

بررسی عددی اثرات درصد پری قوطی بر الگوی انتقال حرارت محلول نشاسته

آزاده رنجبر ندامانی^{۱*}، امان محمد ضیایی فر^۲، مهدی پروینی^۳، مهدی کاشانی نژاد^۴، یحیی مقصدلو^۵

۱. دانش آموخته دکتری، تکنولوژی مواد غذایی، دانشکده صنایع غذایی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان
۲. استادیار، گروه مهندسی صنایع غذایی، دانشکده صنایع غذایی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان
۳. دانشیار، دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز دانشگاه سمنان
۴. استاد، گروه مهندسی مواد غذایی، دانشکده صنایع غذایی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان
۵. استاد، گروه تکنولوژی مواد غذایی، دانشکده صنایع غذایی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان

(تاریخ دریافت: ۹۵/۱/۸، تاریخ پذیرش: ۹۵/۳/۱۷)

چکیده

در صنایع کنسروسازی مواد خوراکی، درک الگوهای انتقال حرارت درون قوطی به انتخاب مدل حرارت‌دهی مناسب کمک می‌کند. در این مطالعه، به منظور بررسی نقش سرفضای قوطی بر زمان فراوری، الگوهای دمایی نمونه‌ها به صورت عددی توسط نرم‌افزار کامسول مولتی فیزیک ۴/۲ تحلیل شدند. قوطی‌ها توسط محلول ۳/۵٪ نشاسته در سه سطح ۸۰، ۹۰ و ۱۰۰٪ پر شدند. سرعت افزایش دما به ازای هر واحد زمان، در قوطی‌های کاملاً پر شده سریع‌تر بود. زمانی که از سرفضا در کنسروسازی استفاده شده بود، هرچه حجم سرفضا بیشتر باشد، فرایند حرارت‌دهی سریع‌تر خواهد بود. ناحیه سرد در ۱۰۰٪ پر شده در ۱۰٪ انتهای قوطی قرار داشت و در نمونه‌های با ۸۰ و ۹۰٪ پری، این ناحیه در نزدیکی مرز بین دو فاز قرار گرفت. در حرارت‌دهی ایستای قوطی، سرعت حرارت‌دهی در نمونه‌های ۱۰۰٪ پری بیشتر از ۸۰ و ۹۰٪ بود و در صورت وجود سرفضا، هرچه سرفضای قوطی کم‌تر باشد، سرعت گرم شدن ناحیه سرد کندتر خواهد شد.

واژه‌های کلیدی: پارامترهای نفوذ حرارتی، سطح پری قوطی، تحلیل عددی، محلول نشاسته.

1- مقدمه

می‌یابد. کانان و سانداکا با کمک CFX به تعیین و محاسبه مستقیم ضریب انتقال حرارت قوطی‌هایی با ابعاد 81×111 mm، 68×124 و 65×150 حاوی کربوکسی متیل سلولز 0/85٪ طی استریلیزاسیون در 121°C پرداختند. آن‌ها برای محاسبه ضریب انتقال حرارت در این قوطی‌ها از روش‌های مبتنی بر دمای متوسط جریان جرمی مطلق و دمای متوسط حجمی استفاده کردند. همچنین، به تعیین عدد ناسلت و دمای متوسط حجمی و محاسبه دمای توده‌ای پرداختند [5].

نحوه حرارت‌دهی در این بخش از آن جهت به صورت ایستا در نظر گرفته شد که محلول نشاسته بعد از ورود به مرحله خمیری‌شدن، تا انتهای فرایند حرارت‌دهی رفتار رقیق‌شونده با برش از خود نشان می‌دهد [4]. از طرفی، در صنایع کنسرو که از اتوکلاوهای دورانی برای حرارت‌دهی قوطی‌های مواد غذایی استفاده می‌کنند، سرعت دوران اتوکلاو برای مواد غذایی ویسکوز 12-18 rpm است. در حالی که طبق مطالعات اردوغو و توتار، افزایش سرعت دوران قوطی‌های با بیش از 10٪ سرفضای خالی (در صنعت باید حداقل 90٪ قوطی با محصول پر شده باشد) به بالاتر از 10 rpm، اثر منفی بر افزایش درجه حرارت در سیال خواهد داشت و چنین سیالاتی در این حالت رفتار جامدات را از خود نشان می‌دهند [6].

در ایران تحقیقات منتشر شده‌ای در زمینه بررسی ضریب رسانش حرارتی در قوطی‌های مواد خوراکی توسط CFD بیان نشده است. علاوه بر این، مطالعات بسیار کمی در زمینه فرآورده‌های کنسروی با منحنی حرارتی شکسته وجود دارد که البته این مطالعات آزمون‌های نفوذ حرارتی نبوده‌اند و با روش‌های عددی و روش CFD بررسی نشده‌اند.

2- مواد و روش‌ها

قوطی‌های مورد استفاده در این تحقیق، از کارخانه مازند قوطی بابلسر با اندازه 99×101 mm تهیه شد. دیتالاگر مورد استفاده در این تحقیق، از مدل تی-سی-08¹ هشت پورتی محصول شرکت پیکو انگلستان بود. ترموکوپل‌های مورد استفاده، از نوع T به تعداد 8 عدد با طول سیم $1/5$ m، قطر میله $0/3$ cm و طول میله 3، 8 و 12 cm بودند. دقت

یکی از روش‌های افزایش ماندگاری بسیاری از مواد خوراکی، به‌کارگیری فرایندهای حرارتی است. در این فرایندها ماده خوراکی در مدت زمان معینی تحت دماهای بالا قرار می‌گیرد. شدت تیمارهای مورد استفاده، به بار میکروبی، pH و ترکیبات ماده خوراکی و هدف از فرایند حرارتی بستگی دارد. انواع مختلفی از فرایندهای حرارتی استریلیزاسیون و پاستوریزاسیون در صنایع غذایی مورد استفاده قرار می‌گیرند. استریلیزاسیون یکی از مهم‌ترین فرایندها در نگهداری مواد خوراکی توسط حرارت است. استریلیزاسیون امروزه حتی با ظهور فرایندهای جدید غیرحرارتی مانند میدان الکتریکی پالسی¹، فشار هیدرواستاتیک بالا² و تیمارهای ماورای بنفش، به‌صورت گسترده در صنعت غذا مورد استفاده قرار می‌گیرد. فرایند استریلیزاسیون به‌طور معمول به دو روش وجود دارد: فراوری اسپتیک³ که طی آن ماده خوراکی قبل از بسته‌بندی استریل می‌شود و در قوطی کردن که محصول ابتدا قوطی شده و سپس استریل می‌شود [1]. در قوطی کردن⁴ از زمانی که برای اولین بار توسط نیکلاس اپرت در بطری‌های شیشه‌ای در سال 1810 آغاز شد، تاکنون که در قوطی‌های استوانه‌ای با اندازه‌های مختلف انجام می‌شود، اقتصادی‌ترین روش استریلیزاسیون برای حفظ مواد خوراکی است [2].

اولین بار، جکسون و اولسون اثر اندازه قوطی بر f_h^5 ، x_{bh}^6 و f_2^7 محلول 3/5٪ بنتونیت را مطالعه کردند [3]. یانگ و رائو نیز در مطالعه‌ای روی محلول‌های نشاسته دریافتند با افزایش ابعاد قوطی از 303×406 به 211×400 در دمای اتوکلاو 121°C و دمای اولیه 35°C ، از f_h 5/7 دقیقه به 6/5 دقیقه افزایش، و j_z^8 از 1/14 به 1/0 کاهش یافت [4]. همچنین آن‌ها دریافتند در این حالت x_{bh} ثابت مانده و f_2 از 12/1 به 13/2 دقیقه افزایش و T_{bh}^9 از 130/5 به $120/2^\circ\text{C}$ کاهش

1. Pulsed electric field
2. High hydrostatic pressure
3. Aseptic
4. Canning

5. شیب بخش خطی نمودار حرارتی که نشان دهنده زمان لازم برای جلوگیری از یک سیکل نمودار حرارتی است.
6. زمان اولین شکست در نمودار حرارتی (min)
7. شیب دومین تغییر در نمودار حرارتی
8. شاخص بدون بعد نشان دهنده زمان تأخیری برای رسیدن به حرارت دهی یکنواخت
9. درجه حرارت در زمان شکست منحنی حرارتی ($^\circ\text{C}$)

فاکتور z نیز یک فاکتور تصحیح بدون بعد و نشان دهنده زمان تأخیر در رسیدن به حرارت‌دهی یکنواخت است. این فاکتور نسبت تفاضل دمای اولیه فرضی محصول از دمای اتوکلاو، به تفاضل دمای واقعی محصول از دمای اتوکلاو است. هرچه z کوچک‌تر باشد، نشان‌دهنده آن است که زمان کم‌تری لازم است تا دمای اولیه محصول به دمای اتوکلاو نزدیک شود. پارامتر f_h عکس شیب نمودار نیمه لگاریتمی درجه حرارت-زمان و یا کتانژانت زاویه بین خط این نمودار با محور زمان است. شاخص z_h نیز یک فاکتور تصحیح بدون بعد است که از طریق برون‌یابی نمودار نیمه لگاریتمی دما-زمان و با احتساب زمان گرم شدن اتوکلاو، از طریق معادله (1) محاسبه می‌شود:

$$j_h = \frac{T_{\infty} - T_m}{T_{\infty} - T_i} \quad (1)$$

دقت این محاسبات با روش دینامیک سیالات محاسباتی مورد بررسی قرار گرفت. برای یافتن پارامترهای حرارت‌دهی شکسته، خطوط مستقیم متعددی که بهترین ترکیب منحنی برازش‌شده بر مبنای بیش‌ترین ضریب همبستگی بودند، بررسی شدند. مقدار x_{bh} به‌عنوان نقطه برخورد دو مورد از این بهترین خطوط، در نظر گرفته شد.

2-2- داده‌های رئولوژیکی محلول نشاسته

یانگ و راتو اولین بار مدل سه بخشی رئولوژیکی محلول 3/5٪ نشاسته را پیشنهاد دادند [4]. آن‌ها بر این اساس رفتار رئولوژیکی نشاسته را به سه بخش زیر تقسیم کرده و برای هر بخش مدلی را تعریف کردند:

1- بخش افزایش ویسکوزیته که در $89/5 - 78$ (فاز خمیری شدن) معتبر است (معادله 2):

$$\eta * \left(\frac{\omega}{\omega_r}\right) = 7.4 \times 10^{-6.0} \left(\frac{T}{100 - T}\right)^{6.208} \quad (2)$$

2- بخش حاوی انتهای بخش افزایش ویسکوزیته (اوج ویسکوزیته) و ابتدای کاهش ویسکوزیته (مرحله انتهای فاز خمیری‌شدن و اولیه فاز پس خمیری‌شدن¹) که در $89/5 - 92/5$ °C معتبر است (معادله 3):

ترموکوپل‌ها قبل از استفاده، توسط یخ و آب جوش مورد بررسی قرار گرفت [7].

در این تحقیق از نشاسته گندم شرکت پانید در استان سمنان استفاده شد. برای تهیه محلول 3/5٪ نشاسته، 3/5 گرم پودر نشاسته در آب مقطر با دمای 25 °C حل شد. از روش یانگ و راتو استفاده شد [7]. برای این منظور، محلول‌های نشاسته تهیه شده از گندم، به مدت 10 دقیقه در دمای 50 °C پیش‌گرم شدند. درب ظرف طی این مدت بسته بود تا از تبخیر آب جلوگیری شود. طبق روش آماده‌سازی محلول نشاسته برای تهیه آن‌ها اقدام شد. سپس در دمای اولیه 50 °C در سه سطح پرکردن 80، 90 و 100 درصد، عمل پر کردن قوطی‌ها انجام شد. در هر قوطی، به تعداد دو ترموکوپل نوع T (یکی در مرکز قوطی تا عمق یک سوم انتهایی و دیگری در $0/5$ cm لبه قوطی تا عمق یک سوم ابتدایی) قرار داده شد. در قوطی‌های ایستا که حاوی سیالات با جابه‌جایی طبیعی هستند، ناحیه سرد در سه-دهم انتهایی¹ محور مرکزی قوطی در نظر گرفته می‌شود [4، 5 و 7]. در نتیجه در این مطالعه، درجه حرارت این نقطه به عنوان ناحیه سرد مورد آزمایش قرار گرفت. آزمون نفوذ حرارتی حداقل در دو تکرار انجام شد. برای این منظور از دیتالاگر 8 پورته و نرم‌افزار مربوط به آن (پیکولاگ) استفاده شد. دما با فواصل زمانی 10 ثانیه به مدت 10800 ثانیه از آغاز فرایند تا زمان سرد شدن، ثبت و گراف‌های مورد نیاز رسم شدند.

1-2- آنالیز داده‌های نفوذ حرارتی و محاسبه z و f برای محلول نشاسته

پارامترهای f_h و z_h توسط بال و اولسون برای توصیف منحنی دما-زمان هر ماده خوراکی طی فرایند حرارتی معرفی شدند [8]. ضریب f نشان‌دهنده زمان لازم برای جلورفتن یک سیکل حرارتی طی فرایندهای حرارتی است و آن را می‌توان از شیب منحنی حرارتی محاسبه نمود. هرچه ضریب f عدد کوچک‌تری را نشان دهد، در واقع زمان فرایند حرارتی محصول کوتاه‌تر خواهد بود. مقدار ضریب f اهمیت زیادی بر هزینه‌های تولید و انرژی کارخانه و هم‌چنین حفظ کیفیت فرآورده نهایی دارد.

1. چون ارتفاع قوطی‌های مورد استفاده در این تحقیق 10 سانتی‌متر بود، برای یکنواختی مطالعه بین یک-دهم و یک-سوم، به جای عبارت یک-سوم از سه-دهم استفاده شده است.

که اگر $T-x \geq 0$ باشد، $H(T-x)$ در آن، برابر یک خواهد بود و اگر $T-x \leq 0$ باشد، $H(T-x)$ در آن برابر صفر خواهد بود.

$$\eta^* \left(\frac{\omega}{\omega_r} \right) = -69122.86 + 2244.36T - 24.28T^2 + 0.088T^3 \quad (3)$$

2-3- راه حل عددی

سیستم مورد نظر، قوطی استوانه‌ای با ابعاد 99×101 mm حاوی محلول نشاسته بود که به صورت عمودی تا دمای 121°C در اتوکلاو حرارت داده شد. سیال دارای دمای اولیه T_0 و دمای دیواره T_w بود که تا دمای اتوکلاو (RT) حرارت داده شد و به محض رسیدن دمای ناحیه سرد به 101°C ، حرارت‌دهی متوقف شد [7]. در این مطالعه دو منطقه سه-دهم انتهایی و یک-دهم مورد بررسی قرار گرفته است [4]. در این مطالعه، داده‌های سیکل سرد کردن مورد بررسی قرار نگرفته است [7].

2-4- معادلات حاکم

معادلات توسط نرم‌افزار کامسول مولتی فیزیک 4/2 حل شدند. از روش BDF وابسته به زمان استفاده شد. سیستم IntelVR CoreTM i5CPU M 460 @ 1.70 GHz and 6GB RAM برای حل معادلات استفاده شد. مدل‌سازی عددی انتقال حرارت در سیستم دوفازی هوا-ماده غذایی در نرم‌افزار کامسول، شامل جفت کردن دو پدیده فیزیکی انتقال حرارت و جریان سیال است. این دو پدیده فیزیکی توسط معادلات مربوطه قابل حل می‌باشند. با توجه به این که سیستم مورد مطالعه، قوطی استوانه‌ای شکل حاوی مواد غذایی است که به طریق جابه‌جایی طبیعی حرارت‌دهی می‌شود، برای این منظور از معادلات حاکم در انتقال حرارت غیر همدمای در جریان آرام¹ استفاده شد. از آن جا که سیستم مورد مطالعه از دو فاز هوا و ماده غذایی تشکیل شده است، در هندسه مربوط به قوطی، دو محیط² تعریف شد. ویژگی‌های هر محیط در جدول (1) بیان شده‌اند. معادلات مربوط به ماژول مورد استفاده که در این مسئله توسط نرم‌افزار حل شدند، طبق معادلات (8) الی (10) بودند:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u) = 0$$

(9) معادله انرژی

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial t} + \rho c_p u \cdot \nabla T = \nabla \cdot (k \nabla T) + Q + Q_{vh} + W_p$$

1. Non-isothermal Laminar Flow
2. Domain

3- بخش کاهش ویسکوزیته (فاز پس خمیری‌شدن) که با معادله مشابه آرنیوس¹ نشان داده می‌شود و از $92/5^\circ\text{C}$ تا دمای اتوکلاو (RT) معتبر است (معادله 4):

$$\eta^* \left(\frac{\omega}{\omega_r} \right) = 4.11 + \exp \left[23298.3 \frac{1}{T} - \frac{1}{366.1} \right] \quad (4)$$

از آن جاکه پارامترهای ω و η^* داده‌های برشی دینامیک هستند، به منظور مرتبط کردن آن‌ها با داده‌های برشی پایا ($\dot{\gamma}$ و η_a) از قانون کوکس-مرز استفاده می‌شود. این قانون با موفقیت برای پلیمرهای مختلف سنتزی و دیسپرسیون‌های بیوپلیمری مثل صمغ گوار استفاده شد [4]. اما یانگ و راثو در تحقیق خود بر روی محلول نشاسته از معادله اصلاح‌شده قانون کوکس مرز (معادله 5) استفاده کردند [4]:

$$\eta^* (\omega) = C [\eta_a (\dot{\gamma})]^x \quad (5)$$

که در آن، ثابت C و فاکتور تبدیل α^2 در 25°C ، به ترتیب برابر با $1/01$ و $2/07$ هستند. به این ترتیب می‌توان طبق معادله (6) نوشت:

$$\eta_a = \left[\frac{1}{2.07} \eta^* (T) \left(\frac{\dot{\gamma}_r}{\dot{\gamma}} \right) \right]^{1.01} \quad (6)$$

که $\eta^* (T)$ طبق معادله (7) عبارتست از:

$$\eta^* (T) = \left(7.4 \times 10^{-6.0} \left(\frac{T}{100-T} \right)^{6.208} \right) \times [H(T-50) - H(T-89.5)] + (-69122.86 + 2244.36T - 24.28T^2 + 0.088T^3) \times [(H(T-89.5) - H(T-95))] + (4.11 + \exp \left[23298.3 \frac{1}{T} - \frac{1}{366.1} \right]) \times [(H(T-95) - H(T-121))]$$

1. Arrhenius
2. Shift factor

(10) معادله جریان

که در آن‌ها P فشار ثابت، U سرعت، T درجه حرارت، μ ویسکوزیته، ρ دانسیته و F نیروی وزن بیرونی شامل اثرات جاذبه می‌باشند.

$$\rho \frac{\partial u}{\partial t} + \rho(u \cdot \nabla)u = \nabla \cdot \left[-pI + \mu(\nabla u + (\nabla u)^T) - \frac{2}{3}\mu(\nabla \cdot u)I \right] + F$$

جدول (1) پارامترهای تعریف شده برای هر محیط در نرم‌افزار کامسول

ویژگی	پارامتر	مقدار / معادله	واحد
هوا			
ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی	h_air	Nu_air*k_air/L_air	[W/(m*K)]
عدد ناسلت	Nu_air	0.21*(Pr_air*Gr_air)^0.775	-
عدد پرانتل	Pr_air	Cp_air*mu_air/k_air	-
عدد گرافش	Gr_air	L^3*rho_air^2*g*beta*(RT-T)/mu_air^2	-
دانسیته	rho_air	0.00001067*(T^2)+0.010327*T+3.3139	[kg/m^3]
ضریب انتقال حرارت هدایتی	k_air	(0.0000737*T+0.003722)	[W/(m*K)]
ضریب گرمای ویژه	Cp_air	1007	[J/(kg*K)]
ویسکوزیته	mu_air	0.0000000045*T+0.000000507	[Pa*s]
نشاسته			
ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی	h_starch	Nu_starch*k_starch/L_starch	[W/(m*K)]
عدد ناسلت	Nu_starch	0.21*(Pr_starch*Gr_starch)^0.775	-
عدد پرانتل	Pr_starch	Cp_starch*mu_starch/k_starch	-
عدد گرافش	Gr_starch	L_starch^3*rho_starch^2*g*beta*(RT-T2)/mu_starch^2	-
دانسیته	rho_starch	(1000*(1-0.00053*(T[1/K]-IT))	[kg/m^3]
ضریب انتقال حرارت هدایتی	k_starch	0.66	[W/(m*K)]
ضریب گرمای ویژه	Cp_starch	4180	[J/(kg*K)]
ویسکوزیته	mu_starch	0.535*eta*T for 3.5% starch solution 1.2*eta*T for 5% starch solution	[Pa*s]
ضریب تعریف شده در کامسول برای ویسکوزیته	Eta	323<T<362.5 7.4*0.000001*(T/100-T)^6.28 362.5<T<368 -69122.86+2244.36*T-24.28*T^2+0.088*T^3 368<T<394 4.11+exp(23298.3*(1/T-1/366.1))	

5-2- شرایط مرزی و اولیه

جدول (2) شرایط مرزی

v=0	u=0	T= RT	0 ≤ z ≤ L	r=R	دیواره
v=0	u=0	T= RT	0 ≤ r ≤ R	z=L	دیواره بالا
v=0	u=0	T= RT	0 ≤ r ≤ R	z=0	دیواره پایین
∂v/∂r=0	∂u/∂r=0	∂T/∂r=0	0 ≤ z ≤ L	r=0	خط محور تقارن

جدول (3) شرایط اولیه

v=0	u=0	T= 50-75°C	0 ≤ z ≤ L	0 ≤ r ≤ R	خط محور تقارن
-----	-----	------------	-----------	-----------	---------------

6-2- مش‌بندی

و- فواصل زمانی 0/2 ثانیه در نظر گرفته شد.

در این مطالعه از مش به صورت ترکیبی از عناصر مثلثی و مربعی استفاده شد (شکل 1). کفایت مش زنی این مسئله برابر با 86٪ بود.

3- نتایج و بحث

3-1- اعتبارسنجی مدل با کمک داده‌های تجربی

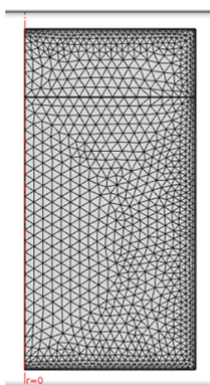
تغییرات درجه حرارت

شکل (2) مقایسه بین مقادیر شبیه‌سازی شده و داده‌های تجربی تغییرات درجه حرارت را نشان می‌دهد. برای این منظور، تغییرات درجه حرارت در سه-دهم قوطی 99×101 mm حاوی محلول 3/5٪ نشاسته با دمای اولیه 50°C در 80٪ سطح پری در برابر زمان مورد بررسی قرار گرفت. همان‌طور که مشاهده می‌شود، داده‌های شبیه‌سازی شده، به مقادیر داده‌های تجربی بسیار نزدیک بود ($t=0/950$ و $RSME=0/124$ °C).

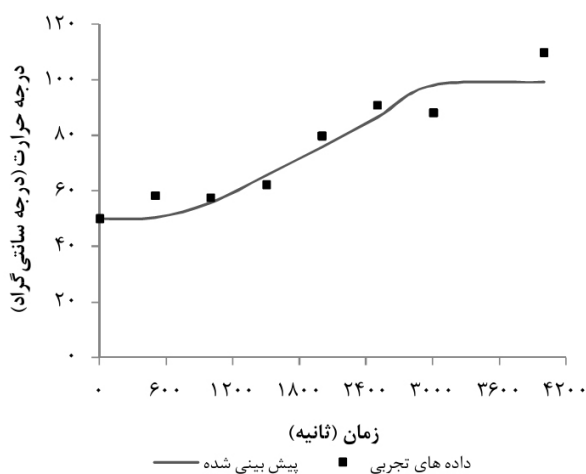
7-2- فرضیات حل مسئله

الف- از مقاومت حرارتی دیواره قوطی صرف نظر شد [7].
ب- داده‌های مربوط به سیکل سردکردن محصول در حل مساله در نظر گرفته نشده است.
ج- اثرات گرانشی ($9/81 \text{ ms}^{-2}$) به عنوان نیروی جسمی¹ بیان شد.
د- از تخمین بوستویک² برای دانسیته مواد خوراکی به عنوان تابعی از دما استفاده شد [6].
ه- سیال هموژن در نظر گرفته شد.

1. Body force
2. Boustwec



شکل (1) نمونه مش‌بندی قوطی



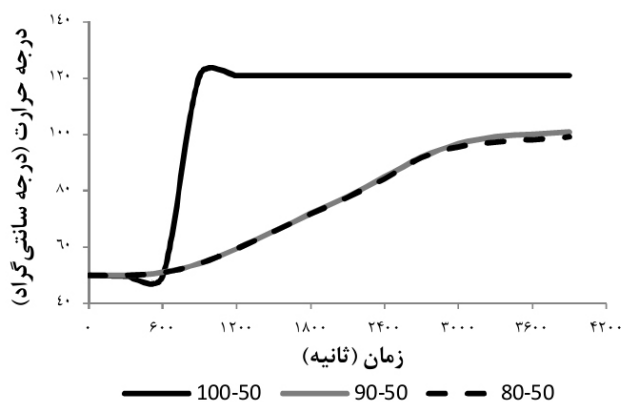
شکل (2) تغییرات درجه حرارت در حین استریلیزاسیون محلول 3/5٪ نشاسته (مقادیر شبیه‌سازی شده و داده‌های تجربی)

3-2- اثر درصد پری قوطی بر پارامترهای نفوذ حرارتی در داخل قوطی

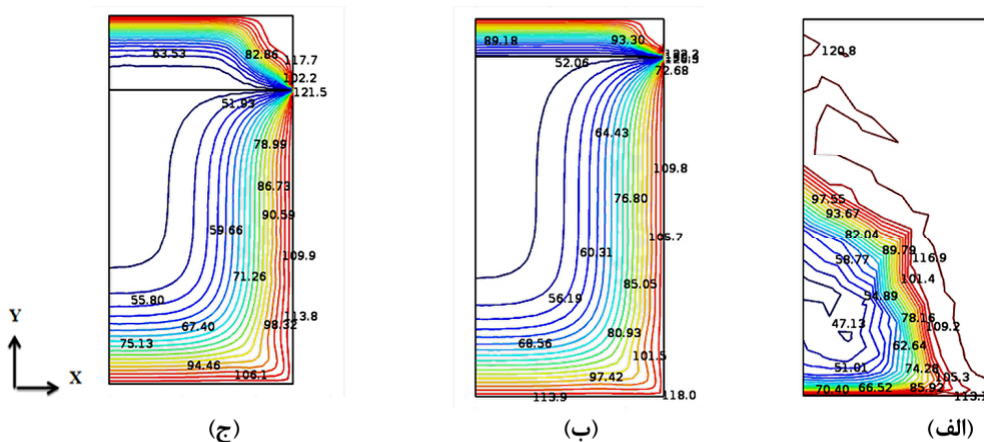
بود، تغییرات دمایی در فاز هوا نسبت به نمونه 80٪ سریع‌تر بود و دمای نزدیک مرز بین دو فاز محلول نشاسته و هوا، سریع‌تر افزایش یافت. هم‌چنین دمای نزدیک به دیواره و کف نیز نسبت به نمونه با 80٪ پری، در زمان معین بالاتر بود. این اتفاق شاید به دلیل افزایش سطح تماس محلول با دیواره بود.

از زمان اولین شکست در نمودار حرارتی (آغاز خمیری شدن) تا انتهای فرایند حرارتی، تغییراتی در نحوه انتقال حرارت در سیال رخ داد (شکل‌های 5 و 6). در این شکل‌ها مشاهده می‌شود که دمای محلول نشاسته در محل تماس با دیواره کف در هر دو نمونه برابر و معادل $117/5^{\circ}\text{C}$ است. اما در نزدیکی نقطه سه-دهم انتهایی در نمونه 80٪ پری دما بالاتر

مطابق شکل‌های (3) و (4)، دمای ناحیه سرد در قوطی حاوی 100٪ محلول نشاسته، با سرعت بیش‌تری نسبت به نمونه‌های 80 و 90٪ پری افزایش یافت. علت این امر حرارت‌دهی از دیواره‌های جانبی، بالایی و کف قوطی بود که به‌طور مستقیم با محلول نشاسته در تماس بودند. اما در قوطی‌های با 80 و 90٪ پری محلول نشاسته، این اتفاق روند آرام‌تری داشت، زیرا حرارت‌دهی از دیواره بالایی به واسطه فاز هوا انجام می‌شد. در این حالت ابتدا باید هوا به دمای مورد نظر برسد تا قدرت انتقال حرارت به مرز نشاسته را داشته باشد. با توجه به شکل (4)، مشاهده می‌شود در نمونه‌ای که تا 90٪ از محلول نشاسته پر شده



شکل (3) تغییرات درجه حرارت نمونه‌های 80، 90 و 100٪ پر شده با محلول 3/5٪ نشاسته (80-50، 90-50 و 100-50 به ترتیب نشان دهنده دمای اولیه 50°C و سطح پری 80، 90 و 100 می‌باشند. خطوط مربوط به تیمارهای 80-50 و 90-50 روی هم قرار گرفته‌اند)



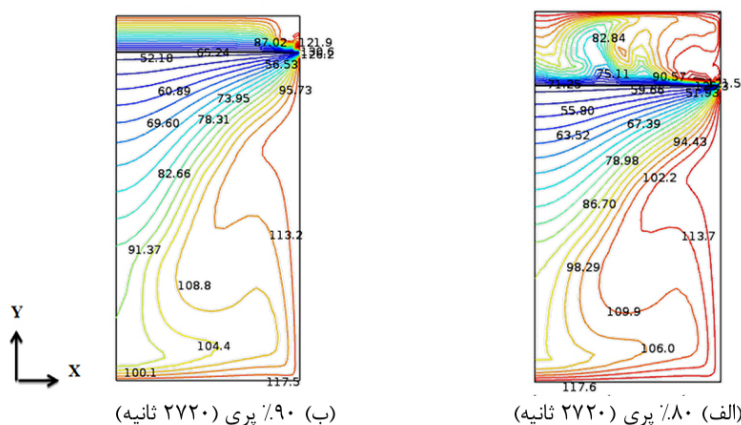
شکل (4) کانتورهای دما در زمان شروع افزایش دمای سه-دهم انتهایی نمونه‌های 100٪ (الف)، 90٪ (ب) و 80٪ (ج) پر شده با محلول 3/5٪ نشاسته در دمای اولیه 50°C

از نمونه ۹۰٪ پری بود. این امر به دلیل شرایط جابه‌جایی طبیعی محلول نشاسته در نمونه‌ها بود. طبق شکل (۵) که بردارهای حرکت سیال نشان داده می‌شود، محلول نشاسته در نمونه ۸۰٪ پری برای انجام جابه‌جایی طبیعی، ارتفاع کم‌تری را تا رسیدن به مرز محلول نشاسته-هوا طی کرد. در حالی که در نمونه حاوی ۹۰٪ پری این ارتفاع بیش‌تر بود و زمان بیش‌تری طول کشید تا لایه‌های گرم‌تر با لایه‌های خنک‌تر سیال جایگزین شوند. شاید به همین دلیل بود که زمان تغییر دوم در شیب نمودار نمونه ۸۰٪ کوتاه‌تر از نمونه ۹۰٪ بود (۳۳۲۰ ثانیه در برابر ۳۴۹۰ ثانیه).

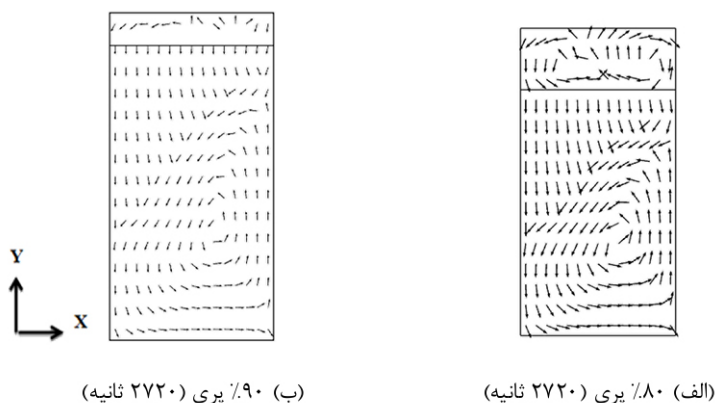
نکته جالب توجه این است که از زمان خمیری شدن نشاسته در هر دو نمونه که در زمان یکسانی شروع شدند (۲۷۲۰ ثانیه)، تا شروع مرحله پس‌خمیری شدن، سرعت تغییرات دمایی در دو نمونه به طرز بارزی تغییر کرد. در نمونه ۸۰٪ پری، ۱۰

دقیقه طول کشید تا نمونه وارد مرحله پس‌خمیری شود و در نهایت به دمای ثابت $97/9^{\circ}\text{C}$ رسید، در حالی که این اتفاق در نمونه ۹۰٪ پری $12/83$ دقیقه طول کشید و در نهایت به دمای ثابت $100/2^{\circ}\text{C}$ رسید. زیرا در نمونه ۹۰٪ پری در مقایسه با نمونه ۸۰٪ پری، در زمان و دمای معین حجم بیش‌تری از نشاسته درگیر خمیری شدن بود و با آغاز مرحله پس‌خمیری شدن زمان بیش‌تری لازم بود تا این حجم نشاسته وارد مرحله پس‌خمیری شدن بشوند. این اتفاق به راحتی توسط شکل‌های (۷) و (۸) و مقایسه ضرایب f_h و f_2 که در جدول (۲) نمایش داده می‌شوند قابل توجیه است.

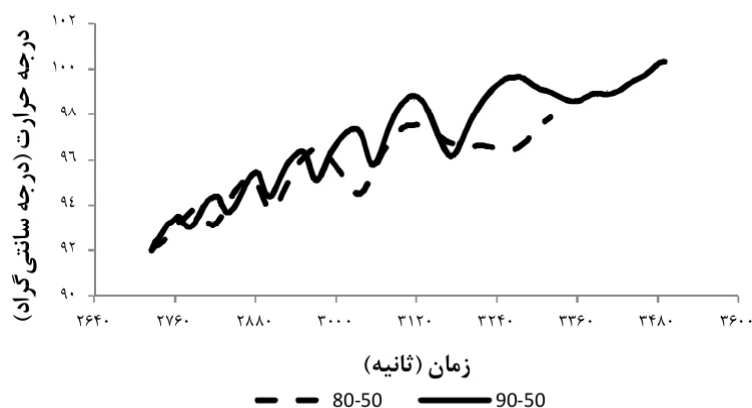
طبق جدول (۲)، فاکتور z در سه نمونه تقریباً برابر بود. در نمونه ۱۰۰٪ پری محلول نشاسته، زمان لازم برای جلو بردن یک سیکل حرارتی در مرحله خمیری شدن نشاسته (f_h) و زمان لازم برای جلو بردن یک سیکل حرارتی در بخش



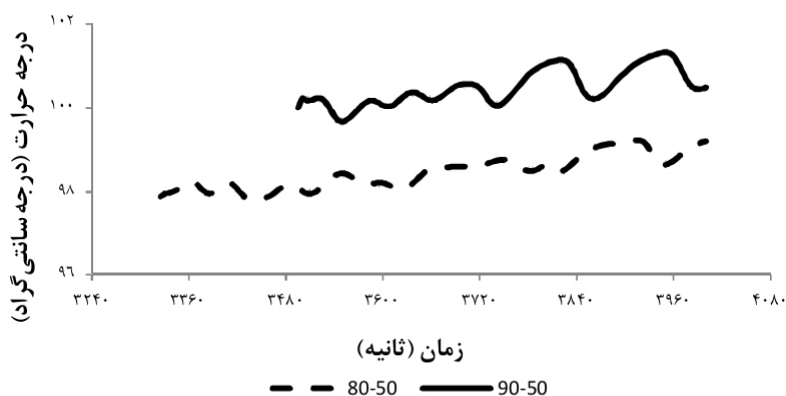
شکل (۵) کانتورهای دما محلول ۳/۵ نشاسته در آغاز خمیری شدن نشاسته در دمای اولیه 50°C



شکل (۶) بردارهای سرعت محلول ۳/۵ نشاسته در آغاز خمیری شدن نشاسته در دمای اولیه 50°C



شکل (7) تغییرات درجه حرارت نمونه‌های 80 و 90٪ پرشده با محلول 3/5٪ نشاسته در اولین بازه زمانی شکست (2720-3320 ثانیه در نمونه 80٪ و 2720-3490 ثانیه در نمونه 90٪) در دمای اولیه 50°C



شکل (8) تغییرات درجه حرارت نمونه‌های 80 و 90٪ پرشده با محلول 3/5٪ نشاسته در دومین بازه زمانی شکست (3320 و 3490 ثانیه تا 4000 ثانیه) در دمای اولیه 50°C

جدول (2) پارامترهای نفوذ حرارتی برای سه درصد پری 80، 90 و 100٪ محلول نشاسته در دمای اولیه 50°C

درصد پری	j	f_h (min)	f_2 (min)	x_{bh} (min)
80%	1/04	33/3	16/6	45/3
90%	1/05	27/7	18/51	45/3
100%	1/06	4/27	0/77	10/16

پس-خمیری شدن نشاسته (f_2) در نمونه 100٪ پری کوتاه‌تر از دو نمونه دیگر بود. در بین نمونه‌های 80 و 90٪ پری نیز در هر دو نمونه برابر بود. اما با افزایش درصد پری، f_2 و f_h تغییراتی یافتند. در نمونه 80٪ پری f_h بیش‌تر از نمونه 90٪ پری بود، یعنی محلول نشاسته با سرعت کم‌تری به دمای خمیری شدن نزدیک می‌شد و مرحله خمیری شدن را طی می‌کرد. این رویداد به‌طور کامل با شکل (7) مطابقت دارد. این شکل نشان می‌دهد که با افزایش زمان فراوری، دمای نمونه 90٪ پری در نقطه سه-دهم-انتهایی به آرامی افزایش می‌یابد و از نمونه 80٪ پری بیش‌تر می‌شود. به‌طوری‌که طبق شکل (8) بعد از طی مرحله خمیری شدن و آغاز مرحله پس-خمیری شدن، دمای آن از نمونه 80٪ پری 2°C بیش‌تر است. طبق جدول (2) نیز f_2 در نمونه 90٪ پری بیش‌تر است. یعنی زمان طی این مرحله طولانی‌تر از نمونه 80٪ پری بود. به عبارتی

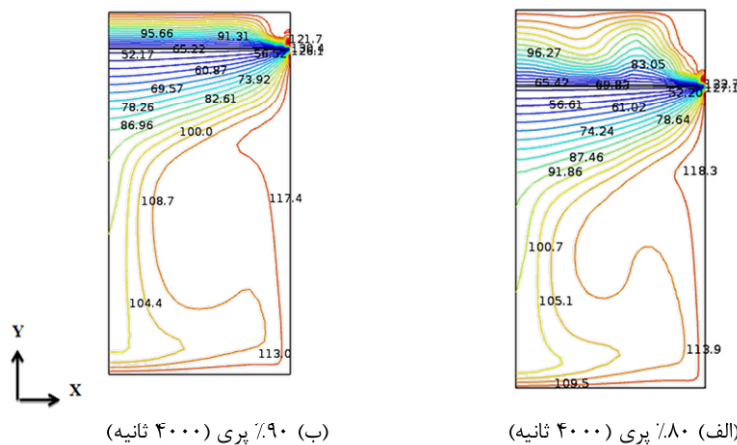
از لایه‌های محلول نشاسته به قسمت‌های سردتر، کندتر بود. به طوری که زمانی که در نمونه 80٪ دما در 0/5 cm مرز در سمت هوا به 88°C رسیده است و ثابت می‌ماند، در 0/5 cm زیر مرز محلول نشاسته، نزدیک 60°C بوده و با شیب ثابتی در حال افزایش بود.

4- نتیجه‌گیری

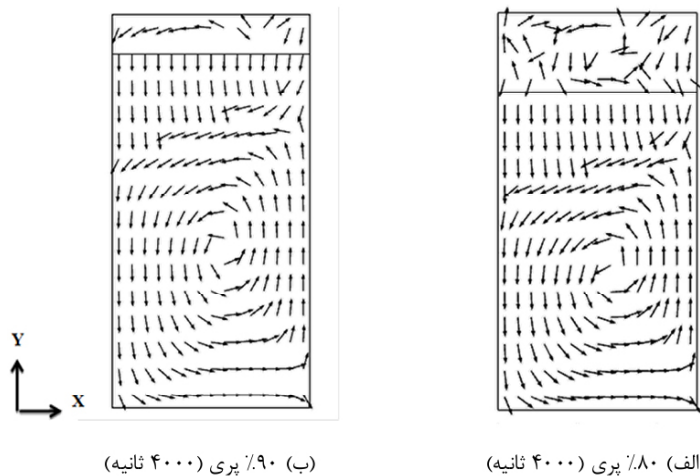
صرفه جویی در مصرف انرژی در صنایع کنسروسازی اهمیت بالایی دارد. حرارت دهی بیش از حد محصولات غذایی باعث افزایش هزینه‌های تولید و کاهش کیفیت تغذیه‌ای مواد غذایی می‌شود. آگاهی از ترکیب زمان-دما مطلوب برای رسیدن

نشان می‌دهد که با خمیری شدن نشاسته سرعت پیش بردن یک فاز لگاریتمی حرارت در نمودار نیمه لگاریتمی تغییرات درجه حرارت-زمان نسبت به مرحله پس-خمیری شدن بسیار کندتر بود.

کانتورهای دما و بردارهای سرعت در شکل‌های (9) و (10) نیز نشان می‌دهند که از زمان پس-خمیری شدن در هر دو نمونه تا رسیدن به دمای ثابت، شدت جابه‌جایی در فاز هوا در هر دو نمونه بیش‌تر از فاز محلول نشاسته بود و حرکت لایه‌های حرارت دیده در فاز محلول نشاسته به آرامی رو به بالا است. این امر به دلیل تغییر ویسکوزیته محلول نشاسته طی حرارت‌دهی است. به‌همین ترتیب دلیل انتقال حرارت



شکل (9) کانتورهای دما ن محلول 3/5٪ نشاسته در دمای ثابت ناحیه سرد در دمای اولیه 50°C



شکل (10) بردارهای محلول 3/5٪ نشاسته در دمای ثابت ناحیه سرد در دمای اولیه 50°C

به یک دمای معین در محصولات کنسروی از اهمیت بسیار بالایی برخوردار است. در این مطالعه با بررسی پارامترهای نفوذ حرارتی یک سیال غیرنیوتنی مدل بر پایه نشاسته، مشخص شد اگر از فاز هوا در سیستم استفاده شود، ناحیه سرد در نزدیکی مرز بین دو فاز است. همچنین مشخص شد که در صورت حرارت‌دهی محلول‌های با منحنی حرارتی شکسته که با درصد‌های مختلف در قوطی پر شده باشند، حرارت‌دهی در نمونه‌ای سریع‌تر انجام می‌شود که به‌طور کامل پر شده باشد. اما به دلایل تکنولوژیکی، میکروبیولوژیکی و اقتصادی، در صنعت پری 100٪ وجود ندارد و مقداری سرفضا بالای قوطی در نظر گرفته می‌شود. بر این اساس، در حالت حرارت‌دهی ایستا، هرچه سرفضای قوطی کم‌تر باشد، سرعت گرم شدن ناحیه سرد کندتر می‌شود، اما در نهایت دمای آن بالاتر خواهد بود.

منابع

Food Technology- Theory, Practice and Calculations. McGraw Hill, New York.

- [1] Farid, M., Ghani, A.G.A. (2004). A new computational technique for the estimation of sterilization time in canned food. *Chem. Eng. Proc.* 43, 523–531.
- [2] Karaduman, M., Uyar, R., Erdogdu, F. (2012). Toroid cans – An experimental and computational study for process innovation. *J. Food Eng.* 111, 6–13.
- [3] Jackson, J. M., Olson, F.C.W. (1940). Thermal processing of canned foods in tin containers IV. Studies of the mechanics of heat transfer within the container. *Food Res.* 5, 409-421.
- [4] Yang, W. H., Rao, M. A. (1998a). Numerical Study of Parameters Affecting Broken Heating Curve. *J. Food Eng.* 37, 43-61.
- [5] Kannan, A., Sandaka P.Ch. G. (2008). Heat transfer analysis of canned food sterilization in a still retort. *J. Food Eng.* 88, 213–228.
- [6] Erdogdu, F., Tutar, M. (2012). A computational study for axial rotation effects on heat transfer in rotating cans containing liquid water, semi-fluid food system and headspace. *Inter. J. Heat and Mass Trans.* 55, 3774–3788.
- [7] Yang, W. H., Rao, M. A. (1998b). Transient Natural Convection Heat Transfer to Starch Dispersion in a Cylindrical Container: Numerical Solution and Experiment. *J. Food Eng.* 36, 395-415.
- [8] Ball, C.O., Olson, F.C.W. (1957). Sterilization in