

# بررسی تجربی و مدل سازی ترمودینامیکی خشک شدن نخودفرنگی در یک خشک کن با بستر سیال ناپیوسته

بهرز عباسی سورکی\*، حسین قنادزاده گیلانی، نیما امامی، مسعود طبرسا

رشت، دانشگاه گیلان، دانشکده فنی و مهندسی، بخش مهندسی شیمی

پیام نگار: b.abbasy@gmail.com

## چکیده

در این مقاله فرایند خشک شدن نخودفرنگی توسط هوا در یک خشک کن با بستر سیال از منظر ترمودینامیکی مدل سازی شده است. نمونه‌ها در سه دمای ۴۰، ۵۰ و ۶۰ °C در داخل یک خشک کن آزمایشگاهی خشک گردیدند. مدل پیشنهادی با برقراری موازنه جرم، انرژی و آنتروپی بر پایه معادلات ترمودینامیکی، تغییرات دمای نمونه‌ها و هوای خروجی، رطوبت نمونه‌ها و هوای خروجی، آنتروپی تولیدی و اکسرژی را پیش بینی می‌کند. نتایج نشان می‌دهند که تغییرات سرعت تاثیر اندکی بر فرایند خشک کردن دارد و افزایش مقدار اولیه نمونه، مدت خشک کردن را طولانی تر می‌نماید. مقایسه داده‌های تجربی رطوبت مواد و دمای هوای خروجی با نتایج حاصل از مدل نشان دهنده اعتبار مدل پیشنهادی است. مقدار خطای نسبی داده‌های پیش بینی شده نسبت به داده‌های تجربی (MRE) برای رطوبت مواد و دمای هوای خروجی از بستر به ترتیب ۴/۶ و ۵/۶ درصد محاسبه شدند.

کلمات کلیدی: خشک کردن، مدل ترمودینامیکی، بستر سیال، نخودفرنگی

## ۱- مقدمه

ریاضی این فرایند و شبیه سازی دستگاه‌های مربوطه می‌باشد. مدل سازی بر پایه یک سری معادلات ریاضی که به صورت درستی عملکرد دستگاهها و فرایند را توصیف می‌کنند بنا نهاده شده است. مدل سازی این امکان را به ما می‌دهد که نرخ خشک کردن و بازدهی آن را در یک شرایط خاصی پیش بینی کنیم و به تبع آن با پیش بینی دقیق، زمان لازم، دما و رطوبت ماده، کیفیت محصول نهایی را بالا برده و در زمان صرفه جویی کنیم [۳]. پیش بینی پارامترهای عملیاتی در فرایند خشک کردن به سه صورت عمده صورت می‌گیرد [۴]: ۱- پیش بینی بر اساس روابط تجربی که از فرایند و دستگاه‌های خاصی استخراج شده‌اند. ۲- مدل سازی بر اساس انتقال همزمان گرما، جرم و مومنت (مقدار حرکت). ۳- مدل سازی

خشک کردن فرایندی همراه با انتقال همزمان جرم و گرما است که در آن رطوبت ماده مرطوب برای افزایش مدت نگهداری ماده یا آماده سازی برای فرایندهای بعدی از آن خارج می‌شود. به دلیل اینکه خشک کردن از جمله فرایندهایی است که به شدت به انرژی وابسته است، بهینه سازی و ذخیره انرژی از جمله عوامل مهم در این فرایند محسوب می‌شود. کنترل آسان میزان دبی هوا، تولید محصول همگن، بازدهی بیشتر انتقال جرم و حرارت در مقایسه با سایر روش‌های خشک کردن، از فواید استفاده از خشک کن‌های بستر سیال و دلیل استفاده صنعتی از این نوع خشک کن‌ها می‌باشد [۱ و ۲]. یکی از مهم ترین مهارت‌ها در مطالعات خشک کردن، مدل سازی

۲۰۰۴ خشک کردن و معادلات انرژی را بررسی کردند [۱۰]. آنها در مدل سازی جدید ترمودینامیکی خود با در نظر گرفتن معادلات جرم و حرارت بهینه شرایط عملیاتی برای کار دستگاه را مشخص کردند. همچنین اثر دمای هوای ورودی، جرم مواد، رطوبت هوا بر روی اکسرژی توسط ایشان بررسی شد. همان طور که مشاهده گردید مطالعات قبلی صرفاً کل سیستم را بررسی می کند و بیشتر به بررسی خواص ماده و میزان بازدهی انرژی و اکسرژی در خشک کن می پردازد. در این تحقیق علاوه بر در نظر گرفتن کل سیستم به عنوان حجم کنترل معادلات جرم و انرژی برای تک تک مواد نیز نوشته می شود تا مدل پیشنهادی میزان دمای نمونه ها، هوای خروجی، رطوبت ماده و هوای خروجی و همچنین آنتروپی تولیدی و اکسرژی را به طور همزمان پیش بینی نماید که در کارهای قبلی این متغیرها محاسبه شده بودند.

بر طبق گزارش سازمان جهانی غذا و کشاورزی (FAO) نخود دومین ماده خوراکی گیاهی از نظر میزان تولید می باشد [۱۱]. نخود خشک شده به دلیل وجود پروتئین بالا یک ماده غذایی مهم به شمار می آید که شامل ۲۱/۹٪ پروتئین، ۲/۳۴٪ چربی، ۳٪ خاکستر، ۱۰/۴٪ فیبر، ۵۲/۵٪ هیدروکربن و ۹/۸۸٪ رطوبت بر هر ۱۰۰ گرم می باشد. نخود خشک شده می تواند در داخل سوپ مورد استفاده قرار بگیرد و به دلیل وجود فیبر یک رژیم غذایی مناسب برای معده و روده می باشد [۱۱].

## ۲- تئوری

با فرض اختلاط کامل در یک خشک کن با بستر سیال وضعیت تمامی دانه ها در خشک کن یکسان در نظر گرفته می شود. در نتیجه می توان تمام ذرات را در حال خشک شدن در دما و رطوبت متوسط بستر ( $T_{\infty}$  و  $P_{\infty}$ ) که با زمان در حال تغییر هستند در نظر گرفت (شکل (۱)). همچنین از تغییرات حجم ذرات در حین خشک شدن صرف نظر می کنیم. مدلسازی ترمودینامیکی فرایند خشک کردن با نوشتن موازنه جرم، انرژی (قانون اول ترمودینامیک) و آنتروپی (قانون دوم ترمودینامیک) بر روی کل بستر و مواد خشک شونده انجام می شود.

ترمودینامیکی فرایند. در این مقاله مدل سازی فرایند خشک کردن به صورت ترکیبی از معادلات جرم و انرژی و روابط ترمودینامیکی انجام شده است.

مطالعات زیادی در زمینه خشک کردن مواد در خشک کن ها با بستر سیالی انجام شده است. کروکید<sup>۱</sup> و همکاران در سال ۲۰۰۳ سینتیک خشک شدن گیاهان نباتی در یک خشک کن بستر سیالی را بررسی کردند [۵]. آن ها اثر دما، رطوبت و سرعت هوای ورودی و همچنین اندازه نمونه ها را برای مواد سیب زمینی، هویج، نخود، سیر و موادی دیگر بررسی کردند. مدل پیشنهادی آنان وابستگی زیادی به شرایط هوا و اندازه نمونه ها داشت. حاتمی پور<sup>۲</sup> و همکاران در سال ۲۰۰۲ تغییرات فیزیکی نخودفرنگی و ذرت را در خشک کن با بستر سیال مطالعه کردند [۶]. خشک کن آزمایشگاهی آنان حاوی ذرات بی اثر حامل انرژی بود و ایشان تغییرات چگالی، قطر نمونه و نفوذ جرم را با تغییرات محتوای رطوبت بررسی نمودند و روابطی را برای تغییرات چگالی، قطر و ضریب نفوذ با تغییرات محتوای رطوبت ارائه نمودند. هنرور<sup>۳</sup> و همکاران در سال ۲۰۱۱ خشک کردن نخودفرنگی در یک خشک کن با بستر سیال مجهز به مادون قرمز را مورد بررسی قرار دادند [۷]. اوزاهی<sup>۴</sup> و همکارانش در سال ۲۰۱۳ یک مدل جدید ترمودینامیکی را برای یک خشک کن با بستر سیال ناپوسته پیشنهاد دادند [۱]. ایشان با در نظر گرفتن بستر خشک کن به عنوان حجم کنترل و مواد خشک شونده به عنوان جرم کنترل، موازنه انرژی و آنتروپی را برای ستون خشک کن نوشتند که این گونه مدل سازی با دو سیستم مجزا ابتکار نوینی بود.

در این تحقیق تاثیر جرم مواد، شدت جریان و دمای هوا نیز بررسی شد و نتایج به صورت میزان بازدهی انرژی بیان گردید. سیاهرول<sup>۵</sup> و همکاران در سال ۲۰۰۲ و ۲۰۰۳ خشک کن با بستر سیال را از منظر ترمودینامیکی بررسی کردند [۸ و ۹]. آنان با نوشتن معادلات و تحلیل انرژی و اکسرژی و به دست آوردن بهینه شرایط عملیاتی برای ماده گندم و ذرت به صورت توده ای تاثیر دمای هوای ورودی، سرعت هوا و محتوای رطوبت اولیه دانه ها را بر روی رطوبت ماده و بازدهی انرژی و اکسرژی بررسی کردند. دینسر<sup>۶</sup> و همکاران نیز در سال

1. M. K. Krokida
2. M. S. Hatamipour
3. B. Honarvar
4. EmrahOzahi
5. S. Syahrul
6. I. Dincer

$$\bar{Y}_\infty = \frac{Y_i + Y_o}{2} \quad (5)$$

و  $\bar{X}$  رطوبت متوسط ماده بر مبنای خشک و  $Y_e$  رطوبت تعادلی بر روی سطح ماده است که توسط رطوبت نسبی در سطح جامد خشک شونده به صورت زیر محاسبه می‌شود [۱۲]:

$$Y_e = \frac{M_{water}}{M_{air}} \frac{a_w(X,T)P_{sat}(T)}{P_t - a_w(X,T)P_{sat}(T)} \quad (6)$$

که در رابطه بالا  $a_w$  فعالیت آب یا رطوبت نسبی (RH) بخار آب در روی سطح ماده خشک شونده در دما و رطوبت سطح ماده است که توسط روابط تجربی برای ماده خشک شونده محاسبه می‌شود.

### ۲-۲ موازنه انرژی

قانون اول ترمودینامیک برای کل بستر به عنوان حجم کنترل به صورت زیر نوشته می‌شود [۱۳]:

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \frac{dU_{cv}}{dt} = \dot{Q}_{cv} - \dot{W}_{cv} + \sum \dot{m}_i \left( h_i + \frac{1}{2} v_i^2 + gz_i \right) - \sum \dot{m}_e \left( h_e + \frac{1}{2} v_e^2 + gz_e \right) \quad (7)$$

که معادله بالا با حذف ترم های کار و انرژی‌های ورودی همراه با جرم ورودی و انرژی پتانسیل و جنبشی به صورت زیر خلاصه می‌شود:

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \frac{dU_{cv}}{dt} = \dot{m}_a (h_i - h_o) - \dot{Q}_{loss} \quad (8)$$

که در رابطه بالا  $\dot{Q}_{loss}$  مقدار حرارت منتقل شده از بستر به محیط می‌باشد که قابل صرف نظر کردن می‌باشد و  $h_i$  و  $h_o$  به ترتیب آنتالپی هوای ورودی و خروجی بر حسب  $\frac{J}{kg.dryair}$  است. معادله فوق با صرف نظر کردن از تجمع در گاز داخل بستر به صورت زیر نوشته می‌شود.

$$\frac{dU_{cv}}{dt} = \frac{d(mu)_{cv}}{dt} = \dot{m}_a (h_i - h_o) - \dot{Q}_{loss} \quad (9)$$

برای جامدات و مایعات  $u \approx C(T - T_0)$  می‌باشد پس داریم:



شکل ۱- نمای اجمالی خشک شدن مواد در خشک کن با بستر سیال ناپیوسته.

### ۱-۲ موازنه جرم

با در نظر گرفتن کل بستر به عنوان حجم کنترل و نوشتن موازنه جرم برای بستر داریم:

$$\frac{dm_{cv}}{dt} = \dot{m}_{gi} - \dot{m}_{go} \quad (1)$$

با صرف نظر کردن از تجمع گاز در داخل بستر، معادله فوق بر حسب رطوبت مطلق هوا و رطوبت ماده به صورت زیر ساده می‌شود:

$$N m_s \frac{d\bar{X}}{dt} = \dot{m}_a (Y_i - Y_o) \quad (2)$$

که در آن  $\dot{m}_a$  دبی جرمی هوای خشک ورودی و  $N$  تعداد ذرات موجود در داخل بستر و  $m_s$  جرم خشک یک ذره منفرد می‌باشد. از آنجا که حالت همه دانه‌ها در بستر به فرض اختلاط کامل یکسان است، با در نظر گرفتن یکی از دانه‌ها به عنوان حجم کنترل خواهیم داشت:

$$\frac{dm_{cv}}{dt} = -\dot{m}_o \quad (3)$$

دبی جرمی خروجی از ماده برابر با نرخ انتقال رطوبت از سطح ماده به هوای خشک با رطوبت متوسط  $\bar{Y}_\infty$  است در نتیجه معادله (۳) به صورت زیر ساده می‌شود.

$$N m_s \frac{d\bar{X}}{dt} = -k_y A_p \rho_{air} (Y_e - \bar{Y}_\infty) \quad (4)$$

که در رابطه بالا  $\bar{Y}_\infty$  رطوبت متوسط هوا در بستر است که برابر است با:

$$\dot{Q}_{cv} = hA_p(\bar{T}_\infty - T) \quad (18) \quad \frac{d(mCT)_{cv}}{dt} = \dot{m}_a(h_i - h_o) - \dot{Q}_{loss} \quad (10)$$

$$\dot{m}_e = -m_s \frac{d\bar{X}}{dt} \quad (19)$$

و با توجه به تعریف رطوبت متوسط بر مبنای خشک:

$$h_e = \lambda_0 + C_p^W(T - T_{ref}) = 2501.35 + 1.872T(^{\circ}C) \cong \lambda_T \quad (20)$$

$$\bar{X} = \frac{m - m_s}{m_s} \quad (11)$$

$$\bar{T}_\infty = \frac{T_{gi} + T_{go}}{2} \quad (21)$$

و با فرض وجود N دانه در بستر:

$$Nm_p = Nm_s(1 + \bar{X}) \quad (12)$$

و با جایگذاری روابط فوق و رابطه (۱۳) در معادله (۱۷) به رابطه زیر می‌رسیم:

و با تعریف ظرفیت گرمایی ماده مرطوب بر حسب ظرفیت‌های حرارتی آب و ماده خشک [۱۲]:

$$\frac{d(m_s C_p^S T + \bar{X} m_s C_p^W T)}{dt} = hA_p(T_\infty - T) + m_s \frac{d\bar{X}}{dt} \lambda \quad (22)$$

$$C \approx C_p^S + \bar{X} C_p^W \quad (13)$$

و با ساده‌سازی و نو آرایی رابطه به معادله زیر که معادله حاکم بر تغییر دمای دانه‌هاست می‌رسیم:

و آنتالپی هوای ورودی و خروجی به صورت زیر تعریف می‌شوند [۱۲]:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{m_s \frac{d\bar{X}}{dt} \lambda + hA_p T_\infty}{m_s(C_p^S + \bar{X} C_p^W)} - T \frac{m_s C_p^W \frac{d\bar{X}}{dt}}{m_s(C_p^S + \bar{X} C_p^W)} \quad (23)$$

$$h_i = C_{pa}(T_{gi} - T_{ref}) + Y_i[\lambda + C_{pv}(T_{gi} - T_{ref})] \quad (14)$$

### ۳-۲ موازنه آنتروپی (قانون دوم ترمودینامیک)

قانون دوم ترمودینامیک برای یک حجم کنترل به صورت زیر تعریف می‌شود [۱۳]:

$$h_o = C_{pa}(T_{go} - T_{ref}) + Y_o[\lambda + C_{pv}(T_{go} - T_{ref})] \quad (15)$$

و جایگذاری روابط فوق در رابطه (۱۶) خواهیم داشت:

$$\frac{dS_{cv}}{dt} = \sum \dot{m}_i s_i - \sum \dot{m}_e s_e + \frac{\dot{Q}_{cv}}{T} + \dot{S}_{gen} \quad (24)$$

$$Nm_p \left( C_p^S \frac{dT}{dt} + C_p^W \left( T \frac{d\bar{X}}{dt} + \bar{X} \frac{dT}{dt} \right) \right) = \dot{m}_a \{ C_{pa}(T_{gi} - T_{ref}) + Y_i[\lambda + C_{pv}(T_{gi} - T_{ref})] - C_{pa}(T_{go} - T_{ref}) - Y_o[\lambda + C_{pv}(T_{go} - T_{ref})] \} \quad (16)$$

که برای N ماده در حال خشک شدن به عنوان حجم کنترل به صورت زیر ساده می‌شود:

$$\frac{dS_{cv}}{dt} = -N * \dot{m}_e s_e + \frac{\dot{Q}_{cv}}{T} + \dot{S}_{gen} \quad (25)$$

به طور مشابه با فرض اختلاط کامل و در نظر گرفتن یکی از دانه‌ها به عنوان حجم کنترل و نوشتن قانون اول ترمودینامیک برای آن خواهیم داشت:

از آنجاکه آنتروپی خروجی از مواد (حجم کنترل) برابر آنتروپی آب تبخیر شده خروجی از N ماده در حین خشک شدن است  $s_e$  عبارت است از [۱۳]:

$$\frac{dU_{cv}}{dt} = \dot{Q}_{cv} - \dot{m}_e h_e \quad (17)$$

و با توجه به اینکه  $\dot{Q}_{cv}$  برابر گرمای همرفتی منتقل شده از هوا به ماده و  $\dot{m}_e$  و  $h_e$  و  $\bar{T}_\infty$  به صورت زیر:

$$s_e = S_g = S_f + S_{fg} \approx S_{fg} = \frac{\dot{Q}_{cv}}{T} = \frac{\Delta H_{ev}}{T} = \frac{\lambda}{T} \quad (26)$$

$$\frac{d(Ex)_{cv}}{dt} = N * hA_p(T_{\infty} - T) \left[ 1 - \frac{T_{ref}}{T} \right] - N * \dot{m}_e \left[ h_e - \lambda \frac{T_{ref}}{T} \right] - \dot{S}_{gen} T_{ref} \quad (31)$$

## ۲-۵ حل مدل

تغییرات رطوبت متوسط به صورت صریح از معادله (۴) به دست می‌آید. به طور مشابه مقدار رطوبت هوای خروجی و دمای هوای خروجی نیز به ترتیب از معادلات (۲) و (۹) به طور صریح محاسبه می‌شوند. تغییرات دما با حل معادله دیفرانسیل (۲۳) به روش اختلاف محدود به دست می‌آید. با نوشتن گرادیان‌های زمانی دما و رطوبت به صورت مرکزی حول نقطه  $n+1/2$ ، به صورت زیر:

$$\left. \frac{dT}{dt} \right|_{n+1/2} = \frac{T_{n+1} - T_n}{\Delta t} \quad (32)$$

$$\left. \frac{d\bar{X}}{dt} \right|_{n+1/2} = \frac{\bar{X}_{n+1} - \bar{X}_n}{\Delta t} \quad (33)$$

$$T_{n+1/2} = \frac{T_{n+1} + T_n}{2} \quad (34)$$

$$\bar{X}_{n+1/2} = \frac{\bar{X}_{n+1} + \bar{X}_n}{2} \quad (35)$$

معادله (۴) بدین صورت تبدیل می‌گردد:

$$m_s \frac{\bar{X}_{n+1} + \bar{X}_n}{2} = -k_y A_p \rho_{air} \left( Y_e - \frac{Y_i + Y_0}{2} \right) \quad (36)$$

که در آن:

$$Y_e = f(\bar{X}, T) = f(\bar{X}_n, T_n) = f(\bar{X}_0, T_0) \quad (37)$$

در رابطه فوق، تساوی سمت راست در مقدار رطوبت تعادلی را در ابتدا بیان می‌کند. از آنجایی که هوای گرم در خشک‌کن در حال عبور بوده و سپس ناگهان مواد به داخل خشک‌کن اضافه می‌شوند، پس  $Y_i = Y_0$  می‌باشد.

به طور مشابه با جایگذاری گرادیان‌های زمانی دما و رطوبت در معادله (۲۳)، معادله حاکم بر تغییرات دما به صورت زیر به دست می‌آید:

و با توجه به گرمای  $\dot{Q}_{cv}$  که برابر با گرمای همرفتی گرفته شده توسط ماده است خواهیم داشت:

$$\frac{dS_{cv}}{dt} = \frac{d(ms)_{cv}}{dt} = -N * \dot{m}_e \frac{\lambda}{T} + \frac{N * hA_p(T_{\infty} - T)}{T} + \dot{S}_{gen} \quad (27)$$

مقدار آنتروپی تولیدشده با انتگرال‌گیری از طرفین رابطه (۲۸) در بازه صفر تا  $t$  به صورت زیر به دست می‌آید:

$$S_{12, gen} = \int_0^t \frac{d(ms)_{cv}}{dt} dt + \int_0^t N * \dot{m}_e \frac{\lambda}{T} dt - \int_0^t \frac{N * hA_p(T_{\infty} - T)}{T} dt \quad (28)$$

## ۲-۴ اکسرژی

اکسرژی به صورت بیشینه مقدار کاری که می‌تواند به وسیله بخار آب، گرما یا کار برای رسیدن تعادل نسبت به محیط انجام شود، تعریف می‌شود. در خشک کردن صنعتی هدف، استفاده کمینه از انرژی برای خارج کردن بیشینه رطوبت و تولید محصول می‌باشد. بدون شک اکسرژی بر خلاف انرژی و جرم از قانون پایستگی و بقا پیروی نمی‌کند بلکه در فرایند بازگشت‌ناپذیر یا هر فرایند حقیقی، مصرف یا تولید کم می‌شود [۸]. تجمع اکسرژی در یک حجم کنترل بدون کار محوری یا مرزی<sup>۱</sup> به صورت زیر نوشته می‌شود [۱۳]:

$$\frac{d(Ex)_{cv}}{dt} = \frac{dE_{cv}}{dt} - T_{ref} \frac{dS_{cv}}{dt} - (h_0 - T_{ref} S_0) \frac{dm_{cv}}{dt} \quad (29)$$

با در نظر گرفتن یک دانه به عنوان حجم کنترل و با صرف نظر کردن از تغییرات جرم حجم کنترل در یک بازه زمانی کوچک  $dt$  جهت تبدیل اکسرژی، طرفین معادله آنتروپی (۲۵) را در دمای مبنای  $T_{ref}$  ضرب کرده و عبارت حاصله را از معادله انرژی کم می‌کنیم و در نتیجه معادله اکسرژی به صورت زیر به دست خواهد آمد [۹]:

$$\frac{d(Ex)_{cv}}{dt} = \dot{Q}_{cv} - N * \dot{m}_e h_e + N * \dot{m}_e s_e T_{ref} - \frac{\dot{Q}_{cv}}{T} T_{ref} - \dot{S}_{gen} T_{ref} \quad (30)$$

و با توجه به تعریف  $\dot{Q}_{cv}$ ،  $h_e$  و  $s_e$  از معادلات قبل و رابطه (۲۶) خواهیم داشت:

1. Shaft and Boundary Work

جدول ۱- خواص فیزیکی و انتقالی

منبع	معادله	خاصیت (واحد)
[۱۴]	$\lambda = 2501.3 - 2.3017T(^{\circ}C) - 0.001427T^2(^{\circ}C)^2$	گرمای نهان ( $\frac{Kj}{Kg}$ )
[۱۵]	$C_p^w = 4.1762 - 9.0862 * 10^{-5}T + 5.4731 * 10^{-6}T^2$	گرمای ویژه، آب ( $\frac{Kj}{Kg.K}$ )
[۱۶]	$\rho_{air} = \frac{101.325}{(0.287 T_{abs})}$	چگالی هوا ( $\frac{Kg}{m^3}$ )
[۱۷] سایر دماها در مرجع	$RH = \exp[\exp(A + BT) M^{-C}]$ مثلاً در ۵۰ درجه سلسیوس $C=1.0925A=2.3067 B= -7.047 * 10^{-3}$	ضریب فراربت آب برای نخودفرنگی
[۱۶]	$C_p^{st} = 1.00926 - 0.0040403T + 6.1759 * 10^{-4}T^2$	گرمای ویژه، نخودفرنگی ( $\frac{Kj}{Kg.K}$ )
[۱۸]	$\frac{P_{sat}}{T_{abs}} = \exp(53.53 - \frac{6834.27}{T_{abs}} - 5.169 \ln(T_{abs}))$	فشار اشباع (Kpa)
[۱۶]	$\bar{D}_{exp} = 5.1 * 10^{-6}$ در دمای ۶۰ درجه سلسیوس	ضریب نفوذ موثر رطوبت ( $\frac{m^2}{h}$ )

$$T_{n+1} = T_n \frac{\left[ 1 - \frac{1}{2} \frac{dt(m_s C_P^W \frac{\bar{X}_{n+1} - \bar{X}_n + A_{ph}}{\Delta t})}{m_s (C_P^S + C_P^W \frac{\bar{X}_{n+1} + \bar{X}_n}{2})} \right]}{\left[ 1 + \frac{1}{2} \frac{dt(m_s C_P^W \frac{\bar{X}_{n+1} - \bar{X}_n + A_{ph}}{\Delta t})}{m_s (C_P^S + C_P^W \frac{\bar{X}_{n+1} + \bar{X}_n}{2})} \right]} + \frac{\frac{dt(m_s \lambda \frac{\bar{X}_{n+1} - \bar{X}_n + A_{ph}}{\Delta t})}{m_s (C_P^S + C_P^W \frac{\bar{X}_{n+1} + \bar{X}_n}{2})}}{\left[ 1 + \frac{1}{2} \frac{dt(m_s C_P^W \frac{\bar{X}_{n+1} - \bar{X}_n + A_{ph}}{\Delta t})}{m_s (C_P^S + C_P^W \frac{\bar{X}_{n+1} + \bar{X}_n}{2})} \right]} \quad (38)$$

چهار معادله (۲)، (۴)، (۱۶) و (۳۸) با هم حل می‌شوند. بدین صورت که با داشتن مقادیر معلوم  $(X_n)X_0, Y_i, (T_n)T_0$  و  $T_{gi}$  باید مقادیر مجهول  $T_{n+1}, Y_0, X_{n+1}$  و  $T_{go}$  را محاسبه نمود. ابتدا با فرض اینکه در ابتدا کل بستر در دمای  $T_{gi}$  و رطوبت گاز  $Y_{ge}$  (دما و رطوبت هوای ورودی) است و با توجه به  $(X_n)X_0$  از معادله (۴) و با توجه به  $Y_e = f(X_0, T_0)$  و  $Y_i = \bar{Y}_{\infty}$  مقدار  $\bar{X}_{n+1}$  را یافته و بعد از معادله (۲) و با توجه به  $\frac{\bar{X}_{n+1} - \bar{X}_n}{\Delta t}$  و  $Y_i$  معلوم مقدار  $Y_{on+1}$  را می‌یابیم. همچنین توسط معادله (۳۸) و با توجه به این که  $\bar{T}_{\infty} = T_{gi}$  و با داشتن  $T_n$  مقدار  $T_{n+1}$  را می‌یابیم. سپس با داشتن مقادیر  $T_{n+1}$  و  $Y_{on+1}$  و  $T_{gi}$  با استفاده از رابطه (۱۶) مقدار  $T_{gon+1}$  به دست می‌آید. اکنون یک حلقه تمام شده و با داشتن  $\bar{X}_{n+1}$  و  $Y_e = \frac{Y_i - Y_{on+1}}{2} Y_e = f(\bar{X}_{n+1}, T_{n+1})$  مجدداً محاسبات تکرار می‌شود.

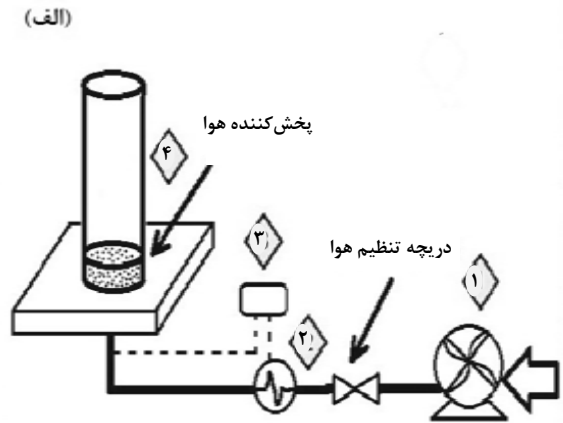
### ۳- مواد و روش‌ها

#### ۳-۱ مواد

نمونه‌های نخودفرنگی از فروشگاه در شهر رشت خریداری شده و بعد از خارج کردن از غلاف، داخل بسته‌های پلاستیکی قرار گرفت و به مدت ۲۴ ساعت داخل یخچال با دمای ۴ درجه سلسیوس نگهداری شد تا دما و محتوای رطوبت در همه جای نمونه‌ها همگن شود. سعی شد دانه‌هایی با قطرهای یکسان انتخاب شود تا با متوسط گیری از قطر این دانه‌ها (۰/۹۲cm) و استفاده در معادلات، خطای محاسبات کم گردد. رطوبت متوسط نمونه‌ها برابر ۳/۱ بر مبنای خشک بودند.

### ۳-۲ روش انجام آزمایش‌ها

داده‌های تجربی از خشک کردن نمونه‌های توده نخودفرنگی در دستگاه خشک‌کن پیشتازی که بدین منظور ساخته شد، استخراج گردیدند. دستگاه خشک‌کن که نمای شماتیک و عکس آن در شکل (۲) آورده شده است و از چهار قسمت اصلی تشکیل شده: ۱- دمنده که هوا را از محیط مکیده و با سرعت حداکثر  $\frac{3}{5} \frac{m}{s}$  به داخل یک گرم‌کننده هدایت می‌کند. ۲- گرم‌کننده که شامل المنت‌های حرارتی با قدرت ۳۰۰۰ وات می‌باشد. ۳- دستگاه کنترلر دمای هوا که قلب اصلی این دستگاه می‌باشد و دمای هوای ورودی بستر را با دقت ۰/۵ درجه سلسیوس در مقدار دلخواه ثابت نگه می‌دارد. ۴- محفظه خشک‌کن که از شیشه‌ای استوانه‌ای شکل به قطر ۷/۸ سانتی‌متر ساخته شده و مواد برای خشک شدن در داخل این قسمت قرار داده می‌شوند. سرعت هوا نیز توسط دستگاه



شکل ۲- (الف) نمای اجمالی و (ب) عکس خشککن پیشتاز ساخته شده جهت انجام آزمایشها  
(۱- دمنده ۲- گرم کننده ۳- کنترلر دما ۴- محفظه خشککن)

#### ۴- بحث و نتایج

##### ۴-۱ محاسبه ضریب انتقال حرارت جابجایی (h) و ضریب

##### انتقال جرم ( $k_y$ )

مقدار  $h$  با اندازه گیری تغییرات دمای کره هم شکل با ماده خشک شونده و رسم  $\ln\left(\frac{T-T_{\infty}}{T_0-T_{\infty}}\right)$  بر حسب زمان به دست می آید. اما از آنجا که به دلیل اختلاط کامل در خشک کن با بستر سیال، ضریب انتقال حرارت در این سیستم بسیار بیشتر از ضریب انتقال حرارت در سیستم تک با هوای گرم می باشد از معادله (۳۹) برای محاسبه ضریب انتقال حرارت استفاده می شود. این معادله برای بستر ثابت پیشنهاد شده است ولی به صورت عمده در بستر سیال نیز کاربرد دارد [۱۹].

$$Nu = 2 + 1.8 (Re)^{1/2} (Pr)^{1/3} \quad (39)$$

که در رابطه فوق مقدار عدد رینولدز بر اساس سرعت ظاهری گاز عبوری از بستر محاسبه می گردد.

ضریب انتقال رطوبت جابجایی  $k_y$  در رابطه (۴۰) توسط آنالوژی چیلتون- کلبورن<sup>۴</sup> و با استفاده از مقدار ضریب انتقال حرارت جابجایی بدست می آید [۲۰]:

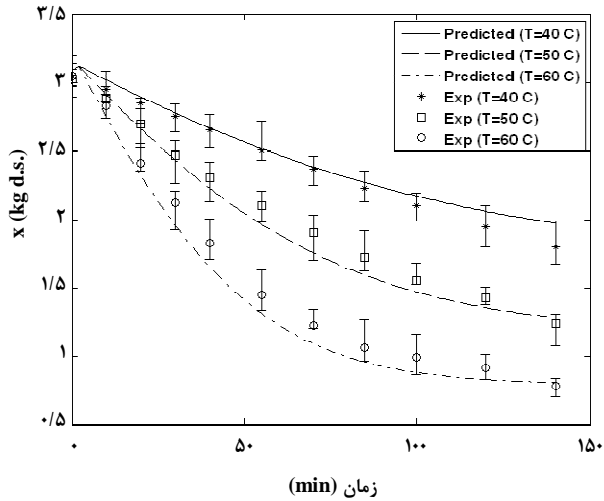
$$\frac{h_t}{k_y} = \rho_{air} C_p \left(\frac{Sc}{Pr}\right)^{2/3} \quad (40)$$

4. Chilton-Colburn

سرعت سنج<sup>۱</sup> با دقت ۰/۱ متر بر ثانیه اندازه گیری گردید. نمونه ها برای انجام آزمایش از یخچال بیرون آورده شده و پس از رسیدن به دمای محیط در داخل دستگاه خشک کن قرار داده شدند. در هر آزمایش یک دانه به عنوان شاهد علامت گذاری و برای سهولت در تعیین وزنش با نخ بسته شد و وزن آن در بازه های زمانی متفاوت توسط ترازوی دیجیتال<sup>۲</sup> با دقت ۰/۰۰۱ گرم اندازه گیری شد. دمای هوای خروجی نیز توسط یک دماسنج الکلی تعیین شد. در انتهای بازه زمانی خشک کردن، ابتدا وزن کل نمونه ها تعیین شدند و سپس به مدت ۲۴ ساعت داخل کوره<sup>۳</sup> با دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس قرار گرفتند تا مقدار جرم خشک نمونه در هر آزمایش و رطوبت نهایی آن تعیین شود.

خشک کردن نمونه ها در سه دمای ۴۰، ۵۰ و ۶۰ درجه سلسیوس انجام شد. سرعت هوای گرم ورودی به بستر نیز ۱ و ۲ متر بر ثانیه انتخاب شدند که با توجه به قطر بستر (۷/۷۸ cm) مقدار دبی هوا در این سرعت ها به ترتیب  $\frac{L}{min}$  ۲۸۵/۲ و  $\frac{L}{min}$  ۵۷۰/۴ بوده است. به منظور بررسی افزایش جرم نمونه اولیه نیز یک نمونه با جرم دو برابر نمونه های قبلی مورد آزمایش قرار گرفت. در هر یک از شرایط، آزمایش بر روی حداقل سه نمونه انجام گردید و میانگین داده های این سه نمونه به عنوان داده آزمایشگاهی آن شرایط در نظر گرفته شد.

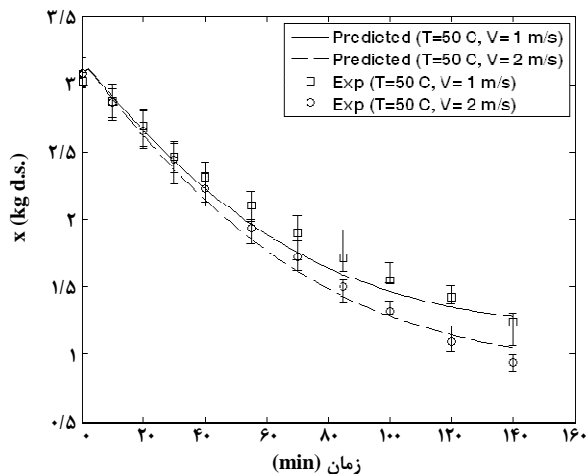
1. Anemometer, Model: AM-4200, Taiwan  
2. AND, Model: GF-600, Japan  
3. Memmert, UFE 500, Germany



شکل ۳- تغییرات رطوبت برای نخودفرنگی در هوای خشک‌کننده با سرعت ۱ m/s و دماهای مختلف

$$MRE = \frac{100}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{M_{Exp} - M_{Pre}}{M_{Exp}} \right| \quad (42)$$

شکل (۴) نشان‌دهنده اثر سرعت (دبی) هوای خشک‌کننده بر سرعت خشک شدن و منحنی خشک شدن ماده است. با توجه به شکل اگر چه با افزایش سرعت هوا و در نتیجه با افزایش ضرایب انتقال جرم و حرارت سرعت خشک شدن بیشتر می‌شود، اما افزایش سرعت اثر قابل ملاحظه‌ای بر سرعت خشک شدن مواد ندارد [۹ و ۸]. این مسئله مؤید این نکته است که در خشک شدن مواد غذایی مکانیسم کنترل‌کننده در داخل خود ماده یعنی نفوذ رطوبت در درون ماده است.



شکل ۴- اثر تغییر سرعت هوا بر منحنی خشک شدن نخودفرنگی در دمای ۵۰ درجه سلسیوس

این آنالوژی بسیار کاربردی و شناخته‌شده می‌باشد و در تمام فرایندهای با انتقال همزمان جرم و حرارت به کار می‌رود [۲۰].

#### ۲-۴ محاسبه ضریب نفوذ مؤثر نخودفرنگی

ضریب نفوذ مؤثر نخودفرنگی در مرجع [۶] آمده است. تغییرات رطوبت متوسط در یک کره به شعاع R به صورت ذیل نیز به دست می‌آیند [۲۱]:

$$\frac{\bar{x}(t) - X_e}{X_0 - X_e} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp\left(-n^2 \pi^2 \frac{D_e t}{R^2}\right) \quad (41)$$

برای به دست آوردن مقدار  $D_e$  از حل معادله قانون دوم فیک در مختصات کروی معادله (۴۱) استفاده می‌شود. بدین منظور با استفاده از جمله اول سری در معادله مقدار  $D_e$  را محاسبه می‌کنیم. اگر تغییرات  $\ln \frac{\bar{x} - X_e}{X_0 - X_e}$  را بر حسب t رسم کنیم شیب خط بدست آمده برای کره با قطر R برابر  $-\frac{542.79}{R^2} D_e$  است.

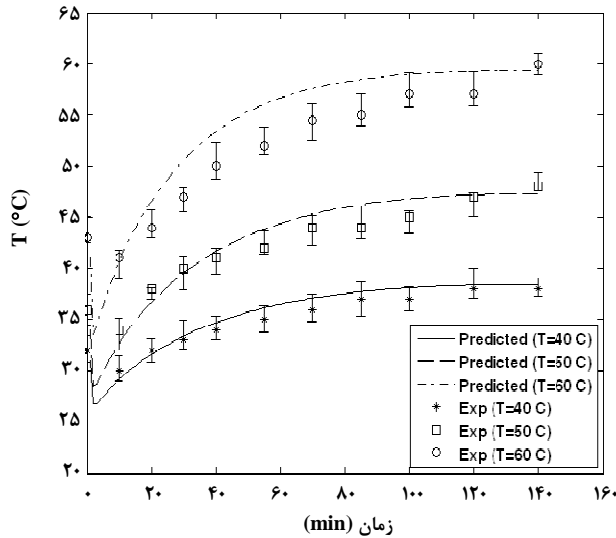
#### ۳-۴ تجزیه و تحلیل مدل و داده‌ها

پس از محاسبه ضرایب انتقال حرارت و جرم و ضریب نفوذ مؤثر رطوبت، مقادیر به دست آمده در مدل مورد استفاده قرار گرفت و نتایج حاصل از مدل پیشنهادی با داده‌های تجربی مورد مقایسه قرار گرفتند. شکل (۳) نشان‌دهنده تغییرات رطوبت نخودفرنگی با زمان می‌باشند. شکل نشان‌دهنده تطبیق قابل قبول نتایج مدل پیشنهادی با مقادیر تجربی رطوبت و در نتیجه اعتبار مدل پیشنهادی می‌باشد. با توجه به شکل خشک در کل دوره خشک شدن در مرحله نزولی<sup>۱</sup> صورت می‌گیرد که این امر نشان‌دهنده آن است که در خشک شدن این مواد نفوذ درونی رطوبت، کنترل‌کننده نرخ خشک شدن و انتقال جرم می‌باشد. با توجه به معادله (۴۲) مقدار خطای متوسط نسبی (MRE) بین داده‌های تجربی و نتایج مدل، برای نخودفرنگی در دماهای هوای ۴۰، ۵۰ و ۶۰ درجه سلسیوس برابر با ۲/۵، ۴/۱ و ۷/۲ می‌باشند. مقادیر کم و قابل قبول خطاها نشان‌دهنده اعتبار و صحت مدل پیشنهادی می‌باشند.

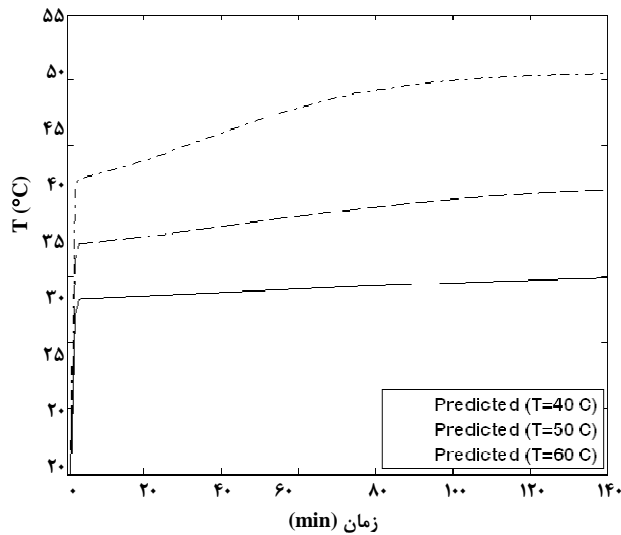
#### 1. Falling Rate



می شود افزایش یافته و تا هنگامی که کل رطوبت از ماده خارج شود دمای دانه ها افزایش تدریجی خواهد داشت.



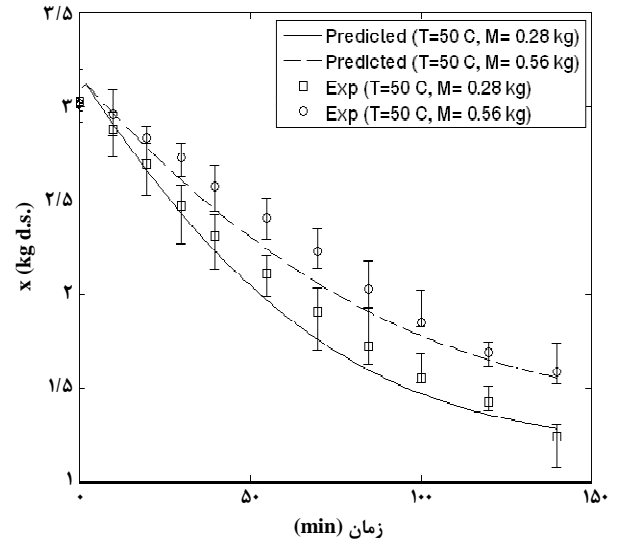
شکل ۶- تغییرات دمای هوای خروجی از بستر خودفرنگی در هوای با سرعت ۱ m/s و دماهای مختلف



شکل ۷- دمایی پیش بینی شده سطح ماده توسط مدل برای خشک شدن خودفرنگی در هوای با سرعت ۱ m/s و دماهای مختلف

تغییرات دمای سطح نمونه ها با تغییر در سرعت و با دو برابر کردن جرم نمونه ها به ترتیب در شکل (۸) و (۹) دیده می شود که مشابه تغییرات دمای دانه ها با تغییر در دمای هوای ورودی و تغییرات رطوبت توجیه می شود.

شکل (۵) نشان دهنده اثر تغییر در جرم اولیه نمونه بر منحنی خشک شدن خودفرنگی است. با توجه به شکل با افزایش جرم، مدت زمان برای خشک کردن افزایش می یابد و این ناشی از دو برابر شدن سطح تماس و مقدار آبی می باشد که باید از مواد خارج شود. در مرجع [۸] نیز که مقدار جرم اولیه ماده گندم نصف مقدار اولیه انتخاب گردید، سرعت خشک شدن شدت بیشتری یافت.

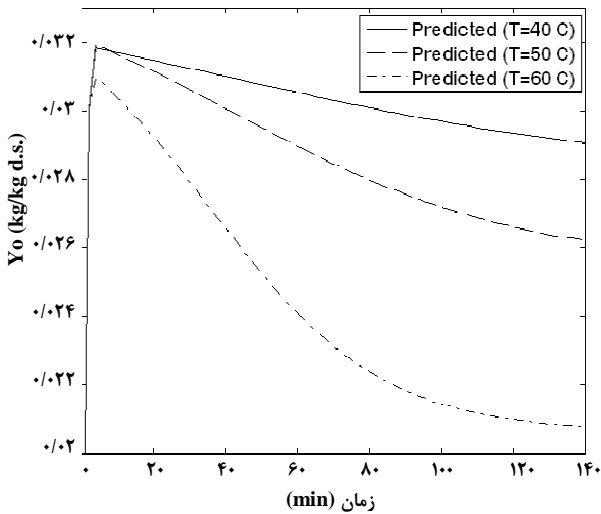


شکل ۵- اثر تغییر در جرم اولیه نمونه بر منحنی خشک شدن خودفرنگی در دمای ۵۰ درجه سلسیوس در هوای با سرعت ۱ m/s

شکل (۶) تغییرات دمای هوای خروجی را با تغییر در دمای هوای ورودی نشان می دهد. دمای هوا در ابتدا به سرعت و سپس کم کم به دمای اولیه گاز می رسد. مقدار خطای نسبی متوسط (MRE) بین داده های تجربی و نتایج پیش بینی شده توسط مدل در دماهای ۴۰، ۵۰ و ۶۰ درجه سلسیوس برابر با ۳/۹، ۵/۴ و ۷/۳ می باشند که مقدار خطا، نشان از دقت در پیش بینی دمای هوای خروجی توسط مدل می باشد.

شکل (۷) نشان دهنده تغییرات دمای خودفرنگی با زمان می باشند که نشان دهنده دمایی پیش بینی شده توسط مدل در سطح ماده خشک شونده است. همان طور که مشاهده می شود دمای دانه ها در ابتدا سریعاً افزایش یافته و سپس کم کم در انتهای فرایند خشک کردن، به دمای گاز می رسند. این حالت را می توان اینگونه بیان کرد که دمای دانه ها از محیط به مقداری که تبخیر کنترل کننده فرایند

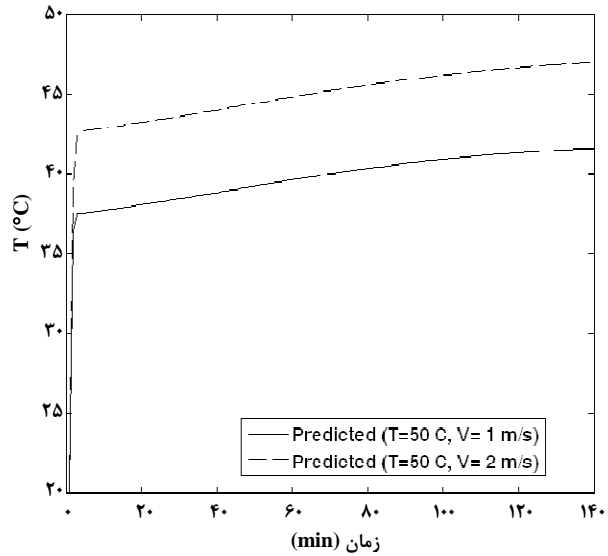
سرعت افزایش یافته اما در طول زمان به ندرت کم می شود تا اینکه پس از خشک شدن کل محصول، رطوبت نهایی به رطوبت هوای ورودی خواهد رسید. در دماهای پایین تر مدت زمان بیشتری طول می کشد تا نمونه ها گرم شده و رطوبت از آن ها خارج شود بنابراین در هوای خروجی همواره مقداری رطوبت موجود خواهد بود.



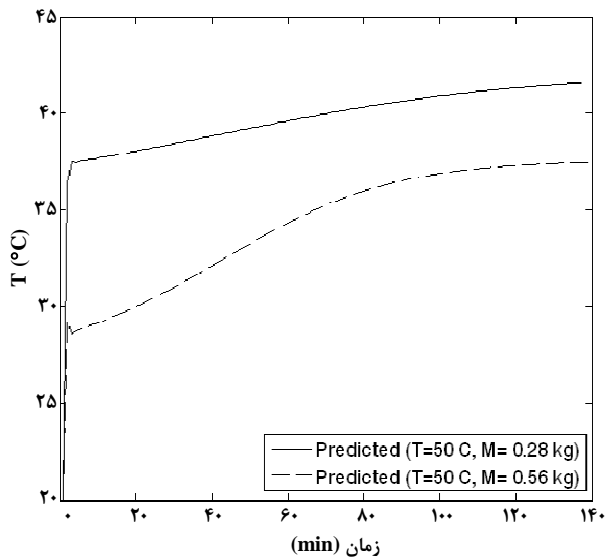
شکل ۱۰- تغییرات رطوبت هوای خروجی از بستر خودفرنگی در هوای با سرعت ۱ m/s و دماهای مختلف

شکل (۱۱) نشان دهنده تغییرات آنتروپی تولیدی برای توده خودفرنگی در دماهای مختلف هوای خشک کننده می باشد. با توجه به شکل تولید آنتروپی در ابتدا با توجه به افزایش دمای نمونه به مقدار قابل توجهی افزایش می یابد اما به تدریج با خشک شدن نمونه و کم شدن تغییرات دما، کم می شود. همچنین در دمای بالاتر هوای گرم ورودی به دلیل سرعت بیشتر خشک شدن، آنتروپی تولیدی زودتر به صفر می رسد. دلیل رسیدن آنتروپی تولیدی به صفر نادیده گرفتن گرمای هدررفته از جداره بستر می باشد و با در نظر گرفتن آن آنتروپی تولیدی در انتهای مسیر همواره عددی بزرگ تر از صفر به دست خواهد آمد.

شکل (۱۲) نیز نشان دهنده افزایش اکسرژی در حین خشک شدن دانه های خودفرنگی در دماهای مختلف می باشد. مقدار اکسرژی در ابتدا به سرعت افزایش یافته اما پس از مدتی به مقدار ثابتی خواهد رسید.



شکل ۸- اثر تغییر سرعت هوا بر دمای نمونه خودفرنگی در دمای ۵۰ درجه سلسیوس



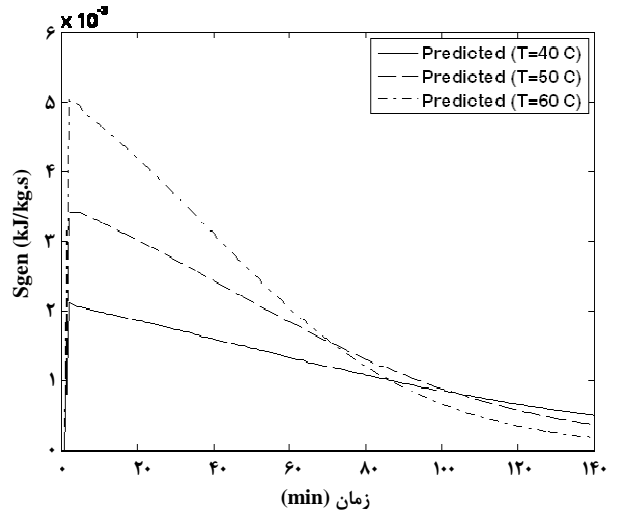
شکل ۹- اثر تغییر در جرم اولیه نمونه بر دمای نمونه خودفرنگی در دمای ۵۰ درجه سلسیوس در هوای با سرعت ۱ m/s

کاهش رطوبت هوای خروجی از بستر با تغییر در دمای هوای ورودی شکل (۱۰) نشان داده شده است. از آنجایی که هوای گرم در خشک کن همواره در حال عبور بوده و مواد به یکباره در داخل خشک کن ریخته می شود، به واسطه خشک شدن مواد و خروج رطوبت از دانه ها، رطوبت هوای خروجی در همان لحظه ابتدایی به

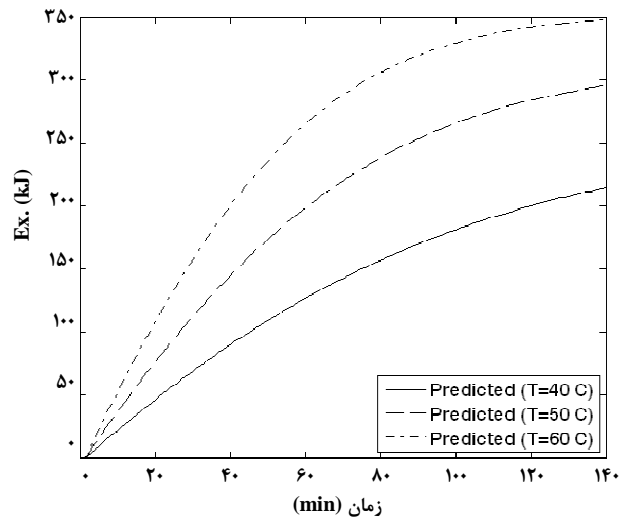
۴۰، ۵۰ و ۶۰ درجه سلسیوس به ترتیب برابر با ۲/۵، ۴/۱ و ۷/۲ و دمای هوای خروجی برابر با ۳/۹، ۴/۴ و ۷/۳ محاسبه شدند. طبق مشاهدات، نرخ خشک کردن به سرعت و با دبی هوای گرم ورودی وابستگی زیادی ندارد اما افزایش مقدار نمونه اولیه باعث افزایش مدت زمان خشک کردن خواهد شد. همچنین آنتروپی تولیدی و اکسرژی توسط مدل پیش بینی و تعیین گردید.

### علائم اختصاری

$A_p$	سطح مقطع نمونه، $cm^2$
$C_p^S$	گرمای ویژه ماده خشک، $\frac{kJ}{kg.K}$
$C_p^W$	گرمای ویژه آب، $\frac{kJ}{kg.K}$
$D_e$	ضریب نفوذ، $m^2/min$
$E_{cv}$	انرژی حجم کنترل، $kJ$
$Ex$	اکسرژی، $kJ$
$g$	شتاب گرانش، $\frac{m}{s^2}$
$h$	آنتالپی ویژه، $\frac{Kj}{kg}$
$k_y$	ضریب انتقال جرم، $\frac{m}{s}$
$m_{cv}$	جرم حجم کنترل، $kg$
$\dot{m}$	دبی جرمی، $kg$
$m_s$	جرم ماده خشک، $kg$
$M$	جرم مولکول، $\frac{g}{mol}$
$N$	تعداد ذرات جامد
$\dot{Q}_{loss}$	نرخ هدر رفت انرژی، $kW$
$R$	شعاع کره، $m$
$T_{ref}$	دمای مبنا، $^{\circ}C$
$S_{gen}$	تولید آنتروپی، $kJ/kg.s$
$T_{\infty}$	دمای هوای خشک کننده، $^{\circ}C$
$T$	دمای نمونه، $^{\circ}C$
$t$	زمان، $s$
$U_{cv}$	انرژی درونی حجم کنترل، $kJ$
$v$	سرعت، $\frac{m}{s}$
$v_p$	حجم نمونه، $m^3$
$\dot{W}_{cv}$	نرخ کار حجم کنترل، $kW$
$\bar{X}$	رطوبت متوسط، $\frac{kg H_2O}{kg dry solid}$



شکل ۱۱- تغییرات آنتروپی تولیدی توده خودفرنگی در دمای هوای ورودی به سرعت ۱ m/s و دماهای مختلف



شکل ۱۲- افزایش اکسرژی در دانه های خودفرنگی در حین خشک شدن در هوای با سرعت ۱ m/s و دماهای مختلف

### ۵- نتیجه گیری

در این مقاله خشک شدن خودفرنگی در خشک کن با بستر سیال از منظر ترمودینامیکی مدل سازی شده و مورد بررسی قرار گرفت. نمونه ها در سه دمای ۴۰، ۵۰ و ۶۰ درجه سلسیوس در داخل دستگاه خشک کن آزمایشگاهی پیشتازی خشک و داده های مربوط به محتوای رطوبت و دمای هوای خروجی استخراج گردید. مقدار خطای نسبی داده های پیش بینی شده نسبت به داده های تجربی (MRE) برای رطوبت نمونه خودفرنگی در دمای هوای ورودی

[8] Syahrul, S., Hamdullahpur, F., Dincer, I., "Exergy analysis of fluidized bed drying of moist particles", Exergy, an International Journal, pp. 87-97, (2002).

[9] Syahrul, S., Dincer, I., Hamdullahpur, F., "Thermodynamic modeling of fluidized bed drying of moist particles", International Journal of Thermal Sciences, pp. 691-701, (2003).

[10] Dincer, I., Sahin, A. Z., "A new model for thermodynamic analysis of a drying process", International Journal of Heat and Mass Transfer, pp. 645-652, (2004).

[11] Costa, G. E., Queiroz-Monici, K., Reis, S. M., Oliveira, A. C., "Chemical composition, dietary fibre and resistant starch contents of raw and cooked pea, common bean, chickpea and lentil legumes", Food Chemistry 94, 327-330 (2006).

[12] Herman, E., Rodriguez, G. C., Garci, M. A., "Mathematical modeling for fixed-bed drying considering heat and mass transfer interfacial phenomena", Drying Technology, 19(9), pp. 2343-2362 (2001).

[13] Van Wylen, G. J., Borgnakke, C., Sonntag, R. E., "Fundamentals of thermodynamics", 8th edition (2013).

[14] Thorpe, G., Heldman, D. R., "Encyclopedia of agricultural", food and biological engineering (pp. 1145-1147). New York: Marcel Dekker, Inc., (2003).

[15] Choi, Y., Okos, M. R., "Effects of temperature and composition on thermal properties of foods". In: Food engineering and process applications (Vol. 1, pp. 269-312). New York: Elsevier Applied Science Publishers. (1986).

[16] Zare, D., Minaei, S., MohamadZadeh, M., Khoshtaghaza, M. H., "Computer simulation of rough rice drying in a batch dryer", Energy Conversion and Management, 47, 3241-3254, (2006).

[17] Chen, C., "Moisture sorption isotherms of pea seeds", Journal of Food Engineering, 58, pp. 45-51, (2003).

[18] Anwar, S. I., Tiwari, G. N., "Convective heat transfer coefficient of crops in forced convection drying-an experimental study", Energ. Conver. Manage, pp. 1687-1698, (2001).

[19] Wang, Z. H., Chen, G., "Heat and mass transfer in batch fluidized-bed drying of porous particles", Chemical Engineering Science, (55), pp. 1857-1869, (2000).

[20] Kondjoyan, A., Daudin, J. D., "Determination of transfer coefficients by psychrometry", Int. J. Heat Mass Transf, 36 (7), pp. 1807-1818, (1993).

[21] Crank, J., "The Mathematics of Diffusion", 2nd ed., Oxford University Press, Oxford, UK, (1975).

$$\frac{kg \text{ vapor}}{kg \text{ dry air}}, \text{ رطوبت مطلق سطح (تعادلی)}, Y_e$$

$$\frac{kg \text{ vapor}}{kg \text{ dry air}}, \text{ رطوبت مطلق هوای ورودی}, Y_\infty$$

حروف یونانی

$$\frac{kg}{m^3}, \text{ چگالی هوا}, \rho_{air}$$

$$\frac{kg}{m^3}, \text{ چگالی نمونه}, \rho_p$$

$$\frac{kJ}{kg}, \text{ گرمای نهان آب}, \lambda$$

زیر و ندها

a	گاز خشک
cv	حجم کنترل
g	گاز مرطوب
i	ورودی
o	خروجی

مراجع

[1] Özahi, E., Demir, H. M., "A model for the thermodynamic analysis in a batch type fluidized bed dryer", Energy, pp. 1-8 (2013)

[2] Mujumdar, A. S., "Handbook of industrial drying", 3rd Ed. New York: Marcel Dekker; (2006).

[3] Kaleta, A., Górnicki, K., Winiczenko, R., Chojnacka, A., "Evaluation of drying models of apple (var. Ligol) dried in a fluidized bed dryer", Energy Conversion and Management, pp. 179-185, (2013)

[4] Wang, N., Brennan, J. G., "A Mathematical Model of Simultaneous Heat and Moisture Transfer during Drying of Potato", Journal of Food Engineering, pp. 47-60, (1995)

[5] Krokida, M. K., Karathanos, V. T., Maroulis, Z. B., Marinos-Kouris, D., "Drying kinetics of some vegetables", Journal of Food Engineering, 59 (2003) 391-403

[6] Hatampour, M. S., Mowla, D., "Correlations for shrinkage, density and diffusivity for drying of maize and green peas in a fluidized bed with energy carrier", Journal of Food Engineering, 59, pp. 221-227 (2003).

[7] Honarvar, B., Mowla, D., Safekori, A., "Physical Properties of Green Pea in an Inert Medium FBD Dryer Assisted by IR Heating", Iran. J. Chem. Chem. Eng, Vol. 30, No.1, pp. 32-28, (2011).