

مطالعه جریان در تبخیر کننده صفحه‌ای تغذیه پیشرو با استفاده از مدل‌سازی دینامیک

سیال

امیدرضا روستاپور*، حمیدرضا گازر و حسن صفی‌یاری**

* نگارنده مسئول، نشانی: زرکان، مرکز تحقیقات کشاورزی و منابع طبیعی فارس، ص. پ. ۱۱۱-۷۳۴۱۵، تلفن: ۴۲۲۳۷۷۹ (۰۷۱۲)،

پيام‌نگار: roustapour@farsagres.ir

** به‌ترتیب استادیار مرکز تحقیقات کشاورزی و منابع طبیعی استان فارس؛ استادیار موسسه تحقیقات فنی و مهندسی کشاورزی؛ و

دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک ماشین‌های کشاورزی دانشگاه شیراز

تاریخ دریافت: ۹۱/۱۱/۶؛ تاریخ پذیرش: ۹۲/۷/۱۳

چکیده

تغلیظ موجب کاهش درصد آب موجود در مواد غذایی مایع و افزایش عمر مفید آن‌ها می‌شود. تغلیظ به روش‌های مختلف به کمک تبخیرکننده‌ها انجام می‌شود. برای کنترل فرایند تبخیر، مطالعه و شبیه‌سازی رفتار دینامیکی تبخیرکننده‌ها، قبل از طراحی و ساخت آن‌ها، ضروری است. در این تحقیق فرایند تغلیظ آب انار از ۱۸ به ۵۰ درصد، به‌صورت یک مدل دو فاز مخلوط در یک تبخیرکننده صفحه‌ای جریان اجباری تغذیه پیشرو، با استفاده از نرم‌افزار فلوئنت، شبیه‌سازی شده است. بر اساس نتایج به‌دست آمده، مکش در ستون تبخیر توسعه می‌یابد و تنها در ابتدای مسیر، از ورودی تا فاصله حدود ۲۰ سانتی‌متری از ورودی، مقداری افت فشار وجود دارد. روند تغییر دما نشانگر افزایش دما در ستون تغلیظ است، که در ابتدا با شدت زیاد و با ادامه یافتن فرایند، با شدت کمتری رخ می‌دهد. با ادامه جریان بخار به‌سمت خروجی، مقدار متوسط سرعت افزایش می‌یابد. بررسی تغییرات شعاعی اندازه سرعت نشان‌دهنده حداکثر سرعت در وسط محیط جریان و کاهش تدریجی آن تا مرزهای جداره واحد تغلیظ است. در ستون تغلیظ، جزء حجمی آب انار به تدریج کاهش اما جزء حجمی بخار افزایش می‌یابد. نتایج حاصل از این مدل‌سازی قابل تعمیم برای محصولات مایع دیگر نیز هست، اما ضرورت دارد ویژگی‌های حرارتی- فیزیکی مایع مورد نظر را در سطوح مختلف غلظت برای نرم‌افزار تعریف کرد.

واژه‌های کلیدی

تبخیرکننده، جزء حجمی، مدل مخلوط، مدل‌سازی دینامیک سیال

مقدمه

تبخیر ممکن است در یک یا چند مرحله انجام گیرد. در تبخیر چندمرحله‌ای، محصول مایع در چند مرحله با منبع حرارتی در تماس قرار می‌گیرد و بخار تولید شده در هر مرحله به‌عنوان منبع حرارتی برای مرحله بعدی است. در صنایع غذایی، متداول‌ترین نوع تبخیر چند مرحله‌ای، تبخیر ۲ و ۳ مرحله‌ای است. کاربرد تبخیرکننده‌های چند مرحله‌ای از لحاظ اقتصادی مقرون به صرفه است.

تغلیظ در واقع جدایش آب موجود در مواد غذایی مایع به‌منظور کاهش حجم و افزایش عمر مفید محصولات و تسهیل حمل و نقل آن‌هاست. ماده نهایی این فرایند، مایع و یا خمیر با میزان رطوبت پایین‌تر است. طی عملیات حرارتی می‌توان آب موجود در محصول را خارج و آن‌ها را تغلیظ کرد.

مدل سازی ضروری است. بر اساس مدل سازی، فرایند تغلیظ نیاز به آگاهی از ویژگی های حرارتی- فیزیکی ماده مانند گرمای ویژه و برخی پارامترهای ویژه مانند ضریب کلی انتقال حرارت، سطح تبخیر، گرمای نهان تبخیر و جرم تغلیظ یافته در هر واحد تبخیر کننده دارد. همچنین دانستن جرم حجمی ماده جهت تعیین دبی جرمی ورودی به هر واحد تغلیظ با توجه به دما و غلظت خوراک ضروری است.

جانسون (Johnson, 1960) چندین مدل تجربی با هدف بهینه سازی کیفیت و کنترل سیستم واحدهای تغلیظ فیلم ریزشی ارائه داد و پارامترهای مورد نیاز را به صورت تجربی محاسبه کرد. مدل سازی و کنترل خطی تبخیر کننده ها در تغلیظ مواد غذایی ضروری و در افزایش کیفیت محصول نهایی و کنترل انرژی مصرفی موثر است زیرا عوامل مختلفی از قبیل زمان ماندگاری محصول در تبخیر کننده در کیفیت محصول موثر است و کاربرد مدل های ریاضی در کنترل این عوامل نقش بسزایی دارد (Tonelli et al., 1990). رانیون و همکاران (Runyon et al., 1991) تبخیر کننده های دو واحدی به منظور تغلیظ آب گوجه فرنگی مدل سازی و تأثیر پارامترهای مختلف را برای کنترل و تولید محصول با غلظت ثابت بررسی کردند.

وینچستر و مارش (Winchester & Marsh, 1999) مدل دینامیکی یک تغلیظ کننده فیلم ریزشی را مطالعه کردند و به این نتیجه رسیدند که به علت عدم شناسایی دامنه اغتشاشات حاصل از تاخیر زمانی در فرایند، امکان کنترل این واحد وجود ندارد.

فرضیه های در نظر گرفته شده در مدل های ریاضی تغلیظ به حرارتی- فیزیکی ماده تغلیظ شونده و پارامترهایی از قبیل ضریب کلی انتقال حرارت، گرمای ویژه ماده، سطح تبخیر، گرمای نهان تبخیر و دبی جرمی تغلیظ وابسته است (Riverol & Napolitano, 2000).

فرایند تغلیظ در انواع آب میوه ها، از جمله آب انار به منظور تولید کنسانتره رواج دارد. درخت انار (*Punica granatum L.*) بومی ایران و مناطق مجاور آن است. سطح زیر کشت انار در کشورمان بالغ بر ۶۳ هزار هکتار است. باغ های انار عمدتاً در استان های فارس، مرکزی، یزد، اصفهان، کرمان و خراسان پراکنده اند. میزان کل تولید سالیانه انار در کشور بیش از ۷۰۲ هزار تن گزارش شده است. استان فارس، از نظر میزان تولید و سطح زیر کشت محصول انار، مقام اول را در بین استان های کشور دارا است. کشت و پرورش انار در اکثر مناطق استان فارس، سابقه طولانی دارد و شرایط آب و هوایی مناسب کشت و کار این محصول در این استان مناسب است.

در استان فارس بر اساس آمار سازمان جهاد کشاورزی، ۱۳۲۷۷ هکتار زمین زیر کشت انار قرار دارد؛ تولید سالانه این محصول ۱۹۳۲۶۲ تن و عملکرد متوسط آن ۱۶۶۵۰ کیلوگرم در هکتار است. متوسط عملکرد انار در کل کشور ۱۲۵۸۶ کیلوگرم در هکتار است (Anon, 2011).

میوه انار غنی از ویتامین های C، B₁ و B₂ و مواد معدنی حاوی عناصری مانند سدیم، فسفر، آهن، منیزیم و پتاسیم و ترکیبات قندی گلوکز، فروکتوز و همچنین اسید مالیک و اسید سیتریک است. از این میوه در صنعت برای تولید آب میوه و کنسانتره، انار دانه و پودر انار استفاده می شود. به طور کلی آب انار ۱۳ درصد قند دارد و اسیدیته آن ۱/۳ درصد است. تغلیظ آب انار به منظور کاهش احتمال فساد و افزایش عمر مفید آن اهمیت زیادی دارد (Altan & Maskan, 2005).

کدت و همکاران (Cadet et al., 1999) نشان دادند که مدل سازی و کنترل فرایند تغلیظ مواد غذایی تأثیری بسزا بر کیفیت و مصرف انرژی دارد. مدل های ریاضی فرایند تغلیظ پیچیده است ولی برای بررسی و کنترل تأثیر پارامترهای گوناگون به منظور ارتقای کیفی فرایند،

بهینه‌سازی عملکرد آن مناسب است. نتایج شبیه‌سازی حاکی از این است که سرعت سیال در امتداد شعاعی تأثیر بیش‌تری روی توزیع دما و عملکرد تبخیرکننده، نسبت به سرعت محوری دارد (Li *et al.*, 2011).

هو و همکاران (Hou *et al.*, 2012) برای شبیه‌سازی جریان پایا در تبخیرکننده فیلم ریزشی با لوله‌های افقی مدلی ارائه و جریان سیال و نیز انتقال حرارت را تحلیل کردند. نتایج بررسی‌های این محققان نشان می‌دهد که جریان بخار در لوله‌ها توزیع یکنواخت ندارد. همچنین، در ناحیه ورودی لوله، ضریب کلی انتقال حرارت به حداکثر مقدار خود می‌رسد که به تدریج در طول جریان کاهش خواهد یافت.

کلیه تجهیزات تبخیرکننده مسطح، از قبیل بدنه، شیرهای برداشت بخار و مخزن جبران‌کننده، توسط یک مدل ریاضی سه بعدی شبیه‌سازی شدند. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش بار حرارتی، شدت بالا رفتن دما در ناحیه حرارتی نسبت به مخزن جبران‌کننده بیشتر خواهد شد و نیز میزان تبخیر در نواحی مختلف تبخیرکننده متفاوت است به طوری که در شرایط کاری عادی، حرارت کافی در محیط تبخیرکننده وجود ندارد و در نتیجه شدت تبخیر کاهش می‌یابد (Chernysheva & Maydanik, 2012).

در تحقیق حاضر، فرایند تغلیظ آب انار از ۱۸ به ۵۰ درصد در تبخیرکننده صفحه‌ای سه مرحله‌ای کارخانه مزرعه سبز نیریز به روش CFD و با استفاده از مدل دو فاز مخلوط شبیه‌سازی شد. هدف این تحقیق، بررسی تغییرات سرعت جریان، فشار و دما، به‌عنوان عوامل کنترل‌کننده فرایند، و در ادامه روند تبخیر و تبدیل مایع به بخار طی فرایند تغلیظ است. شرایط مرزی هر واحد تبخیر کارخانه از قبیل دما و فشار بر اساس داده‌های اندازه‌گیری شده با ابزار دقیق، تعریف شد. نتایج حاصل از

پارامالینگام و همکاران (Paramalingam *et al.*, 2000) برای تبخیرکننده‌های فیلم‌ریزشی چند مرحله‌ای، یک مدل دینامیکی ارائه دادند که در آن شیر به‌عنوان خوراک ورودی تعریف شده است. در این مدل‌سازی، اصلاحات زیادی در کنترل فرایند صورت گرفت. لاتینن (Lahtinen, 2001) به‌هنگام مدل‌سازی دینامیکی تبخیرکننده‌های فیلم ریزشی از کنترل‌کننده فازی استفاده و به بهینه‌سازی کنترل متغیرهای خروجی پرداخت. در سال‌های اخیر برای تغلیظ‌کننده‌های چند مرحله‌ای از حلقه‌های کنترل متوالی استفاده شده است (Paramalingam *et al.*, 2001).

میراندا و سیمپسون (Miranda & Simpson, 2005) یک مدل ریاضی را برای شبیه‌سازی تبخیرکننده‌های چند مرحله‌ای فیلم ریزشی برای تغلیظ آب گوجه‌فرنگی ارائه داده‌اند. این مدل شامل روابط تجربی مربوط به ویژگی‌های حرارتی- فیزیکی محصول است که در بررسی تعادل ترمودینامیکی فرایند مورد استفاده می‌باشند. بر اساس نتایج به‌دست آمده، ضریب کلی انتقال حرارت و گرمای نهان تبخیر از مهم‌ترین پارامترهای فرایند هستند. جریان دو فاز در لوله‌های تبخیرکننده به روش عددی حجم کنترل توسط مورالس رویز و همکاران (Morales-Ruiz *et al.*, 2009) شبیه‌سازی شد. در این خصوص، شار حرارتی، تنش‌های برشی و جریان بررسی شده است. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که حل جریان مستقل از پارامترهای عددی از قبیل معیار همگرایی و تعداد گره‌های شبکه انتخابی است.

یک مدل ریاضی جامع برای شبیه‌سازی تبخیرکننده‌های CPL^۱ ارائه و جریان مایع، انتقال حرارت و تغییر فاز در صفحات متخلخل بررسی شد. بر پایه این روش، تأثیر سازه متخلخل روی انتقال جرم و حرارت قابل بررسی است. این مدل‌سازی برای طراحی تبخیرکننده و

خروجی به کار گرفته می‌شود. در شبیه‌سازی دینامیکی اثر متغیرهای ورودی و اغتشاشات موجود بر متغیرهای خروجی بررسی می‌شود. با تغییر متغیرهای ورودی تغلیظ‌کننده می‌توان به خروجی مطلوب دست یافت.

برای هر مرحله از تبخیرکننده، معادلات جرم کلی، جرم جزئی و انرژی و همچنین دو موازنه جرم و یک موازنه انرژی به دست می‌آید. همچنین، برای بخار داخل پوسته یک موازنه انرژی به دست خواهد آمد که به آن‌ها پرداخته خواهد شد.

برای دستیابی به الگوی جریان برای طراحی بهینه سیستم، شبیه‌سازی دینامیک سیال تبخیرکننده‌ها به کار گرفته می‌شود. تبخیرکننده کارخانه تولید آب انار کنسانتره در مزرعه سبز شهرستان نیریز فارس که از نوع صفحه‌ای تغذیه پیشرو با جریان اجباری است و در آن‌ها خوراک از پایین صفحات تحت مکش به سمت بالا جریان می‌یابد، شبیه‌سازی دینامیکی شده است.

مشخصات عملیاتی واحد تبخیر

کارخانه تغلیظ آب انار مزرعه سبز نیریز شامل سه مرحله عملیاتی و هر مرحله شامل تعدادی صفحه است که به صورت عمودی در کنار هم قرار گرفته‌اند. بین این صفحات یک در میان بخار داغ و خوراک جریان دارد (شکل ۱). این مجموعه تجهیزات دیگری از قبیل پمپ‌های انتقال، پیش‌گرم‌کن خوراک و چگالنده بخار می‌باشد. از پیش‌گرم‌کن برای گرم‌کردن خوراک آب انار ورودی تا دمای ۸۵ درجه سلسیوس استفاده می‌شود. خوراک پس از عبور از پیش‌گرم‌کن با فشار ۰/۸ - بار وارد تبخیرکننده مرحله اول می‌شود و بر روی صفحات آن به صورت فیلمی نازک از پایین به بالا جریان می‌یابد. از طرفی، بخار داغ با فشار ۱ بار و دمای ۹۵ درجه سلسیوس وارد تبخیرکننده می‌شود و از بالا روی صفحات بخار جریان می‌یابد. در این مرحله، غلظت (ماده جامد محلول)

مدل‌سازی، جهت بهبود شرایط کارکرد کارخانه از قبیل دما، فشار و بررسی شرایط تبخیر در هر واحد مناسب است.

مواد و روش‌ها

تجهیزات واحد تبخیر و شبیه‌سازی دینامیک سیال فرایند

جهت کنترل هر فرایند تبخیر، علاوه بر روش تجربی که اندازه‌گیری اغتشاشات و اصلاح آن‌هاست می‌توان به مطالعه و شبیه‌سازی رفتار دینامیکی آن به روش نظری، قبل از طراحی هر فرایند پرداخت. با وجود فرضیات ساده‌کننده در حل عددی، با این روش می‌توان رفتار جریان را به سادگی بررسی کرد (Kacak et al., 2002). در این باره نیاز خواهد بود به تعریف دسته‌ای از متغیرهای وابسته پایه به عنوان بیان‌کننده‌های حالت طبیعی فرایند و نیز به معادلاتی بر حسب این متغیرها برای بررسی تغییر حالت طبیعی فرایند نیاز خواهد بود.

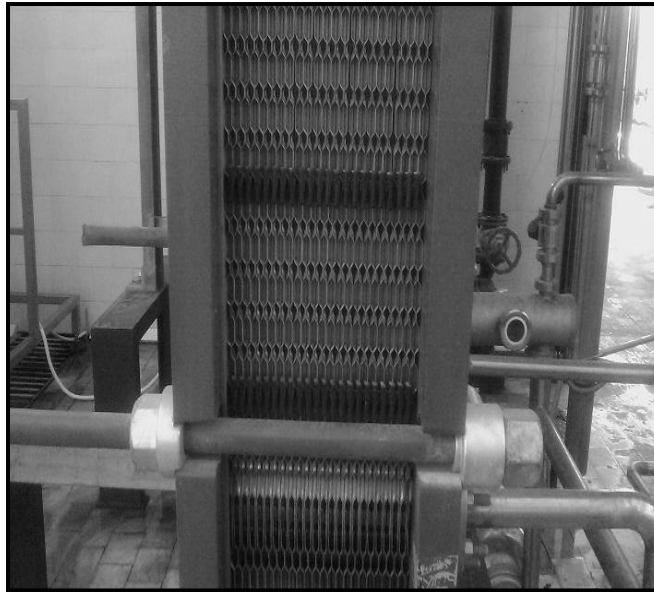
به‌طور کلی در بیشتر فرایندها سه کمیت جرم، انرژی و مومنتم (اندازه سرعت) به عنوان متغیرهای پایه بررسی می‌شوند. این کمیت‌های پایه توسط متغیرهایی مانند جرم حجمی، غلظت، دما، فشار و دبی، که متغیرهای حالت فرایند هستند، بیان می‌شوند. رابطه کلی اصل بقا برای کمیت پایه (S) به این گونه است:

"مجموع S در سیستم در واحد زمان = S ورودی از مرزهای سیستم در واحد زمان) - (S خروجی از مرزهای سیستم در واحد زمان) + (تولید S در سیستم در واحد زمان) - (S مصرفی در سیستم در واحد زمان)".

شبیه‌سازی دینامیکی می‌تواند به صورت مدار باز یا مدار بسته باشد. در حالت نخست (مدار باز)، سیستم کنترل در تغلیظ‌کننده وجود ندارد ولی در حالت دوم (مدار بسته) سیستم کنترل مطرح خواهد بود و در

کننده مرحله سوم ارسال می‌شود. در این مرحله، دمای بخار ورودی به تبخیرکننده ۷۵ درجه سلسیوس و غلظت آب انار کنسانتره خروجی از آن ۶۵ درصد است. یادآوری می‌شود که دمای خوراک در هر مرحله، به شرایط عملیاتی از قبیل دما، فشار، غلظت و مقدار خوراک ورودی بستگی دارد.

آب انار از ۱۸ درصد به ۳۵ درصد می‌رسد. آب انار کنسانتره خروجی از این مرحله پس از جدایش از بخار به تبخیرکننده مرحله دوم ارسال می‌شود. دمای بخار ورودی به این مرحله ۸۵ درجه سلسیوس و غلظت آب انار کنسانتره خروجی این مرحله حدود ۵۰ درصد است. این خوراک به جداکننده مرحله دوم وارد و سپس به تبخیر



شکل ۱- واحد تغلیظ نوع صفحه‌ای با جریان اجباری

فرضیات لازم برای مدل‌سازی ریاضی

برای موازنه جرم و انرژی در تبخیرکننده، فرضیات ذیل در نظر گرفته می‌شود.

۱- خوراک همگن است.

۲- ضریب کلی انتقال حرارت فازهای مایع - بخار روی صفحات خوراک با بخار داغ روی صفحات بخار، ثابت فرض می‌شود.

۳- فازهای بخار و مایع روی صفحات خوراک در حالت تعادل در نظر گرفته می‌شوند.

۴- بین آب انار جریان یافته بر صفحات و بخار داغ حرارت انتقال می‌یابد و از انتقال حرارت بخار داغ به محیط صرف نظر می‌شود.

۵- توزیع مایع روی صفحات یکسان است.

۶- فاز اولیه (خوراک) و فاز ثانویه (بخار) به صورت جریان تراکم‌ناپذیر در نظر گرفته می‌شوند.

معادلات حاکم بر تبخیرکننده با مشخص کردن معادلات ریاضی، متغیرهای حالت و روابط تجربی مورد نیاز و مشخصه‌های عملیاتی به دست آمده و با استفاده از روش عددی حل می‌شوند.

مدل‌سازی ریاضی مسئله

معادلات ریاضی تبخیرکننده

مدل دینامیکی تبخیرکننده بر اساس بقای جرم و انرژی و روابط تجربی به دست می‌آید که شرح‌دهنده

$c_c =$ غلظت خوراک خروجی از واحدها (درصد).
بر این اساس و با فرض این که مایع غلیظ شده از خروجی مرحله اول به عنوان ورودی مرحله دوم و همچنین خروجی مرحله دوم به عنوان ورودی مرحله سوم است، معادلات موازنه جزئی جرم قابل تعمیم خواهد بود.

مقدار گرمایی که از طریق صفحات بخار داغ به صفحات خوراک انتقال می یابد، باعث افزایش دمای آب انار و همچنین صرف تبخیر آن خواهد شد. معادله موازنه انرژی براساس آنتالپی ماده اولیه، ماده نهایی و بخار در رابطه ۴ ارائه شده و برای هر مرحله از فرایند تغلیظ قابل استفاده است. در این رابطه، Q معرف انتقال حرارت کلی از صفحات بخار داغ است.

$$C_{pc} m_c \frac{dT}{dt} = \dot{m}_i H_i - \dot{m}_c H_c - \dot{m}_v H_v + Q \quad (4)$$

که در آن،
 C_{pc} = گرمای ویژه فشار ثابت ماده غلیظ شده خروجی از واحدها (ژول بر کیلوگرم بر کلوین)؛ m_c = جرم خوراک غلیظ شده خروجی از واحدها (کیلوگرم)؛ T = دما (درجه سلسیوس)؛ H_i = آنتالپی خوراک ورودی به اولین واحد تغلیظ (ژول بر کیلوگرم)؛ H_c = آنتالپی خوراک غلیظ شده خروجی واحدها (ژول بر کیلوگرم)؛ H_v = آنتالپی بخار خروجی از واحد (ژول بر کیلوگرم)؛ و Q = انتقال حرارت کلی (W).

انتالپی آب انار را می توان از روابط تجربی به دست آمده برای گرمای ویژه، در دماها و غلظت های مختلف محاسبه کرد (Roustapour et al., 2013).

شبیه سازی تبخیرکننده جریان اجباری صفحه ای

فرایند تبخیر در واحدهای تغلیظ، متشکل از دو فاز مایع (آب انار) و بخار آب است. همان طور که گفته شد گرمای لازم فرایند تبخیر را صفحات بخار داغ فراهم

فازهای تعادل (مایع- بخار) هستند. برای هر مرحله از واحد تبخیر یک موازنه کلی جرم^۱، یک موازنه جزئی جرم و دو موازنه انرژی، یکی بر صفحات خوراک و دیگری در صفحه بخار داغ تبخیرکننده وجود دارد.

رابطه ۱، معادله موازنه کلی جرم را نشان می دهد. این معادله نشانگر تجمع جرم در تبخیرکننده در واحد زمان است. باید توجه داشت که تغییرات تجمع جرم در واحد زمان در مقایسه با تغییرات غلظت ناچیز است از این رو ثابت و به عبارتی برابر صفر در نظر گرفته خواهد شد (رابطه ۲).

$$\frac{dm}{dt} = \dot{m}_i - \dot{m}_c - \dot{m}_v \quad (1)$$

$$\frac{dm}{dt} = 0 \quad (2)$$

که در آن ها،

\dot{m}_i = دبی جرمی خوراک ورودی به اولین واحد تغلیظ (کیلوگرم بر ثانیه)؛ \dot{m}_c = دبی جرمی خوراک غلیظ شده خروجی از هر واحد (کیلوگرم بر ثانیه)؛ \dot{m}_v = دبی جرمی بخار خروجی از هر واحد (کیلوگرم بر ثانیه)؛ و t = زمان (ثانیه).

رابطه موازنه کلی جرم برای سه مرحله تبخیر با این فرض قابل تعمیم است که تمام آب انار تغلیظ یافته در مرحله اول به عنوان خوراک ورودی برای مرحله دوم و تمام خروجی مرحله دوم به عنوان ورودی مرحله سوم خواهد بود. رابطه موازنه جرمی ماده جامد حلال بیانگر تغییرات غلظت در واحد زمان است و تحت عنوان موازنه جزئی جرم (رابطه ۳) ارائه شده است.

$$\frac{d(m_c)}{dt} = c_i \dot{m}_i - c_c \dot{m}_c \quad (3)$$

که در آن،

$c_i =$ غلظت خوراک ورودی به اولین واحد تغلیظ (درصد)؛ و

می‌تواند توسط فاز دیگر اشغال شود. این روش برای مدل‌سازی تبخیر در تغلیظ‌کننده‌ها نیز قابل استفاده است. نرم‌افزار فلونت^۲ برای مدل‌سازی فرایند به‌کار گرفته شد. در این نرم‌افزار، سه مدل برای شبیه‌سازی جریان‌های چندفاز به‌روش اولر-اولر وجود دارد: مدل حجم سیال^۳، مدل مخلوط^۴ و مدل اولرین^۵. برای مدل‌سازی تبخیر در واحدهای تغلیظ، مدل مخلوط و مدل اولرین قابل استفاده‌اند. مدل حجم سیال زمانی استفاده می‌شود که فازها قابلیت نفوذ در یکدیگر را ندارند و مرز بین آن‌ها تعریف می‌شود. ولی مدل مخلوط و مدل اولرین زمانی به‌کار گرفته می‌شوند که فازها قابلیت نفوذ در یکدیگر را دارند. مدل مخلوط ساده‌تر از مدل اولرین است و با توجه به این‌که عدد استوکس جریان کوچک‌تر از ۱ است (با توجه به مقادیر جرم حجمی، لزجت دینامیکی بخار و مقیاس طول محیط جریان، این عدد حدود ۰/۳ است (Sanieinezhad, 2004))، از مدل مخلوط برای شبیه‌سازی جریان استفاده شد.

مدل مخلوط

این مدل معادلات پیوستگی، مومنتم و انرژی را برای مخلوط دو فاز و معادله جزء حجمی را برای فاز دوم حل می‌کند. طی انتقال جرم، بر اثر اختلاف فشار حاصل از ایجاد خلأ، حباب‌های هوا تشکیل خواهد شد که با حل معادله جزء حجمی بررسی می‌شود. با استفاده از این مدل، تغییرات دما در مسیر جریان، سرعت، فشار و جریان هر فاز بررسی شد. معادله پیوستگی برای مخلوط به‌صورت ذیل است:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \nabla \cdot (\rho_m \vec{v}_m) \quad (5)$$

که در آن،

ρ_m = جرم حجمی (مدل) مخلوط (کیلوگرم بر متر مکعب)؛
 v_m = حجم (مدل) مخلوط (متر مکعب).

می‌کنند. دمای بخار مصرفی ۱۴۰ درجه سلسیوس در فشار ۱ بار است. بخار تولیدی در این دما و فشار در شرایط فوق‌گرم قرار دارد. عبور بخار داغ از صفحات مربوط که در مجاورت صفحات خوراک قرار دارد، باعث انتقال حرارت همرفتی به خوراک مایع و تبخیر آن طی جریان نزولی آن بر صفحات می‌شود.

فرایند تبخیر آب انار در صفحات خوراک را می‌توان به‌روش عددی شبیه‌سازی کرد. یکی از روش‌های شبیه‌سازی استفاده از تکنیک دینامیک سیال محاسباتی^۱ است. این روش در شبیه‌سازی جریان‌های سیال، انتقال جرم، حرارت و مومنتم بسیار قوی و کاربردی است و با شبکه‌بندی محیط جریان توسط حجم‌های کنترل‌کننده حل معادلات انتقال با استفاده از مدل‌های موجود خواهد بود. فرایند تغلیظ، به‌علت حضور دو فاز مایع و بخار، فرایندی دو فاز است. برای شبیه‌سازی جریان‌های دو فاز، مدل‌های مختلفی وجود دارد که بستگی به شرایط فیزیکی هر فاز از قبیل تراکم‌پذیری، گسسته یا پیوسته بودن هر فاز، نوع تبادل فازی و ترکیب آن‌ها با یکدیگر (به‌عبارتی نوع قرارگیری آن‌ها در مجاورت هم)، تأثیرپذیری هر فاز از فاز متقابل و حل جریان به‌صورت پایا یا گذرا خواهد داشت. در یک تقسیم‌بندی کلی، دو روش برای حل جریان‌های دو فاز وجود دارد: یکی تحت عنوان اولر-لاگرانژ و دیگری تحت عنوان اولر-اولر.

در روش اول یکی از فازها سیال پیوسته بوده که با استفاده از معادلات ناویر استوکس حل می‌شود و فاز دوم شامل قطرات، ذرات یا حباب‌های هواست که تحت عنوان فاز گسسته در فضای فاز پیوسته جریان دارند. فاز گسسته درصد حجمی کمی از محیط جریان را به خود اختصاص می‌دهد. این روش برای مدل‌سازی فرایند تبخیر یا احتراق مناسب است. در روش دوم (اولر-اولر) هر دو فاز به‌صورت پیوسته هستند به‌طوری‌که فضای یک فاز

1- Computational Fluid Dynamics (CFD)

3- Volume of Fluid (VOF) Model

5- Eulerian Model

2- Fluent 6.1

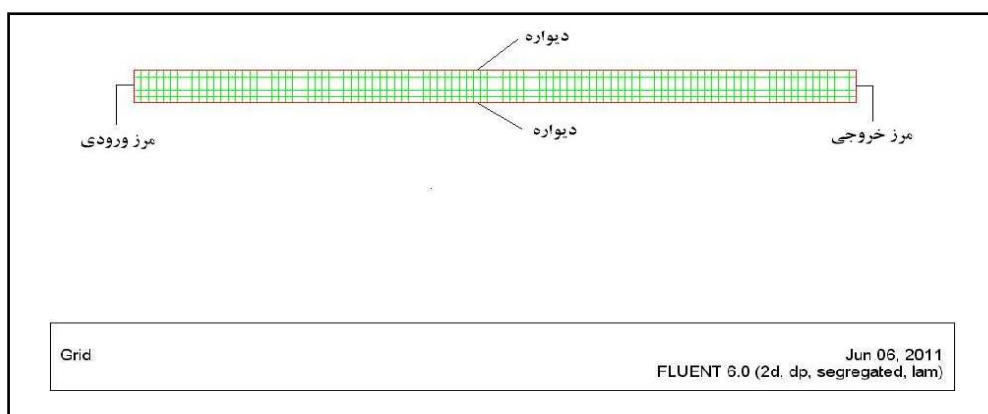
4- Mixture Model

یکنواخت جریان در عرض صفحات، می‌توان محیط مسئله را به صورت دو بعدی حل کرد. ابعاد هندسه جریان در شرایط متقارن، با توجه به مرز ورود و خروج جریان در امتداد عرض صفحات، 1×0.5 مترمربع است و با نرم‌افزار گمبیت^۱ تشکیل می‌شود. به کمک این نرم‌افزار، محیط جریان با حجم‌های کنترل چهار وجهی^۲ شبکه‌بندی شد. شکل ۲، شبکه اولیه تولیدی با 1207 سلول و مرزهای محیط جریان را نشان می‌دهد. شرایط مرزی در نواحی ورودی و خروجی جریان به ترتیب آهنگ گرمی ورودی^۳ و فشار در نظر گرفته شد. شرایط مرزی برای جداره‌های جانبی صفحه جریان نیز دیواره^۴ تعریف شد.

معادلات مومنتم و انرژی با فرض روابط واحد برای هر دو فاز ارائه شده است. همچنین، معادله جزء حجمی برای فاز دوم از رابطه پیوستگی به دست می‌آید (Anon, 2005).

مراحل شبیه‌سازی جریان با نرم‌افزار فلوئنت

برای حل مسئله با نرم‌افزار فلوئنت، ابتدا بایستی هندسه جریان را تشکیل داد که شامل دو صفحه موازی یکدیگر است که دو فاز پیوسته مایع (آب انار) و بخار آب در آن جریان دارند. این صفحات دارای ارتفاع ۱ متر و عرض ۲ متر بوده که به فاصله ۵۰ میلی‌متر از یکدیگر قرار گرفته‌اند. با توجه به تقارن شکل هندسی و ورود



شکل ۲- شبکه اولیه محیط جریان با 1207 سلول

تغلیظ به ترتیب ۸۵، ۷۵ و ۷۰ درجه سلسیوس است، بنابراین مقادیر فشار اشباع در هر واحد متفاوت خواهد بود. با استفاده از جداول ترمودینامیکی مقادیر فشار بخار در دماهای یاد شده در جدول ۱ ارائه شده است (Kothandaraman & Subramanyan, 1989). مقادیر فشار برای تعریف شرایط مرزی لازم است.

بعد از تعریف شرایط مرزی، مدل هندسی به محیط نرم‌افزار فلوئنت انتقال یافت. در این محیط، جریان به صورت یک مدل دو فاز مخلوط تعریف شد. برای بررسی خلأ ایجاد شده به هنگام فرایند تبخیر، بایستی فشار در دمای تبخیر و عدد چگالی حباب^۵ را برای نرم‌افزار معین کرد. با توجه به این که دمای عملیاتی تبخیر در واحدهای

جدول ۱- فشار بخار در دماهای عملیاتی مختلف

فشار (پاسکال)	دمای اشباع (درجه سلسیوس)
۳۱۱۹۰	۷۰
۳۸۵۸۰	۷۵
۵۷۸۳۰	۸۵

1- Gambit
3- Mass Flow Inlet
5- Bubble Density Number

2- Quadratic
4- Wall

دینامیکی آب انار در غلظت‌ها و دماهای مختلف را مجرامو و همکاران (Magerramov *et al.*, 2007) تعیین کرده‌اند. باید در نظر داشت که در مدل مخلوط، باید فاز اول را به‌عنوان یک فاز تراکم‌ناپذیر تعریف کرد در صورتی که فاز دوم را می‌توان تراکم‌پذیر یا تراکم‌ناپذیر فرض نمود.

ویژگی‌های حرارتی- فیزیکی آب انار با غلظت اولیه ۱۸ درصد و دمای عملیاتی ۸۵ درجه سلسیوس به‌عنوان شرایط اولیه خوراک ورودی به مرحله اول واحد تبخیر، در جدول ۲ ارائه شده است. ویژگی‌های فاز دوم (بخار آب) در نرم‌افزار موجود است که برای تعریف ویژگی‌های این فاز استفاده شد.

برای تعریف مدل مخلوط، مقدار عدد چگالی حباب مورد نیاز است. این عدد نشانگر درصد حجمی حباب موجود در بخار است که بر اساس توصیه کبوتا و همکاران (Kubota *et al.*, 1992) معادل با ۱۰۰۰۰ یک بر متر مکعب در نظر گرفته شد. در ادامه، مدل آشفتگی جریان سیال تعیین می‌شود. مناسب‌ترین مدل برای تعریف آشفتگی مدل k-ε استاندارد است که برای مدل‌سازی تبخیر و جریان چندفاز کاربرد دارد (Anon, 2005).

ویژگی‌های حرارتی- فیزیکی مواد تشکیل‌دهنده فازها (آب انار و بخار آب) باید در نرم‌افزار تعریف شود. این ویژگی‌ها شامل جرم حجمی، گرمای ویژه، هدایت حرارتی و لزجت دینامیکی در دمای عملیاتی است. لزجت

جدول ۲- ویژگی‌های حرارتی- فیزیکی آب انار با غلظت اولیه ۱۸ درصد و در دمای عملیاتی ۸۵ درجه سلسیوس

جرم حجمی (کیلوگرم بر متر مکعب)	گرمای ویژه (ژول بر کیلوگرم-کلوین)	هدایت حرارتی (وات بر متر-کلوین)	لزجت دینامیکی (کیلوگرم بر متر بر ثانیه)
۵۷۴۳	۹۹۹/۰۴۲	۰/۳۷۵	$۵/۲۳ \times ۱۰^{-۳}$

منظور تنها باید جزء حجمی بخار تعریف شود. بر اساس توصیه محققان (Kubota *et al.*, 1992)، این عدد $۱۰^{-۵} \times ۱/۵$ در نظر گرفته شده است.

در جدول ۳ شرایط مرزی ورودی مخلوط و جزء حجمی بخار معرفی شده‌اند. شرط مرزی در ناحیه خروجی "فشار" در نظر گرفته شده است. برای تعریف این مرز، فشار نسبی در این ناحیه و دمای عملیاتی برای مخلوط معین شد. دمای خروجی معادل با دمای خوراک ورودی به دومین واحد تغلیظ یعنی ۳۴۸ کلوین در نظر گرفته شد. برای تعریف جداره‌های واحد تغلیظ از مرز دیواره با دمای ثابت استفاده شده است. این دما معادل با دمای بخار داغ است. این دما در واحد اولیه تغلیظ معادل با ۳۶۸ کلوین خواهد بود.

برای حل مسئله، ابتدا لازم است که شرایط عملیاتی مبنا تعریف شوند که مشتمل‌اند بر فشار مبنا و مختصات یک نقطه از مرز جریان ورودی. فشار نسبی، در هر نقطه از جریان، نسبت به این نقطه تعیین می‌شود. در ادامه، شرایط مرزی و مقادیر فشار نسبی در مرزهای ورودی و خروجی بر اساس فشار مبنا تعریف شد. برای این منظور بایستی شرایط لازم در هر مرز را برای مخلوط دو فاز تعریف و سپس برای تک‌تک آن‌ها شرایط لازم را معین کرد. شرط مرزی مخلوط در ورودی جریان، آهنگ جرمی در نظر گرفته شده است. در این زمینه لازم است آهنگ جرمی عبوری از این مرز، دمای خوراک ورودی، فشار نسبی و بردار راستای جریان برای حل گر نرم‌افزار مشخص شوند. برای تکمیل مشخصات مربوط به شرایط مرزی ورودی، شرایط مرزی فاز دوم (بخار) تعیین شد. برای این

جدول ۳- شرایط مرزی ورودی مخلوط و جزء بخار در اولین واحد تغلیظ

دبی جرمی (کیلوگرم بر ثانیه)	دمای خوراک (کلوین)	فشار (پاسکال)	جزء حجمی بخار
۰/۱۲۴۸	۳۵۸	-۸۰۰۰۰	$۱/۵ \times ۱۰^{-۵}$

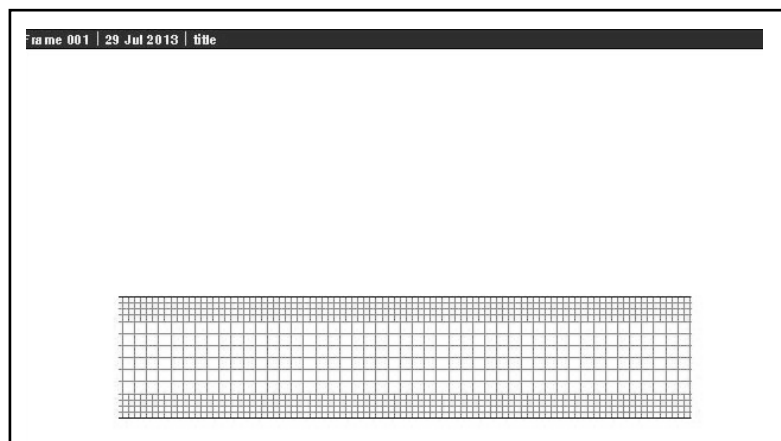
کانتورهای اندازه سرعت، دما، فشار و الگوی جریان هر فاز بررسی شد. قبل از بررسی مدل باید شبکه مناسب و قابل اعتماد را ساخت. شبکه اولیه تولید شده با ۱۲۰۷ سلول (شکل ۲) برای حل مسئله مناسب نبود زیرا منجر به ایجاد جریان برگشتی در مرز خروجی شد و همگرایی مسئله را برای مدل آشفتگی k-ε ناممکن ساخت. بنابراین، برای رفع این مشکل، شبکه محیط جریان ریزتر شد. جریان در مرزها بسیار حساس و انتخاب شبکه مناسب در این نواحی برای ارتقای همگرایی ضروری است. در این باره، ابتدا شبکه مرزهای محیط جریان شد. ریزتر کردن شبکه تا جایی ادامه یافت که دیگر تغییری در مقادیر شاخص‌های جریان، از جمله سرعت یا فشار، به وجود نیاید. این فرایند تحت عنوان استقلال حل جریان از شبکه است (Morales-Ruiz et al., 2009). بر اساس این فرایند، شبکه با ۶۲۷۶ سلول انتخاب شد. در این حالت، جریان برگشتی در مرز خروجی وجود نداشت و مسئله با دقت $۱۰^{-۱۰}$ همگرا شد. شکل ۳ شبکه نهایی را نشان می‌دهد.

در این مرحله، مسئله آماده حل شده است. با در نظر گرفتن مقادیر کم برای ضریب آسایش^۱ می‌توان همگرایی حل را ارتقا داد. این عدد را برای مومنتم، جرم حجمی و جرم تبخیر شده^۲ به ترتیب در محدوده ۰/۵ - ۰/۰۵، ۱ - ۰/۱ و ۱ - ۰/۰۱ است. این ضریب برای فشار نباید کمتر از ۰/۴ در نظر گرفته شود. حل مسئله و کوپل فشار و سرعت به روش سیمپل^۳ انجام شد و برای ارتقای دقت، حل مسئله با دقت $۱۰^{-۱۰}$ در حلقه فرایند صورت گرفت.

نتایج و بحث

نتایج شبیه‌سازی جریان

بعد از مدل‌سازی و همگرایی مدل مخلوط، تغییرات اندازه سرعت، نمودار برداری الگوی جریان، فشار، خط مسیر جریان هر فاز و تغییرات دما بررسی شد. با مطالعه الگوی جریان می‌توان طراحی اولیه واحدهای تبخیر را بهینه‌سازی کرد. برای مطالعه جریان خلأزایی در مدل دو فاز مخلوط و جریان فازهای خوراک مایع و بخار،



شکل ۳- شبکه نهایی با ۶۲۷۶ سلول

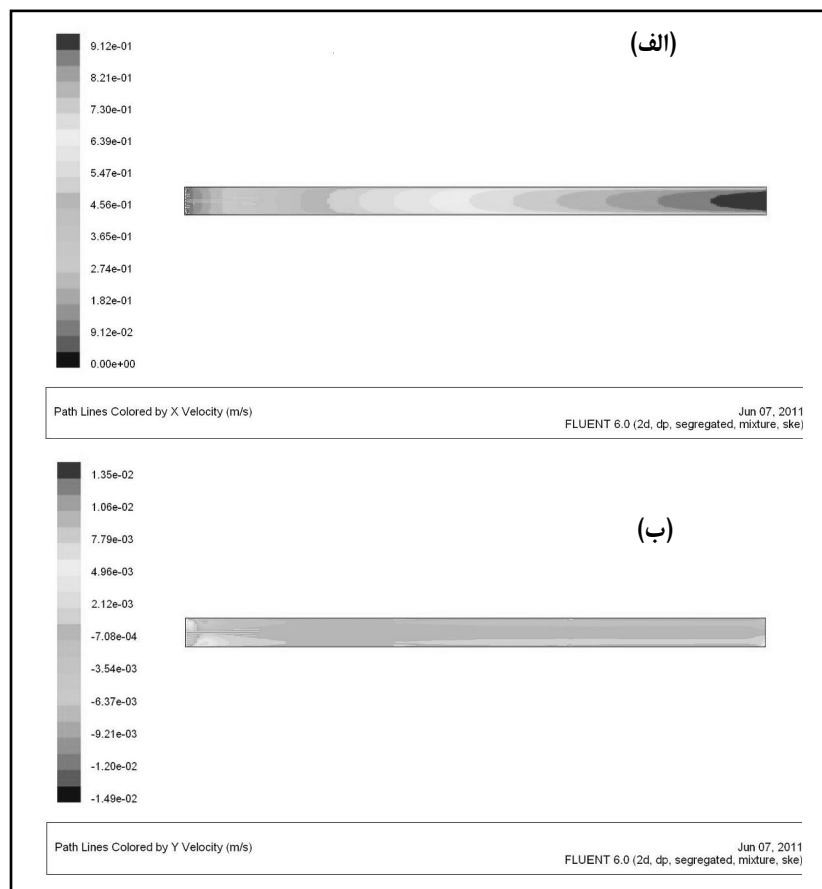
اندازه سرعت

در این نوع جریان، فازها دو مؤلفه دارند: سرعت محوری و سرعت شعاعی. براینند این دو سرعت اندازه سرعت جریان را نشان می‌دهد منتها سرعت شعاعی نسبت به سرعت محوری ناچیز است. به‌طور کلی، تغییرات سرعت متأثر از تغییرات فشار جریان و دبی خوراک است.

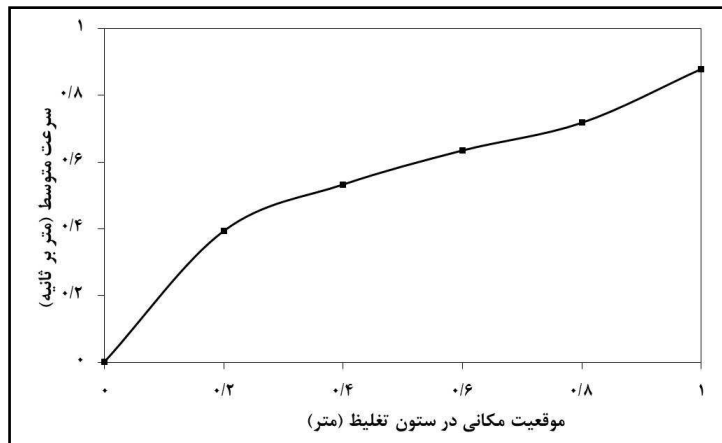
شکل ۴ (الف و ب) نمودارهای کرانه‌ای سرعت محوری و سرعت شعاعی را در یک واحد تغلیظ نشان می‌دهد. اندازه ستون تغلیظ وابسته به سرعت جریان سیال است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، سرعت محوری از حدود صفر در ناحیه ورودی تا حداکثر ۰/۹ متر بر ثانیه در ناحیه خروجی توسعه می‌یابد. در حالی که سرعت شعاعی بسیار ناچیز و در ناحیه مرکزی جریان تقریباً صفر بر ثانیه است و فقط در مرزهای ورودی و

خروجی جریان، به‌علت تغییر و انحراف در جریان، سرعت شعاعی تا حدود ۰/۰۱۴ متر بر ثانیه افزایش می‌یابد و از این‌رو سرعت شعاعی تأثیری ناچیز بر تغییرات مومنتم جریان دارد.

تغییرات متوسط اندازه سرعت در ستون واحد تغلیظ نشان می‌دهد که با نزدیک شدن به خروجی جریان، سرعت افزایش می‌یابد. با توجه به مکش ۰/۸ بار در خروجی و روند افزایش درصد بخار با جرم حجمی کم در طول جریان، این روند تغییرات سرعت بدیهی است. حداقل اندازه سرعت در ناحیه ورودی جریان حدود ۰/۰۲۵ و حداکثر مقدار آن در ناحیه خروجی حدود ۰/۸۷ متر بر ثانیه است (شکل ۵). افزایش اندازه سرعت سیال تأثیر زیادی بر توزیع دما و جزء حجمی بخار در واحد تبخیرکننده دارد (Li et al., 2011).



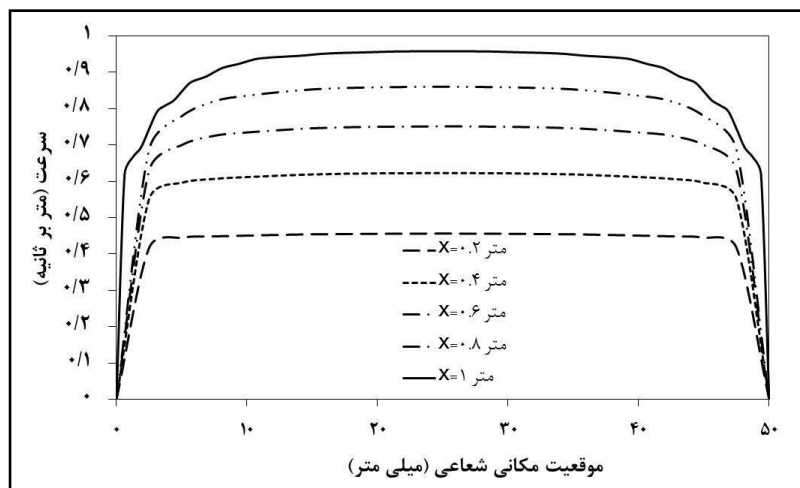
شکل ۴- نمودار کرانه‌ای سرعت
الف) سرعت محوری، ب) سرعت شعاعی



شکل ۵- تغییرات متوسط اندازه سرعت در ستون واحد تغلیظ

است. وجود سرعت حداکثر در ناحیه وسط نیز نشانگر افزایش شدت تبخیر در این ناحیه است. جریان سیال در ناحیه راکد باعث نشست آن بر جداره واحد تغلیظ می‌شود، بنابراین انتخاب دبی مناسب جریان و میزان مکش، بر سرعت و الگوی جریان اثری بسزا دارد. یادآوری می‌شود که مقدار سرعت در ناحیه ورودی ناچیز و ثابت است.

تغییرات اندازه سرعت بر حسب موقعیت شعاعی در ستون واحد تغلیظ در فاصله بین مرز ورودی ($x=0$) و خروجی جریان ($x=1$)، نشان می‌دهد که حداکثر اندازه سرعت در محور مرکزی جریان وجود دارد که با نزدیک شدن به دیواره‌ها، کاهش می‌یابد (شکل ۶). این روند نشان‌دهنده وجود جریان راکد در مرزهای صفحات تغلیظ



شکل ۶- تغییرات اندازه سرعت بر حسب موقعیت شعاعی در ستون واحد تغلیظ

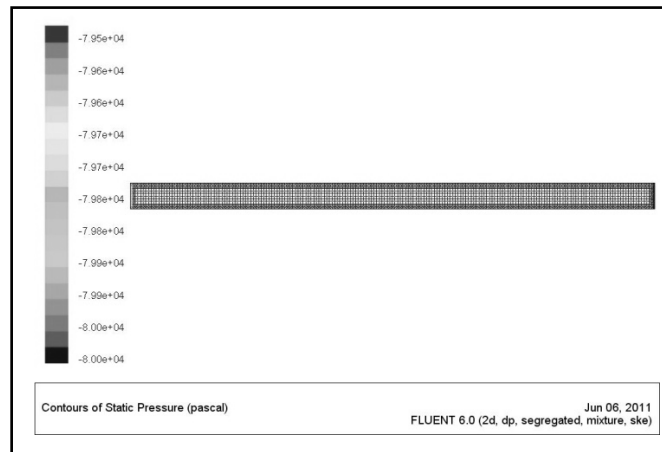
جریان، فشار تا مرز خروجی تقریباً معادل $0.8 - 0$ بار است (شکل ۷). غالب شدن مکش در محیط جریان نشان‌دهنده وجود جریان یکنواخت در تبخیرکننده است. با اطلاع از تغییرات فشار می‌توان پمپ خلأ مناسب را در طراحی و توسعه واحدهای تبخیر انتخاب کرد.

تغییرات فشار

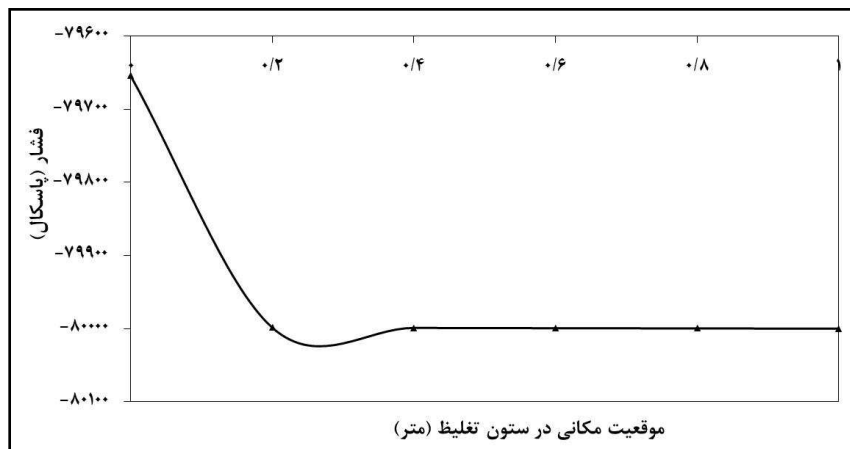
خوراک با فشار حدود ۱ بار به محیط جریان وارد شده و تحت مکش $0.8 -$ بار خارج می‌شود. بررسی‌ها نشان می‌دهد که تغییراتی ناچیز در فشار وجود دارد به طوری که مکش غالب شد و در حجم وسیعی از ناحیه

ورودی تا مرز خروجی واحد تغلیظ را بر اساس نتایج حاصل از شبیه‌سازی نشان می‌دهد. افت فشار در داخل لوله‌های چگالنده یخچال در شرایط مختلف را کوالینی و همکاران (Cavallini *et al.*, 2001) مشاهده کرده‌اند.

تغییرات فشار نشان می‌دهد که یک افت فشار در مرز ورودی وجود دارد که تا فاصله ۰/۲ متری از این مرز توسعه یافته ولی از این فاصله تا مرز خروجی، فشار تقریباً ثابت حاکم خواهد بود. شکل ۸ تغییرات فشار از مرز



شکل ۷- نمودار کرانه‌ای فشار

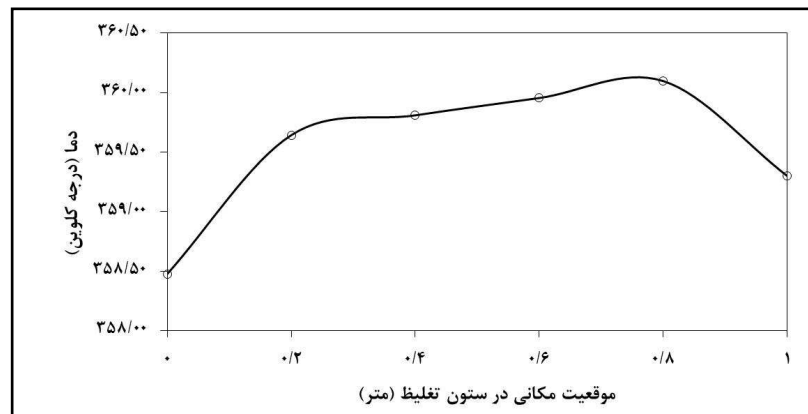


شکل ۸- تغییرات تخمینی فشار در ستون واحد تغلیظ

تغلیظ است. شکل ۹ تغییرات دما را در ستون واحد تغلیظ نشان می‌دهد. با شبیه‌سازی جریان در لوله‌های انتقال بخار داغ در تبخیرکننده فیلم ریزشی، هو و همکاران (Hou *et al.*, 2012) دریافتند که ضریب کلی انتقال حرارت در ناحیه ورودی لوله بیش‌ترین است و به تدریج در طول مسیر جریان کاهش می‌یابد. با اطلاع از تغییرات دما در واحدهای تغلیظ می‌توان شرایط واحدهای انتقال بخار داغ (از لحاظ دما و فشار) را بهینه‌سازی کرد.

تغییرات دما

با توجه به شرایط تغلیظ، دمای عملیاتی خوراک ورودی در مرحله اول ۳۵۸ کلوین و دمای بخار داغ ۳۶۸ کلوین است. عبور شار حرارتی از جداره واحد تغلیظ باعث افزایش دمای خوراک و شروع فرایند تبخیر می‌شود. روند افزایش دما تا مراحل نهایی تبخیر و تا حدود ۳۶۰ کلوین ادامه دارد و بعد از این مرحله، دما تا مرز خروجی کاهش می‌یابد که دلیل آن افت دما در ناحیه خروجی واحد



شکل ۹- تغییرات دما در ستون واحد تغلیظ

تغییرات جزء حجمی خوراک (آب انار) و بخار

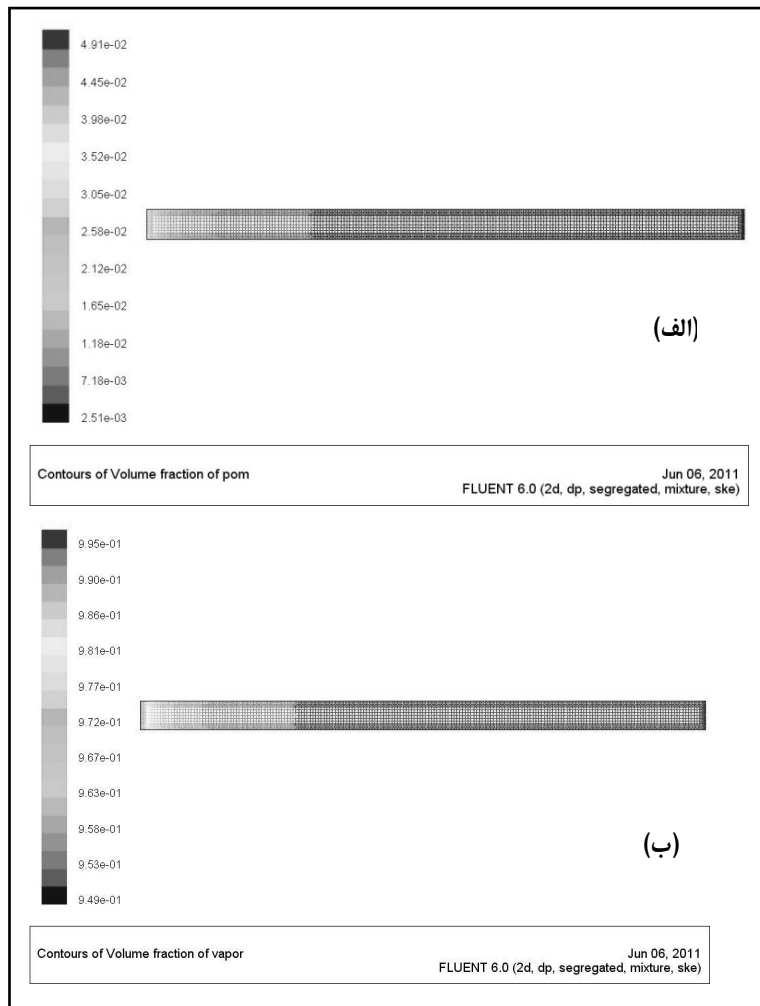
تولیدی در واحد تغلیظ

تغییرات جزء حجمی هریک از فازها طی فرایند از موارد مهم شبیه‌سازی است. بر اساس نتایج به دست آمده، جزء حجمی بخار در مرز ورودی حداقل مقدار را دارد که با ادامه فرایند در خروجی به حداکثر مقدار خود خواهد رسید. همچنین، فاز خوراک در مرز ورودی، حداکثر جزء حجمی را دارد که با ادامه فرایند کاهش خواهد یافت. شکل ۱۰ (الف و ب)، نمودارهای کرانه‌ای جزء حجمی هر یک از فازها را نشان می‌دهد. جزء حجمی آب انار در ناحیه ورودی جریان حدود ۵ درصد است که طی فرایند کاهش خواهد یافت و مقدار آن در خروجی به کمتر از ۰/۵ درصد می‌رسد و در مقابل، جزء حجمی بخار افزایش می‌یابد. شکل ۱۱، روند این تغییر را نشان می‌دهد.

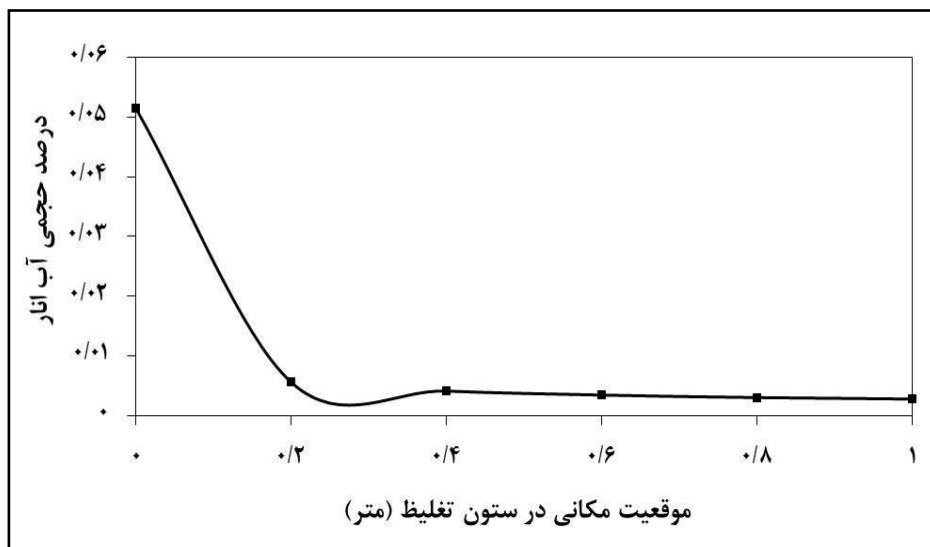
طی فرایند تبخیر، فاز بخار و جزء حجمی آن افزایش می‌یابد به طوری که در مرز ورودی فاز بخار حدود ۹۴ درصد حجمی را دارد و در مرز خروجی این مقدار به بیش از ۹۹ درصد می‌رسد. شکل ۱۲، روند تغییرات جزء حجمی بخار را نشان می‌دهد. گفتنی است که شدت تغییرات جزءهای حجمی به شدت تغییرات سرعت و دمای جریان وابسته است.

نتیجه‌گیری

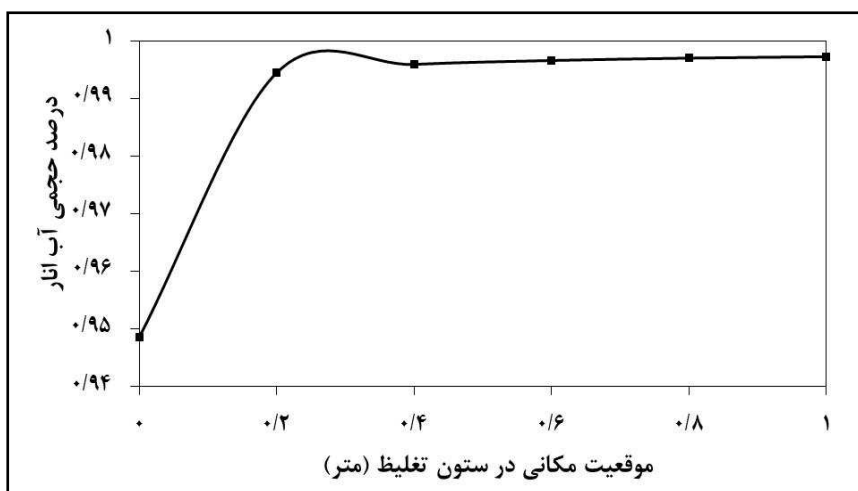
بر اساس نتایج حاصل از مدل‌سازی تغلیظ آب انار در تبخیرکننده‌های صفحه‌ای توسط مدل مخلوط، شبکه با ۶۲۷۶ سلول مناسب است. در این شرایط مدل با دقت 10^{-10} همگرا و تغییرات سرعت، فشار، دما و توزیع فازها در جریان بررسی شد. با پیشرفت جریان به سمت خروجی، معلوم شد که اندازه سرعت افزایش می‌یابد. همچنین بررسی تغییرات شعاعی بر حسب موقعیت شعاعی نشان‌دهنده حداکثر سرعت در وسط محیط جریان و کاهش تدریجی آن تا مرزهای جداره واحد تغلیظ است. این روند تغییرات سرعت، در طول مسیر جریان برقرار است. جریان سیال در واحد تبخیر با ایجاد مکش برقرار می‌شود. مکش در ستون تبخیر توسعه می‌یابد و تنها در ابتدای مسیر از ورودی تا فاصله حدود ۲۰ سانتی‌متری، مقداری افت فشار وجود دارد. بررسی الگوی تغییر دما نشانگر افزایش دما در ستون تغلیظ است که در ابتدا با شدت زیاد و با ادامه فرایند با شدت کمتری رخ می‌دهد. این روند تا مراحل نهایی فرایند ادامه دارد، ولی در انتها کاهش دما به علت تلفات حرارتی مشاهده می‌شود. در طول مسیر واحد تبخیر، جزء حجمی آب انار به تدریج کاهش و جزء حجمی بخار افزایش می‌یابد. این تغییرات به وضوح در نمودار کرانه‌ای جزء حجمی هر فاز مشاهده می‌شود.



شکل ۱۰- نمودار کرانه‌ای جزء حجمی
الف) آب انار، ب) بخار آب



شکل ۱۱- تغییرات جزء حجمی آب انار در ستون واحد تغلیظ



شکل ۱۲- تغییرات جزء حجمی بخار آب در ستون واحد تغلیظ

قدردانی

از مدیر کارخانه مزرعه سبزی ریز که در اجرای این تحقیق همکاری کرده‌اند، قدردانی می‌شود.

مراجع

- Altan, A. and Maskan, M. 2005. Rheological behavior of pomegranate (*punica granatum* L.) juice and concentrate. J. Texture Stud. 36(1): 68-77.
- Anon. 2005. FLUENT 6.2 User's Guide Manual. Fluent Inc.
- Anon. 2011. Statistic of Agricultural Production. Jihad-Agriculture Organization of Fars Province. Shiraz. Iran. (in Farsi)
- Cadet, C., Toure, Y., Gilles, G. and Chabriat, J. P. 1999. Knowledge modeling and non-linear predictive control of evaporators in cane sugar production plants. J. Food Eng. 40(1-2): 59-70.
- Cavallini, A., Censi, G., Del Col, D., Doretti, L., Longo, G. A. and Rossetto, L. 2001. Experimental investigation on condensation heat transfer and pressure drop of new HFC refrigerants (R134a, R125, R32, R410A R236ea) in a horizontal smooth tube. Int. J. Refrig. 24, 73-87.
- Chernysheva, M. A. and Maydanik, Y. F. 2012. 3D-model for heat and mass transfer simulation in flat evaporator of copper-water loop heat pipe. Appl. Therm. Eng. (33-34), 124-134.
- Hou, H., Bi, Q. and Zhang, X. 2012. Numerical simulation and performance analysis of horizontal-tube falling-film evaporators in seawater desalination. Int. Commun. Heat Mass. 39, 46-51.
- Johnson, D. E. 1960. Simulation and analysis improve evaporator control. ISA J. 7(7): 46.
- Kakac, S., Liu, H. and Kakag, K. 2002. Heat Exchangers: Selection, Rating and Thermal Design. CRC Press. Boca Raton. Florida. USA.
- Kothandaraman, C. P. and Subramanyan, S. 1989. Heat and Mass Transfer Data. 4th Ed. New Age International. New Delhi. India.

- Kubota, A., Kato, H. and Yamaguchi, H. 1992. A new modeling of cavitating flows: A numerical study of unsteady cavitation on a hydrofoil section. *J. Fluid Mech.* 240, 59-96.
- Lathinen, S. T. 2001. Identification of fuzzy controller for use with a falling film evaporator. *Food Control.* 12, 179-180.
- Li, Q., Zhao, K. and Xuan, Y. M. 2011. Simulation of flow and heat transfer with evaporation in a porous wick of a CPL evaporator on pore scale by lattice Boltzmann method. *Int. J. Heat Mass.* 54, 2890-2901.
- Magerramov, M. A., Abdulagatov, A. I., Azizov, N. D. and Abdulagatov, I. M. 2007. Effect of temperature, concentration, and pressure on the viscosity of pomegranate and pear juice concentrates. *J. Food Eng.* 80, 476-489.
- Miranda, V. and Simpson, R. 2005. Modeling and simulation of an industrial multiple effect evaporator: tomato concentrate. *J. Food Eng.* 66, 203-210.
- Morales-Ruiz, S., Rigola, J., Perez-Segarra, C. D. and Garcia-Valladares, O. 2009. Numerical analysis of two-phase flow in condensers and evaporators with special emphasis on single-phase/two-phase transition zones. *Appl. Therm. Eng.* 29, 1032-1042.
- Paramalingam, S., Winchester, J. A. and Marsh, C. 2000. On the fouling of falling film evaporators due to film break-up. *Food Bioprod. Process.* 78(2): 79-84.
- Paramalingam, S., Bakker, H. and Chen, H. 2001. Dynamic modeling of falling film evaporators for milk products. Institute of Technology and Engineering. Paper No. 576.
- Riverol, C. and Napolitano, V. 2000. Non- linear control of an evaporator using an error trajectory technique. *J. Chem. Technol. Biot.* 75, 1047-1053.
- Roustapour, O. R., Jokar, A., Gazor, H. R. and Jokar, L. 2013. Effects of concentration and temperature on the thermophysical properties of clarified pomegranate juice. *Iranian J. Nutr. Sci. Food Technol.* 37, 77-91. (in Farsi)
- Runyon, C. H., Rumsey, T. R. and McCarthy K. L. 1991. Dynamic simulation of a non- linear model of a double effect evaporator. *J. Food Eng.* 14, 185-201.
- Sanieenezhad, M. 2004. *An Introduction to Turbulent Flows and Turbulence Modeling.* 3th Ed. Daneshnegar Press. (in Farsi)
- Tonelli, S., Romagnoli, J. A. and Porras J. A. 1990. Computer package for transient analysis of industrial multiple effect evaporators. *J. Food Eng.* 12, 267-281.
- Winchester, J. A. and Marsh, C. 1999. Dynamics and control of falling film evaporators with mechanical vapor recompression. *Chem. Eng. Res. Des.* 77(5): 357-371.

Flow in a Forward-Feed Plate Evaporator Using Computational Fluid Dynamics

O. R. Roustapour^{*}, H. R. Gazor and H. Safiyari

* Corresponding Author: Assistant Professor, Agricultural Engineering Research Institute (AERI), Fars Department, P. O. Box: 73415-111, Shiraz, Iran. E-mail: roustapour@farsagres.ir.

Received: 25 January 2013, Accepted: 5 October 2013

Concentration decreases the amount of water in liquid food and increases shelf life. Several types of evaporators are used for concentration, thus, it is necessary to simulate the process before design to control efficiency. The flow of pomegranate juice was simulated in a forward-feed flat plate evaporator at concentrations of 18 to 50 Brix in a two-phase mixture model using computational fluid dynamics. The results show that a vacuum developed in the evaporator column causing a slight drop in pressure at the inlet. Temperature increased at high intensities at the flow entrance zone. The magnitude of the velocity of the vapor increased as the flow increased from the inlet toward the outlet of the evaporator. Radial velocity was at a maximum in the middle of the flow medium and decreased gradually toward the boundary layer. The volume fraction of the pomegranate juice decreased and the volume fraction of the steam increased gradually from the inlet toward the outlet of the evaporator. This model can be applied for other liquids, but it is first necessary to define the thermo-physical properties of the liquid at different concentrations.

Keywords: Computational fluid dynamics, Evaporator, Mixture model, Volume fraction