

## تخمین ضریب انتقال حرارت جابجایی به عنوان تابعی از نرخ کاهش آب طی فرآیند سرخ کردن

حسن صبغی<sup>۱</sup> - امان محمد ضیائی فر<sup>۲\*</sup> - علیرضا صادقی ماهونک<sup>۳</sup> - مهدی کاشانی نژاد<sup>۴</sup> - حبیب الله میرزایی<sup>۵</sup>

تاریخ دریافت: ۱۳۹۲/۰۹/۲۵

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۳/۰۲/۲۴

### چکیده

در این پژوهش ضریب انتقال حرارت جابجایی به عنوان تابعی از نرخ کاهش آب محصول طی فرآیند سرخ کردن، با توجه به اثرات تبخیر آب و جوشش روی این پارامتر حرارتی، مورد بررسی قرار گرفت. آشنایی با نحوه تغییرات ضریب انتقال حرارت جابجایی برای کنترل حرارتی فرآیند سرخ کردن با هدف دستیابی به محصولی با کیفیت مطلوب بسیار اهمیت دارد. بدین منظور خلال‌های سیب زمینی در اندازه مشخص در روغن آفتابگردان در دمای ۱۴۵، ۱۶۰ و ۱۷۵°C به مدت ۶۰، ۱۲۰، ۱۸۰ و ۲۴۰ ثانیه سرخ شدند. دمای مرکزی و سطحی خلال سیب زمینی با استفاده از ترموکوپل نوع T و دستگاه ثبت داده (دیتالاگر) با فاصله زمانی ۲ ثانیه ثبت شد. رطوبت خلال‌های سیب زمینی نیز با خشک کردن آن‌ها در آون اندازه‌گیری شد. با فرض اینکه کل حرارت منتقل شده از روغن به سطح خلال سیب زمینی برای حرارت دهی سیب زمینی و برای تبخیر آب استفاده می‌شود، ضریب انتقال حرارت جابجایی تخمین زده شد و تغییرات آن طی فرآیند بررسی شد. همچنین تغییرات کسر حرارتی مصرف شده برای تبخیر آب در دماهای مختلف نیز به صورت یک مدل تجربی نمایشی بیان شد. نتایج نشان داد که ضریب انتقال حرارت در دماهای بالا به دلیل نرخ خروج رطوبت بیشتر و در نتیجه تلاطم روغن زیادتر است. حداکثر ضریب انتقال حرارت برای دمای ۱۷۵، ۱۶۰ و ۱۴۵°C به ترتیب ۹۴۳/۶۸، ۸۴۷/۸۱ و ۶۸۲/۶۴ W/m<sup>2</sup>°C برآورد شد. برای دماهای کمتر کسر حرارتی مورد نیاز برای تکمیل فرآیند تبخیر بیشتر می‌باشد که این امر نیز نشان دهنده کمتر بودن ضریب انتقال حرارت جابجایی با کاهش دمای روغن می‌باشد.

**واژه‌های کلیدی:** ضریب انتقال حرارت، سرخ کردن، خلال سیب زمینی، تبخیر، مدل تجربی.

### مقدمه

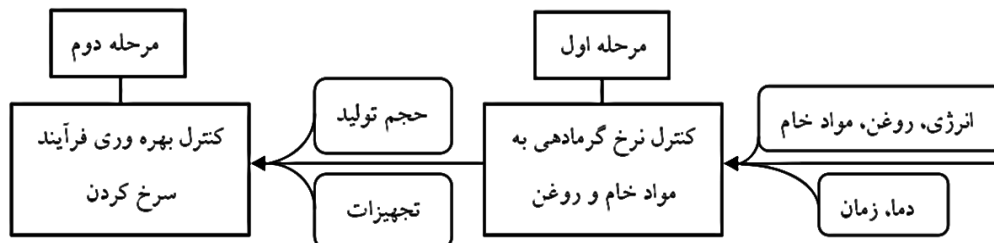
مواد مغذی و سلامت محصول همزمان با بهینه سازی مصرف انرژی باشد. در واقع فهم انتقال حرارت و جرم طی سرخ کردن می‌تواند برای بهینه سازی و کنترل هرچه بیشتر فرآیند مفید باشد. در کنترل دو مرحله‌ای فرآیند سرخ کردن (شکل ۱)، اولین مرحله کنترل نرخ گرمادهی به مواد خام و روغن است که در بهینه سازی و کنترل بهره‌وری فرآیند در مرحله دوم، اهمیت زیادی دارد (Rywotycki, 2003). اولین شاخصه کیفی ماده غذایی، ایمنی اجزای سازنده آن است و این امر نیز از طریق آنالیز احتمال خطر و کنترل نقاط بحرانی در فرآیند سرخ کردن قابل انجام است (Quaglia and Bucarell, 2001) و رسیدن به این هدف نیازمند آشنایی با ضرایب انتقال حرارت و در نظر گرفتن اثرات تبخیر آب از محصول و سایر جزئیات فرآیند می‌باشد (Alvis *et al.*, 2009). در ترمودینامیک، حرارت به عنوان انرژی عبوری از مرزهای یک سیستم در اثر وجود اختلاف دما بین سیستم و محیط اطراف تعریف می‌شود و براساس قانون دوم

فرآیند سرخ کردن از فرآیندهای پیچیده به دلیل انتقال همزمان حرارت و جرم است و کوتاه بودن زمان پخت در این فرآیند موجب بروز خواص حسی منحصر بفرد در ماده غذایی، از جمله عطر و طعم و رنگ می‌شود (Datta, 2007). انرژی مصرفی طی فرآیند سرخ کردن از دیدگاه مهندسی و اقتصادی اهمیت زیادی دارد. از نظر مصرف کننده نیز سلامت، ظاهر و خصوصیات حسی محصول نهایی بسیار مهم می‌باشد. بنابراین هدف اصلی یک سیستم کنترل باید حفظ حداکثری

۱- به ترتیب دانشجوی دکتری مهندسی مواد و طراحی صنایع غذایی دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان  
۲، ۳، ۴ و ۵- به ترتیب استادیار و دانشیاران دانشکده صنایع غذایی دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان  
(\*- نویسنده مسئول: Email: ziaiiar@gmail.com)

فرآیند سرخ کردن است. اولین نقش آب گرفتن انرژی حرارتی از روغن داغی است که غذا را احاطه کرده است. این عمل با خارج شدن انرژی از سطح غذا، از سوختن غذا به دلیل آب زدایی (هیدراتاسیون) بیش از حد جلوگیری می‌کند.

ترمودینامیک جهت جریان حرارتی به سمت دمای کمتر می‌باشد (Baehr, 2005). در فرآیند سرخ کردن حرارت از محیط حرارتی (روغن) با انتقال حرارت جابجایی به سطح ماده غذایی منتقل شده و سپس بوسیله انتقال حرارت هدایتی به داخل ماده غذایی وارد می‌شود. آب دارای چندین نقش در انتقال حرارت به داخل غذا و پخت آن طی



شکل ۱- طرحی از کنترل دو مرحله ای فرآیند سرخ کردن و نقاط بحرانی مهم

سولوی به دلیل فشار حاصل از تبخیر آب در فاز جوشش طی سرخ کردن اتفاق می‌افتد و باعث ایجاد احساس دهانی تندی می‌گردد (Loon, 2005).

سرخ کردن را می‌توان به عنوان حالت پیچیده‌ای از مشکل استفان<sup>۱</sup> دانست. بطور کلی مشکل انتقال حرارت استفان به صورت حضور یک حد واسط متحرک که ایجاد دو ناحیه مجزا با خصوصیات حرارتی و فیزیکی متفاوت می‌کند، مشخص می‌شود. انتقال حرارت و جرم موجب جابجایی مرز تبخیر جدا کننده دو ناحیه دینامیک می‌شود: پوسته آبیگری شده و هسته مرطوب. ناحیه پوسته که ضخامت آن در طی سرخ کردن افزایش می‌یابد با دو معیار مشخص می‌شود: اول اینکه دمای این ناحیه بالاتر از نقطه جوش مایع حاضر در ماده غذایی است و دوم اینکه غلظت آب مایع در آن ناچیز است (Ziaifar et al., 2010). همان طور که هدایت حرارتی در پوسته کاهش می‌یابد، این امر بر روی انتقال حرارت و جرم تاثیر گذاشته و نرخ آب زدایی کاهش می‌یابد. سرعت انتقال حرارت به اختلاف درجه حرارت بین ماده غذایی و سیال حرارت داده شده و ضریب هدایت حرارتی سطحی بستگی دارد (Moreira et al., 1999). روش‌های گزارش شده در مقالات برای اندازه گیری ضریب انتقال حرارت در طی سرخ کردن غوطه‌وری دارای محدودیت‌هایی است. از جمله این محدودیت‌ها می‌توان به عدم وجود روش‌های استاندارد برای اندازه‌گیری، در نظر نگرفتن انتقال جرم در اغلب موارد، عدم توجه به اثرات تجمع محصولات و عدم یکنواختی در تخمین و گزارش خطاهای اندازه گیری اشاره کرد (Alvis et al., 2009).

Sahin و همکاران (۱۹۹۹b) با بررسی ضریب انتقال حرارت جابجایی طی سرخ کردن سیب زمینی مشاهده کردند که این پارامتر با افزایش دمای روغن زیاد می‌شود. بعد از تشکیل پوسته با کاهش

بنابراین اگرچه درجه حرارت روغن ممکن است به  $180^{\circ}\text{C}$  برسد ولی درجه حرارت غذا فقط در حدود  $100^{\circ}\text{C}$  است که مطابق با نقطه جوش آب در ماده غذایی تحت فشار اتمسفری می‌باشد و گرمای اضافی صرف تغییر فاز آب از مایع به بخار می‌شود (Farkaset al., 1996b). نقش دیگر آب در پخت مواد غذایی نشاسته‌ای مانند سیب زمینی، تاثیر در ژلاتینه شدن نشاسته داخلی است. در واقع برای اینکه نشاسته شروع به تورم کند، باید انرژی حرارتی کافی به آب منتقل شود اما نباید موجب تبخیر آب از ژل نشاسته شود، زیرا این امر منجر به فروپاشی ساختمان داخلی ماده غذایی می‌شود. بسیاری از محققین معتقدند که انتقال حرارت و جرم در طی سرخ کردن بوسیله انتقال حرارت در سطح محصول کنترل می‌شود. سرعت تبخیر آب به اختلاف دمای بین روغن و نقطه جوش آب بستگی دارد (Vitracet al., 2002). در واقع سرخ کردن شامل چهار مرحله حرارت‌دهی اولیه (انتقال حرارت جابه جایی طبیعی و عدم تبخیر)، جوشش سطحی (تشکیل پوسته و انتقال حرارت جابجایی اجباری)، مرحله نرخ کاهشی (افزایش ضخامت پوسته، طولانی ترین مرحله) و نقطه پایان حباب می‌باشد (Farkaset al., 1996a). این چهار مرحله می‌تواند به صورت دوفاز عدم جوشش (شامل حرارت دهی اولیه و نقطه پایان حباب) و فاز جوشش (شامل جوشش سطحی و مرحله نرخ کاهشی) بیان شود (Seruga and Budzaki, 2005). ضریب انتقال حرارت در طی فاز جوشش نقش بحرانی در تشکیل خصوصیات حسی محصول، تحریک قهوه‌ای شدن (واکنش مایلارد) و واکنش‌های کاراملیزه شدن و ایجاد عطر و طعم، رنگ و بافت ماده غذایی دارد. کیفیت پوسته تشکیل شده در طی فاز جوشش عامل بسیار مهمی در نرخ انتقال حرارت و بافت مطلوب محصول می‌باشد. ساختار سلولی در ناحیه پوسته مانند دیواره‌های سالم باقی می‌ماند. سلول‌ها در این ناحیه چروکیده شده و اطراف ژل نشاسته را به صورت خشک احاطه کرده‌اند. جدا شدن

نرخ تبخیر که عامل ایجاد تلاطم در روغن است، از ضریب انتقال حرارت جابجایی نیز کاسته می‌شود. همچنین با حرکت حباب‌های حاصل از بخار آب به سمت سطح بالایی روغن ضریب انتقال حرارت جابجایی در سطح بالایی کمتر از سطح پایینی است که به علت تاثیر عایق حباب‌های بخار آب در سطح بالایی می‌باشد.

Costa و همکاران (۱۹۹۹) مشاهده کردند که طی فرآیند سرخ کردن نرخ کاهش آب تا تکمیل خشک شدن سطح سیب زمینی به صورت افزایشی است و سپس کاهش می‌یابد. میزان ضریب انتقال حرارت جابجایی در زمان زیاد بودن حباب نسبت به عدم وجود حباب تا دو برابر بیشتر است و میزان حداکثر آن بستگی به دمای روغن دارد. درصد حرارت منتقل شده به سیب زمینی مورد استفاده برای تبخیر آب روند افزایشی را با گذشت زمان تا تکمیل خشک شدن سطحی نشان داد. از دو روش مستقیم و غیر مستقیم (استفاده از فلزی با خصوصیات حرارتی مشخص) برای تخمین ضریب انتقال حرارت استفاده کردند. نتایج آن‌ها نشان داد که دمای  $180^{\circ}\text{C}$  میزان ضریب انتقال حرارت بالاتری ایجاد می‌کند که می‌تواند به دلیل نرخ کاهش آب بیشتر و تاثیر دما بر گرانشی روغن باشد. میزان حداکثر ضریب انتقال حرارت جابجایی بدست آمده با روش غیر مستقیم از روش مستقیم کمتر است، این امر نشان می‌دهد که روش غیر مستقیم ممکن است موجب پیش بینی کمتر میزان ضریب انتقال حرارت جابجایی شود.

## مواد و روش‌ها

### آماده سازی خلال‌های سیب زمینی

سیب زمینی واریته آگریا<sup>۱</sup> پاییزه از بازار محلی در استان گلستان تهیه گردید و در دمای حدود  $8^{\circ}\text{C}$  و دور از نور برای جلوگیری از جوانه زنی نگهداری شد. پس از شستشو پوست‌گیری شده و به روش دستی به صورت خلال‌هایی در ابعاد  $5 \times 5 \times 5 \text{ mm}$  درآمد. سپس خلال‌ها شستشو داده شد تا نشاسته آزاد آن خارج شود. قبل از سرخ کردن عملیات آزریم بری در آب با دمای  $85^{\circ}\text{C}$  به مدت  $3/5$  دقیقه مطابق با روش (AOAC, 1995) انجام شد.

### عملیات سرخ کردن و ثبت دما

فرآیند سرخ کردن خلال‌های سیب زمینی در یک سرخ کن (Deep fryer: Model BDZ-5A-1) حاوی دو لیتر روغن آفتابگردان و مجهز شده به کنترل کننده دما (ترموکنترلر) دارای ترموکوپل نوع K در دمای  $145$ ،  $160$  و  $175^{\circ}\text{C}$  به مدت  $60$ ،  $120$  و  $180$  ثانیه انجام شد. به منظور ثبت تغییرات دمای خلال سیب زمینی در حین سرخ کردن نیز ترموکوپل نوع T به طور مجزا در فاصله حدود یک میلی متری سطح محصول و مرکز قرار گرفت و تغییرات دما با فاصله زمانی ۲ ثانیه بوسیله دستگاه ثبت داده یا دیتالاگر<sup>۲</sup> (Pico technology "RS-232" Model TC-08) و نرم افزار پیکولاگ<sup>۳</sup> در کامپیوتر ثبت شد (شکل ۲). این آزمایش در سه تکرار انجام گرفت. پس از اتمام فرآیند سرخ کردن، نمونه حدود ۲ دقیقه روی کاغذ جذب قرار گرفته تا روغن سطحی آن خارج شود.

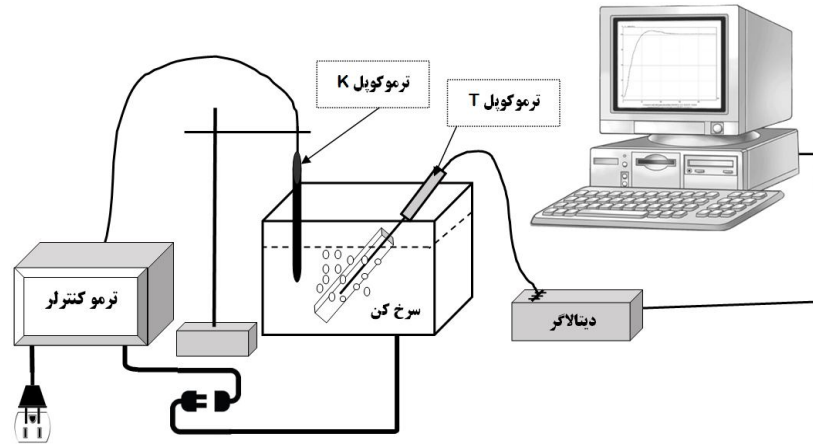
Hubbard و Farkas (۲۰۰۰) انتقال حرارت در سرخ کردن را به عنوان روشی سریع برای خشک کردن مواد غذایی بررسی کردند. نتایج نشان داد که سیستم پیچیده‌ای از انتقال حرارت جابجایی طبیعی و جابجایی اجباری علاوه بر شرایط جوشش در سرخ کردن وجود دارد. ضریب انتقال حرارت جابجایی بین  $300$  تا  $1100 \text{ W/m}^2\text{C}$  می‌باشد و تا حد زیادی به حرکت حجمی و تلاطم روغن بستگی دارد. جریان حرارتی با افزایش میزان تجزیه شدن روغن افزایش می‌یابد که به دلیل کاهش اندازه و افزایش تعداد حباب‌ها است که ناشی از تغییرات خصوصیات بین سطحی روغن می‌باشد. با افزایش ضخامت پوسته همزمان یک مانع انتقال حرارت میان سطح روغن و غذا بوجود می‌آید که باعث کاهش نرخ انتقال حرارت و بدنبال آن کاهش تشکیل بخار و کاهش آشفستگی جریان روغن می‌شود.

Yildiz و همکاران (۲۰۰۷) ضریب انتقال حرارت جابجایی را با استفاده از معادله بخش خطی منحنی لگاریتم طبیعی دما و رطوبت بدون بُعد در برابر زمان تخمین زدند. روش مورد استفاده آنها بر اساس اندازه‌گیری دما طی زمان در سیب زمینی بود و نیازی به دانستن محل ترموکوپل نبود و این امر پتانسیل ایجاد خطا را در آزمایش کاهش داد. نتایج نشان داد که ضریب انتقال حرارت با افزایش دمای روغن کاهش می‌یابد. میزان ضریب انتقال حرارت برآورد شده در این شرایط به ترتیب برای دمای روغن  $150$ ،  $170$  و  $190^{\circ}\text{C}$  برابر  $15 \pm 287$

1- Agria  
2- Data logger  
3- Picolog

یکسان فرض شد.

برای فراهم سازی شرایط معین برای بررسی فرآیند سرخ کردن، ترکیب شیمیایی و مقطع برش عرضی برای هر خلال سیب زمینی



شکل ۲- تجهیزات ثبت تغییرات دمایی خلال سیب زمینی طی سرخ کردن

### اندازه گیری رطوبت محصول

خلال‌های سیب زمینی سرخ شده طبق دستورالعمل مخصوص اندازه گیری رطوبت نمونه‌های چرب، در آون با دمای  $103^{\circ}\text{C}$  به مدت ۱۶ ساعت قرار گرفت (AOAC, 1995). با استفاده از معادله (۱) میزان رطوبت نمونه بر مبنای وزن خشک بدون روغن محاسبه شد. آزمایش در سه تکرار انجام شد.

$$M = \frac{W_1 - W_2}{W_2 - W_0 - W_{oil}} \quad (1)$$

در این رابطه  $M$  جرم رطوبت بر مبنای وزن خشک بدون روغن ( $\text{g/g, db}$ )،  $W_0$  وزن ثابت ظرف فلزی،  $W_1$  وزن ظرف به همراه نمونه قبل از خشک کردن،  $W_2$  وزن ظرف به همراه نمونه بعد از خشک کردن و  $W_{oil}$  وزن روغن جذب شده بر حسب ماده خشک (پس از انجام آزمایش سوکسله)، همگی بر حسب گرم می‌باشند.

### استخراج روغن

نمونه خشک حاصل از اندازه گیری رطوبت برای اندازه گیری روغن به روش سوکسله استفاده شد. استخراج بوسیله حلال پترولیوم اثر به مدت ۶ ساعت انجام شد (AOAC, 1995) و جرم روغن بر حسب ماده خشک بدون روغن مطابق معادله (۲) محاسبه شد.

$$W_{oil} = \frac{W_2 - W_1}{m} \quad (2)$$

در این رابطه  $W_1$  وزن ثابت اولیه بالن،  $W_2$  وزن نهایی بالن پس از استخراج و  $m$  وزن نمونه خشک بدون روغن بر حسب گرم می‌باشند و  $W_{oil}$  میزان روغن جذب شده است که بر حسب ماده خشک بدون روغن ( $\text{g/g, db}$ ) محاسبه شد.

### تخمین ضریب انتقال حرارت جابجایی با دمای سطحی محصول

در این روش مشابه کار کاستا و همکاران (۱۹۹۹) با فرض اینکه کل حرارت منتقل شده برحسب  $J.s^{-1}$  از روغن به سطح خلال سیب زمینی  $(q_T)$  برای حرارت دهی سیب زمینی  $(q_h)$  و برای تبخیر آب  $(q_e)$  استفاده می‌شود، ضریب انتقال حرارت جابجایی بر حسب  $W/m^2^{\circ}\text{C}$  تخمین زده شد:

$$q_h = \gamma q_T = \gamma A_p h (T_{st} - T_o) \quad (3)$$

$$q_e = (1 - \gamma) q_T = (1 - \gamma) A_p h (T_{st} - T_o) = \lambda w \quad (4)$$

$$q_e = (1 - \gamma) q_T = (1 - \gamma) A_p h (T_{st} - T_o) = \lambda w \quad (5)$$

در معادلات فوق  $A_p$  مساحت سطحی سیب زمینی به  $\text{m}^2$ ،  $T_{si}$  و  $T_{st}$  به ترتیب دمای سطحی خلال سیب زمینی بر حسب  $^{\circ}\text{C}$  در زمان صفر و زمان  $t$  برحسب ثانیه،  $Q_h$  انرژی حرارتی مصرفی برای تغییر دمای سیب زمینی،  $m$  جرم خلال سیب زمینی بر حسب  $\text{Kg}$ ،  $c_{p,ave}$  میانگین ظرفیت گرمایی ویژه سیب زمینی (جدول ۱)،  $\dot{w}$  نرخ کاهش آب محصول به  $\text{Kg.s}^{-1}$ ،  $\gamma$  کسری از  $q_T$  که برای حرارت دهی سیب زمینی استفاده می‌شود و  $\lambda$  گرمای نهان تبخیر آب در سیب زمینی است که  $2257 \text{ KJ.Kg}^{-1}$  در  $100^{\circ}\text{C}$  در نظر گرفته می‌شود.

جدول ۱- ویژگی‌های حرارتی سیب زمینی (Yildiz و همکاران، ۲۰۰۷)

ویژگی حرارتی	میزان
هدایت حرارتی (W/m. °C)	۰/۵۵۴
دانسیته (Kg/m <sup>3</sup> )	۱۰۹۰
ظرفیت گرمایی ویژه (J/Kg °C)	۳۵۱۷

ضریب انتقال حرارت جابجایی با بدست آمدن مقدار  $\gamma h$  از معادله (۶) و اضافه کردن آن به مقدار  $(1-\gamma)h$  که از معادله (۷) حاصل می‌شود، در طی زمان قابل تخمین است. برای هر زمان مقدار  $T_{st}$  و  $\dot{W}$  به صورت تجربی بدست آمده و در معادلات قرار می‌گیرند.

$$\gamma h = \left( \frac{m c_{p,ave} (T_{st} - T_{si})}{t A_p (T_{st} - T_o)} \right) \quad \text{معادله (۶)}$$

$$(1-\gamma)h = \left( \frac{\lambda \dot{W}}{A_p (T_{st} - T_o)} \right) \quad \text{معادله (۷)}$$

#### مدل کسر حرارتی تبخیر

در نهایت با توجه به اینکه  $(1-\gamma)$  نشان دهنده کسری از انرژی مصرفی برای تبخیر آب حین سرخ کردن است، تغییرات این پارامتر با زمان فرآیند در دماهای مختلف بررسی شد و مدل تجربی مناسب آن با استفاده از نرم افزار متلب<sup>۱</sup> نسخه ۲۰۰۹ با ۹۹ درصد اطمینان برازش شد.

#### نتایج و بحث

##### تغییرات دمای سطحی و مرکزی محصول طی فرآیند

شکل ۳ تغییرات دمای مرکزی محصول را در طی سرخ کردن در سه دمای مختلف آزمایش نشان می‌دهد. با رسیدن دمای مرکزی محصول به حدود نقطه جوش آب (حدود ۶۰ ثانیه پس از شروع فرآیند) در ابتدا به دلیل فشار بخار ناشی از تبخیر و حبس حباب‌های بخار در محصول به دلیل تشکیل پوسته، نقطه جوش آب طبق قوانین ترمودینامیکی با زیاد شدن فشار ناشی از وجود بخار، افزایش می‌یابد. با کاهش نرخ تبخیر آب و فاز جوشش، نقطه جوش آب کاهش می‌یابد اما به دلیل وجود اجزای محلول اندکی بیش از ۱۰۰°C باقی می‌ماند. با مقایسه تغییرات دمای سطحی و مرکزی می‌توان تاثیر دما را در افزایش دمای پوسته در فرآیندهای طولانی و در نتیجه خصوصیات کیفی و رنگ محصول بررسی کرد. شکل ۴ تغییرات دمای سطحی محصول را طی سرخ کردن در سه دمای مختلف

آزمایش نشان می‌دهد. در مدت ۲۴۰ ثانیه برای دماهای مختلف، محصول آب خود را در مرکز به طور کامل از دست نداده و دمای مرکزی محصول برای هر سه دمای روغن پس از رسیدن به نقطه جوش آب تا پایان زمان فرآیند به صورت یکنواخت ثابت مانده است. دمای سطحی محصول زودتر به نقطه جوش آب رسیده و برای زمان کوتاهی ثابت می‌ماند و پس از اتمام آب سطحی محصول و تشکیل پوسته، شروع به افزایش به سمت دمای روغن می‌کند. در واقع دمای سطحی به دلیل خشک شدن سطحی زودتر در دمای بالا سریع‌تر به سمت دمای روغن افزایش می‌یابد. تغییرات دمایی مشاهده شده برای دمای سطحی و مرکزی محصول در حین سرخ کردن با مشاهدات بسیاری از محققین توافق دارد. Farkas و همکاران (۱۹۹۶b) بیان کردند که در سرخ کردن انتقال حرارت با وجود دو سینک حرارتی<sup>۲</sup> (رسوخ حرارتی) صورت می‌گیرد. اولین سینک حرارتی به صورت حرارت محسوس است که موجب افزایش دمای محصول از دمای اولیه به نقطه جوش آب می‌شود (منطقه A در شکل ۴). این سینک حرارتی با پیشرفت فرآیند سرخ کردن و رسیدن دمای مرکزی محصول به نقطه جوش محدود می‌شود. دومین سینک حرارتی مربوط به حدواسط پوسته/هسته می‌باشد که آب در این نقطه تبدیل به بخار می‌شود و در سرتاسر سرخ کردن حفظ می‌شود. Sahin و همکاران (۱۹۹۹a) گزارش کردند هرچه دمای فرآیند بیشتر باشد طول دوره دمای ثابت در پروفایل دمایی کاهش می‌یابد (کوچک شدن منطقه B در شکل ۴ و شروع سریع‌تر منطقه C).

##### محتوی رطوبت و روغن محصول

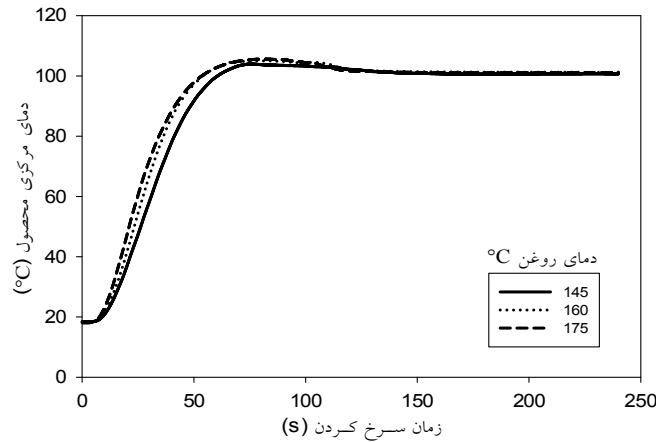
در شکل ۵ تغییرات محتوی رطوبت خلال سیب زمینی در حین سرخ کردن به همراه انحراف معیار داده‌های آزمایشی به عنوان تابعی از زمان فرآیند نشان داده شده است. شدت تبخیر در ۶۰ ثانیه ابتدایی فرآیند بیشتر است که احتمالاً به دلیل تبخیر ناگهانی آب آزاد سطحی<sup>۳</sup> محصول می‌باشد. در حین سرخ کردن اختلاف فشار بخار جزئی بین محصول و روغن باعث تبخیر آب می‌شود، این اختلاف فشار جزئی مسلماً در ابتدای فرآیند بیشتر می‌باشد. Mohebbi و همکاران (۲۰۱۱) نیز گزارش کردند که محتوی رطوبت نهایی محصول در دماهای بالای روغن کمتر است و با افزایش زمان سرخ کردن نرخ کاهش آب محدود می‌شود. Farkas و همکاران (۱۹۹۶a) بیان کردند که تا زمانی که دمای مرکزی محصول حدود ۱۰۰°C ثابت باقی می‌ماند نرخ مهاجرت روغن به داخل محصول ناچیز است. کاهش رطوبت در محصول با ایجاد خلل و فرج باعث جذب روغن می‌شود. همان‌طور که در شکل ۶ مشخص است، در این پژوهش مشاهده شد که نرخ نفوذ روغن با شروع تبخیر مرکزی (رسیدن دمای مرکز به ۱۰۰°C

2- Thermal sink

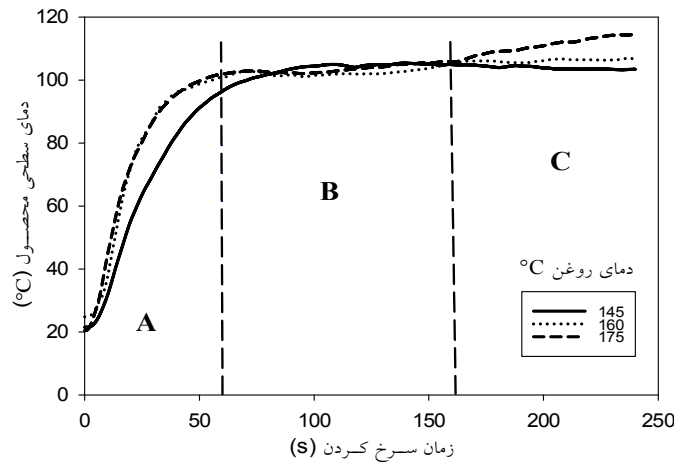
3- Free surface moisture

1- MATLAB

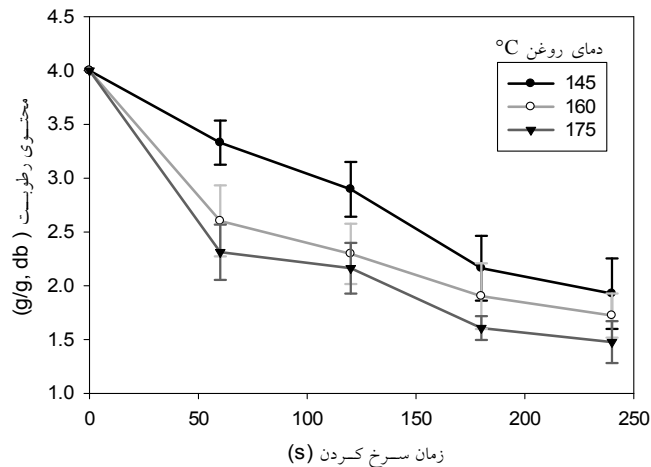
(۱۰۰) حدوداً از ثانیه ۶۰ به بعد، نسبت به ابتدای فرآیند، کمتر شد.



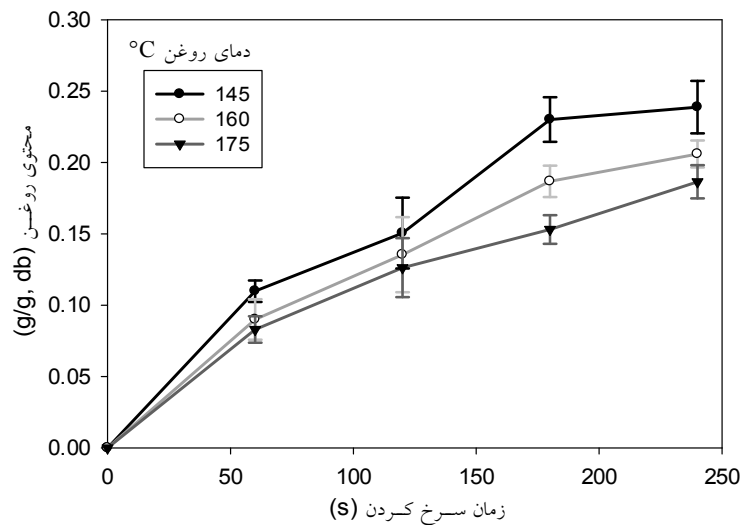
شکل ۳- تغییرات دمای مرکزی محصول طی سرخ کردن در سه دمای مختلف



شکل ۴- تغییرات دمای سطحی محصول طی سرخ کردن در سه دمای مختلف و مناطق تقریبی افزایش دمای محسوس تا نقطه جوش (A)، دوره دمای ثابت (B) و افزایش دما به سمت دمای روغن (C)



شکل ۵- تغییرات رطوبت خلال سیب زمینی طی سرخ کردن در سه دمای مختلف به همراه انحراف معیار



شکل ۶- تغییرات محتوی روغن خلال سیب زمینی طی سرخ کردن در سه دمای مختلف به همراه انحراف معیار

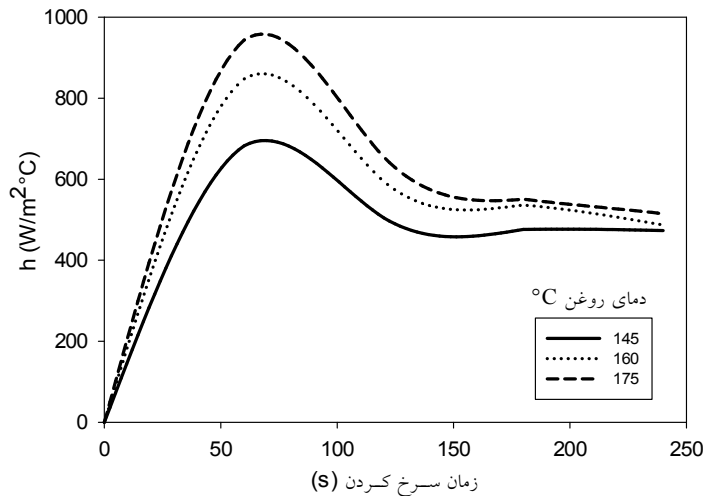
تأثیر زیادی بر تلاطم و آشفتگی جریان روغن دارد. حباب‌های خروجی از سطوح پایینی به هم متصل شده و حباب‌های بزرگ‌تری را در سطح تشکیل می‌دهند که این امر می‌تواند به صورت مقاومتی در برابر انتقال حرارت عمل کند و پیش بینی می‌شود که ضریب انتقال حرارت سطح پایینی محصول از بالایی کمتر باشد. البته روش بکار رفته در این تحقیق میانگین ضریب انتقال حرارت در حین سرخ کردن را در سطح پایینی و بالایی محصول بر اساس دمای سطحی پایینی بدست می‌دهد. نتایج حاصل از این تخمین افزایش ضریب انتقال حرارت جابجایی را با افزایش نرخ کاهش آب در ۵۰ تا ۶۰ ثانیه ابتدایی فرآیند نشان می‌دهد که مشابه مشاهده Lioumbas و همکاران (۲۰۱۲) می‌باشد. ارتباط خطی بین ضریب انتقال حرارت جابجایی و نرخ کاهش آب با توجه به شکل ۸ بصورت معادله ۸ بدست آمد که نتیجه گزارش شده توسط Costa و همکاران (۱۹۹۹) را تأیید می‌کند.

$$h = 315.56 + 21513.07 w \quad (8)$$

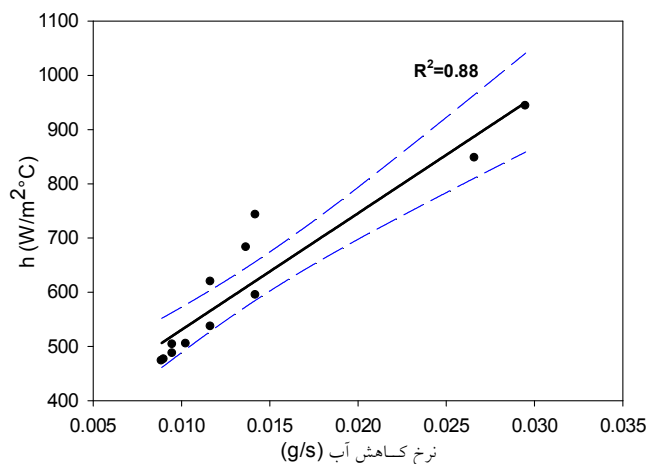
مطابق گزارش Farkas و Hubbard (۲۰۰۰) همچنان که جوشش سطحی موجب خروج آب به صورت بخار می‌شود، متلاطم شدن روغن موجب افزایش ضریب انتقال حرارت جابجایی و رسیدن آن به میزان حداکثری خود می‌شود. حداکثر نرخ خشک شدن محصول و پایین آمدن ضریب انتقال حرارت جابجایی هر دو تقریباً ۶۰ ثانیه پس از شروع فرآیند اتفاق می‌افتد.

### ضریب انتقال حرارت جابجایی

شکل ۷ تغییرات ضریب انتقال حرارت جابجایی تخمین زده شده را در حین سرخ کردن نشان می‌دهد. ضریب انتقال حرارت جابجایی با آغاز فرآیند و تبخیر آب محصول و ایجاد تلاطم به حداکثر خود رسیده و سپس با کاهش نرخ جوشش و کاهش تلاطم بستر کاهش می‌یابد. این ضریب برای دماهای مختلف روغن بطور تقریباً همزمان به میزان حداکثری خود رسید که این امر نشان دهنده وابستگی این فاکتور به تلاطم روغن و فاز تبخیر دارد. در دماهای بالا به دلیل نرخ خروج رطوبت بیشتر و تلاطم زیاد حاصل از دمای بیشتر بستر، میزان ضریب انتقال حرارت بیشینه بیشتر است. حداکثر ضریب انتقال حرارت برای دمای ۱۷۵، ۱۶۰ و ۱۴۵°C به ترتیب ۹۴۳/۶۸، ۸۴۷/۸۱ و ۸۴۷/۸۱ W/m<sup>2</sup>°C به ترتیب ۶۸۲/۶۴ برآورد شد. در پایان ۲۴۰ ثانیه، میزان آن برای این سه دما به ترتیب به ۵۱۵/۱۸، ۴۸۷/۳۱ و ۴۷۳/۳۷ W/m<sup>2</sup>°C رسید. میزان ضریب انتقال حرارت جابجایی حداکثر در دمای ۱۴۵°C تنها حدود ۷۲/۳۳ درصد این مقدار در دمای ۱۷۵°C برآورد شد. با توجه به شکل ۴ ثابت بودن نسبی دمای سطحی در فاز تبخیر و در نتیجه بزرگتر شدن مخرج معادله ۶ به دلیل افزایش میزان (T<sub>st</sub>-T<sub>o</sub>) در دمای ۱۷۵°C موجب کاهش شدیدتر میزان ضریب انتقال حرارت جابجایی نسبت به مقدار بیشینه در این دما شده است. Costa و همکاران (۱۹۹۹) گزارش کردند که در حین سرخ کردن، جوشش هسته‌ای<sup>۱</sup> مشاهده شد. یعنی بخار آب به شکل حباب در سطوح مختلف نمونه سیب زمینی تشکیل شده و به سمت قسمت بالایی بستر روغن حرکت کرده است. حرکت حباب‌های بخار بعد از تشکیل در سطح،



شکل ۷- تغییرات ضریب انتقال حرارت جابجایی در حین سرخ کردن



شکل ۸- ارتباط خطی بین ضریب انتقال حرارت جابجایی و نرخ کاهش آب (--- نوار اطمینان ۹۵٪)

(Bouchon, 2002). با توجه به معادله (۷) کسر حرارتی مورد استفاده برای تبخیر (۱-γ) به عواملی همچون شیب دمایی موجود بین دمای سطحی محصول و دمای بستر روغن، نرخ کاهش آب و ضریب انتقال حرارت جابجایی وابسته است. از طرفی ضریب انتقال حرارت جابجایی نیز به نرخ کاهش آب وابسته است. با قرار دادن معادله (۸) در معادله (۷) معادله (۹) بدست می‌آید. با استفاده از این معادله تاثیر نرخ کاهش آب و شیب دمایی روی کسر حرارتی مورد استفاده برای تبخیر بدست می‌آید.

$$(1-\gamma) = \left( \frac{\lambda w_i}{A_p (315.56 + 21513.07 w_i) (T_{st} - T_o)} \right) \quad (9)$$

افزایش ضخامت پوسته در این زمان موجب ایجاد یک مانع انتقال حرارت در حدواسط روغن و غذا و حدواسط تبخیر<sup>۱</sup> شده که به صورت یک لایه عایق عمل می‌کند.

Mittal و Baik (۲۰۰۵) نیز بیان کردند که با رسیدن دمای سطحی محصول به حدود ۱۰۰°C در مدت کوتاهی آب به دلیل دمای بالای روغن از سطح محصول خارج شده و تلاطم شدید با تولید حباب ایجاد می‌شود. ضریب انتقال حرارت جابجایی اجباری می‌تواند به ۲ یا ۳ برابر بزرگتر از آنچه در غیاب تلاطم می‌باشد، برسد (Moreira et al., 1995). این مقدار در طول فرآیند کاهش می‌یابد



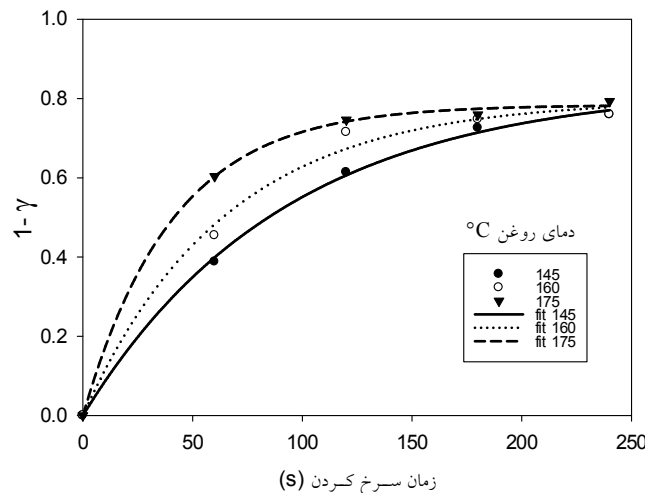
### تفسیر جوشش آب طی سرخ کردن

تغییرات کسر حرارتی مورد استفاده برای تبخیر (۱-۷) در طی زمان در دماهای مختلف در شکل ۹ نشان داده شده است. با توجه به شکل می‌توان استنباط کرد که در دماهای بالا به دلیل رسیدن سریعتر به فاز جوشش، کسر حرارتی بیشتری برای تبخیر استفاده می‌شود. به تدریج با رسیدن به فاز جوشش آب محصول این مقدار ثابت می‌شود. برای تمامی دماها در نهایت بیشینه حرارت مورد استفاده برای تبخیر حدود ۷۰ درصد انرژی ورودی مطابق شکل خواهد بود. با فرض اینکه فاز تبخیر تا زمان بی‌نهایت ادامه داشته باشد می‌توان براساس مدل‌های سنتیکی نیز کسر حرارتی مورد نیاز برای فاز تبخیر را در دماهای مختلف تخمین زد و از آن به عنوان معیاری جهت مقایسه شدت انتقال حرارت با توجه به ثابت بودن دمای جوش آب محصول (حدود ۱۰۳ °C) استفاده کرد. Wu و همکاران (۲۰۱۲) گزارش کردند

که بیشتر انرژی مورد نیاز برای فرآیند سرخ کردن صرف تبخیر آب سیب زمینی می‌شود. طبق مدل رگرسیونی برازش شده روی داده‌های تجربی، کسر حرارتی مورد استفاده برای تبخیر از معادله (۱۰) پیروی می‌کند و نتایج این برازش در جدول ۲ آورده شده است.

$$(1 - \gamma) = (1 - \gamma)_{\infty} (1 - \exp(-kt)) \quad (10)$$

با توجه به جدول ۲ به وضوح مشخص است که برای دمای °C ۱۴۵ به دلیل افزایش کمتر کسر حرارتی، حرارت مورد نیاز برای تکمیل فرآیند تبخیر بیشتر از سایر دماها می‌باشد. این مشاهده نیز اثباتی بر کاهش ضریب انتقال حرارت جابجایی با کمتر شدن دما می‌باشد. در واقع به دلیل ثابت بودن دمای تبخیر آب، برای تکمیل فاز تبخیر در زمان بی‌نهایت، کسر حرارتی بیشتری (۱-۷) در دمای کمتر مورد نیاز است که این امر به دلیل کمتر بودن ضریب انتقال حرارت جابجایی می‌باشد.



شکل ۹- منحنی برازش شده روی تغییرات کسر حرارتی تبخیر آب محصول طی فرآیند

جدول ۲- پارامترهای تابع برازش شده روی داده‌های تجربی کسر حرارتی تبخیر

دمای روغن (°C)	$(1-\gamma)_{\infty}$	k	خطای استاندارد	$r^2$
۱۴۵	۰/۸۳۱	۰/۰۱۱	۰/۰۱۲	۰/۹۹۸
۱۶۰	۰/۷۹۷	۰/۰۱۵	۰/۰۳۱	۰/۹۹۳
۱۷۵	۰/۷۸۴	۰/۰۲۴	۰/۰۱۱	۰/۹۹۹

تقریباً میزان ضریب انتقال حرارت ثابتی بدست می‌آید که نشان دهنده وابستگی شدید این فاکتور به وجود حرکت حجمی یا آشفستگی جریان در محیط حرارتی است. در دماهای کمتر روغن، کسر حرارتی مورد نیاز برای تکمیل فرآیند تبخیر تا خشک شدن کامل محصول بیشتر است که این مشاهده نیز دلیلی بر کمتر بودن ضریب انتقال حرارت در دماهای کمتر بستر می‌باشد.

### بحث و نتیجه گیری

مقادیر ضریب انتقال حرارت بدست آمده در سرخ کردن وابستگی خطی به نرخ کاهش آب محصول دارد و میزان حداکثر آن همزمان با رسیدن به حداکثر نرخ تبخیر آب و تلاطم روغن مشاهده می‌شود. پس از خشک شدن سطحی محصول در دماهای مختلف و کاهش تلاطم با وجود افزایش دمای سطحی محصول به سمت دمای روغن،

## منابع

- Alvis, A., Vélez, C., Rada-Mendoza, M., Villamiel, M., and Villada H.S., 2009, Heat transfer coefficient during deep-fat frying. *Food Control*, 20, 321-325.
- AOAC., 1995, Official methods of analysis, 16th ed. Association of Official Analytical Chemists. Washington, DC, Unites States.
- Baehr, H.D., 2005, *Thermodynamik*. 12th ed., P. 68-69, Berlin: Springer-Verlag.
- Baik, O.D., and Mittal, G.S., 2005, Heat and moisture transfer and shrinkage simulation of deep-fat tofu frying. *Food Research International*, 38, 183-191.
- Bouchon, P., 2002, *Modelling Oil Uptake during Frying*. Ph.D. dissertation, University of Reading.
- Costa, R.M., Oliveira, F.A.R., Delaney, O., and Gekas, V., 1999, Analysis of the heat transfer coefficient during potato frying. *Journal of Food Engineering*, 39, 293-299.
- Datta, A.K., 2007, *Porous Media Approaches to Studying Simultaneous Heat and Mass Transfer in Food Processes. I: Problem Formulations*. *Journal of Food Engineering*, 80, 80-95.
- Farkas, B.E., and Hubbard, L.J. 2000. Analysis of convective heat transfer during immersion frying. *Drying Technology*, 18, 1269-1285.
- Farkas, B.E., Sing R.P., and Rumsey T.R., 1996a, Modelling heat and mass transfer in immersion frying. I, Model development. *Journal of Food Engineering*, 29, 211-226.
- Farkas, B.E., Sing R.P., and Rumsey T.R., 1996b, Modelling heat and mass transfer in immersion frying. II, Model development. *Journal of Food Engineering*, 29, 227-248.
- Lioumbas, J. S., Kostoglou, M., and Karapantsios, T. D., 2012, On the capacity of a crust-core model to describe potato deep-fat frying. *Food Research International* 46, 185-193.
- Loon, W.A.M. V., 2005, *Process innovation and quality aspects of French fries*. PhD Thesis. The Netherlands: Wageningen University.
- Mohebbi, M., Fathi, M., and Shahidi, F., 2011, Genetic Algorithm Artificial Neural Network Modeling of Moisture and Oil Content of Pretreated Fried Mushroom. *Food and Bioprocess Technology*, 4, 603-609.
- Moreira, R.G., Castell-Perez, M.E., and Barrufet, M.A., 1999, *Deep-fat frying: Fundamentals and applications*. Gaithersburg, MD: An Aspen publication.
- Moreira, R.G., Palau, J., Sweat, V., and Sun, X., 1995, Thermal and Physical Properties of Tortilla Chips as a Function of Frying Time. *Journal of Food Process Preservation*, 19, 175-189.
- Quaglia, G.B. and Bucarelli, F.M., 2001, Effective process control in frying. In: Rossell, J.B. (ed.) *Frying Improving quality*, CRC Press, U.S.A.
- Rywotycki, R., 2003, Food frying process control system, *Journal of Food Engineering*, 59, 339-342.
- Sahin, S., Sastry, S.K., and Bayindirli, L., 1999a, Heat Transfer During Frying of Potato Slices. *Lebensmittel-Wissenschaft und Technologie*, 32, 19-24.
- Sahin, S., Sastry, S.K., and Bayindirli, L., 1999b, The determination of convective heat transfer coefficient during frying. *Journal of Food Engineering*, 39, 307-311.
- Seruga, B., and Budzaki, S., 2005, Determination of thermal conductivity and convective heat transfer coefficient during deep fat frying of "Kroštula" dough. *European Food Research and Technology*, 221, 351-356.
- Vitrac, O., Dufour, D., Trystram, G. and Raoult-Wack, A.L., 2002, Characterization of heat and mass transfer during deep-fat frying and its effect on cassava chip quality. *Journal of Food Engineering*, 53, 161-176.
- Wu, H., Jouhara, H., Tassou, S.A. and Karayiannis, T.G., 2012, Modelling of energy flows in potato crisp frying processes. *Applied Energy*, 89, 81-88.
- Yildiz, A., Palazoglu, K., and Erdogdu, F., 2007, Determination of heat and mass transfer parameters during frying of potato slices. *Journal of Food Engineering*, 79, 11-17.
- Ziaiiifar, A.M., Courtois, F., and Trystram, G., 2010, Porosity development and its effect on oil uptake during frying process. *Journal of Food Process Engineering*, 33, 191-212.

## Estimation of convective heat transfer coefficient as function of the water loss rate during frying process

H. Sabbaghi<sup>1</sup> - M. A. Ziaifar<sup>2\*</sup> - A. R. Sadeghi Mahonak<sup>3</sup> - M. Kashaninejad<sup>4</sup> - H. Mirzaei<sup>5</sup>

Received: 2013-12-16

Accepted: 2014-05-11

**Introduction:** Heat transfer processes are important for almost all aspects of food preparation and play a key role in determining food safety. Temperature difference between the source of heat and the receiver of heat is the driving force in heat transfer. Convection is the transfer of heat by the movement of groups of molecules in a fluid. The groups of molecules may be moved by either density changes or forced motion of the fluid. In a typical convective heat transfer a hot surface heats the surrounding fluid, which is then carried away by fluid movement. The convection heat transfer coefficient or  $h$  value is defined as the rate of heat that will be convected at the product surface–fluid interaction through a unit surface area of the material if a unit temperature gradient exists between the product surface and the surrounding fluid and is very important in modeling and design of frying systems for foods. Frying is a very turbulent process with random and dynamic movement of small bubble particles over the boundary layer of the product surface. Deep fat frying is a very fast method of food processing among conventional heat transfer methods. The frying by immersion can be divided into four stages: (1) initial heating (the temperature of the internal part is slowly increased to boiling point); (2) surfaces boiling (crust formation and higher oil turbulence); (3) falling rate (long period, vapor transfer at the surface decreases) and (4) bubble end point (dried product). These four states during frying can be generalized as non-boiling phases (stages 1 and 4) and boiling phases (stages 2 and 3). So, Convection heat transfer during immersion frying may be divided into two stages: 1) free convection during initial heating of the material and 2) forced convection during the boiling phase. In this study, the convective heat transfer coefficient investigated as a function of the water loss rate during frying process due to the effects of evaporation and boiling on this thermal parameter. Understanding of changes in heat transfer coefficient for thermal control of the frying process is very important to achieve optimum quality of product.

**Materials and Methods:** The potato stripes with specified size are fried at temperature of 145, 160 and 175 °C for 60, 120, 180 and 240 seconds using sunflower oil. The center and surface temperatures of potato stripes were recorded with two-second intervals using T type thermocouple and data logger. Moisture content of French fries was measured by drying them within an oven instrument. Mean moisture and oil content of potato stripes was measured. The  $h$  value was estimated and its changes studied during process using heat energy balance between the sample and oil by assuming that total heat transferred by convection from oil to potato is equal to the sum of energy spent on heating potato and energy spent on water evaporation. Moreover, changes in the fraction of total heat used for evaporation at different temperatures were expressed as an empirical model.

**Results and Discussion:** The results showed that the temperature at the center increased up to the evaporation temperature (“A” zone: about 60 seconds after process beginning). Then, it remained constant at this temperature for a while due to evaporation (“B” zone: about from 60 s till 160 s). This constant temperature period decreased as temperature increased. After this period, the center temperature approached to that of oil (“C” zone: increasing product surface temperature to oil temperature). These various stages of the process were separated. The moisture loss rate was high at the beginning of frying and oil uptake increased as the moisture content diminished. As oil temperature increases, the sample moisture content for the same frying period decreases since an increase in temperature results in a higher kinetic energy for water molecules leading to a more rapid moisture loss in form of vapor. The heat transfer coefficient is increased as the oil temperature increased and at the first time of process observed higher  $h$  value. It was due to more water loss rate and so the higher turbulence within the oil before crust formation and for elevated temperatures. The maximum heat transfer coefficient for the temperatures of 175, 160 and 145 °C is estimated 943.68, 847.81 and 682.64 W/m<sup>2</sup>°C,

1- Ph. D. Student of Food Processing Engineering, Gorgan University of Agricultural Sciences & Natural Resources.

2, 3, 4 and 5- Assistant Professor and Associate Professors, Food Engineering College, Gorgan University of Agricultural Sciences & Natural Resources.

(\*-Corresponding Author Email: ziaifar@gmail.com)

respectively. Estimated  $h$  value also shows a linear increase with water loss rate. Since most of the energy used is associated with the evaporation of water present in the potato, for lower temperatures, the fraction of total heat needed to complete the evaporation is higher and it also represents lower  $h$  values by reducing the oil temperature. Also, the variation in the fraction of total heat used for water evaporation showed exponential rise to maximum behavior.

**Conclusion:** The proposed model for studying evaporation heat fraction fitted experimental data properly, with standard error values range of 0.01-0.03. Evaporation heat fraction could have been affected by oil temperature changes, water loss rate and  $h$  value (linear depend with the water loss rate) during process.

**Keyword:** Heat transfer coefficient, Frying, French fries, Evaporation, Empirical model.