

مدل سازی انتقال جرم در فرایند خشک کردن برش های سیب توسط پرتو دهی مادون قرمز با روش حرارت دهی متناوب

حسن صباغی^{۱*}، امان محمد ضیائی فر^۲، مهدی کاشانی نژاد^۳

۱- دانش آموخته دکتری، مهندسی مواد و طراحی صنایع غذایی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان، گرگان، ایران
* نویسنده مسئول (hassansabbaghi@gmail.com)

۲- دانشیار، گروه مهندسی مواد و طراحی صنایع غذایی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان، گرگان، ایران

۳- استاد، گروه مهندسی مواد و طراحی صنایع غذایی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان، گرگان، ایران

چکیده

تاریخ دریافت: ۱۳۹۵/۱۲/۱۳

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۶/۰۷/۱۱

واژه های کلیدی

انتقال جرم

حرارت دهی متناوب

خشک کردن

مادون قرمز

مدل سینتیکی

پرتو دهی مادون قرمز با حرارت دهی متناوب، روشی نوین است که طی آن دمای سطحی محصول جهت انجام هم زمان بلانچینگ و خشک کردن، ثابت نگه داشته می شود. مزیت کلی پرتو دهی متناوب ذخیره انرژی و جلوگیری از تغییرات کیفی نامطلوب در محصول نهایی است. از محاسبه های انتقال جرم برای تخمین شرایط دمایی و زمان در این فرایند می توان استفاده کرد. در این پژوهش، رفتار خشک شدن برش های سیب (واریت زرد لبنانی) به شکل تیغه در ۳ اندازه با ضخامت ۵، ۹ و ۱۳ میلی متر و با طول و عرض ۲۰ میلی متر بررسی شد. عملیات حرارتی در یک خشک کن مادون قرمز مجهز به کنترل کننده دمای سطحی محصول و در ۳ دمای ۷۰، ۷۵ و ۸۰ درجه سانتی گراد انجام شد. مدل های سینتیکی به صورت مدل های نیوتن، پیچ، اصلاح شده پیچ، هندرسون-پایس و پارابولیک در نرم افزار متلب روی داده های تجربی نسبت رطوبتی بدون بعد برازش گردید. مقایسه مدل ها توسط ضریب همبستگی تصحیح شده ($Adj.R^2$) و ریشه میانگین مربعات خطا (RMSE) انجام شد. محاسبه ضریب نفوذ مؤثر رطوبت (D_{eff}) طی خشک شدن برش ها انجام گرفت و ارتباط آن با دمای فرایند نیز از طریق رابطه آرنیوس بررسی شد. نتایج نشان داد، مدل پیچ و مدل پارابولیک برازش مطلوبی روی داده های آزمایشی نشان دادند ($Adj.R^2$ بیشتر و RMSE کمتر). ضریب نفوذ مؤثر با افزایش دمای سطحی و ضخامت محصول به طور معنی داری همواره بالاتر بود. این پارامتر در ضخامت های کمتر انرژی فعال سازی بالاتری داشت که این امر نشان دهنده وابستگی بیشتر ضریب نفوذ مؤثر به دمای پرتو دهی با کاهش ضخامت است.

مقدمه

(2010). حرارت دهی مادون قرمز در فراوری مواد غذایی

به طور عمده برای فرایندهایی مانند خشک کردن، بلانچینگ^۲، پاستوریزاسیون^۳، استریلیزاسیون^۴، برشته کردن، پخت و انجمادزدایی به کار می رود (Basman & Yalcin, 2011; Melito & Farkas,)

در سال های اخیر، کاربرد حرارت دهی مادون قرمز برای خشک کردن مواد غذایی به دلیل پیشرفت های نوین در طراحی و ساخت تابش کننده ها^۱ و بهره روری بالای آن (بین ۸۰ تا ۹۰ درصد) توجه زیادی را به خود جلب کرده است (Jaturonglumlert & Kiatsiriroat,)

² Blanching

³ Pasteurization

⁴ Sterilization

¹ Radiator

حرارت‌دهی مادون‌قرمز نگرانی‌های ایمنی درباره خشک‌کردن مایکروویو را ندارد و هزینه بالای تجهیزات در مقایسه با حرارت‌دهی فرکانس رادیویی^۸ در آن مطرح نیست. به‌علاوه، این روش می‌تواند به‌طور معنی‌داری موجب کاهش فضای لازم برای تجهیزات و افزایش حجم تولید گردد (Pan et al., 2005).

حرارت‌دهی مادون‌قرمز به دو روش مداوم^۹ و متناوب^{۱۰} امکان‌پذیر است. در حین حرارت‌دهی مداوم، شدت تابش ثابت نگه داشته می‌شود و جهت سرعت بالای افزایش دما و خروج سریع رطوبت این روش مناسب است، زیرا سطح محصول انرژی بالایی را به‌صورت ثابت دریافت می‌نماید. در این روش، شدت بالای تابش می‌تواند منجر به تغییرات رنگ نامطلوب در سطح محصول گردد. استفاده از حرارت‌دهی متناوب یک راه‌حل برای جلوگیری از تغییرات کیفی نامطلوب طی پرتودهی است. در این روش دمای سطحی محصول ثابت نگه داشته می‌شود. بنابراین مزیت حالت متناوب، ذخیره انرژی و بهبود کیفیت محصول نهایی است (Zhu & Pan, 2009).

خشک‌کردن برش‌های میوه فرایندی است که شامل انتقال جرم و حرارت هم‌زمان می‌باشد. نرخ انتقال حرارت تابعی از ضریب انتقال حرارت خارجی^{۱۱} هدایت حرارتی ماده غذایی است. در حالی که نرخ انتقال جرم به‌طور کلی وابسته به ضریب انتقال جرم و نفوذ جرم^{۱۲} آب در ماده غذایی می‌باشد. طی خشک‌کردن با استفاده از تابش مادون‌قرمز، انرژی توسط لایه‌های سطحی جذب شده و به گرما تبدیل می‌گردد. شار^{۱۳} حرارتی از سطح به هوای اطراف از طریق جابجایی منتقل می‌گردد. از طرف دیگر، شار جرمی در تمام زمان‌ها از مرکز محصول به سمت سطح منتقل می‌شود (Jaturonglumlert & Kiatsiriroat, 2010). پارامترهای کلیدی فراوری مانند شدت تابش، دمای سطح محصول، ضخامت محصول و زمان فرایند در تعیین کارایی این فرایند اهمیت دارند. این پارامترها شاخص‌های فرایند مانند نرخ

یکی از فرایندهای نوین در صنعت غذا، عملیات هم‌زمان بلانچینگ خشک مادون‌قرمز و آب‌زدایی^۱ (SIRDBD) میوه‌ها و سبزیجات است که موجب افزایش کیفیت محصول نهایی و کاهش آلودگی محیط می‌گردد (Zhu et al., 2010). میوه‌ها و سبزیجات خشک‌شده به‌صورت اسنک^۲ و یا به‌عنوان محصولات آماده مصرف^۳ مورد توجه قرار گرفته‌اند (Velickova et al., 2014). میوه‌ها در رژیم غذایی انسان با توجه به رنگ، عطر، طعم و ویتامین‌ها بسیار اهمیت دارند (Timoumi et al., 2007). در این میان، سیب نقش مهمی در سبب میوه مصرف‌کنندگان دارد. سیب خشک‌شده علاوه بر بهبود ماندگاری، در تولید محصولاتی مانند غذای کودک نیز به‌کار می‌رود (Doymaz, 2010).

پرتودهی مادون‌قرمز از آنجاکه انرژی به شکل موج الکترومغناطیس^۴ است، بنابراین سرعت بیشتری در انتقال حرارت نسبت به مکانیسم‌های جابجایی^۵ و هدایت^۶ دارد (Yang et al., 2010). در حرارت‌دهی مادون‌قرمز، درجه حرارت محصول محدود به دمای حباب مرطوب^۷ در هوای اطراف آن نیست و محصول سریعاً تا دماهای بالا بدون نیاز به محیط مادی انتقال حرارت گرم خواهد شد (Pan et al., 2008). به‌طور کلی، خشک‌کردن مادون‌قرمز دارای مزیت‌های فراوانی نسبت به روش‌های حرارت‌دهی معمول در شرایط مشابه است. این موارد شامل کاهش زمان خشک‌کردن به دلیل نرخ حرارت‌دهی زیاد، کارایی حرارتی و انرژی بالا، کیفیت بالای محصول نهایی، یکنواختی حرارت‌دهی و دما در محصول طی خشک‌کردن، نفوذ مستقیم حرارت به داخل محصول و کاهش ضرورت جریان هوا در سراسر محصول است (Tog˘rul, 2005; Basman & Yalcin, 2011). این روش خشک‌کردن می‌تواند منجر به صرفه‌جویی^{۳۸} درصدی مصرف انرژی در حین خشک‌کردن گردد.

¹ Simultaneous infrared dry-blanching and dehydration

² Snack

³ Ready to eat

⁴ Electromagnetic wave

⁵ Convection

⁶ Conduction

⁷ Wet bulb temperature

⁸ Radio frequency

⁹ Continuous

¹⁰ Intermittent

¹¹ External

¹² Mass diffusivity

¹³ Flux

استفاده کرد (Tog̃rul, 2005).

Tog̃rul (۲۰۰۵) تأثیر دمای خشک‌کردن مادون‌قرمز را روی نرخ خشک‌شدن برش‌های سیب با یک ضخامت را بررسی نمود. نتایج او نشان داد که دما تأثیر معنی‌داری روی نرخ آبدزایی دارد. تغییرات نرخ خشک‌شدن با زمان و محتوی رطوبت به ترتیب توسط مدل خطی و توانی به بهترین شکل توصیف گردید.

Pan و Zhu (۲۰۰۹) خصوصیات کیفی برش‌های سیب را تحت تأثیر آبدزایی مادون‌قرمز در حالت مداوم مطالعه کردند. آنها بیان کردند که مدل ساده خشک‌کردن پیچ^۸ رفتار خشک‌کردن را طی این عملیات به خوبی توصیف می‌کند.

Doymaz (۲۰۱۰) رفتار خشک‌کردن سیب را در یک خشک‌کن آزمایشگاهی هوای داغ (شرکت ای‌پی‌وی-پاسیلاک^۹، ساخت انگلستان) مورد بررسی قرار داد. نتایج این تحقیق در مدل پارابولیک^{۱۰} (سه‌می‌شکل) تغییرات رطوبت محصول طی خشک‌کردن را به خوبی نشان داد.

به‌طور معمول، کاربرد هر تکنولوژی جدیدی به‌عنوان یک چالش مورد توجه پژوهشگران است. تاکنون مطالعه هم‌زمان پارامترهای انتقال جرم و مدل‌های سینتیکی برای توصیف رفتار خشک‌شدن محصول در ضخامت‌های مختلف طی پرتودهی متناوب مادون‌قرمز کمتر مورد توجه قرار گرفته است. در واقع شرایط فرایند و شرایط محصول (سیب)، به‌طور مجزا، از متغیرهای مهم در مطالعه انتقال جرم است. در این پژوهش، برخی مدل‌های سینتیکی و ضریب انتقال جرم طی خشک‌شدن مادون‌قرمز برش‌های میوه سیب بررسی می‌گردد.

مواد و روش‌ها

آماده‌سازی برش‌های سیب

سیب واریته زرد لبنانی^{۱۱} از بازار محلی خریداری گردید و مطابق Acevedo و همکاران (۲۰۰۸) در دمای 1 ± 0 درجه سانتی‌گراد و رطوبت نسبی ۹۵-۹۰ درصد نگهداری شد. قبل از هر فرایند حرارتی،

حرارت‌دهی، سینتیک خشک‌کردن، متوسط نرخ خشک‌شدن^۱ (ADR) و کیفیت محصول نهایی را تحت تأثیر قرار می‌دهند (Pan & Atungulu, 2010). مواد غذایی ماتریکس پیچیده‌ای از ماکرومولکول‌های بیوشیمیایی مختلف، پلیمرهای زیستی، نمک‌های غیرآلی^۲ و آب هستند (Jun et al., 2010). آب جذب انرژی بسیار قوی در طول موج‌های ۳، ۶، ۱۲ و ۱۵ میکرومتر دارد. پیوندهای اکسیژن - هیدروژن در آب انرژی مادون‌قرمز را جذب کرده و در اثر تابش شروع به چرخش با بسامد یکنواخت می‌نمایند. این تغییر شکل انرژی از شکل تابشی به چرخشی منجر به تبخیر آب و انتقال جرم خواهد شد (Nindo & Mwithiga, 2010).

اگرچه به نظر می‌رسد که خشک‌کردن مادون‌قرمز فرایندی ساده باشد، اما انتقال جرم در این روش فراوری بسیار پیچیده است و نیازمند مدل‌سازی با هدف کنترل فرایند است (Pan & Atungulu, 2010). کنترل کافی فرایند خشک‌کردن ممکن است به‌عنوان عاملی جهت بهبود انتقال جرم با هدف دستیابی به سبزیجات آبدزایی‌شده غنی از نظر تغذیه‌ای به کار رود (González-Fe'sler et al., 2008). محصولات غذایی طی فراوری می‌تواند به مکانیسم‌های مختلفی از قبیل انتشار مولکولی^۳، موئینگی^۴، انتقال حجمی، تجمع^۵ و انتشار سطحی نسبت داده شود (Zheleva & Kamburova, 2009). به‌منظور تسهیل مطالعه انتقال جرم، کاربرد قانون فیک^۶ در انتشار آب در مواد غذایی به‌صورت ضریب نفوذ مؤثر تعریف می‌شود که یک شاخص انتقال جرم کلی است و شامل تمامی مکانیسم‌های دخیل در انتقال آب می‌باشد (Saravacos & Maroulis, 2001). علاوه بر این، مدل‌های سینتیکی ریاضی ابزارهایی مفید و ساده در طراحی فرایند و تحلیل رفتار انتقال جرم می‌باشند. بنابراین از محاسبه‌های انتقال جرم برای تخمین شرایط واقعی با وجود فرضیه‌هایی مانند نادیده‌گرفتن چروکیدگی^۷ و توزیع رطوبت یکنواخت، می‌توان

¹ Average drying rate

² Inorganic

³ Molecular diffusion

⁴ Capillarity

⁵ Effusion

⁶ Fick's law

⁷ Shrinkage

⁸ Page

⁹ APV-Pasilac

¹⁰ Parabolic

¹¹ Golden delicious

عملیات حرارت‌دهی متناوب

جهت عملیات حرارت‌دهی متناوب مطابق آنچه Zhu و همکاران (۲۰۱۰) انجام دادند، ۳ دمای سطحی ثابت برابر با ۷۰، ۷۵ و ۸۰ درجه سانتی‌گراد انتخاب شد. زمان فرایند تا رسیدن محصول به وزن ثابت ادامه یافت. عملیات با ۳ تکرار انجام گرفت و میانگین داده‌های حاصل از تکرارهای مختلف در نظر گرفته شد.

محتوی رطوبت

باتوجه به داده‌های به‌دست‌آمده از تغییرات وزنی، رطوبت محصول در هر لحظه برحسب کیلوگرم آب بر کیلوگرم ماده خشک برآورد شد. مطابق Togrul (۲۰۰۵)، نسبت رطوبتی^۳ (MR) بدون بُعد طی فرایند براساس رابطه (۱) از تقسیم رطوبت در زمان t (M_t) بر رطوبت اولیه (M₀) محاسبه گردید.

رابطه (۱)

$$MR = \frac{M_t}{M_0}$$

مدل‌سازی سینتیک خشک‌شدن

روابط سینتیکی مطابق با Doymaz (۲۰۱۴b) برای مطالعه الگوی تغییرات نسبت رطوبت بدون بُعد به‌صورت مدل‌های نیوتن^۴ (رابطه ۲)، پیچ^۵ (رابطه ۳)، اصلاح‌شده پیچ^۶ (رابطه ۴)، هندرسون-پابیس^۷ (رابطه ۵) و پارابولیک^۸ (رابطه ۶) بر مبنای سادگی انتخاب شدند. مدل‌ها در جعبه‌ابزار برازش منحنی^۹ در نرم‌افزار متلب^{۱۰} نسخه ۲۰۰۹ با تکنیک تکرار با سطح اطمینان ۹۵ درصد برازش شدند و پارامترهای مربوط به این معادله‌ها محاسبه شد. در این مدل‌ها k ثابت سینتیکی برحسب (s⁻¹)، t زمان برحسب s و علائم a، n، b و c پارامترهای مدل می‌باشند.

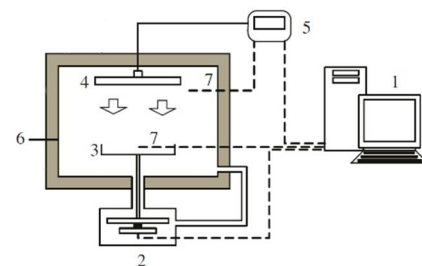
رابطه (۲)

$$MR = \exp(-kt)$$

نمونه‌های سیب از سردخانه خارج شدند و پس‌ازرسیدن به دمای محیط مورد استفاده قرار گرفتند. نمونه‌ها به‌صورت دستی پوست‌گیری شد و سپس در ۳ اندازه به‌صورت برش‌هایی به شکل تیغه با ضخامت ۵، ۹ و ۱۳ میلی‌متر و با طول و عرض ۲۰ میلی‌متر آماده گردید. برش‌های سیب بلافاصله وارد عملیات هم‌زمان بلانچینگ و خشک‌کردن مادون‌قرمز شدند. میانگین محتوی رطوبت سیب توسط آون (مدل Binder, FD53، ساخت آلمان) با دمای ۱۰۳ درجه سانتی‌گراد به مدت ۲۴ ساعت اندازه‌گیری شد (AOAC, 2000). محتوی رطوبت سیب حدود ۸۴±۱ درصد بر مبنای وزن مرطوب برآورد شد.

سیستم خشک‌کن مادون‌قرمز

شکل (۱) اجزای سیستم خشک‌کن اتوماتیک مادون‌قرمز مورد استفاده را مطابق سیستم Liu و همکاران (۲۰۱۴) نشان می‌دهد. این خشک‌کن شامل یک محفظه مکعب‌مستطیل می‌باشد. منبع تابش مادون‌قرمز از نوع سرامیکی با توان ۱۰۰۰ وات در داخل محفظه قرار دارد. دمای سطحی نمونه در محفظه خشک‌کن به‌طور مداوم با استفاده از ترموکوپل^۱ نوع K و با کنترل‌کننده منطقی برنامه‌پذیر^۲ (PLC) کنترل می‌گردد. تغییرات وزن نمونه طی فرایند نیز به‌طور مداوم با استفاده از ترازوی حساس (مدل ADAM, HCB 3001، ساخت انگلستان) با دقت ۰/۱ گرم، ثبت می‌شود.



شکل ۱ - سیستم خشک‌کن مادون‌قرمز و لوازم آن، (۱) کامپیوتر، (۲) ترازو، (۳) سینی نمونه، (۴) تابش‌کننده سرامیکی مادون‌قرمز، (۵) کنترل‌کننده منطقی برنامه‌پذیر (PLC)، (۶) محفظه خشک‌کن، (۷) ترموکوپل‌ها

³ Moisture ratio

⁴ Newton

⁵ Page

⁶ Modified page

⁷ Henderson-Pabis

⁸ Parabolic

⁹ Curve fitting toolbox

¹⁰ MATLAB

¹ Thermocouple

² Programmable Logic Controller

در رابطه (۹) و (۱۰)، D_{eff} ضریب نفوذ مؤثر رطوبت ($m^2.s^{-1}$)، t زمان (s)، L نصف ضخامت نمونه (m) و n عدد صحیح مثبت است. برای زمان های طولانی خشک کردن، حد تابع بیان شده در رابطه (۱۰) به صورت لگاریتمی معادل رابطه (۱۱) خواهد بود. در واقع، با محاسبه شیب بخش خطی تغییرات لگاریتم طبیعی نسبت رطوبت ($Ln MR$) در برابر زمان (t)، شیب خط محاسبه شده معادل ($-\pi^2 D_{eff}/4L^2$) خواهد بود و ضریب نفوذ قابل محاسبه است.

رابطه (۱۱)

$$LnMR = Ln\left(\frac{8}{\pi^2}\right) - \left(-\frac{\pi^2 D_{eff} t}{4L^2}\right)$$

ارتباط نفوذ مؤثر رطوبت با دمای خشک کردن ارتباط ضریب نفوذ مؤثر (D_{eff}) با دمای فرایند در ضخامت های مختلف محصول با استفاده از شکل خطی معادله آرنیوس^۳ مطابق رابطه (۱۲) بررسی شد. D نشان دهنده پارامتر مورد مطالعه یعنی ضریب نفوذ می باشد. E_a نشان دهنده انرژی فعال سازی برحسب $J.mol^{-1}$ و R ثابت جهانی گازها برابر با $J.mol^{-1}.K^{-1}$ می باشد. T دمای مطلق برحسب کلوین است.

رابطه (۱۲)

$$LnD_{eff} = LnD_0 - \frac{E_a}{RT}$$

آنالیز آماری

تجزیه و تحلیل آماری تأثیر ضخامت و دما روی پارامتر ضریب نفوذ مؤثر در نرم افزار SPSS نسخه ۱۹ بررسی شد. بدین منظور از طرح کاملاً تصادفی^۴ (CRD) در قالب فاکتوریل با ۲ فاکتور ضخامت (در ۳ سطح) و دما (در ۳ سطح) استفاده گردید. مقایسه میانگین به صورت آزمون دانکن^۵ با سطح اطمینان ۹۵ درصد ($P < 0.05$) انجام گرفت.

نتایج و بحث

تغییرات رطوبت طی پرتو دهی مادون قرمز شکل (۲) منحنی تغییرات رطوبت برش های سیب را

رابطه (۳)

$$MR = \exp(-kt^n)$$

رابطه (۴)

$$MR = \exp(-(kt)^n)$$

رابطه (۵)

$$MR = a \cdot \exp(-kt)$$

رابطه (۶)

$$MR = a + bt + ct^2$$

ضریب همبستگی تصحیح شده^۱ ($Adj.R^2$) مطابق رابطه (۷) و ریشه میانگین مربعات خطا^۲ (RMSE) مطابق رابطه (۸) جهت ارزیابی و مقایسه مدل ها مورد استفاده قرار گرفت. در این رابطه ها، o و p به ترتیب مقدار مشاهده شده و مقدار پیش بینی شده است. n تعداد مشاهده و p تعداد پارامترهای مدل می باشد.

رابطه (۷)

$$Adj.R^2 = R^2 - \frac{p-1}{n-p}(1-R^2)$$

رابطه (۸)

$$RMSE = \sqrt{\frac{(o-p)^2}{n-p}}$$

تخمین ضریب نفوذ مؤثر رطوبت

بر اساس قانون دوم فیک، برای خشک کردن محصولات غذایی در دوره نرخ کاهشی تغییرات نفوذ رطوبت طی زمان به صورت رابطه (۹) در نظر گرفته می شود (Doymaz, 2010). برای شکل هندسی تیغه ای، حل این رابطه با فرض توزیع یکنواخت رطوبت، در نظر گرفتن مقاومت خارجی، ضریب نفوذ ثابت و نادیده گرفتن اثرات چروکیدگی به صورت رابطه (۱۰) خواهد بود.

رابطه (۹)

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D_{eff} \nabla^2 M$$

رابطه (۱۰)

$$MR = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \times \exp\left(-\frac{(2n+1)^2 \pi^2 D_{eff} t}{4L^2}\right)$$

³ Arrhenius equation

⁴ Completely randomized design

⁵ Duncan test

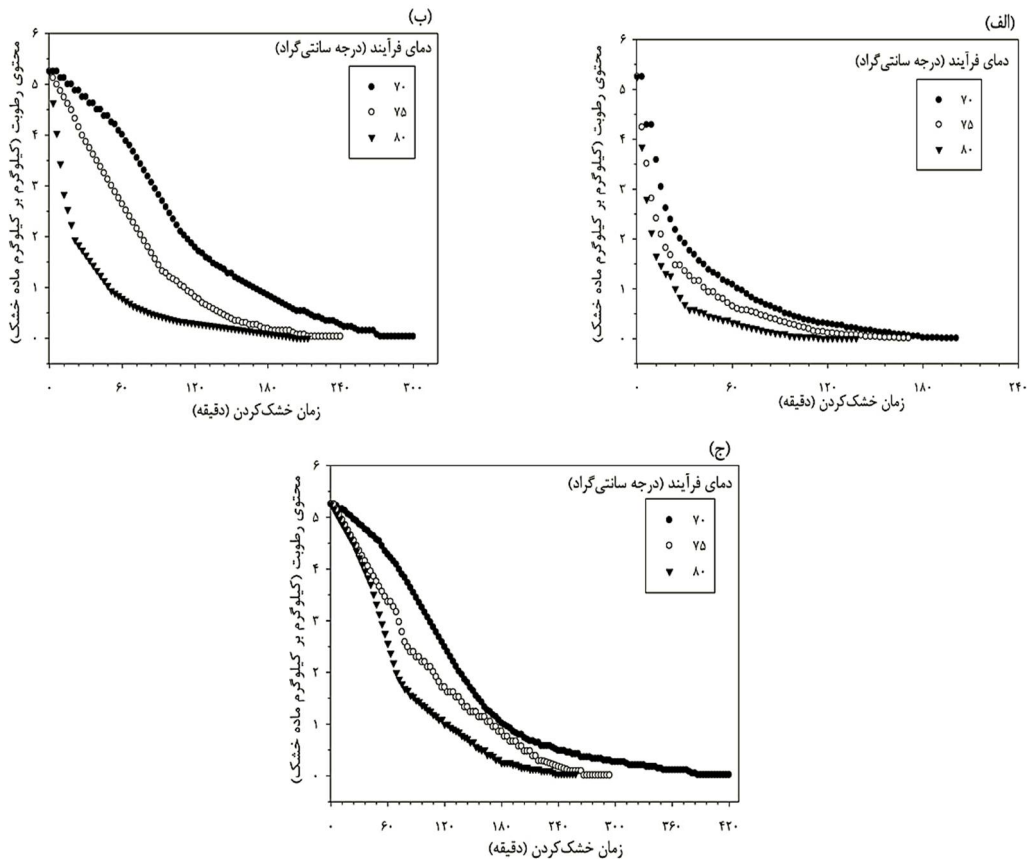
¹ Adjusted R-squared

² Root mean squared error

رخ می‌دهد. Togrul (۲۰۰۵) نیز گزارش کرد که با کاهش میزان رطوبت طی فرایند، نرخ خشک‌کردن به‌طور مداوم تقلیل می‌یابد. Swadisevi و همکاران (۲۰۰۹) بیان کردند که با افزایش ضخامت محصول زمان خشک‌کردن افزایش پیدا می‌کند. Doymaz (۲۰۱۴a) بیان کرد که افزایش سریع دمای محصول موجب زیاد شدن فشار بخار و در نتیجه خشک‌شدن سریع‌تر محصول طی حرارت‌دهی مادون‌قرمز خواهد شد. Liu و همکاران (۲۰۱۴) بیان کردند که با افزایش دمای گرم‌کن مادون‌قرمز، دانسیته تابش و نرخ انتقال حرارت به‌خوبی افزایش یافته و این امر موجب افزایش نرخ کاهش آب می‌گردد. Wang و همکاران (۲۰۰۷) منحنی تغییرات نسبت رطوبتی را به‌طور مشابهی برای دمای ۷۵ درجه سانتی‌گراد طی خشک‌کردن لایه نازک گزارش کردند. آنها بیان کردند در محدوده دمایی ۷۵ تا ۱۰۵ درجه سانتی‌گراد با افزایش دما، نرخ خشک‌شدن افزایش یافته و زمان فرایند کاهش می‌یابد.

در دماها و ضخامت‌های مورد آزمون نشان می‌دهد. برای ضخامت ۵ میلی‌متر (ضخامت کم) پروفایل تغییرات رطوبت در ۳ دمای مورد آزمون روند مشابهی داشت و در تمام ضخامت‌ها، نرخ کاهش رطوبت در دمای بالا سریع‌تر بود (شکل ۲-الف). با افزایش ضخامت محصول (ضخامت ۹ و ۱۳ میلی‌متر) شکل منحنی تغییرات رطوبت بخصوص برای دمای پایین‌تر (۷۰ درجه سانتی‌گراد) تغییر کرده و حالت تقریباً مانا یا کُند تغییرات محتوی رطوبت در ابتدای فرایند مشاهده می‌شود (شکل ۲-ب و ۲-ج). زمان مورد نیاز برای دستیابی به وزن ثابت نمونه‌ها، با کاهش دما و افزایش ضخامت طولانی‌تر بود.

نتایج مشاهده‌شده با گزارش بسیاری از محققین سازگار است. Pan و Zhu (۲۰۱۰) بیان کردند که شدت بالای تابش و برش‌های نازک موجب افزایش شدیدتر دمای محصول شده و در نتیجه خروج رطوبت نسبت به شدت کم تابش یا برش‌های ضخیم سریع‌تر



شکل ۲ - منحنی تغییرات رطوبت برش‌های سیب طی خشک‌کردن در ضخامت و دماهای مختلف مورد آزمون، ضخامت ۵ میلی‌متر (الف)، ضخامت ۹ میلی‌متر (ب)، ضخامت ۱۳ میلی‌متر (ج)

مدل‌سازی سینتیک انتقال رطوبت

برآزش مدل‌های سینتیکی روی داده‌های نسبت رطوبت بدون بُعد (MR) نشان داد که قدرت پیش‌بینی الگوی رفتار خشک‌شدن برش‌های سیب توسط مدل‌های مورد آزمون، در ضخامت‌های مختلف باتوجه‌به تغییر در نحوه کاهش رطوبت محصول متفاوت است. پارامترهای مدل‌ها و مقایسه مطلوبیت پیش‌بینی جدول‌های (۱ تا ۵) ارائه شده است. در این میان، مدل پیچ (جدول ۲)، مدل پارابولیک (جدول ۵) و مدل هندرسون-پابیس (جدول ۴) به ترتیب بالاترین ضریب همبستگی تصحیح‌شده ($Adj.R^2$) و کمترین ریشه میانگین مربعات خطا (RMSE) را داشتند. این امر نشان‌دهنده مطلوبیت توصیف رفتار خشک‌شدن محصول در دماها و ضخامت‌های مختلف توسط این مدل‌های سینتیکی است. کارایی مطلوب این مدل‌ها توسط محققین دیگری نیز در فراوری خشک‌کردن

گزارش شده است (Doymaz, 2014b; Madamba, 2003) بیان کرد که مدل پیچ، پیش‌بینی مطلوب‌تری در مقایسه با سایر مدل‌های یک یا چندپارامتری ارائه می‌نماید. سایر مدل‌های مورد آزمون به صورت مدل اصلاح‌شده پیچ (جدول ۳) و مدل نیوتن (جدول ۱) با افزایش ضخامت و تغییر جزئی در الگوی خروج رطوبت (بروز حالت مانای ابتدایی در منحنی محتوی رطوبت) توانایی مطلوب را در توصیف رفتار خشک‌شدن از دست می‌دهند. علت این امر مطابق Vishwanathan و همکاران (2013) کاهش نرخ خروج رطوبت در زمان‌های ابتدایی فرایند (بخصوص با افزایش ضخامت یا کاهش دمای سطحی) می‌تواند باشد. Wang و همکاران (2007) بیان کردند که مدل پیچ ضریب همبستگی بالای ۰/۹۹ در توصیف داده‌های نسبت رطوبتی بدون بُعد دارد.

جدول ۱ - برآزش مدل نیوتن روی داده‌های رطوبت بدون بُعد در دما و ضخامت مختلف برش سیب

RMSE	Adj.R ²	پارامتر مدل		دما (درجه سانتی‌گراد)	ضخامت (میلی‌متر)
		k (عکس ثابته)	n		
۰/۰۶۷	۰/۹۵	۰/۰۱۰		۷۰	۵
۰/۰۴۹	۰/۹۷	۰/۰۱۴		۷۵	
۰/۰۳۲	۰/۹۸	۰/۰۲۲		۸۰	
۰/۱۵۱	۰/۷۸	۰/۰۰۴۰		۷۰	۹
۰/۱۳۶	۰/۸۴	۰/۰۰۶		۷۵	
۰/۰۲۴	۰/۹۹	۰/۰۲۰		۸۰	
۰/۱۸۵	۰/۷۳	۰/۰۰۱		۷۰	۱۳
۰/۱۵۱	۰/۷۷	۰/۰۰۳		۷۵	
۰/۱۲۲	۰/۸۶	۰/۰۰۶		۸۰	

جدول ۲ - برآزش مدل پیچ روی داده‌های رطوبت بدون بُعد در دما و ضخامت مختلف برش سیب

RMSE	Adj.R ²	پارامترهای مدل		دما (درجه سانتی‌گراد)	ضخامت (میلی‌متر)
		n	k (عکس ثابته)		
۰/۰۳۱	۰/۹۹	۱/۴۲۸	۰/۰۰۱۴۸	۷۰	۵
۰/۰۳۶	۰/۹۸	۱/۲۲۷	۰/۰۰۵۳۶۴	۷۵	
۰/۰۳۰	۰/۹۸	۱/۰۷۸	۰/۰۱۶۷۷	۸۰	
۰/۰۳۱	۰/۹۹	۲/۶۹۲	$5/68 \times 10^{-7}$	۷۰	۹
۰/۰۱۷	۰/۹۹	۲/۳۱۶	$1/0 \times 10^{-5}$	۷۵	
۰/۰۲۴	۰/۹۹	۰/۹۶۷۱	۰/۰۲۳۳۷	۸۰	
۰/۰۲۱	۰/۹۹	۲/۲۲۷	$4/48 \times 10^{-6}$	۷۰	۱۳
۰/۰۴۶	۰/۹۷	۲/۷۲۵	$3/87 \times 10^{-7}$	۷۵	
۰/۰۲۷	۰/۹۹	۲/۱۰۵	$2/33 \times 10^{-5}$	۸۰	

جدول ۳ - برازش مدل اصلاح شده پیچ روی داده‌های رطوبت بدون بُعد در دما و ضخامت مختلف برش سیب

RMSE	Adj.R ²	پارامتر مدل		دما (درجه سانتی‌گراد)	ضخامت (میلی‌متر)
		n	k (عکس ثابته)		
۰/۰۶۷	۰/۹۵	۰/۰۲۵	۰/۴۲۲	۷۰	۵
۰/۰۴۹	۰/۹۷	۰/۰۳۵	۰/۴۰۸	۷۵	
۰/۰۳۲	۰/۹۸	۰/۰۴۹	۰/۴۶۰	۸۰	
۰/۱۵۲	۰/۷۸	۰/۰۰۸	۰/۴۸۴	۷۰	۹
۰/۱۳۷	۰/۸۳	۰/۰۱۳	۰/۴۷۷	۷۵	
۰/۰۲۴	۰/۹۹	۰/۰۶۷	۰/۳۰۲	۸۰	
۰/۱۳۵	۰/۸۴	۰/۰۰۷	۰/۴۸۴	۷۰	۱۳
۰/۱۵۱	۰/۷۷	۰/۰۰۷	۰/۴۸۴	۷۵	
۰/۱۲۳	۰/۸۵	۰/۰۱۴	۰/۴۱۰	۸۰	

جدول ۴ - برازش مدل هندرسون-پایس روی داده‌های رطوبت بدون بُعد در دما و ضخامت مختلف برش سیب

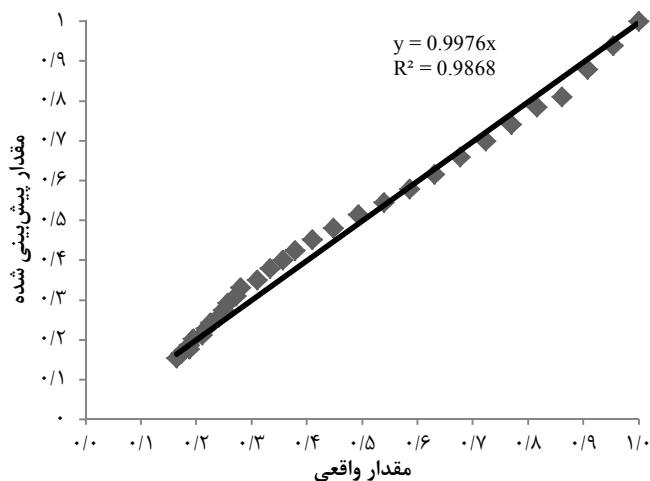
RMSE	Adj.R ²	پارامتر مدل		دما (درجه سانتی‌گراد)	ضخامت (میلی‌متر)
		a	k (عکس ثابته)		
۰/۰۵۷	۰/۹۶	۱/۱۰۴	۰/۰۱۱	۷۰	۵
۰/۰۴۷	۰/۹۷	۱/۰۴۵	۰/۰۱۵	۷۵	
۰/۰۳۲	۰/۹۸	۱/۰۱۶	۰/۰۲۳	۸۰	
۰/۱۲۳	۰/۸۵	۱/۲۲۴	۰/۰۰۵	۷۰	۹
۰/۱۱۰	۰/۸۹	۱/۲۲۰	۰/۰۰۸	۷۵	
۰/۰۲۴	۰/۹۹	۱/۰۱۱	۰/۰۲۰	۸۰	
۰/۱۰۲	۰/۹۰	۱/۲۴۱	۰/۰۰۴	۷۰	۱۳
۰/۱۲۹	۰/۸۳	۱/۲۰۰	۰/۰۰۴	۷۵	
۰/۰۹۷	۰/۹۱	۱/۲۰۲	۰/۰۰۷	۸۰	

جدول ۵ - برازش مدل پارابولیک روی داده‌های رطوبت بدون بُعد در دما و ضخامت مختلف برش سیب

RMSE	Adj.R ²	پارامتر مدل			دما (درجه سانتی‌گراد)	ضخامت (میلی‌متر)
		c $\times 10^{-5}$ (عکس مجذور ثابته)	-b (عکس ثابته)	a		
۰/۰۱۱	۰/۹۹	۱/۲	۰/۰۰۷	۱/۰	۷۰	۵
۰/۰۱۶	۰/۹۹	۲/۳	۰/۰۰۹	۰/۹۶	۷۵	
۰/۰۲۹	۰/۹۸	۵/۵	۰/۰۱۴	۰/۹۲	۸۰	
۰/۰۲۴	۰/۹۹	۰/۷۶	۰/۰۰۱	۱/۰۳	۷۰	۹
۰/۰۴۴	۰/۹۸	۰/۱۴	۰/۰۰۴	۱/۰۸	۷۵	
۰/۰۶۲	۰/۹۴	۳/۱	۰/۰۱۰	۰/۸۵	۸۰	
۰/۰۴۵	۰/۹۸	۰/۰۱	۰/۰۰۲	۱/۱۱	۷۰	۱۳
۰/۰۲۱	۰/۹۹	۰/۸۳	۰/۰۰۰۷	۰/۹۹	۷۵	
۰/۰۳۲	۰/۹۹	۰/۱۴	۰/۰۰۳	۱/۰۶	۸۰	

پیش‌بینی‌شده نسبت رطوبتی (MR) را در مقابل مقدار واقعی برای مدل پیچ نشان می‌دهد.
($R^2=0/9868$)

مدل پیچ با ضرایب محاسبه‌شده در جدول (۲) می‌تواند الگوی خشک‌شدن طی پرتودهی را به‌خوبی در تیمارهای مختلف توصیف نماید. شکل (۳) مقدار

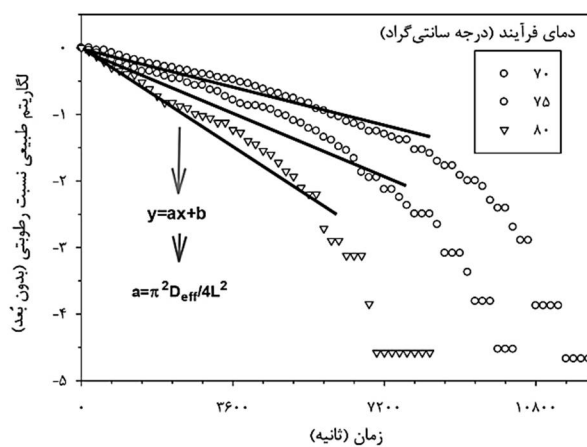


شکل ۳- مقدار پیش بینی شده نسبت رطوبتی (MR) در مقابل مقدار واقعی برای مدل پیچ (ضخامت ۹ میلی متر دمای ۸۰ درجه سانتی گراد)

جدول (۶) نتایج بررسی آماری تأثیر دو فاکتور دما و ضخامت را روی ضریب نفوذ مؤثر نشان می دهد. همان طور که مشخص است، تأثیر دمای سطحی و ضخامت محصول روی این پارامتر همواره معنی دار است.

ضریب نفوذ مؤثر

شکل (۴) نشان دهنده منحنی لگاریتم طبیعی نسبت رطوبتی در برابر زمان فرایند است. از شیب بخش خطی این منحنی برای محاسبه ضریب نفوذ مؤثر استفاده شد.



شکل ۴- نحوه محاسبه ضریب نفوذ مؤثر از شیب (a) بخش خطی نمودار لگاریتم طبیعی نسبت رطوبتی در برابر زمان فرایند در دماهای مختلف (ضخامت ۵ میلی متر)

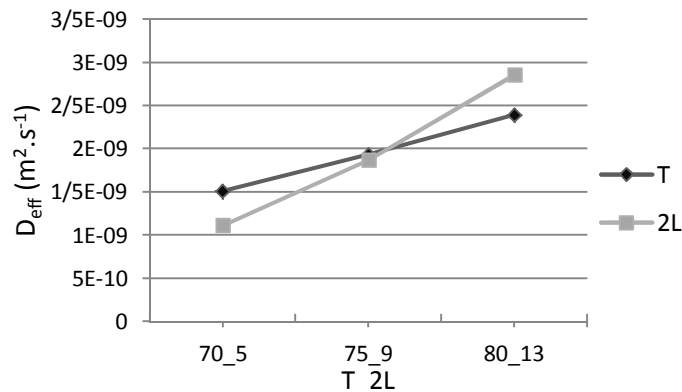
جدول ۶- جدول تجزیه واریانس (ANOVA) برای مقایسه تأثیر دما و ضخامت محصول روی ضریب نفوذ مؤثر

معنی داری (sig.)	F	میانگین مربعات (MS)	درجه آزادی (df)	مجموع مربعات (SS)	تیمار
۰/۰۰۰۰	۳۳۲/۴۹۲	$1/476 \times 10^{-17}$	۹	$1/329 \times 10^{-16}$	مدل
۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۲	۰/۰۰۰۰	دما
۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۲	۰/۰۰۰۰	ضخامت
۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۴	۰/۰۰۰۰	دما×ضخامت (اثر متقابل)
		$4/440 \times 10^{-20}$	۱۸	$7/992 \times 10^{-19}$	خطا
			۲۷	$1/337 \times 10^{-16}$	کل

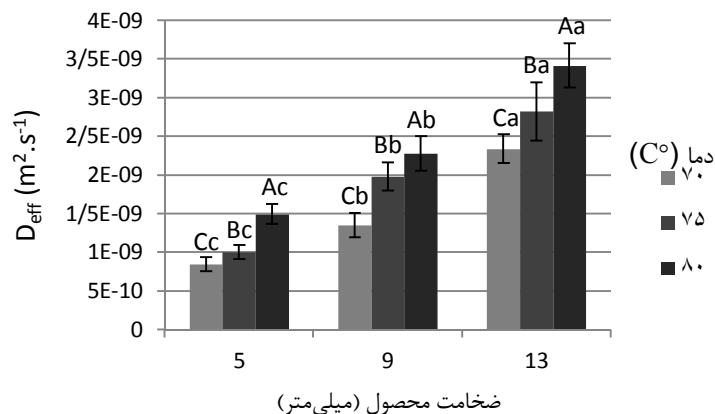
معنی‌داری افزایش یافت و برای ضخامت‌های بزرگ‌تر نیز به‌طور معنی‌داری بیشتر بود. Sharma و همکاران (۲۰۰۵) بیان کردند که انتشار آب مؤثر از محصول به‌طور معنی‌داری توسط دمای محفظهٔ مادون‌قرمز تحت‌تأثیر قرار گرفت و با افزایش دمای محفظهٔ خروج رطوبت تسریع یافت. Madamba (۲۰۰۳) بیان کرد که ضخامت محصول به‌عنوان یک عامل مهم متوسط نرخ خشک‌شدن (ADR) را تحت‌تأثیر قرار می‌دهد و برش‌های نازک به‌دلیل کاهش مسافت لازم برای خروج رطوبت و افزایش نسبت سطح به حجم سریع‌تر خشک می‌شوند.

اثر متقابل فاکتورهای مورد مطالعه (دما×ضخامت) نیز روی پارامتر انتقال جرم معنی‌دار مشاهده شد که نشان‌دهندهٔ اختلاف میزان قدرت تأثیر آنها روی ضریب نفوذ مؤثر است. نمایش معنی‌داری اثر متقابل در شکل (۵) ارائه شده است. همان‌طور که مشخص است به‌ازای تغییر سطوح فاکتور دما سطوح فاکتور ضخامت روند تغییرات متفاوتی نشان می‌دهند که منجر به تقاطع نمودارها شده است.

شکل (۶) مقایسهٔ میزان میانگین ضریب نفوذ مؤثر رطوبت برای دماها و ضخامت‌های مختلف مورد آزمون را نشان می‌دهد. همان‌طور که مشخص است، با افزایش دمای فرایند ضریب نفوذ مؤثر رطوبت همواره به‌طور



شکل ۵ - نمایش اثر متقابل تأثیر دمای فرایند (T) و ضخامت محصول (2L) روی ضریب نفوذ مؤثر طی خشک‌کردن متناوب مادون‌قرمز، (به‌ازای تغییر سطوح دما و ضخامت تغییرات ضریب نفوذ مؤثر با شیب متفاوت مشاهده شد).



شکل ۶ - مقایسهٔ میانگین ضریب نفوذ مؤثر در دماهای حرارت‌دهی متناوب و ضخامت‌های مختلف محصول، حروف لاتین بزرگ مقایسهٔ بین دما و حروف لاتین کوچک مقایسهٔ بین ضخامت‌ها را نشان می‌دهد ($P < 0.05$).

منحنی Ln MR در برابر زمان فرایند با افزایش ضخامت کاهش می‌یابد اما تغییرات آن ناچیز است و

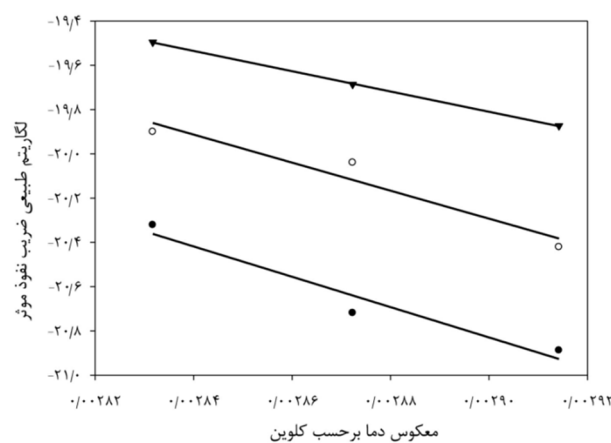
به‌منظور توضیح افزایش ضریب انتقال جرم به‌ازای افزایش ضخامت، باین وجود می‌توان گفت شیب

تأثیر دمای فرایند روی پارامتر ضریب نفوذ مؤثر در ضخامت‌های مختلف آزمون نشان می‌دهد. اطلاعات این برآزش برای ضخامت‌های مختلف در جدول (۷) ارائه شده است. همان‌طور که مشخص است، با کاهش ضخامت برش سیب، پارامترهای (D_0) و (E_a) افزایش یافت. در ضخامت نازک، انرژی فعال‌سازی بالاتر نشان‌دهنده وابستگی بیشتر ضریب نفوذ مؤثر به دما است (Marfil et al., 2008). در واقع، شدت تبخیر آب در ضخامت بالای محصول، وابستگی کمتری به دمای فرایند دارد و افزایش دما می‌تواند سرعت تبخیر را به میزان کمتری نسبت به برش‌های نازک زیاد نماید. بنابراین برای محصولات نازک لازم است تا در انتخاب دمای فراوری دقت بیشتری شود تا از قهوه‌ای شدن محصولات فراوری‌شده سیب جلوگیری گردد (Chow et al., 2011).

به ترتیب برای ضخامت ۵، ۹ و ۱۳ میلی‌متر به ترتیب برابر ۰/۰۰۰۴، ۰/۰۰۰۲ و ۰/۰۰۰۱ مشاهده شد. بنابراین با در نظرگیری شیب تقریباً ثابت برای ضخامت‌های مختلف و باتوجه به اینکه با افزایش ضخامت، بُعد مشخصه نیز در کسر $(-\pi^2 D_{eff}/4L^2)$ افزایش می‌یابد، می‌توان انتظار داشت ضریب نفوذ نیز زیاد شود. در همین راستا، Nowak و Lewicki (۲۰۰۴) بیان کردند که افزایش سطح کلی محصول سیب در خشک‌کردن مادون‌قرمز منجر به شار جرمی بیشتر آب طی تبخیر خواهد شد. به نظر می‌رسد که با کاهش ضخامت نمونه، لایه‌های خشک‌تری در سطح محصول ایجاد شده و این امر میزان ضریب نفوذ رطوبت را کاهش می‌دهد.

ارتباط ضریب نفوذ با دمای فرایند

شکل (۷) خطی‌سازی رابطه آرنیوس را جهت بررسی



شکل ۷ - تغییرات لگاریتم طبیعی ضریب نفوذ مؤثر در برابر عکس دما (کلوین) در ضخامت‌های مختلف برش سیب

جدول ۷ - اطلاعات برآزش رابطه آرنیوس در ضخامت‌های مختلف برش سیب

RMSE	Adj.R ²	E _a (ژول بر مول)	D ₀	ضخامت (میلی‌متر)
۰/۰۹۶۳۹	۰/۸۹۰۱	۵۶۹۱۶/۶۵	۰/۳۸۱۲۵	۵
۰/۰۹۹	۰/۸۶۵۴	۵۴۱۴۱/۴۴	۰/۲۴۱۹۵	۹
۰/۰۰۳۸۵	۰/۹۹۹۶	۳۸۰۵۵/۲۲	۰/۰۰۱۴۶	۱۳

و ضخامت‌های مختلف مورد آزمون به‌خوبی توصیف نمودند. ضریب نفوذ مؤثر رطوبت به‌طور معنی‌داری با افزایش دما و ضخامت‌های مورد آزمون زیاد شد و با بررسی رابطه آرنیوس می‌توان گفت شدت تبخیر آب در ضخامت بالای محصول وابستگی بیشتری به دمای

نتیجه‌گیری

در این پژوهش رفتار خشک‌شدن مادون‌قرمز برش‌های سیب تحت تأثیر دماهای سطحی و ضخامت مختلف محصول سیب بررسی شد. مدل‌های پیچ، پارابولیک و مدل هندرسون-پابیس الگوی خشک‌شدن را در دماها

فرایند دارد. همچنین باتوجه به اینکه در روش‌های حرارت‌دهی مادون‌قرمز برای سبزیجات، بلانچینگ همواره بخش جدایی‌ناپذیر فرایند است، می‌توان تیمار مناسب با حداقل تغییرات وزنی در ابتدای فرایند را

دمای پایین یا ضخامت بالا در نظر گرفت. زیرا تغییرات وزنی شدید منجر به بروز واکنش‌های شیمیایی نامطلوب در محصول خواهند شد.

منابع

- Acevedo, N.C., Briones, V., Buera, P., & Aguilera, J.M. (2008). Microstructure affects the rate of chemical, physical and color changes during storage of dried apple discs. *Journal of Food Engineering*, 85(2), 222-231. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2007.06.037>
- AOAC. (2000). *Official methods of analysis*. (17th ed.), Method of 934.06, Moisture content in dried fruits. Association of official analytical chemists. Washington, DC, United States.
- Basman, A., & Yalcin, S. (2011). Quick-boiling noodle production by using infrared drying. *Journal of Food Engineering*, 106(3), 245-252. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2011.05.019>
- Chow, Y.-N., Louarme, L., Bonazzi, C., Nicolas, J., & Billaud, C. (2011). Apple polyphenoloxidase inactivation during heating in the presence of ascorbic acid and chlorogenic acid. *Food Chemistry*, 129(3), 761-767. doi: <https://doi.org/10.1016/j.foodchem.2011.05.017>
- Doymaz, İ. (2010). Effect of citric acid and blanching pre-treatments on drying and rehydration of amasya red apples. *Food and Bioprocess Processing*, 88(2), 124-132. doi: <https://doi.org/10.1016/j.fbp.2009.09.003>
- Doymaz, İ. (2014a). Infrared drying of button mushroom slices. *Food Science and Biotechnology*, 23(3), 723-729. doi: <https://doi.org/10.1007/s10068-014-0098-0>
- Doymaz, İ. (2014b). Mathematical modeling of drying of tomato slices using infrared radiation. *Journal of Food Processing and Preservation*, 38(1):89-396. doi: <https://doi.org/10.1111/j.1745-4549.2012.00786.x>
- González-Fésler, M., Salvatori, D., Gómez, P., & Alzamora, S. (2008). Convective air drying of apples as affected by blanching and calcium impregnation. *Journal of Food Engineering*, 87(3), 323-332. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2007.12.007>
- Jaturonglumlert, S., & Kiatsiriroat, T. (2010). Heat and mass transfer in combined convective and far-infrared drying of fruit leather. *Journal of Food Engineering*, 100(2), 254-260. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2010.04.007>
- Jun, S., Krishnamurthy, K., Irudayaraj, J., Demirci, A. (2010). *Fundamentals and Theory of Infrared Radiation*. In: Pan, Z., and Atungulu, G.G. (Eds.), *Infrared Heating for Food and Agricultural Processing*, (pp. 1-19): CRC Press.
- Liu, Y., Zhu, W., Luo, L., Li, X., & Yu, H. (2014). A mathematical model for vacuum far-infrared drying of potato slices. *Drying Technology*, 32(2), 180-189. doi: <https://doi.org/10.1080/07373937.2013.811687>
- Madamba, P.S. (2003). Thin layer drying models for osmotically pre-dried young coconut. *Drying Technology*, 21(9), 1759-1780. doi: <https://doi.org/10.1081/DRT-120025507>
- Marfil, P.H. M., Santos, E.M., & Telis, V.R. N. (2008). Ascorbic acid degradation kinetics in tomatoes at different drying conditions. *LWT-Food Science and Technology*, 41(9), 1642-1647. doi: <https://doi.org/10.1016/j.lwt.2007.11.003>
- Melito, H.S., & Farkas, B.E. (2013). Effect of infrared finishing process parameters on physical, mechanical, and sensory properties of par-fried, infrared-finished gluten-free donuts. *Journal of Food Engineering*, 117(3), 399-407. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2013.03.012>
- Nindo, C., & Mwithiga, G. (2010). *Infrared Drying*. In: Pan, Z., and Atungulu, G.G. (Eds.), *Infrared Heating for Food and Agricultural Processing*, (pp. 89-101): CRC Press.

- Nowak, D., & Lewicki, P.P. (2004). Infrared drying of apple slices. *Innovative Food Science & Emerging Technologies*, 5(3), 353-360. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ifset.2004.03.003>
- Pan, Z., & Atungulu, G.G. (2010). *Infrared Dry Blanching*. In: Pan, Z., and Atungulu, G.G. (Eds.), *Infrared Heating for Food and Agricultural Processing*, (pp. 169-203): CRC Press.
- Pan, Z., Khir, R., Godfrey, L.D., Lewis, R., Thompson, J.F., & Salim, A. (2008). Feasibility of simultaneous rough rice drying and disinfestations by infrared radiation heating and rice milling quality. *Journal of Food Engineering*, 84(3), 469-479. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2007.06.005>
- Pan, Z., Olson, D.A., Amaratunga, K.S.P., Olsen, C.W., Zhu, Y., & McHugh, T.H. (2005). Feasibility of using infrared heating for blanching and dehydration of fruits and vegetables. *Paper presented at the 2005 ASAE Annual Meeting*, Number, 056086. doi: <https://doi.org/10.13031/2013.19612>
- Saravacos, G.D., & Maroulis, Z.B. (2001). *Food structure and transport properties*. In: *Transport properties of foods*: CRC Press.
- Sharma, G., Verma, R., & Pathare, P. (2005). Thin-layer infrared radiation drying of onion slices. *Journal of Food Engineering*, 67(3), 361-366. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2004.05.002>
- Swasdisevi, T., Devahastin, S., Sa-Adchom, P., & Soponronnarit, S. (2009). Mathematical modeling of combined far-infrared and vacuum drying banana slice. *Journal of Food Engineering*, 92(1), 100-106. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2008.10.030>
- Timoumi, S., Mihoubi, D., & Zagrouba, F. (2007). Shrinkage, vitamin C degradation and aroma losses during infra-red drying of apple slices. *LWT-Food Science and Technology*, 40(9), 1648-1654. doi: <https://doi.org/10.1016/j.lwt.2006.11.008>
- Toğrul, H. (2005). Simple modeling of infrared drying of fresh apple slices. *Journal of Food Engineering*, 71(3), 311-323. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2005.03.031>
- Velickova, E., Winkelhausen, E., & Kuzmanova, S. (2014). Physical and sensory properties of ready to eat apple chips produced by osmo-convective drying. *Journal of Food Science & Technology*, 51(12), 3691-3701. doi: <https://doi.org/10.1007/s13197-013-0950-x>
- Vishwanathan, K.H., Giwari, G.K., & Hebbar, H.U. (2013). Infrared assisted dry-blanching and hybrid drying of carrot. *Food and Bioprocess Processing*, 91(2), 89-94. doi: <https://doi.org/10.1016/j.fbp.2012.11.004>
- Wang, Z., Sun, J., Liao, X., Chen, F., Zhao, G., Wu, J., & Hu, X. (2007). Mathematical modeling on hot air drying of thin layer apple pomace. *Food Research International*, 40(1), 39-46. doi: <https://doi.org/10.1016/j.foodres.2006.07.017>
- Yang, J., Bingol, G., Pan, Z., Brandl, M.T., McHugh, T.H., & Wang, H. (2010). Infrared heating for dry-roasting and pasteurization of almonds. *Journal of Food Engineering*, 101(3), 273-280. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2010.07.007>
- Zheleva, I., & Kamburova, V. (2009). *Modeling of heating during food processing*. *Predictive Modeling and Risk Assessment*, (pp.79-99): Springer.
- Zhu, Y., & Pan, Z. (2009). Processing and quality characteristics of apple slices under simultaneous infrared dry-blanching and dehydration with continuous heating. *Journal of Food Engineering*, 90(4), 441-452. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2008.07.015>
- Zhu, Y., Pan, Z., McHugh, T.H., & Barrett, D.M. (2010). Processing and quality characteristics of apple slices processed under simultaneous infrared dry-blanching and dehydration with intermittent heating. *Journal of Food Engineering*, 97(1), 8-16. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2009.07.021>

Modeling of Mass Transfer in the Drying Process of Apple Slices Using Infrared Irradiation with Intermittent Heating Method

Hassan Sabbaghi^{1*}, Aman Mohammad Ziaiiifar², Mahdi Kashaninejad³

1- Ph.D. Graduated, Food Processing Engineering Department, Gorgan University of Agricultural and Natural Resources, Gorgan, Iran

* Corresponding author (hassansabbaghi@gmail.com)

2- Associate Professor, Food Processing Engineering Department, Gorgan University of Agricultural and Natural Resources, Gorgan, Iran

3- Professor, Food Processing Engineering Department, Gorgan University of Agricultural and Natural Resources, Gorgan, Iran

Abstract

Infrared radiation by intermittent heating is a novel method in which the surface temperature of the product is maintained at a constant value. This method is widely used in simultaneous blanching and drying process. The main advantages of intermittent IR-radiation are energy saving and preventing undesirable quality changes in the final product. The calculations of mass transfer in this process can be used to estimate the temperature and time conditions in the process. For this purpose, drying behavior of apples slices (Golden Delicious variety) was investigated with slab shape in three different sizes: thickness of 5, 9 and 13 mm and length and width was 20 mm. Heating operation performed by infrared dryer that was equipped with controller of product surface temperatures at 70, 75 and 80 °C. Kinetic models such as Newton, Page, Modified Page, Henderson-Pabis and parabolic were fitted on experimental data of dimensionless moisture ratio using MATLAB software. The adjusted correlation coefficient ($Adj.R^2$) and root mean square error (RMSE) were used to compare the models. The evaluation of effective moisture diffusivity (D_{eff}) performed during drying of slices and its dependency with temperature investigated using Arrhenius equation. The results showed that models of page and parabolic presented a good fit on experimental data, respectively (higher $Adj.R^2$ and lower RMSE). The effective diffusion coefficient significantly elevated with an increase in surface temperature and thickness. This parameter showed higher energy activation for lower thicknesses that indicated a greater irradiation temperature dependence of effective diffusion coefficient through the decreasing of thickness.

Keywords: Drying, Infrared, Intermittent Heating, Kinetic Model, Mass Transfer