

شبیه سازی عددی فرآیند خشک کردن ذرات در بستر شناور با استفاده از الگوی دو سیالی و کاربرد آن بر روی بستر فشرده

محمد رضا عصارى
دانشجوی دکترا
دانشکده مهندسی، دانشگاه شهید چمران

حسن بصیرت تبریزی
استادیار
دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی امیرکبیر

بهرام دبیر
استاد
دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی امیرکبیر

مجید صفار اول
دانشیار
دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی امیرکبیر

چکیده

خشک کردن ذرات در بسیاری از صنایع و در مراحل مختلف تولید از اهمیت خاص و ویژه ای برخوردار است. یکی از روش های سنتی خشک کردن مواد دانه ای استفاده از بستر فشرده می باشد. در مقابل این روش سنتی در سال های اخیر از روش شناورسازی ذرات در هوای گرم به عنوان یکی از مؤثرترین و کارآمدترین روش های خشک کردن مواد دانه ای استفاده شده است. در این روش با توجه به شناوری ذرات در هوای گرم، گستردگی سطح آنها، به مقدار چشم گیری افزایش یافته و به همین دلیل نرخ خشک شدن ذرات به مراتب بیشتر از سایر روش های متداول از جمله بستر فشرده می باشد. برای تحلیل و بررسی تئوری پدیده خشک شدن ذرات، از مدل دو سیالی و در مختصات یک بعدی استفاده شده است. معادلات حاکم بر رفتار گاز و ذرات با توجه به تبادل جرم، حرارت و ممنتومی که بین آنها صورت می پذیرد، به همدیگر وابسته می باشند. برای حل معادلات مدل ریاضی از روش عددی حجم محدود و برای حل میدان جریان از الگوی سیمپلر استفاده شده است. از جمله نتایج حاصل از حل این معادلات، بدست آمدن مؤلفه های سرعت گاز و ذرات، توزیع ذرات در بستر و رطوبت و دمای گاز و ذرات بوده، و می توان اثر پارامترهایی همچون سرعت جریان گاز ورودی، دمای گاز ورودی و قطر ذرات در این فرآیند را مورد بررسی قرار داد. اگر جملات مربوط به جابجایی ذرات و همچنین جملات مربوط به اثر درگ از معادلات ممنتوم حذف شوند، مدل مناسبی برای تحلیل پدیده خشک شدن ذرات در بستر فشرده، حاصل خواهد شد. نتایج حاصل از معادلات حاکم بر بستر فشرده نشان دهنده خشک شدن لایه به لایه ذرات موجود در بستر می باشد در صورتیکه در بستر شناور، به دلیل چرخش ذرات این شرایط دیده نمی شود که به عنوان یک مزیت در این پدیده مطرح است. برای بررسی تجربی فرآیند خشک شدن ذرات و مقایسه نتایج تئوری با نتایج تجربی، دستگاهی به همین منظور طراحی و ساخته شده است که با استفاده از آن می توان شرایط بستر شناور و فشرده را ایجاد کرد. در کارهای تجربی اثر پارامترهای مؤثر بر فرآیند خشک شدن ذرات در حالت شناوری و فشرده مورد بررسی قرار گرفته و نتایج بدست آمده نشان دهنده هماهنگی خوبی بین نتایج تئوری و تجربی می باشد.

کلمات کلیدی

خشک کردن؛ بستر شناور؛ بستر فشرده؛ جریان دو فازی؛ انتقال حرارت و جرم.

Numerical Simulation of Fluidized Bed Dryer by Using a Two-Fluid Model and Applying to Packed Bed Dryer

H. Basirat Tabrizi
Assistant Professor
Department of Mechanical Engineering,
Amirkabir University of Technology

M.R. Assari
Ph. D. Student
Department of Engineering,
Shahid Chamran University

M. Saffar - Avval
Associate Professor
Department of Mechanical Engineering,
Amirkabir University of Technology

B. Dabir
Professor
Department of Chemical Engineering,
Amirkabir University of Technology

Abstract

One of the effective drying mechanisms is fluidized bed dryer where particles are fluidized by hot air. Mixing and heat transfer are very rapid, therefore the drying time is short. In order to study the mechanism of drying under different conditions a two-fluid model is imposed. The model uses one-dimensional conservation of mass, heat and momentum equations for each phase of gas and solids. Numerical method is carried by finite-volume scheme. The verification of the theoretical results was done by the use of an experimental setup. The results indicate a good qualitative agreement. By eliminating the convective terms in a solid phase and drags model; packed bed condition is obtained. The result verified with the performed packed bed experimental data. Further, with the proposed model, the performance and comparison of fluidized and packed bed dryer can be shown.

Keywords

Drying; Fluidized bed; Packed bed; Two fluid Model; Heat and Mass Transfer.

مقدمه

خشک کردن از نقطه نظر تئوری در واقع انتقال حرارت و جرم به صورت همزمان در یک جسم متخلخل می باشد، فرآیند خشک کردن ذرات در بسیاری از صنایع، به خصوص صنایع شیمیایی، دارویی، غذایی و کشاورزی و در مراحل مختلف تولید فرآورده های این صنایع از اهمیت بسیاری برخوردار می باشد. برای خشک کردن مواد دانه ای از روش های مختلفی استفاده می شود که رایج ترین آنها قبل از سال ۱۹۷۵ میلادی، استفاده از بستر فشرده می باشد.

یکی از جدیدترین و کارآمدترین روش های خشک کردن ذرات که امروزه به عنوان مؤثرترین روش شناخته شده است، روش شناور سازی ذرات در جریان هوای گرم می باشد. این روش در سال های اخیر به عنوان یکی از مؤثرترین روش ها در فرآیندهایی که گستردگی سطح در آنها پارامتر مهمی می باشد، مطرح گردیده و در دو دهه گذشته از این روش در خشک کردن مواد دانه ای استفاده شده است [۱ و ۲]. با توجه به شناوری ذرات، تمامی سطح آنها در تماس با هوای گرم قرار گرفته که نتیجه آن افزایش چشم گیر نرخ انتقال حرارت و جرم و یا به بیان دیگر نرخ خشک کردن ذرات می باشد. از طرف دیگر به دلیل جابجایی ذرات در داخل بستر، خشک شدن آنها به صورت کاملاً یکنواختی صورت می پذیرد که در دیگر روش های خشک کردن، این ویژگی دیده نمی شود. تحلیل فرآیندهای شناوری به دلیل پیچیدگی هیدرودینامیک آنها کار بسیار مشکلی می باشد. خصوصاً وقتی همراه این فرآیند، فرآیند دیگری مثل انتقال حرارت، انتقال جرم و یا انتقال حرارت و جرم به صورت همزمان صورت پذیرد. فرآیندهای شناوری به طور عمده با استفاده از مدل های چند فاز و چند سیالی مورد بررسی و تحلیل قرار می گیرند.

در مدل های چند فاز مخلوط گاز و ذرات با توجه به میزان تراکم ذرات در نقاط مختلف بستر به عنوان یک فاز در نظر گرفته شده و بر اساس همین نظریه مدل های دو و سه فاز برای تحلیل این فرآیند ارائه گردیده است [۳]. در مدل های دو فاز، بستر به دو ناحیه، با تراکم ناچیز ذرات به نام فاز رقیق و یا حباب و ناحیه با تراکم زیاد و یکنواخت ذرات، بنام فاز غلیظ تقسیم می گردد. در مدل سه فاز علاوه بر دو فاز قبلی ناحیه بین دو فاز رقیق و غلیظ، به عنوان ابر، که ناحیه ای فعال می باشد، به عنوان فاز سوم معرفی می گردد. در مدل های چند سیالی ذرات جامد همانند یک محیط پیوسته فرض شده، و معادلات اصلی حاکم بر فرآیند برای هر دو فاز گاز و جامد بصورت جداگانه ای ارائه می شوند. با توجه به اثر متقابل این دو فاز بر روی همدیگر طبیعی است که این معادلات به همدیگر وابسته می باشند. مدل دو سیالی ابتدا توسط ایشی [۴] ارائه گردید، ولی بعداً افراد دیگری همانند آراسته پور [۵] و گیدسپا [۶] با استفاده از این روش میدان جریان مخلوط گاز - جامد را حل نمودند. خشک شدن ذرات در صورتیکه محتوی رطوبت ذرات بیشتر از رطوبت بحرانی آنها باشد، طی دو مرحله، با شدت ثابت و نزولی صورت می پذیرد. در مرحله خشک شدن با نرخ ثابت فرآیند تنها تحت تأثیر عوامل خارجی بوده، ولی در مرحله خشک شدن با نرخ نزولی علاوه بر عوامل خارجی، شرایط داخلی نیز تأثیر گذار بر این فرآیند می باشند. برای تحلیل خشک شدن جسم در این دو مرحله به خصوص در مرحله خشک شدن با نرخ نزولی مدل های مناسبی به منظور تحلیل فرآیند ارائه شده است، که از آن جمله می توان به مدل شروود [۷ و ۸] اشاره کرد. این مدل براساس نفوذ مایع از داخل

جسم و یا به بیان دیگر بر مبنای قانون فیک ارائه شده است. کینگ [۹] مدلی بر مبنای نفوذ بخار از درون جسم ارائه نمود. در آن مدل ابتدا با توجه به انتقال حرارت به جسم، رطوبت داخل جسم به بخار تبدیل شده و به دنبال آن به دلیل وجود گرادیان فشار بخار بین داخل جسم و خارج آن، رطوبت از جسم خارج می شود. هنری [۱۰] و هارمتی [۱۱] مدلی بر مبنای تبخیر و تقطیر و کیسشر و کست [۱۲] مدلی مرکب از مدل های قبلی بر مبنای نفوذ مایع و بخار ارائه نمودند. لویکف [۱۳] برای خشک شدن در ناحیه نزولی مدلی ارائه کرد. او در این مدل جسم را به دو بخش مرطوب و خشک تقسیم نمود و فرض کرد که رطوبت جسم در ناحیه مرطوب به صورت اشباع بوده که در خروج، از ناحیه خشک جسم عبور می کند. در این مدل نفوذ نقش اصلی را در هر یک از این دو ناحیه ایفاء می نماید. از آنجائیکه عمده ترین مشکل این مدل چگونگی ارتباط بین پارامترهای مؤثر بر نرخ خشک شدن در این دو ناحیه بود، میکالوف [۱۴] مدل ریاضی برای حل مدل ارائه کرد. برای ضرائب انتقال حرارت و جرم در ناحیه خشک شدن با شدت نزولی سوزوکی و میدا [۱۵] مدلی بر اساس معادل سازی خشک شدن در این ناحیه با تبخیر از یک سطح خیس ارائه نمودند. بر اساس این مدل با کاهش نسبت سطح خیس به کل سطح جسم، نرخ انتقال جرم کاهش می یابد، رابطه بین کاهش این نسبت و کاهش نرخ خشک شدن پیچیده بوده و به عوامل بسیاری وابسته است. در همین راستا ون بریکل و هرتجتز [۱۶] سطح مؤثری در پدیده خشک کردن تعریف نمودند، که دمای آن بسیار نزدیک به دمای حباب تر بوده و با کاهش سطح مؤثر خیس، میزان انتقال حرارت و جرم کاهش می یابد.

پدیده خشک کردن ذرات در بستر شناور توسط افراد متعددی مورد بررسی قرار گرفته است، که می توان از آن جمله به کارهای پالانز [۱۷] و همچنین لی و یامین چن [۱۸] اشاره کرد. در این مدل ها خشک کردن ذرات در حالت پیوسته و با استفاده از مدل دو فاز می مورد بررسی قرار گرفته است. کاندرا [۱۹] مدلی براساس کارهای تجربی برای تعیین نرخ خشک شدن برای هر دو حالت پیوسته و غیر پیوسته و با استفاده از یکسری اطلاعات تجربی و برای مواد مشخصی ارائه نمود. خشک کردن مواد دانه ای در بستر فشرده نیز توسط افراد متعددی مورد بررسی قرار گرفته است، که می توان از آن جمله به کار افرادی همچون، نوم هارم وورما [۲۰]، رامسی [۲۱]، فرانسوا [۲۲]، بریرت [۲۳]، سان و وودز [۲۴] اشاره کرد. وانگ و چن [۲۵] با استفاده از این نظریه که خشک شدن ذرات در بستر فشرده به صورت لایه به لایه صورت می پذیرد، مدلی ارائه نمودند و با استفاده از آن توزیع دما و رطوبت در بین لایه های بستر را محاسبه

کردند. در این مقاله با استفاده از الگوی دو سیالی فرآیند خشک کردن ذرات در بستر شناور، و همچنین با حذف جملات جابجائی، اثرات درگ و برخورد ذرات در معادله ممنوم، از این الگو برای بستر فشرده نیز مورد استفاده قرار گرفته است.

مدل ریاضی

مدل ریاضی که به منظور بررسی پدیده خشک کردن ذرات در بستر شناور بکار گرفته شده است، مدل دو سیالی، در حالت یک بعدی می باشد. در این مدل با فرض اینکه ذرات جامد تشکیل یک محیط پیوسته را همانند گاز می دهند، معادلات بقاء جرم، ممنوم و انرژی برای آنها نوشته می شود. در این روش معادلات گاز و ذرات جامد از طریق تبادل جرم و انرژی و ممنوم به همدیگر وابسته می باشند.

معادلات بقاء جرم

برای فاز گاز

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_{wg} \varepsilon_g x_{wg}) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_{wg} \varepsilon_g V_g x_{wg}) = a \dot{m} \quad (1)$$

برای فاز جامد

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_{ws} \varepsilon_s x_{ws}) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_{ws} \varepsilon_s V_s x_{ws}) = -a \dot{m} \quad (2)$$

معادلات بقاء ممنوم

برای فاز گاز

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_{wg} \varepsilon_g V_g) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_{wg} \varepsilon_g V_g^2) = -\varepsilon_g \frac{\partial p}{\partial t} + \beta_z (V_g - V_s) - \rho_{wg} \varepsilon_g g + a \dot{m} V_g \quad (3)$$

برای فاز جامد

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_{ws} \varepsilon_s V_s) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_{ws} \varepsilon_s V_s^2) = -\varepsilon_s \frac{\partial p}{\partial t} + \beta_z (V_s - V_g) - \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} - \rho_{ws} \varepsilon_s g + a \dot{m} V_s \quad (4)$$

معادلات بقاء انرژی

برای فاز گاز

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_{wg} I_g) + \frac{\partial}{\partial z} (\varepsilon_g \rho_{wg} I_g V_g) = \frac{\partial}{\partial z}$$

$$j_h = \frac{Nu_p}{Re_o Pr_g} = \begin{cases} 1.77 Re_o^{-.22} & \text{if } Re_o \geq 30 \\ 5.70 Re_o^{-.78} & \text{if } Re_o < 30 \end{cases} \quad (10)$$

$$Re_o = \frac{d_p u_g \rho_g}{\epsilon_g \mu_g} \quad (11)$$

پالانز [۱۷] برای رطوبت روی سطح ذره رابطه زیر را پیشنهاد کرد.

$$X_{pg}^* = \phi_1 (T_p) \phi_2 (X_s) \quad (12)$$

$$\phi_1 (T_p) = .622 \frac{P_{wg}}{760 - P_{wg}} \quad (13)$$

اگر محتوی رطوبت ذرات بیشتر از رطوبت بحرانی باشد، ذرات تا رسیدن به رطوبتی برابر با رطوبت بحرانی با نرخ ثابت خشک می شوند. بعد از خشک شدن سطح ذرات، رطوبت باید از درون جسم به بیرون انتقال یابد و با توجه به افزایش مسیر انتقال رطوبت، همراه با گذشت زمان، ذرات با نرخی نزولی خشک خواهند شد. فرآیند خشک شدن ذرات در مرحله نخست تحت تأثیر دمای ذره و در ناحیه دوم تحت تأثیر دما و محتوی رطوبت ذره می باشد. پالانز [۱۷] برای ϕ_2 رابطه ای ارائه کرد ولی این رابطه در حوالی رطوبت بحرانی دچار ناپیوستگی بود. لذا لی و یامین چن [۱۸] رابطه مذکور را به فرم زیر ارائه نمودند که رفتار کاملاً مناسبتری از خود نشان می دهد.

$$\phi_2 (x_s) = \begin{cases} 1 & \text{if } x_s > x_c \\ \frac{x_s^n (x_c^n + k)}{x_c^n (x_s^n + k)} & \text{if } x_s \leq x_c \end{cases} \quad (14)$$

$$P_{wg} = 10^{622 + \frac{7.5 T_s}{238 + T_s}} \quad (15)$$

n و k به ترتیب برابر با ۳ و ۰/۰۰۱ می باشند [۱۷].

معادلات کمکی

برای حل معادلات اصلی لازم است از معادلات کمکی با توجه به اینکه تعداد مجهولات بیشتر از تعداد معادلات می باشند، استفاده شود. با توجه به تبادل جرم بین دو فاز گاز و جامد، دانسیته گاز و ذرات جامد در حال تغییر می باشند. با این فرض که گاز داخل بستر رفتاری شبیه به گاز کامل دارد، و با معلوم بودن فشار و دمای گاز می توان دانسیته آنرا محاسبه کرد و اثر رطوبت گاز بر روی دانسیته آنرا از رابطه زیر بدست آورد.

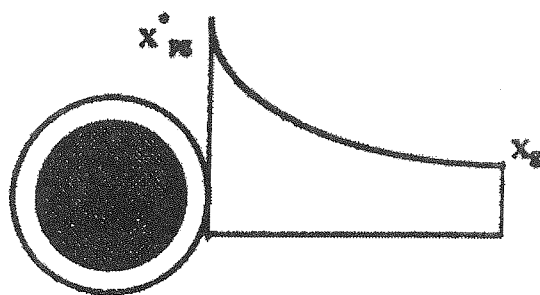
$$\left(k_g \epsilon_g \frac{\partial T_g}{\partial z} \right) + ah_v (T_s - T_g) + am (c_{wv} T_g + \gamma_o) \quad (5)$$

برای فاز جامد

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_s \rho_{ws} I_s) + \frac{\partial}{\partial z} (\epsilon_s \rho_{ws} V_s I_s) = \frac{\partial}{\partial z} \left(k_s \epsilon_s \frac{\partial T_s}{\partial z} \right) - am (c_{wv} T_g + \gamma_o) + ah_v (T_g - T_s) \quad (6)$$

مدل خشک شدن ذرات

برای تعیین میزان تبخیر سطحی از روی ذرات از مدل پالانز [۱۷] با توجه به شکل ۱ استفاده شده است. در این مدل با فرض وجود ناحیه فعالی همانند یک لایه مرزی در اطراف هر ذره، که تبادل جرم و انرژی بین ذره و گاز از طریق این ناحیه صورت می پذیرد، میزان تبخیر سطحی محاسبه می شود.



شکل (۱) تبادل جرم و انرژی از روی سطح ذره.

میزان تبخیر رطوبت از سطح یک ذره برابر است با:

$$m = \sigma_p (X_{pg}^* - X_g) \quad (7)$$

که ضریب تبخیر سطحی در رابطه بالا [۱۷] به صورت:

$$\sigma_p = \frac{h_v \rho_g D_g}{k_g} \quad (8)$$

و ضریب انتقال حرارت جابجائی در بستر شناور [۱۷] را می توان از رابطه زیر محاسبه کرد.

$$h_v = C_g U_o \rho_g j_h Pr_g^{-2/3} \quad (9)$$

$$C_{DZ} = 0.44 \quad Re_{sz} \geq 1000 \quad (23)$$

$$Re_{sz} = \frac{\epsilon_g \rho_g (V_g - V_s) d_p}{\mu_g} \quad (24)$$

ساملا و گیدسپا [۲۹] مقدار $f(\epsilon_g)$ را در رابطه (۲۱) که بیانگر حضور سایر ذرات در محیط می باشد به فرم زیر ارائه نمودند.

$$f(\epsilon_g) = \epsilon_g^{-2.65} \quad (25)$$

با توجه به رطوبت موجود در گاز و ذرات، انتالپی را می توان از روابط زیر محاسبه کرد.

$$I_g = (c_g + x_g c_{wg}) T_g \quad (26)$$

$$I_s = (c_s + x_s c_w) T_s \quad (27)$$

در معادلات اصلی a بیانگر میزان گستردگی سطح به حجم ذرات داخل بستر است. این مقدار برای یک ذره کروی برابر است با:

$$a_p = \frac{\pi d_p^2}{\left(\frac{\pi d_p^3}{6}\right)} = \frac{6}{d_p} \quad (28)$$

از آنجائیکه این مقدار وابسته به میزان تخلخل ذرات داخل بستر می باشد، لذا مقدار آن برای کل بستر برابر است با:

$$a = \frac{6(1 - \epsilon_g)}{d_p} \quad (29)$$

اگر ذرات کروی نباشند، با استفاده از ضریب کرویت [۳] رابطه فوق باید اصلاح گردد.

$$a = \frac{6(1 - \epsilon)}{\Phi_s d_p} = \frac{6(1 - \epsilon_g)}{d_{eff}} \quad (30)$$

با حذف جملاتی جایجائی در معادلات (۲ و ۴ و ۶) و حذف جملات مربوط به درگ و برخورد ذرات در معادلات منتوم و با تعیین مقدار ثابتی برای تخلخل ذرات داخل بستر، مدل مذکور توانائی تحلیل فرآیند خشک کردن ذرات در بستر فشرده را نیز خواهد داشت.

شرایط مرزی و شرایط بستر

رطوبت گاز در ورود به بستر برابر با (کیلوگرم آب به ۱۰۰ کیلوگرم گاز خشک) $X_{g1} = 0.015$ می باشد. ذرات در

$$\rho_{wg} = \frac{\rho_g (1 + x_g)}{1 + \frac{\rho_g}{\rho_w} x_{go}} \quad (16)$$

با توجه به اینکه حجم ذرات در طول خشک شدن تغییر نخواهد کرد، لذا با شروع فرآیند خشک شدن دانسیته ذرات تغییر خواهد نمود. مقدار دانسیته ذرات خیس را می توان از رابطه زیر محاسبه کرد.

$$\rho_{ws} = \rho_s \frac{1 + x_s}{1 + \frac{\rho_s}{\rho_w} x_{so}} \quad (17)$$

در معادله بقاء ممنتوم فاز جامد، اثر برخورد ذرات با همدیگر در نظر گرفته شده است. مقدار آن را می توان از رابطه زیر محاسبه کرد.

$$\frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} = \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial \epsilon_g} \frac{\partial \epsilon_g}{\partial z} = G(\epsilon_g) \frac{\partial \epsilon_g}{\partial z} \quad (18)$$

ریتما و موتسر [۲۶] برای تابع $G(\epsilon_g)$ در رابطه (۱۸) براساس نتایج تجربی انجام شده، رابطه زیر را پیشنهاد نمودند.

$$-G(\epsilon_g) = 10^{(-8.76\epsilon_g + 5.43)} \quad (19)$$

میزان افت فشار در بستر شناور با توجه به نظریه اورگن [۲] برابر با افت فشار اصطکاکی می باشد، بنابراین در حالت شناوری نیروی درگ با نیروی وزن برابر خواهد بود. ون ویو [۲۷] برای شرایطی که میزان پراکندگی ذرات در بستر کمتر از ۰/۸ باشد، براساس نظریه اورگن رابطه ای پیشنهاد نمودند که ضریب اصطکاک بین فاز گاز و جامد را از آن می توان محاسبه نمود.

$$\beta_z = 150 \frac{\epsilon_g^2 \mu_g}{\epsilon_g (d_p \Phi_s)^2} + 1.75 \frac{\rho_g |V_g - V_s| \epsilon_g}{\Phi_s d_p} \quad (20)$$

برای مقادیر بزرگتر از ۰/۸ توصیه شد این مقدار از رابطه (۲۱) محاسبه گردد.

$$\beta_z = \frac{3}{4} C_{DZ} \frac{\epsilon_g \epsilon_s |V_g - V_s| \rho_g}{d_p \Phi_s} f(\epsilon_g) \quad \epsilon_g \geq 0.8 \quad (21)$$

رو [۲۸] ضریب درگ در رابطه بالا را براساس عدد رینولز معرفی نمود.

$$C_{DZ} = \frac{24}{Re_{sz}} (1 + 0.15 Re_{sz}^{0.687}) \quad Re_{sz} < 1000 \quad (22)$$

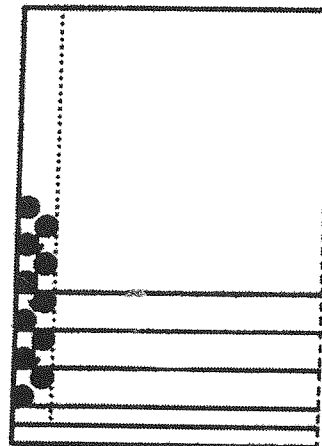
فشار، با استفاده از الگوی سیمپلر (Simpler) [۳۳] محاسبه گردیده است. کلیه معادلات تفکیکی بدست آمده از این روش ها در نهایت با استفاده از روش خط به خط (ADI) [۳۴] حل شده اند. به منظور ایجاد همگرایی در میدان جریان لازم است فاصله زمانی بین مراحل حل بسیار کوچک گردد. لذا این مقدار برابر با $0.01/0$ ثانیه در نظر گرفته شده است.

بررسی نتایج بدست آمده از مدل

مدل ریاضی ارائه شده برای خشک کردن ذرات در بستر فشرده برای ذراتی با قطر $dp=0.003m$ و رطوبت بحرانی (کیلوگرم آب به صد کیلوگرم ماده خشک) $X_c=0.2$ حل شده است. نتایج بدست آمده برای بستر شناور و همچنین بستر فشرده گویای این نکته می باشد که با شروع فرآیند انتقال حرارت، خشک شدن ذرات شروع می شود. اگر رطوبت ذرات بیشتر از رطوبت بحرانی باشد، حرارت منتقل شده باعث تبخیر رطوبت سطحی ذرات خواهد شد.

به دنبال خشک شدن سطح ذرات حرارت جذب شده توسط آنها باعث افزایش دمای ماده خشک و رطوبت موجود در ذرات می شود و با گذشت زمان سطح خشک روی ذرات به درون آنها انتقال یافته و طبیعتاً رطوبت باید مسیر طولانی تری را برای خروج از درون ذرات طی نماید. به همین دلیل مقاومت مسیر حرکت رطوبت دائماً افزایش یافته و نرخ خشک شدن با گذشت زمان کاهش می یابد، که به این ناحیه، خشک شدن با نرخ نزولی گفته می شود. خشک شدن ذرات در مرحله خشک شدن با نرخ ثابت، متأثر از شرایط خارجی بوده ولی در مرحله دوم خشک شدن با نرخ نزولی، علاوه بر تأثیر شرایط خارجی، شرایط داخلی ذره نیز تأثیر جدی بر رفتار آن خواهد داشت. در بررسی اثر پارامترهای مؤثر بر فرآیند خشک شدن، اثر دمای گاز ورودی در نمودارهای ۴ و ۵ نشان داده شده است. در نمودار ۴ اثر تغییر دمای گاز ورودی بر روی دمای گاز و ذرات داخل بستر نشان داده شده است. همانگونه که در این نمودار مشاهده می گردد با افزایش دمای گاز ورودی ذرات در دمای بالاتری به تعادل می رسند. با افزایش دمای گاز ورودی طول ناحیه خشک شدن با نرخ ثابت کاهش می یابد و این مرحله از خشک شدن ذرات در دمای بالاتری صورت می پذیرد. در نمودار ۵ اثر دمای گاز ورودی بر روی خشک شدن ذرات نشان داده شده است. همانگونه که دیده می شود با افزایش دما، نرخ انتقال حرارت و در نتیجه نرخ خشک شدن ذرات افزایش می یابد و ذرات در زمان کوتاهتری خشک می شوند و در شرایط تعادلی با رطوبت کمتری از بستر خارج می گردند. اثر قطر ذرات در فرآیند خشک شدن را می توان در نمودارهای ۶ و ۷ مشاهده کرد. اثر قطر بر روی دمای ذرات و

شروع فرآیند دارای رطوبتی برابر با (کیلوگرم آب به صد کیلوگرم ماده خشک) $X_{go}=0.3$ بوده و همدمای محیط، $T_{go}=20^{\circ}C$ در بستر قرار می گیرند. از آنجائیکه بعد از برخورد ذرات با جداره، ذرات به سمت پایین حرکت می نمایند، برای مدل کردن این شرایط مرزی می توان از نظریه چانمینگ [۳۰] استفاده کرد. او در کارهای آزمایشگاهی خود ناحیه ای به ضخامت $1/5$ برابر قطر ذرات در مجاورت جداره را، ناحیه فعالی برای انتقال حرارت و ناحیه ای معادل ۲ برابر قطر ذرات را ناحیه برخورد ذرات با جداره و لغزش آنها به سمت پایین فرض کرد. این نظریه ابتدا توسط مارتین [۳۱] برای ذرات ریز کمتر از 1000 میکرون براساس طول آزاد برخورد ذرات ارائه گردید. ولی چانمینگ بدون رعایت این محدودیت آن را بکار گرفت و به نتایج مناسبی دست یافت. از این نظریه همانگونه که در شکل ۲ نشان داده شده، برای شرایط مرزی روی جداره استفاده شده است.



شکل (۲) طرح جواره لغزشی ذرات بر روی جداره بستر به همراه شبکه غیر یکنواخت در ناحیه ورودی.

حل عددی مدل ریاضی

باتوجه به اینکه امکان حل تحلیلی برای معادلات ارائه شده در مدل ریاضی وجود ندارد، به همین دلیل از روش عددی حجم محدود و با استفاده از یک شبکه غیر یکنواخت اقدام به حل معادلات مدل ریاضی شده است. با توجه به اینکه مقادیر سرعت ها بر روی مرزهای حجم کنترل مورد نیاز می باشد، لذا در حل معادلات منتوم از شبکه جابجا شده در امتداد جریان، و برای جلوگیری از نوسانی شدن جواب ها، از طرح آپ ویند (up wind) در حل معادلات انفصالی بدست آمده استفاده شده است. این طرح ابتدا توسط کورانت [۳۲] ارائه گردید، ولی به دنبال آن توسط افراد دیگری مورد اصلاح قرار گرفت. سایر کمیات مورد نظر از شبکه اصلی و در مرکز حجم کنترل محاسبه شده اند. میدان جریان باتوجه به وجود جمله

گاز در نمودار ۶ نشان داده شده است. براساس این نمودار با کاهش قطر ذرات تغییرات دما شدیدتر می‌گردد و ذرات در دمای تعادلی بالاتری از بستر خارج می‌شوند. در همین نمودار با افزایش قطر ذرات اختلاف دمای بین گاز و ذره افزایش می‌یابد و این در واقع به خاطر وجود مقاومت حرارتی خود ذرات می‌باشد. از طرف دیگر با افزایش قطر ذرات سطح ذرات و در نتیجه میزان خیسی روی سطح ذرات افزایش یافته و زمان خشک شدن ذرات در مرحله اول افزایش می‌یابد. ولی موقعیت دمائی این ناحیه باتوجه به اینکه قطر ذرات بر روی آن تأثیری ندارد، تغییر نخواهد کرد. نمودار ۷ اثر تغییرات قطر ذرات بر روی زمان خشک شدن ذرات داخل بستر را نشان می‌دهد. در این نمودار همانگونه که مشاهده می‌شود با کاهش قطر ذرات زمان کمتری برای خشک شدن آنها مورد نیاز می‌باشد زیرا با کاهش قطر در یک پراکندگی ثابت از ذرات نسبت سطح به حجم ذرات افزایش می‌یابد. در این نمودار همانگونه که مشاهده می‌گردد کاهش قطر هیچ تأثیری بر روی رطوبت تعادلی نهائی ذرات ندارد.

اثر سرعت گاز ورودی بر روی فرآیند خشک شدن ذرات در بستر شناور را می‌توان در نمودارهای ۸ و ۹ مشاهده کرد. همانگونه که در این نمودارها دیده می‌شود اثر سرعت جریان گاز ورودی بر روی فرآیند خشک کردن به مراتب کمتر از دو اثر قبلی می‌باشد. مگر اینکه تغییر سرعت گاز ورودی باعث تغییر رژیم جریان داخل بستر شود.

همانگونه که در نمودار ۸ دیده می‌شود با تغییر سرعت گاز ورودی موقعیت ناحیه اول خشک شدن ذرات و همچنین طول این ناحیه تغییر می‌کند. این تغییرات را در شرایطی که دمای گاز ورودی تغییر می‌کرد نیز مشاهده می‌شد. از آنجائی که این ناحیه متأثر از شرایط خارجی است لذا وجود این تغییرات کاملاً قابل انتظار می‌باشد. با افزایش سرعت جریان ذرات سریع‌تر خشک می‌شوند. بنابراین سرعت جریان گاز ورودی، رفتاری مشابه دمای گاز ورودی، ولی با شدتی به مراتب کمتر، بر فرآیند خشک شدن در بستر شناور دارد.

نتایج بدست آمده از حل بستر فشرده با استفاده از این مدل [۳۵] گویای رفتار کلی شرح داده شده برای فرآیند خشک شدن ذرات می‌باشد. ولی در بستر فشرده، خشک شدن به صورت لایه به لایه در بستر اتفاق می‌افتد و به همین علت در بین لایه های بستر فشرده گرادیان دما و رطوبت وجود دارد. در نمودار ۱۰ این موضوع بخوبی دیده می‌شود. در صورتی که این گرادیان به دلیل چرخش ذرات در بستر شناور وجود ندارد و این خود یکی از مزیت های برجسته بستر شناور است، کانتورهای ۱۱ الف و ب تغییرات دما و رطوبت ذرات در بستر فشرده و کانتورهای ۱۲ الف و ب تغییرات دما و

رطوبت ذرات در بستر شناور را نشان می‌دهد. وجود گرادیان دما و رطوبت در بین لایه های ذرات در کانتورهای (۱۱) بخوبی مشهود است. ولی همانگونه که ذکر شد به دلیل چرخش ذرات در بستر شناور چنین گرادیانی در کانتورهای (۱۲) دیده نمی‌شود.

بررسی تجربی مدل

به منظور بررسی تجربی فرآیند خشک کردن ذرات در بستر شناور و همچنین بستر فشرده، دستگاهی برای همین منظور طراحی و ساخته شده است که در شکل ۳ دیده می‌شود. در این دستگاه هوای مورد نیاز برای فرآیند شناوری و خشک کردن ذرات، توسط فنی با ۲۸۰۰ دور در دقیقه تأمین می‌گردد. هوای مورد نظر با عبور از منبع حرارتی که دارای ۱۰ المان حرارتی ۲ کیلوواتی است، حرارت لازم را کسب می‌نماید. شرایط قرار دادن این المان ها و همچنین جعبه بعد از این قسمت، به گونه ای طراحی شده است که هوای خروجی از این قسمت کاملاً یکنواخت می‌باشد. باتوجه به المان های کار گذاشته شده در منبع حرارتی دمای گاز را می‌توان تا ۲۰۰ درجه سانتیگراد بالا برد. در مسیر جریان، شیرهای متعددی بکار گرفته شده است، به گونه ای که به راحتی بتوان دبی و یا سرعت جریان را تنظیم کرد. وسایل اندازه گیری بکار گرفته شده در بستر برای اندازه گیری دمای گاز و ذرات و همچنین رطوبت ذرات می‌باشند. ترموکوپل های اندازه گیری دمای گاز در تمام طول بستر بگونه ای قرار گرفته اند که امکان اندازه گیری دمای گاز در کلیه نقاط بستر وجود داشته باشد. برای اندازه گیری رطوبت ذرات از یک ترازوی دیجیتال حساس، و برای ثبت اطلاعات تجربی در طول آزمایش از یک سیستم جمع آوری اطلاعات، که به طور مستقیم به کامپیوتر متصل می‌باشد استفاده گردیده است.

در این دستگاه خشک کردن مواد دانه ای شیمیائی مثل سیلیکاژل [۳۶] و مواد دانه ای مختلف کشاورزی در حالت شناوری و همچنین حالت فشرده مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج تجربی ارائه شده مربوط به ذرات گندم می‌باشند. نمودار ۱۳ مربوط به مقایسه تئوری - تجربی دمای ذرات گندم و نمودار ۱۴ مربوط به مقایسه تئوری - تجربی دمای گاز داخل بستر و نمودار ۱۵ مربوط به مقایسه تئوری - تجربی خشک شدن ذرات در بستر شناور می‌باشد. براساس نتایج بدست آمده و با مقایسه این نتایج با نتایج تئوری حاصل از مدل مشاهده می‌گردد که هماهنگی مناسبی بین این دو به چشم می‌خورد. از آنجائیکه وسایل اندازه گیری دما برای گاز قابلیت کنترل مناسب تری از وسایل بکار گرفته شده برای ذرات دارند، هماهنگی نتایج بین تئوری و تجربی در

صورت می پذیرد و بین لایه های ذرات گرادیان دما و رطوبت وجود داشته که عامل نامناسبی در کیفیت مواد خشک شده می باشد. هر چه ضخامت بستر بیشتر باشد، این عارضه محسوس تر خواهد بود. با توجه به نتایج تجربی بدست آمده برای ذرات گندم و بررسی رفتار سایر مواد دانه ای کشاورزی انطباق آنها با نتایج تئوری، می توان چنین نتیجه گیری نمود که مدل ارائه شده بخوبی توانائی بررسی رفتار خشک شدن ذرات در بستر شناور و فشرده را دارا می باشد.

علائم و اختصارات

a	گستردهگی سطح به حجم ذرات
c	گرمای ویژه
C_D	ضریب درگ
D	ضریب نفوذ
d	قطر ذره
I	آنتالپی
J_n	ضریب انتقال حرارت بی بعد
K	ضریب هدایت حرارتی
h_v	ضریب انتقال حرارت جابجایی
p	فشار
Pr	عدد بدون بعد پرانتل
Re	عدد بدون بعد رینولدز
T	دما
t	زمان
V	سرعت
X	رطوبت
z	محور جریان

علائم یونانی

β	ضریب اصطکاک بین گاز و ذرات
τ	تنش
ρ	دانسیته
σ	ضریب تبخیر سطحی
ϵ	میزان تخلخل بستر
μ	لزجت گاز
γ_0	آنتالپی تبخیر
ϕ_s	ضریب کرویت

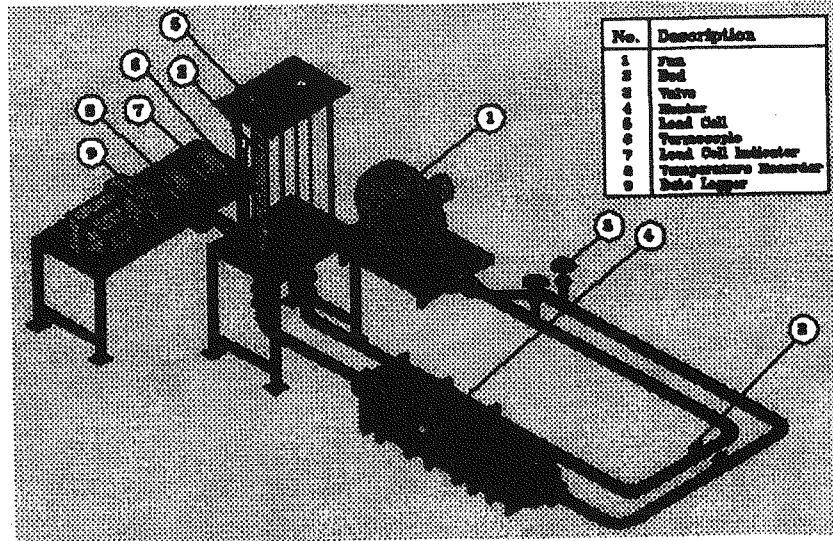
زیر نویس

g	گاز
i	ورودی
p	ذره

نمودار ۱۴ بهتر از نمودار ۱۳ می باشد. خطای بین نتایج را می توان ناشی از عوامل متعددی از جمله، عدم انتخاب مناسب وسایل اندازه گیری به دلیل محدودیت این وسایل و همچنین خطای آنها، و فرضیات بکار گرفته شده در مدل، به عنوان مثال فرض عایق بودن جداره، یکنواختی شکل ذرات، یکسان فرض کردن خواص فیزیکی و هندسی ذرات و مغایرت رژیم جریان تئوری و عملی دانست. دریک ناحیه مشخصی در ابتدای فرآیند خشک شدن با نرخ نزولی میزان خطا به مراتب بیشتر از نواحی دیگر است. این خطا عمدتاً مربوط به نرخ انتقال حرارت در آن ناحیه بوده و علت آن، حذف اثر لایه مقاوم روی سطح ذرات می باشد. با توجه به عدم وجود هرگونه اطلاعاتی در این زمینه لازم است این موضوع به صورت اختصاصی مورد بررسی محققان قرار گیرد. نمودار ۱۶ مربوط به مقایسه نتایج تئوری - تجربی تغییرات رطوبت ذرات در بستر فشرده می باشد، همانگونه که مشاهده می گردد نرخ خشک شدن ذرات در این روش به مراتب کمتر از حالت شناوری بوده و زمان اقامت ذرات در این بستر به مراتب بیشتر از حالت شناوری می باشد. نکته قابل توجه در این نمودار انطباق بهتر نتایج تجربی با نتایج تئوری بوده، که علاوه بر رفتار مناسب مدل، عمدتاً مربوط به قابلیت کنترل مناسب تر وسایل اندازه گیری در این روش می باشد.

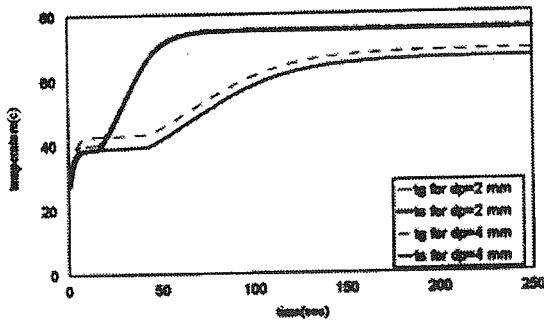
نتیجه گیری

با توجه به نتایج بدست آمده می توان نتیجه گرفت، که در حالت شناوری افزایش دمای گاز ورودی و افزایش سرعت گاز ورودی از آنجائیکه این دو از جمله عوامل خارجی می باشند که بر روی خشک شدن ذرات در ناحیه اول (خشک شدن با نرخ ثابت) اثر گذاشته و باعث تغییر موقعیت و طول این ناحیه می شوند. البته اثر دما به مراتب جدی تر از اثر سرعت می باشد. با توجه به تغییر شرایط محیطی بستر، ذرات در شرایط رطوبتی و دمائی جدیدی که منطبق بر شرایط جدید می باشد، بستر را ترک خواهند کرد. با توجه به نتایج تئوری و تجربی بدست آمده با افزایش دما و افزایش سرعت، نرخ خشک شدن ذرات افزایش یافته و ذرات در زمان کوتاه تری خشک می شوند. تغییر قطر ذرات از آنجائیکه جزء عوامل داخلی می باشد، تأثیری بر شرایط محیطی نداشته و ناحیه اول خشک شدن را متأثر از خود نمی کند مگر آنجائیکه اثر گسترش سطح مطرح باشد. لذا انتظار می رود که با کاهش قطر ذرات، چون سطح مخصوص ذرات افزایش می یابد، سرعت خشک شدن نیز افزایش پیدا کند. ولی کلیه این عوامل بر روی ناحیه دوم خشک کردن مواد مؤثر می باشند. خشک شدن ذرات در بستر شناور به صورت لایه به لایه

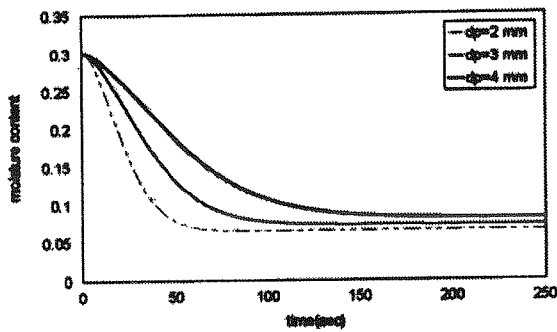


No.	Description
1	Fan
2	Bed
3	Valve
4	Heater
5	Lead Cell
6	Thermocouple
7	Lead Cell Indicator
8	Temperature Recorder
9	Data Logger

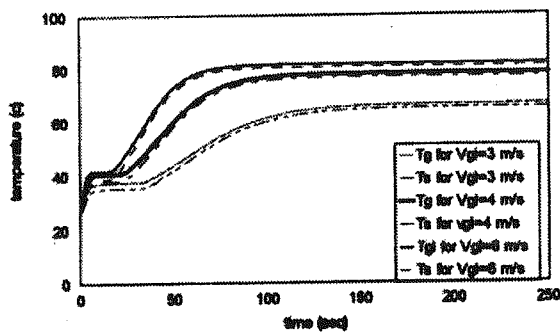
شکل (۳) مدل آزمایشگاهی دستگاه بستر شناور.



شکل (۶) تغییرات دمای گاز و ذرات در بستر شناور.



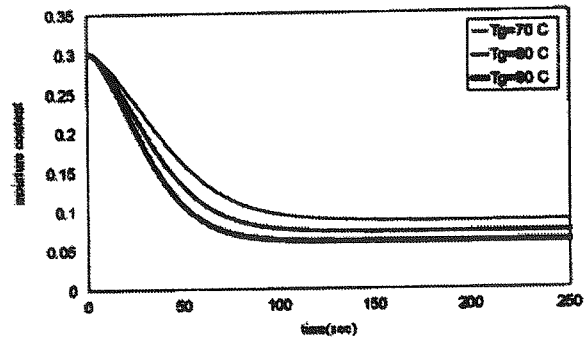
شکل (۷) تغییرات محتوی رطوبت در بستر شناور.



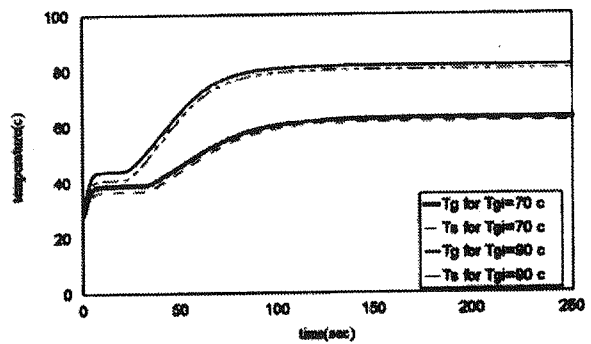
شکل (۸) تغییرات دمای گاز و ذرات در بستر شناور.

S
W
O
C
V
Z

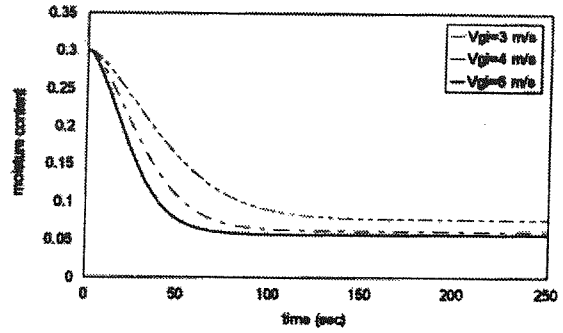
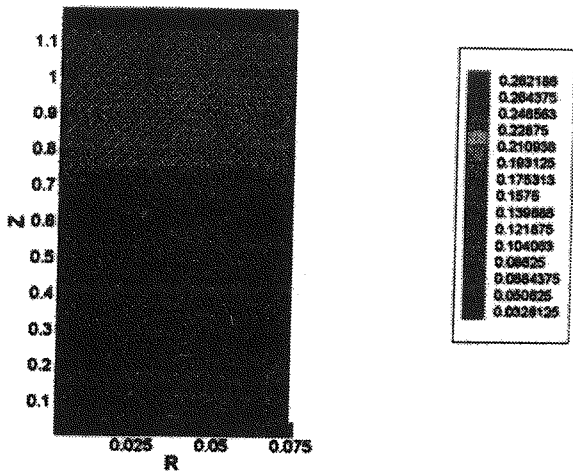
جامد
خیس
اولیه
بحرانی
بخار
محور جریان



شکل (۴) تغییرات محتوی رطوبت ذرات در بستر شناور.

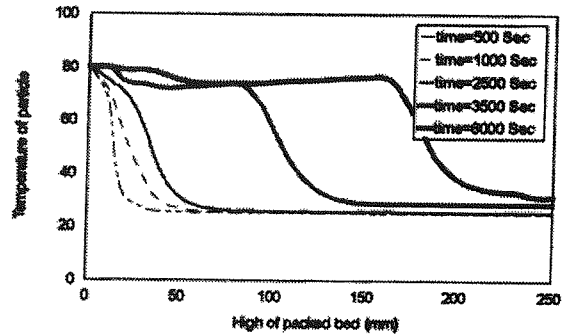
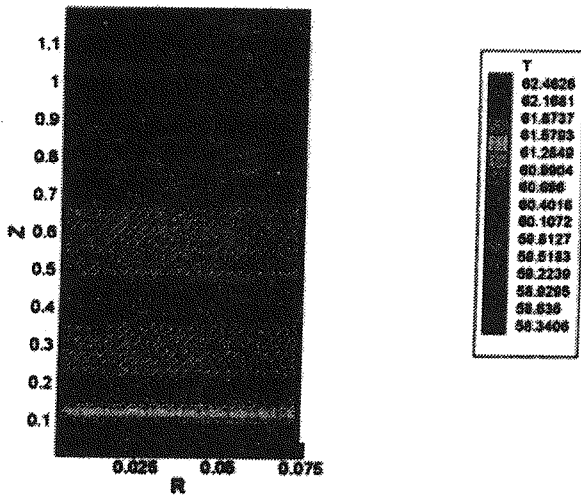


شکل (۵) تغییرات دمای گاز و ذرات در بستر شناور.



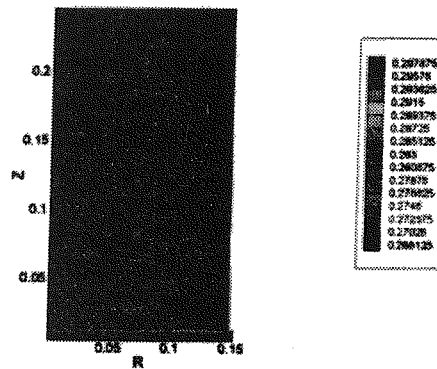
شکل (۹) تغییرات محتوی رطوبت ذرات در بستر شناور.

شکل (۱۲) الف) کانتور تغییرات رطوبت ذرات در بستر فشرده $t=1000$ sec.

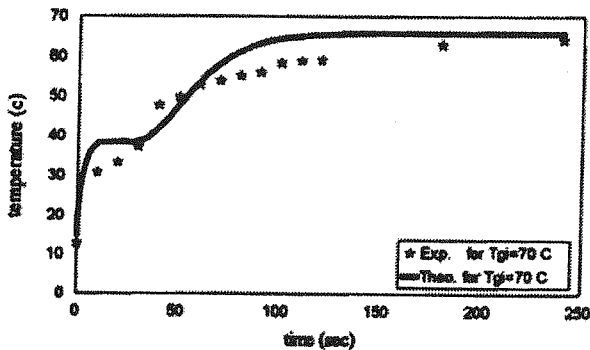


شکل (۱۰) تغییرات دمای لایه های مختلف ذرات در بستر فشرده.

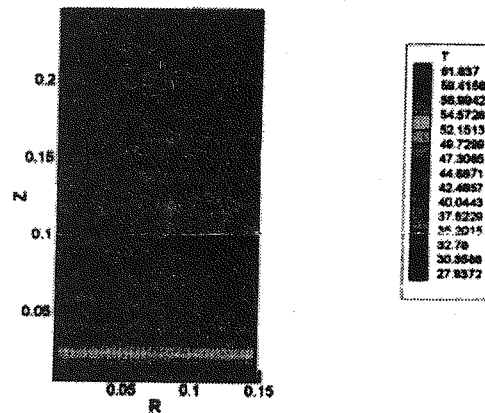
شکل (۱۲) ب) کانتور تغییرات دمای ذرات در بستر شناور $t=1000$ sec.



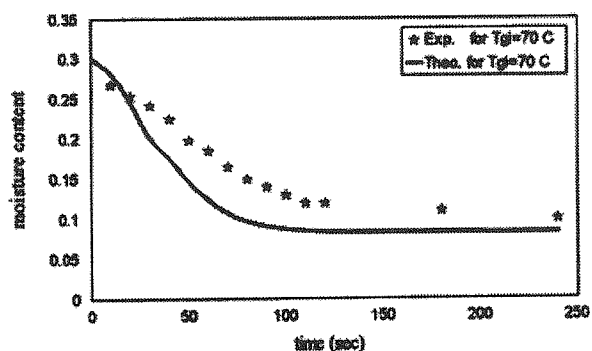
شکل (۱۱) الف) کانتور تغییرات رطوبت ذرات در بستر فشرده $t=100$ sec.



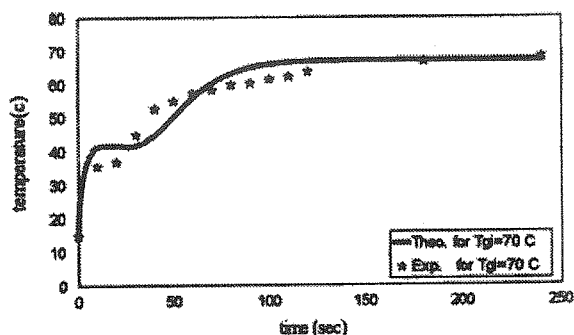
شکل (۱۳) تغییرات دمای تنوری - تجربی ذرات گندم در بستر شناور.



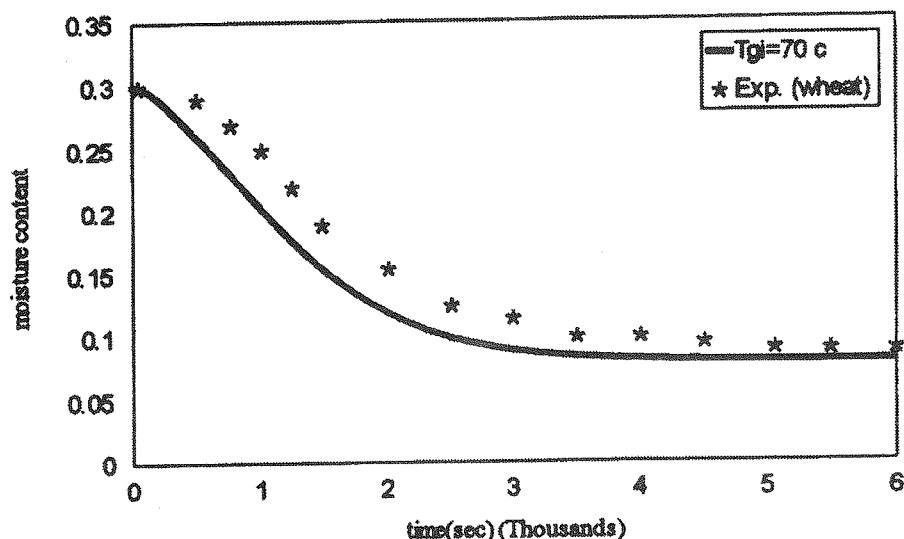
شکل (۱۱) ب) کانتور تغییرات دمای ذرات در بستر فشرده $t=1000$ sec.



شکل (۱۵) تغییرات محتوی رطوبت تنوری = تجربی ذرات در بستر شناور.



شکل (۱۴) تغییرات دمای تنوری = تجربی گاز داخل بستر فشار.



شکل (۱۶) تغییرات محتوی رطوبت تنوری = تجربی ذرات در بستر فشرده.

مراجع

- [1] Geldart, D. "Gas fluidization technology", 1989, John Wiley, New York.
- [2] Kunii, D. and Levenspiel, O. "Fluidization engineering", 1963, Chap. 7, John Wiley, New York.
- [3] Gupta, C.K. and Sathiyamoorthy, D., "Fluid bed technology in materials processing", 1999, CRC Press LLC.
- [4] Ishii, M. "Thermo-fluid dynamic theory of two phase flow", 1975, Eyrolles, paris.
- [5] Seu-Kim, H. and Arastopour, H. "Simulation of FCC particles flow behavior in a CFB using modified kinetic theory", 1995, Canadian J. of chemical Eng. vol. 73, pp 603-611.
- [6] Gidaspow, D., "Multiphase flow and fluidization", 1994, Academic press, Inc.
- [7] Shewood, T.K. "The drying of solids", 1929, Ind. Engng Chem. Vol. 21, pp 12-16.
- [8] Sherwood T.K. "Application of the theoretical diffusion equation to the drying of solids", 1931, Trans., AIChE J., Vol. 27, pp 190-202.
- [9] King C.J., "Freeze drying of foods", 1971, Butterworth, London.
- [10] Henry P.S.A. "Diffusion in absorbing media", 1939, Proc.R. Soc. london A171, pp 215-241..
- [11] Harmathy T.Z. "Simultaneous moisture and heat transfer in porous system with particular reference to drying", 1969, Ind. Engng Chem. Fund. Vol. 8, pp 92-103.
- [12] Krischer O. and Kast W., "Die wissenschaftlichen grund-lagen der Trochnungs technik", 1978, 3rd Edn Springer, Berlin.
- [13] Luikov A. V. "System of differential equations of heat and mass transfer in capillary-porous bodies", 1975, Int. J. Heat Mass transfer Vol. 18, pp 1-14.

- [14] Mikhailov M. D. "Exact solution of temperature and moisture distribution in a porous half-space with moving evaporation front", 1975, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 18, pp 797-804.
- [15] Suzuki M. and Maeda S., "On the mechanism of drying of granular beds, mass transfer from discontinuous source", 1968, *J. Chem. Engng Japan* Vol. 1, pp 26-31.
- [16] Van Brakel J. and Heertijets P. M., "On the period of constant drying rate", 1978, *Proc. 1st Int. Symp. on drying* (Edited by A.S. Mujumder), pp 70-75, Science Press, Princeton, New Jersey.
- [17] Palancz, B. "A mathematical model for continuous fluidized bed drying", 1983, *Chem. Engng. Sci.*, 38, pp 1045-1059.
- [18] Lai, F. S. and Yiming Chen and Fan, L. T., "Modelling and simulation of a continuous fluidized bed dryer." 1985, *Chem. Engng., Sci.*, 41, 2419-2430.
- [19] Chandran, A.N. and Subba Rao, S., "Fluidized bed drying of solids", 1990, *AIChE J.*, pp 29-38.
- [20] Noomhorm, A. and Verma, L.R., "Deep-bed rice drying simulation using two generalized single-layer models", 1986, *Transaction of ASAE*, 29, pp 1456-1461.
- [21] Rumsey, T., "Modeling moisture variability in a fixed-bed dryer", 1991, *Drying Technology*, 9, pp 61-78.
- [22] Franca, A.S., Fortes, M. and Haghghi, K., "Numerical simulation of intermittent and continuous deep-bed drying of biological materials", 1991, *Drying Technology*, 12, pp 1537-1560.
- [23] Berbert, P.S, Queiroz, D.M.; Silva, J.S. and Filho, J.B.P., "Simulation of coffee drying in a fixed bed with periodic airflow reversal", 1995, *Journal of Agricultural Engineering Research*, 60, pp 167-173.
- [24] Sun, D. W. and Woods, J. L., "Simulation of the heat and moisture transfer process during drying in deep grain beds." 1997, *Drying Technology*, 15, pp 2479-2508.
- [25] Wang, Z. H. and Chen, G., "Heat and mass transfer in fixed-bed drying", 1999, *Journal of Chemical Engineering Science*, 54, pp 4233-4243.
- [26] Rietma K., and Mutsers S.M.P., "The effect of interparticle force on expansion of a homogeneous gas fluidized bed", 1973, *Pro. Int. Symp. On fluidization*, Toulouse, France, 32.
- [27] Wen, C.Y. and Yu, Y.H. "A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity", 1966, *AIChE J.* 12, pp 610-612.
- [28] Rowe P.N., "Drag force in a hydraulic model of a fluidized bed", 1961, *Trans. Inst. Chem. Eng.* Vol. 39, pp 175.
- [29] Syamla M. and Gidaspow D. "Hydrodynamics of fluidization: Prediction of wall to bed heat transfer coefficient", 1985, *AIChE J.* 31, pp 127-134.
- [30] Chunming QI. and Farag I.H., "Heat transfer mechanism due to particle convection in circulating fluidized bed", 1994, *Canadian J. of Che. Eng.*, Vol. 72, pp 354-357.
- [31] Martin, H. "Heat Transfer Between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the surfaces of Immersed Heat Exchanger Elements, Part 1", 1984, *Chem. Engng Process*, Vol. 18, pp 157-169.
- [32] Courant, R. Isaacson, E. and Rees, M., "On the solution of non-linear hyperbolic differential equations by finite differences", 1952, *Comm. Pure Appl. Math.*, Vol. 5, pp 243.
- [33] Patankar, S.V., "Numerical heat and fluid flow", 1980, McGraw-Hill.
- [34] Peaceman, D.W. and Rachford, H.H., "The numerical solution of parabolic and elliptic differential equations", 1955, *J. Soc. Ind. Appl. Math.*, Vol. 3, p 28.
- [35] Basirat-Tabrizi H., Saffar avval, M. and Assarie, M. R., "Two dimensional model of heat and mass transfer in packed bed drying", 2000, *proceeding of the 5th Engineering systems design and Analysis Conference ASME-ESDA* pp 295-598.
- [36] Basirat-Tabrizi H. and Saffar avval, M. and Assarie, M. R., "The design experimental setup and theoretical investigation of fluidized bed dryer", 1998, *Proceeding of integrated design and process technology ASME-SDPS*, pp 121-125.