



شبیه سازی عددی اندیس کشندگی و زمان تکمیل فرآیند حرارتی طی استریلیزاسیون اسپتیک سیال غیر نیوتنی تحت تأثیر سرعت جریان سیال و قطر مبدل حرارتی دو لوله‌ای

آزاده رنجبر ندامانی^{*۱}

تاریخ دریافت: ۱۴۰۱/۳/۸ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۱/۱۲/۲

^۱ استادیار گروه مهندسی بیوسیستم، دانشکده مهندسی زراعی، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی ساری

*مسئول مکاتبه: Email: a.ranjbar@sanru.ac.ir

چکیده:

زمینه مطالعاتی: به منظور اطمینان از اینکه سیال خوراکی طی فرآیند حرارتی اسپتیک دمای لازم را دریافت می‌کند، از شبیه‌سازی‌های عددی برای ارزیابی درجه حرارت و میزان کشندگی استفاده می‌شود. هدف: در این مقاله از شبیه‌سازی عددی برای بررسی میزان کشندگی و توزیع دما درون یک سیال غیرنیوتنی با منحنی حرارتی شکسته (BHC)^۱ استفاده شد. روش کار: برای این منظور دو فاکتور سرعت ورودی سیال (۰/۵ و ۱ m/s) و قطر مبدل (لوله داخلی ۴ و ۸ cm) مورد بررسی قرار گرفتند. محاسبات مربوط به کشندگی و F-value فرآیند همزمان با شبیه‌سازی در نرم افزار کامسول انجام شدند. از روش آلفای عمومی^۲ و فواصل زمانی اوپلر برگشتی^۳ برای حل معادلات استفاده شد. نتیجه: تغییرات قطر مبدل لوله‌ای و سرعت ورودی سیال خوراکی، اثر معناداری در میزان کشندگی و عدد F فرآیند داشت. با کاهش سرعت ورودی سیال، میزان کشندگی فرآیند اسپتیک افزایش یافت. زمانی که قطر لوله داخلی مبدل ۴ cm در نظر گرفته شد، میزان کشندگی در سرعت کمتر، تقریباً سه برابر افزایش یافت. در حالی که در قطر ۸ cm این میزان ۵/۶ برابر شد، که رقم قابل توجهی می‌باشد. ویسکوزیته در ابتدای لوله مبدل ابتدا افزایش یافته و سپس کاهش یافت که این به خوبی تغییرات ویسکوزیته سوسپانسیون نشاسته در اثر ژلاتینه شدن را نشان داد. در حالتی که قطر لوله و سرعت حرکت سیال درون آن افزایش یافت، افزایش ویسکوزیته در کل مسیر دو متری لوله مشاهده شد. نتیجه‌گیری نهایی: نتایج نشان داد که هر دو فاکتور سرعت ورودی سیال و قطر مبدل اثر معناداری بر توزیع انتقال حرارت، میزان کشندگی و F-value فرآیند اسپتیک داشته‌اند.

واژگان کلیدی: اسپتیک، سیال نشاسته، شبیه‌سازی عددی، مبدل حرارتی دو لوله‌ای، میزان کشندگی

¹ Broken Heating Curve

² General alpha

³ Backward Euler

مقدمه

فرآیند حرارتی یک عملیات واحد رایج در فرآوری مواد غذایی است. بسیاری از عملیات‌های فرآوری مواد غذایی مانند قوطی‌کردن، پاستوریزاسیون، و استریلیزاسیون بر فرآیند حرارتی متکی هستند تا به منظور نگهداری مواد غذایی، میکروارگانیسم‌ها را نابود سازند. در فرآیندهای حرارتی سنتی مواد غذایی درون بسته‌بندی، ماده غذایی ابتدا درون قوطی ریخته شده و سپس برای مدت زمان معین در دمای معینی تحت فرآیند حرارتی دمای بالا-زمان کم، دمای کم-زمان طولانی یا دمای فوق‌العاده بالا قرار می‌گیرد (استوفورس و مرسون ۱۹۹۱). تیمار حرارتی به روش دیگری نیز روی مواد غذایی اعمال می‌شود. در این روش که به روش اسپتیک موسوم است، نابودی میکروارگانیسم با حداقل کاهش کیفیت ماده غذایی رخ می‌دهد. فرآوری اسپتیک یک روش جایگزین فرآوری حرارتی و بسته‌بندی ماده غذایی است تا محصولات با کیفیت بالا تولید کند. از دو دهه گذشته، این روش فرآوری حرارتی در صنایع غذایی مورد استفاده قرار گرفته است. در فرآوری اسپتیک، محصولاتی که استریلیزاسیون تجاری روی آن‌ها انجام شده، درون ظروف استریل‌شده ریخته می‌شوند و سپس تحت شرایط استریل دربندی انجام می‌شود تا از آلودگی مجدد محصول توسط میکروارگانیسم‌ها جلوگیری شود (راماسماوی و همکاران ۱۹۹۵).

یک نوع از فرآیند اسپتیک، شامل حرارت‌دهی یک محصول غذایی قابل پمپ شدن با یک جریان قابل کنترل است. در این نوع فرآیند، این نوع مواد غذایی را تا دمای استریلیزاسیون حرارت داده و سپس برای مدت معینی در آن دما نگه می‌دارند تا به درجه مناسب استریلیزاسیون برسد. سپس قبل از پرکردن محصول آن را خنک کرده و در شرایط اسپتیک درون بسته‌های اسپتیک پر می‌کنند (برک ۲۰۱۸). فرآیند اسپتیک در مقایسه با فرآیندهای سنتی حرارت‌دهی (مانند قوطی کردن)، با نرخ بالایی میکروارگانیسم‌های مواد غذایی را

تخریب کرده و کیفیت محصول مانند بافت، طعم، و رنگ را نیز حفظ می‌کند. مواد غذایی که با فرآیند اسپتیک فرآوری شده‌اند، ماندگاری بالاتر و ویژگی‌های تغذیه‌ای و حسی بهتری داشته و می‌توان آن‌ها را در بسته‌های با اشکال، جنس و اندازه‌های مختلف بسته‌بندی کرد که این باعث جذاب‌تر شدن فرآیند اسپتیک می‌شود (بتا و همکاران ۲۰۱۱؛ نانجگودا و دوانی ۲۰۲۲).

هرچند که می‌توان هر نوع ماده غذایی قابل پمپ شدن را به شکل اسپتیک فرآوری کرد، اما طراحی فرآیند اسپتیک برای انواع مواد غذایی متفاوت است. در حال حاضر نیاز به فرآوری اسپتیک مواد غذایی اسیدی و مواد غذایی با ویسکوزیته بالا که حاوی ذرات معلق هستند، رو به رشد است. تضمین میکروبی و حفظ فاکتورهای کنترل بحرانی، نیازمندی‌های قانونی برای مواد غذایی را افزایش داده‌اند (هلدن ۱۹۸۹). دستیابی به استریلیزاسیون تجاری در مواد غذایی همگن، آسان‌تر است اما این کار در مواد غذایی ناهمگنی مانند مایعات حاوی ذرات جامد، کار چالش برانگیزی می‌باشد؛ زیرا توزیع اندازه ذرات جامد نامنظم و ناهمگون بوده، زمان ماند هر کدام در دمای معین متفاوت است. بنابراین اندازه‌گیری دما در ذرات متحرک و همچنین تخمین ضرایب انتقال حرارت جابجایی در سطح ذرات، دشوار است (استوفورس و ساودا ۲۰۰۷).

در صنایع غذایی، از اندیس فرآیند حرارتی (F_0) یک فرآیند اسپتیک برای تعیین غیرفعال شدن اسپور یا سلول زنده میکروارگانیسم هدف، طی فرآیند استریلیزاسیون استفاده می‌شود. طبق قوانین، سیستم فرآوری اسپتیک مواد غذایی باید برای حرارت‌دهی و نگهداری هر نوع ماده غذایی برای حداقل زمان معین طراحی شود. علاوه بر این، فرآیند اضافی از نظر تخریب اندیس‌های تغذیه‌ای نامطلوب است. به همین دلیل، به منظور تأمین کشندگی کافی یک ماده غذایی سیال، فرآوری مواد غذایی نیازمند دستیابی به استریلیزاسیون مطلوب در ناحیه سرد ماده غذایی می‌باشد. این موضوع به ویسکوزیته سیال

رفتار نیوتنی از خود نشان می دهند. بعد از آغاز حرارت-دهی تا زمان تشکیل خمیر نشاسته، رفتار غلیظ شونده با برش از خود نشان می دهند و اگر حرارت دهی ادامه یابد، به دلیل تخریب گرانول های نشاسته، رفتار رقیق شونده با برش در آن ها مشاهده می شود). از این لحاظ مطالعه انتقال حرارت و محاسبه عدد F فرآیند در این محصولات جهت تضمین کفایت میکروبی و جلوگیری از فراوری اضافه، بسیار دارای اهمیت است.

از آنجا که یکی از عوامل مهم در فرآوری اسپتیک سیالات خوراکی، سرعت حرکت سیال در لوله ها می باشد، و تغییرات سرعت حرکت سیال در کنار اعمال دمای استریلیزاسیون می تواند اثر بسیار مهمی بر رفتار جریان سیالات غیر نیوتنی به ویژه سیالات با منحنی حرارتی شکسته بگذارد، لذا در این مقاله اثرات تغییرات سرعت حرکت محلول نشاسته و قطر لوله مبدل حرارتی دو لوله-ای، طی فرآیند اسپتیک بررسی و محاسبات مربوط به کشندگی (ضریب L) و F فرآیند انجام شد. نتایج برای در نظر گرفتن اهمیت طراحی مبدل و سرعت پمپاژ سیالات غیر نیوتنی و نقش آن بر کفایت حرارتی طی استریلیزاسیون اسپتیک قابل استفاده خواهد بود.

مواد و روش ها

در این پژوهش شبیه سازی رفتار جریان محلول نشاسته ۳/۵٪ انجام شد. از آنجا که محلول نشاسته یک سیال با منحنی حرارتی شکسته است، ویسکوزیته آن طی سه دامنه دمایی ۸۹-۷۸، ۹۲/۵-۸۹/۵ و ۱۲۱-۹۲/۵ درجه سانتیگراد طبق روش یانگ و راثو (۱۹۹۸) در نظر گرفته شد (یانگ و راثو ۱۹۹۸). سایر ویژگی های حرارتی محلول ۳/۵٪ نشاسته نیز به شکل جدول ۱ در نظر گرفته شدند.

شبیه سازی با کامسول^۲

برای شبیه سازی با کامسول، از نرم افزار کامسول ۵/۳ a استفاده شد. از آنجا که معادلات جریان آرام همزمان با

وابستگی بسیاری دارد. در صنایع غذایی بسیاری از مواد غذایی دارای رفتار جریان غیر نیوتنی می باشند. از طرف دیگر از آنجا که ویسکوزیته با دما رابطه قابل توجهی دارد، اهمیت مطالعه اثر ویسکوزیته و تغییرات آن طی استریل کردن سیالات غذایی غیر نیوتنی، باعث شده است تا مطالعات فراوانی در این زمینه انجام شود (رنجبر ندامانی و همکاران ۲۰۱۸؛ رویتر و برون ۱۹۷۳؛ ویدیارتی و همکاران ۲۰۲۰؛ دلوی ۲۰۲۱؛ حق نظری و همکاران ۲۰۱۹).

تغییر ویسکوزیته سیال غذایی باعث تغییر نرخ انتقال حرارت طی استریلیزاسیون می شود. این امر بر روی محاسبه صحیح مقدار F فرآیند، اثر قابل توجهی دارد. تخمین درست دمای معین فرآوری حرارتی، باعث ارزیابی صحیح اندیس F خواهد شد. این اتفاق باعث ارزیابی بهتر کفایت فرآیند حرارتی ماده غذایی می شود. از جمله ویژگی های سیالات غیر نیوتنی می توان به رابطه تنش برشی و نرخ کرنش در این سیالات اشاره کرد که بر خلاف سیالات نیوتنی از یک رابطه خطی پیروی نمی کند. تغییرات تنش برشی در سیالات سودوپلاستیک یا رقیق شونده با برش، باعث کاهش ویسکوزیته و در سیالات دایلاتانت یا غلیظ شونده با برش باعث افزایش ویسکوزیته سیال می شود. از این جهت عواملی که طی فرآوری مواد غذایی باعث تغییرات تنش برشی شوند (مانند تغییر سرعت حرکت سیال خوراکی، تغییرات قطر لوله، انبساط و انقباض ناگهانی)، می توانند بر ویسکوزیته سیالات غیرنیوتنی خوراکی مانند سس مایونز، سس کچاپ، سوپ ها و از این قبیل اثر بگذارند. این اثر باعث تغییرات نرخ انتقال حرارت طی فرآوری این محصولات خواهد شد. در بین سیالات غیر نیوتنی، یک دسته سیال به نام سیالات با منحنی حرارتی شکسته^۱ وجود دارد. این دسته طی فرآوری حرارتی هم رفتار رقیق شونده و هم رفتار غلیظ شونده با برش را از خود نشان می دهند (مانند دیسپرسیون های نشاسته که تا قبل از حرارت دهی

²COMSOL

¹ Broken heating curve

نیز با دمایی ورودی 40°C با دو سرعت 0.5 m/s و 1 به سیستم وارد شد. از مش‌بندی نرمال با کیفیت 0.8 استفاده شد (شکل ۱). پارامتر (اتا) نمادی برای محاسبه ویسکوزیته در سه بازه دمایی مذکور می‌باشد. معادلات مربوط به تغییرات ویسکوزیته محلول نشاسته (اتا) در سه بازه دمایی در ستون مقدار به ترتیب برای هر بازه دمایی نشان داده شده است.

انتقال حرارت مورد بررسی قرار گرفتند، روش آلفای عمومی و فواصل زمانی اویلر برگشتی^۱ برای حل معادلات به کار گرفته شدند. هندسه این شبیه‌سازی عبارت بود از یک مبدل لوله‌ای دو جداره با طول دو متر. قطر لوله داخلی مبدل 8 سانتی‌متر و قطر خارجی مبدل برابر 18 سانتی‌متر بود. از سیال بخار با دمایی 121°C برای تبادل استریلیزاسیون استفاده شد. سیال نشاسته

جدول ۱- ویژگی‌های حرارتی محلول نشاسته 3.5%

Characteristics	Parameter	Amount	Unit
Density	Rho	$1000*(0-1/(0.0053))*(T-IT)$	Kg/m^3
Conductive thermal coefficient	k	0.66	W/m.K
Specific heat coefficient	C_p	4180	J/kg.K
Eta (a symbol for calculation of viscosity)		$7.4*0.000001*(T/100-T)^{6.28}$	$323<T<362.5$
		$-69122.86+2244.36*T-24.28*T^2+0.088*T^3$	$362.5<T<368$
		$4.11+\exp(23298.3*((1/T)-(1/(366.1))))$	$368<T<394$



شکل ۱- هندسه و مش مورد استفاده در شبیه‌سازی با کامسول

Figure 1- The geometry and mesh used for simulation with COMSOL

کامپیوتر مورد استفاده در حل عددی عبارت بود از Intel IVR Core™ i5CPU M 460@1.70 GHz و رم 6 GB. معادلات حاکم برای جریان آشفته غیر هم-دما طبق معادلات ۱ الی ۴ به شکل زیر تعریف شدند:

• جریان آرام

انتقال حرارت در سیال

$$d_z \rho C_p \frac{dT}{dt} + d_z \rho C_p u \cdot \nabla T + \nabla \cdot q = d_z Q + q_0 + d_z Q_p + d_z Q_{vd} \quad (2)$$

$$q = -d_z k \nabla T \quad (4)$$

• محاسبه F و L فرآیند

از آنجا که pH محلول نشاسته برابر 6 است، هدف استریلیزاسیون بر مبنای کاهش یا غیرفعال‌سازی اسپور باکتری کلاستریدیوم بوتولینیوم در نظر گرفته شد. بر این

$$\rho = \frac{du}{dt} + \rho(u \cdot \nabla)u = \nabla \cdot [-pI + \mu(\nabla u + (\nabla u)^T - \frac{2}{3}\mu(\nabla \cdot u)I)] + F \quad (1)$$

$$\frac{d\rho}{dt} + \nabla \cdot (\rho u) = 0 \quad (2)$$

² Lethality

¹ Backward Euler

دیسپرسیون خمیری نشده نشاسته باشد، تغییرات در سایر ویژگی‌های سیال در برابر حرارت، نادیده و با ویژگی‌های آب در 70°C برابر در نظر گرفته شد (یانگ و رائو ۱۹۹۸).

ج- داده‌های مربوط به سرد کردن محصول در نظر گرفته نشدند.

د- اثرات گرانشی ($9/81 \text{ ms}^{-2}$) به عنوان نیروی جسمی بیان شد.

ه- از تخمین بوستویک برای دانسیته مواد خوراکی به عنوان تابعی از دما استفاده شد (اردغو و همکاران ۲۰۱۲).

و- سیال هموزن در نظر گرفته شد.

ز- سرعت در دیواره لوله برابر صفر در نظر گرفته شد.

ح- فواصل زمانی محاسبات، ۱ ثانیه در نظر گرفته شد.

نتیجه و بحث

اعتبارسنجی مدل

همانطور که در شکل ۲ مشاهده می‌شود، داده‌های شبیه‌سازی سازی شده، به مقادیر داده‌های تجربی بسیار نزدیک است ($r=0/950$ و $\text{RSME}=0/124^{\circ}\text{C}$).

اساس کشندگی یا ضریب L طبق معادله ۵ تعریف شد (ایبارز و بابوساکانواس ۲۰۰۲):

$$L = 10^{(T-121.1)/z} \quad (5)$$

که در آن T دمای مرجع و T دمای اندازه‌گیری شدن در زمان فرآیند و Z دمای مورد نیاز برای تغییر زمان مرگ حرارتی به اندازه یک سیکل لگاریتمی است که در اینجا برابر ۱۰ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته می‌شود.

اندیس F تعداد دقایق مورد نیاز برای نابودی جمعیت معینی از میکروارگانیسم‌ها تحت شرایط معین را نشان می‌دهد است. اندیس F در مورد نابودی اسپور کسترییدیوم بوتولینیوم به اندازی $12D$ تعریف می‌شود. یعنی نابودی ۱۲ فاز لگاریتمی از جمعیت میکروارگانیسم هدف. اندیس F طبق معادله ۶ محاسبه می‌شود:

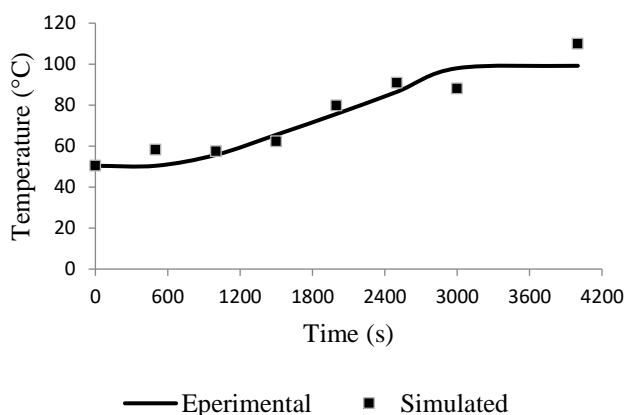
$$F = \Delta t \times \sum L \quad (6)$$

که در آن t زمان بر حسب ثانیه می‌باشد.

فرضیات حل مسئله

الف- از مقاومت حرارتی دیواره لوله صرف‌نظر شد (یانگ و رائو ۱۹۹۸).

ب- از آنجا که مقدار η_a (ویسکوزیته ظاهری) طی خمیری شدن می‌تواند از ۱۰ تا ۲۰۰۰ برابر بیشتر از



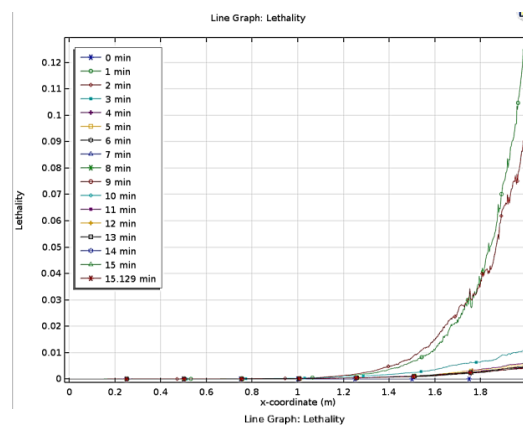
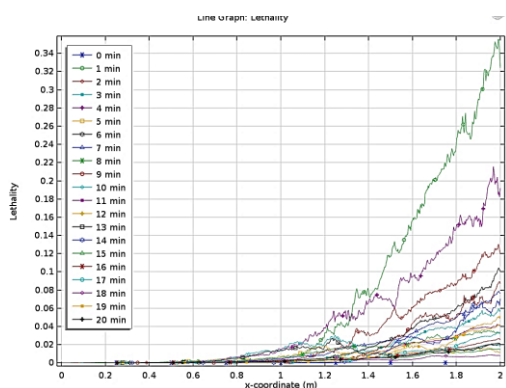
شکل ۲- تغییرات درجه حرارت در حین استریلیزاسیون محلول ۳/۵٪ نشاسته (مقادیر شبیه‌سازی شده و داده‌های تجربی)

Figure 2- Temperature changes during %3.5 starch dispersion sterilization (simulated and experimental values)

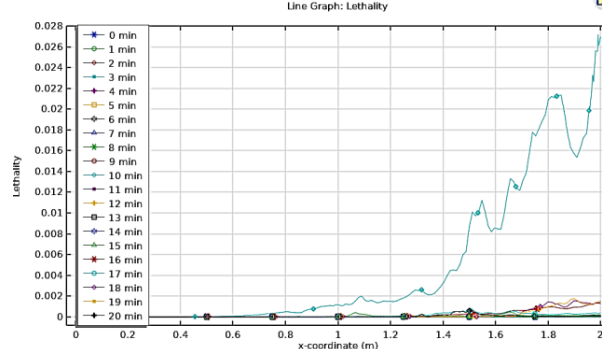
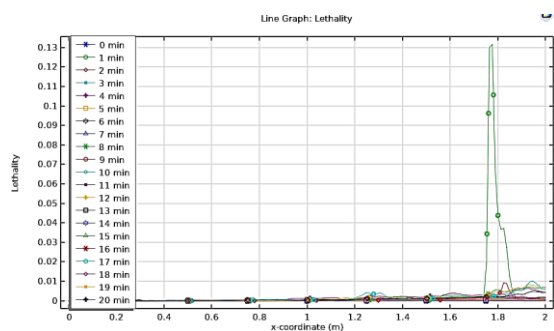
این نمودارها، با کاهش سرعت ورودی سیال، میزان کشندگی فرآیند اسپتیک افزایش یافته است (شکل A۲). زمانی که قطر لوله داخلی مبدل ۴ cm در نظر گرفته شد، میزان کشندگی در سرعت کمتر، تقریباً سه برابر افزایش یافت. در حالی که در قطر ۸ cm این میزان ۵/۶ برابر شد که رقم قابل توجهی می‌باشد. این نشان می‌دهد علاوه بر سرعت جریان سیال، تغییرات قطر لوله مبدل نیز تأثیرات زیادی بر میزان کشندگی میکروارگانیسم‌ها خواهد داشت. این موضوع از نظر طراحی مبدل‌های لوله‌ای دارای اهمیت است.

منحنی‌های میزان کشندگی میکروارگانیسم و مقدار F فرآیند در دو حالت طراحی مبدل دولوله‌ای در دو سرعت 0.5 و 1 m/s در شکل‌های ۳ و ۴ نشان داده شده است. هر دو منحنی مربوط به یک خط فرضی در امتداد محور مرکزی لوله داخلی، از ابتدای نقطه ورود سیال تا انتهای خروج سیال در نظر گرفته شده است. تفاوت خطوط نشان‌دهنده میزان کشندگی و عدد F فرآیند در هر لحظه از فرآیند، در کل نقاط محور مرکزی جریان سیال در لوله می‌باشد. همانگونه که مشاهده می‌شود، تغییرات قطر مبدل لوله‌ای و سرعت ورودی سیال خوراکی اثر معناداری در میزان کشندگی و F فرآیند داشته‌اند.

D= 4cm



D= 8cm
m

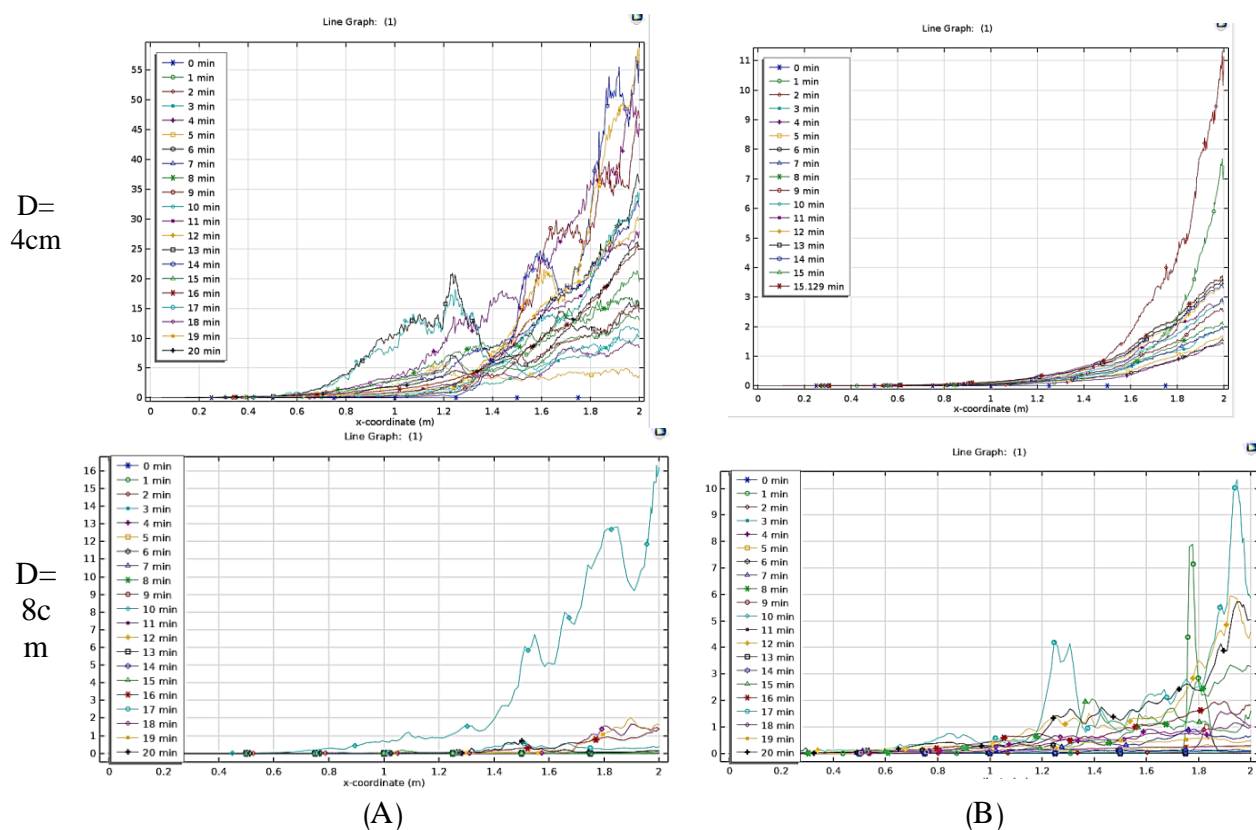


(A)

(B)

شکل ۳- منحنی‌های کشندگی در سیال غیرنیوتنی خوراکی در سرعت ورودی (A) 0.5 m/s و (B) 1 m/s

Figure 3- The curves of lethality in non-Newtonian food fluid at inlet velocities of (A) 0.5 m/s and (B) 1 m/s

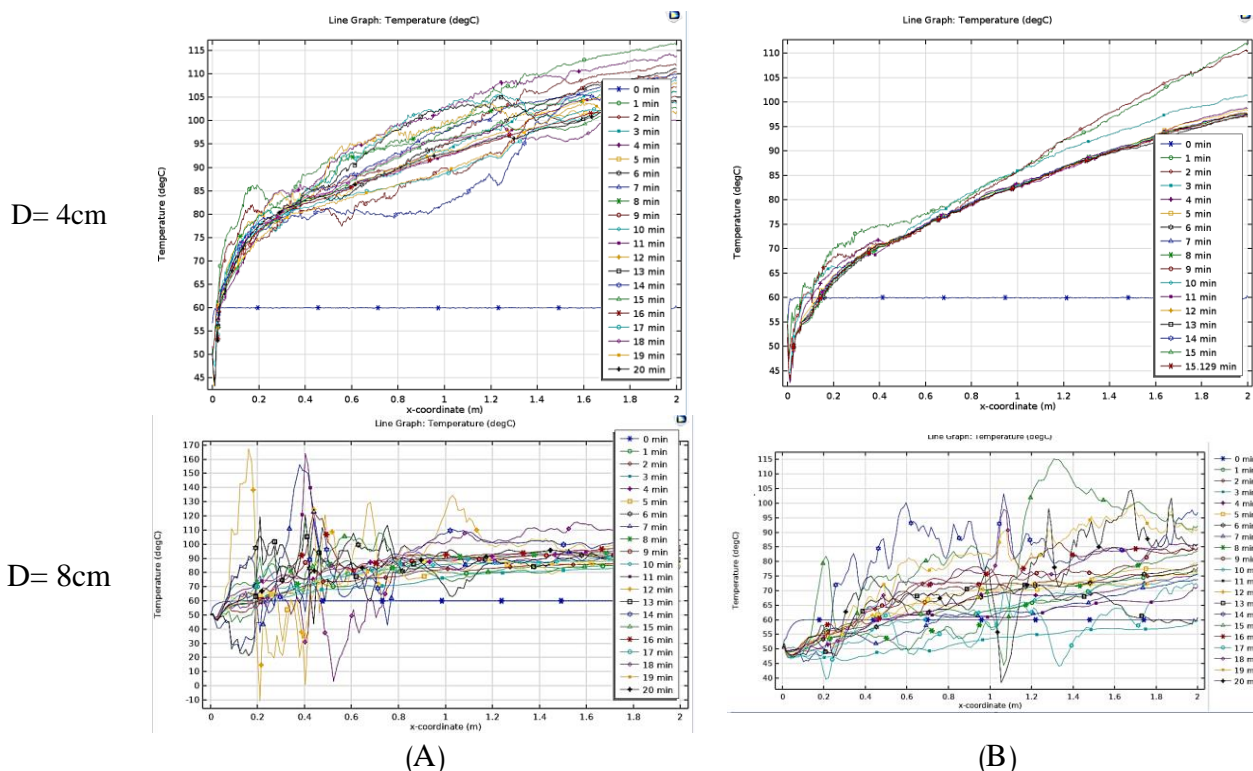


شکل ۴- منحنی‌های F فرآیند حرارتی (محور عمودی) در سیال غیرنیوتنی خوراکی در سرعت ورودی (الف) 0.5 m/s و (ب) 1 m/s

Figure 4- The curves of F -value (Y-axis) in non-Newtonian food fluid at inlet velocities of (A) 0.5 m/s and (B) 1 m/s

غذایی اثبات شده است. تغییرات ویسکوزیته مواد غذایی باعث تغییر سرعت حرکت سیال نیز خواهد شد. شکل ۵ به خوبی این تغییرات دما در اثر تغییر ویسکوزیته و سرعت سیال و همچنین قطر مبدل را نشان می‌دهد. در زمانی که سرعت ورود سیال کمتر است، تغییرات دمایی نیز کمتر می‌باشد اما در نهایت دمای نهایی در انتهای مسیر شبه‌سازی شده حرکت سیال، بیشتر خواهد بود. این نشان می‌دهد که با کاهش سرعت حرکت سیال، زمان ماند لازم برای افزایش دما تأمین می‌شود. این نتایج با توجه به نمودارهای کشندگی کاملاً همخوانی نشان داده‌اند.

تغییرات قطر لوله مبدل و سرعت حرکت سیال، عواملی هستند که در اصل باعث تغییرات توزیع دما درون سیال می‌شوند. ویدیارتی و همکاران (۲۰۲۰) نشان دادند که درجه حرارت و سرعت دارای اثر بارزی در طراحی فرآیندهای حرارتی اسپتیک سیالات غذایی حاوی ذرات هستند (ویدیارتی و همکاران ۲۰۲۰). این تغییرات توزیع دما در نهایت باعث تغییرات در میزان کشندگی و عدد F فرآیند در طول فرآیندهای حرارتی می‌شود. شکل ۵ نشان‌دهنده توزیع و مقدار تغییرات دما طی استریلیزاسیون اسپتیک در لوله می‌باشد. رابطه بین توزیع دما و ویسکوزیته در طول عملیات حرارتی مواد



شکل ۵- منحنی‌های دمای سیال غیرنیوتنی خوراکی در سرعت ورودی (A) ۰/۵ m/s و (B) ۱ m/s

Figure 5- The curves of fluid temperature in non-Newtonian food fluid at inlet velocities of (A) 0.5 m/s and (B) 1 m/s

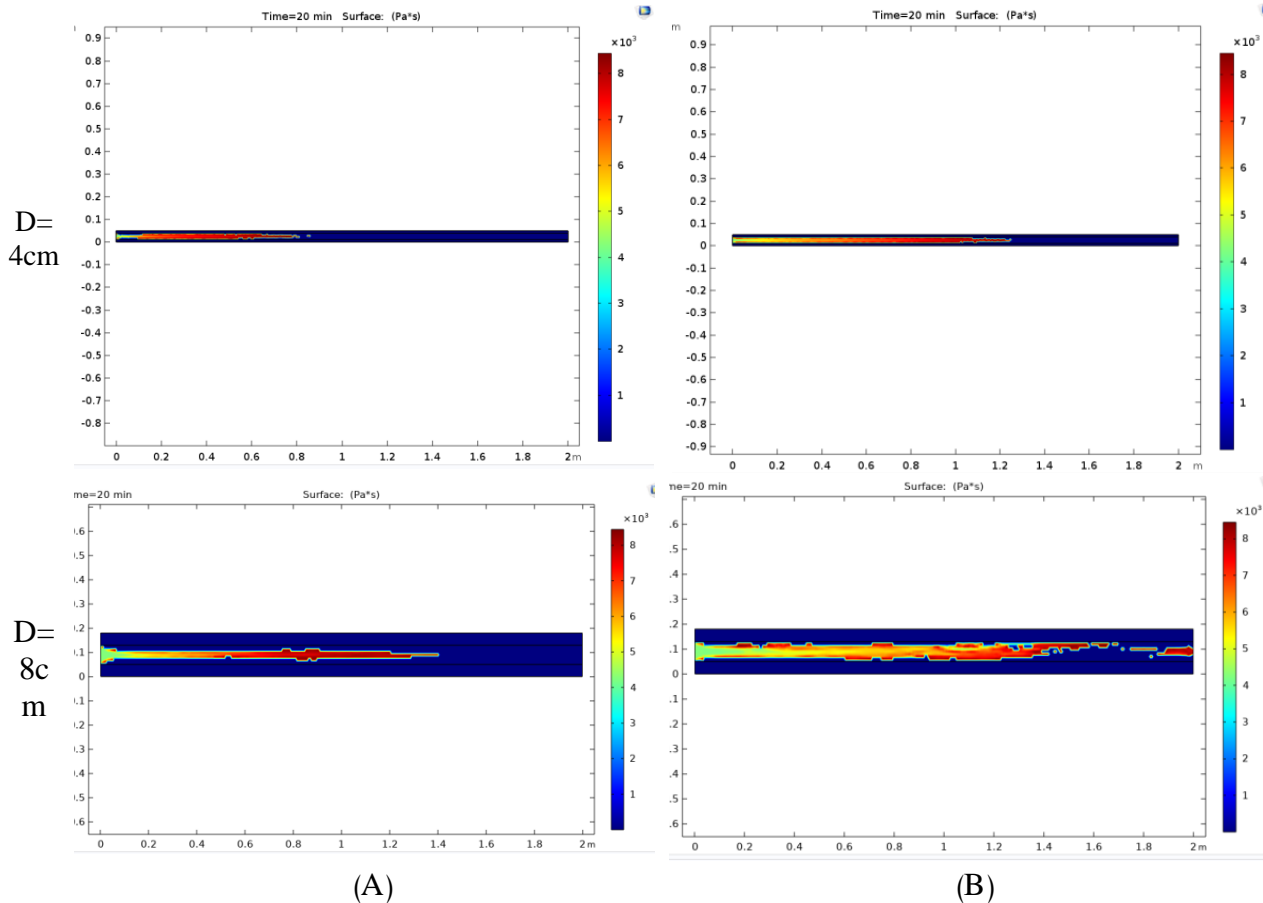
زمان ژلاتینه شدن آن می‌شود. ژلاتینه شدن باعث می‌شود تا حالت انتقال حرارت از فرم جابجایی به فرم هدایت تغییر یابد. بعد از افزایش بیشتر دما طی استریلیزاسیون، گرانول‌های نشاسته پاره شده و ویسکوزیته به آرامی کاهش می‌یابد. این باعث تغییر نحوه انتقال حرارت در سوسپانسیون می‌شود. یعنی از حالت هدایت به حالت جابجایی تغییر می‌یابد.

نکته مورد توجه در شکل ۶ آن است که در حالتی که قطر لوله و سرعت حرکت سیال درون آن افزایش یافت، افزایش ویسکوزیته در کل مسیر دو متری لوله مشاهده شد. اثر این تغییرات ویسکوزیته در شکل ۵ به خوبی بر دما مشاهده می‌شود و نوسانات دمایی در کل مسیر حرکت سیال وجود دارد. از این لحاظ در مورد سیالاتی که دارای منحنی حرارتی شکسته هستند و در فرمولاسیون آن‌ها از نشاسته، کربوکسی متیل سلولز و غیره استفاده می‌شود، جهت دستیابی به استریلیزاسیون

با توجه به شکل ۵ و ۶ و تغییرات دمایی در بخش‌های مختلف طول لوله مبدل به ویژه زمانی که قطر لوله افزایش می‌یابد، می‌توان نتیجه گرفت دمای سیال تابع ویسکوزیته سوسپانسیون نشاسته نیز می‌باشد. در شکل پنج مشاهده می‌شود ویسکوزیته در ابتدای لوله مبدل ابتدا افزایش یافته و سپس کاهش می‌یابد. این به خوبی تغییرات ویسکوزیته سوسپانسیون نشاسته در اثر ژلاتینه شدن را نشان می‌دهد. گرما باعث ژلاتینه شدن، افزایش ویسکوزیته و نوسانات دمایی در ابتدای لوله مبدل می‌شود. این نوسانات دمایی از شکل ۵ قابل استنتاج است.

همانگونه که رنجبر (۲۰۱۹) اشاره داشته است، تغییرات ویسکوزیته سیال باعث تغییرات دما در محلول نشاسته خواهد شد. نشاسته یک سیال با منحنی حرارتی شکسته است و تغییرات دمایی ابتدا باعث افزایش ویسکوزیته در

کامل، در نظر گرفتن سرعت ورود سیال و طراحی مبدل از اهمیت بسیار بالایی برخوردار است.



شکل ۶- توزیع ویسکوزیته سیال غیر نیوتنی خوراکی در سرعت ورودی (الف) ۰/۵ m/s و (ب) ۱ m/s

Figure 6- The viscosity profile in non-Newtonian food fluid at inlet velocities of (A) 0.5 m/s and (B) 1 m/s

ویسکوزیته و کرنش سیال در برابر نیروهای برشی اثر معناداری گذاشتند. این پژوهش نشان داد که شبیه سازی رفتار جریان سیال قبل از طراحی و ساخت دستگاه های صنایع غذایی امری کمک کننده برای کاهش خطا و اطمینان از استریلیزاسیون محصول نهایی می باشد.

جدول علامات و اختصارات

C_p	حرارت ویژه مواد غذایی مایع (J/kg K)
Q	نرخ انتقال حرارت (W)
t	زمان حرارت دهی (s)
T	درجه حرارت (°C)
ρ	دانسیته (kg/m ³)
∇	عملگر دیفرانسیلی $\nabla = \frac{\partial}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial z}$

نتیجه گیری

مسئله استریلیزاسیون در سیالات غذایی از آن جهت که غالب این سیالات رفتار غیر نیوتنی از خود نشان می دهند، از اهمیت بالایی برخوردار است. همانگونه که در مطالعه پیش رو محاسبه شد، تغییرات ویسکوزیته در بخش های مختلف یک مبدل حرارتی لوله ای باعث تغییر توزیع دما و در نتیجه تغییر نرخ استریلیزاسیون در سیال خوراکی می شود. این موضوع از آن جهت اهمیت بیشتری پیدا می کند که برخی از سیالات غیر نیوتنی رفتاری دوگانه طی حرارت دهی از خود نشان می دهند. برای مثال سیالات با منحنی شکسته. تغییرات دما، سرعت پمپ کردن سیال به درون مبدل و قطر مبدل از عوامل مهمی هستند که بر

منابع مورد استفاده

- Berk Z, 2018. *Food process engineering and technology*: Academic press. New India Publishing Agency.
- Betta G, Barbanti D, & Massini R, 2011. Food Hygiene in aseptic processing and packaging system: A survey in the Italian food industry. *Trends in food science & technology*, 2(6). Pp. 327- 334.
- Dalvi m, 2021. Comparison of efficiency between two different numerical modeling methods to predict tomato paste temperature during pasteurization process. *Journal of Food Research*. 31(1). 83-94. <https://doi.org/10.22034/fr.2021.35286.1689>
- Erdogdu F, and 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. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 55: Pp. 3774–3788.
- Haghnazari S, Eskandarnasab M, Moradi S, & Memariyan M, 2019. Pasteurizing the milk with the induction heating energy and evaluating its organoleptic properties. *Journal of Food Research*. 29(1).
- Heldman D, 1989. Establishing aseptic thermal processes for low-acid foods containing particulates. *Food technology (USA)*. 53(4). Pp. 312-320. doi: 10.4315/0362-028X-53.4.312
- Ibarz A, & Barbosa-Cánovas, G. V, 2002. *Unit operations in food engineering*: CRC press. 920 Pages
- Nanjegowda M, Jani B, & Devani B, 2022. Aseptic Processing. In *Thermal Food Engineering Operations* Pp. 117-139.
- Ramaswamy H, Abdelrahim K, Simpson B, & Smith J, 1995. Residence time distribution (RTD) in aseptic processing of particulate foods: a review. *Food Research International*, 28(3). Pp. 291-310 .
- Ranjbar Nedanami A, Ziaifar A. M, Parvini M, Kashaninejad M, & Maghsoudlou Y, 2018. Numerical calculation of sterilization heat penetration parameters based on initial temperature and headspace in canned nonNewtonian fluid. *Journal of Food Processing and Preservation*, 42(10). doi:<https://doi.org/10.1111/jfpp.13709>
- Ruyter P, & Brunet R, 1973. Estimation of process conditions for continuous sterilization of foods containing particulates. *Food Technology*, 27(7). P. 44.
- Stoforos N, & Sawada H, 2007. Aseptic processing of liquid/particulate foods. *Heat Transfer in Food Processing—Recent Developments and Applications*; WIT Press: Southampton, UK, Pp. 187-208 .
- Stoforos N. G, & Merson R. L, 1991. Measurement of heat transfer coefficients in rotating liquid/particulate systems. *Biotechnology Progress*, 7(3), Pp. 267-271 .
- Vidyarthi S. K, Mishra D. K, Dolan K. D, & Muramatsu Y, 2020. Inverse estimation of fluid-to-particle heat transfer coefficient in aseptic processing of particulate foods. *Biosystems Engineering*, 198, Pp. 210-222 .
- Yang W, & Rao M, 1998. Numerical study of parameters affecting broken heating curve. *Journal of food engineering*, 37(1), Pp. 43-61 .



Journal of Food Research, 2023,33(3):23-34
<https://foodresearch.tabrizu.ac.ir>

OPEN ACCESS



© 2009 Copyright by Faculty of Agriculture, University of Tabriz, Tabriz, Iran
 This is an open access article under the CC BY NC license (<https://creativecommons.org/licenses/by-nc/2.0/>)
 DOI: DOI:10.22034/FR.2023.51783.1838

Numerical simulation of lethality and F-value of a non-newtonian fluid aseptic sterilization under the fluid velocity effect and tube diameter in a double tubular exchanger

A Ranjbar Nedamani^{1*}

Received: May 22,2022 Accepted: February 21, 2023

¹Assistant Professor, Department of Biosystem Engineering, Faculty of Agricultural Engineering- Sari Agricultural Sciences and Natural Resources University- Sari- Mazandaran- Iran

*Corresponding author: Email: a.ranjbar@sanru.ac.ir

Introduction: Heat processing is the most common unit operation in food process industries such as canning, pasteurization, and sterilization. In the traditional food heating process, the food is filled in a package and then the heat process starts, but in some new technologies such as the aseptic process, the food heat processing is before the packaging and after heating, food will be packaged in a sterilized condition. The aseptic process needs a high temperature for sterility. But in comparison with traditional heating sterilization can destroy the microorganisms at high rates and also can more deserve the texture, flavor, color, and nutritional elements of food. The foods which are processed under aseptic conditions show higher shelf-life, and nutritional characteristics and their packaging in different types and sizes is possible. These factors make the aseptic process more attractive for use in food sterilization. Today the numerical simulation is used for investigating the temperature and lethality to insurance how the food fluids reach the determined temperature during the aseptic heating process. Since the viscosity and velocity of the fluid and the design of an aseptic heat exchanger are effective on the temperature profile of fluids, in this manuscript the numerical simulation was used for studying the lethality and temperature profile inside a broken heating non-Newtonian fluid.

Materials and methods: In this study, a 3.5% starch dispersion was used for simulation. Since the starch dispersion is a broken heating fluid, three temperature limitations were assumed for viscosity changes during sterilization. The first limit was 78-89°C, which relates to the starch pre-gelatinization limit and shows the starch dispersion viscosity is increasing to make a starch paste, and the second at 89.5-92.5°C which relates to starch gelatinization and shows the starch dispersion viscosity is reaching the highest level, and the third at 92.5-121°C which is for post-gelatinization of starch and shows the decrease in starch dispersion viscosity. This decrease relates to granules rupturing basically due to temperature increasing to the 121°C. For the simulation in this study, the two factors of inlet velocity of the fluid (0.5 and 1m/s) and inner tube diameter (inner tubes 4 and 8 cm) were considered. The lethality and F-value were calculated simultaneously with simulation in COMSOL software. The COMSOL 5.3a was used for simulation. The general alpha method and backward Euler time steps were used for solving the laminar flow and mass transfer equations. The geometry consists of a double tube heat exchanger of 2m in length. The outer tube diameter was 18cm. The steam with 121°C is assumed as the heating medium for sterilization. 3.5% starch dispersion with an inlet temperature of

40°C was used. The mesh quality in the simulation was 0.8. the tube material was stainless steel. The vapor is injected between two tubes. The lethality and F-value for *Clostridium botulinum* spores were calculated numerically. The simulated graphs and temperature were extracted from COMSOL after validation of the simulated data. The heat resistance of the inner tube and cooling phase was ignored. It was assumed that the fluid is hemogenic, and the velocity near the wall is zero.

Results and discussion: The changes in diameter and fluid inlet velocity had a significant effect on lethality and F-value. Reducing the inlet velocity leads to increasing the lethality. When the diameter of the inner tube was 4cm, the lethality in lower velocity shows a 3-fold increase. While the lethality at the inner diameter of 8cm was 6.5-fold which is considerable. This shows despite fluid flow, changes in tube diameter have a high effect on microorganisms' lethality. When the inlet velocity was low, the temperature changes during the tube length were low but finally, at the end of the exchanger, the changes in temperature were high. This shows when the fluid velocity reduces, the needed holding time for reaching a determined temperature will be achieved. Temperature also is a function of the starch dispersion viscosity. The viscosity of starch at the first parts of the tube increases due to gelatinization. But after, from the center to the end of the tube the viscosity decreases. These changes in viscosity are a result of gelatinization and pos-gelatinization of starch. The heat leads to starch gelatinized in the first part of the tube and the temperature changes were high due to inconsistency of viscosity in all layers of fluid. When the diameter of the inner tube and the inlet velocity of the fluid increased, the increase of viscosity happened in total flow. Finally, the simulated data show that the changes in fluid viscosity in different places in a heat exchanger led to changes in temperature distribution and finally changes in the sterilization process. This is important when the fluid viscosity change with temperature or other unit operations combined with temperature.

Conclusion: The results show both factors of inner tube diameter and inlet fluid velocity have a significant effect on the temperature profile of fluid and the lethality and F-value of aseptic sterilization. Especially the flow behavior is a function of the tube diameter. This is important when the starch is a broken heating fluid and its viscosity changes during the heating process. These viscosity changes in the starch fluid are also dependent on temperature profile and show very exact calculations for lethality. The changes in inlet velocity of fluid, temperature, pumping conditions, and tube diameter are the most important factors that affect the viscosity of food fluids. This study shows that simulation of fluid behavior during heat processing is important before designing and manufacturing the food machinery. This can be helpful for reducing the challenges during unit operations, and errors, and can assure the sterility of the final food product.

Keywords: *Numerical simulation, Aseptic, Double tube heat exchanger, Lethality*