8$, theo Ergun [89]:

$$\beta_{\text{Ergun}} = 150 \frac{\varepsilon_p^2 \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + 1,75 \frac{\rho_g \varepsilon_p |U_g - U_p|}{d_p} \quad (3.41)$$

Với $\varepsilon \geq 0,8$, theo Wen-Yu [139]:

$$\beta_{\text{Wen-Yu}} = \frac{3}{4} C_d \frac{\varepsilon \varepsilon_p \rho_g |U_g - U_p|}{d_p} \varepsilon^{-2,65} \quad (3.42)$$

Trong đó:

$$C_d = \begin{cases} \frac{24}{Re} (1 + 0,15 Re^{0,68}) & Re \leq 1000 \\ 0,44 & Re > 1000 \end{cases} \quad (3.43)$$

Tiêu chuẩn Reynolds đối với pha khí:

$$Re_g = \frac{|U_g - U_p| \varepsilon_g \rho_g D_t}{\mu_g} \quad (3.44)$$

Tiêu chuẩn Reynolds đối với pha hạt:

$$Re_p = \frac{|U_g - U_p| \varepsilon_g \rho_g d_p}{\mu_g} \quad (3.45)$$

Để tránh sự gián đoạn của hai phương trình, Gidaspow đã giới thiệu một hệ số chuyển đổi giúp nhanh chóng chuyển từ chế độ này sang chế độ khác:

$$\varphi_{gp} = \frac{\arctan [150.1,75(0,2 - \varepsilon_p)]}{\pi} + 0,5 \quad (3.46)$$

Do đó, hệ số lực cản do tương tác giữa khí – hạt trong luận án này được xác định bằng phương trình (3.47):

$$\beta = (1 - \varphi_{gp}) \beta_{\text{Ergun}} + \varphi_{gp} \beta_{\text{Wen-Yu}} \quad (3.47)$$

3.3.2. Động học quá trình sảy tầng sôi

Mặc dù phương pháp hồi quy phi tuyến dựa trên kết quả thực nghiệm có thể hữu ích trong có mô hình và các thiết bị đo phù hợp, nhưng các mối tương quan này thường không chứa các thông số của tầng sôi nên không thể mô phỏng được ảnh hưởng của điều kiện vận hành và đặc tính của hạt. Trong trường hợp này, tầng sôi được xem là một khối

liên tục, áp dụng cân bằng nhiệt và cân bằng khối lượng. Cả pha hạt và pha khí đều được giả định là hỗn hợp hoàn hảo. Cân bằng khối lượng cho độ ẩm được đưa ra là:

$$-G_p \frac{d\bar{M}}{d\tau} = L_g (Y_o - Y_i) \quad (3.48)$$

Ở đây Y_i và Y_o (kg ẩm/ kg không khí khô) lần lượt là độ chứa hơi của không khí trước và sau khi sấy. Tầng sôi được chia thành pha rắn và pha khí. Bất kỳ khí nào vượt quá vận tốc tầng sôi tối thiểu đều chảy qua pha khí, trong khi pha rắn vẫn bị ngưng trệ ở điều kiện sôi tối thiểu. Đối với một hạt đơn lẻ trong tầng sôi, sự di chuyển độ ẩm bên trong một hạt hình cầu là:

$$\frac{\partial M}{\partial \tau} = -D_{eff} \left(\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial M}{\partial r} \right) \quad (3.49)$$

Đối với các hạt trong pha rắn, phương trình cân bằng khối lượng của ẩm dẫn đến:

$$-\rho_p (1 - \varepsilon_{mf}) (1 - \varepsilon_g) \frac{dG_p}{d\tau} = \dot{m} \quad (3.50)$$

Với G_p là khối lượng của lớp hạt (kg), \dot{m} là tốc độ bay hơi của nước (kg/m³.s). Đối với các hoạt động ở trạng thái ổn định, cân bằng khối lượng đối với khí ở kẽ hở là:

$$L_p \rho_g (Y_p - Y_i) = \dot{m} + \frac{6K_c \rho_g \varepsilon_g}{d_b} (Y_g - Y_p) \quad (3.51)$$

Trong đó L_p là lưu lượng dòng khí trong pha rắn trên một đơn vị thể tích lớp hạt (m³/m³.s), K_c là hệ số truyền khối qua biên hạt (m/s). Tương tự, cân bằng khối lượng của ẩm trong pha khí như sau,

$$\rho_g \varepsilon_g \frac{dY_g}{d\tau} + \rho_g L_g (Y_g - Y_i) = \frac{6K_c \varepsilon_g}{d_b} (Y_p - Y_g) \quad (3.52)$$

Để giải các phương trình trên, bề mặt hạt được giả định là ở trạng thái cân bằng tức thời với không khí xung quanh.

3.3.3. Truyền chất trong tầng sôi

Có hai cơ chế chính để chuyển khối trong tầng sôi [94], đó là: (1) Sự chuyển khối đối lưu giữa các hạt và pha khí; (2) Khuếch tán qua ranh giới.

Đối với các hạt nhóm B và D [88], hạt thứ nhất thường chiếm ưu thế, trong khi đối với hạt nhóm A [88], hạt thứ hai quan trọng hơn. Hai cách tiếp cận khác nhau để mô hình hóa sự chuyển khối trong tầng sôi tồn tại trong tài liệu, cách tiếp cận đồng nhất và cách tiếp cận tầng sôi. Trong cách tiếp cận đồng nhất, các hạt được xử lý như đang ở

trong một lớp hạt cố định trên mô hình dòng ổn định và tốc độ truyền khối lượng giữa các pha có thể được biểu thị bằng cách sau:

$$\frac{dM}{d\tau} = K_{bd} A_p (C_p^i - C_p) \quad (3.53)$$

Trong đó $dM/d\tau$ là tốc độ truyền khối từ bề mặt hạt sang pha khí, K_{bd} là hệ số truyền khối của các hạt tầng sôi và A_p (m^2) là tổng diện tích bề mặt của các hạt tầng sôi. Các nghiên cứu mở rộng đã được thực hiện về sự truyền khối lượng giữa chất lỏng chuyển động và các vật thể có hình dạng nhất định, bao gồm các tấm phẳng, hình cầu và hình trụ. Dữ liệu tương quan về các tham số không thứ nguyên và các phương trình được sử dụng để tính toán hệ số truyền khối trong các chất lỏng chuyển động khác nhau và các bề mặt tương tự về mặt hình học. Đối với một hạt hình cầu ở tiêu chuẩn Reynolds thấp, quan hệ được đưa ra bởi Froessling [19] là:

$$Sh = 2 + 0,552 Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad (3.54)$$

Mối tương quan trên là dành cho tiêu chuẩn Reynolds nằm trong khoảng từ 2 đến 800 và tiêu chuẩn Schmidt nằm trong khoảng 0,6 đến 2,7 [19].

Sự không đồng nhất của tầng sôi khí-rắn được giải quyết trong phương pháp tiếp cận tầng sôi. Cụ thể, cả pha khí và pha rắn đều được xem xét. Một biểu thức được sử dụng rộng rãi giải thích cho cả sự truyền khối đối lưu và sự khuếch tán qua biên là:

$$K_{bd} = \frac{U_{mf}}{3} + \left(\frac{4D_{AB}\epsilon_{mf}\bar{U}_b}{\pi\bar{d}_b} \right)^{0,25} \quad (3.55)$$

trong đó \bar{U}_b và \bar{d}_b lần lượt là vận tốc trung bình và đường kính của bọt khí [19].

a. Đối với các hạt rắn

Khi quá trình sấy diễn ra, các vị trí khô xuất hiện trên bề mặt hạt, điều này sẽ làm giảm tốc độ sấy. Nhiều nghiên cứu đề cập đến sự phân bố ẩm và chuyển động của ẩm bên trong môi trường xốp, chẳng hạn như lý thuyết khuếch tán, lý thuyết mao quản và lý thuyết biên chuyển động. Tuy nhiên, lý thuyết khuếch tán thường được sử dụng và nghiên cứu. Được đề xuất bởi Sherwood [140] và Newman [141], cho rằng ẩm di chuyển qua thể rắn là kết quả của sự chênh lệch nồng độ. Bằng cách áp dụng định luật khuếch tán thứ hai của Fick cho một hạt đơn, tốc độ truyền ẩm bên trong một hạt rắn sẽ tính toán được theo phương trình (3.49).

Sự phân bố độ ẩm bên trong của một hạt rắn là hàm của vị trí theo bán kính r (m) và thời gian τ (s), được ký hiệu là $M(r, \tau)$. Nhiều cơ chế khác nhau có thể xảy ra trong quá trình sấy ở môi trường xốp. Bên cạnh khuếch tán thuần túy, còn có khuếch tán bề mặt, khuếch tán mao quản và khuếch tán Knudsen. Trong quá trình sấy thực phẩm, nó được thể hiện bằng một thông số duy nhất là hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng, D_{eff} (m^2/s). Độ ẩm trung bình của hạt theo thời gian $M(\tau)$ được xác định:

$$\bar{M}(\tau) = \frac{4\pi}{V_p} \int_0^{R_p} r^2 M(r, \tau) dr \quad (3.56)$$

Trong buồng sấy với các hạt đồng nhất, độ ẩm trung bình của một hạt đơn $M(\tau)$ cũng là độ ẩm trung bình của pha rắn. Xác định \dot{m} ($kg/(m^3.s)$) là tốc độ bay hơi của ẩm từ các hạt trên một đơn vị thể tích như sau:

$$-\rho_p (1 - \varepsilon_{mf}) (1 - \varepsilon_g) \frac{d\bar{M}}{d\tau} = \dot{m} \quad (3.57)$$

b. Đối với khí xen kẽ các hạt

Vì khí xen kẽ được xem là khí bị ứ đọng nên sự biến thiên hàm lượng ẩm theo phương thẳng đứng là không đáng kể. Cân bằng khối lượng của hơi nước đối với khí xen kẽ các hạt là,

$$\frac{6K_c \rho_g \varepsilon_g}{d_b} (Y_g - Y_p) - \rho_g L_p (Y_p - Y_i) + \dot{m} = \rho_g \varepsilon_{mf} (1 - \varepsilon_g) \frac{dY_p}{d\tau} \quad (3.58)$$

Đối với các trạng thái ổn định phương trình (3.58) được đơn giản hóa thành:

$$\frac{6K_c \rho_g \varepsilon_g}{d_b} (Y_g - Y_p) + \dot{m} = \rho_g L_p (Y_p - Y_i) \quad (3.59)$$

Hệ số truyền chất giữa các pha K_c (m/s) được áp dụng theo công thức của Sit và Grace [142]:

$$K_c = \frac{U_{mf}}{3} + \left(\frac{4D_v \varepsilon_{mf} U_b}{\pi d_b} \right)^{0.25} \quad (3.60)$$

c. Đối với các bọt khí

Dòng chảy của khí được giả thiết hoàn toàn ở pha bọt khí, trong đó sự truyền chất diễn ra giữa các bọt khí bay lên và khí xen kẽ các hạt. Do đó, không chỉ Y_g là hàm của thời gian τ , mà còn là hàm của độ cao trên bộ phân phối khí y (m). Phương trình cân bằng khối lượng của hơi nước trong pha khí có dạng:

$$\rho_g \varepsilon_g \frac{\partial Y_g}{\partial \tau} + \rho_g \varepsilon_g \frac{\partial}{\partial z} (Y_g U_b) + \rho_g L_g (Y_g - Y_i) = \frac{6K_c \varepsilon_g}{d_p} (Y_p - Y_g) \quad (3.61)$$

trong đó vận tốc bọt khí được ký hiệu là U_b (m/s), một tham số liên quan đến đường kính bọt khí d_b (m). Để tính toán kích thước bọt khí tại một chiều cao y nhất định trong tầng sôi với bộ phân phối nhiễu loạn, có thể sử dụng mối tương quan bán thực nghiệm sau đây do Mori và Wen [64], [132], [143] đề xuất:

$$d_b = d_{bm} - (d_{bm} - d_{b0}) \exp(-0,3z / D_t) \quad (3.62)$$

$$d_{bm} = 1,64 \left[A(U - U_{mf}) \right]^{0,4} \quad (3.63)$$

$$d_{b0} = \frac{1,38}{g^{0,2}} \left[\frac{A(U - U_{mf})}{N_{or}} \right]^{0,4} \quad (3.64)$$

trong đó A (m²) là diện tích mặt cắt ngang của lớp hạt sôi. Vận tốc của bọt khí được tính theo Grace [144]:

$$U_b = 0,71 \sqrt{gd_b} + (U - U_{mf}) \quad (3.65)$$

Chú ý rằng các phương trình trên được áp dụng cho các hạt Geldart B có hình dạng thông thường. Vì hạt đường có kích thước trung bình là 892 μm nên thuộc nhóm hạt Geldart B, do vậy việc sử dụng các phương trình trên là phù hợp. Tuy nhiên, do bản chất dao động của dòng khí, vận tốc khí bề mặt U trong các phương trình trên được thay thế bằng vận tốc khí trung bình \bar{U} để tính toán mô hình.

Tốc độ bay hơi của ẩm liên quan trực tiếp đến các điều kiện trên bề mặt hạt. Xác định $A' = 6(1 - \varepsilon_{mf})/d_p$ là diện tích bề mặt của các hạt trên một đơn vị thể tích của pha rắn (m²/m³), có thể viết bằng phương trình (3.64):

$$\frac{\dot{m}}{1 - \varepsilon_g} = \rho_p A' K_i (Y_s - Y_p) \quad (3.66)$$

Phương trình (3.66) được đưa vào phương trình (3.57) và (3.58) để tính tốc độ bay hơi \dot{m} . Bề mặt hạt được cho là ở trạng thái cân bằng với không khí xung quanh. Hệ số truyền khối bề mặt hạt được đưa ra bởi Ranz [145]:

$$K_i = \frac{D_v}{d_p y} (2 + 1,8 \text{Re}_{mf}^{0,5} \text{Sc}^{0,33}) \quad (3.67)$$

Các điều kiện ban đầu, điều kiện biên phù hợp với phương pháp sậy đường tinh luyện RS kiểu tầng sôi xung khí cụ thể như sau:

Điều kiện ban đầu:

1. Ở cửa vào ($y = 0$), dòng khí nóng được thổi thẳng đứng từ buồng phân phối khí thông qua ghi phân phối và tác động vào lớp hạt rắn phía trên. Tại thời điểm ban đầu, nhiệt độ và độ ẩm của đường tinh luyện RS đồng đều và bằng nhiệt độ và độ ẩm đưa vào buồng sậy, vận tốc khối hạt rắn ban đầu bằng 0 [60], [91]:

$$\tau = 0, \quad 0 \leq r \leq R_p : \quad T = T_0 ; M = M_0 \quad (3.68)$$

$$U_{xp} = U_{yp} = 0 \quad (3.69)$$

$$U_{xg} = U_0 / (1 - \varepsilon); \quad U_{yg} = 0; \quad (3.70)$$

$$\partial p / \partial x = 0, \quad p = p_a + (H_0 - y)(\varepsilon_0 \rho_p + (1 - \varepsilon_0) \rho_g) g \quad (3.71)$$

Với U_{xg} và U_{yg} lần lượt là vận tốc theo phương x và phương y của pha khí và U_{xp} và U_{yp} lần lượt là vận tốc theo phương x và phương y của pha hạt.

2. Ở cửa ra ($y = L_y$), áp suất khí bằng với áp suất khí quyển [60], [91]:

$$\varepsilon = 0, \quad U_{xg} = U_0, \quad U_{xp} = U_{yp} = U_{xg} = 0, \quad p = p_a \quad (3.72)$$

3. Dọc theo vách buồng sậy, áp dụng theo điều kiện không trượt đối với các pha khí và hạt [146]:

$$U_p(i, j + 1/2) + U_p(i - 1, j + 1/2) = 0 \quad (3.73)$$

Điều kiện biên:

Để giải các phương trình đạo hàm riêng trong các phương trình mô phỏng cần biết các điều kiện biên.

Với mô hình hai pha Euler – Euler, hai chiều (không xét đến trục z), trục ngang và trục đứng mặt cắt buồng sậy lần lượt là x và y với kích thước $L_x = W = 0,25$ m và $L_y = H = 0,65$ m như được biểu diễn trên Hình 3.11. Điều kiện biên cho các biên (U_{xg} , U_{xp} , U_{yg} , U_{yp} , p và ε) được thiết lập như sau [60]:

$$x = 0, L_x : \quad \frac{\partial \varepsilon}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial U_{xg}}{\partial x} = \frac{\partial U_{xp}}{\partial x} = 0, \quad U_{yg} = U_{yp} = 0 \quad (3.74)$$

$$y = 0 : U_{yg} = U_{yp} = U_{xp} = 0, \quad p = p_0, \quad \varepsilon = \varepsilon_0, \quad U_{xg} = U_0 / (1 - \varepsilon) \quad (3.75)$$

$$y = L_y : \quad \frac{\partial \varepsilon}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial U_{xg}}{\partial y} = \frac{\partial U_{yg}}{\partial y} = 0, \quad U_{xp} = U_{yp} = 0 \quad (3.76)$$

Tại tâm của một hạt không có dòng nhiệt và dòng ẩm, điều này có nghĩa là:

$$\tau > 0, \quad r = 0: \quad \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \quad \left. \frac{\partial M}{\partial r} \right|_{r=0} = 0 \quad (3.77)$$

Bề mặt hạt được cho là ở trạng thái cân bằng với không khí xung quanh. Ngoài ra, sự chuyển khối đối lưu của hơi ẩm từ bề mặt hạt sang khí cũng diễn ra, nên:

$$\text{Tại } \tau > 0, \quad r = R_p: \quad -D_{eff} \left. \frac{\partial M}{\partial r} \right|_{r=R_p} = K_i (Y_s - Y_p) \quad (3.78)$$

$$\text{và} \quad -\lambda \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r=R_p} = h(T_g - T_s) - K_i \rho_p (M - M_e) h_{fg} \quad (3.79)$$

Trong đó Y_p và Y_s lần lượt là độ chứa hơi của khí xen kẽ trong pha rắn và không khí tại bề mặt hạt và K_i (m/s) là hệ số truyền khối giữa khí và bề mặt hạt.

3.3.4. Thuật toán giải hệ phương trình mô phỏng số

Phương pháp thể tích hữu hạn (FVM) được áp dụng với lưới so le để rời rạc hóa các phương trình cân bằng khối lượng, động lượng và năng lượng. Sử dụng phương pháp này, các giá trị vô hướng (tức là áp suất chất khí) được tính toán ở tâm của thể tích kiểm soát trong khi các thành phần vận tốc được tính dọc theo các mặt của thể tích kiểm soát. Hình 3.12 biểu diễn cách xác định tâm và mặt của khối kiểm soát cho lưới hai chiều để giải các giá trị vô hướng và vectơ.

Thuật toán rời rạc các phương trình chứa các tham số vô hướng cho pha khí và pha rắn có thể được biểu diễn dưới dạng [146]:

$$(a_n)_P (\phi_n)_P = \sum_{nb} (a_n)_{nb} (\phi_n)_{nb} + b_n + \Delta V \sum_{l=0}^M F_{l,n} [(\phi_l)_P - (\phi_n)_P] \quad (3.80)$$

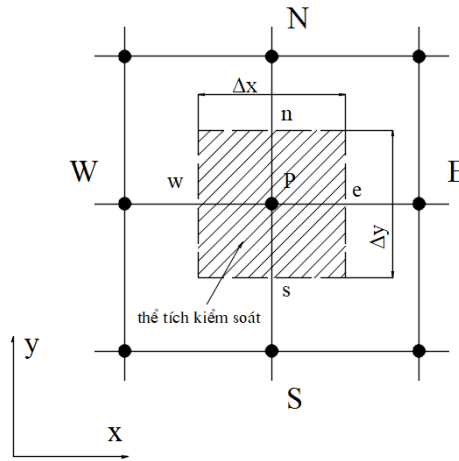
Trong đó, hệ số a chứa các đặc tính dòng chảy từ các phương trình rời rạc, ϕ là tham số vô hướng cho trước, b là nguồn và $F_{l,n}$ là hệ số truyền giữa các pha l và n . Chỉ số n biểu thị pha đang được tính toán, chỉ số P là điểm trung tâm của tham số vô hướng đang được tính toán và chỉ số nb biểu thị các điểm lân cận điểm P (E, W, N và S).

Rời rạc các phương trình động lượng cho pha khí và pha rắn cũng tương tự như trên. Phương trình động lượng được rời rạc theo phương x cho pha khí và pha rắn tương ứng là [146]:

$$(a_g)_e (U_g)_e = \sum_{nb} (a_g)_{nb} (U_g)_{nb} + b_g - A_e (\varepsilon_g)_P [(P_g)_P - (P_g)_E] + \Delta V \sum_l F_{gl} [(U_l)_e - (U_g)_e] \quad (3.81)$$

$$(a_p)_e (U_p)_e = \sum_{nb} (a_p)_{nb} (U_p)_{nb} + b_p - A_e (\varepsilon_p)_p [(P_p)_p - (P_p)_E] + \Delta V \sum_l^M F_{lp} [(U_l)_e - (U_p)_e] \quad (3.82)$$

trong đó, a_g và a_p là các hệ số tương tự như phương trình (3.83) cho pha khí và pha rắn, U_g và U_p là vận tốc của pha khí và pha rắn theo phương x , b_g và b_p là nguồn cho pha khí và pha rắn. Vì vận tốc là một vectơ nên chỉ số e mô tả mặt giữa khối điều khiển P và E , chỉ số dưới nb biểu thị các mặt lân cận. Các phương trình động lượng theo phương y cũng được rời rạc theo cách này.



Hình 3.12 Biểu diễn 2 chiều trong phương pháp thể tích hữu hạn

Các phương trình sau khi được rời rạc sẽ được sắp xếp lại để tạo ra một hệ phương trình tuyến tính với các ma trận đường chéo và được giải lặp đi lặp lại. Trong các phương trình từ (3.34) đến (3.37), trường vận tốc có thể được tính từ các phương trình động lượng nhưng trường áp suất lại không thể giải trực tiếp từ phương trình liên tục. Trong MFiX, áp suất pha rắn được giải bằng phương trình hiệu chỉnh độ rỗng và áp suất pha khí được giải bằng phương trình hiệu chỉnh áp suất.

Thuật toán SIMPLE (Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations) là một thủ tục số phân chia toán tử được sử dụng rộng rãi trong CFD để giải các phương trình Navier-Stokes rời rạc cho các hệ thống không nén được. MFiX sử dụng phiên bản mở rộng của thuật toán SIMPLE do Patankar [147] phát triển để giải thích cho các hệ thống nhiều pha. Thuật toán này có thể được tóm tắt thành 10 bước giải như sau [67]:

1. Thiết lập điều kiện ban đầu, điều kiện biên và tính toán các thông số vật lý.
2. Dự đoán trường áp suất p^* , giải phương trình động lượng để xác định vận tốc U_p^* (vận tốc dự đoán theo giá trị p^*).
3. Tính toán giá trị áp suất điều chỉnh của pha khí p'_g .

4. Tính lại giá trị áp suất pha khí: $p_g = p_g^* + \omega_g p_g'$. Tính lại giá trị vận tốc hạt sau khi điều chỉnh: $U_p = U_p^* + U_p'$
5. Tính toán gradient $\frac{\partial p_p}{\partial \varepsilon_p}$ của pha rắn sử dụng mối quan hệ với độ rỗng lớp hạt, từ đó xác định được giá trị độ rỗng hiệu chỉnh ε_p' .
6. Tính lại độ rỗng của khối hạt sau khi có giá trị hiệu chỉnh $\varepsilon_p = \varepsilon_p^* + \omega_p \varepsilon_p'$. Tính toán và cập nhật vận tốc hạt sau khi điều chỉnh: $U_p = U_p^* + U_p'$.
7. Tính độ rỗng pha khí: $\varepsilon_g = 1 - \varepsilon_p$.
8. Tính áp suất pha rắn: $p_p = \varepsilon_p p_p'$
9. Giải phương trình năng lượng và xác định nhiệt độ.
10. Sử dụng phần dư chuẩn hóa (normalized residuals) ở các bước 2, 3, 5, 9 để kiểm tra sự hội tụ của mô hình. Nếu tiêu chí hội tụ không đạt, tiếp tục lặp lại (bước 2), nếu hội tụ thì chuyển sang bước thời gian tiếp theo (bước 1).

Để kiểm tra sự hội tụ của mô hình, MFIX dựa trên giá trị dựa trên giá trị L_2 của phần dư ($\|r_k\|_2$). Khi đó, sự hội tụ được phát hiện ở lần lặp thứ k nếu [107]:

$$\|r_k\|_2 < \max(r_{tol} * \|b\|_2, a_{tol}) \quad (3.83)$$

trong đó: phần dư ở bước lặp thứ k : $r_k = b - A.x_k$, r_{tol} là độ giảm phần dư so với phần dư chuẩn hóa, a_{tol} là định mức tuyệt đối của phần dư.

Giá trị L_2 (L_2 -norm), hay còn gọi là khoảng cách Euclid (Euclidean distance) là căn bậc hai của sai số toàn phương trung bình [148]:

$$L_2 : \|r_k\|_2 = \sqrt{\frac{\sum_{ij=1}^n |r_{k,ij}|^2}{n}} \quad (3.84)$$

Với mô hình mô phỏng quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí đã xác định ở mục 3.3, mặc dù thuật toán giải các hệ phương trình cân bằng khối lượng, động lượng và năng lượng cũng đã được chứng minh bởi nhiều công trình nghiên cứu [134], [136], [149], [107], [105], [150]–[155], nhưng cũng cần được kiểm chứng so với một đối tượng cụ thể. Tuy nhiên, tính đến thời điểm này chưa có công trình nghiên cứu hoặc thực nghiệm về sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp

tầng sôi xung khí được công bố ngoại trừ nghiên cứu của Fitzgerald và cộng sự [119] công bố về các kết quả trước và sau sấy tầng sôi của đường tinh luyện nên cũng không thể sử dụng để kiểm chứng với mô hình mô phỏng đã xác định. Chính vì vậy, luận án sử dụng các kết quả được công bố trong nghiên cứu của Zhizhong Ding và cộng sự [105] về mô hình hai pha của tầng sôi xung khí để kiểm chứng với mô hình lý thuyết đã xác định. Kết quả được phân tích và trình bày ở Phụ lục 3.

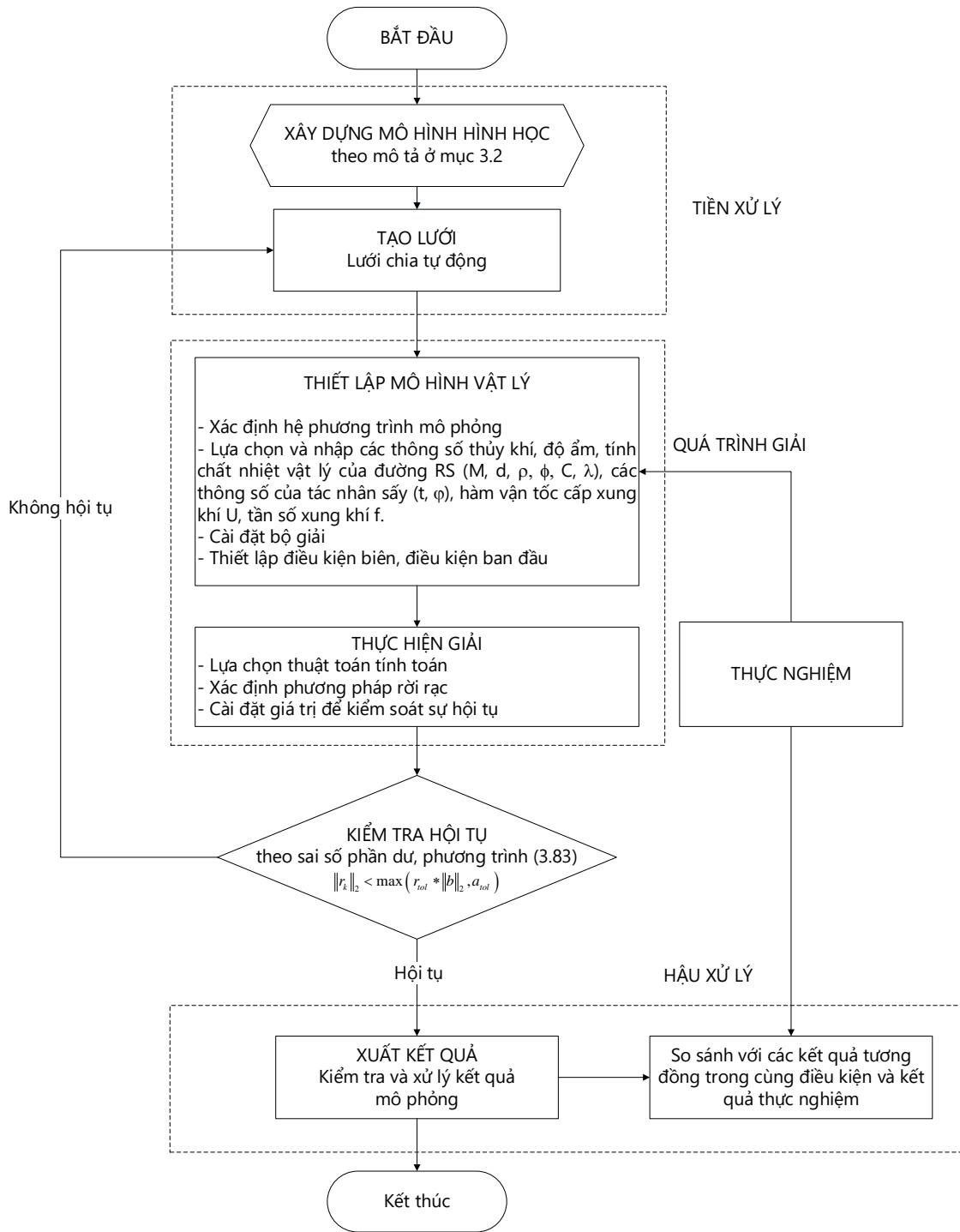
Như vậy, có thể thấy kết quả mô phỏng theo mô hình lý thuyết của luận án phù hợp với kết quả mô phỏng của Zhizhong Ding và cộng sự [105] về các giá trị trung bình của các thông số thủy khí như vận tốc khí, tổn thất áp suất, độ rỗng mặc dù còn một vài sai khác ở giá trị thấp nhất và lớn nhất. Với cùng mô hình hai pha Euler – Euler nhưng việc lựa chọn các mô hình lực cản và mô hình rối cũng như thuật toán giải của các phần mềm hỗ trợ khác nhau cũng dẫn đến sự sai khác về mặt hình thành bọt trong tầng sôi. Tuy nhiên, vì các giá trị của các thông số thủy khí này được tính toán không khác biệt nhiều nên hoàn toàn có thể sử dụng mô hình toán đã xây dựng trong luận án để nghiên cứu về quá trình sấy tầng sôi xung khí cho đường tinh luyện RS.

3.3.5. Quy trình mô phỏng số

Các bước thực hiện mô phỏng số tầng sôi xung khí được thực hiện theo quy trình được biểu diễn trên Hình 3.13.

Mô hình sấy tầng sôi xung khí với buồng sấy có dạng trụ tròn, đường kính 250 mm và chiều cao 650 mm, như được trình bày trong phần thiết kế ở Phụ lục 1. Với các kích thước này của buồng sấy khi chuyển sang dạng 2D thì các kích thước biểu diễn trên Hình 3.11 lần lượt là: $H = 0,65$ m, $W = 0,25$ m và $H_s = 0,3$ m. Khi đó lưới được chia theo kích thước $0,001$ m x $0,001$ m sẽ gồm 162500 điểm nút và bước thời gian được thiết lập cho bộ giải là 0,01 s.

Mô phỏng số được thực hiện với sự hỗ trợ của các phần mềm MFiX phiên bản 22.4.3 [58], [62], Matlab phiên bản R2016a [156]–[158], sử dụng phần mềm Paraview phiên bản 5.9.0 [159] để truy xuất dữ liệu và xử lý kết quả sau mô phỏng (post processing), các đồ thị và dữ liệu được xây dựng và thống kê bằng phần mềm Minitab phiên bản 19.2020.1 [160], Statgraphics centurion phiên bản 19.1.1 [161].



Hình 3.13 Lưu đồ thuật toán mô phỏng số quá trình sấy tầng sôi xung khí

3.3.6. Xác định phạm vi mô phỏng số

Tần số của xung khí được thay đổi bằng cách điều chỉnh tốc độ quay của đĩa xung. Nếu $\tau_f(s)$ là thời gian để dòng khí đi vào đúng vị trí trên tiết diện ngang của buồng sấy thì tần số dao động f được xác định bởi:

$$f = \frac{1}{\tau_f} \tag{3.85}$$

Và khi đó vận tốc dòng khí được đưa ra dưới dạng công thức hình sin do Coppens và cộng sự [24], [162] đề xuất:

$$U = U_0 + U_a [1 + \sin(2\pi f \tau)] \quad (3.86)$$

Trong đó U là vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt, U_0 là vận tốc khí thấp nhất, U_a là biên độ xung và f là tần số xung khí. Vận tốc trung bình theo thời gian là:

$$\bar{U} = U_0 + U_a \quad (3.87)$$

Ngoài ra, phương trình (3.86) có thể được viết lại dưới dạng vận tốc không thứ nguyên, khi chia 2 vế cho vận tốc sôi tối thiểu:

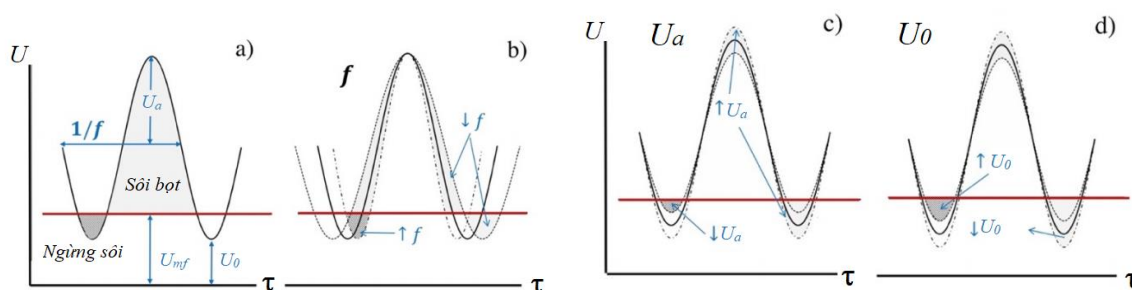
$$\begin{aligned} \hat{U} &= \hat{U}_0 + \hat{U}_a [1 + \sin(2\pi f \tau)] \\ \hat{U} &= \frac{U}{U_{mf}}; \hat{U}_0 = \frac{U_0}{U_{mf}}; \hat{U}_a = \frac{U_a}{U_{mf}} \end{aligned} \quad (3.88)$$

Theo [82] và [163], vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt trong điều kiện làm việc tối ưu, U_{opt} , của tầng sôi phụ thuộc vào vận tốc sôi tối thiểu:

$$U_{opt} = (1,2 \div 1,9)U_{mf} \quad [82] \text{ và } U_{opt} = (2 \div 3)U_{mf} \quad [163] \quad (3.89)$$

Trong tầng sôi xung khí, để đảm bảo giá trị vận tốc tối ưu thì giá trị vận tốc trung bình theo thời gian phải nằm trong phạm vi này. Bằng cách kết hợp phương trình (3.87), (3.88) và (3.89), giới hạn của các vận tốc được xác định theo phương trình (3.90):

$$U_0 + U_a = (1,2 \div 3)U_{mf} \text{ hay } \hat{U}_0 + \hat{U}_a = (1,2 \div 3) \quad (3.90)$$



Hình 3.14 Mô tả ảnh hưởng của các thành phần vận tốc và tần số xung khí [24]

- a) Mô tả các thành phần vận tốc trong một chu kỳ cấp xung; b) Thay đổi tần số xung khí;
c) Thay đổi vận tốc thấp nhất; d) Thay đổi biên độ xung khí

Theo Baskakov đề xuất [164], có thể mô tả các đặc tính của tầng sôi xung khí bằng cách xem lớp hạt như một bộ dao động rung cơ học, từ đó tần số tự nhiên (natural frequencies) của tầng sôi được tính toán theo chiều cao lớp sôi tối thiểu như sau:

$$f_n = \frac{1}{\pi} \sqrt{\frac{g}{H_{mf}}} \quad (3.91)$$

Cũng theo Martín và cộng sự [165], tần số cấp xung khí trong tầng sôi bọt đạt giới hạn ở $f/f_n = 0,5 - 1,0$, nghĩa là $f = (0,5 - 1,0)f_n$.

Để khảo sát đầy đủ ảnh hưởng của dòng xung khí đến các đặc tính thủy động của lớp hạt sôi thì ngoài các dữ liệu ban đầu của vật liệu thì cần thay đổi các thông số của dòng xung khí, nghĩa là thay đổi các giá trị U_0 , U_a và f . Tuy nhiên, việc mô phỏng số cần rất nhiều thời gian nên các thông số này cần được giới hạn lại phạm vi. Như phân tích ở trên, các giá trị U_0 , U_a phụ thuộc vào vận tốc sôi tối thiểu U_{mf} và tần số xung khí f phụ thuộc vào tần số tự nhiên của tầng sôi f_n .

Bảng 3.12 Thông số vận tốc và tần số xung khí mô phỏng trong các trường hợp 1–15

STT	$\hat{U}_0 = \frac{U_0}{U_{mf}}$	$\hat{U}_a = \frac{U_a}{U_{mf}}$	f (Hz)	Phương trình $\hat{U} = \frac{U}{U_{mf}}$
1	1,0	0,5	0	$\hat{U} = 1,0 + 0,5 = 1,5$
2	1,0	0,5	0,5	$\hat{U} = 1,0 + 0,5 [1 + \sin(\pi\tau)]$
3	1,0	0,5	1,0	$\hat{U} = 1,0 + 0,5 [1 + \sin(2\pi\tau)]$
4	1,0	0,5	1,5	$\hat{U} = 1,0 + 0,5 [1 + \sin(3\pi\tau)]$
5	1,0	0,5	2,0	$\hat{U} = 1,0 + 0,5 [1 + \sin(4\pi\tau)]$
6	1,0	1,0	0	$\hat{U} = 1,0 + 1,0 = 2,0$
7	1,0	1,0	0,5	$\hat{U} = 1,0 + 1,0 [1 + \sin(\pi\tau)]$
8	1,0	1,0	1,0	$\hat{U} = 1,0 + 1,0 [1 + \sin(2\pi\tau)]$
9	1,0	1,0	1,5	$\hat{U} = 1,0 + 1,0 [1 + \sin(3\pi\tau)]$
10	1,0	1,0	2,0	$\hat{U} = 1,0 + 1,0 [1 + \sin(4\pi\tau)]$
11	1,0	1,5	0	$\hat{U} = 1,0 + 1,5 = 2,5$
12	1,0	1,5	0,5	$\hat{U} = 1,0 + 1,5 [1 + \sin(\pi\tau)]$
13	1,0	1,5	1,0	$\hat{U} = 1,0 + 1,5 [1 + \sin(2\pi\tau)]$
14	1,0	1,5	1,5	$\hat{U} = 1,0 + 1,5 [1 + \sin(3\pi\tau)]$
15	1,0	1,5	2,0	$\hat{U} = 1,0 + 1,5 [1 + \sin(4\pi\tau)]$

Trong luận án này, để giảm bớt khối lượng cần mô phỏng, giá trị U_0 được chọn cố định và bằng U_{mf} , trong khi giá trị U_a được chọn dao động từ $0,5U_{mf}$ đến $1,5U_{mf}$. Điều này có nghĩa là giá trị vận tốc khí trung bình theo thời gian dao động từ $1,5U_{mf}$ đến $2,5U_{mf}$, phù hợp với phương trình (3.89) [82], [163].

Bảng 3.13 Thông số vận tốc và tần số xung khí thực trong mô phỏng số

STT	U_0 (m/s)	U_a (m/s)	f (Hz)	Phương trình U	Vận tốc trung bình, \bar{U} (m/s)	Dao động vận tốc (min – max)
1	0,47	0,235	0	$U = 0,47 + 0,235$	0,705	0,705 – 0,705
2	0,47	0,235	0,5	$U = 0,47 + 0,235[1 + \sin(\pi\tau)]$		0,470 – 0,940
3	0,47	0,235	1,0	$U = 0,47 + 0,235[1 + \sin(2\pi\tau)]$		0,482 – 0,928
4	0,47	0,235	1,5	$U = 0,47 + 0,235[1 + \sin(3\pi\tau)]$		0,470 – 0,940
5	0,47	0,235	2,0	$U = 0,47 + 0,235[1 + \sin(4\pi\tau)]$		0,482 – 0,928
6	0,47	0,47	0	$U = 0,47 + 0,47$	0,940	0,940 – 0,940
7	0,47	0,47	0,5	$U = 0,47 + 0,47[1 + \sin(\pi\tau)]$		0,470 – 1,410
8	0,47	0,47	1,0	$U = 0,47 + 0,47[1 + \sin(2\pi\tau)]$		0,493 – 1,387
9	0,47	0,47	1,5	$U = 0,47 + 0,47[1 + \sin(3\pi\tau)]$		0,470 – 1,410
10	0,47	0,47	2,0	$U = 0,47 + 0,47[1 + \sin(4\pi\tau)]$		0,493 – 1,387
11	0,47	0,705	0	$U = 0,47 + 0,705$	1,175	1,175 – 1,175
12	0,47	0,705	0,5	$U = 0,47 + 0,705[1 + \sin(\pi\tau)]$		0,47 – 1,880
13	0,47	0,705	1,0	$U = 0,47 + 0,705[1 + \sin(2\pi\tau)]$		0,505 – 1,845
14	0,47	0,705	1,5	$U = 0,47 + 0,705[1 + \sin(3\pi\tau)]$		0,47 – 1,880
15	0,47	0,705	2,0	$U = 0,47 + 0,705[1 + \sin(4\pi\tau)]$		0,505 – 1,845

Theo [55], [166], chiều cao lớp hạt thông thường trong tầng sôi xung khí thường từ 0,2 – 0,4 m, kết hợp các phương trình (2.17), (2.19) và (3.91) thì giá trị f_n dao động từ 2,2 – 1,5 Hz. Do đó, trong nghiên cứu này, các trường hợp mô phỏng số sẽ thay đổi giá trị tần số xung khí trong 05 mức: 0; 0,5; 1,0; 1,5 và 2,0 Hz.

Vận tốc dòng khí cấp vào buồng sấy trong 15 trường hợp mô phỏng như đã trình bày ở trên và được chuyển đổi thành dạng thực với vận tốc sôi tối thiểu của đường tinh luyện RS là 0,47 m/s, được biểu diễn trong Bảng 3.13.

Dựa trên kết quả thực nghiệm xác định các thông số thủy khí và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS, trình bày trong mục 3.1 và mô hình tầng sôi xung khí trong mục 3.2, kết hợp với các thông số của không khí theo [125], mô hình tầng sôi xung khí đã được mô phỏng trong dải nhiệt độ sấy từ 50 – 80°C và vận tốc dòng xung khí cấp vào có dạng thực như trình bày trong Bảng 3.13 (chuyển đổi từ dạng không thứ nguyên ở Bảng 3.12).

Hàm do người dùng xác định (UDF) được viết bằng ngôn ngữ python để giải mô hình tầng sôi xung khí. Trong nghiên cứu này, để thực hiện tất cả các mô phỏng của các phương trình cơ bản ở trên, phương pháp thể tích hữu hạn được sử dụng bằng cách sử dụng bộ phần mềm MFix. Giao diện của phần mềm được trình bày ở Phụ lục 2.

3.4. Kết quả mô phỏng thủy khí quá trình hóa sôi đường tinh luyện RS

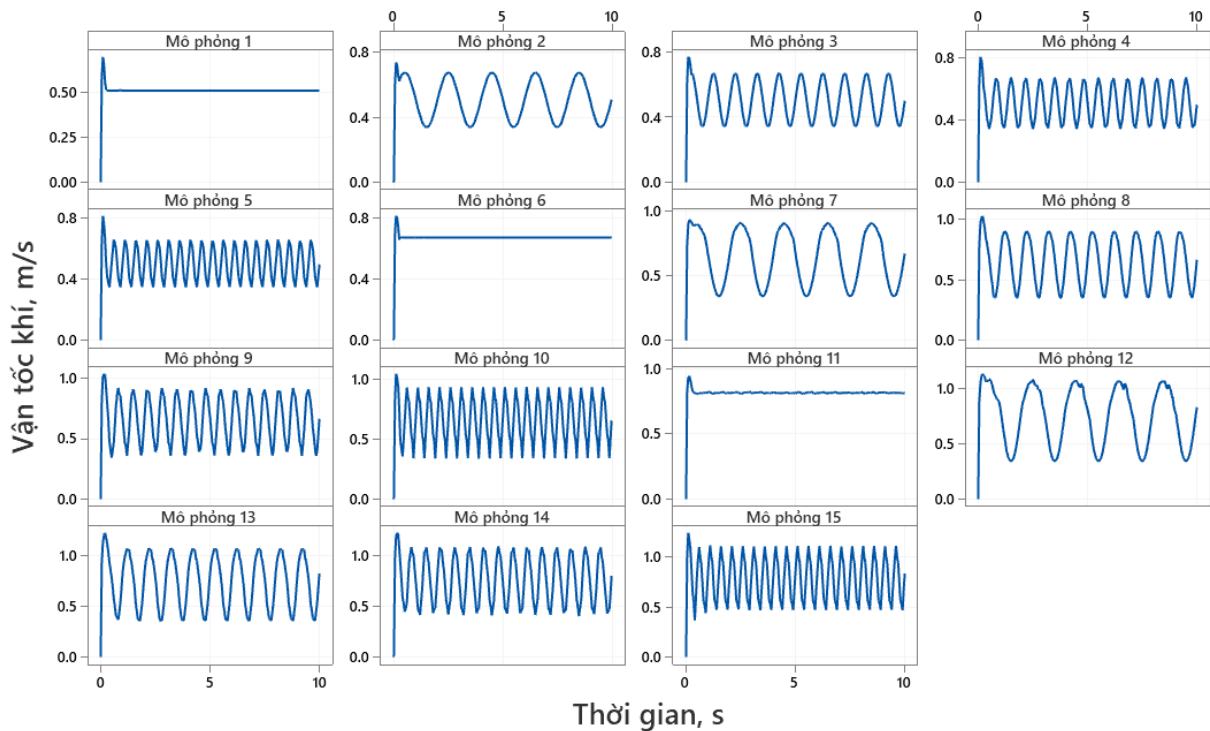
Mục đích của mô phỏng quá trình giả lỏng đường tinh luyện RS là giải quyết được giá trị độ rỗng trong quá trình sôi của vật liệu, đây cũng là đại lượng không thể đo được bằng thực nghiệm. Từ đó, kết quả này sẽ giúp giải quyết được bài toán truyền nhiệt – truyền ẩm trong quá trình sấy tầng sôi xung khí. Các thông số khác như vận tốc khí và tổn thất qua bề mặt lớp hạt cũng được xem xét trong mối quan hệ với vận tốc dòng xung khí cấp vào và tần số xung khí. Tuy nhiên, do các đại lượng này có thể xác định được bằng thực nghiệm nên sẽ tiến hành thêm các thực nghiệm để so sánh nhằm xác định mức độ phù hợp của mô hình lý thuyết.

Quá trình giả lỏng đường tinh luyện RS dưới tác động của dòng xung khí được mô phỏng bằng phần mềm MFiX 22.4.3 nhằm xác định các thông số thủy động như độ rỗng của lớp hạt, tổn thất áp suất qua lớp hạt, vận tốc sôi của vật liệu, chiều cao giãn nở của tầng. Trong 15 trường hợp mô phỏng trình bày ở Bảng 3.13, các mô phỏng từ 1 – 5, 6 – 10 và 11 – 15 có cùng giá trị vận tốc trung bình khí cấp vào \bar{U} (cùng U_0 và U_a), tần

số xung khí thay đổi, trong khi các trường hợp mô phỏng (1, 6, 11), (2, 7, 12), (3, 8, 13), (4, 9, 14), (4, 10, 15) có cùng tần số và vận tốc trung bình thay đổi (trong đó giữ nguyên $U_0 = U_{mf}$ và thay đổi biên độ của dao động U_a). Với các trường hợp nêu trên, giá trị vận tốc trung bình theo thời gian trong các trường hợp thay đổi từ 0,705 m/s đến 1,175 m/s (gấp từ 1,5 đến 2,5 lần so với vận tốc sôi tối thiểu). Tuy nhiên, khi cấp xung khí, mặc dù giá trị vận tốc trung bình không đổi nhưng dao động vận tốc lớn hơn, thấp nhất 0,47 m/s, và lớn nhất 1,88 m/s (theo Bảng 3.13).

3.4.1. Kết quả mô phỏng vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt

Kết quả mô phỏng cho thấy vận tốc trung bình qua bề mặt lớp hạt khi không cấp xung khí là lớn nhất (0,512; 0,675; 0,818 lần lượt cho các mô phỏng 1, 6, 11), thấp hơn giá trị trung bình của dòng cấp vào từ 27,4% đến 30,4%.

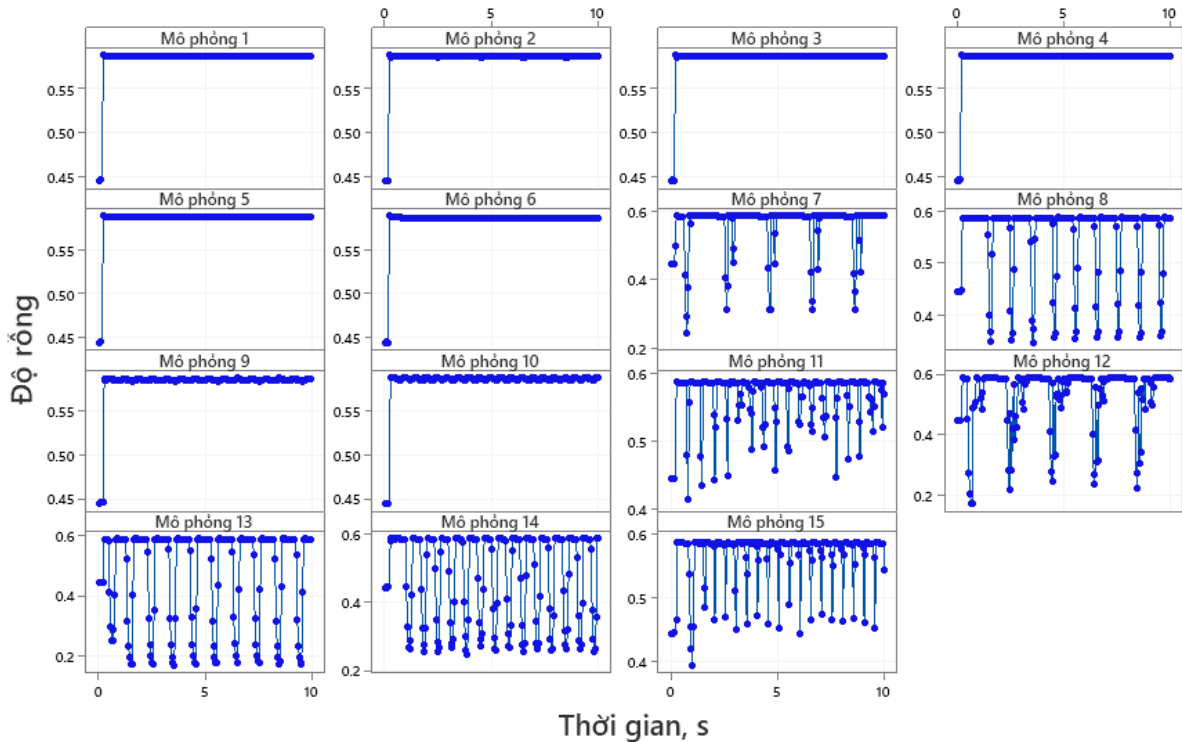


Hình 3.15 Đồ thị phân bố vận tốc trung bình trên bề mặt lớp hạt

Trong trường hợp có xung khí, vận tốc trung bình qua bề mặt lớp hạt thấp hơn 27,9 – 27,8% (mô phỏng 2–5), thấp hơn 30,9 – 29,5% (mô phỏng 7–10), thấp hơn 35,8 – 32,6% (mô phỏng 12–15) so với giá trị trung bình của dòng cấp vào. Tuy nhiên, do có những thời điểm vận tốc khí nhỏ hơn vận tốc sôi tối thiểu nên lớp hạt dừng sôi. Điều này tạo điều kiện cho quá trình vận chuyển ẩm từ tâm vật liệu ra ngoài bề mặt do sự chênh lệch nhiệt độ.

Có thể thấy, trong các trường hợp tần số xung khí thấp hơn 1,0 Hz (mô phỏng 2, 3, 7, 8, 12, 13), khoảng thời gian dừng lớn hơn so với các trường hợp khác (Hình 3.15).

3.4.2. Kết quả mô phỏng độ rỗng của lớp hạt

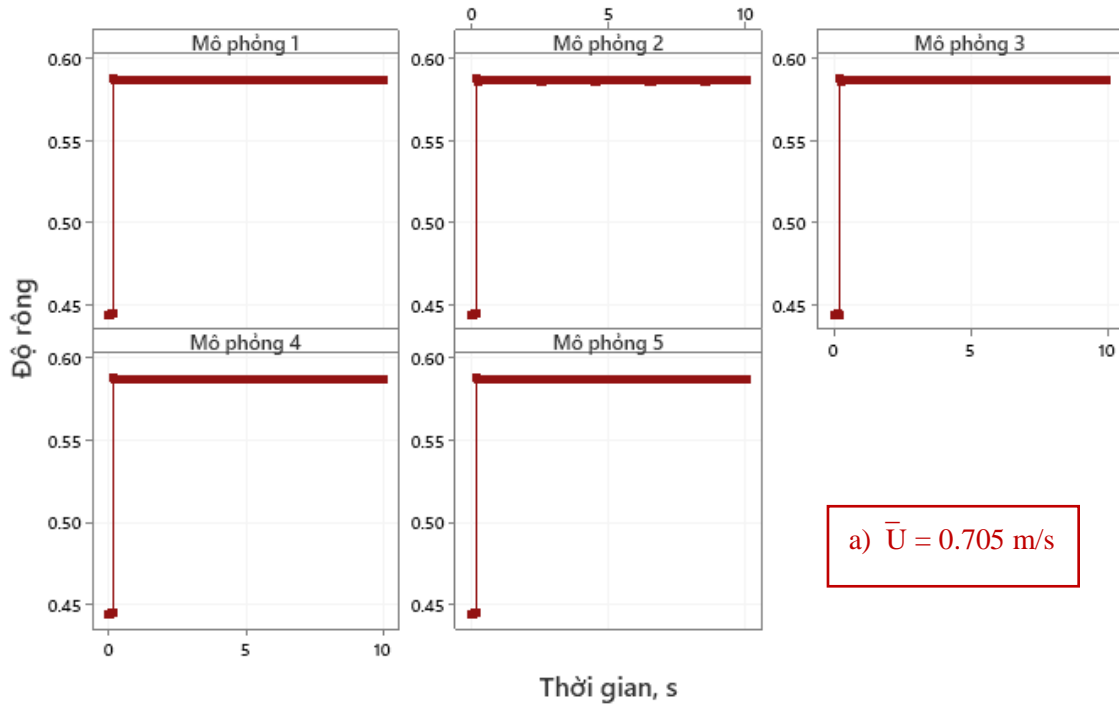


Hình 3.16 Đồ thị phân bố độ rỗng của lớp hạt khi mô phỏng

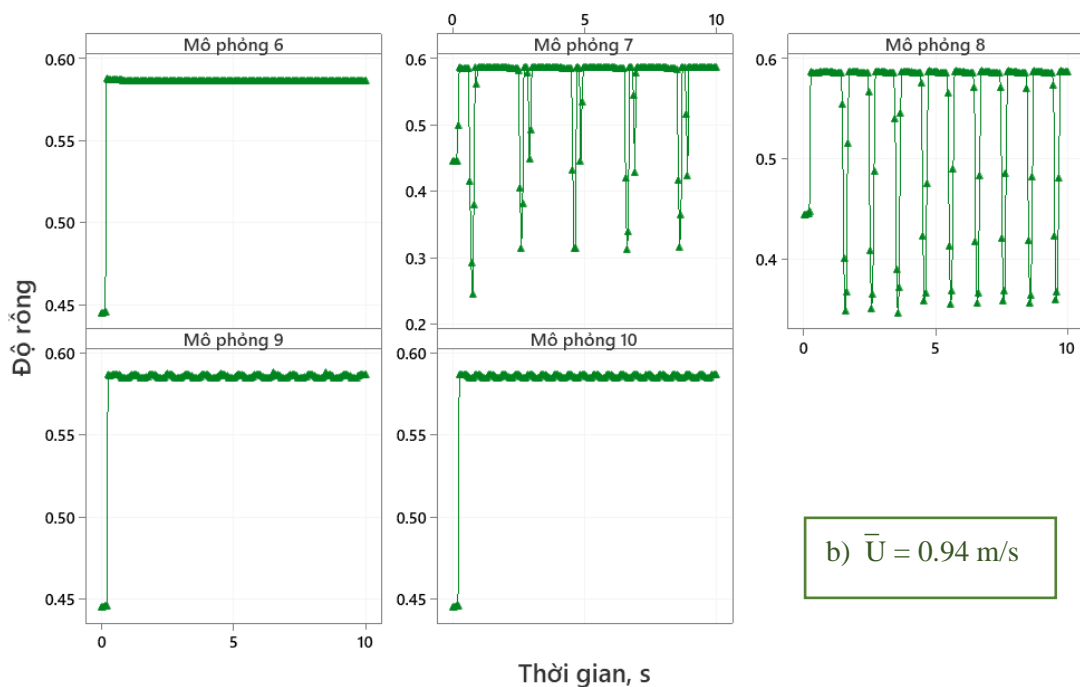
Xét về độ rỗng của lớp hạt khi sôi, dao động vận tốc càng lớn thì mức độ dao động của độ rỗng cũng lớn hơn. Với kết quả được trình bày trên Hình 3.16, với các trường hợp vận tốc khí cấp vào nhỏ hơn 0,94 m/s thì độ rỗng lớp hạt ít thay đổi, dao động trong khoảng 0,55 – 0,587, ngược lại khi cấp xung khí với vận tốc lớn hơn (từ mô phỏng 7 – 15), độ rỗng lớp hạt có sự thay đổi lớn từ 0,2 đến 0,587. Với mô phỏng 13, độ rỗng lớp hạt thay đổi lớn nhất, từ 0,171 đến 0,587. Để đạt hiệu quả cao nhất về sự thay đổi độ rỗng của lớp hạt khi sôi, các trường hợp mô phỏng với vận tốc trung bình >1,0 m/s (trên 2 lần so với vận tốc sôi tối thiểu) nên cần xem xét khi tiến hành thực nghiệm để tăng cường quá trình trao đổi nhiệt – ẩm giữa hạt với khí.

Tiến hành so sánh các trường hợp mô phỏng có cùng vận tốc khí trung bình, mô phỏng 1–5 (Hình 3.17a) độ rỗng của lớp hạt ít thay đổi, ổn định ở mức 0,587 do vận tốc trung bình thấp (0,705 m/s). Đối với mô phỏng 6–10 (Hình 3.17b) dao động lớn về độ rỗng chỉ xảy ra ở tần số 0,5 Hz và 1,0 Hz, khi tăng tần số xung khí sự biến thiên về độ rỗng lớp hạt giảm dần. Trong mô phỏng 11–15 (Hình 3.17c), độ rỗng lớp hạt thay đổi

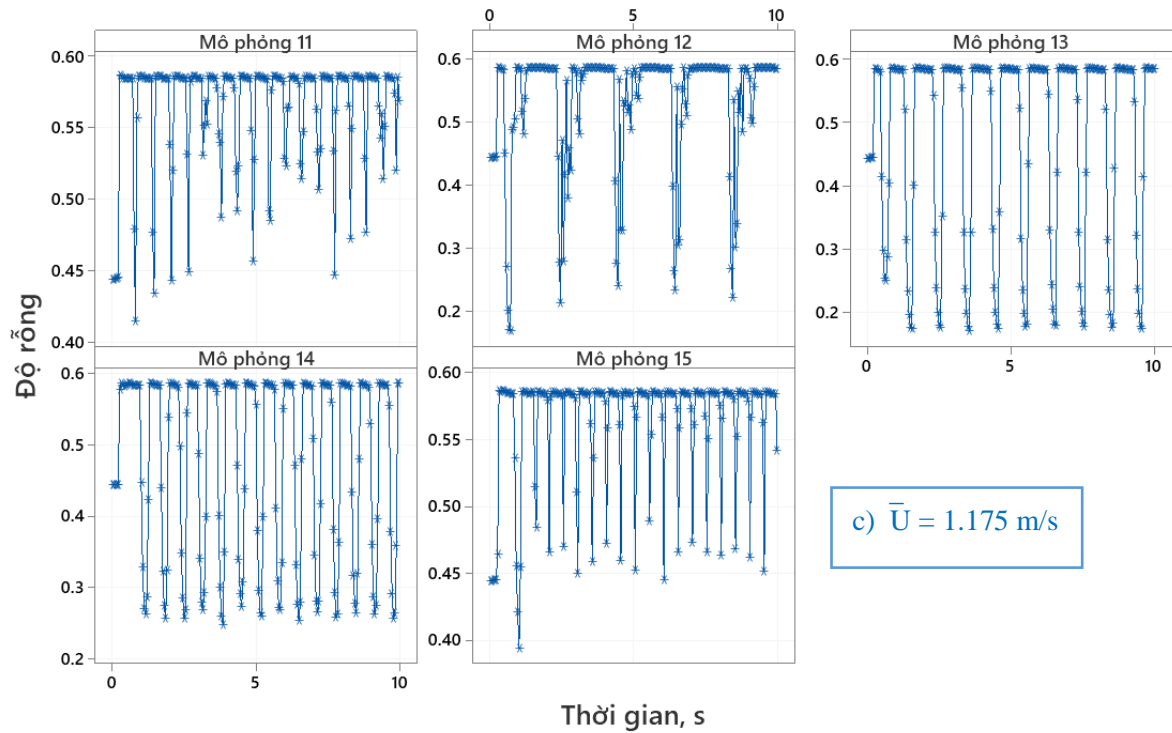
lớn, kể cả khi không cấp xung khí (mô phỏng 11), dao động tăng dần khi tăng tần số xung khí đến 1,5 Hz và giảm dần ở mức tần số lớn hơn. Kết quả này giúp xác định được phạm vi hiệu quả của vận tốc và tần số cấp khí trong tầng sôi xung khí.



a) Độ rỗng của lớp hạt khi f thay đổi, U_0 và U_a không đổi, trường hợp 1-5



b) Độ rỗng của lớp hạt khi f thay đổi, U_0 và U_a không đổi, trường hợp 6-10



c) Độ rỗng của lớp hạt khi f thay đổi, U_o và U_a không đổi, trường hợp 11-15

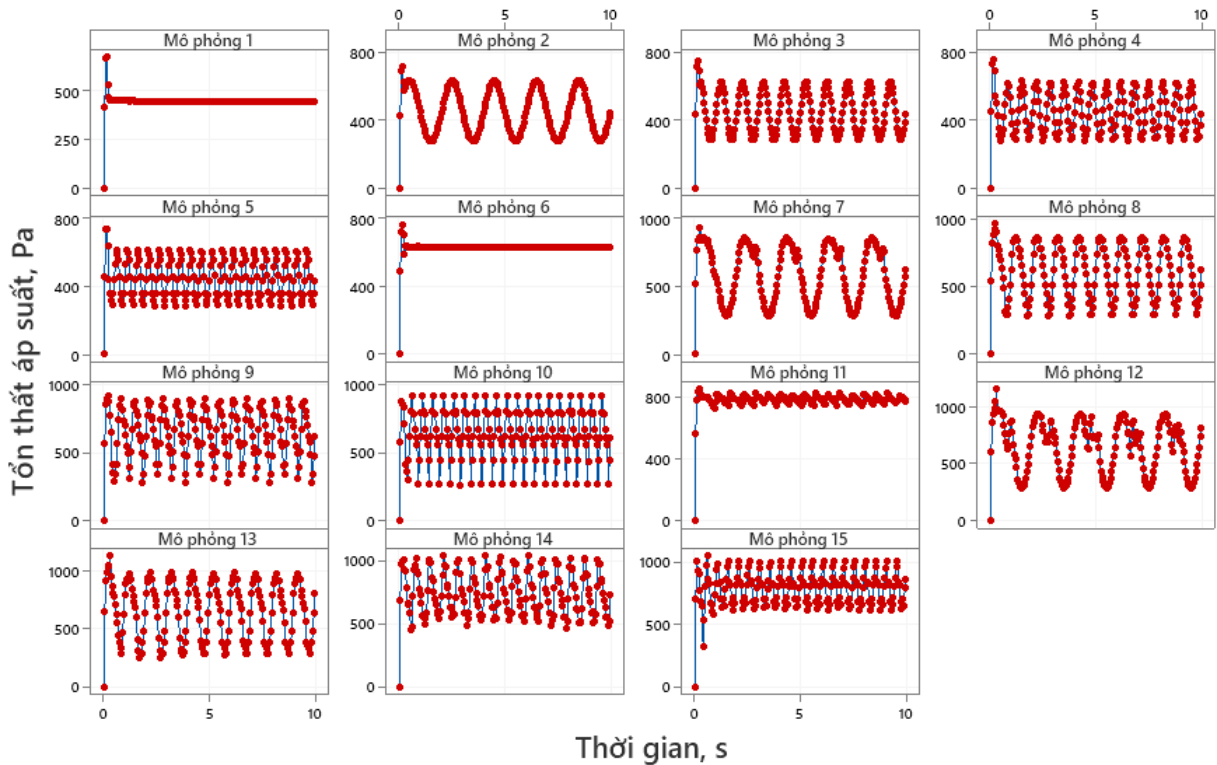
Hình 3.17 Đồ thị phân bố độ rỗng của lớp hạt khi cùng vận tốc khí trung bình

3.4.3. Kết quả mô phỏng tổn thất áp suất qua lớp hạt

Đối với tổn thất áp suất qua lớp hạt (Hình 3.18), kết quả mô phỏng cũng cho thấy có sự dao động lớn khi cấp dòng xung khí vào lớp hạt. Đối với tầng sôi thông thường, tổn thất áp suất qua lớp hạt ít thay đổi khi sôi, nhưng tổn thất áp suất tại vị trí sôi tối thiểu lớn và giữ ổn định trong khoảng 450 – 800 Pa. Vận tốc cấp khí càng lớn thì tổn thất áp suất càng cao. Khi sấy tầng sôi xung khí, tổn thất áp suất cũng dao động theo biên dạng của dòng xung khí (dạng sóng sin), nhưng ở giai đoạn đầu, giá trị tổn thất tăng lên cao hơn trường hợp sấy tầng sôi thông thường vì đây là thời điểm vận tốc vượt qua giới hạn sôi tối thiểu. Vì tổn thất áp suất liên quan đến cột áp của quạt cấp tác nhân sấy nên so với tầng sôi xung khí, quạt trong tầng sôi xung khí cần có cột áp cao hơn (do tổn thất lớn hơn để vượt qua giai đoạn sôi tối thiểu). Đây cũng là một điểm cần lưu ý khi lựa chọn quạt trong máy sấy tầng sôi xung khí.

Tổn thất áp suất qua lớp hạt chịu ảnh hưởng của vận tốc khí cấp vào nên biên dạng của đồ thị tổn thất áp suất có sự tương đồng với đồ thị vận tốc. Giai đoạn đầu khi bắt đầu cấp tác nhân vào buồng sấy, tổn thất áp suất là lớn nhất, vì đây là tổn thất áp

suất ở trạng thái sôi tối thiểu. Khi vượt qua trạng thái này, tổn thất áp suất qua lớp hạt dần ổn định và thay đổi theo vận tốc dòng xung khí cấp vào.

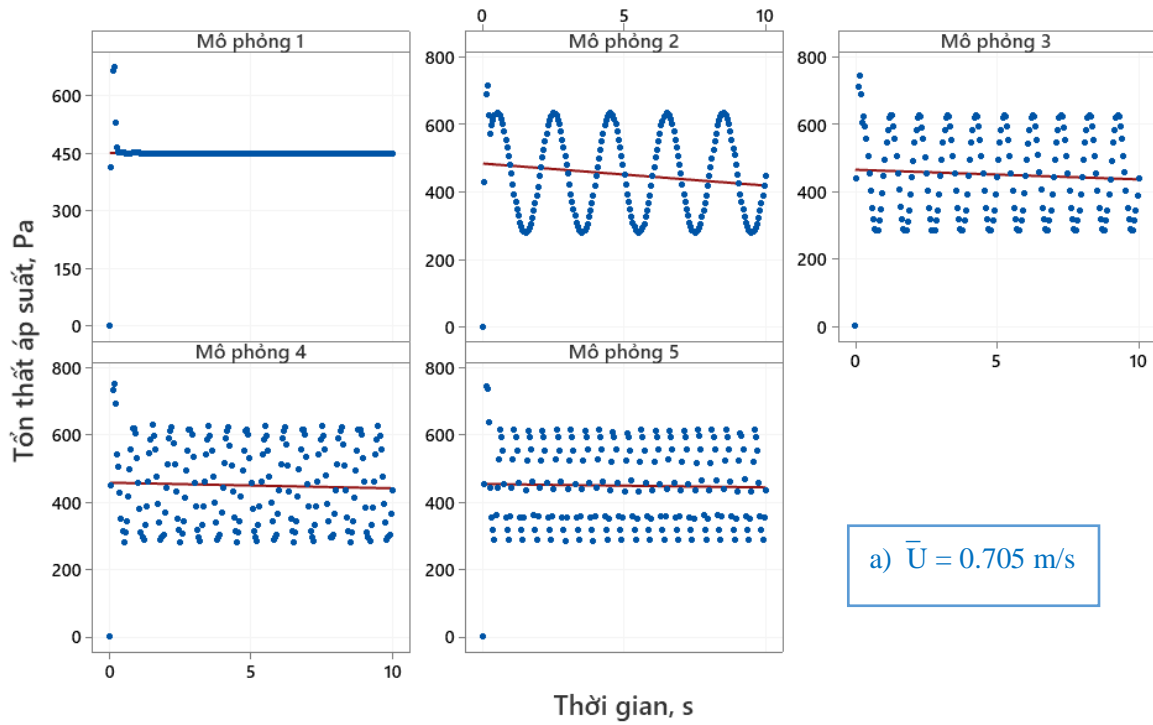


Hình 3.18 Đồ thị phân bố tổn thất áp suất qua lớp hạt khi mô phỏng số

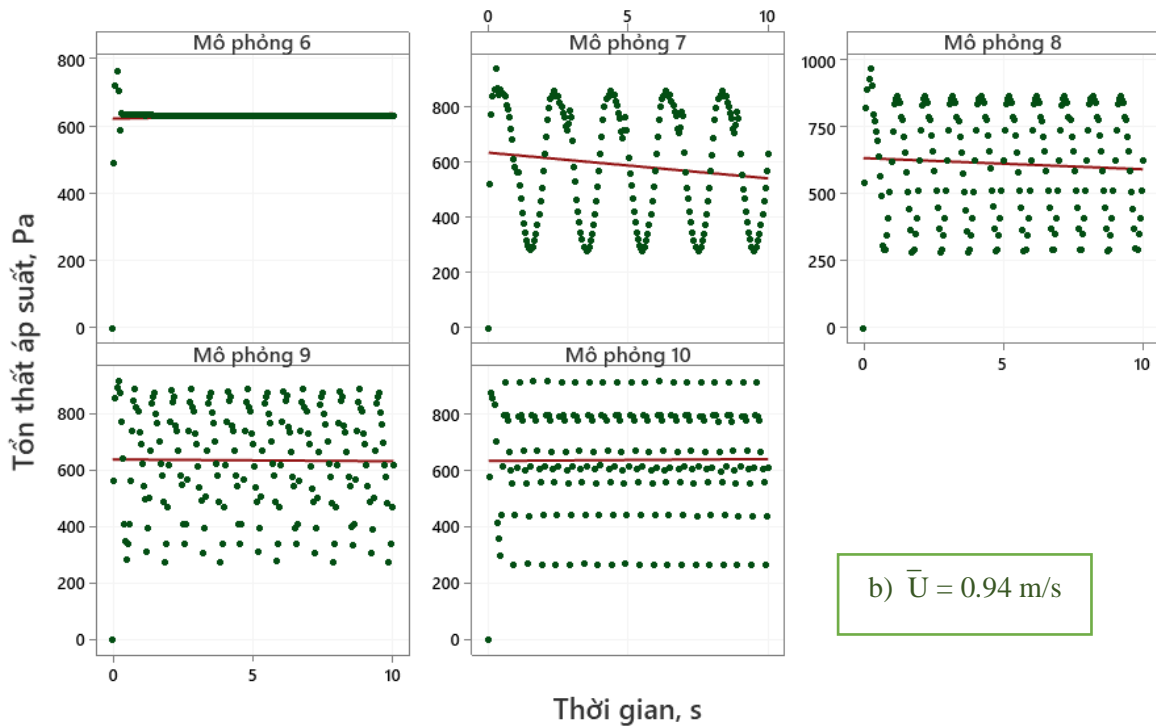
Giá trị tổn thất áp suất dao động lớn khi cấp xung khí với tần số lớn hơn, cụ thể là thay đổi trong khoảng 300 – 350 Pa đối với các tần số 0,5 Hz và 1,0 Hz và lên đến 450 – 500 Pa đối với các tần số 1,5 Hz và 2,0 Hz. Trong cùng điều kiện vận tốc trung bình của dòng khí cấp vào, giá trị tổn thất áp suất trung bình qua lớp hạt tương đối bằng nhau, chỉ thay đổi về biên độ do ảnh hưởng của tần số xung khí, lần lượt đạt 450 Pa, 622 Pa và 712 Pa với vận tốc trung bình thay đổi từ 0,705 m/s, 0,94 m/s và 1,175 m/s. Các kết quả này phần nào phản ánh được bản chất của tầng sôi xung khí, đó là lớp hạt chuyển động lên xuống liên tục khi cấp khí theo biên dạng sóng sin.

Kết quả mô phỏng cũng cho thấy khi sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí, tổn thất áp suất qua lớp hạt cao hơn so với tầng sôi thông thường, với chênh lệch lớn hơn khoảng 200 Pa. Đối với tầng sôi thông thường, do vận tốc khí cấp vào không thay đổi nên tổn thất áp suất cũng ổn định trong toàn bộ quá trình sấy. Trong khi đó, với dòng khí cấp vào thay đổi theo thời gian, lớp hạt có sự dao động lớn, các hạt chuyển động lên xuống theo vận tốc tăng giảm nên gây ra sự tổn thất về áp suất lớn hơn.

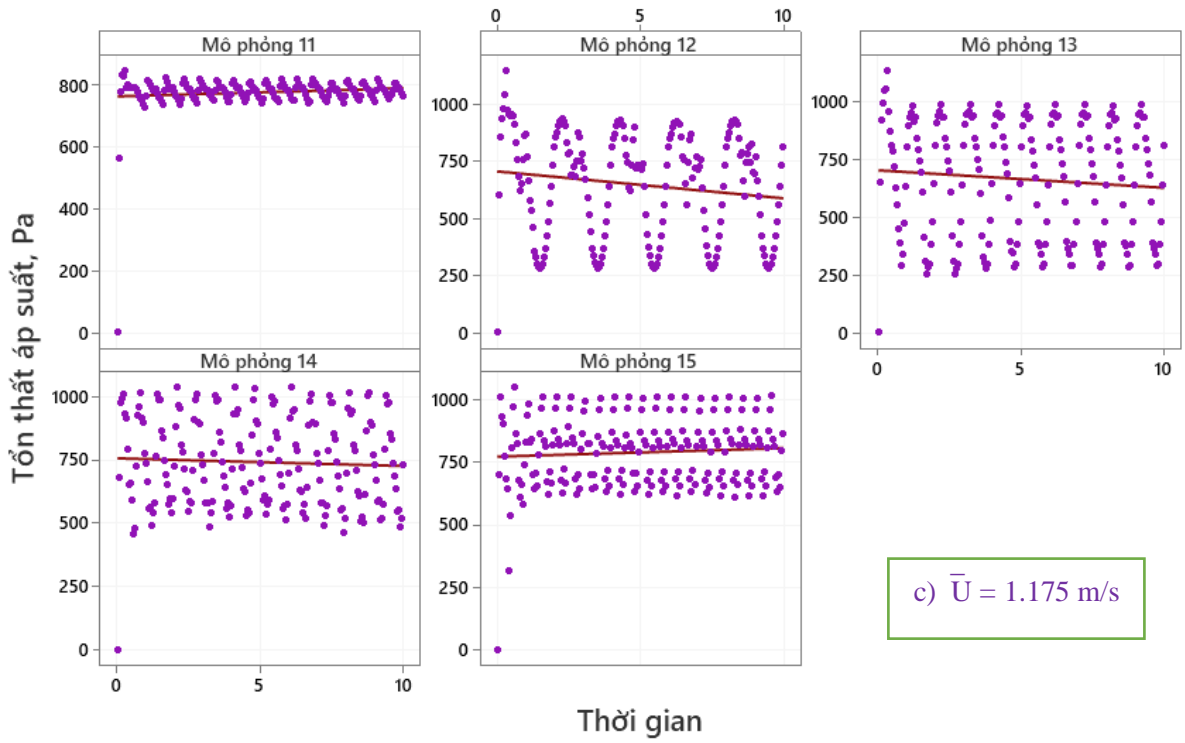
Điều này sẽ dẫn đến cột áp của quạt trong tầng sôi xung khí sẽ lớn hơn so với tầng sôi thông thường. Đây cũng là vấn đề cần lưu ý khi chọn quạt cấp tác nhân sấy.



a) Tổn thất áp suất qua lớp hạt khi f thay đổi, U_0 và U_a không đổi, trường hợp 1-5

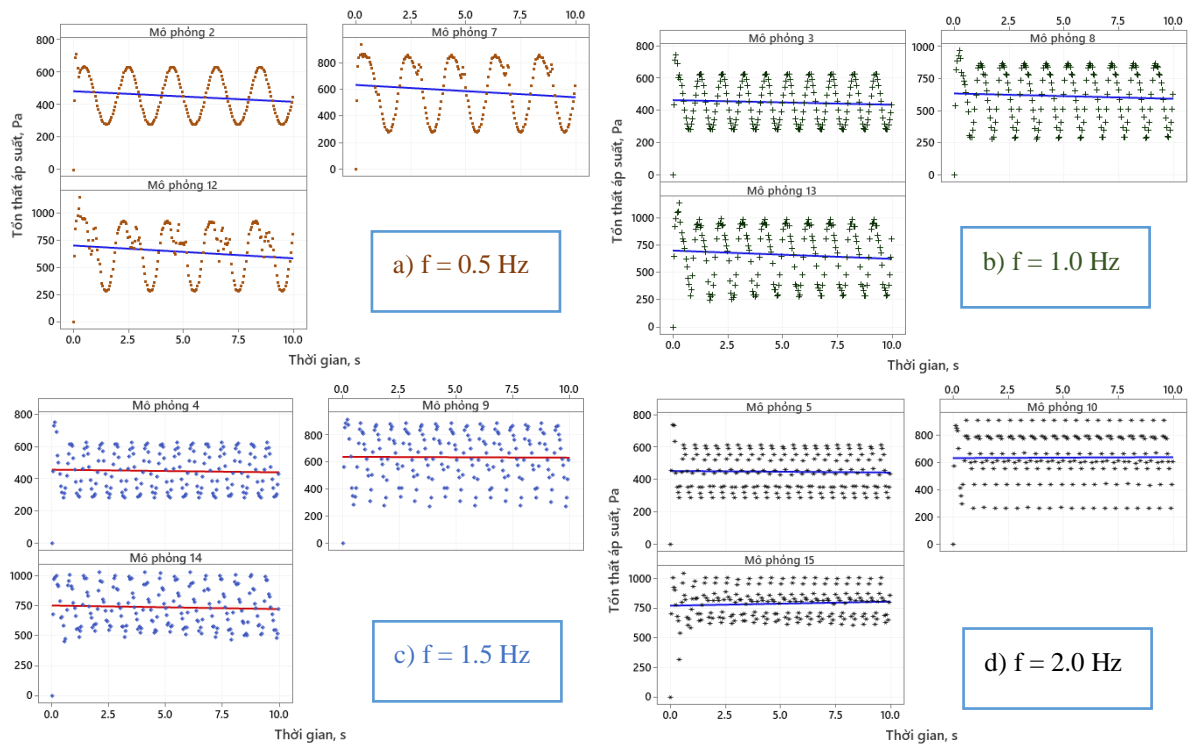


b) Tổn thất áp suất qua lớp hạt khi f thay đổi, U_0 và U_a không đổi, trường hợp 6-10



c) Tôn thất áp suất qua lớp hạt khí f thay đổi, U_0 và U_a không đổi, trường hợp 11-15

Hình 3.19 Đồ thị phân bố tôn thất áp suất qua lớp hạt khí cùng vận tốc khí trung bình



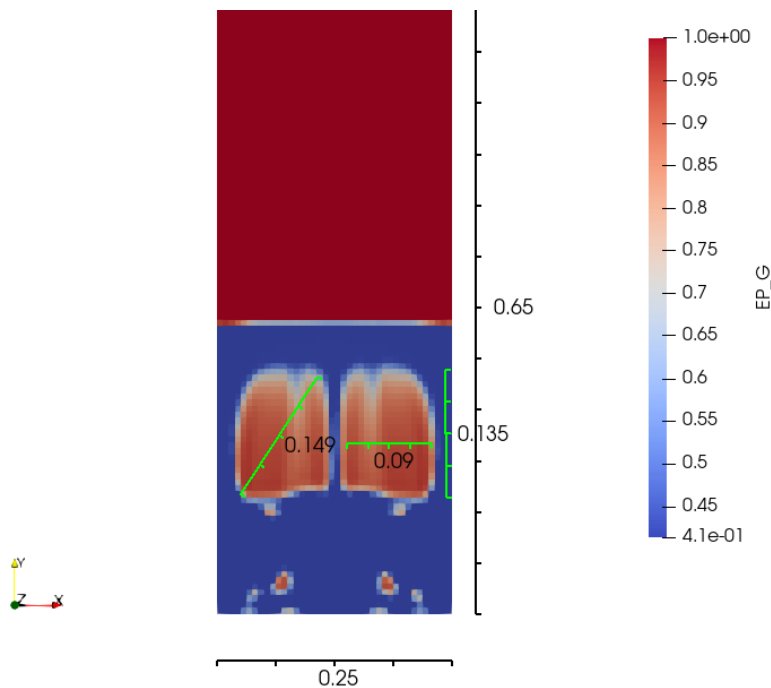
Hình 3.20 Đồ thị phân bố tôn thất áp suất qua lớp hạt khí cùng tần số xung khí

Với các quá trình có cùng tần số xung khí (Hình 3.20), vận tốc khí cấp vào tăng thì giá trị tổn thất áp suất cũng dao động lớn hơn, giá trị tổn thất áp suất cao nhất tăng 18% khi tăng vận tốc 25%. Như vậy, tăng đồng thời tần số xung khí và vận tốc tác nhân sấy sẽ làm tăng cột áp của quạt. Điều này cần xem xét khi tiến hành tối ưu hóa quá trình sấy. Tuy nhiên, vì tăng sôi xung khí giảm được lưu lượng khí cần thiết cho quá trình sấy nên xét về mặt công suất cần thiết thì quạt trong tăng sôi xung khí và tăng sôi thông thường cũng tương đương nhau, điều cần lưu ý là lựa chọn quạt sẽ khác nhau về mặt lưu lượng và cột áp.

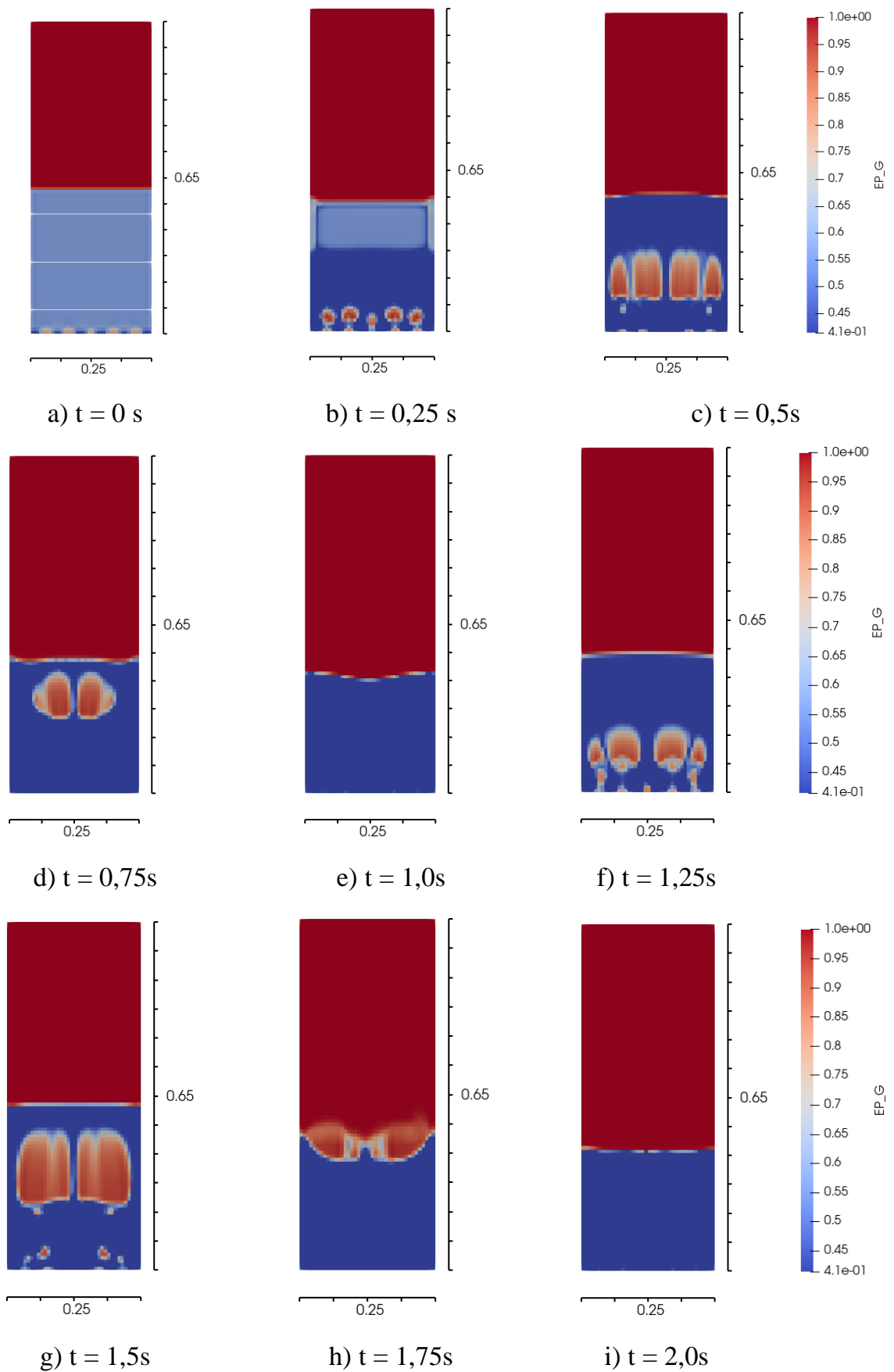
3.4.4. Kích thước bọt khí trong tăng sôi xung khí

Hình 3.22 trình bày hình ảnh mô phỏng diễn hình quá trình sôi của lớp hạt khí cấp dòng xung khí (xét ở mô phỏng 13, trong thời gian 2,0 s). Với mô phỏng này ở tần số 1,0 Hz, chu kì cấp xung lặp lại trong 1,0 s, kích thước bọt khí đạt lớn nhất ở thời điểm 1,5 s ($d_b \approx 0,14$ m), tương tự lặp lại ở 2,5 s, 3,5 s, 4,5 s,... (Hình 3.21). Sau khoảng thời gian 2s đầu, quá trình lặp lại tương tự mặc dù kích thước bọt khí có thay đổi chút ít. Đặc điểm này cũng phù hợp với các mô phỏng ở tần số 2,0 Hz.

Riêng đối với mức tần số 0,5 Hz và 1,5 Hz thì bọt khí đạt được kích thước lớn nhất tại thời điểm 1,05s, 1,75s, 2,45s,... Đây cũng là những thời điểm mà lớp hạt giãn nở lớn nhất và đạt chiều cao tối đa.



Hình 3.21 Kích thước bọt khí trong tăng sôi, mô phỏng 13, thời điểm 1,5s



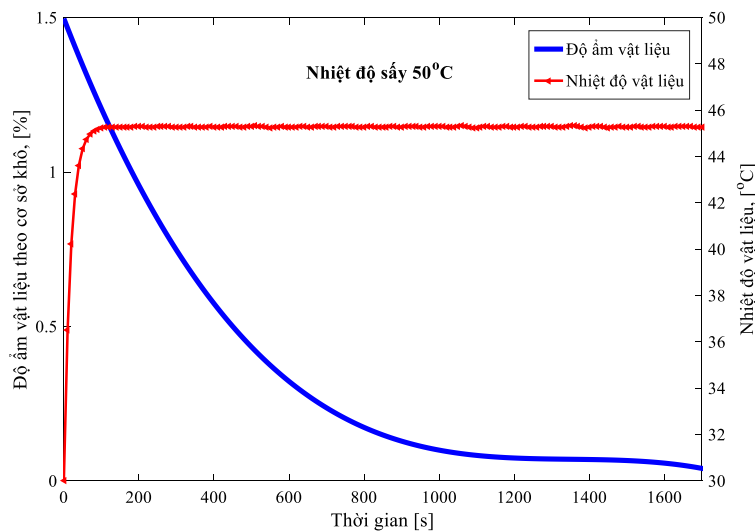
Hình 3.22 Sự sôi của lớp hạt đường theo mô phỏng tầng sôi xung khí

Thông qua kết quả mô phỏng thủy động tầng sôi xung khí cho thấy các đặc tính thủy động của lớp sôi đều phụ thuộc vào vận tốc trung bình và tần số xung khí, trong đó vận tốc khí cấp vào giúp tăng cường sự hỗn loạn của lớp sôi (tăng cường khả năng trao đổi nhiệt ẩm) còn tần số xung khí giúp thay đổi khoảng thời gian dừng lại khi sôi (quay trở về trạng thái tĩnh, tạo điều kiện để ẩm thoát từ tâm ra bề mặt). Tuy nhiên, việc tăng vận tốc và tần số xung khí cũng làm tăng chi phí năng lượng nên cần được tối ưu hóa trong thực nghiệm.

Như vậy, có thể thấy để đạt được các thông số hợp lý trong tầng sôi xung khí thì vận tốc trung bình của khí cấp vào qua ghi phân phối nên lớn hơn 0,94 m/s và tần số xung khí nên dao động trong khoảng 0,5 Hz đến 1,5 Hz.

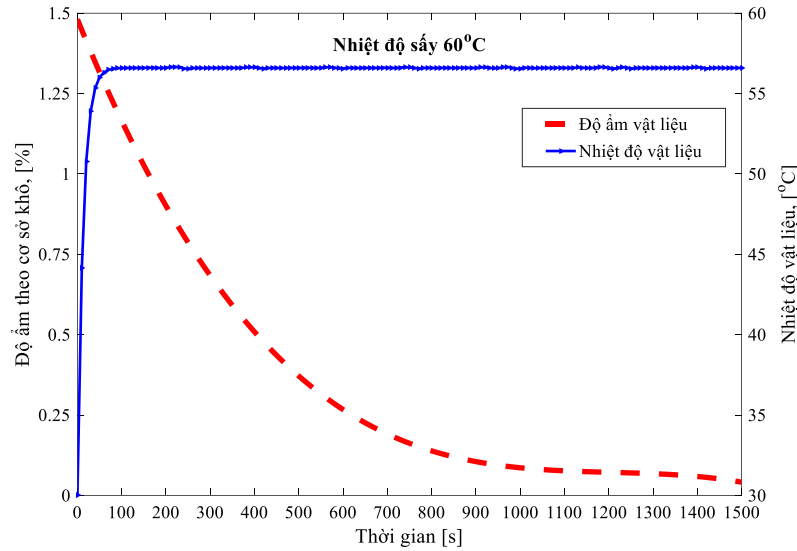
3.5. Kết quả mô phỏng động học quá trình sấy đường tinh luyện RS

Kết quả mô phỏng đường cong sấy tầng sôi xung khí đối với hạt đường tinh luyện RS được trình bày trên Hình 3.23 và 3.24 ở các nhiệt độ sấy khác nhau: 50°C, 60°C, 70°C, 80°C, vận tốc trung bình của dòng khí qua ghi 1,175 m/s và tần số xung khí 0,5 Hz. Thời gian sấy được xác định từ thời điểm ban đầu đến khi độ ẩm sản phẩm đạt yêu cầu bảo quản theo TCVN 6958:2001 [13]. Giai đoạn sấy đẳng tốc diễn ra nhanh trong khoảng 500s đầu tiên. Thời gian để độ ẩm đạt 0,05% lần lượt là 1650 s, 1458 s, 1122 s, 828 s khi sấy lần lượt ở các mức nhiệt độ trên. Vì độ ẩm sản phẩm của đường tinh luyện RS yêu cầu bảo quản thấp nên sự thay đổi về tốc độ giảm ẩm chỉ thấy rõ ở giai đoạn sấy đẳng tốc, tốc độ sấy giảm tốc khi thay đổi nhiệt độ là chênh lệch không đáng kể.



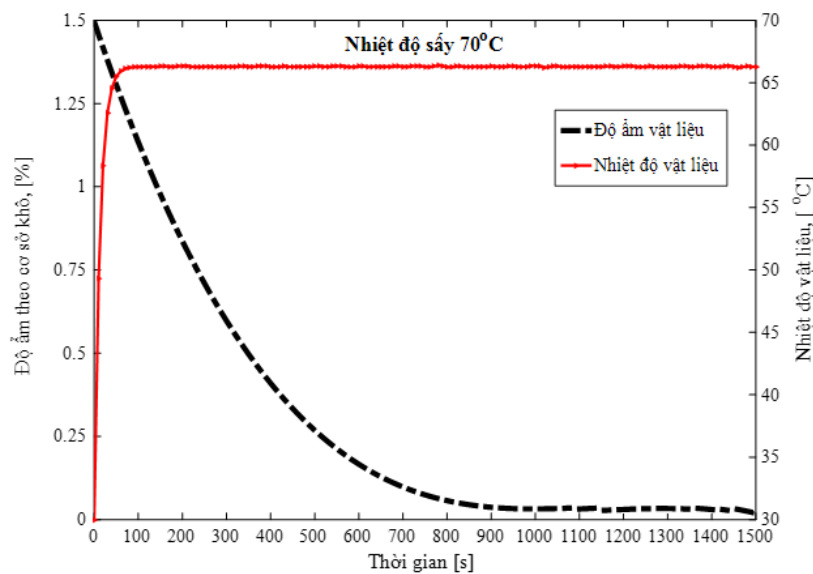
Hình 3.23 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 50°C

- Ở nhiệt độ sấy 50°C thời gian cần thiết để độ ẩm đường tinh luyện RS giảm từ 1,5% đến 0,05% là 1650s (27,5 phút). Tốc độ giảm ẩm trung bình đạt 0,053 %/phút.
- Nhiệt độ vật liệu đạt ổn định sau 90 s đầu tiên và duy trì ở mức trung bình là 45,3°C. Do ảnh hưởng của xung khí nên nhiệt độ của vật liệu dao động trong khoảng 0,2°C.



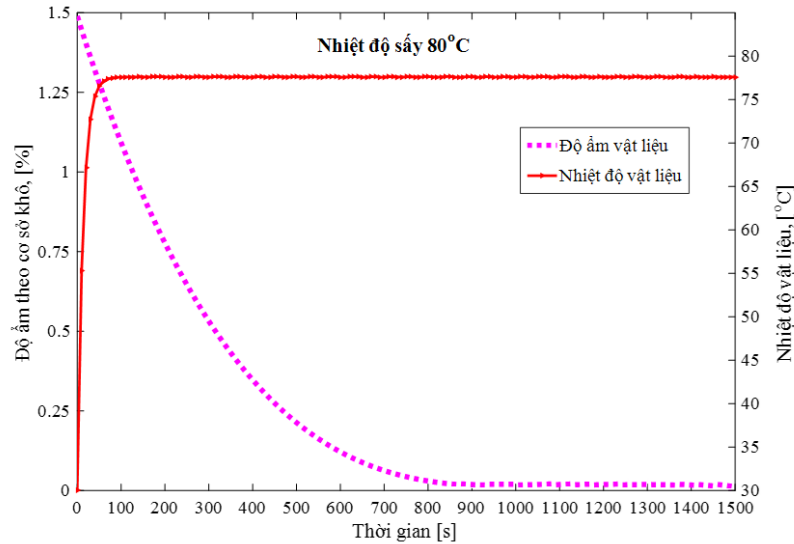
Hình 3.24 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 60°C

- Ở nhiệt độ sấy 60°C thời gian cần thiết để độ ẩm đường tinh luyện RS giảm từ 1,5% đến 0,05% là 1458s (24,3 phút). Tốc độ giảm ẩm trung bình đạt 0,06 %/phút.
- Nhiệt độ vật liệu đạt ổn định sau 90 s đầu tiên và duy trì ở mức trung bình là 56,6°C, nhiệt độ của vật liệu dao động trong khoảng 0,1°C.



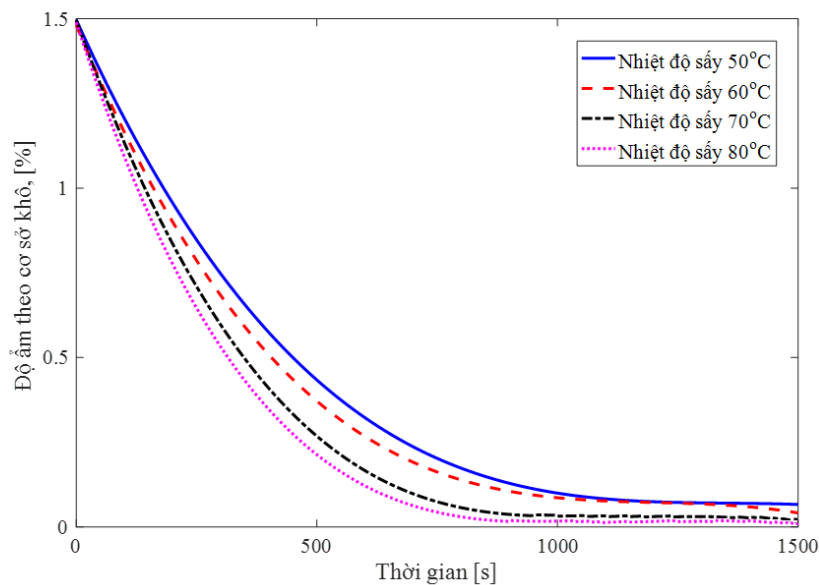
Hình 3.25 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 70°C

- Ở nhiệt độ sấy 70°C thời gian cần thiết để độ ẩm đường tinh luyện RS giảm từ 1,5% đến 0,05% là 1122s (18,7 phút). Tốc độ giảm ẩm trung bình đạt 0,078 %/phút.
- Nhiệt độ vật liệu đạt ổn định sau 70 s đầu tiên và duy trì ở mức trung bình là 66,3°C, nhiệt độ của vật liệu dao động trong khoảng 0,1°C.



Hình 3.26 Kết quả mô phỏng đường cong sấy ở nhiệt độ sấy 80°C

- Ở nhiệt độ sấy 80°C thời gian cần thiết để độ ẩm đường tinh luyện RS giảm từ 1,5% đến 0,05% là 828s (13,8 phút). Tốc độ giảm ẩm trung bình đạt 0,105 %/phút.
- Nhiệt độ vật liệu đạt ổn định sau 50 s đầu tiên và duy trì ở mức trung bình là 77,6°C, nhiệt độ của vật liệu dao động trong khoảng 0,1°C.



Hình 3.27 Đường cong sấy đường RS ở nhiệt độ sấy 50°C, 60°C, 70°C, 80°C

Nhận xét:

- Kết quả mô phỏng được thể hiện trên các hình từ 3.23 đến 3.26 và tổng hợp trên Hình 3.27 cho thấy chênh lệch thời gian sấy giữa mức nhiệt độ sấy 50 – 60°C so với 70 – 80°C là khoảng 23% đến 50%. Với nhiệt độ giới hạn khi sấy đường tinh luyện RS là 90°C (để tránh hiện tượng caramen hóa) thì nhiệt độ phù hợp để sấy là 70°C đến 80°C.
- Nhiệt độ của vật liệu trong quá trình sấy có sự thay đổi theo chu kì hình sin do sự tác động của dòng xung khí, tuy nhiên mức chênh lệch tương đối nhỏ và cần kiểm chứng bằng thực nghiệm.
- Ảnh hưởng của dòng xung khí đến tốc độ giảm ẩm của đường tinh luyện RS trong quá trình sấy chủ yếu thấy rõ trong giai đoạn sấy đẳng tốc do độ ẩm sản phẩm của đường tinh luyện RS yêu cầu khi bảo quản thấp nên việc áp dụng phương pháp cấp khí dạng xung thay cho cấp khí liên tục là để tăng tốc độ giảm ẩm ở giai đoạn này, từ đó thời gian sấy cũng ngắn hơn.

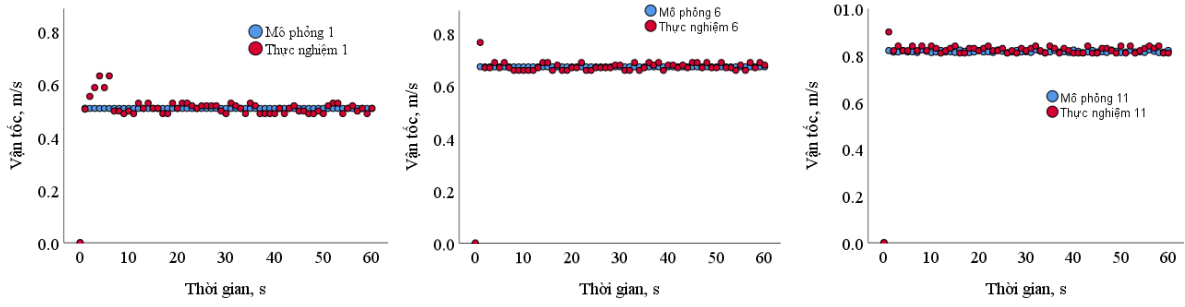
3.6. Kết quả thực nghiệm kiểm chứng lý thuyết

Trong thực nghiệm này, nhiệt độ sấy được điều khiển ổn định ở giá trị 70°C, vận tốc và tần số xung khí của dòng khí được thay đổi theo 15 mô phỏng ở nghiên cứu lý thuyết nhằm so sánh giữa kết quả thực nghiệm với kết quả mô phỏng.

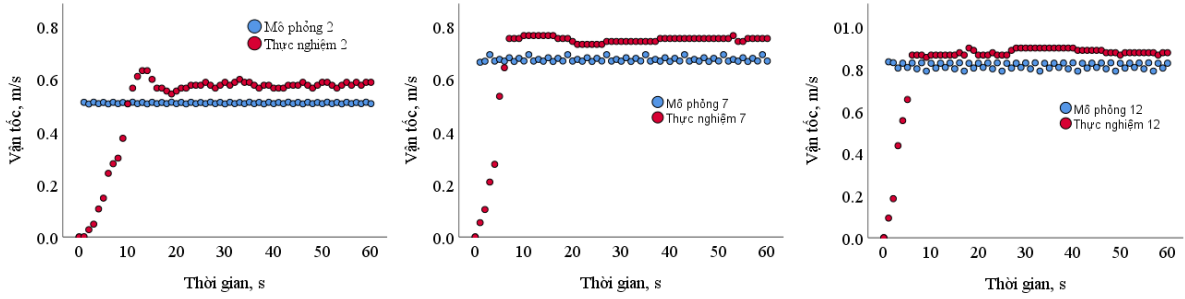
3.6.1. Vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt

Vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt được đo tại vị trí U_2 , Hình 2.9 bằng thiết bị đo vận tốc khí Extech SDL350 và được kiểm tra bằng cách đối chiếu với lưu lượng khí cấp vào (vị trí U_1 , Hình 2.9) và khí thải ra khỏi buồng sấy (vị trí U_3 , Hình 2.9). Kết quả được tổng hợp trong Hình 3.28 và Bảng 3.14.

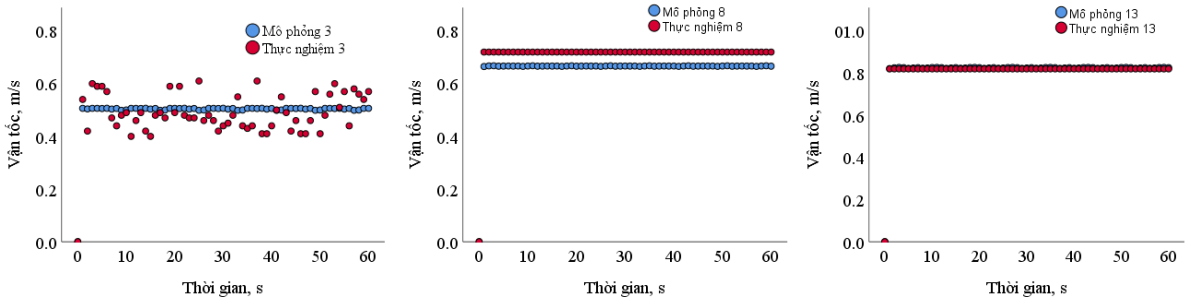
Từ các kết quả này có thể nhận thấy, vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt theo thực nghiệm chỉ ổn định sau 20 s trong khi theo kết quả mô phỏng thì chỉ mất khoảng 1 s. Nguyên nhân là khi mô phỏng, dòng khí cấp vào xem như ổn định ở dưới ghi phân phối khí và không xem xét khoảng cách từ quạt đến lớp hạt sấy. Từ thời điểm 20 s trở đi, vận tốc đo được ổn định và do đó kết quả biểu diễn trên Hình 3.28 chỉ trích dữ liệu trong 60 s để so sánh với kết quả mô phỏng nhằm giảm kích thước của hình biểu diễn.



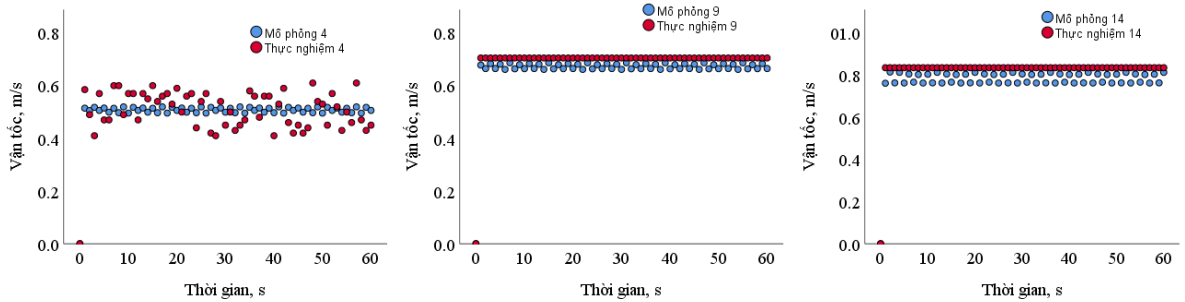
a) Không có xung khí, $f=0$ Hz



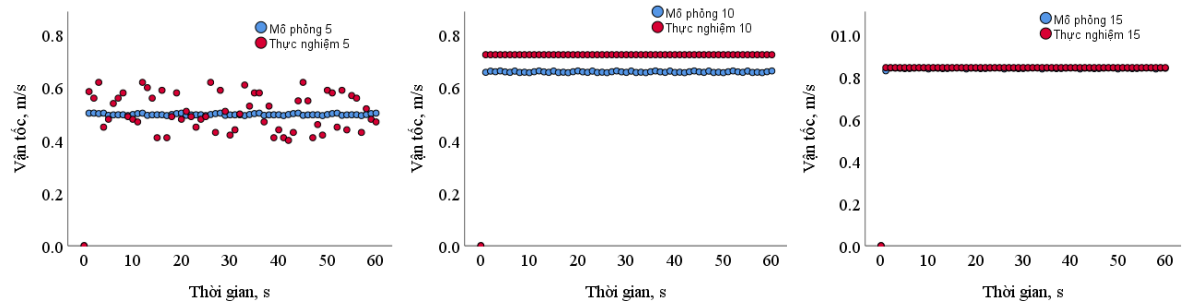
b) Có xung khí, $f=0,5$ Hz



c) Có xung khí, $f=1,0$ Hz



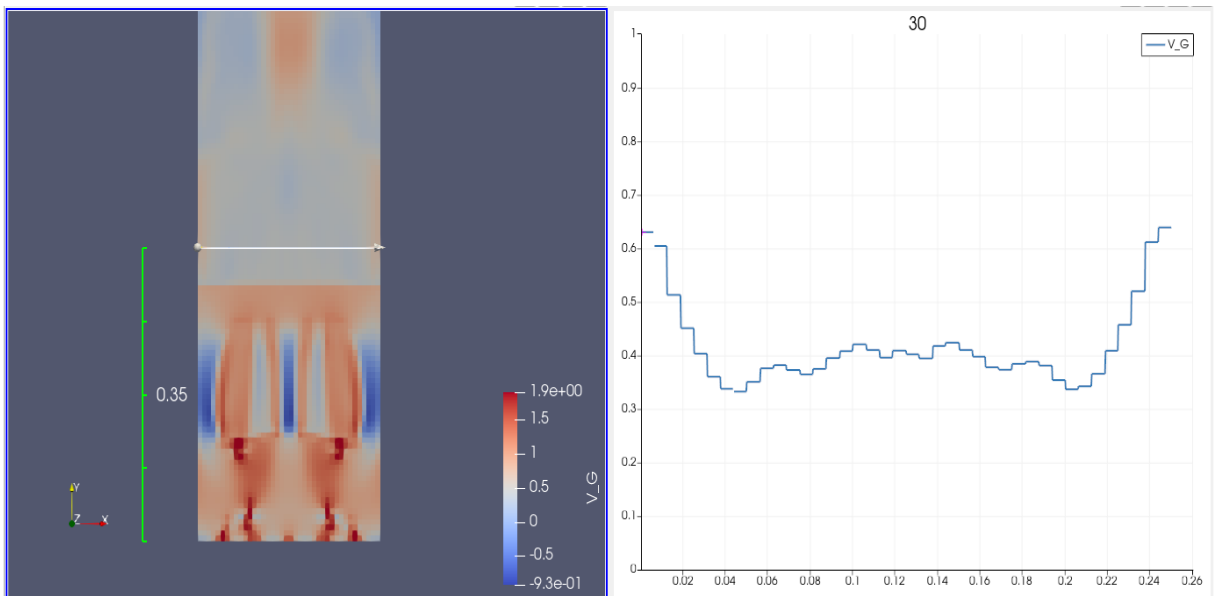
d) Có xung khí, $f=1,5$ Hz



e) Có xung khí, $f=2,0$ Hz

Hình 3.28 Đồ thị biểu diễn vận tốc bề mặt giữa mô phỏng và thực nghiệm

Đối với tầng sôi thông thường, không có dòng xung khí thì vận tốc khí qua bề mặt đo được tương đồng với kết quả mô phỏng khi bỏ qua giai đoạn bất ổn định ban đầu, sai số không quá 5%. Kết quả mô phỏng được lấy từ dữ liệu trung bình của vận tốc qua bề mặt lớp hạt tại mặt cắt ngang cách ghi phân phối 350 mm trong khi đối với thực nghiệm thì vị trí bố trí cảm biến vận tốc tương tự như mô phỏng nhưng chỉ đo 03 điểm theo Hình 2.9 nên kết quả có độ lệch chuẩn cao hơn. Tuy nhiên, khi xét về giá trị vận tốc trung bình qua bề mặt lớp hạt thì kết quả thực nghiệm lẫn mô phỏng đều khá tương đồng với nhau, với sai số không vượt quá 10%. Điều này chứng tỏ bộ tạo xung khí và quạt cấp tác nhân sấy hoạt động ổn định, lưu lượng và vận tốc khí cấp vào đáp ứng được yêu cầu của thực nghiệm.



Hình 3.29 Mặt cắt xác định vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt khi mô phỏng

Do thời gian ghi nhận dữ liệu của bộ đo chỉ đạt tối thiểu 1,0 s/1 lần ghi nên kết quả thực nghiệm chỉ ghi nhận được giá trị vận tốc ở các thời điểm 1 s, 2 s,...10 s,...trong khi kết quả mô phỏng được ghi nhận mỗi 0,05 s/1 lần, từ đó có thể thấy trên Hình 3.28 các giá trị vận tốc đo được bằng thực nghiệm nằm gần với giá trị trung bình của mô phỏng và kết quả này không đánh giá được ở các thời điểm nhỏ hơn 1,0 s.

Như vậy, kết quả so sánh về vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt cho thấy mô hình dự đoán tương đối phù hợp với kết quả đo bằng thực nghiệm, một số trường hợp, ở vận tốc khí cấp vào thấp, có sự chênh lệch nhưng không quá 0,1 m/s. Vận tốc càng tăng mô hình dự đoán vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt càng chính xác.

Bảng 3.14 Kết quả so sánh vận tốc qua bề mặt lớp hạt sây

TN	U_0 (m/s)	U_a (m/s)	f (Hz)	Vận tốc qua bề mặt lớp hạt theo mô phỏng (m/s)				Vận tốc qua bề mặt lớp hạt theo thực nghiệm (m/s)			
				Thấp nhất	Cao nhất	Trung bình	Độ lệch chuẩn	Thấp nhất	Cao nhất	Trung bình	Độ lệch chuẩn
1	0,47	0,235	0	0,51	0,70	0,51	0,02	0,51	0,67	0,52	0,09
2	0,47	0,235	0,5	0,34	0,74	0,51	0,12	0,38	0,63	0,52	0,16
3	0,47	0,235	1	0,35	0,77	0,51	0,12	0,30	0,78	0,50	0,08
4	0,47	0,235	1,5	0,34	0,80	0,51	0,12	0,28	0,88	0,52	0,08
5	0,47	0,235	2	0,35	0,82	0,51	0,11	0,33	0,84	0,52	0,08
6	0,47	0,47	0	0,66	0,82	0,68	0,01	0,64	0,77	0,68	0,02
7	0,47	0,47	0,5	0,34	0,93	0,65	0,21	0,28	0,77	0,71	0,15
8	0,47	0,47	1	0,35	1,03	0,65	0,20	0,39	1,05	0,72	0,25
9	0,47	0,47	1,5	0,34	1,04	0,66	0,19	0,39	1,03	0,71	0,23
10	0,47	0,47	2	0,34	1,05	0,66	0,18	0,38	1,07	0,73	0,26
11	0,47	0,705	0	0,81	0,94	0,82	0,01	0,78	0,90	0,83	0,02
12	0,47	0,705	0,5	0,34	1,13	0,75	0,26	0,44	0,90	0,84	0,15
13	0,47	0,705	1	0,36	1,23	0,75	0,26	0,44	1,20	0,82	0,28
14	0,47	0,705	1,5	0,40	1,23	0,77	0,23	0,43	1,24	0,84	0,29
15	0,47	0,705	2	0,37	1,25	0,79	0,22	0,46	1,23	0,85	0,28

Khi xét ở cùng tần số xung khí, như được biểu diễn trên Hình 3.29, thời gian ổn định dòng khí qua lớp hạt ở tầng sôi xung khí dài hơn, chênh lệch về giá trị trung bình của vận tốc qua bề mặt lớp hạt cũng lớn hơn kết quả mô phỏng. Tại các thời điểm 20 s,

30 s, 40 s,... sau khi dòng khí đã ổn định, chênh lệch giá trị vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt giữa thực nghiệm và mô phỏng trong các trường hợp trên Hình 3.28d, 3.28e, 3.28f lớn nhất lần lượt là 14%, 11%, 8% và thấp nhất lần lượt là 9%, 10%, 6%. Như vậy, có thể thấy vận tốc tác nhân sấy tăng lên, sự ổn định về vận tốc qua bề mặt lớp hạt cũng tốt hơn, do ảnh hưởng của trở lực qua bộ tạo xung khí, ghi phân phối khí và chiều dày của lớp hạt sấy.

3.6.2. Tổn thất áp suất qua bề mặt lớp hạt

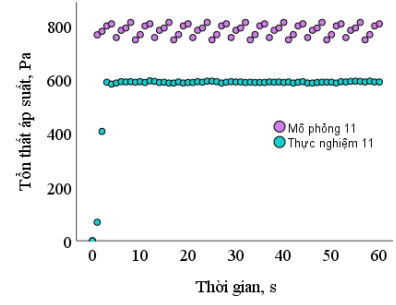
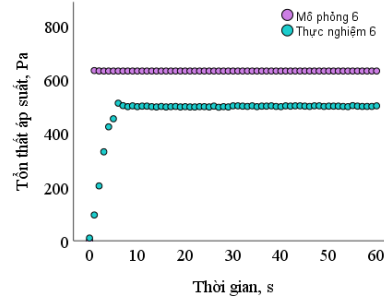
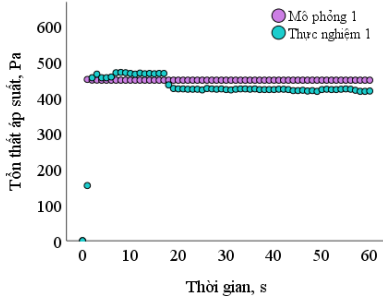
Tổn thất áp suất qua bề mặt lớp hạt được đo theo phương pháp mô tả ở mục 2.6, Hình 2.8 bằng thiết bị đo chênh lệch áp suất Extech HD755 và được ghi dữ liệu bằng phần mềm mỗi 1,0 s/1 lần đo. Kết quả được tổng hợp trong Hình 3.30 và Bảng 3.15.

Nhìn chung, mô hình mô phỏng số dự đoán kết quả đo tổn thất áp suất qua lớp hạt tương đối phù hợp với kết quả thực nghiệm ở các trường hợp vận tốc thấp, nhưng lại có sự chênh lệch lớn ở các trường hợp vận tốc cao, lên đến 25%, chẳng hạn trường hợp mô phỏng 15, giá trị trung bình mô phỏng được là 796 Pa trong khi thực nghiệm đo được chỉ là 580 Pa. Nguyên nhân là do các trường hợp này có sự dao động lớn về vận tốc khí và hạt khi cấp dòng xung khí, mặc khác là mô phỏng giả thiết lớp hạt có kích thước đồng nhất, trong khi thực tế có tồn tại các hạt có kích thước nhỏ hơn nên giá trị tổn thất áp suất đo được thấp hơn.

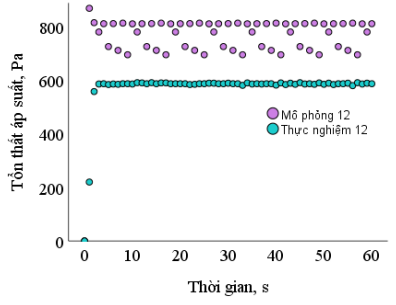
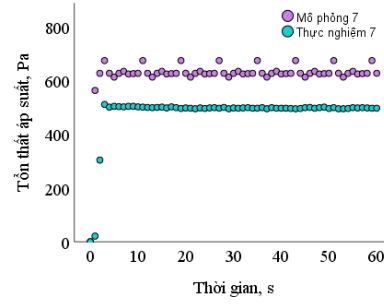
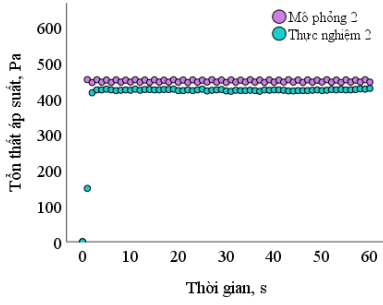
Đối với tầng sôi xung khí, tổn thất áp suất qua lớp hạt trong thực tế đo được ổn định sau khoảng 10 s và có sự chênh lệch lớn hơn so với kết quả mô phỏng khi tăng tần số xung khí. Trong các trường hợp tần số xung khí thấp (0,5 và 1,0 Hz), giá trị tổn thất đo được xét cùng thời điểm là tương đồng với kết quả mô phỏng, tần số tăng đến 2,0 Hz thì chênh lệch này tăng lên 16 – 33% ở cùng thời điểm.

Xét cùng vận tốc xung khí, vận tốc càng cao thì chênh lệch tổn thất áp suất giữa mô phỏng và thực tế càng lớn, cụ thể là trường hợp mô phỏng 15, khi vận tốc cao và tần số xung khí lớn nhất, chênh lệch này lên đến 33%, xét cùng thời điểm.

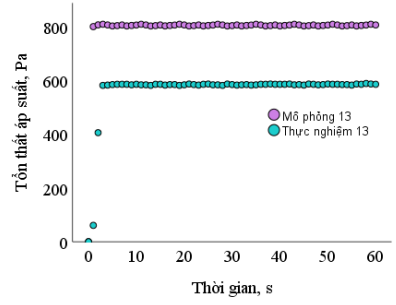
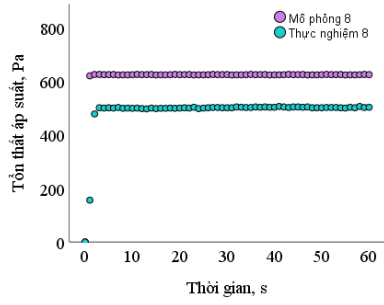
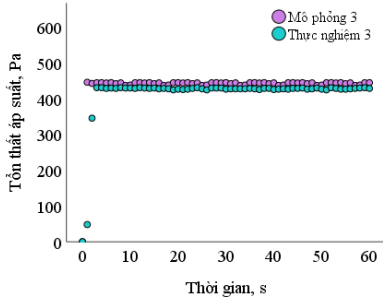
Xét cùng nhóm trường hợp vận tốc khí cấp vào như nhau thì chênh lệch giá trị tổn thất áp suất giữa mô phỏng và thực tế lần lượt là 6% (27 Pa), 21% (129 Pa) và 20% (144 Pa) ở các trường hợp mô phỏng 1–5 ($\bar{U} = 0,705$ m/s), 6–10 ($\bar{U} = 0,940$ m/s), 11–15 ($\bar{U} = 1,175$ m/s).



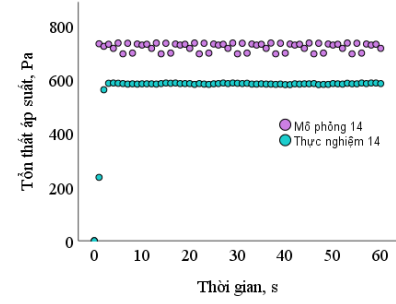
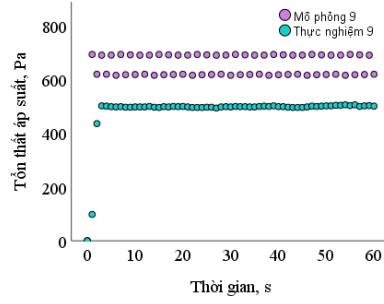
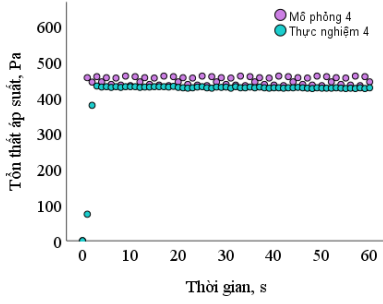
a) Không có xung khí, $f=0$ Hz



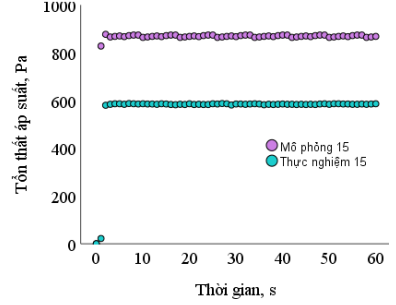
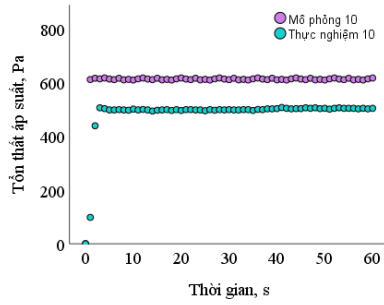
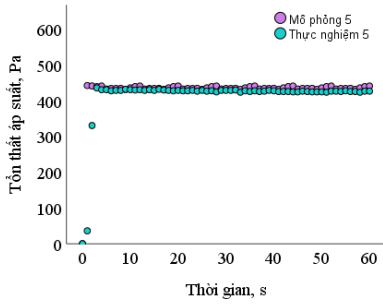
b) Có xung khí, $f=0,5$ Hz



c) Có xung khí, $f=1,0$ Hz



d) Có xung khí, $f=1,5$ Hz



e) Có xung khí, $f=2,0$ Hz

Hình 3.30 Đồ thị biểu diễn tổn thất áp suất giữa mô phỏng và thực nghiệm

Bảng 3.15 Kết quả so sánh tổn thất áp suất qua bề mặt lớp hạt sấy

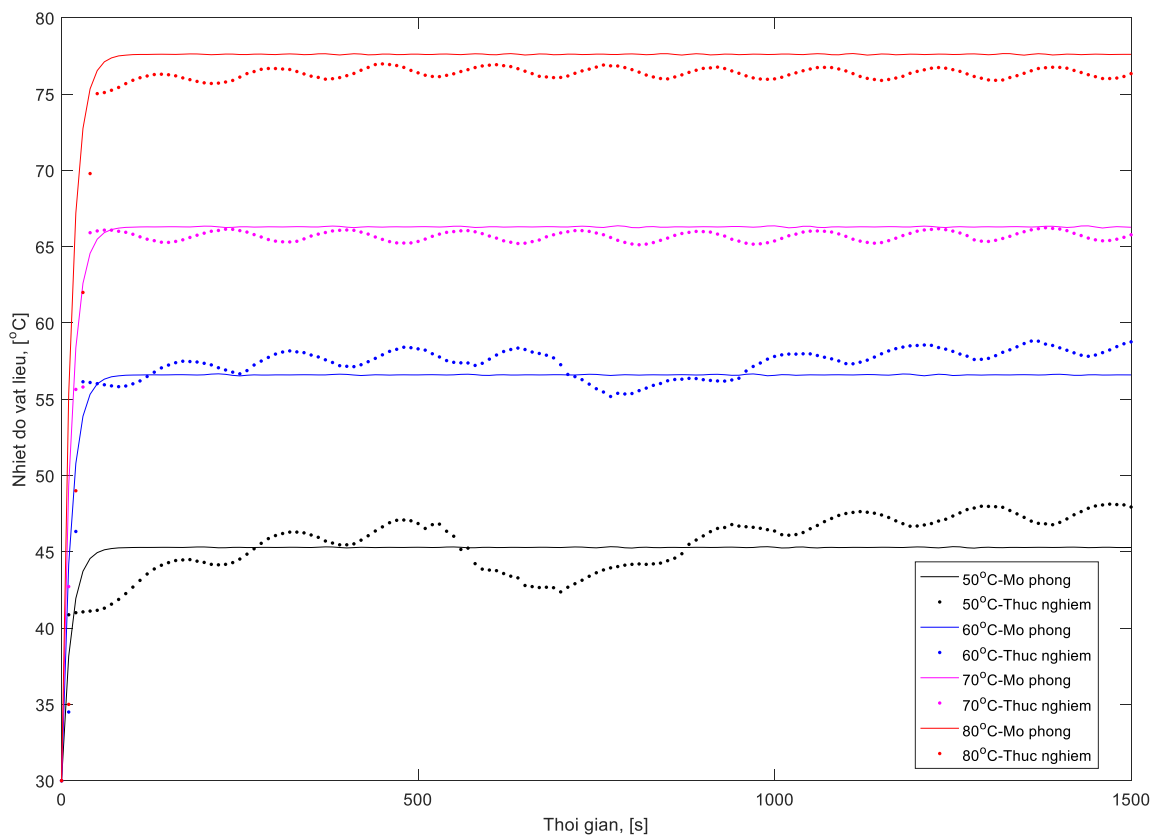
TN	U_0 (m/s)	U_a (m/s)	f (Hz)	Tổn thất áp suất qua lớp hạt theo mô phỏng (Pa)				Tổn thất áp suất qua lớp hạt theo thực nghiệm (Pa)			
				Thấp nhất	Cao nhất	Trung bình	Độ lệch chuẩn	Thấp nhất	Cao nhất	Trung bình	Độ lệch chuẩn
1	0,47	0,235	0	414	673	449	9	416	470	424	29
2	0,47	0,235	0,5	278	713	451	126	416	430	423	25
3	0,47	0,235	1	284	743	450	122	345	430	424	36
4	0,47	0,235	1,5	280	752	450	119	378	432	424	33
5	0,47	0,235	2	286	741	449	112	330	435	421	40
6	0,47	0,47	0	489	761	632	7	331	512	493	49
7	0,47	0,47	0,5	278	934	590	207	304	511	492	49
8	0,47	0,47	1	282	965	615	200	478	506	498	32
9	0,47	0,47	1,5	273	915	640	180	436	506	496	38
10	0,47	0,47	2	262	916	642	182	439	507	494	49
11	0,47	0,705	0	564	848	781	22	407	595	584	50
12	0,47	0,705	0,5	280	1148	646	220	220	593	583	34
13	0,47	0,705	1	251	1133	662	248	406	589	579	50
14	0,47	0,705	1,5	456	1036	743	168	236	587	581	32
15	0,47	0,705	2	320	1050	796	123	579	589	580	51

Tương tự như trường hợp đo vận tốc, giá trị tổn thất áp suất cũng chỉ đo được tại các thời điểm 1 s, 2 s,... nên không so sánh được tại các thời điểm nhỏ hơn 1 s. Tuy nhiên, kết quả đo nếu xét cùng thời điểm mô phỏng thì cũng tương đối phù hợp và phản ánh được tổn thất áp suất qua lớp hạt sấy. Vận tốc khí cấp vào càng cao, kết hợp với xung khí làm dao động của hạt lớn hơn, thay đổi liên tục đặc biệt khi ở tần số cao nên có sự chênh lệch lớn hơn giữa mô phỏng và thực nghiệm.

3.6.3. Nhiệt độ vật liệu trong quá trình sấy

Trong thực nghiệm này, nhiệt độ sấy được thay đổi ở các giá trị khác nhau: 50°C, 60°C, 70°C, 80°C, vận tốc trung bình của dòng khí qua ghi 1,175 m/s và tần số xung khí 0,5 Hz nhằm so sánh với kết quả mô phỏng số.

Nhiệt độ của đường tinh luyện RS trong buồng sấy được đo bởi 6 cảm biến nhiệt độ bố trí trong lớp hạt như đã trình bày ở mục 2.6, kết quả trung bình của 6 giá trị này được dùng để vẽ đồ thị so sánh với mô phỏng và được biểu diễn trên Hình 3.31. Dựa trên kết quả này có thể thấy, nhiệt độ thực tế của vật liệu có sự thay đổi theo biên dạng của dòng xung khí cấp vào, trong khi kết quả mô phỏng cho thấy nhiệt độ tương đối ổn định. Tuy nhiên, khi xét giá trị trung bình của nhiệt độ vật liệu trong toàn bộ thời gian sấy thì chênh lệch không quá 2%. Ở các trường hợp nhiệt độ sấy thấp (50 – 60°C), nhiệt độ vật liệu có sự dao động lớn hơn, từ 3 – 6°C, trong khi với nhiệt độ sấy cao hơn (70 – 80°C), dao động này chỉ còn từ 1 – 3°C.

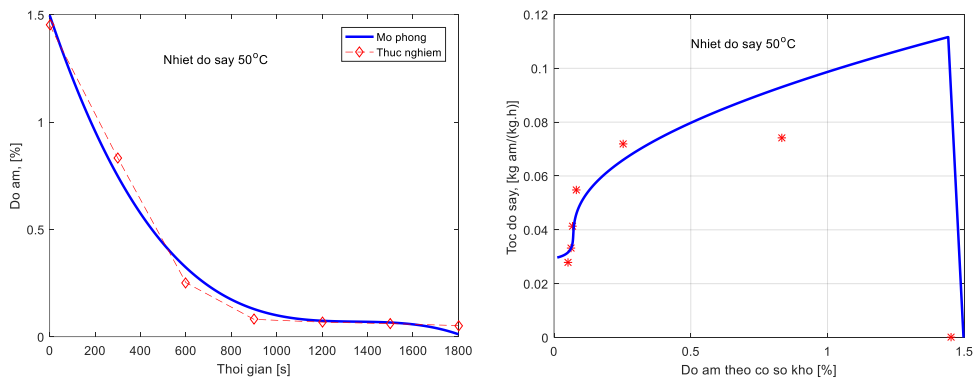


Hình 3.31 Đồ thị biểu diễn nhiệt độ vật liệu sấy giữa mô phỏng và thực nghiệm

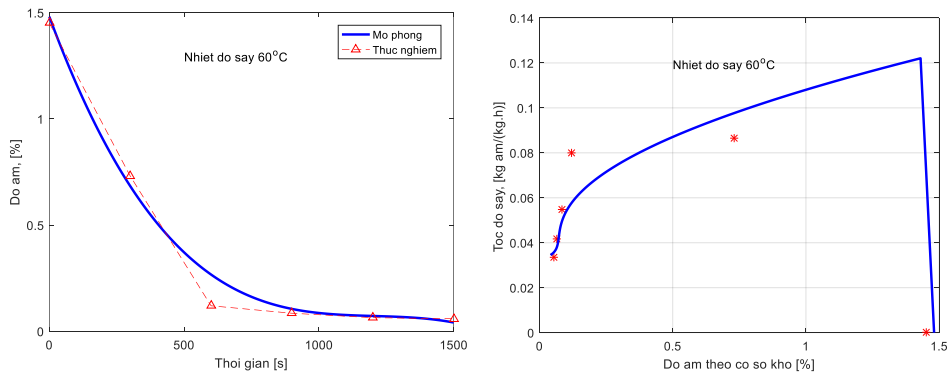
3.6.4. Đường cong sấy

So sánh giữa độ ẩm đường tinh luyện RS trong quá trình sấy giữa kết quả mô phỏng và thực nghiệm cho thấy mô hình mô phỏng số là phù hợp để dự đoán sự thay đổi ẩm trong quá trình sấy. Với kết quả được trình bày ở Hình 3.32, đường cong sấy giữa mô phỏng và thực tế tương thích với nhau, mức độ tương quan $R > 0,95$, thời gian sấy giữa thực tế và mô phỏng chênh lệch 8 – 12%. Ở các nhiệt độ sấy 50, 60°C kết quả mô phỏng và thực nghiệm tương đồng với nhau, trong khi nhiệt độ sấy 70, 80°C, kết quả mô phỏng thấp hơn so với thực nghiệm, do nhiệt độ vật liệu trong mô phỏng cao hơn thực nghiệm, như được trình bày trên Hình 3.31. Tuy nhiên, do độ ẩm của đường tinh luyện RS yêu cầu rất thấp ($\leq 0,05\%$) nên khoảng lệch này có thể chấp nhận được.

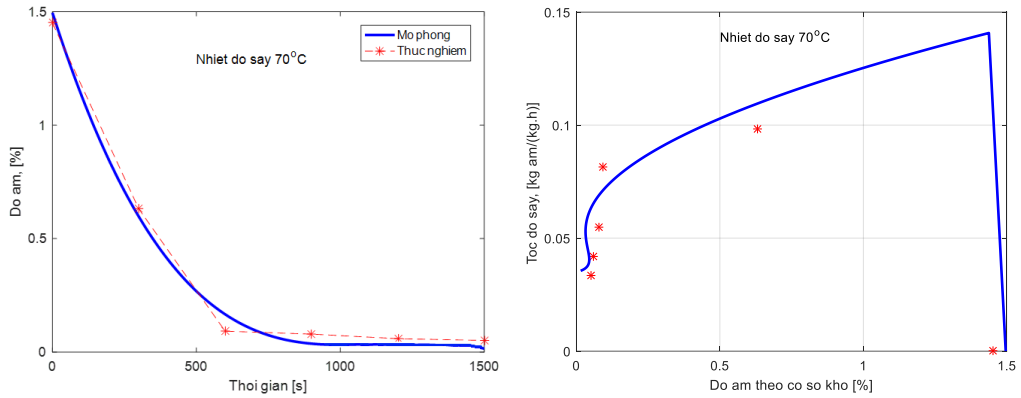
Trong giai đoạn đầu của quá trình sấy, giai đoạn sấy đẳng tốc, ẩm bay hơi từ vật liệu lớn hơn nên tốc độ sấy cao hơn. Do thực nghiệm lấy mẫu mỗi 300 s/lần nên khi biểu diễn trên đồ thị tốc độ sấy, khoảng độ ẩm $> 1,0\%$ không thể hiện được dữ liệu để so sánh với mô phỏng. Càng về cuối quá trình sấy, giai đoạn sấy giảm tốc, kết quả thực nghiệm và mô phỏng có sự tương đồng với nhau, trong giai đoạn này lượng ẩm bay hơi thấp nên thời gian sấy kéo dài.



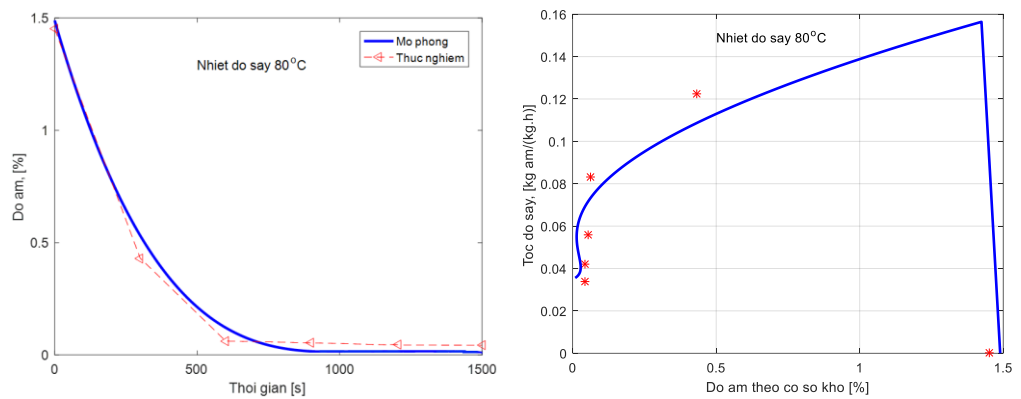
(a) Nhiệt độ sấy 50°C



(b) Nhiệt độ sấy 60°C



(c) Nhiệt độ sấy 70°C



(d) Nhiệt độ sấy 80°C

Hình 3.32 Đường cong sấy và đường cong tốc độ sấy giữa mô phỏng và thực nghiệm

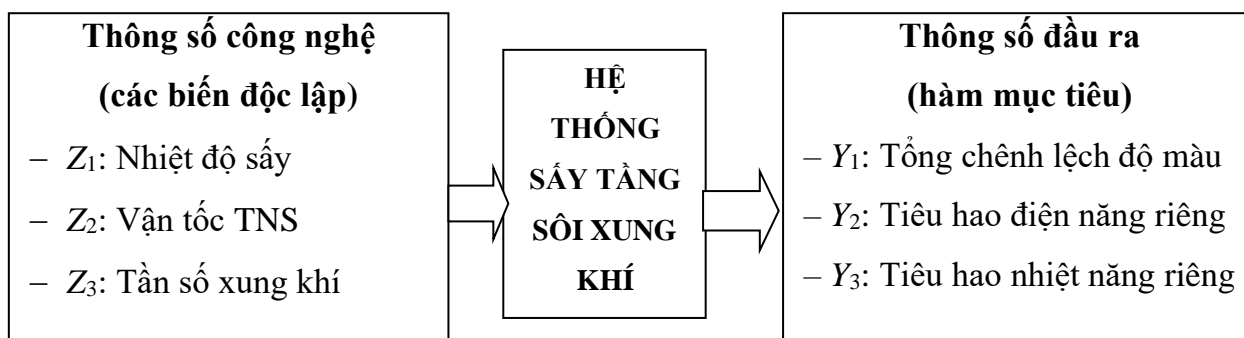
3.7. Thực nghiệm xác định ảnh hưởng của các thông số công nghệ

Thông qua kết quả nghiên cứu lý thuyết và dựa trên các thí nghiệm thăm dò, các yếu tố chất lượng và chi phí sấy có thể kiểm tra được (thông số đầu ra) bao gồm:

- Y_1 : Tổng chênh lệch độ màu
- Y_2 : Tiêu hao điện năng cho 1kg sản phẩm, Wh/kgSP
- Y_3 : Tiêu hao nhiệt năng cho 1kg sản phẩm, kJ/kgSP

Từ đó, quan sát thấy những thông số công nghệ có ảnh hưởng lớn đến quá trình sấy, có thể biến kiểm tra được và điều khiển được, bao gồm:

- Z_1 : Nhiệt độ sấy, °C
- Z_2 : Vận tốc tác nhân sấy, m/s
- Z_3 : Tần số xung khí, Hz



Hình 3.33 Mô hình hộp đen của luận án

Để đánh giá ảnh hưởng của các thông số công nghệ đến chất lượng và chi phí của quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng kỹ thuật tầng sôi xung khí, đồng thời xác định được phạm vi hợp lý của các thông số này trong quá trình sấy thực tế, phương án thực nghiệm đa yếu tố với quy hoạch trực giao cấp 2 đã được thực hiện. Dựa trên kết quả nghiên cứu lý thuyết, kết quả nghiên cứu các yếu tố đầu vào và đầu ra ở mục 2.8, có 03 thông số công nghệ và 03 hàm mục tiêu đã được lựa chọn.

Z₁ – Nhiệt độ sấy

Theo [4] và [119], nhiệt độ sấy đường tinh luyện phù hợp là từ 50 đến 90°C, nhiệt độ quá cao sẽ gây ra hiện tượng caramen hóa làm biến đổi màu sắc của đường. Theo kết quả nghiên cứu lý thuyết, phạm vi nhiệt độ phù hợp để sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí là 60 đến 80°C. Đây cũng là cơ sở để lựa chọn phạm vi thí nghiệm.

Z₂ – Vận tốc tác nhân sấy

Kết quả mô phỏng số đã xác định được phạm vi vận tốc trung bình của dòng khí cấp vào (qua ghi phân phối) cần lớn hơn 0,94 m/s.

Z₃ – Tần số xung khí

Theo [55], tần số xung khí trong khoảng 0,5 Hz đến 4,0 Hz thường được sử dụng trong các loại máy sấy tầng sôi xung khí. Đồng thời, kết quả nghiên cứu lý thuyết cũng xác định được tần số xung khí nên thay đổi trong khoảng 0,5 Hz đến 1,5 Hz là phù hợp với tầng sôi xung khí đối với sản phẩm đường tinh luyện RS.

Từ đó, miền nghiên cứu thực nghiệm được thiết lập thông qua việc tiến hành các thí nghiệm thăm dò và kế hoạch hóa trực giao bậc 2 [113], [114], với giá trị của các thông số công nghệ được trình bày theo Bảng 3.16.

Bảng 3.16 Miền thực nghiệm đa yếu tố

Yếu tố	Mức sao dưới $-\alpha (-1,471)$	Mức dưới (-1)	Mức cơ sở (0)	Mức trên (+1)	Mức sao trên $+\alpha (1,471)$	Khoảng biến thiên ΔZ_i
Z_1 (°C)	53,4	60	70	80	84,7	10
Z_2 (m/s)	1,26	1,5	2	2,5	2,74	0,5
Z_3 (Hz)	0,26	0,5	1,0	1,5	1,74	0,5

Sau khi tiến hành các thí nghiệm dựa trên phương án quy hoạch trực giao cấp 2, mỗi thí nghiệm lặp lại 03 lần và lấy giá trị trung bình đưa vào Bảng 3.17.

Bảng 3.17 Kết quả thực nghiệm đa yếu tố

N	Biến mã hóa			Hàm mục tiêu		
	X_1	X_2	X_3	Y_1	Y_2	Y_3
1	-1	-1	-1	$19,79 \pm 1,39$	146 ± 12	753 ± 38
2	0	0	0	$20,59 \pm 0,68$	234 ± 18	1034 ± 26
3	1	1	-1	$24,16 \pm 1,54$	245 ± 15	1343 ± 55
4	1	1	1	$24,93 \pm 1,07$	234 ± 12	1500 ± 88
5	0	0	-1,471	$22,15 \pm 2,49$	213 ± 13	1138 ± 55
6	-1,471	0	0	$20,69 \pm 0,78$	267 ± 15	628 ± 56
7	0	1,471	0	$15,6 \pm 0,6$	412 ± 13	1156 ± 50
8	0	-1,471	0	$20,6 \pm 0,58$	118 ± 18	847 ± 37
9	0	0	0	$20,39 \pm 0,87$	234 ± 17	1080 ± 22
10	1	-1	-1	$26,68 \pm 2,14$	109 ± 9	1166 ± 32
11	0	0	1,471	$21,65 \pm 0,43$	324 ± 11	1160 ± 72
12	0	0	0	$20,64 \pm 1,1$	234 ± 13	1022 ± 55
13	-1	-1	1	$18,17 \pm 1,36$	209 ± 12	707 ± 12
14	0	0	0	$21,75 \pm 0,31$	234 ± 12	1072 ± 21

N	Biến mã hóa			Hàm mục tiêu		
	X_1	X_2	X_3	Y_1	Y_2	Y_3
15	1	-1	1	$27,6 \pm 1,85$	129 ± 10	1379 ± 13
16	-1	1	-1	$20,96 \pm 1,37$	396 ± 15	825 ± 33
17	0	0	0	$20,06 \pm 0,64$	234 ± 17	1091 ± 21
18	-1	1	1	$18,54 \pm 1,62$	378 ± 12	784 ± 16
19	1,471	0	0	$30,47 \pm 0,43$	110 ± 16	1535 ± 25

Các giá trị \pm trong bảng là độ lệch chuẩn của 03 lần thí nghiệm khác nhau.

Phần mềm Statgraphics Centurion XVII version 19.1.1 được sử dụng để tiến hành xử lý kết quả thí nghiệm, mức ý nghĩa của các hệ số được kiểm định theo chuẩn Student, phương trình hồi quy theo các giá trị thực nghiệm được kiểm định theo chuẩn Fisher. Từ đó, 03 phương trình hồi quy Y_1 , Y_2 , Y_3 được thiết lập và trình bày từ mục 3.7.1 đến 3.7.3. Các kết quả chi tiết được trình bày trong Phụ lục 5.

3.7.1. Tổng chênh lệch độ màu

Dựa trên kết quả thực nghiệm và phân tích hồi quy đa yếu tố, sau khi loại trừ các hệ số có mức ý nghĩa $P > 0,05$ (b_3 , b_{23}), phương trình hồi quy mô tả mối quan hệ giữa các thông số công nghệ (X_1 , X_2 , X_3) đến tổng chênh lệch độ màu (Y_1) được thiết lập:

$$Y_1 = 20,639 + 3,268X_1 - 0,893X_2 - 0,841X_1X_2 + 0,716X_1X_3 + 2,348X_1^2 - 1,107X_2^2 + 0,648X_3^2 \quad (3.92)$$

Bảng 3.18 phân tích phương sai (ANOVA) cung cấp các dữ liệu thống kê về các hệ số trong phương trình hồi quy (3.92). Sau khi kiểm tra ý nghĩa thống kê của mỗi hệ số bằng cách so sánh sai số trung bình toàn phương giữa giá trị của phương trình và giá trị thực nghiệm, thì đối với hàm Y_1 , có 02 hệ số có mức ý nghĩa lớn hơn 0,05 sẽ bị loại khỏi phương trình hồi quy và còn lại 07 hệ số có giá trị P nhỏ hơn 0,05, cho thấy chúng có ý nghĩa ở độ tin cậy 95%.

Thông kê R^2 (R-squared) cho thấy mức độ tương quan giữa mô hình toán và thực nghiệm đạt 96,83% đối với hàm Y_1 . Số liệu thống kê R^2 hiệu chỉnh (adjusted R-squared), phù hợp hơn để so sánh các mô hình với số biến độc lập khác nhau là 94,82%. Sai số chuẩn của tính toán cho thấy độ lệch chuẩn của số dư là 0,805. Sai số tuyệt đối trung bình (MAE) đạt 0,454 là giá trị trung bình của số dư.

Bảng 3.18 Kết quả phân tích thống kê hàm Y_1

<i>Biến</i>	<i>Tổng bình phương</i>	<i>Bậc tự do</i>	<i>Trung bình toàn phương</i>	<i>Giá trị F (Fisher)</i>	<i>Giá trị P (mức ý nghĩa)</i>	<i>Đánh giá</i>
X_1	131,72	1	131,72	202,87	0,0000	Có ý nghĩa
X_2	9,82504	1	9,82504	15,13	0,0025	
X_1^2	51,664	1	51,664	79,57	0,0000	
X_1X_2	5,66161	1	5,66161	8,72	0,0131	
X_1X_3	4,10411	1	4,10411	6,32	0,0288	
X_2^2	11,496	1	11,496	17,71	0,0015	
X_3^2	3,93407	1	3,93407	6,06	0,0316	
Total error	7,14214	11	0,649286			
Total (corr.)	225,547	18				
$R^2 = 0,9683$ R^2 (hiệu chỉnh theo số bậc tự do) = 0,9482 Sai số chuẩn SEE= 0,805783 Sai số tuyệt đối trung bình MAE= 0,454542						

Phương trình hồi quy viết cho hàm tổng chênh lệch độ màu dưới dạng biến thực:

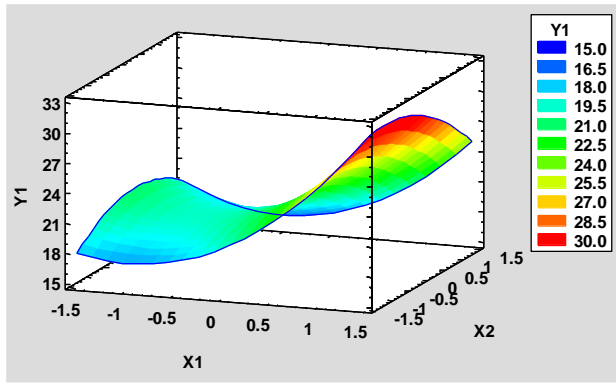
$$Y_1 = 87,73 - 2,77Z_1 + 27,72Z_2 - 15,21Z_3 - 0,17Z_1Z_2 + 0,14Z_1Z_3 + 0,02Z_1^2 - 4,43Z_2^2 + 2,59Z_3^2 \quad (3.93)$$

Đồ thị biểu diễn các mối tương quan giữa hàm tổng chênh lệch độ màu với các thông số công nghệ được trình bày trên Hình 3.34.

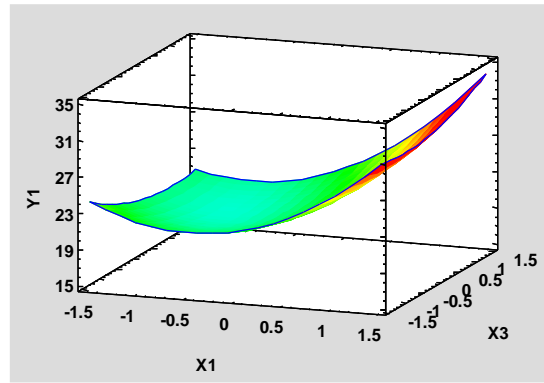
Nhận xét:

Nhiệt độ và vận tốc tác nhân sấy có ảnh hưởng lớn nhất đến tổng chênh lệch độ màu. Khi sấy ở nhiệt độ cao dễ làm đường tinh luyện RS ngả sang vàng (tăng giá trị b^* , giảm giá trị L^*), ngược lại ở vận tốc cao, vật liệu nhanh khô hơn nên màu sáng giữ được tốt hơn.

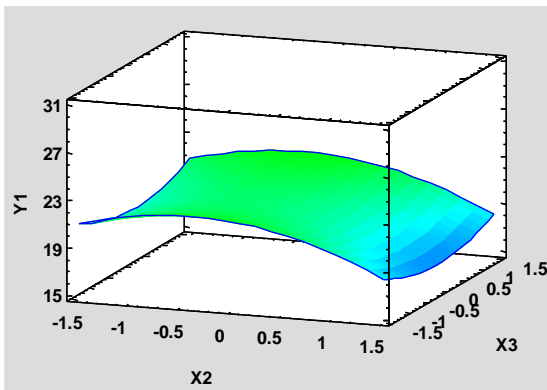
Tần số xung khí cũng là yếu tố gây ảnh hưởng nhiều đến màu sắc của sản phẩm vì ảnh hưởng đến thời gian sấy. Khi sấy với tần số quá thấp hoặc quá cao, màu sắc của đường tinh luyện sẽ bị kém hơn so với khi sấy ở tần số trung bình.



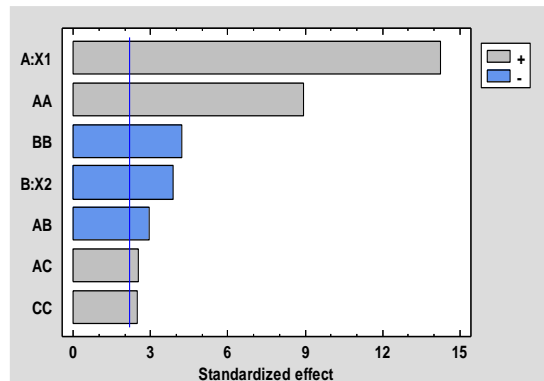
a) $Y_1 = f(X_1, X_2)$ với $X_3 = 0$;



b) $Y_1 = f(X_1, X_3)$ với $X_2 = 0$;



c) $Y_1 = f(X_2, X_3)$ với $X_1 = 0$;



d) Đồ thị Pareto hàm Y_1

Hình 3.34 Đồ thị bề mặt đáp ứng của hàm tổng chệch độ màu

3.7.2. Tiêu hao điện năng riêng

Dựa trên kết quả thực nghiệm và phân tích hồi quy đa yếu tố, sau khi loại trừ các hệ số có mức ý nghĩa $P > 0,05$ ($b_{13}, b_{23}, b_{22}, b_{33}$), phương trình hồi quy mô tả mối quan hệ giữa các thông số công nghệ (X_1, X_2, X_3) đến tiêu hao điện năng riêng (Y_2) được thiết lập như sau:

$$Y_2 = 250,807 - 52,152X_1 + 88,616X_2 + 17,625X_3 - 22,25X_1X_2 - 24,766X_1^2 \quad (3.94)$$

Bảng 3.19 phân tích phương sai cung cấp các dữ liệu thống kê về các hệ số trong phương trình hồi quy (3.94). Sau khi kiểm tra ý nghĩa thống kê của mỗi hệ số bằng cách so sánh sai số trung bình toàn phương giữa giá trị của phương trình và giá trị thực nghiệm, các hệ số có mức ý nghĩa lớn hơn 0,05 sẽ bị loại khỏi phương trình hồi quy. Như vậy, đối với hàm Y_2 , có 05 hệ số có ý nghĩa ở độ tin cậy 95%.

Bảng 3.19 Kết quả phân tích thống kê hàm Y_2

<i>Biến</i>	<i>Tổng bình phương</i>	<i>Bậc tự do</i>	<i>Trung bình toàn phương</i>	<i>Giá trị F (Fisher)</i>	<i>Giá trị P (mức ý nghĩa)</i>	<i>Đánh giá</i>
X_1	33532,8	1	33532,8	52,08	0,0000	Có ý nghĩa
X_2	96815,7	1	96815,7	150,38	0,0000	
X_3	3830,07	1	3830,07	5,95	0,0298	
X_1^2	5746,94	1	5746,94	8,93	0,0105	
X_1X_2	3960,5	1	3960,5	6,15	0,0276	
Total error	8369,66	13	643,82			
Total (corr.)	152256,	18				
$R^2 = 0,9450$ R^2 (hiệu chỉnh theo số bậc tự do) = 0,9239 Sai số chuẩn SEE= 25,3736 Sai số tuyệt đối trung bình MAE= 18,1077						

Thống kê R^2 (R-squared) cho thấy mức độ tương quan giữa mô hình toán và thực nghiệm đạt 94,5% đối với hàm Y_2 . Số liệu thống kê R^2 hiệu chỉnh (adjusted R-squared), phù hợp hơn để so sánh các mô hình với số biến độc lập khác nhau là 92,39%. Sai số chuẩn của tính toán cho thấy độ lệch chuẩn của số dư là 25,37. Sai số tuyệt đối trung bình (MAE) đạt 18,11 là giá trị trung bình của số dư. Đồ thị biểu diễn các mối tương quan giữa hàm tiêu hao điện năng riêng với các thông số công nghệ được trình bày trên Hình 3.35.

Phương trình hồi quy viết cho hàm tiêu hao điện năng riêng dưới dạng biến thực:

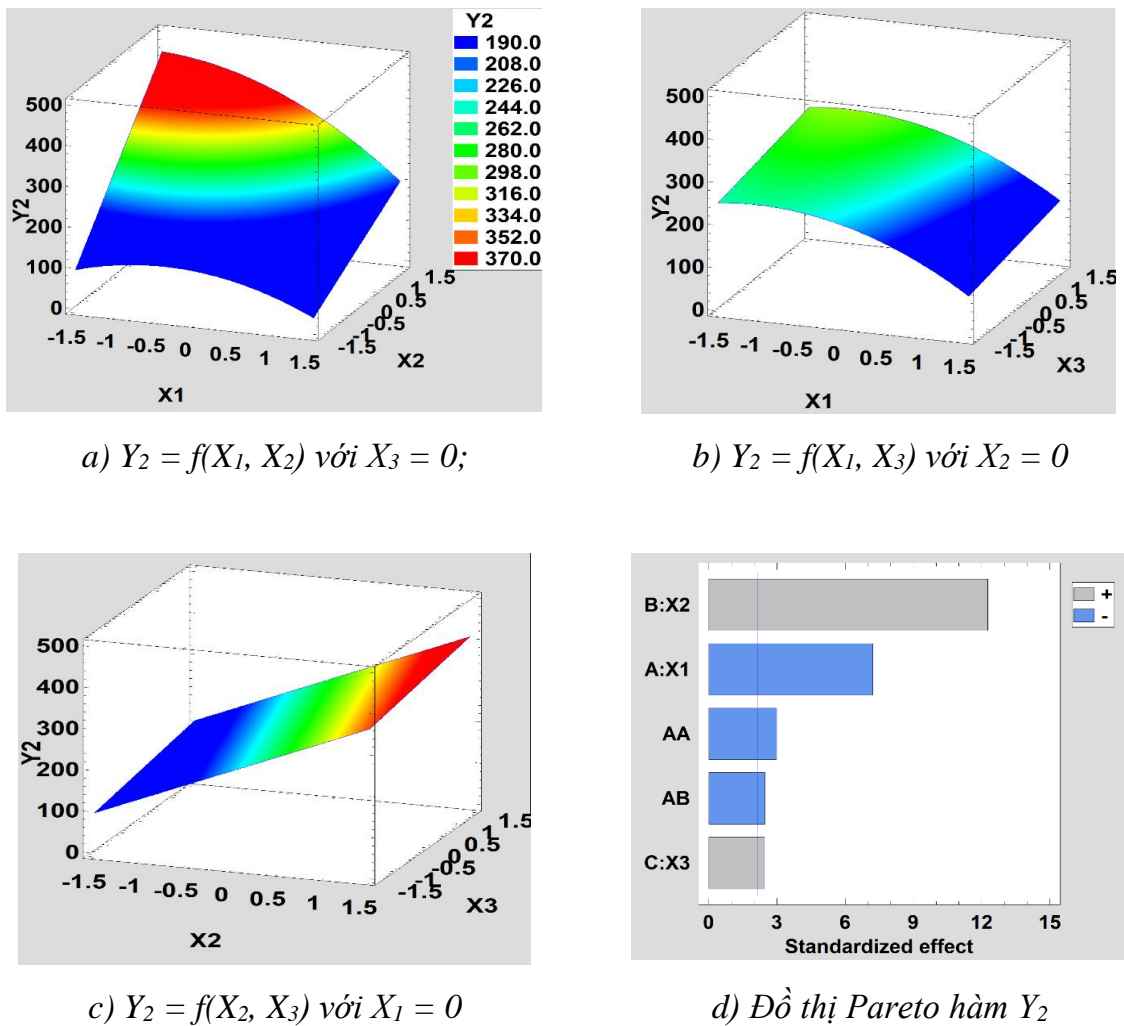
$$Y_2 = -1610,4 - 48,79Z_1 - 134,27Z_2 + 35,25Z_3 - 4,45Z_1Z_2 - 0,248Z_1^2 \quad (3.95)$$

Nhận xét:

Tiêu hao điện năng riêng hầu hết đều tỉ lệ thuận với các biến đầu vào, nghĩa là khi tăng giá trị của các đại lượng này thì đều làm tăng tiêu hao điện năng. Ngoại trừ tích $X_2.X_3$ là tỉ lệ nghịch với hàm Y_2 , cho thấy giá trị tiêu hao điện năng thấp nhất đạt ở gần tâm của giá trị tần số xung khí và vận tốc tác nhân sây.

Đối với hàm tiêu hao điện năng riêng, vận tốc tác nhân sấy là yếu tố có ảnh hưởng lớn nhất đến hàm mục tiêu này. Việc tăng vận tốc tác nhân sấy sẽ giúp tăng cường truyền nhiệt và truyền ẩm trong tầng sôi nhưng điều này làm tăng tiêu hao điện năng. Ngược lại, giảm vận tốc tác nhân sấy sẽ ảnh hưởng đến chế độ sôi làm tăng thời gian sấy.

Đối với hàm tiêu hao điện năng riêng, nếu chỉ xem xét bằng lý thuyết thì nhiệt độ có ảnh hưởng ít nhất đến hàm mục tiêu này. Tuy nhiên, trong thực tế thì do nhiệt độ có ảnh hưởng lớn đến quá trình hóa sôi và năng suất sản phẩm nên cũng đồng thời tác động đến tiêu hao điện năng cho 1 kg sản phẩm.



Hình 3.35 Đồ thị bề mặt đáp ứng của hàm tiêu hao điện năng riêng

3.7.3. Tiêu hao nhiệt năng riêng

Dựa trên kết quả thực nghiệm và phân tích hồi quy đa yếu tố, loại trừ các hệ số có mức ý nghĩa $P > 0,05$ ($b_3, b_{11}, b_{12}, b_{23}$), phương trình hồi quy mô tả mối quan hệ giữa các thông số công nghệ (X_1, X_2, X_3) đến tiêu hao nhiệt năng riêng (Y_3) đã được thiết lập:

$$Y_3 = 1065,44 + 296,328X_1 + 73,129X_2 + 57,125X_1X_3 - 35,024X_2^2 + 33,125X_3^2 \quad (3.96)$$

Bảng phân tích phương sai (ANOVA) cung cấp các dữ liệu thống kê về các hệ số trong phương trình hồi quy (3.96). Sau khi kiểm tra ý nghĩa thống kê của mỗi hệ số bằng cách so sánh sai số trung bình toàn phương giữa giá trị của phương trình và giá trị thực nghiệm. Đối với hàm Y_3 , 5 hệ số có giá trị P nhỏ hơn 0,05, cho thấy chúng có ý nghĩa ở độ tin cậy 95%.

Bảng 3.20 Kết quả phân tích thống kê hàm Y_3

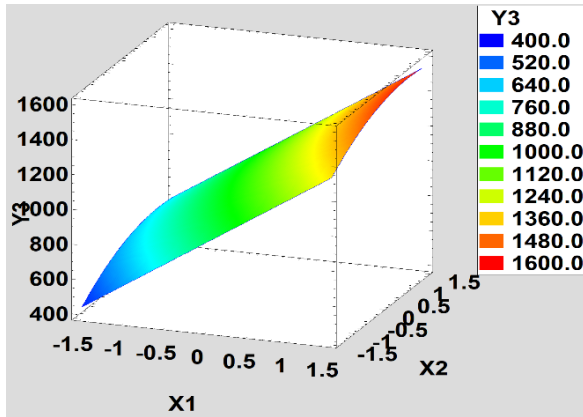
<i>Biến</i>	<i>Tổng bình phương</i>	<i>Bậc tự do</i>	<i>Trung bình toàn phương</i>	<i>Giá trị F (Fisher)</i>	<i>Giá trị P (mức ý nghĩa)</i>	<i>Đánh giá</i>
X_1	1,0826.10 ⁶	1	1,0826.10 ⁶	526,26	0,0000	Có ý nghĩa
X_2	65933,3	1	65933,3	32,05	0,0001	
X_1X_3	26106,1	1	26106,1	12,69	0,0035	
X_2^2	11492,9	1	11492,9	5,59	0,0343	
X_3^2	10280,3	1	10280,3	5,00	0,0436	
Total error	26742,8	13	2057,14			
Total (corr.)	1,22315.10 ⁶	18				
$R^2 = 0,9781$ R^2 (hiệu chỉnh theo số bậc tự do) = 0,9697 Sai số chuẩn SEE= 45,3557 Sai số tuyệt đối trung bình MAE= 29,5145						

Thống kê R^2 (R-squared) cho thấy mức độ tương quan giữa mô hình toán và thực nghiệm đạt 97,81% đối với hàm Y_3 . Số liệu thống kê R^2 hiệu chỉnh (adjusted R-squared), phù hợp hơn để so sánh các mô hình với số biến độc lập khác nhau là 96,97%. Sai số chuẩn của tính toán cho thấy độ lệch chuẩn của số dư là 45,35. Sai số tuyệt đối trung bình (MAE) đạt 29,51 là giá trị trung bình của số dư.

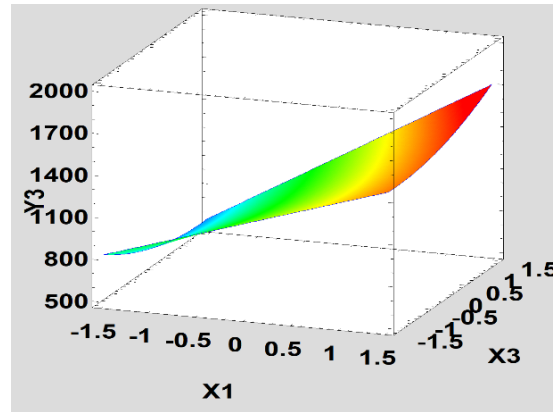
Phương trình hồi quy viết cho hàm tiêu hao nhiệt năng riêng dưới dạng biến thực:

$$Y_3 = -929,5 + 41,06Z_1 - 414,12Z_2 + 1065,7Z_3 + 11,43Z_1Z_3 - 140,09Z_2^2 + 132,5Z_3^2 \quad (3.97)$$

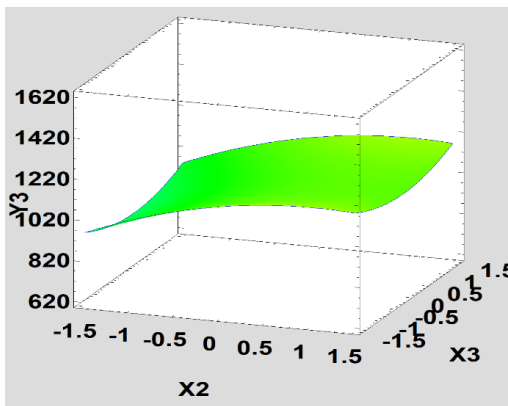
Đồ thị biểu diễn các mối tương quan giữa hàm tiêu hao nhiệt năng riêng với các thông số công nghệ được trình bày trên Hình 3.36.



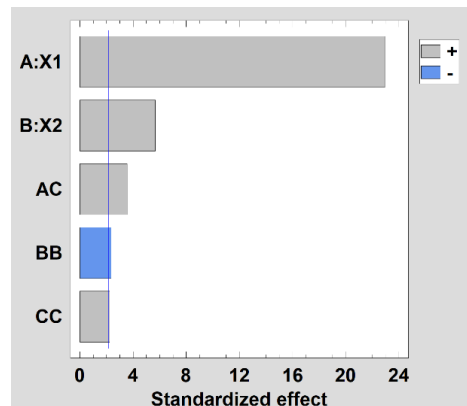
a) $Y_3 = f(X_1, X_2)$ với $X_3 = 0$;



b) $Y_3 = f(X_1, X_3)$ với $X_2 = 0$;



c) $Y_3 = f(X_2, X_3)$ với $X_1 = 0$;



d) Đồ thị Pareto hàm Y_3

Hình 3.36 Đồ thị bề mặt đáp ứng của hàm tiêu hao nhiệt năng riêng

Nhận xét:

Đối với hàm mục tiêu tiêu hao nhiệt năng riêng, các yếu tố có ảnh hưởng lớn nhất lần lượt là nhiệt độ sấy và vận tốc tác nhân sấy. Số hệ số có ý nghĩa trong phương trình hồi quy cũng không nhiều (5) do tiêu hao nhiệt năng phụ thuộc lớn nhất vào nhiệt độ tác nhân sấy. Theo phân tích lý thuyết thì vận tốc tác nhân sấy tăng sẽ làm tăng lưu lượng tác nhân, do đó làm tăng lượng nhiệt năng tiêu thụ. Tuy nhiên, tiêu hao nhiệt năng được đánh giá bằng tổng lượng nhiệt tiêu hao trên tổng lượng sản phẩm, với các mức vận tốc lớn, thời gian sấy giảm nên khi tính lại tiêu hao nhiệt năng riêng lại không lớn.

Tần số xung khí là yếu tố không gây ảnh hưởng đến tổng lượng nhiệt năng tiêu thụ, nhưng lại có ảnh hưởng đến lượng sản phẩm thu được của quá trình sấy. Do đó, khi kết hợp với biến vận tốc tác nhân sấy thì hai đại lượng này lại có ảnh hưởng nghịch đến

tiêu hao nhiệt năng, nghĩa là khi tăng biến này và giảm biến còn lại đều không có lợi về mặt tiêu hao nhiệt năng riêng.

3.7.4. Xây dựng chế độ sấy đường tinh luyện RS

Mục đích của bài toán là nhằm xác định được giá trị hợp lý của các thông số công nghệ sao cho các hàm mục tiêu có giá trị thấp nhất. Đối với bài toán tối ưu hóa đa mục tiêu trong quá trình sấy đường tinh luyện RS, giá trị tối ưu của các biến X_1, X_2, X_3 được tính toán sao cho giá trị các hàm mục tiêu Y_1, Y_2, Y_3 cùng tốt nhất trong phạm vi $-1,471 \leq X_1, X_2, X_3, X_4 \leq 1,471$. Phương pháp bề mặt đáp ứng (Response Surface Method-RSM) được sử dụng trong trường hợp này để xác định các thông số công nghệ tối ưu cho quá trình sấy.

$$\begin{cases} Y_1 = f_{1\min}(X_1^{opt}, X_2^{opt}, X_3^{opt}) = \min f_1(X_1, X_2, X_3) \\ Y_2 = f_{2\min}(X_1^{opt}, X_2^{opt}, X_3^{opt}) = \min f_2(X_1, X_2, X_3) \\ Y_3 = f_{3\min}(X_1^{opt}, X_2^{opt}, X_3^{opt}) = \min f_3(X_1, X_2, X_3) \\ \forall X = (X_1, X_2, X_3) \in \{-1,471 \leq X_1, X_2, X_3 \leq 1,471\} \end{cases} \quad (3.98)$$

Đây là dạng bài toán phức tạp, do đó khi tiến hành tối ưu hóa phương án thỏa hiệp được đề xuất dưới sự hỗ trợ của các phần mềm [113]. Sử dụng chức năng Multiple Response Optimization trong phần mềm Statgraphics Centurion XVII version 19.1.1 để thực hiện việc tính toán tối ưu hóa các thông số công nghệ trong quá trình sấy đường với các hàm mục tiêu đã xác định ở phương trình (3.92), (3.94), (3.96). Trọng số của các hàm mục tiêu xem như bằng nhau và bằng 1,0.

Gọi D là mức độ tối ưu thỏa hiệp giữa các thông số đầu vào có ảnh hưởng nhất đến hàm mục tiêu, khi đó hàm biểu thị mức độ mong muốn của một giải pháp tối ưu liên quan đến 3 phản hồi như sau:

$$D = \{d_1^{I_1} d_2^{I_2} d_3^{I_3}\}^{1/\left(\sum_{j=1}^3 I_j\right)} \quad (3.99)$$

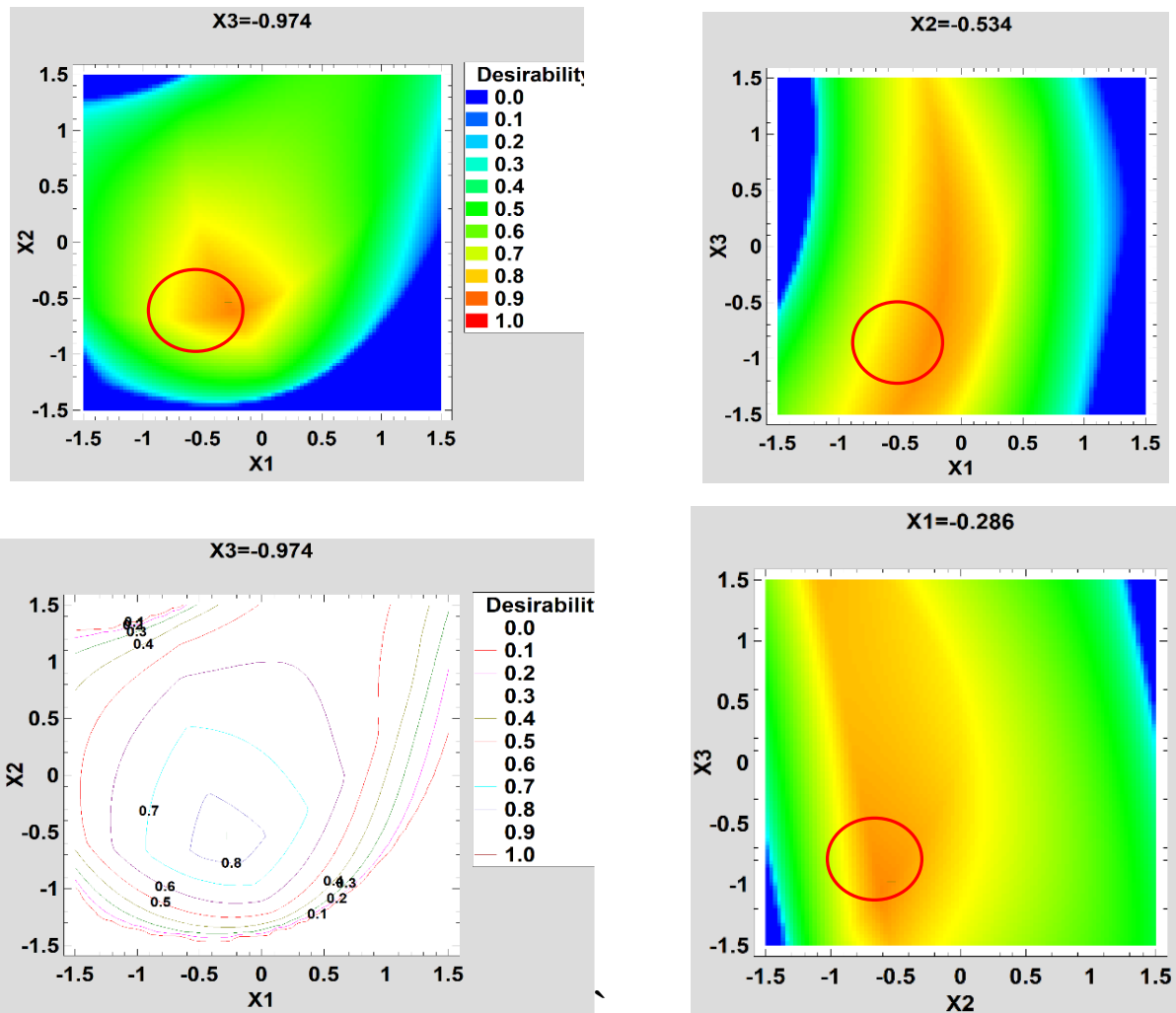
trong đó d_j là mức độ mong muốn tính toán từ phản hồi thứ j và I_j là hệ số tác động nằm trong khoảng từ 1 đến 5 [161]. Khi đặt hệ số tác động của một phản hồi cao hơn phản hồi khác sẽ giúp nó có trọng số cao hơn trong việc xác định kết quả tối ưu cuối cùng.

Khi tối ưu hóa một phản hồi về giá trị thấp nhất, mức độ mong muốn được xác định theo giá trị \hat{y}_j định nghĩa như sau:

$$d_j = \begin{cases} 1 & \hat{y}_j < Y_j^{thap} \\ \left(\frac{Y_j^{cao} - \hat{y}_j}{Y_j^{cao} - Y_j^{thap}} \right)^s & Y_j^{thap} \leq \hat{y}_j \leq Y_j^{cao} \\ 0 & \hat{y}_j > Y_j^{cao} \end{cases} \quad (3.100)$$

trong đó \hat{y}_j là giá trị dự đoán của biến phản hồi, Y_j^{thap} là giá trị mà dưới đó phản hồi hoàn toàn không thể chấp nhận được và Y_j^{cao} là giá trị mà trên đó mức độ mong muốn đạt mức tối đa.

Dựa trên đồ thị bề mặt đáp ứng của 3 thông số công nghệ (Hình 3.37) có thể thấy phạm vi phù hợp của các thông số nhiệt độ sấy, tác nhân sấy và tần số xung khí lần lượt là $[-0,5 \ 0,5]$, $[-0,75 \ 0]$, $[-1,0 \ -0,5]$ tương ứng với giá trị thực từ $65 - 75^\circ\text{C}$, $1,5 - 2 \text{ m/s}$, $0,5 - 0,75 \text{ Hz}$. Đây là phạm vi của các thông số công nghệ có thể áp dụng trong quá trình sấy đường RS bằng kỹ thuật tăng sôi xung khí trong thực tế.



Hình 3.37 Mặt đáp ứng khi tối ưu hóa

Kết quả phân tích theo thuật toán tối ưu hóa đã xác định được giá trị các biến tối ưu như sau: $X_1^{opt} = -0,286$; $X_2^{opt} = -0,534$; $X_3^{opt} = -0,974$; , tương ứng với giá trị các hàm mục tiêu: $Y_1^{min} = 20,34$ $Y_2^{min} = 195$ Wh/kgSP; $Y_3^{min} = 979$ kJ/kgSP. Kết quả cho thấy độ ẩm đáp ứng được TCVN 6958:2001 và chi phí năng lượng là thấp nhất. Mức độ tối ưu thỏa hiệp giữa các mô hình toán này đạt 86,67%.

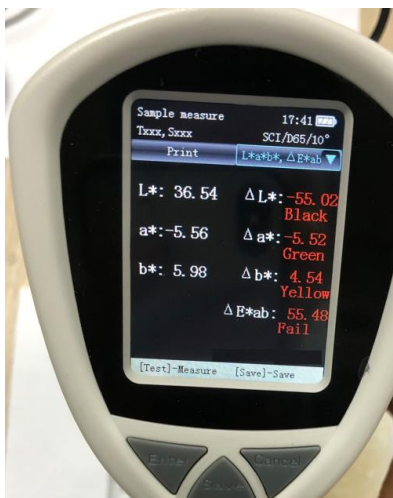
Chuyển đổi thành giá trị các biến thực:

$$Z_1^{opt} = 67,1^\circ\text{C}; Z_2^{opt} = 1,73 \text{ m/s}; Z_3^{opt} = 0,51 \text{ Hz};$$

Tối ưu hóa cùng lúc 3 hàm mục tiêu với 3 biến đầu vào là bài toán phức tạp khi giải tích, đôi khi không thể giải được. Do đó, việc ứng dụng phần mềm để giải bài toán tối ưu phức tạp là cần thiết. Đối với các hàm mục tiêu theo quy hoạch thực nghiệm cấp 2, phương pháp bề mặt đáp ứng (RSM) được xem xét là phù hợp để giải bài toán tối ưu mặc dù cũng tồn tại hạn chế ở tính chính xác chưa cao [167]. Việc giải bài toán tối ưu này giúp xác định được các thông số công nghệ hợp lý cho quá trình sấy đường tinh luyện RS kiểu tầng sôi xung khí vừa cho chất lượng sản phẩm đạt tiêu chuẩn, tổng chênh lệch độ màu và chi phí năng lượng thấp nhất.

3.8. Đánh giá kết quả nghiên cứu thực nghiệm

Áp dụng kết quả phân tích tối ưu nêu trên để sấy đường tinh luyện RS trên mô hình thực tế ở các thông số công nghệ xác định ($67,1^\circ\text{C}$; $1,73 \text{ m/s}$; $0,51 \text{ Hz}$) thì độ ẩm sản phẩm đạt 0,04% (tiêu chuẩn TCVN 6958:2001 yêu cầu độ ẩm 0,05%), tổng chênh lệch độ màu so với mẫu trắng đạt $\Delta E^* = 15,81$ ($L^* = 76,51$; $a^* = -4,02$; $b^* = 2,46$).



Hình 3.38 Độ màu đường tinh luyện RS trước và sau khi sấy

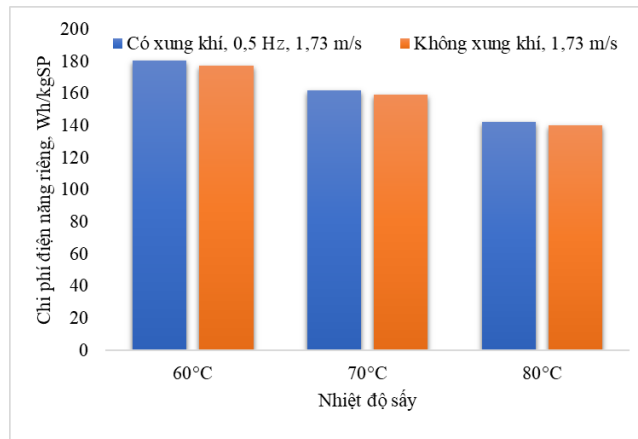
Bảng 3.21 Kết quả phân tích màu sắc đường tinh luyện RS trước và sau sấy

Mẫu	Đường tinh luyện RS trước sấy					
Chỉ số	Vị trí 1	Vị trí 2	Vị trí 3	Vị trí 4	Vị trí 5	Trung bình
L*	36,54	57,18	33,61	28,55	34,71	38,12
a*	-5,56	-5,95	-5,61	-4,88	-5,41	-5,48
b*	5,98	4,28	5,87	5,9	5,8	5,57
Mẫu	Đường tinh luyện RS sau sấy					
L*	62,7	64,21	64,55	76,51	67,73	67,14
a*	-6,01	-5,49	-5,16	-4,02	-5,63	-5,26
b*	3,96	3,83	3,82	2,46	3,34	3,48
Chênh lệch trước và sau khi sấy						
ΔL^*	26,16	7,03	30,94	47,96	33,02	29,02
Δa^*	-0,45	0,46	0,45	0,86	-0,22	0,22
Δb^*	-2,02	-0,45	-2,05	-3,44	-2,46	-2,08

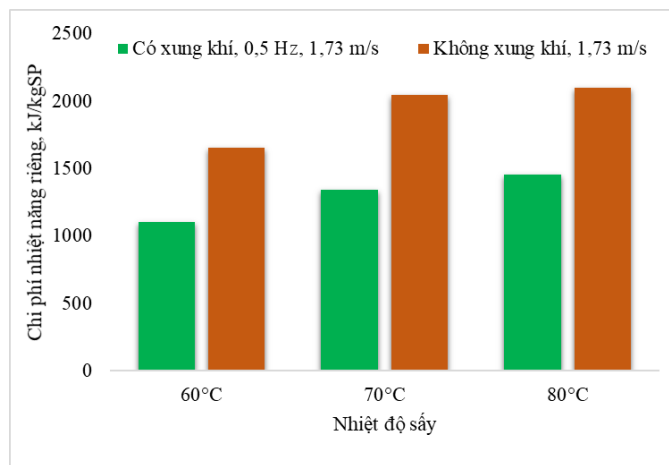
So sánh màu sắc giữa đường tinh luyện RS trước và sau khi sấy: tiến hành đo các thông số màu sắc của đường trước và sau khi sấy tại 05 vị trí bằng máy đo màu CHN SPEC CS-10, kết quả cho thấy đường tinh luyện RS sản phẩm có màu trắng hơn so với đường trước khi sấy, độ sáng trung bình đạt $L^* = 67,14$ (tăng 43%), tổng chênh lệch độ màu của đường tinh luyện RS trước và sau khi sấy: $\Delta E^* = 29,1$ (Hình 3.38). Nguyên nhân là do đường trước khi sấy có chứa nhiều nước ở bề mặt.

Đánh giá chi phí năng lượng:

Tiến hành so sánh chi phí năng lượng riêng (điện và nhiệt) giữa tầng sôi xung khí và tầng sôi thông thường ở cùng vận tốc tác nhân 1,73 m/s, nhiệt độ sấy từ 60 – 80°C trên cùng mô hình sấy (Hình 3.39 và Phụ lục 6). Kết quả đo được cho thấy tiêu hao điện năng riêng của tầng sôi xung khí cao hơn tầng sôi thông thường khoảng 2%, là do tiêu hao điện năng cho động cơ tạo xung khí. Trong khi tiêu hao nhiệt năng riêng của tầng sôi xung khí lại thấp hơn từ 30% đến 34% so với tầng sôi thông thường, do tiết kiệm được lượng khí cấp vào buồng sấy. Như vậy, xét về chi phí năng lượng thì tầng sôi xung khí tiết kiệm năng lượng hơn so với tầng sôi thông thường.



a) Tiêu hao điện năng riêng



b) Tiêu hao nhiệt năng riêng

Hình 3.39 Tiêu hao năng lượng riêng giữa tầng sôi xung khí và thông thường

Để so sánh trong quy mô lớn hơn, có thể đối chiếu với chi phí năng lượng của quá trình sấy đường được công bố trên thế giới. Từ kết quả thực nghiệm được trình bày ở Bảng 3.17, tiêu hao nhiệt năng trung bình trong thực nghiệm sấy đường RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí là 1064,2 kJ/kgSP. Trong khi đó, theo Taner và Sivrioglu [115], tiêu hao nhiệt năng riêng cho quá trình sấy đường là 1459,4 kJ/kgSP, nghĩa là chi phí nhiệt năng khi sấy tầng sôi xung khí thấp hơn khoảng 27%.

3.9. Kết luận chương 3

Để tiến hành mô phỏng số mô hình tầng sôi xung khí, các thông số thủy khí và nhiệt vật lý của vật liệu đã được nghiên cứu. Kết quả đã xác định được các thông số của đường tinh luyện RS như đường kính tương đương, khối lượng riêng, khối lượng thể tích, độ rỗng ở trạng thái tĩnh, độ ẩm cân bằng, vận tốc sôi tối thiểu, nhiệt dung riêng, hệ số dẫn nhiệt, hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng.

Luận án cũng đã xây dựng được mô hình mô phỏng mô tả quá trình sấy, trên cơ sở đó xác định hệ phương trình mô phỏng phù hợp với sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí.

Dựa trên mô hình mô phỏng và hệ phương trình mô phỏng về tầng sôi xung khí kết hợp với các kết quả xác định các thông số thủy khí và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS, luận án đã tiến hành mô phỏng số mô hình tầng sôi xung khí với chu kì cấp khí hình sin. Kết quả đã xác định được sự thay đổi về mặt thủy động (vận tốc bề mặt hạt, tổn thất áp suất, độ rỗng của khối hạt) và động học (nhiệt độ và độ ẩm vật liệu), từ đó xác định được thời gian sấy khi thay đổi nhiệt độ sấy. Kết quả mô phỏng số cũng xác định được phạm vi vận tốc trung bình của dòng khí cấp vào (qua ghi phân phối) cần lớn hơn 0,94 m/s và tần số xung khí nên thay đổi trong khoảng 0,5 Hz đến 1,5 Hz là phù hợp với tầng sôi xung khí đối với sản phẩm đường tinh luyện RS. Vận tốc trung bình càng cao thì khả năng hóa sôi càng tốt nhưng làm tăng chi phí năng lượng, ngược lại tần số xung khí càng cao thì thời gian “nghi” giữa các chu kì ngắn nên độ ẩm hạt giảm chậm hơn, dẫn đến thời gian sấy dài hơn. Trong phạm vi này, vận tốc bề mặt hạt đạt giá trị trung bình 0,7 m/s, dao động trong khoảng 0,35 m/s đến 1,1 m/s, độ rỗng của khối hạt thay đổi trong phạm vi 0,3 – 0,59 và tổn thất áp suất qua lớp hạt dao động trong khoảng 300 – 1100 Pa.

Kết quả mô phỏng động học quá trình sấy cũng đã thiết lập được các đường cong sấy lý thuyết ở các nhiệt độ sấy khác nhau, đồng thời xác định được nhiệt độ phù hợp để sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí là 70 đến 80°C, thời gian sấy dao động từ 18,7 phút đến 13,8 phút, tốc độ giảm ẩm trung bình dao động từ 0,078 %/phút đến 0,105 %/phút.

Kết quả nghiên cứu lý thuyết cũng phản ánh vấn đề lựa chọn quạt cấp khí nóng cho máy sấy giữa tầng sôi xung khí so với tầng sôi thông thường, đồng thời cũng cho thấy phương pháp cấp khí dạng xung có ưu điểm tăng tốc độ sấy ở giai đoạn sấy đẳng tốc, từ đó giúp giảm thời gian sấy.

Thông qua thực nghiệm trên mô hình sấy đã so sánh được các kết quả thực nghiệm so với kết quả mô phỏng, trong đó, các đại lượng như vận tốc, tổn thất áp suất, độ ẩm vật liệu hay thời gian sấy đều đạt được sự tương đồng so với kết quả mô phỏng,

riêng nhiệt độ vật liệu vẫn còn sự chênh lệch từ 1 – 6°C trong một vài giai đoạn của quá trình sấy.

Kết quả nghiên cứu thực nghiệm đa yếu tố đã xác định được 03 thông số công nghệ có ảnh hưởng nhất đến quá trình sấy và có thể kiểm soát được để tiến hành thực nghiệm đánh giá ảnh hưởng của chúng đến 03 hàm mục tiêu, trong đó màu sắc của sản phẩm là hàm mục tiêu đại diện cho chất lượng sấy, thời gian sấy và chi phí năng lượng riêng đại diện cho chi phí của quá trình sấy. Kết quả đã xây dựng được các phương trình tương quan giữa các yếu tố này và tối ưu hóa được các thông số công nghệ của quá trình sấy, từ đó xác định được phạm vi phù hợp của các thông số này khi áp dụng vào quá trình sấy thực tế ở quy mô lớn hơn.

Kết quả sấy kiểm chứng ở điều kiện tối ưu cho thấy hệ thống hoạt động tốt, độ ẩm đạt thấp hơn yêu cầu của TCVN, chi phí năng lượng thấp hơn so với tầng sôi thông thường ở cùng nhiệt độ và vận tốc tác nhân sấy. Kết quả này cũng chứng minh được ưu điểm của tầng sôi xung khí về mặt tiết kiệm năng lượng.

Chương 4 KẾT LUẬN VÀ KIẾN NGHỊ

Chương này trình bày các kết quả chính đạt được của luận án và một số vấn đề còn hạn chế, từ đó đề ra hướng nghiên cứu tiếp theo trong tương lai.

4.1. Kết luận

Kết quả nghiên cứu đã xác định được các thông số thủy khí và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS như đường kính tương đương, khối lượng riêng, khối lượng thể tích, độ rỗng ở trạng thái tĩnh, độ ẩm cân bằng, vận tốc sôi tối thiểu, nhiệt dung riêng, hệ số dẫn nhiệt, hệ số khuếch tán ẩm hiệu dụng.

Luận án cũng đã xây dựng được mô hình mô tả sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp sấy tầng sôi xung khí, trên cơ sở đó bằng phương pháp mô phỏng số đã xác định được hệ phương trình mô phỏng phù hợp với sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí.

Dựa trên mô hình mô phỏng và hệ phương trình mô phỏng về tầng sôi xung khí kết hợp với các kết quả xác định các thông số thủy khí và nhiệt vật lý của đường tinh luyện RS, luận án đã thực hiện mô phỏng số mô hình sấy tầng sôi xung khí với chu kỳ cấp khí hình sin. Kết quả đã xác định được sự thay đổi về mặt thủy khí (vận tốc dòng khí nóng qua bề mặt hạt, tổn thất áp suất, độ rỗng của khối hạt) và động học (nhiệt độ và độ ẩm vật liệu), từ đó xác định được thời gian sấy khi thay đổi nhiệt độ sấy. Kết quả mô phỏng số cũng xác định được phạm vi vận tốc trung bình của dòng khí cấp vào (thổi qua ghi phân phối) cần lớn hơn 0,94 m/s và tần số xung khí thay đổi trong khoảng 0,5 Hz đến 1,5 Hz là phù hợp với tầng sôi xung khí đối với sản phẩm đường tinh luyện RS. Vận tốc trung bình càng cao thì khả năng hóa sôi càng tốt nhưng làm tăng chi phí năng lượng, ngược lại tần số xung khí càng cao thì thời gian “nghỉ” giữa các chu kỳ ngắn nên độ ẩm hạt giảm chậm hơn, dẫn đến thời gian sấy dài hơn. Trong phạm vi này, vận tốc dòng khí nóng qua bề mặt khối hạt sấy đạt giá trị trung bình 0,7 m/s, dao động trong khoảng 0,35 m/s đến 1,1 m/s, độ rỗng của khối hạt thay đổi trong phạm vi 0,3 – 0,59 và tổn thất áp suất dòng khí qua lớp hạt dao động trong khoảng 300 – 1100 Pa. Từ đó, kết quả nghiên cứu lý thuyết cũng đã phản ánh về vấn đề lựa chọn quạt cấp khí nóng cho máy sấy tầng sôi xung khí.

Kết quả nghiên cứu thông qua kỹ thuật mô phỏng số cũng đã thiết lập được các đường cong sấy lý thuyết ở các nhiệt độ sấy khác nhau, đồng thời xác định được nhiệt độ tác nhân sấy phù hợp để sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung

khí là 70 đến 80°C, thời gian sấy dao động từ 18,7 phút đến 13,8 phút, tốc độ giảm ẩm trung bình dao động từ 0,078 %/phút đến 0,105 %/phút.

Việc bố trí các thiết bị đo nhiệt độ, vận tốc không khí, áp suất khí trong buồng sấy ở các vị trí khác nhau cũng đã giúp xác định các giá trị thực nghiệm để so sánh với kết quả mô phỏng. Kết quả cho thấy dữ liệu mô phỏng được tương đồng với thực nghiệm và có thể sử dụng mô hình mô phỏng số này để thực hiện nghiên cứu, thiết kế và kiểm tra hoạt động của máy sấy tầng sôi xung khí ở kích thước máy sấy lớn hơn, quy mô năng suất sấy cao hơn hoặc áp dụng sấy với các vật liệu sấy khác nhằm giảm chi phí thiết kế và khả năng phát triển loại máy sấy tầng sôi xung khí vào trong sản xuất công nghiệp thực tiễn.

Ảnh hưởng của 03 thông số công nghệ chính đến quá trình sấy đã được nghiên cứu thông qua quy hoạch thực nghiệm trực giao cấp 2. Kết quả đã xác định được phạm vi phù hợp của các thông số nhiệt độ sấy, tác nhân sấy và tần số xung khí lần lượt từ 65 – 75°C, 1,5 – 2 m/s, 0,5 – 0,75 Hz. Tiến hành tối ưu hóa 03 hàm mục tiêu cũng đã xác định được chế độ sấy tầng sôi xung khí hợp lý đối với đường tinh luyện RS là nhiệt độ sấy 67,1°C, vận tốc tác nhân sấy 1,73 m/s, tần số xung khí 0,51 Hz.

Để kiểm chứng và so sánh chi phí năng lượng giữa máy sấy tầng sôi xung khí và máy sấy tầng sôi thông thường, các thực nghiệm cũng đã được thực hiện trong cùng điều kiện về năng suất, nhiệt độ, vận tốc, chỉ khác là tầng sôi thông thường không có thiết bị tạo xung khí. Kết quả cho thấy kỹ thuật sấy tầng sôi xung khí giúp giảm đến 30% chi phí năng lượng cho quá trình sấy, mặc dù tiêu hao điện năng cao hơn khoảng 2% do sử dụng điện năng cho thiết bị tạo xung khí. Đồng thời, tiêu hao nhiệt năng riêng cho quá trình sấy cũng được đối chiếu với nghiên cứu trên thế giới cho thấy khi sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí thấp hơn 27% so với kết quả được công bố bằng phương pháp sấy tầng sôi thông thường.

Như vậy, kết quả nghiên cứu của luận án đã chứng minh được hiệu quả của phương pháp tầng sôi xung khí trong quá trình sấy đường tinh luyện RS, thể hiện qua khả năng tăng cường sự hóa sôi vật liệu, sự tương tác giữa khí và hạt tốt hơn trong buồng sấy thông qua thông số độ rỗng khối hạt sấy, vận tốc làm việc và lưu lượng khí cấp vào khi sấy tầng sôi xung khí thấp hơn so với tầng sôi thông thường nên giúp tiết kiệm nhiệt năng khi sấy. Tuy nhiên, do sự thay đổi vận tốc khi cấp xung khí nên tổn thất áp suất qua lớp hạt lớn hơn so với tầng sôi thông thường nên chi phí điện năng sẽ cao hơn. Quan trọng hơn, tầng sôi xung khí có sự thay đổi về vận tốc tác nhân sấy nên đối với các loại

vật liệu có đặc tính kết tinh như đường, muối,... sẽ tạo ra trạng thái “nghỉ” ở các giai đoạn vận tốc giảm, giúp ẩm có thể dịch chuyển ra bề mặt vật liệu tốt hơn mà không cần thiết phải tăng nhiệt độ tác nhân sấy, từ đó giúp đảm bảo chất lượng sản phẩm sấy và tiết kiệm điện năng cho quạt cấp khí nóng cho quá trình sấy.

4.2. Kiến nghị

Nghiên cứu kỹ thuật sấy tầng sôi xung khí đối với đường tinh luyện RS đã đạt được mục tiêu đề ra bao gồm cả lý thuyết lẫn thực nghiệm.

Kết quả nghiên cứu lý thuyết đã làm rõ được truyền nhiệt và truyền ẩm trong quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí, làm cơ sở khoa học cho nghiên cứu thực nghiệm, góp phần dự đoán và xác định được các thông số về thủy khí, động học của quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí.

Nghiên cứu thực nghiệm giúp kiểm chứng các kết quả của nghiên cứu lý thuyết và chứng minh khả năng áp dụng kỹ thuật sấy tầng sôi xung khí đối với đường tinh luyện RS vào thực tiễn để nâng cao chất lượng sản phẩm sấy và tiết kiệm năng lượng. Đồng thời, nghiên cứu thực nghiệm đa yếu tố cũng giúp thiết lập được các thông số công nghệ phù hợp của quá trình sấy, làm nền tảng cho việc thiết kế và vận hành máy sấy quy mô công nghiệp trong thực tế.

Kết quả nghiên cứu cũng cho thấy phương pháp sấy tầng sôi xung khí mang lại hiệu quả trong việc giảm chi phí năng lượng của quá trình sấy cũng như nâng cao chất lượng sản phẩm. Tuy nhiên, luận án mới chỉ tập trung vào nghiên cứu về cơ chế giả lỏng, truyền nhiệt và truyền ẩm trong quá trình sấy tầng sôi xung khí và cũng mới chỉ thực hiện thực nghiệm trên mô hình quy mô năng suất 5 kg/mẻ.

Để có thể đánh giá toàn diện hơn về mặt công nghệ sấy cũng như khả năng phát triển công nghệ sấy đường RS quy mô công nghiệp ứng dụng cho các nhà máy mía đường tại khu vực đồng bằng sông Cửu Long nói riêng và cả nước nói chung, hướng nghiên cứu tiếp theo của luận án là tiếp tục nghiên cứu và phát triển máy sấy tầng sôi xung khí với quy mô năng suất sấy cao 500 kg/mẻ, 1000 kg/mẻ và 3000 kg/mẻ để từ đó có thể đánh giá đầy đủ tính hiệu quả kinh tế của sấy tầng sôi xung khí cho sấy đường quy mô công nghiệp trong tương lai.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] W. J. Colonna and M. A. Godshall, *Sugar*, no. February. Kirk-Othmer encyclopedia of chemical technology, 2006.
- [2] International Sugar Organization, “<https://www.isosugar.org/>” .
- [3] Hiệp hội mía đường Việt Nam, “www.vinasugar.vn.” .
- [4] Lê Văn Lai, *Tách mật, làm khô, đóng gói, bảo quản, vận chuyển đường*. Nhà xuất bản Nông nghiệp, 1996.
- [5] V. E. Baikow, *Manufacture and Refining of Raw Cane Sugar*, vol. 2. 2013.
- [6] D. P. Kulkarni, “Cane Sugar Manufacture in India,” p. 525, 1996.
- [7] M. Ali *et al.*, “Post-Harvest Losses and Control of Unprocessed Sugarcane,” *Pakistan J. Agric. Res.*, vol. 31, no. 4, 2018.
- [8] T. T. Nguyen *et al.*, “Research and Development Prospects for Sugarcane Industry in Vietnam,” *Sugar Tech*, vol. 24, no. 5, pp. 1330–1341, 2022.
- [9] P. Bostock, “a Theory of Sugar Drying,” no. April, pp. 1–9, 2009.
- [10] Bùi Trung Thành, “Nghiên cứu kỹ thuật sấy muối tinh bằng phương pháp sấy tầng sôi,” Đại học Nông Lâm Tp.HCM, 2011.
- [11] B. D. M. Meadows, “Somewhat dry ... A new look at the conditioning of refined sugar,” in *Proceedings of the South African sugar technologists’ association*, 1993, no. 67, pp. 160–165.
- [12] T. Rodgers and C. Lewis, “The drying of white sugar and its effect on bulk handling,” *Int. Sugar J.*, vol. 65, pp. 80–83, 1963.
- [13] Bộ Khoa học Công nghệ và Môi trường, *Tiêu chuẩn Việt Nam TCVN 6958:2001 về đường tinh luyện*. Việt Nam, 2001.
- [14] Bộ Khoa học Công nghệ và Môi trường, *Tiêu chuẩn Việt Nam TCVN 6961:2001 về đường thô*. 2001.
- [15] M. Mathlouthi and B. Rogé, “Caking of white sugar and how to prevent it,” *Proc S Afr Sug Technol Ass*, vol. 78, pp. 495–504, 2004.
- [16] R. R. Ramphal, “The effect of temperature on the operating performance of a conditioning silo,” in *Proceedings of The South African Sugar Technologists’ Association*, 1989, vol. June, pp. 64–67.
- [17] India White Sugar, “<http://www.indiawhitesugar.com/>” .
- [18] B. T. Thanh and N. H. Bich, “Research and Development Refined Sugar Dryers in Sugar-Cane Mills of Vietnam,” pp. 1–7.
- [19] W. C. Yang, *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*, vol. 1, no. 3. 2003.
- [20] Nguyễn Văn Lụa, *Quá trình và thiết bị công nghệ hóa học & thực phẩm, tập 1, các quá trình và thiết bị cơ học, quyển 1, khuấy, lắng, lọc*. Nhà xuất bản Đại học Quốc gia TP Hồ Chí Minh, 2005.
- [21] S. British, *BS 4359, Methods for the determination of the specific surface area of*

- powders*. United Kingdom, 1970.
- [22] C. Dechsiri, *Particle Transport in Fluidized Beds: Experiments and Stochastic Models*. 2004.
- [23] J. R. Howard, *Fluidized bed Technology, principles and application*. Taylor & Francis Group, 1989.
- [24] V. Francia, K. Wu, and M. O. Coppens, “Dynamically structured fluidization: Oscillating the gas flow and other opportunities to intensify gas-solid fluidized bed operation,” *Chem. Eng. Process. - Process Intensif.*, vol. 159, pp. 1–57, 2021.
- [25] Kudra, Gawrzynski, and Glaser, “United States Patent,” 5,918,569, 1999.
- [26] T. Djurkov, “Rotation-pulsed fluidized bed apparatus for sesame roasting,” in *2nd Symposium of South-East European Countries (SEEC) on Fluidized Beds in Energy Production, Chemical*, 1999.
- [27] T. Djurkov, “Modeling of bed pressure drops in rotation-pulsed fluidized bed dryer,” *Drying*, vol. 98, pp. 160–167, 1998.
- [28] A. Akhavan, J. R. Van Ommen, J. Nijenhuis, X. S. Wang, M. O. Coppens, and M. J. Rhodes, “Improved drying in a pulsation-assisted fluidized bed,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 48, no. 1, pp. 302–309, 2009.
- [29] B. Hadi, J. R. Van Ommen, and M. O. Coppens, “Enhanced particle mixing in pulsed fluidized beds and the effect of internals,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 51, no. 4, pp. 1713–1720, 2012.
- [30] W. H.W and M. H. I. Baird, “Fluidisation in a Pulsed Gas Flow,” *Chem. Eng. J.*, vol. 2, pp. 104–113, 1970.
- [31] T. Kudra, Z. Gawrzynski, R. Glaser, J. Stanislawski, and M. Poirier, “Drying of pulp and paper sludge in a pulsed fluid bed dryer,” *Dry. Technol.*, vol. 20, no. 4–5, pp. 917–933, 2002.
- [32] M. Nitz and O. P. Taranto, “Drying of a porous material in a pulsed fluid bed dryer: The influences of temperature, frequency of pulsation, and air flow rate,” *Dry. Technol.*, vol. 27, no. 2, pp. 212–219, 2009.
- [33] A. Reyes, R. Vega, and G. Garcia, “Drying sawdust in a pulsed fluidized bed,” *Dry. Technol.*, vol. 26, no. 4, pp. 476–486, 2008.
- [34] A. Reyes, A. Mahn, C. Guzmán, and D. Antoniz, “Analysis of the Drying of Broccoli Florets in a Fluidized Pulsed Bed,” *Dry. Technol.*, vol. 30, no. 11–12, pp. 1368–1376, 2012.
- [35] A. Reyes, P. Moyano, and J. Paz, “Drying of potato slices in a pulsed fluidized bed,” *Dry. Technol.*, vol. 25, no. 4, pp. 581–590, 2007.
- [36] Z. Li, N. Kobayashi, S. Deguchi, and M. Hasatani, “Investigation on the drying kinetics in a pulsed fluidized bed,” *J. Chem. Eng. Japan*, vol. 37, no. 9, pp. 1179–1182, 2004.
- [37] D. V. Pence and D. E. Beasley, “Chaos suppression in gas-solid fluidization,” *Chaos*, vol. 8, no. 2, pp. 514–519, 1998.
- [38] M. Kobayashi, “Pulsed bed approach to fluidization,” No. ANL-7592. Argonne

- National Lab.(ANL), Argonne, IL (United States), 1969.
- [39] L. F. G. De Souza, M. Nitz, P. A. Lima, and O. P. Taranto, "Drying of sodium acetate in a pulsed fluid bed dryer," *Chem. Eng. Technol.*, vol. 33, no. 12, pp. 2015–2020, 2010.
- [40] F. C. Godoi, N. R. Pereira, and S. C. S. Rocha, "Analysis of the drying process of a biopolymer (poly-hydroxybutyrate) in rotating-pulsed fluidized bed," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 50, no. 7, pp. 623–629, 2011.
- [41] Z. Zhao *et al.*, "Hydrodynamic simulation and optimization of the feeding system of a bubbling fluidized-bed gasifier in a triple-bed circulating fluidized bed with high solids flux," *Powder Technol.*, vol. 321, pp. 336–346, 2017.
- [42] R. P. Levey, "Gas-Solid contacting method," 3,164,440, 1965.
- [43] M. Atienza-Martínez, I. Fonts, J. ábrego, J. Ceamanos, and G. Gea, "Sewage sludge torrefaction in a fluidized bed reactor," *Chem. Eng. J.*, vol. 222, pp. 534–545, 2013.
- [44] H. Li, X. Liu, R. Legros, X. T. Bi, C. J. Lim, and S. Sokhansanj, "Torrefaction of sawdust in a fluidized bed reactor," *Bioresour. Technol.*, vol. 103, no. 1, pp. 453–458, 2012.
- [45] M. J. Prins, K. J. Ptasinski, and F. J. J. G. Janssen, "More efficient biomass gasification via torrefaction," *Energy*, vol. 31, no. 15, pp. 3458–3470, 2006.
- [46] C. Wang, J. Peng, H. Li, X. T. Bi, R. Legros, and C. J. Lim, "Bioresource Technology Oxidative torrefaction of biomass residues and densification of torrefied sawdust to pellets," *Bioresour. Technol.*, vol. 127, pp. 318–325, 2013.
- [47] M. L. Mastellone and U. Arena, "Fluidized-bed pyrolysis of polyolefins wastes: Predictive defluidization model," *AIChE J.*, vol. 48, no. 7, pp. 1439–1447, 2002.
- [48] S. R. Beck, M. J. Wang, and J. A. Hightower, "Gasification of Oak Sawdust, Mesquite, Corn Stover, and Cotton Gin Trash in a Countercurrent Fluidized Bed Pilot Reactor," pp. 335–349, 1981.
- [49] X. T. Bi and X. Liu, "High density and high solids flux CFB risers for steam gasification of solids fuels," *Fuel Process. Technol.*, vol. 91, no. 8, pp. 915–920, 2010.
- [50] J. Corella, M. P. Aznar, J. Delgado, and E. Aldea, "Steam Gasification of Cellulosic Wastes in a Fluidized Bed with Downstream Vessels," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 30, no. 10, pp. 2252–2262, 1991.
- [51] F. C. Godoi, E. A. S. F. Boin, N. R. Pereira, and S. C. S. Rocha, "Fluid dynamics and drying of cohesive particles of a biodegradable polymer (poly-hydroxybutyrate) in a rotating pulsed fluidized bed," *Dry. Technol.*, vol. 28, no. 11, pp. 1297–1306, 2010.
- [52] M. Nitz and O. P. Taranto, "Drying of beans in a pulsed fluid bed dryer: Drying kinetics, fluid-dynamic study and comparisons with conventional fluidization," *J. Food Eng.*, vol. 80, no. 1, pp. 249–256, 2007.
- [53] X. S. Wang and M. J. Rhodes, "Pulsed fluidization — a DEM study of a

- fascinating phenomenon,” vol. 159, pp. 142–149, 2005.
- [54] K. Wu, L. de Martín, and M. O. Coppens, “Pattern formation in pulsed gas-solid fluidized beds – The role of granular solid mechanics,” *Chem. Eng. J.*, vol. 329, pp. 4–14, 2017.
- [55] T. Kudra and A. S. Mujumdar, *Advanced Drying Technologies*. CRC Press, 2009.
- [56] Z. Gawrzyński, “Method to make pulsed fluidized bed,” No 103840, 1979.
- [57] Z. Gawrzyński and R. Glaser, “Drying in a pulsed-fluid bed with relocated gas stream,” *Dry. Technol.*, vol. 14, no. 5, pp. 1121–1172, 1996.
- [58] J. M. Musser and J. E. Carney, “Theoretical Review of the MFiX Fluid and Two-Fluid Models,” p. Medium: ED, 2020.
- [59] D. G. de Oliveira, C. L. Wu, and K. Nandakumar, “Numerical investigation of pulsed fluidized bed using CFD-DEM: Insights on the dynamics,” *Powder Technol.*, vol. 363, pp. 745–756, 2020.
- [60] D. Gidaspow, *Multiphase flow and fluidization*. Academic Press, 1994.
- [61] M. Clarke and J. Musser, “The MFiX Particle-in-Cell Method (MFiX- PIC) Theory Guide,” *NETL Tech. Rep. Ser.*, no. May, 2020.
- [62] MFiX, “MFiX User Guide,” no. 1, 2016.
- [63] H. Khosravi Bizhaem and H. Basirat Tabrizi, “Investigating effect of pulsed flow on hydrodynamics of gas-solid fluidized bed using two-fluid model simulation and experiment,” *Powder Technol.*, vol. 311, pp. 328–340, 2017.
- [64] D. Jia, X. Bi, C. J. Lim, S. Sokhansanj, and A. Tsutsumi, “Biomass drying in a pulsed fluidized bed without inert bed particles,” *Fuel*, vol. 186, pp. 270–284, 2016.
- [65] S. S. Ali and M. Asif, “Fluidization of nano-powders: Effect of flow pulsation,” *Powder Technol.*, vol. 225, no. January 2018, pp. 86–92, 2012.
- [66] M. Saidi and H. Basirat Tabrizi, “Influences of the fluidizing and spouting pulsation on particle motion in spout-fluid beds,” *Particuology*, vol. 36, pp. 139–148, 2018.
- [67] E. Michaelides, C. T. Crowe, and J. D. Schwarzkopf, *Multiphase Flow Handbook, Second Edition*. 2015.
- [68] Phạm Công Dũng, “Nghiên cứu quá trình và thiết bị tầng sôi, ứng dụng cho sấy bảo quản ngô hạt,” Đại học Bách khoa Hà Nội, 2000.
- [69] Lê Đức Trung, “Nghiên cứu ứng dụng phương pháp sấy tầng sôi trong sản xuất thức ăn thủy sản ở Việt Nam,” Đại học Bách khoa Tp.HCM, 2002.
- [70] Nguyễn Hay, Trần Văn Phú, Bùi Trung Thành, “Xác định thời gian sấy các vật liệu dạng cầu khi sấy lớp sôi bằng phương pháp đồng dạng,” *Tạp chí Khoa học Công nghệ Nhiệt*, vol. 65, 2005.
- [71] Bùi Trung Thành, Nguyễn Hay, Trần Văn Phú, “Dẫn nhiệt và khuếch tán ẩm liên hợp của vật liệu dạng cầu trong các thiết bị sấy lớp sôi,” *Tạp chí Khoa học công nghệ Nhiệt*, vol. 72, 2006.
- [72] Z. Gawrzyński and B. Pieczaba, “Pulsed fluidised bed apparatus with lengthwise

- pulsation,” No 331025, 1999.
- [73] Kudra, Gawrzynski, and Glaser, “Pulsed fluidised bed,” EP0979140, 2003.
- [74] Z. Gawrzyński and B. Pieczaba, “Hydrodynamics of the pulsed fluid bed with cyclically relocated gas stream with lengthwise pulsation,” *Dry. Technol.*, vol. 24, no. 9, pp. 1133–1137, 2006.
- [75] C. Sobrino, Sanchez-Delgado, J. A. Almendros-Ibanez, M. de Vega, U. Ruiz-Rivas, and D. Santana, “Hydrodynamic Characteristics of a Fluidized Bed Bed with Rotating Distributor,” in *2007 ECI Conference on The 12th International Conference on Fluidization - New Horizons in Fluidization Engineering*, 2007.
- [76] G. Rogula, “Some research on aerodynamics of a new pulsed fluidized bed dryer,” *Chem. Process Eng.*, vol. 2009, no. 30, pp. 653–663, 2009.
- [77] Z. Gawrzynski, R. Glaser, and T. Kudra, “Drying of powdery materials in a pulsed fluid bed dryer,” *Dry. Technol.*, vol. 17, no. 7–8, pp. 1523–1532, 1999.
- [78] M. C. B. Ambrosio-Ugri and O. P. Taranto, “Drying in the rotating-pulsed fluidized bed,” *Brazilian J. Chem. Eng.*, vol. 24, no. 1, pp. 95–100, 2007.
- [79] A. Reyes, R. V. Vega, and R. D. Bruna, “Effect of operating conditions in atmospheric freeze drying of carrot particles in a pulsed fluidized bed,” *Dry. Technol.*, vol. 28, no. 10, pp. 1185–1192, 2010.
- [80] T. Djurkov, “Rotation-pulsed fluid bed salt dryer,” 2011.
- [81] S. Prachayawarakorn, W. Tia, K. Poopaiboon, and S. Soponronnarit, “Comparison of performances of pulsed and conventional fluidised-bed dryers,” *J. Stored Prod. Res.*, vol. 41, no. 5, pp. 479–497, 2005.
- [82] D. Jia *et al.*, “Fluidization and drying of biomass particles in a vibrating fluidized bed with pulsed gas flow,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 138, pp. 471–482, 2015.
- [83] L. L. D. De Camargo, L. F. G. De Souza, and M. Nitz, “Study of tray and pulsed fluidized bed drying of brewer’s spent grain,” *Chem. Ind. Chem. Eng. Q.*, vol. 25, no. 3, pp. 229–237, 2019.
- [84] H. Khosravi Bizhaem and H. Basirat Tabrizi, “Experimental study on hydrodynamic characteristics of gas-solid pulsed fluidized bed,” *Powder Technol.*, vol. 237, pp. 14–23, 2013.
- [85] A. Jezowska, “Kinetics of drying in cyclically shifted spouted bed,” *Dry. Technol.*, vol. 11, no. 2, pp. 319–337, 1993.
- [86] D. Zhang and M. Koksai, “Heat transfer in a pulsed bubbling fluidized bed,” *Powder Technol.*, vol. 168, pp. 21–31, 2006.
- [87] L. Dong *et al.*, “A model for predicting bubble rise velocity in a pulsed gas solid fluidized bed,” *Int. J. Min. Sci. Technol.*, vol. 23, no. 2, pp. 227–230, 2013.
- [88] D. Geldart, “Types of Gas Fluidization,” *Powder Technol.*, vol. 7, pp. 285–292, 1973.
- [89] S. Ergun, “Fluid flow through packed columns,” *Chem. Eng. Prog.*, vol. 48, no. 2, pp. 89–94, 1952.
- [90] A. Anantharaman, R. A. Cocco, and J. W. Chew, “Evaluation of correlations for

- minimum fluidization velocity (U_{mf}) in gas-solid fluidization,” *Powder Technol.*, vol. 323, pp. 454–485, 2018.
- [91] G. L. Gibilaro, *Fluidization-dynamics*. Butterworth-Heinemann, 2018.
- [92] M. J. Rhodes, *Introduction to Particle Technology*. 2008.
- [93] D. Geldart, “The effect of particle size and size distribution on the behaviour of gas-fluidised beds,” *Powder Technol.*, vol. 6, no. 4, pp. 201–215, 1972.
- [94] Kunii, D. and O. Levenspiel, *Fluidization engineering*. Butterworth-Heinemann., 1991.
- [95] A. T. C. R. Silva, K. C. L. Martinez, A. B. N. Brito, and M. Giuliatti, “Separation of glucose and fructose by freezing crystallization,” *Cryst. Res. Technol.*, vol. 45, no. 10, pp. 1032–1034, 2010.
- [96] N. N. Mohsenin, *Thermal Properties of Foods and Agricultural Materials*. Gordon and Breach Science Publishers Inc., New York. USA, 1980.
- [97] D. W. Sun, *Handbook of Frozen Food Processing and Packaging*, 2nd ed. 2012.
- [98] D. W. Sun and J. L. Woods, “The Moisture Content/Relative Humidity Equilibrium Relationship of Wheat - A Review,” *Dry. Technol.*, vol. 11, no. 7, pp. 1523–1551, 1993.
- [99] T. D. Hong, R. H. Ellis, J. Gunn, and D. Moore, “Relative humidity, temperature, and the equilibrium moisture content of conidia of *Beauveria bassiana* (Balsamo) Vuillemin: A quantitative approach,” *J. Stored Prod. Res.*, vol. 38, no. 1, pp. 33–41, 2002.
- [100] L. Greespan, “Humidity Fixed Points of Binary Saturated Aqueous Solutions,” *J. Res. Natl. Bur. Stand. —A. Phys. Chem.*, vol. 81A, pp. 89–96, 1977.
- [101] W. Senadeera, B. R. Bhandari, G. Young, and B. Wijesinghe, “Influence of shapes of selected vegetable materials on drying kinetics during fluidized bed drying,” *J. Food Eng.*, vol. 58, no. 3, pp. 277–283, 2003.
- [102] C. Srinivasakannan, “Modeling Drying Kinetics of Mustard in Fluidized Bed,” *Int. J. Food Eng.*, vol. 4, no. 3, 2008.
- [103] R. Chayjan, K. Salary, and B. Shadidi, “Modeling some drying characteristics of garlic sheets under semi fluidized and fluidized bed conditions.” *Res. Agr. Eng.*, pp. 73–82, 2012.
- [104] C. Tsekos, D. de Voogt, W. de Jong, and J. T. Padding, “Two phase modelling of Geldart B particles in a novel indirectly heated bubbling fluidized bed biomass steam reformer,” *Chem. Eng. J.*, vol. 439, no. February, p. 135681, 2022.
- [105] Z. Ding, S. S. Tiwari, M. Tyagi, and K. Nandakumar, “Computational fluid dynamic simulations of regular bubble patterns in pulsed fluidized beds using a two-fluid model,” *Can. J. Chem. Eng.*, pp. 1–18, 2021.
- [106] V. M. K. Kotteda, V. Kumar, and W. Spatz, “Performance of preconditioned iterative solvers in MFIX–Trilinos for fluidized beds,” *J. Supercomput.*, vol. 74, no. 8, pp. 4104–4126, 2018.
- [107] G. Krishnamoorthy, L. E. Clarke, and J. N. Thornock, “Accelerating the

- Convergence of Multiphase Flow Simulations when Employing Non-Uniform Structured Grids,” *J. Appl. Comput. Mech.*, vol. 7, no. 1, pp. 235–253, 2021.
- [108] Nguyễn Huy Bích, *Giáo trình tính toán động lực học lưu chất*. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, 2023.
- [109] S. L. C. Ferreira *et al.*, “Box-Behnken design: An alternative for the optimization of analytical methods,” *Anal. Chim. Acta*, vol. 597, no. 2, pp. 179–186, 2007.
- [110] P. Z. Korondi, M. Marchi, and C. Poloni, “Response surface methodology,” *Optimization Under Uncertainty with Applications to Aerospace Engineering*. pp. 387–409, 2021.
- [111] S. Nanvakenari, K. Movagharnejad, and A. Latifi, “Evaluating the fluidized-bed drying of rice using response surface methodology and artificial neural network,” *Lwt*, vol. 147, no. April, p. 111589, 2021.
- [112] M. H. Shahraki, S. M. Jafari, M. Mashkour, and E. Esmaeilzadeh, “Optimization of closed-cycle fluidized bed drying of sesame seeds using response surface methodology and genetic algorithms,” *Int. J. Food Eng.*, vol. 10, no. 1, pp. 167–181, 2013.
- [113] Nguyễn Cảnh, *Quy hoạch thực nghiệm*. Nhà xuất bản Đại học Bách khoa Tp. Hồ Chí Minh, 2004.
- [114] Nguyễn Hữu Lộc, *Quy hoạch và phân tích thực nghiệm*. Đại học Quốc gia Tp.HCM, 2011.
- [115] T. Taner and M. Sivrioglu, “Energy-exergy analysis and optimisation of a model sugar factory in Turkey,” *Energy*, vol. 93, pp. 641–654, 2015.
- [116] S. Sattari, A. Avami, and B. Farahmandpour, “Energy conservation opportunities: Sugar industry in Iran,” in *In Proceedings of the WSEAS Int. Present at Conference on Energy Planning, Energy Saving, Environmental Education, 2007*, vol. October 14, pp. 120–125.
- [117] A. Ladha-Sabur, S. Bakalis, P. J. Fryer, and E. Lopez-Quiroga, “Mapping energy consumption in food manufacturing,” *Trends Food Sci. Technol.*, vol. 86, pp. 270–280, 2019.
- [118] E. Ireland, K. Pitt, and R. Smith, “A review of pulsed flow fluidisation; the effects of intermittent gas flow on fluidised gas-solid bed behaviour,” *Powder Technol.*, vol. 292, pp. 108–121, 2016.
- [119] B. J. R. Fitzgerald, K. Taylor, and G. W. Bestwick, “The performance of a fluidized bed refined sugar dryer,” *Proc. South African Sugar Technol. Assoc.*, no. June, 1980.
- [120] B. R. Elemary, “Evaluation and improvement of promising rubber recycling OT machine using fractional factorial and response surface design,” *Commun. Stat. Case Stud. Data Anal. Appl.*, vol. 5, no. 3, pp. 168–188, 2019.
- [121] P. J. Fellows, “Food processing technology,” *Food Process. Technol.*, 2009.
- [122] F. Mohos, *Confectionery and chocolate engineering*. John Wiley & Sons, 2016.
- [123] J. Ding and D. Gidaspow, “A bubbling fluidization model using kinetic theory of

- granular flow,” *AIChE J.*, vol. 36, no. 4, pp. 523–538, 1990.
- [124] Z. Li, W. Su, Z. Wu, R. Wang, and A. S. Mujumdar, “Investigation of flow behaviors and bubble characteristics of a pulse fluidized bed via CFD modeling,” *Dry. Technol.*, vol. 28, no. 1, pp. 78–93, 2010.
- [125] Y. A. Cengel and M. A. Boles., *Thermodynamics: An Engineering Approach 6th Editon (SI Units)*. The McGraw-Hill Companies, Inc., New York., 2007.
- [126] F. Lyu, M. Thomas, W. H. Hendriks, and A. F. B. van der Poel, “Size reduction in feed technology and methods for determining, expressing and predicting particle size: A review,” *Anim. Feed Sci. Technol.*, vol. 261, no. November 2019, p. 114347, 2020.
- [127] V. R. Elenkov and T. G. Djurkov, “A fluidized bed with jet-pulsed agitation of fluidization,” in *Proceedings of the First South East European Symposium–Fluidized Bed in Energy Production*, 2001, pp. 105–116.
- [128] Nguyễn Đức Lợi, *Ga, dầu và chất tải lạnh*. NXB Giáo Dục, 2008.
- [129] E. Hugot and G. H. Jenkins, *Handbook of Canesugar Engineering*. 1960.
- [130] R. Of and S. Particular, “Properties of particular solutions Annex 1 . Salt water solutions,” pp. 1–29.
- [131] N. M. Panagiotou, M. K. Krokida, Z. B. Maroulis, and G. D. Saravacos, “Moisture diffusivity: literature data compilation for foodstuffs,” *Int. J. Food Prop.*, vol. 7, no. 2, pp. 273–299, 2004.
- [132] L. Garnavi, N. Kasiri, and S. H. Hashemabadi, “Computer Simulation of Fluidized Bed Dryer With Bubble Size Variation,” *Drying*, no. August, pp. 405–413, 2004.
- [133] A. H. Zahed, J. X. Zhu, and J. R. Grace, “Modelling and simulation of batch and continuous fluidized bed dryers,” *Dry. Technol.*, vol. 13, no. 1–2, pp. 1–28, 1995.
- [134] A. Srivastava and S. Sundaresan, “Analysis of a frictional – kinetic model for gas – particle flow,” *Powder Technol.*, vol. 129, pp. 72–85, 2003.
- [135] I. Białobrzewski, M. Zielińska, A. S. Mujumdar, and M. Markowski, “Heat and mass transfer during drying of a bed of shrinking particles - Simulation for carrot cubes dried in a spout-fluidized-bed drier,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 51, no. 19–20, pp. 4704–4716, 2008.
- [136] J. Jang, C. Rosa, and H. Arastoopour, “CFD simulation of pharmaceutical particle drying in a bubbling fluidized bed reactor,” in *The 13th International Conference on Fluidization - New Paradigm in Fluidization Engineering*, 2010, pp. 1–8.
- [137] B. Palancz, “A mathematical model for continuous fluidized bed drying,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 38, no. 7, pp. 1045–1059, 1983.
- [138] D. Gidaspow, R. Bezburuah, and J. Ding, “Hydrodynamics of circulating fluidized beds: Kinetic theory approach,” *7th Fluid. Conf.*, pp. 75–82, 1992.
- [139] C. Y. Wen, “Mechanics of fluidization,” in *In Fluid Particle Technology, Chem. Eng. Progress. Symposium Series*, 1966, vol. 62, pp. 100–111.
- [140] A. Sivalingam, T. Kannadasan, M. Thirumarimurugan, and D. Prabhakaran, “Modeling and Simulation of Three Phase Fluidized Bed Characteristics Using

- MATLAB,” *Int. J. Biosci. Biochem. Bioinforma.*, vol. 2, no. 6, pp. 411–415, 2012.
- [141] E. H. Moghadam, H. Bahmanyar, F. Heshmatifar, M. kasaie, and H. Ziaei-Azad, “The investigation of mass transfer coefficients in a pulsed regular packed column applying SiO₂ nanoparticles,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 176, pp. 15–22, 2017.
- [142] S. P. Sit and J. R. Grace, “Effect of bubble interaction on interphase mass transfer in gas fluidized beds,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 36, no. 2, pp. 327–335, 1981.
- [143] M. L. de Souza-Santos, “Modelling and simulation of fluidized-bed boilers and gasifiers for Carbonaceous solids,” University of Sheffield, 1987.
- [144] J. R. Grace, *Fluidized bed hydrodynamics. Handbook of multiphase systems*. 1982.
- [145] F. Scala, “Mass Transfer around Active Particles in Fluidized Beds,” *Mass Transf. Multiph. Syst. its Appl.*, 2011.
- [146] M. Syamlal, “MFIx Documentation Numerical Technique,” *Tech. Note DOE/MC31346-5824, NTIS/DE98002029, Natl. Energy Technol. Lab. Dep. Energy*, no. January, p. 80, 1998.
- [147] S. V. Patankar, *Numerical heat transfer and fluid flow*. New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1980.
- [148] J. Musser, A. Vaidheeswaran, and M. A. Clarke, “MFIx Documentation Volume 3: Verification and Validation Manual Second Edition,” vol. 3, 2018.
- [149] S. Azizi, S. H. Hosseini, G. Ahmadi, and M. Moraveji, “Numerical simulation of particle segregation in bubbling gas-fluidized beds,” *Chem. Eng. Technol.*, vol. 33, no. 3, pp. 421–432, 2010.
- [150] F. Geng *et al.*, “Numerical simulation on fluidization characteristics of tobacco particles in fluidized bed dryers,” *Chem. Eng. J.*, vol. 150, no. 2–3, pp. 581–592, 2009.
- [151] M. Hamzehei, “CFD Modeling and Simulation of Hydrodynamics in a Fluidized Bed Dryer with Experimental Validation,” *ISRN Mech. Eng.*, vol. 2011, pp. 1–9, 2011.
- [152] Y. Lu, Y. Zhou, L. Yang, X. Hu, X. Luo, and H. Chen, “Verification of optimal models for 2D-full loop simulation of circulating fluidized bed,” *Adv. Powder Technol.*, vol. 29, no. 11, pp. 2765–2774, 2018.
- [153] L. J. J. Lim and E. W. C. Lim, “Mixing and segregation behaviors of a binary mixture in a pulsating fluidized bed,” *Powder Technol.*, vol. 345, pp. 311–328, 2019.
- [154] A. M. S. Costa, F. R. G. B. Silva, P. R. Paraíso, and L. M. M. Jorge, “CFD study of a fluidized bed dryer,” in *Proceedings of COBEM 2011: 21st Brazilian Congress of Mechanical Engineering*, 2011.
- [155] S. S. Dokka and H. Arastoopour, “Simulation of a pulsating bed using Eulerian approach,” in *12th International conference on Fluidization - New Horizons in Fluidization Engineering*, 2007, pp. 743–750.
- [156] J. Li and Y.-T. Chen, *Computational Partial Differential Equations Using*

- MATLAB*. CRC Press, 2008.
- [157] J. Kiusalaas, *Numerical methods in engineering with MATLAB*, vol. 43, no. 08. Cambridge, 2006.
- [158] H. Klee and R. Allen, *Simulation of dynamic systems with MATLAB and simulink, second edition*. 2016.
- [159] K. Moreland, “The ParaView Tutorial,” 2018.
- [160] Minitab, “Getting Started with Minitab 19 for Windows,” *Minitab*, vol. 1, pp. 1–58, 2019.
- [161] Statgraphics, “Statgraphics Centurion XVI User manual,” p. 305, 2009.
- [162] M. O. Coppens and J. R. van Ommen, “Structuring chaotic fluidized beds,” *Chem. Eng. J.*, vol. 96, no. 1–3, pp. 117–124, 2003.
- [163] Trần Văn Phú, *Kỹ thuật sấy*. NXB Giáo Dục, 2008.
- [164] A. P. Baskakov, V. G. TuPONOGOV, and N. F. Filippovsky, “A study of pressure fluctuations in a bubbling fluidized bed,” *Powder Technol.*, vol. 45, no. 2, pp. 113–117, 1986.
- [165] L. De Martín, C. Ottevanger, J. R. Van Ommen, and M. O. Coppens, “Universal stability curve for pattern formation in pulsed gas-solid fluidized beds of sandlike particles,” *Phys. Rev. Fluids*, vol. 3, no. 3, pp. 1–10, 2018.
- [166] L. Huilin, H. Yurong, D. Gidaspow, Y. Lidan, and Q. Yukun, “Size segregation of binary mixture of solids in bubbling fluidized beds,” *Powder Technol.*, vol. 134, no. 1–2, pp. 86–97, 2003.
- [167] W. G. H. George E. P. Box, J. Stuart Hunter, “Statistics for experimenters_ design, innovation, and discovery.” Wiley series in probability and statistics. Hoboken, NJ: Wiley, 2005.

DANH MỤC CÔNG TRÌNH NGHIÊN CỨU CỦA TÁC GIẢ

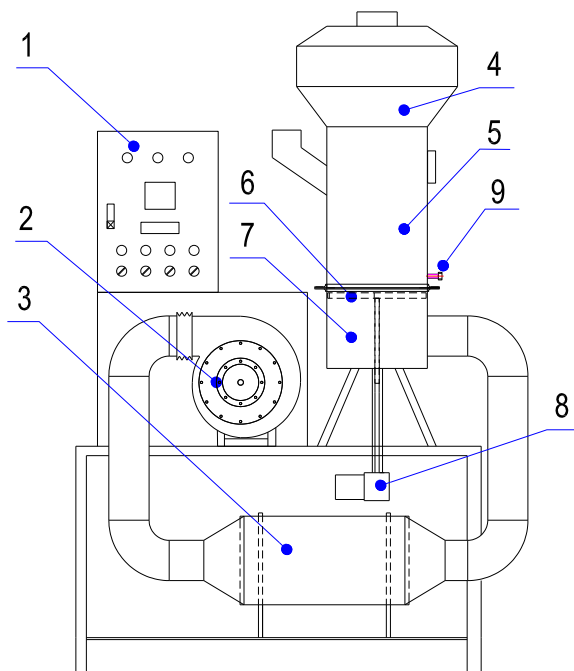
1. Phạm Quang Phú, Bùi Trung Thành, Lê Anh Đức. “Xác định các thông số vật lý cơ bản của hạt mía đường RS để ứng dụng trong tính toán sấy tầng sôi xung khí”. *Tạp Chí Khoa học và Công nghệ - Đại học Đà Nẵng*, vol 21, số p.h 7, tháng Bảy 2023, tr 58-62.
2. Phạm Quang Phú, Bùi Trung Thành, Lê Anh Đức. “Nghiên cứu thực nghiệm xác định thông số hình học của hạt đường RS ứng dụng trong thiết kế máy sấy tầng sôi xung khí”. *Tạp Chí Khoa học và Công nghệ - Đại học Đà Nẵng*, vol 20, số p.h 10.2, tháng Mười 2022, tr 44-47.
3. Pham Quang Phu, Bui Trung Thanh, “A Review on Pulsed Fluidized Bed Dryer”, *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. Springer, Cham, ISSN 2195-4356 (SCOPUS), pp. 721-730, 2021.
4. Lê Hồng Long, Phạm Quang Phú, Bùi Trung Thành, “Nghiên cứu thực nghiệm xác định ảnh hưởng của miền nhiệt độ tác nhân sấy đến quá trình sấy đường RS trên máy sấy tầng sôi liên tục cấp khí kiểu xung”, *Tạp Chí Khoa Học Giáo Dục Kỹ Thuật*, ISSN 1859-1272, tập số 57 (04/2020), trang 100-108, 2020.

PHỤ LỤC

Phụ lục 1: Tính toán, thiết kế mô hình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi xung khí dạng mẻ, năng suất 5 kg/mẻ

1. Nguyên lí hoạt động

Máy sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ được thiết kế dựa theo nguyên lý sau:



1- tủ điều khiển; 2- Quạt cấp tác nhân; 3- Bộ gia nhiệt điện trở; 4- Buồng lắng; 5- Buồng sấy; 6- Bộ tạo xung khí; 7- Buồng phân phối khí; 8- Động cơ tạo xung; 9- Vị trí lấy mẫu sấy

Hình 1 Sơ đồ hệ thống sấy tầng sôi theo mẻ

Tác nhân sấy:

Quạt (2) thổi không khí tươi đi qua bộ gia nhiệt (3) làm không khí nóng lên đạt trạng thái nhiệt độ yêu cầu của hệ thống sấy. Tác nhân sấy được dẫn theo đường ống rời khỏi bộ gia nhiệt đi vào bộ phân phối tác nhân sấy (7), ở đây dòng tác nhân sấy được phân phối luân chuyển theo các vị trí khác nhau trong buồng sấy (5) nhờ bộ tạo xung khí (6). Sau khi đi qua buồng sấy thì tác nhân sấy bị thải ra môi trường.

Vật liệu sấy:

Vật liệu sấy được cấp vào buồng sấy (5) qua phễu cấp liệu, trước khi vật liệu sấy được cấp vào buồng sấy thì vật liệu sấy phải được đánh tơi để tránh bị bón cục. Trong

buồng sấy nhờ có lớp đệm trợ sôi nên vật liệu ẩm dễ dàng được hóa sôi và tiến hành trao đổi nhiệt – ẩm với vật liệu khô và tác nhân sấy. Trong quá trình sấy thì vật liệu được lấy mẫu qua cửa lấy vật liệu (9).

Quạt trong hệ thống sấy:

Quạt cấp khí tươi có nhiệm vụ thổi dòng khí tươi qua bộ gia nhiệt vào buồng sấy để thực hiện quá trình sấy. Lưu lượng làm việc của quạt chính là lưu lượng khí nóng cần thiết cho quá trình sấy tại mỗi vị trí cấp xung khí. Cột áp làm việc của quạt là tổng tổn thất từ bộ gia nhiệt đến máy sấy bao gồm: tổn thất qua bộ gia nhiệt, qua các ống dẫn khí, qua ghi phân phối khí và qua lớp hạt trong buồng sấy.

2. Số liệu thiết kế

Thông số của vật liệu sấy:

Vật liệu sấy:	đường tinh luyện RS
Năng suất đầu vào của máy sấy ^(a) :	5 kg/mẻ
Đường kính vật liệu ^(b) :	$d_p = 892 \mu\text{m}$
Khối lượng riêng thể tích ^(b) :	$\rho_b = 889 \text{ kg/m}^3$
Khối lượng riêng ^(b) :	$\rho_p = 1598 \text{ kg/m}^3$
Nhiệt dung riêng ^(b) :	$C_{RS} = 1,3184 \text{ kJ/kg độ}$
Hệ số dẫn nhiệt ^(b) :	$\lambda_{RS} = 0,2716 \text{ W/m.K}$
Độ ẩm ban đầu của vật liệu ^(b) :	$M_1 = 1,5\%$
Độ ẩm sau quá trình sấy ^(c) :	$M_2 = 0,05\%$

Trạng thái của không khí:

Trước khi vào gia nhiệt ^(c) :	$t_0 = 32^\circ\text{C}, \varphi_0 = 80\%$
Sau khi ra khỏi buồng gia nhiệt ^(a) :	$t_1 = 80^\circ\text{C}$
Sau quá trình sấy ^(c) :	$t_2 = 50^\circ\text{C}$

Trạng thái của vật liệu

Trước khi vào buồng sấy ^(b) :	$\theta_1 = t_0 = 32^\circ\text{C}$
--	-------------------------------------

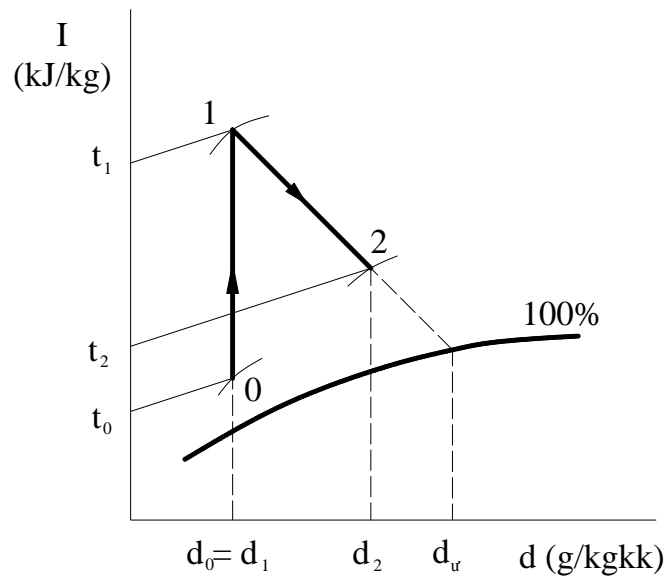
Trong đó: (a): Các số liệu theo yêu cầu thiết kế.

(b): Các số liệu được xác định bằng thực nghiệm.

(c): Các số liệu thu được từ khảo sát thực tế hoặc theo tiêu chuẩn.

3. Tính toán quá trình sấy lý thuyết

3.1. Tính toán các thông số tác nhân sấy



Hình 2 Đồ thị sấy lý thuyết

❖ Thông số tác nhân trước khi vào bộ gia nhiệt.

Địa điểm lắp đặt tại Khoa Công nghệ Nhiệt Lạnh, Trường Đại Học Công Nghiệp Tp Hồ Chí Minh có: $t_0 = 32^{\circ}\text{C}$, $\varphi_0 = 80\%$ lấy theo nhiệt độ và độ ẩm trung bình hằng năm.

Áp suất hơi bão hòa được tính như sau:

$$P_{bh0} = \exp\left(12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_0}\right) \exp\left(12 - \frac{4026,42}{235,5 + 32}\right) = 0,04726 \text{ (bar)}$$

Hàm ẩm:

$$\begin{aligned} d_0 &= 0,621 \cdot \frac{P_h}{P - P_h} = 0,621 \cdot \frac{\varphi_0 \cdot P_{bh0}}{P - \varphi_0 \cdot P_{bh0}} \\ &= 0,621 \cdot \frac{0,8 \cdot 0,04726}{1 - 0,8 \cdot 0,04726} = 0,0244 \text{ (kg/kgkk)} \end{aligned}$$

Enthalpy:

$$\begin{aligned} I_0 &= 1,0048 \cdot t_0 + d_0 \cdot (2500 + 1,842 \cdot t_0) \\ &= 1,0048 \cdot 32 + 0,0244 \cdot (2500 + 1,842 \cdot 32) = 94,59 \text{ (kJ/kg)} \end{aligned}$$

Nhiệt dung riêng dẫn xuất tại d_0 :

$$C_{dx}(d_0) = C_{pk} + C_{pa} \cdot d_0 = 1,0048 + 1,842 \cdot 0,024401 = 1,04 \text{ (kJ/kgk)}$$

Khối lượng riêng:

$$\rho_0 = \frac{p_k}{RT_0} = \frac{(p - \varphi_0 \cdot p_{bh0})}{R \cdot (t_0 + 273)} = \frac{(1 - 0,8 \cdot 0,04726) \cdot 10^5}{\frac{8314}{29} \cdot (32 + 273)} = 1,1 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

Thông số tác nhân sau khi ra khỏi bộ gia nhiệt.

Tác nhân sấy đi vào bộ gia nhiệt và được gia nhiệt lên $t_1 = 80^\circ\text{C}$.

Áp suất hơi bão hòa tại $t_1 = 80^\circ\text{C}$:

$$p_{bh1} = \exp\left(12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_1}\right) = \exp\left(12 - \frac{4026,42}{235,5 + 80}\right) = 0,467 \text{ bar}$$

Hàm ẩm:

$$d_0 = d_1 = 0,0244 \text{ (kg/kgkk)}$$

Enthalpy:

$$I_1 = 1,0048 \cdot t_1 + d_1 \cdot (2500 + 1,842 \cdot t_1) = 1,0048 \cdot 80 + 0,0244 \cdot (2500 + 1,842 \cdot 80) = 144,98 \text{ kJ/kg}$$

Độ ẩm sau khi gia nhiệt:

$$\varphi_1 = \frac{d_1 \cdot P}{(0,621 + d_1) \cdot p_{bh1}} = \frac{0,0244 \cdot 1}{(0,621 + 0,0244) \cdot 0,467} = 8,1\%$$

❖ Thông số tác nhân sấy sau khi ra khỏi buồng sấy

Tác nhân sấy sau khi ra khỏi buồng sấy có nhiệt độ $t_2 = 50^\circ\text{C}$.

$$p_{bh2} = \exp\left(12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_2}\right) = \exp\left(12 - \frac{4026,42}{235,5 + 50}\right) = 0,1221 \text{ bar}$$

Enthalpy: đối với sấy lý thuyết thì đẳng enthalpy.

$$I_1 = I_2 = 144,98 \text{ (kJ/kg)}$$

Hàm ẩm:

$$d_2 = \frac{I_2 - 1,0048 \cdot t_2}{2500 + 1,842 \cdot t_2} = \frac{144,98 - 1,0048 \cdot 50}{2500 + 1,842 \cdot 50} = 0,0365 \text{ kg/kgkk}$$

Độ ẩm sau khi ra khỏi buồng sấy.

$$\varphi_2 = \frac{d_2 \cdot P}{(0,621 + d_2) \cdot p_{bh2}} = \frac{0,0365 \cdot 1}{(0,621 + 0,0365) \cdot 0,1221} = 45,5\%$$

Lượng nguyên liệu đầu ra máy sấy:

$$G_2 = G_1 \cdot \frac{100 - M_1}{100 - M_2} = 5 \cdot \frac{100 - 1,5}{100 - 0,05} = 4,927 \text{ (kg/m}^2\text{)}$$

Lượng ẩm cần tách khỏi vật liệu sấy:

$$W = G_1 - G_2 = 5 - 4,927 = 0,073 \text{ (kg/m}^2\text{)}$$

Chi phí tác nhân riêng (lượng không khí khô cần thiết để bốc hơi 1 kg ẩm):

$$l = \frac{1}{d_2 - d_0} = \frac{1}{0,0365 - 0,0244} = 82,64 \text{ (kgkk/kg ẩm)}$$

Lượng không khí khô cần thiết để bốc hơi lượng ẩm trong vật liệu sấy:

$$L = W.l = 0,073.82,64 = 6,03 \text{ (kg/mẻ)}$$

Tiêu hao nhiệt lượng riêng cho quá trình sấy lý thuyết:

$$q = l(I_2 - I_0) = 82,64.(144,98 - 94,59) = 4164,23 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt lượng tiêu hao toàn quá trình sấy lý thuyết:

$$Q = W.q = 0,073.4164,23 = 303,99 \text{ kJ}$$

3.2. Tính toán vận tốc tác nhân sấy

Vận tốc bắt đầu chế độ sôi (vận tốc hóa sôi tối thiểu):

Tính toán vận tốc hóa sôi tối thiểu được đề cập ở chương 3. Theo đó, vận tốc sôi tối thiểu lấy theo giá trị thực nghiệm là $U_{mf} = 0,47 \text{ m/s}$.

Vận tốc làm việc tối ưu:

$$U_s = \frac{Re_s \cdot \mu_g}{\phi \cdot d_p \cdot \rho_g}$$

Thông số vật lý của không khí ở nhiệt độ trung bình $t_m = 0,5(t_1 + t_2) = 65^\circ\text{C}$:

$$\rho_k = 1,045 \text{ kg/m}^3 \quad a_k = 27,9 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$C_{pk} = 1,0105 \text{ kJ/kg} \quad \nu_k = 19,59 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\lambda_k = 2,93 \cdot 10^{-2} \text{ W/m.K} \quad Pr = 0,695$$

$$\mu_k = 20,35 \cdot 10^{-6} \text{ N.s/m}^2 \quad g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

Tính tiêu chuẩn Reynolds theo tiêu chuẩn Fedorov:

$$Fe = (\phi \cdot d_p) \cdot \sqrt[3]{\frac{4 \cdot g \cdot \rho_g \cdot (\rho_p - \rho_g)}{3 \cdot \mu_g^2}} = (0,85.892 \cdot 10^{-6}) \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 9,81 \cdot 1,045 \cdot (1598 - 1,045)}{3 \cdot (19,59 \cdot 10^{-6})^2}} = 29,16$$

Ở chế độ làm việc tối ưu:

$$Re_s = (0,19 \div 0,28) Fe^{1,56} = \frac{0,19 + 0,285}{2} \cdot 29,16^{1,56} = 45,3$$

$$\text{Theo (3.10): } U_s = \frac{45,3 \cdot 20,35 \cdot 10^{-6}}{0,85.892 \cdot 10^{-6} \cdot 1,045} = 1,16 \text{ (m/s)}$$

Tính tiêu chuẩn Reynolds theo tiêu chuẩn Archimedes:

$$Ar = \frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) \cdot g \cdot (\phi \cdot d_p)^3}{\mu_g^2} = \frac{1,045 \cdot (1598 - 1,045) \cdot 9,81 \cdot (0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6})^3}{(20,35 \cdot 10^{-6})^2} = 17231$$

Ở chế độ làm việc tối ưu:

$$Re_t = (0,22 \div 0,33) Ar^{0,52} = \frac{0,22 + 0,33}{2} \cdot 17231^{0,52} = 43,87$$

$$\text{Theo (3.10): } U_s = \frac{43,87 \cdot 20,35 \cdot 10^{-6}}{0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6} \cdot 1,045} = 1,13 \text{ (m/s)}$$

Sai số:

$$\varepsilon = \frac{1,16 - 1,13}{1,16} = 0,3\%$$

Theo thực nghiệm:

$$U_s = (2 \div 3) U_{mf} = (2 \div 3) \cdot 0,47 = 0,94 \div 1,41 \text{ m/s}$$

Vậy chọn $U_s = 1,2 \text{ m/s}$

❖ Vận tốc tới hạn trên

U_c được xác định theo phương trình:

$$U_c = (\phi \cdot d_p) \cdot \left[\frac{4 \cdot (\rho_p - \rho_g)^2 \cdot g^2}{225 \cdot \mu_g \cdot \rho_g} \right]^{1/3} = (0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6}) \left[\frac{4 \cdot (1598 - 1,045)^2 \cdot 9,81^2}{225 \cdot 20,35 \cdot 10^{-6} \cdot 1,045} \right]^{1/3} = 4,5 \text{ m/s}$$

$$\Rightarrow Re_c = \frac{\rho_g \cdot U_c \cdot d_p \cdot \phi}{\mu_g} = \frac{1,045 \cdot 4,5 \cdot 892 \cdot 10^{-6} \cdot 0,85}{20,35 \cdot 10^{-6}} = 175,2$$

Vì $0,4 < Re_c < 500$ nên không cần nhân thêm hệ số hiệu chỉnh.

Tính theo tiêu chuẩn Lyasenco:

Tiêu chuẩn Reynolds:

$$Re_c = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}} = \frac{17231}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{17231}} = 175,7$$

Tiêu chuẩn Lyasenco:

$$Ly = \frac{Re_c^3}{Ar} = \frac{175,7^3}{17231} = 314,8$$

Tốc độ tới hạn của dòng khí:

$$U_c = \sqrt[3]{\frac{Ly \cdot \mu_g \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_g)}{\rho_g^2}} = \sqrt[3]{\frac{314,8 \cdot 20,35 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 \cdot (1598 - 1,045)}{1,045^2}} = 4,5 \text{ m/s}$$

Hoặc tính theo hệ số lực cản:

$$U_c = \left[0,072 \cdot g \cdot \frac{(\phi \cdot d_p)^{8/5} \cdot (\rho_p - \rho_g)}{\rho_g^{2/5} \cdot \mu_g^{3/5}} \right]^{5/7} = \left[0,072 \cdot 9,81 \cdot \frac{(0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6})^{8/5} \cdot (1598 - 1,045)}{1,045^{2/5} \cdot (20,35 \cdot 10^{-6})^{3/5}} \right]^{5/7} = 4,2 \text{ m/s}$$

Vậy chọn $U_c = 4,5 \text{ m/s}$.

3.3. Xác định thời gian sấy vật liệu

a. Thời gian đốt nóng vật liệu:

Theo Trần Văn Phú [163], thời gian đốt nóng vật liệu được tính theo mối quan hệ giữa tiêu chuẩn Fourier với tiêu chuẩn Biot và nhiệt độ không thứ nguyên.

Nhiệt độ không thứ nguyên:

$$\theta^* = \frac{t_m - \theta_b}{t_m - \theta_0} = \frac{65 - 37}{65 - 32} = 0,848$$

$$\text{Với: } t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{80 + 50}{2} = 65^\circ\text{C}$$

$$\theta_0 = t_0 = 32^\circ\text{C}$$

$$\theta_b = t_{w1} = 37^\circ\text{C}$$

Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu trong quá trình sấy tầng sôi được xác định bằng phương trình thực nghiệm (theo Bùi Trung Thành, 2014):

$$\alpha_q = 5,6 + 4 \cdot U_s, \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$$

$$\Rightarrow \alpha_q = 5,6 + 4 \cdot 1,2 = 10,4 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}) = 12,1 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Tiêu chuẩn Biot:

$$\text{Bi} = \frac{\alpha_q \cdot R}{\lambda_{RS}}$$

Với R là bán kính của hạt vật liệu, $R = 446 \cdot 10^{-6} \text{ m}$.

$$\Rightarrow \text{Bi} = \frac{12,1 \cdot 446 \cdot 10^{-6}}{0,2716} = 0,0199 < 0,1$$

Trong trường hợp gia nhiệt hoặc làm nguội vật cầu có $\text{Bi} \rightarrow 0$ ($\text{Bi} \leq 0,1$) thì:

$$\theta^* = e^{-3 \cdot \text{Bi} \cdot \text{Fo}}$$

Tiêu chuẩn Fourier:

$$\Rightarrow \ln \theta^* = -3 \cdot \text{Bi} \cdot \text{Fo} \Rightarrow \text{Fo} = \frac{-\ln \theta^*}{3 \cdot \text{Bi}} = \frac{-\ln(0,848)}{3 \cdot 0,0199} = 2,76$$

Hệ số khuếch tán nhiệt của vật liệu:

$$a_{RS} = \frac{\lambda_{RS}}{C_{RS} \cdot \rho_p} = \frac{0,2716}{1318,4 \cdot 1598} = 1,29 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

Thời gian đốt nóng vật liệu:

$$Fo = \frac{a \cdot \tau_0}{R^2} \Rightarrow \tau_0 = \frac{Fo \cdot R^2}{a} = \frac{2,76 \cdot (446 \cdot 10^{-6})^2}{1,29 \cdot 10^{-7}} = 4,26 \text{ s} = 0,07 \text{ phút}$$

b. Thời gian sấy đẳng tốc:

Tốc độ sấy, theo Trần Văn Phú [163]:

$$U_1 = \frac{100 \cdot q_M}{R \cdot \rho_p}$$

Mật độ dòng nhiệt liên hệ với mật độ dòng ẩm trên bề mặt vật liệu sấy theo phương trình:

$$q = q_M \cdot r$$

Với: $q = \alpha_q (t_m - \theta_b) = 12,1 \cdot (65 - 37) = 338,8 \text{ W/m}^2 = 1219,7 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h)}$

$r = 2345 \text{ kJ/kg}$, nhiệt ẩn hóa hơi tại nhiệt độ t_m

$$\Rightarrow q_M = \frac{q}{r} = \frac{1219,7}{2345} = 0,52 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

Vậy tốc độ sấy giai đoạn đẳng tốc:

$$U_1 = \frac{100 \cdot 0,52}{446 \cdot 10^{-6} \cdot 1598} = 72,96 \text{ %/h}$$

Độ ẩm cân bằng của vật liệu:

Áp dụng kết quả nghiên cứu trong chương 3, phương trình thực nghiệm xác định độ ẩm cân bằng (3.25):

$$\begin{aligned} M_{dbs} &= 0,0069 + 0,0012 \cdot \varphi + 1,2 \cdot 10^{-6} \cdot t - 3,45 \cdot 10^{-5} \cdot \varphi^2 - 7,6 \cdot 10^{-6} \cdot \varphi \cdot t + 4,0 \cdot 10^{-7} \cdot \varphi^3 + 1,0 \cdot 10^{-7} \cdot \varphi^2 \cdot t \\ &= 0,0069 + 0,0012 \cdot 0,8 + 1,2 \cdot 10^{-6} \cdot 32 - 3,45 \cdot 10^{-5} \cdot 0,8^2 - 7,6 \cdot 10^{-6} \cdot 0,8 \cdot 32 \\ &\quad + 4,0 \cdot 10^{-7} \cdot 0,8^3 + 1,0 \cdot 10^{-7} \cdot 0,8^2 \cdot 32 = 0,008\% \end{aligned}$$

Với nhiệt độ và độ ẩm môi trường bảo quản là 32°C và 80%.

Chuyển đổi từ độ ẩm cơ sở ướt sang độ ẩm cơ sở khô:

$$M_{db} = \frac{M}{100 - M} \cdot 100, \%$$

Do đó:

- $M_1 = 1,5\% \quad \Rightarrow M_{k1} = 1,523\%$
- $M_2 = 0,05\% \quad \Rightarrow M_{k2} = 0,05\%$

- $M_{ke} = 0,008\%$

Hệ số tương đối:
$$\chi = \frac{1,8}{M_{db1}} = \frac{1,8}{1,523} = 1,182$$

Độ ẩm tới hạn:
$$M_{dbx1} = \frac{1}{\chi} + M_{dbe} = \frac{1}{1,182} + 0,008 = 0,854\%$$

Thời gian sấy đẳng tốc được xác định bằng phương trình:

$$\tau_1 = \frac{M_{k1} - M_{kx1}}{U_1} = \frac{1,523 - 0,854}{72,96} = 0,009 \text{ h} = 0,55 \text{ phút}$$

c. Thời gian sấy giảm tốc:

Theo Trần Văn Phú [163]:

$$\tau_2 = \frac{2,3}{\chi U} \ln \left(\frac{M_{kx1} - M_{ke}}{M_{k2} - M_{ke}} \right), \text{ h}$$

Thay các giá trị vào, ta được:

$$\tau_2 = \frac{2,3}{1,182 \cdot 72,96} \ln \left(\frac{0,854 - 0,008}{0,05 - 0,008} \right) = 0,08 \text{ h} = 4,81 \text{ phút}$$

Tổng thời gian sấy:

$$\tau = \tau_0 + \tau_1 + \tau_2 = 0,07 + 0,55 + 4,81 = 5,43 \text{ phút}$$

Đây là thời gian lý thuyết cần thiết để hạt đường RS tồn tại trong buồng sấy nhằm đảm bảo sau khi ra khỏi máy sấy đạt độ ẩm yêu cầu. Thông số này còn gọi là thời gian lưu lý thuyết.

4. Tính toán quá trình sấy thực

Từ các dữ liệu thiết kế:

Năng suất đầu vào của máy sấy:	5 kg/m ²
Đường kính vật liệu:	$d_p = 892 \mu\text{m}$
Khối lượng riêng thể tích:	$\rho_b = 889 \text{ kg/m}^3$
Khối lượng riêng:	$\rho_p = 1598 \text{ kg/m}^3$
Độ rỗng ở trạng thái tĩnh	$\varepsilon_s = 0,444$

Thể tích lớp vật liệu thường xuyên nằm trên ghi phân phối (Trần Văn Phú, 2009):

$$V = \frac{G_1}{\varepsilon_0 \cdot \rho_b} = \frac{5}{0,444 \cdot 889} = 0,0127 \text{ m}^3$$

mà $V = A_{bs} \cdot h$

Chiều cao lớp hạt nằm trên ghi đỡ hạt, chọn $h = 0,3$ m, chiều cao buồng sấy là $H = 0,65$ m để lắp cửa kính quan sát và phễu cấp liệu.

$$\Rightarrow A_{bs} = \frac{\pi \cdot D_{bs}^2}{4} = \frac{V}{h} = 0,042 \quad (\text{m}^2)$$

Đường kính buồng sấy:

$$\Rightarrow D_{bs} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{bs}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,042}{\pi}} = 0,232 \text{ m}$$

Chọn đường kính buồng sấy là $D_{bs} = 0,25$ m = 250 mm và chiều cao $H = 650$ mm. Diện tích mặt cắt ngang buồng sấy khi đó là $A_{bs} = 0,049$ m².

Lưu lượng tác nhân thực tế đi vào buồng sấy:

$$V_m = U \cdot A_{bs} = 1,2 \cdot 0,049 = 0,0588 \text{ m}^3/\text{s}$$

Xác định kích thước buồng lắng:

Tính vận tốc tác nhân tại thời điểm bắt đầu trạng thái lơ lửng hạt, U'_c đối với hạt có đường kính bé nhất $d_{\min} = 100 \cdot 10^{-6}$ m. Áp dụng phương trình tính vận tốc cuốn hạt theo Kunii (1991):

$$v_{th} = (\phi \cdot d_p) \cdot \left[\frac{4 \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g^2}{225 \cdot \mu_g \cdot \rho_g} \right]^{1/3} = (0,85 \cdot 100 \cdot 10^{-6}) \cdot \left(\frac{4 \cdot (1598 - 1,045)^2 \cdot 9,81^2}{225 \cdot 20,35 \cdot 10^{-6} \cdot 1,045} \right)^{1/3} = 0,5 \text{ m/s}$$

Vận vận tốc dòng tác nhân tại buồng lắng phải có giá trị $U_l < U'_c$, và vì trong quá trình sấy tầng sôi các hạt đường va chạm với nhau sẽ gây vỡ tạo ra một thành phần hạt nhỏ hơn, do đó để tránh thất thoát thành phần mới sinh ra này, ta chọn $U_l = 0,5$ m/s.

Tiết diện buồng lắng:

$$A_l = \frac{V_m}{U_l} = \frac{0,0588}{0,5} = 0,1176 \text{ m}^2$$

Đường kính buồng lắng:

$$D_l = \sqrt{\frac{4 \cdot A_l}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1176}{\pi}} = 0,38 \text{ m}$$

Vậy ta chọn đường kính phần rộng nhất của buồng lắng là 400 mm và chiều cao buồng lắng là 250 mm.

a) *Tính nhiệt thiết bị sấy*

- Tồn thất do vật liệu sấy mang đi:

$$Q_v = G_2 \cdot C_v \cdot (\theta_2 - \theta_1) \Rightarrow q_v = \frac{G_2 \cdot C_v}{W} (\theta_2 - \theta_1), \text{ kJ/kg } \dot{\text{a}}\text{m}$$

Trong đó: $G_2 = 4,927 \text{ kg/m}^3$

$$W = 0,073 \text{ kg/m}^3$$

$$\theta_2 = 50^\circ\text{C}$$

$$\theta_1 = 32^\circ\text{C}$$

Do vậy: $q_v = \frac{4,927 \cdot 1,3184}{0,073} (50 - 32) = 1601,7 \text{ kJ/kg } \dot{\text{a}}\text{m}$

- Tổng thất nhiệt ra môi trường

Không gian sấy bao gồm hai phần buồng sấy và buồng lắng.

Diện tích xung quanh buồng sấy:

$$A_{bs}^{xq} = \pi \cdot D_{bs} \cdot H_{bs} = \pi \cdot 0,25 \cdot 0,65 = 0,511 \text{ m}^2$$

Diện tích buồng lắng:

Xem như buồng lắng có hình dạng hình trụ tròn:

$$A_{bl}^{xq} = \pi \cdot D_{bl} \cdot H_{bl} + \frac{\pi \cdot D_{bl}^2}{4} = \pi \cdot 0,4 \cdot 0,25 + \frac{\pi \cdot 0,4^2}{4} = 0,44 \text{ m}^2$$

Tổng diện tích xung quanh: $A_{xq} = A_{bs}^{xq} + A_{bl}^{xq} = 0,511 + 0,44 = 0,951 \text{ m}^2$

Thiết bị sấy được làm bằng thép không rỉ dày $\delta_1 = 0,003 \text{ m}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 50 \text{ W/(m.K)}$, bên ngoài được bọc một lớp cách nhiệt dày $\delta_2 = 0,020 \text{ m}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,055 \text{ W/(m.K)}$.

Ta có: $t_{f1} = t_m = 65^\circ\text{C}$

$$t_{f2} = t_0 = 32^\circ\text{C}$$

Mật độ dòng nhiệt:

$$q_{m1} = \alpha_1 \cdot (t_{f1} - t_{w1}) = 12,1 \cdot (65 - t_{w1}) \text{ W/m}^2 \quad (*)$$

Truyền nhiệt qua tấm thép là dẫn nhiệt qua vách phẳng có mật độ dòng nhiệt:

$$q_{m2} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} \cdot (t_{w1} - t_{w2}) \text{ W/m}^2$$

Hệ số dẫn nhiệt trên một đơn vị chiều dày: $\frac{\delta_1}{\lambda_1} = \frac{50}{0,003} = 16667 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$

Do tỷ số $\frac{\delta_1}{\lambda_1}$ quá lớn nên xem như $t_{w1} = t_{w2}$ (Hoàng Đình Tín, 2001).

Truyền nhiệt qua lớp cách nhiệt cũng là dẫn nhiệt qua vách phẳng có mật độ dòng nhiệt:

$$q_{m3} = \frac{\lambda_2}{\delta_2} \cdot (t_{w2} - t_{w3}) = \frac{0,055}{0,020} \cdot (t_{w2} - t_{w3}) = 2,75 \cdot (t_{w2} - t_{w3}) \text{ W/m}^2 \quad (**)$$

Tỏa nhiệt ra bên ngoài xem như là đối lưu tự nhiên chảy rối với hệ số tỏa nhiệt đối lưu:

$$\alpha_2 = 1,715 \cdot (t_{w3} - t_{t2})^{0,333} \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\text{Mật độ dòng nhiệt: } q_{m4} = \alpha_2 \cdot (t_{w3} - t_{t2}) = 1,715 \cdot (t_{w3} - t_{t2})^{1,333} \text{ W/m}^2 \quad (***)$$

Kết hợp các phương trình (*), (**), (***), ta được hệ phương trình:

$$\begin{cases} q_{m1} = 12,1 \cdot (65 - t_{w1}) \\ q_{m3} = 2,75 \cdot (t_{w2} - t_{w3}) \\ q_{m4} = 1,715 \cdot (t_{w3} - t_{t2})^{1,333} \end{cases}$$

Giả sử quá truyền nhiệt là ổn định thì: $q_{m1} = q_{m2} = q_{m3} = q_{m4}$

Dùng phương pháp lập bảng cách cho trước giá trị t_{w1} , ta lần lượt tìm các giá trị còn lại và lập thành bảng sau:

Bảng 1 Kết quả tính nhiệt quá trình sấy thực

STT	t_{w1} (°C)	q_{m1} (W/m ²)	t_{w3} (°C)	α_2 (W/m ² K)	q_{m4} (W/m ²)	Sai số (%)
1	65	0	65	5,495	181,32	
2	64,5	6,05	59	5,139	138,76	95,64
3	64	12,1	53	4,727	99,26	87,81
4	63,5	18,5	47	4,226	63,39	71,37
5	63	24,2	41	3,565	32,08	24,56
6	62,9	25,41	39,8	3,399	26,51	4,15
7	62,5	30,25	35	2,473	7,42	25,45

Vậy chọn: $t_{w1} = 62,9^\circ\text{C}$

$$t_{w3} = 39,8^\circ\text{C}$$

$$\alpha_2 = 3,399 \text{ W/(m}^2\text{.K)}$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$k_q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{12,1} + \frac{0,003}{50} + \frac{0,020}{0,055} + \frac{1}{3,399}} = 1,35 \text{ W/(m}^2\text{.K)}$$

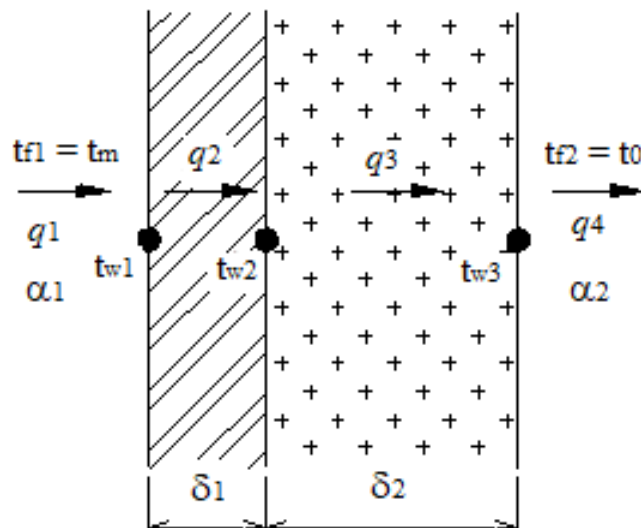
Mật độ dòng nhiệt truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt truyền nhiệt:

$$q = k_q \cdot (t_{t1} - t_{t2}) = 1,35 \cdot (65 - 32) = 44,55 \text{ W/m}^2$$

Tôn thất nhiệt ra môi trường:

$$Q_{mt} = A_{xq} \cdot q \cdot \tau = 0,951.44,55.5,43.60 = 13801 \text{ J} = 13,801 \text{ kJ}$$

$$\Rightarrow q_{mt} = \frac{Q_{mt}}{W} = \frac{13,801}{0,073} = 189,05 \text{ kJ/kg ảm}$$



Hình 3 Truyền nhiệt qua vách phẳng 2 lớp

Nhiệt lượng có ích q_1 :

Theo Trần Văn Phú [163]: $q_1 = i_2 - 4,186 \cdot t_0$

$$\text{Với } i_2 = r + 1,842 \cdot t_2 = (2345 + 1,842 \cdot 50) = 2437 \text{ kJ/kg ảm}$$

Nên: $q_1 = 2437 - 4,186 \cdot 32 = 2303,15 \text{ kJ/kg ảm}$

Nhiệt lượng bổ sung thực tế:

$$\Delta = c_a \cdot t_0 - q_v - q_{mt} = 4,186 \cdot 32 - 1601,7 - 189,05 = -1656,8 \text{ kJ/kg ảm}$$

b) *Tính toán quá trình sấy thực*

Độ chứa hơi của khí thải sau quá trình sấy thực (Bùi Trung Thành, 2014):

$$d_2 = d_0 + \frac{Cdx(d_0) \cdot (t_1 - t_2)}{i_2 - \Delta} = d_0 + \frac{Cdx(d_0) \cdot (t_1 - t_2)}{(r + 1,842 \cdot t_2) - \Delta}$$

$$\Rightarrow d_2 = 0,0244 + \frac{1,05 \cdot (80 - 50)}{(2345 + 1,842 \cdot 50) + 1656,8} = 0,0321 \text{ kg/kgkk}$$

Phương trình cân bằng nhiệt của quá trình sấy thực:

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l} = I_1 + \Delta(d_2 - d_0) = 144,98 - 1656,8 \cdot (0,0321 - 0,0244) = 132,22 \text{ kJ/kg}$$

Độ ẩm tương đối sau quá trình sấy thực tế:

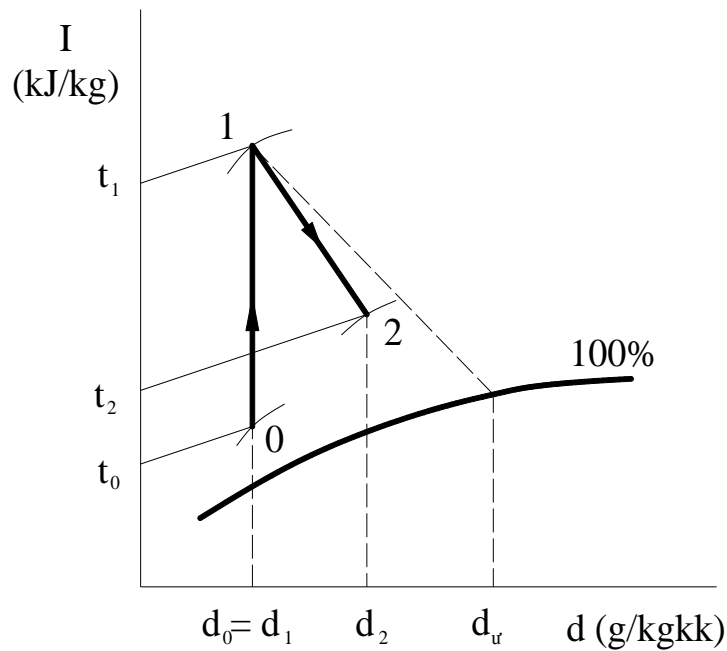
$$\varphi_2 = \frac{P.d_2}{p_{bh2}(0,621+d_2)} = \frac{1,0,0321}{0,1221.(0,621+0,0321)} = 40,2\%$$

Lượng không khí thực tế cần thiết cho quá trình sấy:

$$l = \frac{1}{0,0321-0,0244} = 129,87 \text{ kgkk/kg ẩm}$$

Theo Bùi Trung Thành (2014), tổn thất nhiệt do tác nhân sấy mang đi được xác định bằng:

$$q_2 = l \cdot Cdx(d_0).(t_2 - t_0) = 129,87 \cdot 1,05 \cdot (50 - 32) = 2454,55 \text{ kJ/kg ẩm}$$



Hình 4 Đồ thị quá trình sấy thực tế

Nhiệt lượng tiêu hao riêng:

$$q = l.(I_2 - I_0) - \Delta = 129,87.(132,22 - 94,59) + 1656,8 = 6543,81 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Nếu tính theo phương trình cân bằng:

$$\begin{aligned} q' &= q_1 + q_2 + q_v + q_{mt} \\ &= 2303,15 + 2454,55 + 1601,7 + 189,05 = 6548,45 \text{ kJ/kg ẩm} \end{aligned}$$

Sai số tương đối do tính toán: $\frac{|q - q'|}{q} = 0,07\%$

Nhiệt lượng tiêu hao cho cả quá trình sấy:

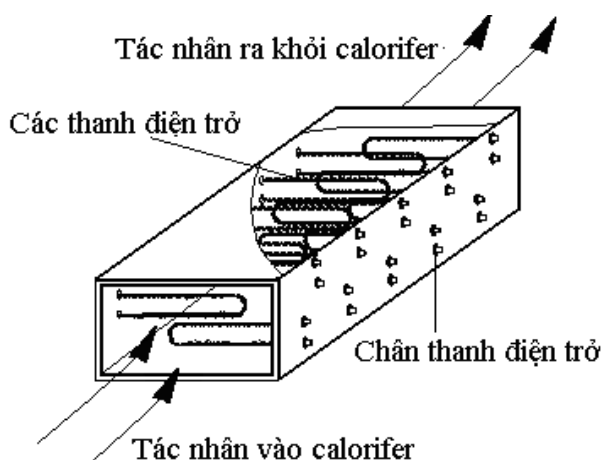
$$Q = W.q' = 0,073.6548,45 = 478 \text{ kJ}$$

Bảng 2 Cân bằng nhiệt lượng cho quá trình sấy

STT	Đại lượng	Ký hiệu	Trị số, kJ/kg ẩm
1	Nhiệt lượng có ích	q_1	2303,15
2	Tổn thất do TNS mang đi	q_2	2454,55
3	Tổn thất do VLS mang đi	q_v	1601,7
4	Tổn thất ra môi trường	q_{mt}	189,05
5	Tiêu hao nhiệt lượng riêng	q	6548,45

5. Thiết kế buồng gia nhiệt điện trở

Buồng đốt loại này có cấu tạo đơn giản, gồm các thanh điện trở (loại thanh thẳng hoặc chữ U) lắp sole nhau. Các thanh điện trở này có thể được thiết kế riêng hoặc chọn từ các loại có sẵn trên thị trường. Khi thiết kế bộ gia nhiệt loại này, cách đơn giản là từ công suất cần thiết, lựa chọn thanh điện trở có sẵn, từ đó tính ra số thanh điện trở. Nếu số lượng thanh quá lớn, có thể chọn loại thanh có công suất lớn hơn, tuy nhiên giá thành khi thay thế sẽ đắt hơn.

**Hình 5** Cấu tạo của buồng gia nhiệt điện trở

Lưu lượng tác nhân cần vận chuyển vào máy sấy:

Để đáp ứng được các thực nghiệm đa yếu tố với vận tốc khí trong buồng sấy lên đến 3 m/s, buồng gia nhiệt cần được thiết kế với công suất lớn hơn.

$$\text{Diện tích vị trí xung khí: } A_{bs} = \frac{A_{bs}}{3} = \frac{0,049}{3} = 0,016 \text{ m}^2$$

Lưu lượng tác nhân tối đa đi vào buồng sấy:

$$V_m = U_{\max} \cdot A_{bs} = 3 \cdot 0,016 = 0,049 \text{ m}^3/\text{s}$$

Nhiệt lượng cần cấp cho tác nhân:

$$Q = V_m \cdot \rho_k \cdot (I_1 - I_0) = 0,049 \cdot 1,045 \cdot (144,98 - 94,59) = 2,58 \text{ kW}$$

Chọn các thanh điện trở chữ U, dùng nguồn điện 220V, với các thông số sau:

- Vật liệu: Inox 304
- Đường kính ngoài thanh: 12mm
- Đường kính đai ốc cố định thanh: 22mm
- Đường kính cánh: 28mm
- Bề dày cánh: 1mm
- Bước cánh: 5mm
- Khoảng cách giữa hai chân thanh điện trở: 80mm
- Công suất nhiệt: 1,0 kW
- Chiều dài: 600mm

Số lượng các thanh điện trở:
$$n = \frac{Q}{q_{thanh}} = \frac{2,58}{1} = 2,58$$

Ta chọn $n = 3$ thanh điện trở để dễ cấp nguồn.



Hình 6 Thanh điện trở chữ U

Các thanh điện trở được lắp sole vào hai mặt bên của buồng với bước dọc $S_1 = 50\text{mm}$, bước ngang $S_2 = 40\text{mm}$ để tăng tiết diện tiếp xúc với gió vào. Buồng gia nhiệt có kích thước như sau: 400mm (dài) x 300mm (rộng) x 220mm (cao)

6. Tính chọn quạt cấp tác nhân sấy

Lưu lượng quạt được xác định qua công thức (Bùi Trung Thành, 2014):

$$V_q = K \cdot V_m, \text{ m}^3/\text{s}$$

Trong đó K là hệ số dự phòng. Do quạt được lựa chọn để tiến hành thí nghiệm ở các mức vận tốc khác nhau nên cần chọn lưu lượng lớn hơn giá trị cần thiết. Ở đây, chọn $K = 1,5$.

Do vậy:
$$V_q = 1,5 \cdot 0,049 = 0,074 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tổng cột áp cần khắc phục ΔP , được tính theo công thức:

$$\Delta P = \Delta P_L + \Delta P_{cb} + \Delta P_{ms}, \text{ Pa}$$

a) *Trở lực qua lớp vật liệu trên ghi*

- Khối lượng riêng của dòng khí ở nhiệt độ t_m , $\rho_g = 1,045 \text{ kg/m}^3$
- Độ nhớt động học của dòng khí ở nhiệt độ t_m , $\mu_g = 20,35 \cdot 10^{-6} \text{ N.s/m}^2$
- Độ rỗng của lớp hạt trạng thái sôi tối thiểu, $\varepsilon_{mf} = 0,488$
- Vận tốc khí bề mặt qua lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu, $U_{mf} = 0,47 \text{ m/s}$
- Cầu tính của hạt, $\phi = 0,85$
- Chiều cao của lớp hạt ban đầu, $h_0 = 300 \text{ mm}$
- Chiều cao của lớp hạt ở trạng thái sôi tối thiểu, theo [14]:

$$H_{mf} = H_s \frac{1 - \varepsilon_s}{1 - \varepsilon_{mf}} = 0,3 \cdot \frac{1 - 0,444}{1 - 0,488} = 0,326 \text{ m} = 326 \text{ mm}$$

Trở lực qua lớp vật liệu ở trạng thái sôi tối thiểu, theo Ergun [14]:

$$\frac{\Delta P_{mf}}{H_{mf}} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu_g U_{mf}}{(\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g U_{mf}^2}{\phi d_p}$$

$$\Rightarrow \Delta P_{mf} = 0,326 \left[150 \frac{(1 - 0,488)^2}{0,488^3} \frac{20,35 \cdot 10^{-6} \cdot 0,47}{(0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6})^2} + 1,75 \frac{(1 - 0,488)}{0,488^3} \frac{1,045 \cdot 0,47^2}{0,85 \cdot 892 \cdot 10^{-6}} \right]$$

$$= 2600 \text{ N/m}^2$$

Do trạng thái sôi tối thiểu có trở lực là lớn nhất nên đây cũng chính là trở lực qua lớp vật liệu khi xác định cột áp quạt: $\Delta P_L = \Delta P_{mf} = 260 \text{ Pa}$

b) *Trở lực qua ghi phân phối tác nhân*

Theo Krishnaiah [17]:

$$\Delta P_{ppk} = (0,2 \div 0,4) \Delta P_L = 0,3 \cdot 260 = 780 \text{ N/m}^2$$

c) *Trở lực cục bộ qua buồng gia nhiệt*

Bộ gia nhiệt điện trở là thiết bị trao đổi nhiệt với các thanh điện trở dạng ống với cánh xoắn uốn cong, dòng khí chuyển động ngang qua chùm ống, trở lực được tính theo công thức, theo [14]:

$$\Delta P_s = Eu \cdot \rho_g \cdot \omega^2, \text{ N/m}^2$$

Trong đó, theo [14] chuẩn số Euler được tính theo:

$$Eu = C.C_z.C_s \cdot \left(\frac{l_o}{d_{td}} \right)^{0,3} Re^n$$

Với chùm ống bố trí so le [14]: $C = 2,7$; $C_s = 1$; $n = -0,25$

Hệ số C_z tra theo bảng 9.1 [14] phụ thuộc vào số hàng ống z .

Với $z = 8$ thì $C_z = 8$

Các thông số của thanh điện trở như sau :

- Vận tốc dòng khí tại tiết diện thu hẹp: $\omega = 10,73$ m/s
- Đường kính ngoài của thanh điện trở: $d_{ng} = 0,012$ m
- Đường kính ngoài của cánh: $D = 0,028$ m
- Chiều cao cánh: $h_c = 0,013$ m
- Bề dày cánh: $\delta_c = 0,001$ m
- Bước cánh: $S_c = 0,005$ m
- Khoảng cách giữa hai thanh theo chiều dọc: $S_1 = 0,05$ m
- Khoảng cách giữa hai thanh theo chiều ngang: $S_2 = 0,04$ m

Diện tích mặt ngoài có cánh F tính trên một mét chiều dài thanh điện trở:

$$\begin{aligned} F &= F_{\text{cánh}} + F_{\text{thanh}} \\ &= \frac{\pi}{4} (D^2 - d_{ng}^2) \left(\frac{1000}{5} + 1 \right) + \pi d_{ng} = \frac{\pi}{4} (0,028^2 - 0,012^2) \left(\frac{1000}{5} + 1 \right) + \pi \cdot 0,012 \\ &= 0,139 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diện tích không bị cánh choán chỗ (giữa các cánh) F_o tính trên một mét chiều dài thanh điện trở:

$$\begin{aligned} F_o &= F_{\text{thanh}} + F_{\text{ch}} = \pi d_{ng} - \left(\frac{1000}{5} + 1 \right) + \pi d_{ng} \delta_c = \pi \cdot 0,012 - \left(\frac{1000}{5} + 1 \right) + \pi \cdot 0,012 \cdot 0,001 \\ &= 0,0301 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Tỉ số giữa tổng diện tích mặt ngoài có cánh (F) và diện tích không bị cánh choán chỗ (giữa các cánh) (F_o):

$$\varphi' = \frac{F}{F_o} = \frac{0,139}{0,0301} = 4,618$$

Đường kính tương đương của tiết diện thu hẹp:

$$d_{td} = \frac{2[S_c \cdot (S_1 - d_{ng}) - 2\delta_c h_c]}{2h_c + S_c}$$

$$= \frac{2[0,005 \cdot (0,05 - 0,012) - 2 \cdot 0,001 \cdot 0,013]}{2 \cdot 0,013 + 0,005} = 0,0106 \text{ m}$$

Kích thước đặc trưng quy ước l_o tính theo [11]:

$$l_o = \frac{d_{ng}}{\phi'} + \left(1 - \frac{1}{\phi'}\right) \sqrt{0,785 \cdot (D^2 - d_{ng}^2)}$$

$$\Rightarrow l_o = \frac{0,012}{4,618} + \left(1 - \frac{1}{4,618}\right) \sqrt{0,785 \cdot (0,028^2 - 0,012^2)} = 0,0206 \text{ m}$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{\rho_k \cdot \omega \cdot l_o}{\mu_k} = \frac{0,8815 \cdot 10,73 \cdot 0,0206}{24,9 \cdot 10^{-6}} = 7825$$

Chuẩn số Euler:

$$Eu = 2,7 \cdot 1,8 \cdot \left(\frac{0,0206}{0,0106}\right)^{0,3} \cdot 7825^{-0,25} = 2,803$$

Khi đó trở lực qua bộ gia nhiệt:

$$\Delta P_s = 2,803 \cdot 1,045 \cdot 10,73^2 = 337,2 \text{ N/m}^2$$

d) *Trở lực ma sát từ quạt đến buồng sấy*

Với khoảng cách từ quạt đến buồng sấy ngắn, tổng chiều dài ống dẫn không khí đo được sau khi bố trí trên bản vẽ là 1,8 m, do vậy tổn thất áp suất do ma sát rất thấp, có thể sử dụng phương pháp ma sát đồng đều để tính toán. Chọn tổn thất áp suất trên 1 m ống là 1 Pa/m, tổn thất ma sát trong toàn hệ thống là:

$$\Delta P_{ms} = 1,8 \cdot 1 = 1,8 \text{ Pa}$$

Cột áp toàn phần của quạt:

$$\Delta P = 2600 + 780 + 337,2 + 1,8 = 3719 \text{ N/m}^2$$

Công suất quạt lý thuyết:

$$N_{lt} = \frac{\Delta P \cdot V_q}{1000 \cdot \eta} = \frac{3719 \cdot 0,074}{1000 \cdot 0,5} = 0,55 \text{ kW}$$

Chọn hệ số công suất là 1,2 [1]. Công suất động cơ quạt:

$$N_{đc} = 1,2 \cdot N_{lt} = 1,2 \cdot 0,55 = 0,66 \text{ kW}$$

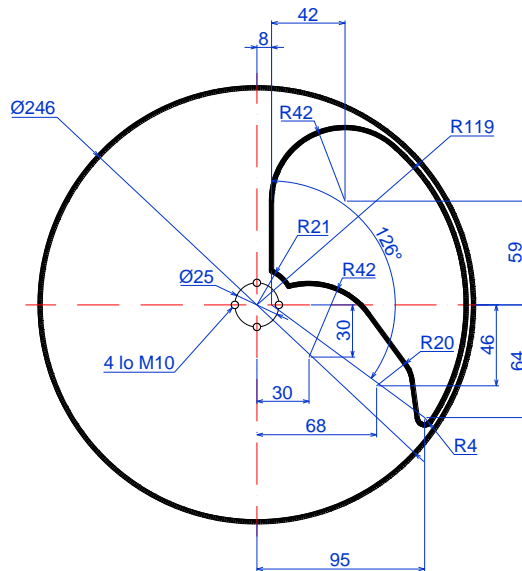
Vậy chọn động cơ quạt có công suất 0,75 kW (1Hp), lưu lượng quạt 300 m³/h và cột áp 380 mmH₂O.

7. Thiết bị tạo xung khí

Lưu lượng tác nhân đi vào bộ tạo xung (theo tính toán ở mục 5):

$$V_{xk} = V_m = 0,074 \text{ m}^3/\text{s}$$

Với máy sấy tầng sôi xung khí có bộ tạo xung dạng đĩa quay thông thường thì buồng sấy được chia thành 01 hoặc 02 vùng riêng biệt (Gawrzynski và cộng sự, 2007; Rogula, 2009; Todor, 2001). Trong hệ thống sấy này, bộ phân phối khí sẽ được thiết kế dạng đĩa quay với đường kính 246 mm, với 01 lỗ cấp khí được khoét theo kích thước như sau (Kudra, T., & Mujumdar, A. S. (2009)):



Hình 7 Đĩa quay phân phối khí trên máy sấy tầng sôi xung khí dạng mẻ
Với buồng sấy có đường kính 250 mm thì chọn đường kính đĩa quay là $D_{dq} = 246$

mm. Diện tích đĩa quay là: $A_{dq} = \frac{\pi D_{dq}^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,246^2}{4} = 0,048 \text{ m}^2$

Chọn lỗ phân phối khí trên đĩa quay có tiết diện bằng 1/3 diện tích đĩa quay. Vậy diện tích của lỗ phân phối khí là:

$$A_{ppk} = \frac{A_{dq}}{3} = 0,016 \text{ m}^2$$

Khối lượng đĩa quay tạo xung:

$$m = (A_{dq} - A_{ppk}) \delta \cdot \rho_{thep}$$

Trong đó:

- + A_{dq} là diện tích đĩa quay, m^2
 - + A_{ppk} là diện tích lỗ phân phối khí, m^2
 - + δ là độ dày của đĩa, m. Chọn $\delta = 0,005$ m
 - + $\rho_{thép}$ là khối lượng riêng của thép, $\rho_{thép} = 7950$ kg/m^3
- $$m = (0,048 - 0,016) \cdot 0,005 \cdot 7950 = 1,272$$
- kg

Tốc độ quay của đĩa xoay:

$$n = \frac{60f}{p} = \frac{60 \cdot 50}{2} = 1500 \text{ RPM}$$

Với:

- + f là tần số động cơ, Hz
- + p là số cặp cực, chọn động cơ có $p = 2$

$$\omega = \frac{\pi n}{30} = \frac{\pi \cdot 1500}{30} = 157,1 \text{ rad/s}$$

Momen quán tính của đĩa quay quanh trục thẳng đứng:

$$I = \frac{mR^2}{2} = \frac{1,272 \cdot 0,123^2}{2} = 0,0096 \text{ kg.m}^2$$

Trong đó :

- m là khối lượng đĩa xoay, kg
- R là bán kính đĩa xoay, m. $R = 0,123$ m

Công suất cần thiết của động cơ:

$$N = \frac{I\omega^2}{2} = \frac{0,0096 \cdot 157,1^2}{2} = 118,5 \text{ W}$$

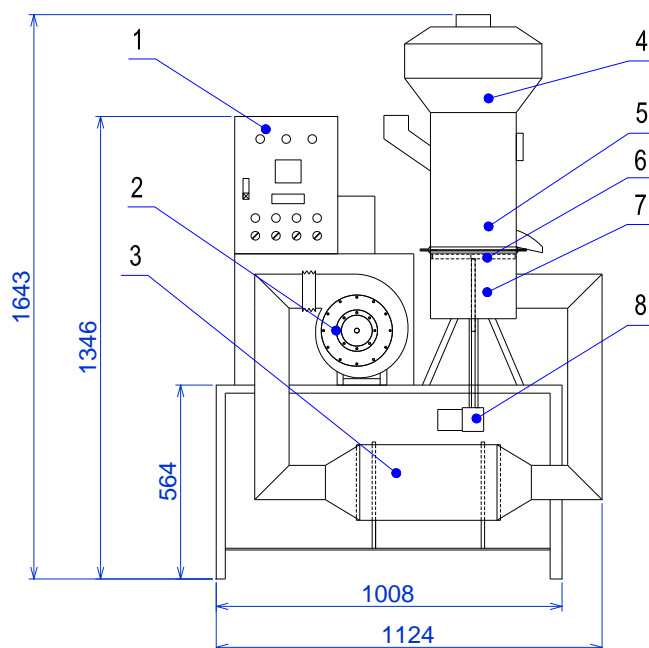
Vậy ta chọn động cơ có công suất 125 W.

7. Kết luận

Thông qua nghiên cứu lý thuyết, luận án đã thiết kế được các kích thước cơ bản của thiết bị sấy và lựa chọn được các thiết bị đi kèm trong hệ thống như quạt, bộ gia nhiệt, bộ tạo xung khí. Từ các kết quả này sẽ tiến hành thiết lập bản vẽ và chế tạo mô hình để tiến hành nghiên cứu thực nghiệm. Các thông số cơ bản của hệ thống sấy đã thiết kế được trình bày trong bảng sau:

Bảng 3 Thông số cơ bản của các thiết bị trong hệ thống sấy

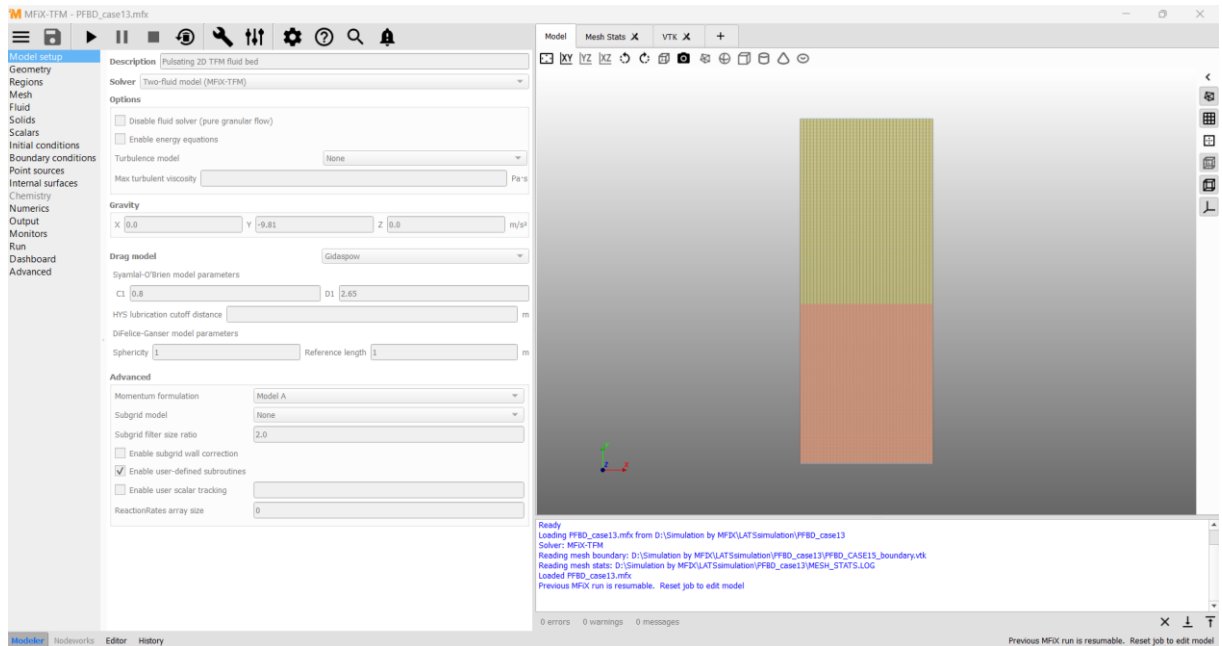
STT	Thiết bị/bộ phận	Thông số kỹ thuật
1	Quạt cấp tác nhân	Lưu lượng: 300 m ³ /h Cột áp: 3800 Pa Công suất động cơ: 1 Hp Đường kính guồng: 350 mm Nguồn điện: 380V-3Ph-50Hz
2	Buồng gia nhiệt	Kích thước tổng thể: 400 x 300 x 220 (mm) Công suất nhiệt: 3 kW Nguồn điện: 380V-3Ph-50Hz
3	Thiết bị tạo xung khí	Đường kính đĩa quay: 246 mm Diện tích lỗ phân phối: 0,016 m ² Số lỗ trên đĩa quay: 01 Công suất động cơ: 125 W Nguồn điện: 220V-1Ph-50Hz
4	Buồng sấy	Đường kính: 250 mm Chiều cao: 650 mm Vật liệu chế tạo: SUS304
5	Buồng lắng	Đường kính: 400 mm Chiều cao: 250 mm Vật liệu chế tạo: SUS304

**Hình 8** Kích thước tổng thể của mô hình

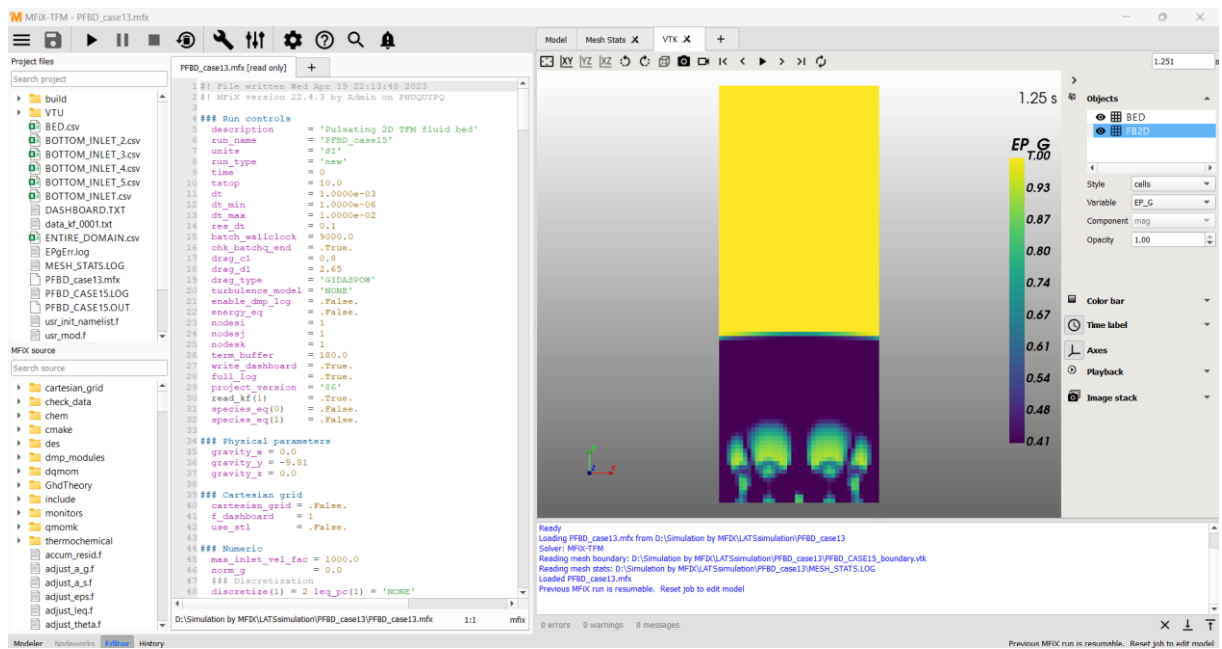


Hình 9 Các dụng cụ đo phục vụ thí nghiệm

Phụ lục 2: Giao diện phần mềm Mfix sử dụng hỗ trợ mô phỏng số



Hình 1 Giao diện thiết lập các thông số mô phỏng



Hình 2 Giao diện biên soạn code và quan sát kết quả mô phỏng

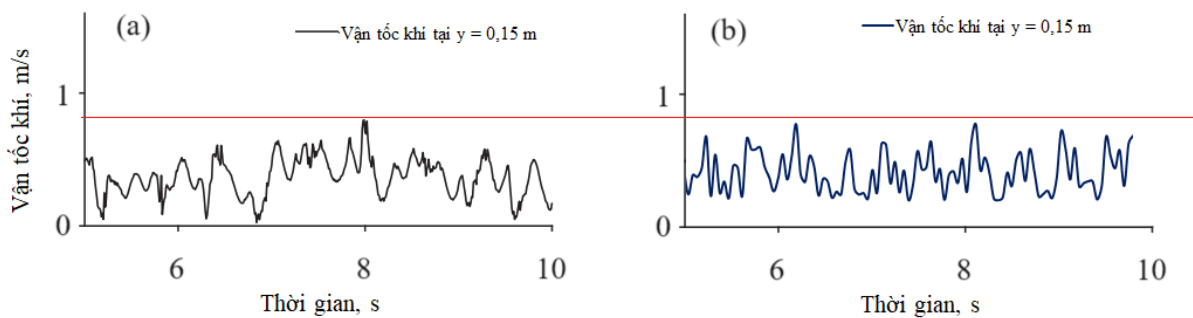
Phụ lục 3: Kết quả kiểm chứng mô hình mô phỏng quá trình giả lỏng với nghiên cứu đã công bố của Zhizhong Ding và cộng sự [105]

Trong nghiên cứu này [105], mô hình tầng sôi xung khí có đường kính 400 mm và chiều cao 800 mm được dùng để giả lỏng vật liệu hạt có đường kính đồng nhất 360 μm và khối lượng riêng 2500 kg/m^3 , chiều cao lớp hạt tĩnh ban đầu là 400 mm. Dòng xung khí cấp vào theo phương trình $\frac{U}{U_{mf}} = A + B \sin(2\pi f\tau)$ với $A = 1,3$, $B = 0,5$ và $f =$

0,5 Hz. Mô hình hai pha Euler – Euler và mô hình lực cản theo Gidaspow cũng được áp dụng trong nghiên cứu này. Kích thước lưới được chia 5 mm, bước thời gian 0,0001 s. Mô hình được giải bởi sự hỗ trợ của phần mềm ANSYS FLUENT 17.

Bằng cách thiết lập dạng hình học, chia lưới, đặt điều kiện ban đầu và điều kiện biên cũng như các thông số của vật liệu như trên, kết quả mô phỏng theo mô hình lý thuyết được xác định trong luận án sẽ so sánh với kết quả nghiên cứu của Zhizhong Ding và cộng sự [105] ở 03 thông số chính: độ rỗng, vận tốc khí qua bề mặt hạt và tổn thất áp suất qua lớp hạt.

Về vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt: kết quả mô phỏng tương đối ở giá trị vận tốc trung bình theo thời gian đạt 0,4 m/s và giá trị vận tốc lớn nhất đạt tại thời điểm 8,25 s là 0,78 m/s (Hình 1).

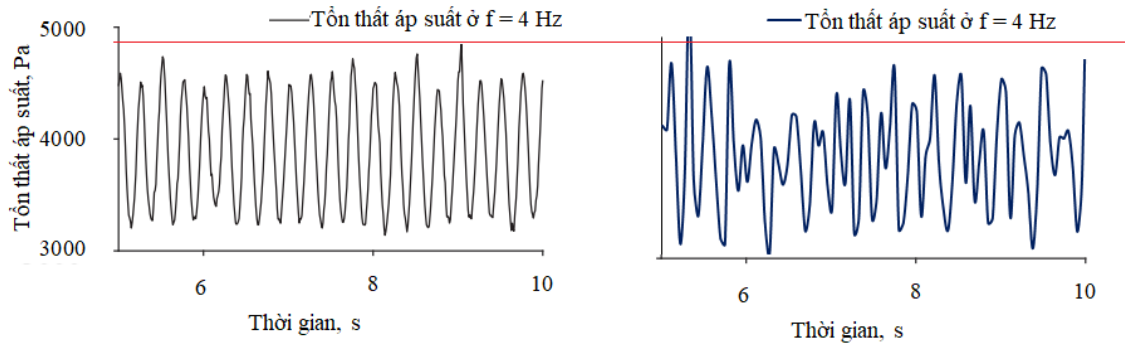


Hình 1 So sánh vận tốc khí qua bề mặt lớp hạt theo mô phỏng và theo Ding [105]

(a) Kết quả mô phỏng theo Ding; (b) Kết quả theo mô hình toán của luận án

Đối với tổn thất áp suất qua lớp hạt: theo Zhizhong Ding và cộng sự [105], tổn thất áp suất qua lớp hạt thay đổi trong khoảng 3100 – 4900 Pa, đạt giá trị trung bình 3900 Pa trong khi đó với kết quả mô phỏng từ mô hình toán của luận án, giá trị tổn thất

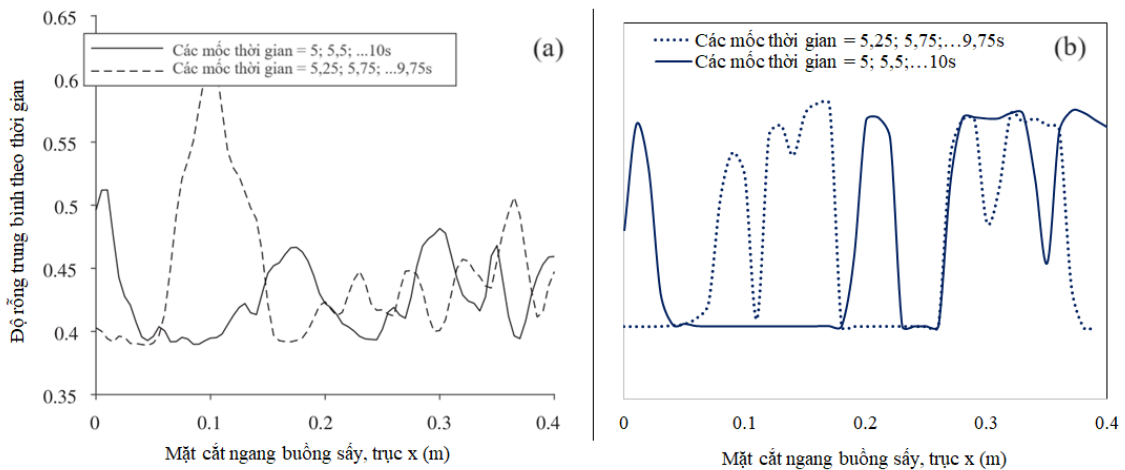
áp suất trung bình đạt 4000 Pa nhưng dao động trong khoảng 3000 – 5100 Pa (Hình 3.14).



Hình 2 So sánh tổn thất áp suất qua lớp hạt theo mô phỏng và theo Ding [105]

(a) Kết quả mô phỏng theo Ding; (b) Kết quả theo mô hình toán của luận án

Về độ rỗng: mô phỏng theo mô hình lý thuyết của luận án dao động từ 0,4 đến 0,5 ở các mốc thời gian 5; 5,5; ...10 s và dao động từ 0,4 đến 0,6 ở các mốc thời gian 5,25; 5,75; ...9,75 s (Hình 3.15) tương đối phù hợp với kết quả trung bình theo Zhizhong Ding và cộng sự [105] nhưng sự dao động của lớp hạt nếu xét theo phương x thì lớn hơn ở các vùng $x = 0,2 - 0,4$ m. Điều này có thể là do mô hình rời của hai trường hợp khác nhau.



Hình 3 So sánh độ rỗng theo mô phỏng và theo Ding [105]

(a) Kết quả mô phỏng theo Ding; (b) Kết quả theo mô hình toán của luận án

Phụ lục 4: Kết quả giải mô hình toán động học quá trình sẩy tầng sôi xung khí đường tinh luyện RS bằng phương pháp hồi quy phi tuyến

Phần code:

```

% 05 mo hinh toan nhu sau:
%(13) Newton MR = exp(-k*t)
%(9) Henderson_and_Pabis: MR = a*exp(-k*t)
%(10)Two_term_exponential: MR = a*exp(-k*t)+(1-a)*exp(-
k*a*t)
%(6) Approximation_of_diffusion: MR = a*exp(-k*t)+(1-a)*exp(-
k*b*t)
%(3) Lorgarithmic: MR = a*exp(-k*t)+c

%Nhap du lieu
MR = importfile('D:\Mo phong say tang soi xung khi by
matlab\Duong RS\Duong RS.xlsx');
n=size(MR);
N=n(1);
interval =5;
t=[0:interval:interval*(N-1)]'

disp('1') %(1) % // Newton: MR = exp(-k*t) \\\
s =
fitoptions('Method','NonlinearLeastSquares','Lower',[],'Upper'
,[inf],'Startpoint',[0.00189]);
myfitttype = fitttype('exp(-
k*t)','dependent',{'MR'},'independent',{'t'},'coefficients',{'
k'},'options',s);
% luu y so diem du doan ban dau = so he so
[Newton, gof_Newton] =fit(t,MR,myfitttype)
disp('_____')

disp('2')%(2) % // Henderson_and_Pabis: MR = a*exp(-k*t) \\\
s = fitoptions('Method','NonlinearLeastSquares','Lower',[-
inf,0],'Upper',[10,10],'Startpoint',[0.008 7.89e-05]);
myfitttype = fitttype('a*exp(-
k*t)','dependent',{'MR'},'independent',{'t'},'coefficients',{'
a','k'},'options',s);
% luu y so diem du doan ban dau = so he so
[ Henderson_and_Pabis, gof_Henderson_and_Pabis ]
=fit(t,MR,myfitttype)
disp('_____')

disp('3')%(3)% //Two_term_exponential: MR = a*exp(-k*t)+(1-
a)*exp(-k*a*t) \\\
s =
fitoptions('Method','NonlinearLeastSquares','Lower',[0,0],'Upp
er',[],'Startpoint',[0.288 0.149]);

```

```

myfitttype          =          fitttype('a*exp(-k*t)+(1-a)*exp(-
k*a*t)', 'dependent', {'MR'}, 'independent', {'t'}, 'coefficients',
{'a', 'k'}, 'options', s);
% luu y so diem du doan ban dau = so he so
[Two_term_exponential,          gof_Two_term_exponential]
=fit(t,MR,myfitttype)
disp('_____')

disp('4')%(4) % // Approximation_of_diffusion: MR = a*exp(-
k*t)+(1-a)*exp(-k*b*t)\
s          =
fitoptions('Method','NonlinearLeastSquares','Lower',[0,0,0],'U
pper',[10 10 10 ], 'Startpoint',[0.8 0.1 0.2]);
myfitttype          =          fitttype('a*exp(-k*t)+(1-a)*exp(-
k*b*t)', 'dependent', {'MR'}, 'independent', {'t'}, 'coefficients',
{'a', 'k', 'b'}, 'options', s);
% luu y so diem du doan ban dau = so he so
[Approximation_of_diffussion,          gof_Aproximation]
=fit(t,MR,myfitttype)
disp('_____')

disp('5')%(5)% // Lorgarithmic: MR = a*exp(-k*t)+c\
s          =          fitoptions('Method','NonlinearLeastSquares','Lower',[
 ], 'Upper',[ ], 'Startpoint',[0 0 0]);
myfitttype          =          fitttype('a*exp(-
k*t)+c', 'dependent', {'MR'}, 'independent', {'t'}, 'coefficients',
{'a', 'k', 'c'}, 'options', s);
% luu y so diem du doan ban dau = so he so
[Lorgarithmic, gof_logarithmic]=fit(t,MR,myfitttype)
disp('_____')

%% Ve do thi

figure(1);
plot(Newton,t,MR)
title('Newton')
xlabel({'Thoi gian say (phut)'});
ylabel({'MR'});

figure(2);
plot(Henderson_and_Pabis,t,MR)
title('Henderson and Pabis')
xlabel({'Thoi gian say (phut)'});
ylabel({'MR'});

figure(3);
plot(Two_term_exponential,t,MR)
title('Two term exponential')
xlabel({'Thoi gian say (phut)'});
ylabel({'MR'});

```

```
figure(4);
plot(Approximation_of_diffussion,t,MR)
title('Approximation of diffusion')
xlabel({'Thoi gian say (phut)'});
ylabel({'MR'});
```

```
figure(5);
plot(Lorgarithimic,t,MR)
title('Lorgarithimic')
xlabel({'Thoi gian say (phut)'});
ylabel({'MR'});
```

Phần kết quả:

1. Ở nhiệt độ sấy 50°C

1

```
Newton =
  General model:
  Newton(t) = exp(-k*t)
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
    k =      0.1486  (0.1212, 0.1761)
gof_Newton =
    sse: 0.0170
    rsquare: 0.9820
    dfe: 8
    adjrsquare: 0.9820
    rmse: 0.0460
```

2

```
Henderson_and_Pabis =
  General model:
  Henderson_and_Pabis(t) = a*exp(-k*t)
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
    a =      1.023  (0.9114, 1.135)
    k =      0.1513  (0.1185, 0.1841)
gof_Henderson_and_Pabis =
    sse: 0.0164
    rsquare: 0.9826
    dfe: 7
    adjrsquare: 0.9801
    rmse: 0.0484
```

3

```
Two_term_exponential =
  General model:
  Two_term_exponential(t) = a*exp(-k*t)+(1-a)*exp(-k*a*t)
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
    a =      1.047  (-73.57, 75.67)
    k =      0.1486  (-0.8402, 1.137)
gof_Two_term_exponential =
```

```

      sse: 0.0170
    rsquare: 0.9820
      dfe: 7
  adjrsquare: 0.9794
      rmse: 0.0492

```

4

Approximation_of_diffussion =

General model:

$$\text{Approximation_of_diffussion}(t) = a \cdot \exp(-k \cdot t) + (1-a) \cdot \exp(-k \cdot b \cdot t)$$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

```

  a =      3.432  (-2734, 2741)
  k =      0.1163 (-4.455, 4.687)
  b =      0.9074 (-83.78, 85.59)

```

gof_Approximation =

```

      sse: 0.0159
    rsquare: 0.9831
      dfe: 6
  adjrsquare: 0.9775
      rmse: 0.0515

```

5

Lologarithimic =

General model:

$$\text{Lologarithimic}(t) = a \cdot \exp(-k \cdot t) + c$$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

```

  a =      1.021  (0.8853, 1.157)
  k =      0.1522 (0.1033, 0.2011)
  c =      0.002241 (-0.06521, 0.06969)

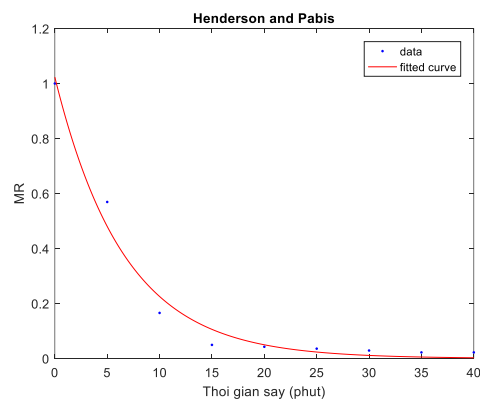
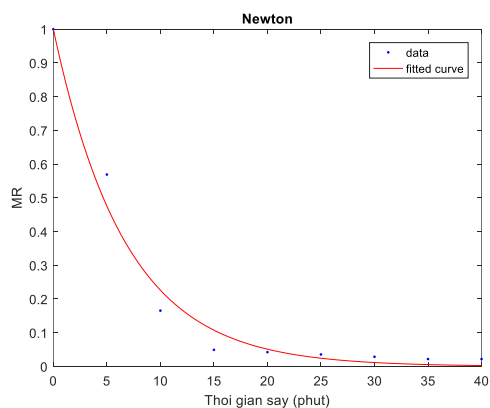
```

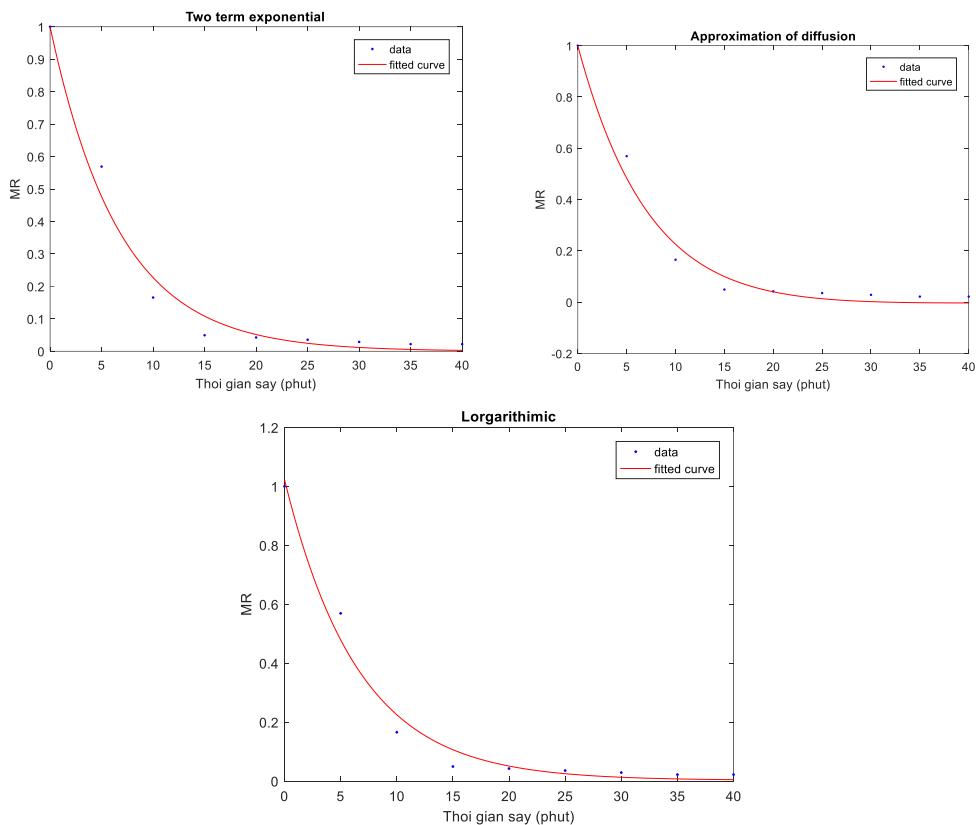
gof_logarithimic =

```

      sse: 0.0164
    rsquare: 0.9826
      dfe: 6
  adjrsquare: 0.9768
      rmse: 0.0522

```





2. Ở nhiệt độ sấy 60°C

1

```
Newton =
```

```
  General model:
```

```
  Newton(t) = exp(-k*t)
```

```
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
```

```
    k =      0.1745 (0.1376, 0.2114)
```

```
gof_Newton =
```

```
  sse: 0.0187
```

```
  rsquare: 0.9796
```

```
  dfe: 8
```

```
  adjrsquare: 0.9796
```

```
  rmse: 0.0483
```

2

```
Henderson_and_Pabis =
```

```
  General model:
```

```
  Henderson_and_Pabis(t) = a*exp(-k*t)
```

```
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
```

```
    a =      1.016 (0.8968, 1.136)
```

```
    k =      0.1766 (0.1331, 0.2202)
```

```
gof_Henderson_and_Pabis =
```

```
  sse: 0.0184
```

```
  rsquare: 0.9799
```

```
  dfe: 7
```

```
  adjrsquare: 0.9770
```

rmse: 0.0513

3

Two_term_exponential =

General model:

Two_term_exponential(t) = $a \cdot \exp(-k \cdot t) + (1-a) \cdot \exp(-k \cdot a \cdot t)$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

a = 2.811 (1.294, 4.328)
 k = 0.3396 (0.2186, 0.4606)

gof_Two_term_exponential =

sse: 0.0059
 rsquare: 0.9936
 dfe: 7
 adjrsquare: 0.9927
 rmse: 0.0290

4

Approximation_of_diffussion =

General model:

Approximation_of_diffussion(t) = $a \cdot \exp(-k \cdot t) + (1-a) \cdot \exp(-k \cdot b \cdot t)$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

a = 3.141 (-3728, 3734)
 k = 0.1434 (-7.534, 7.821)
 b = 0.9151 (-117.8, 119.6)

gof_Aprroximation =

sse: 0.0182
 rsquare: 0.9801
 dfe: 6
 adjrsquare: 0.9735
 rmse: 0.0550

5

Lorgarithimic =

General model:

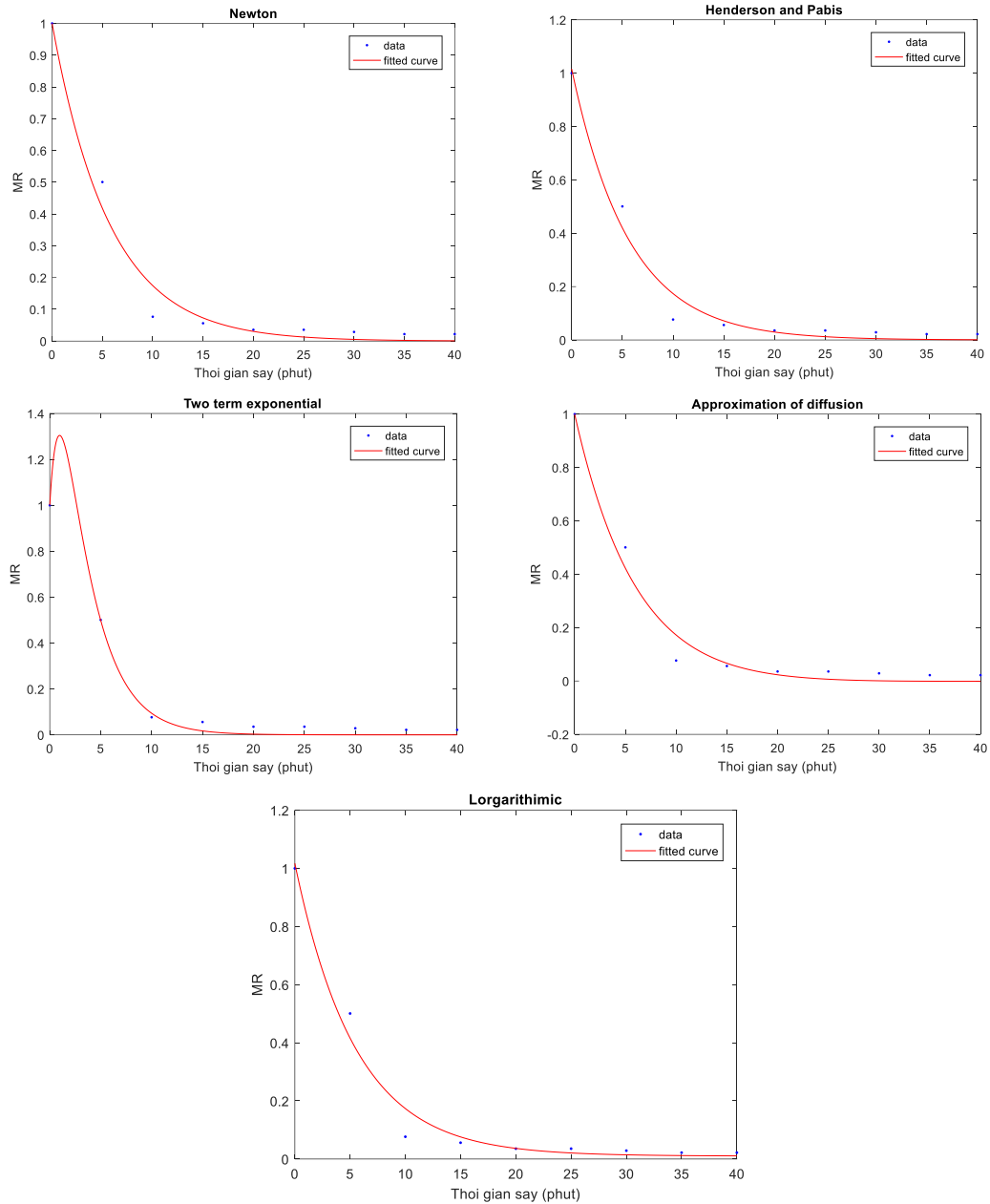
Lorgarithimic(t) = $a \cdot \exp(-k \cdot t) + c$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

a = 1.007 (0.8646, 1.15)
 k = 0.1818 (0.1192, 0.2445)
 c = 0.01008 (-0.05423, 0.07438)

gof_logarithimic =

sse: 0.0179
 rsquare: 0.9804
 dfe: 6
 adjrsquare: 0.9738
 rmse: 0.0547



3. Ở nhiệt độ sấy 70°C

1

Newton =

General model:

$$\text{Newton}(t) = \exp(-k \cdot t)$$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

$$k = 0.1983 \quad (0.1631, 0.2335)$$

gof_Newton =

sse: 0.0114

rsquare: 0.9871

dfe: 8

adjrsquare: 0.9871

rmse: 0.0377

2

Henderson_and_Pabis =

General model:
 Henderson_and_Pabis(t) = $a \cdot \exp(-k \cdot t)$
 Coefficients (with 95% confidence bounds):
 a = 1.009 (0.9151, 1.103)
 k = 0.1996 (0.1586, 0.2407)
 gof_Henderson_and_Pabis =
 sse: 0.0113
 rsquare: 0.9872
 dfe: 7
 adjrsquare: 0.9854
 rmse: 0.0402

3
 Two_term_exponential =
 General model:
 Two_term_exponential(t) = $a \cdot \exp(-k \cdot t) + (1-a) \cdot \exp(-k \cdot a \cdot t)$
 Coefficients (with 95% confidence bounds):
 a = 2.697 (0.9367, 4.457)
 k = 0.3641 (0.2167, 0.5115)
 gof_Two_term_exponential =
 sse: 0.0048
 rsquare: 0.9946
 dfe: 7
 adjrsquare: 0.9938
 rmse: 0.0261

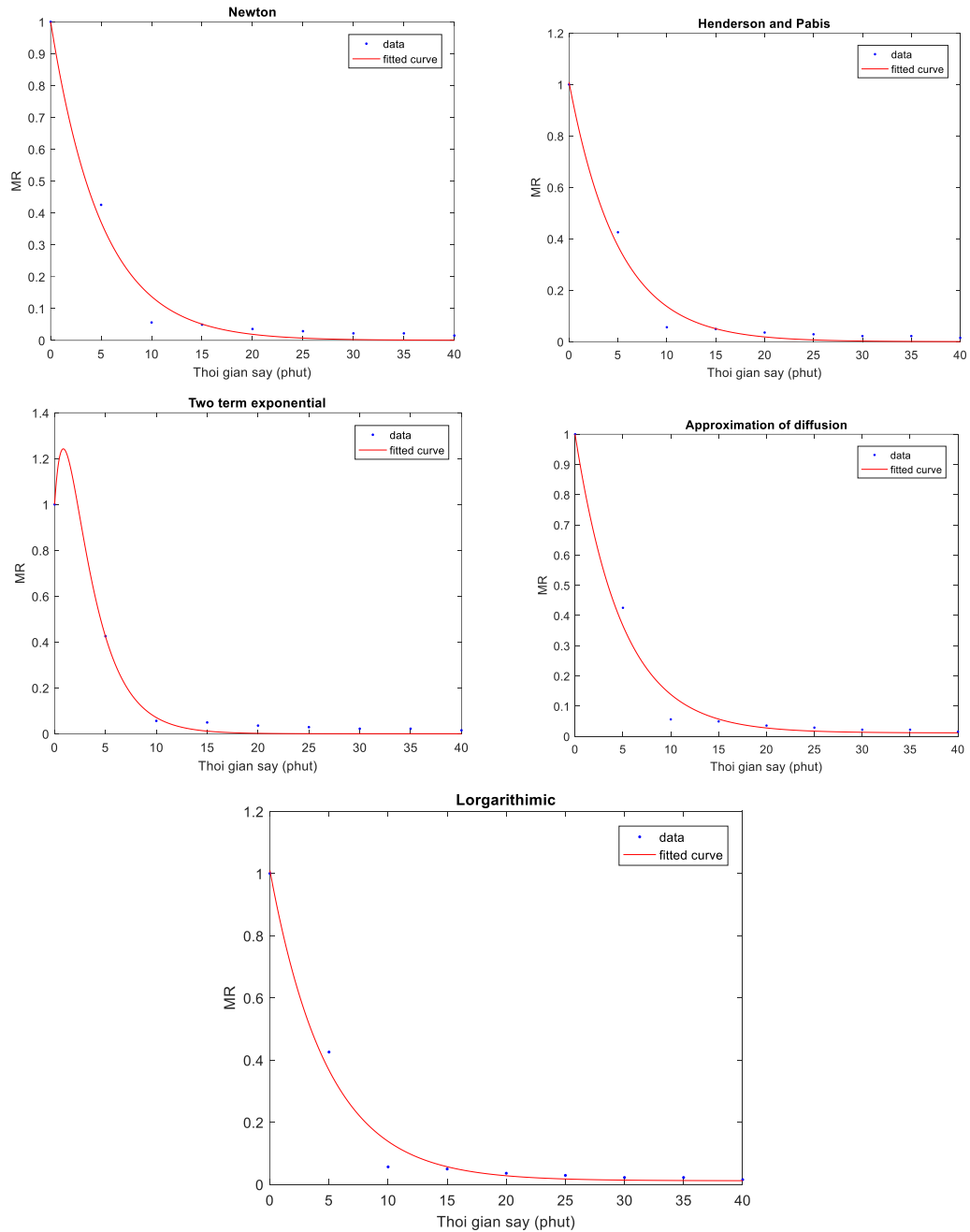
4
 Approximation_of_diffussion =
 General model:
 Approximation_of_diffussion(t) = $a \cdot \exp(-k \cdot t) + (1-a) \cdot \exp(-k \cdot b \cdot t)$
 Coefficients (with 95% confidence bounds):
 a = 0.9888 (0.9464, 1.031)
 k = 0.2049 (0.1565, 0.2534)
 b = 8.43e-11 (fixed at bound)
 gof_Approximation =
 sse: 0.0108
 rsquare: 0.9878
 dfe: 7
 adjrsquare: 0.9861
 rmse: 0.0392

5
 Lorgarithmic =
 General model:
 Lorgarithmic(t) = $a \cdot \exp(-k \cdot t) + c$
 Coefficients (with 95% confidence bounds):
 a = 0.9988 (0.8886, 1.109)
 k = 0.2065 (0.1498, 0.2633)
 c = 0.01143 (-0.03566, 0.05852)
 gof_logarithmic =

```

sse: 0.0107
rsquare: 0.9880
dfe: 6
adjrsquare: 0.9840
rmse: 0.0422

```



4. Ở nhiệt độ sấy 80°C

1

Newton =

General model:

$$\text{Newton}(t) = \exp(-k \cdot t)$$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

$$k = 0.2605 \quad (0.2292, 0.2918)$$

gof_Newton =

sse: 0.0037

```

rsquare: 0.9957
dfe: 8
adjrsquare: 0.9957
rmse: 0.0214

```

2

```

Henderson_and_Pabis =
  General model:
  Henderson_and_Pabis(t) = a*exp(-k*t)
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
    a =      1.002  (0.948, 1.056)
    k =      0.2608 (0.2253, 0.2963)
gof_Henderson_and_Pabis =
  sse: 0.0037
  rsquare: 0.9957
  dfe: 7
  adjrsquare: 0.9951
  rmse: 0.0229

```

3

```

Two_term_exponential =

  General model:
  Two_term_exponential(t) = a*exp(-k*t)+(1-a)*exp(-k*a*t)
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
    a =      2.15  (0.6095, 3.691)
    k =      0.3903 (0.2132, 0.5674)
gof_Two_term_exponential =
  sse: 0.0027
  rsquare: 0.9969
  dfe: 7
  adjrsquare: 0.9964
  rmse: 0.0195

```

4

```

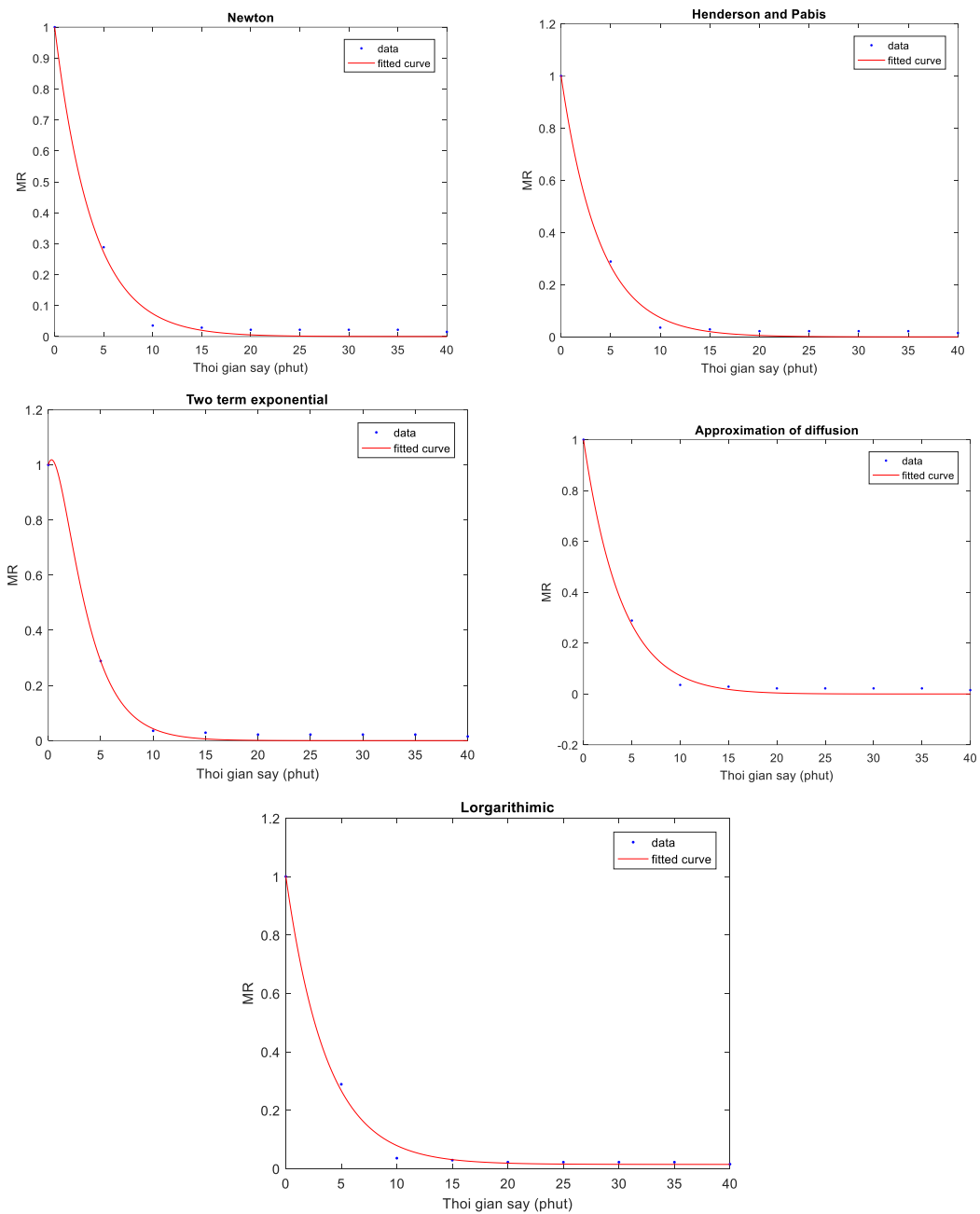
Approximation_of_diffussion =
  General model:
  Approximation_of_diffussion(t) = a*exp(-k*t)+(1-a)*exp(-k*b*t)
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
    a =      2.478  (-3893, 3898)
    k =      0.2318 (-13.76, 14.22)
    b =      0.9275 (-145.3, 147.2)
gof_Approximation =
  sse: 0.0036
  rsquare: 0.9957
  dfe: 6
  adjrsquare: 0.9943
  rmse: 0.0246

```

5

```

Llogarithmic =
  General model:
  Llogarithmic(t) = a*exp(-k*t)+c
  Coefficients (with 95% confidence bounds):
    a =      0.9886 (0.9348, 1.042)
    k =      0.273 (0.232, 0.3139)
    c =      0.01421 (-0.006938, 0.03536)
gof_logarithmic =
  sse: 0.0025
  rsquare: 0.9970
  dfe: 6
  adjrsquare: 0.9961
  rmse: 0.0205
  
```



Phụ lục 5: Kết quả phân tích đa yếu tố quá trình sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tăng sôi xung khí

1. Phân tích hàm Y1 – Tổng chênh lệch độ màu

Estimated effects for Y1

Effect	Estimate	Std. Error	V.I.F.
average	20.6388	0.360999	
A:X1	6.53725	0.474935	1.0
B:X2	-1.7854	0.474935	1.0
C:X3	-0.500551	0.474935	1.0
AA	4.69646	0.544805	1.0
AB	-1.6825	0.589589	1.0
AC	1.4325	0.589589	1.0
BB	-2.21539	0.544805	1.0
BC	-0.2375	0.589589	1.0
CC	1.29598	0.544805	1.0

Standard errors are based on total error with 9 d.f.

Analysis of Variance for Y1

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:X1	131.72	1	131.72	189.46	0.0000
B:X2	9.82504	1	9.82504	14.13	0.0045
C:X3	0.772248	1	0.772248	1.11	0.3194
AA	51.664	1	51.664	74.31	0.0000
AB	5.66161	1	5.66161	8.14	0.0190
AC	4.10411	1	4.10411	5.90	0.0380
BB	11.496	1	11.496	16.54	0.0028
BC	0.112813	1	0.112813	0.16	0.6965
CC	3.93407	1	3.93407	5.66	0.0413
Total error	6.25708	9	0.695231		
Total (corr.)	225.547	18			

R-squared = 97.2258 percent

R-squared (adjusted for d.f.) = 94.4516 percent

Standard Error of Est. = 0.833805

Mean absolute error = 0.443098

Durbin-Watson statistic = 2.94437 (P=0.9966)

Lag 1 residual autocorrelation = -0.483291

Regression coeffs. for Y1

Coefficient	Estimate
constant	20.6388
A:X1	3.26863
B:X2	-0.892702
C:X3	-0.250275
AA	2.34823

AB	-0.84125
AC	0.71625
BB	-1.10769
BC	-0.11875
CC	0.647989

The equation of the fitted model is

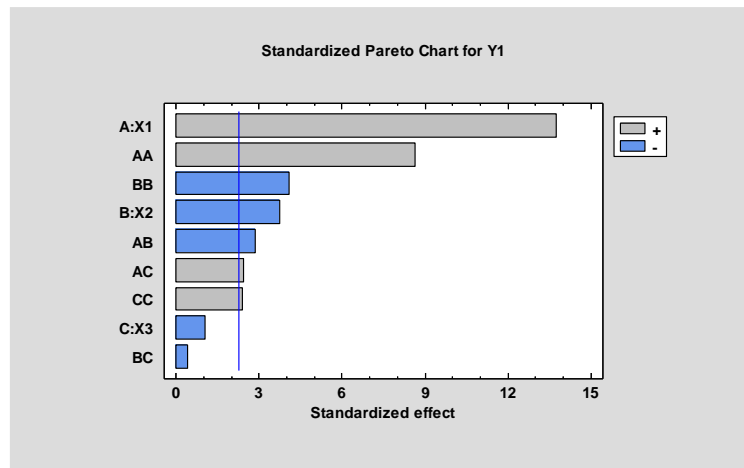
$$Y_1 = 20.6388 + 3.26863 \cdot X_1 - 0.892702 \cdot X_2 - 0.250275 \cdot X_3 + 2.34823 \cdot X_1^2 - 0.84125 \cdot X_1 \cdot X_2 + 0.71625 \cdot X_1 \cdot X_3 - 1.10769 \cdot X_2^2 - 0.11875 \cdot X_2 \cdot X_3 + 0.647989 \cdot X_3^2$$

Optimize Response

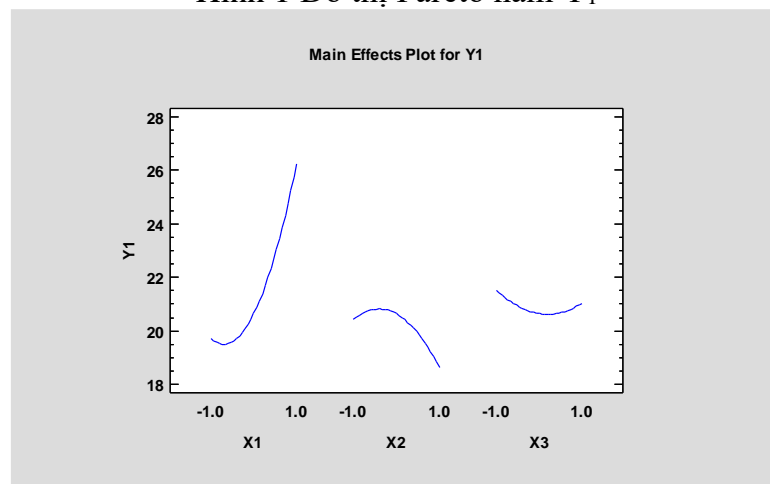
Goal: minimize Y_1

Optimum value = 16.2614

Factor	Low	High	Optimum
X1	-1.47119	1.47119	-0.526704
X2	-1.47119	1.47119	1.47119
X3	-1.47119	1.47119	0.619568



Hình 1 Đồ thị Pareto hàm Y_1



Hình 2 Đồ thị các thông số ảnh hưởng đến hàm Y_1

2. Phân tích hàm Y2 – Tiêu hao điện năng riêng

Estimated effects for Y2 (Wh/kgSp)

Effect	Estimate	Stnd. Error	V.I.F.
average	236.03	9.35048	
A:X1	-104.305	12.3016	1.0
B:X2	177.232	12.3016	1.0
C:X3	35.2511	12.3016	1.0
AA	-49.5332	14.1114	1.0
AB	-44.5	15.2714	1.0
AC	-9.0	15.2714	1.0
BB	21.1561	14.1114	1.0
BC	-28.0	15.2714	1.0
CC	24.3903	14.1114	1.0

Standard errors are based on total error with 9 d.f.

Analysis of Variance for Y2

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:X1	33532.8	1	33532.8	71.89	0.0000
B:X2	96815.7	1	96815.7	207.57	0.0000
C:X3	3830.07	1	3830.07	8.21	0.0186
AA	5746.98	1	5746.98	12.32	0.0066
AB	3960.5	1	3960.5	8.49	0.0172
AC	162.0	1	162.0	0.35	0.5701
BB	1048.38	1	1048.38	2.25	0.1680
BC	1568.0	1	1568.0	3.36	0.0999
CC	1393.41	1	1393.41	2.99	0.1180
Total error	4197.86	9	466.429		
Total (corr.)	152256.	18			

R-squared = 97.2429 percent

R-squared (adjusted for d.f.) = 94.4858 percent

Standard Error of Est. = 21.597

Mean absolute error = 11.0501

Durbin-Watson statistic = 1.68678 (P=0.2828)

Lag 1 residual autocorrelation = 0.148894

Regression coeffs. for Y2

Coefficient	Estimate
constant	236.03
A:X1	-52.1524
B:X2	88.6161
C:X3	17.6256
AA	-24.7666
AB	-22.25
AC	-4.5
BB	10.5781
BC	-14.0
CC	12.1951

The equation of the fitted model is

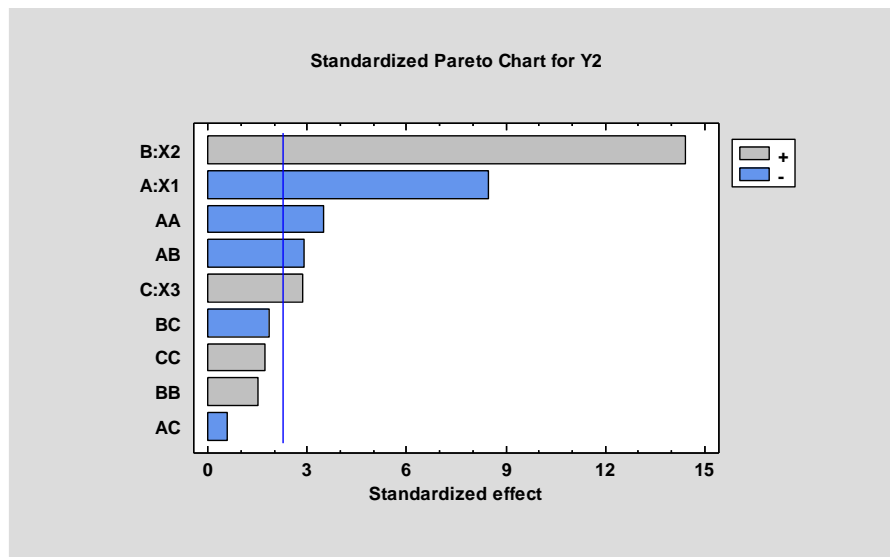
$$Y_2 = 236.03 - 52.1524 \cdot X_1 + 88.6161 \cdot X_2 + 17.6256 \cdot X_3 - 24.7666 \cdot X_1^2 - 22.25 \cdot X_1 \cdot X_2 - 4.5 \cdot X_1 \cdot X_3 + 10.5781 \cdot X_2^2 - 14.0 \cdot X_2 \cdot X_3 + 12.1951 \cdot X_3^2$$

Optimize Response

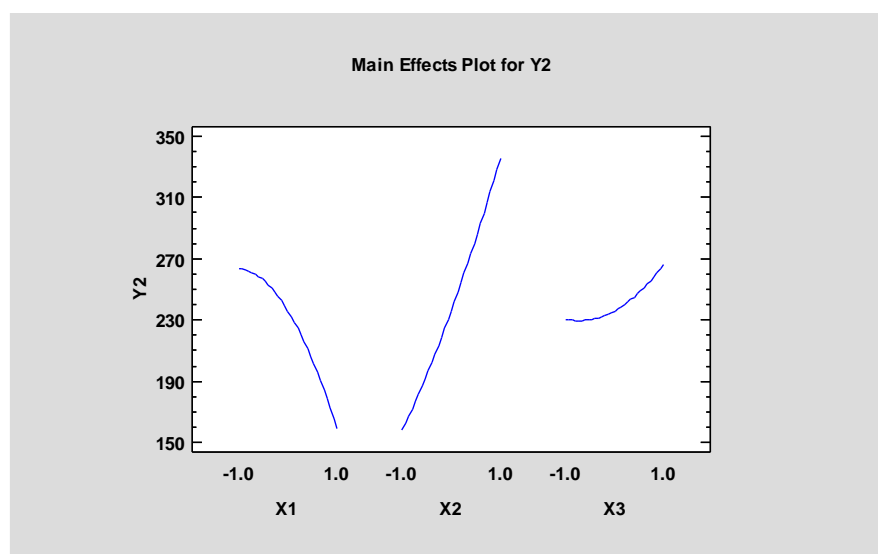
Goal: minimize Y_2

Optimum value = 32.2943

Factor	Low	High	Optimum
X1	-1.47119	1.47119	1.47119
X2	-1.47119	1.47119	-1.47119
X3	-1.47119	1.47119	-0.572044



Hình 3 Đồ thị Pareto hàm Y_2



Hình 4 Đồ thị các thông số ảnh hưởng đến hàm Y_2

3. Phân tích hàm Y3 – Tiêu hao nhiệt năng riêng

Estimated effects for Y3 (kJ/kgSP)

Effect	Estimate	Std. Error	V.I.F.
average	1064.19	17.9908	
A:X1	592.656	23.669	1.0
B:X2	146.259	23.669	1.0
C:X3	51.1593	23.669	1.0
AA	3.87618	27.151	1.0
AB	37.25	29.3829	1.0
AC	114.25	29.3829	1.0
BB	-70.0473	27.151	1.0
BC	-12.75	29.3829	1.0
CC	66.2491	27.151	1.0

Standard errors are based on total error with 9 d.f.

Analysis of Variance for Y3

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:X1	1.0826E6	1	1.0826E6	626.97	0.0000
B:X2	65933.3	1	65933.3	38.18	0.0002
C:X3	8066.95	1	8066.95	4.67	0.0589
AA	35.1929	1	35.1929	0.02	0.8896
AB	2775.13	1	2775.13	1.61	0.2367
AC	26106.1	1	26106.1	15.12	0.0037
BB	11492.9	1	11492.9	6.66	0.0297
BC	325.125	1	325.125	0.19	0.6746
CC	10280.3	1	10280.3	5.95	0.0374
Total error	15540.4	9	1726.71		
Total (corr.)	1.22315E6	18			

R-squared = 98.7295 percent

R-squared (adjusted for d.f.) = 97.459 percent

Standard Error of Est. = 41.5537

Mean absolute error = 24.7614

Durbin-Watson statistic = 2.4797 (P=0.9220)

Lag 1 residual autocorrelation = -0.276813

Regression coeffs. for Y3

Coefficient	Estimate
constant	1064.19
A:X1	296.328
B:X2	73.1294
C:X3	25.5796
AA	1.93809
AB	18.625
AC	57.125
BB	-35.0237
BC	-6.375
CC	33.1246

The equation of the fitted model is

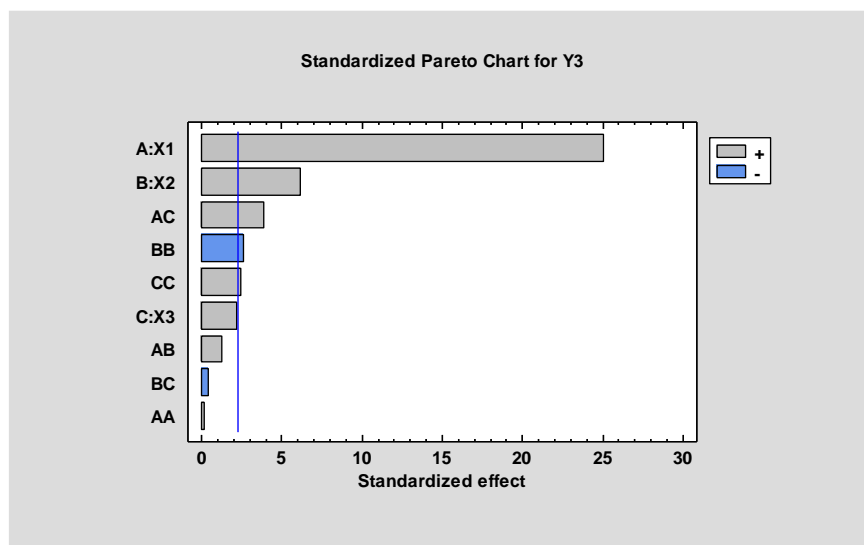
$$Y_3 = 1064.19 + 296.328 \cdot X_1 + 73.1294 \cdot X_2 + 25.5796 \cdot X_3 + 1.93809 \cdot X_1^2 + 18.625 \cdot X_1 \cdot X_2 + 57.125 \cdot X_1 \cdot X_3 - 35.0237 \cdot X_2^2 - 6.375 \cdot X_2 \cdot X_3 + 33.1246 \cdot X_3^2$$

Optimize Response

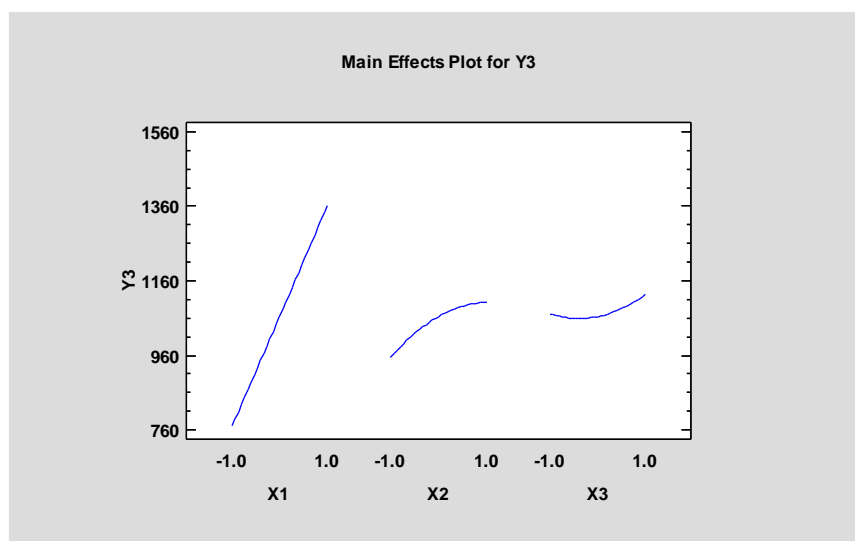
Goal: minimize Y_3

Optimum value = 471.163

Factor	Low	High	Optimum
X1	-1.47119	1.47119	-1.47119
X2	-1.47119	1.47119	-1.47119
X3	-1.47119	1.47119	0.734624



Hình 5 Đồ thị Pareto hàm Y_3



Hình 6 Đồ thị các thông số ảnh hưởng đến hàm Y_3

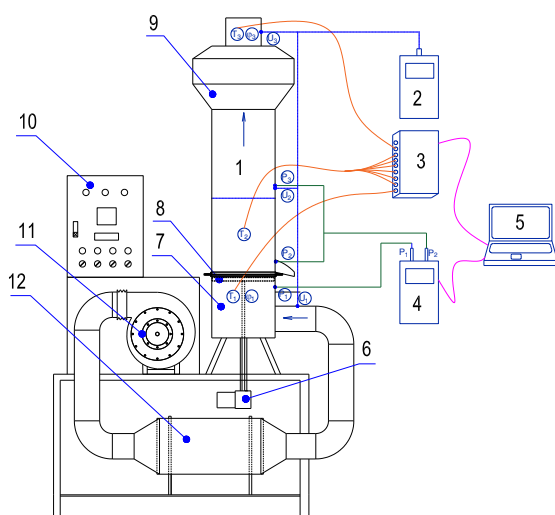
Phụ lục 6: Kết quả thực nghiệm sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tầng sôi thông thường và tầng sôi xung khí

Mục đích thí nghiệm: So sánh chi phí điện năng riêng và tiêu hao nhiệt năng riêng giữa tầng sôi xung khí và tầng sôi thông thường ở cùng điều kiện và trên cùng mô hình sấy.

Phương pháp thực hiện: Sấy cùng loại đường tinh luyện RS với cùng năng suất 5 kg/m², độ ẩm ban đầu 1,5%, vận tốc tác nhân 1,73 m/s, nhiệt độ sấy thay đổi ở các mức 60, 70 và 80°C. Mỗi thí nghiệm lặp lại 03 lần và lấy giá trị trung bình:

- Tầng sôi xung khí: Thực hiện sấy theo quy trình (Hình 2.19) và mô hình sấy (Hình 1 bên dưới hoặc Hình 2.16 trong Chương 2).
- Tầng sôi thông thường: Tháo bỏ đĩa tạo xung khí (8) và động cơ tạo xung (6), các bộ phận khác trên mô hình không thay đổi. Do lưu lượng tác nhân sấy cần thiết cho tầng sôi thông thường lớn hơn nên cần tăng số vòng quay của quạt cấp (dựa vào biến tần). Tiến hành đo thiết lập các thông số hoạt động của mô hình và ghi nhận dữ liệu sấy tương tự như tầng sôi xung khí.

Kết quả thực nghiệm: Dữ liệu thực nghiệm được đo và ghi nhận theo Bảng 1. Kết quả so sánh chi phí điện năng và nhiệt năng riêng được trình bày trong Bảng 2.



Hình 1 Mô hình máy sấy tầng sôi

- 1- Buồng sấy; 2- Bộ đo và ghi dữ liệu vận tốc; 3- Bộ đo và ghi dữ liệu nhiệt độ; 4- Bộ đo chênh áp; 5- Máy tính; 6- Động cơ tạo xung; 7- Buồng phân phối TNS; 8- Đĩa tạo xung khí; 9- Buồng lắng; 10- Tủ điện điều khiển; 11- Quạt cấp không khí; 12- Bộ gia nhiệt

Bảng 1 Tổng hợp thí nghiệm sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tăng sôi thông thường và tăng sôi xung khí trên cùng mô hình sấy, năng suất 5 kg/m², độ ẩm ban đầu 1,5%, độ ẩm sản phẩm 0,05%

TN	Nhiệt độ sấy (°C)	Vận tốc tác nhân sấy (m/s)	Tần số xung khí (Hz)	Khối lượng sản phẩm (kg)	Nhiệt độ vào buồng sấy (°C)	Nhiệt độ trong buồng sấy (°C)	Nhiệt độ ra khỏi buồng sấy (°C)	Tiêu hao điện năng (Wh)	Tiêu hao điện năng riêng (Wh/kgSP)	Tiêu hao nhiệt năng (Wh)	Tiêu hao nhiệt năng riêng (kJ/kgSP)	Ghi chú
1	60	1,73	0	4,92	60,5	59,2	56,8	870	176,8	2269	1660	Tăng sôi thông thường
2	70	1,73	0	4,91	70	69,2	63,9	782	159,3	2808	2059	
3	80	1,73	0	4,82	80,2	78,9	74,1	687	142,5	2813	2101	
4	60	1,73	0	4,85	60,9	59,9	56,6	863	177,9	2207	1638	
5	70	1,73	0	4,78	69,6	68,4	65,1	769	160,9	2709	2040	
6	80	1,73	0	4,9	80,3	78,5	76,1	693	141,4	2849	2093	
7	60	1,73	0	4,86	60,7	59,4	56,3	867	178,4	2240	1659	
8	70	1,73	0	4,88	69,7	69	68,3	775	158,8	2761	2037	
9	80	1,73	0	4,93	79,6	79,4	74,7	685	138,9	2895	2114	
10	60	1,73	0,5	4,92	59,9	58,2	54,4	900	182,9	1486	1087	Tăng sôi xung khí
11	70	1,73	0,5	4,86	70,3	69,8	67,5	787	161,9	1790	1326	
12	80	1,73	0,5	4,84	80,8	79,2	74,8	707	146,1	2001	1488	
13	60	1,73	0,5	4,84	60,3	58,5	54,5	877	181,2	1476	1098	
14	70	1,73	0,5	4,83	71,1	70,5	68,1	799	165,4	1823	1359	
15	80	1,73	0,5	4,92	80,7	79,2	72,6	685	139,2	1967	1439	
16	60	1,73	0,5	4,88	60,4	59,1	55,4	874	179,1	1529	1128	
17	70	1,73	0,5	4,83	69,8	69,5	66,3	765	158,4	1802	1343	
18	80	1,73	0,5	4,81	79,9	78,3	75,5	673	139,9	1936	1449	

Bảng 2 Tổng hợp so sánh chi phí năng lượng trong sấy đường tinh luyện RS bằng phương pháp tăng sôi thông thường và tăng sôi xung khí

Tiêu chí	Phương pháp sấy	60°C	70°C	80°C
Tiêu hao điện năng riêng (Wh/kgSP)	(1) Có xung khí, 0,5 Hz, 1,73 m/s	181,1	161,9	141,7
	(2) Không xung khí, 1,73 m/s	177,7	159,7	140,9
	Chênh lệch (1) và (2)	1,9%	1,4%	0,6%
Tiêu hao nhiệt năng riêng (kJ/kgSP)	(1) Có xung khí, 0,5 Hz, 1,73 m/s	1104	1343	1459
	(2) Không xung khí, 1,73 m/s	1652	2045	2103
	Chênh lệch (1) và (2)	-33,2%	-34,4%	-30,6%