



مطالعه عددی و آزمایشگاهی فرآیند انتقال حرارت در بستر سیال شامل پودر آلومینا

جمشید خورشیدی مال احمدی^{۱*}، حسن داوری^۲ و مرضیه پورصادق فرد^۳^۱ استادیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه هرمزگان، بندرعباس، ایران^۲ استادیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه آزاد اسلامی واحد رودان، رودان^۳ دانشجوی کارشناسی ارشد، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه هرمزگان، بندرعباس

تاریخ دریافت: ۱۳۹۴/۰۲/۰۱؛ تاریخ بازنگری: ۱۳۹۵/۰۶/۱۷؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۵/۱۰/۲۰

چکیده

در این پژوهش، فرآیند انتقال حرارت در یک بستر سیال شامل، ذراتی متعلق به گروه A طبقه‌بندی گلدارت مورد مطالعه قرار گرفت. به این منظور، یک دستگاه آزمایشگاهی راه اندازی گردید که در آن با ترکیب هوای گرم با پودر آلومینا که متعلق به گروه A طبقه‌بندی گلدارت است، یک رژیم سیالیت حبابی ایجاد گردید و در هر آزمایش با ثابت نگه داشتن دما در مقطع ورودی به بستر، دمای فاز جامد و دمای گاز خروجی در طول زمان اندازه‌گیری و ثبت گردید. به دلیل پایین بودن میزان رطوبت موجود در ذرات جامد، از انتقال جرم بین فازها صرف‌نظر شده است. در ادامه با استفاده از معادلات مدلسازی سه فازی و استفاده از داده‌های تجربی، رابطه‌ای برای پیش‌بینی ضریب انتقال حرارت بین فاز جامد و فاز گاز درون شبکه‌ای ارائه شده است. در این تحقیق، ظرفیت گرمایی پودر آلومینا، به عنوان تابعی از دما در نظر گرفته شده است و برای حل معادلات مدل سه فازی، از روش حجم محدود استفاده شده است. نتایج حاصل از این پژوهش نشان می‌دهد، انطباق خوبی بین داده‌های تجربی و نتایج مدلسازی عددی وجود دارد؛ به گونه‌ای که حداکثر خطای مدلسازی عددی با داده‌های تجربی ۹ درصد است؛ همچنین بیشترین تغییرات دمایی در بستر، در ۲ دقیقه اول فرآیند اتفاق می‌افتد که این موضوع، نشان‌دهنده بالا بودن نرخ انتقال حرارت در این نوع بسترها است.

کلمات کلیدی: بستر سیالیده؛ ضریب انتقال حرارت؛ پودر آلومینا؛ مدلسازی سه فازی.

Numerical and Experimental Investigation into Heat Transfer Process in a Fluidized Bed of Alumina Powder

J. Khorshidi^{1,*}, H. Davari², M. porsadeghfard³¹ Assoc. Prof., Mech. Eng., Hormozgan Univ., Bandarabbas, Iran² Assoc. Prof., Mech. Eng., Roudan Branch., Islamic Azad Univ., Roudan, Iran³ M.S Student, Mech. Eng., Hormozgan Univ., Bandarabbas, Iran

Abstract

In this study, the process of heat transfer in a fluidized bed of particles belonging to group A of Geldart classification was investigated. For this, an experimental setup was installed, in which a bubble fluidity regime was formed with the combination of hot air and alumina powder belonging to group A of Geldart classification. In each experiment, the temperature of solid phase and outlet gas were measured and recorded over the time, by keeping temperature constant at the inlet opening. Due to the low humidity level of solid particles, mass transfer between the phases was ignored. In the following, using three phase modeling equations and experimental data, a correlation has been provided for predicting heat transfer coefficient between the solid and interstitial gas phases. In this study, heat capacity of alumina powder has been considered as a function of temperature. In addition, finite volume method has been used for solving three-phase model equations. The results of this study show very good conformity between experimental data and numerical simulation so that the maximum error of numerical modeling with experimental data is 9% and the highest temperature variation in the bed happens early in 2 minutes of the process that demonstrates the high rate of heat transfer is in this type of beds.

Keywords: Fluidized Bed; Heat Transfer Coefficient; Alumina Powder; Three-Phase Modeling.

۱- مقدمه

بسترهای سیال به خاطر توان منحصر به فردشان در انتقال سریع حرارت و ایجاد یک دمای یکنواخت به طور گسترده ای برای تبادل حرارت، مورد استفاده قرار گرفته‌اند.

در این میان خشک کن‌های بستر سیال برای هر نوع جامد مرطوب، مادامی مناسب هستند که آن جامد بتواند به وسیله گاز گرم، سیال شود. استفاده از بستر سیال در صنایع مختلف بالاخص صنایع غذایی و دارویی، دارای کاربردهای وسیعی است که مهم‌ترین مزیت این نوع بسترها، نرخ بالای انتقال حرارت و جرم و امکان انجام یک پروسه پیوسته است. مطالعات آزمایشگاهی و تئوری فراوانی در این زمینه، توسط پژوهشگران مختلف با نظرداشت کلیه شرایط آزمایش از قبیل، نوع و اندازه ذرات جامد، سرعت و مشخصه‌های گاز سیال کننده، شکل بستر و... انجام گردیده است.

واندرهاف و کوپر، پدیده سیالیت را در خصوص ذرات متعلق به گروه A طبقه‌بندی گلدارت، مورد بررسی قرار دادند. [۱] همچنین چانبا و همکاران، تاثیر نوع گاز (هلیوم و آرگون) و درجه حرارت بستر را روی رفتار سیالیت ذرات متعلق به گروه‌های A و C (آلومینا و دانه‌های شیشه)، مورد بررسی قرار دادند. [۲]

پس از آن هاریپراسادو همکاران، آزمایش‌هایی روی ذرات متعلق به گروه B طبقه‌بندی گلدارت در محدوده وسیع دمایی بین ۲۹۸ تا ۹۳۷ درجه کلوین انجام دادند که منجر به ارائه روابطی جهت محاسبه حداقل سرعت سیالیت و تخلخل بستر بر اساس اعداد بی بعد رینولدز و ارشمیدس گردید که تطابق خوبی با داده‌های تجربی داشت. [۳]

گروهی دیگر از پژوهشگران، به بررسی تئوری پدیده انتقال حرارت و انتقال جرم درسیالیت پرداختند و مدل‌های بسیاری برای بررسی فرایند خشک کردن ارائه گردید. این مدل‌ها، به صورت دو فازی مطرح و در ادامه به صورت سه فازی اصلاح شدند. تومی و جانستون، برای اولین بار مدل ساده دو فازی را برای بسترهای سیال حبابی معرفی کردند. بر اساس این مدل، بستر سیال به دو فاز امولسیون و حباب تقسیم شده‌اند. [۴]

پهلوان زاده و همکاران نیز، در پژوهشی روابطی برای ضرایب انتقال جرم و حرارت در خشک کن‌های بستر سیال به صورت تابعی از رطوبت ماده ارائه کردند. [۵]

حمید رضا گازر سینتیک فرایند خشک شدن کلزا با روش سیال‌سازی دانه‌ها در محدوده دمایی ۳۰ تا ۱۰۰ درجه سانتی گراد را مورد بررسی و مدل‌سازی قرار داد. در این تحقیق، با استفاده از مدل‌های رگرسیونی تاثیر دما بر زمان خشک شدن کلزا در محدوده دمایی تحقیق مدل سازی شد. [۶]

بهرروز عباسی سورکی و همکاران، از مدل دو فازی برای مدلسازی همزمان انتقال جرم و حرارت در خشک کن بستر سیال نخود سبز استفاده کردند. معادلات دیفرانسیل حاصل از مدلسازی توسط روش عددی تفاضل محدود، با استفاده از نرم افزار متلب حل شدند و نتایج حاصل با داده‌های تجربی مقایسه شدند. [۷]

جمشید خورشیدی و همکاران، با استفاده از روش‌های آماری مبتنی بر رگرسیون غیرخطی، روابطی برای پیش‌بینی تغییرات دما در یک بستر سیال شامل، دانه روغنی کلزا ارائه کردند. نتایج حاصل از این پژوهش نشان داد؛ شیب تغییرات دما در شروع سیالیت بسیار بالا بوده، به همین منظور از توابع نمایی برای پیش‌بینی تغییرات دما در مدل رگرسیونی استفاده شده است. [۸]

ویتور و همکاران، فرآیند انتقال همزمان حرارت و جرم خشک کردن ذراتی متعلق به گروه B طبقه‌بندی گلدارت را مورد بررسی قرار دادند. در این تحقیق، از مدل سه فازی برای شبیه‌سازی عددی فرآیند انتقال حرارت استفاده شده است که شامل، فازهای جامد، گاز درون شبکه‌ای و حباب است. ابتدا با توجه به آزمایشات انجام شده داده‌هایی شامل، دما در مقاطع مختلف بستر و رطوبت ورودی در زمان‌های مشخص ثبت شده و پس از حل دستگاه معادلات دیفرانسیلی شامل، معادلات مدلسازی سه فازی، رابطه‌ای جهت محاسبه ضریب انتقال حرارت و ضریب انتقال جرم بر حسب عدد رینولدز ارائه گردید. [۹]

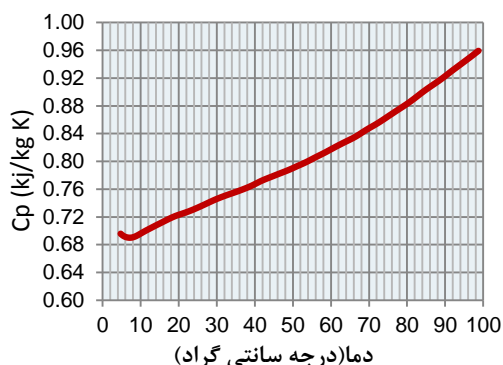
ریزی و همکاران (۲۰۰۹)، با روشی مشابه ویتور، فرایند خشک کردن دانه‌های علف را بررسی کردند که متعلق به گروه D گلدارت بود؛ با این تفاوت که آن‌ها از معادلات موازنه جرم صرف نظر کردند و معادلات را محدود به معادلات موازنه انرژی کردند. در این پژوهش مقداری برای اتلاف حرارتی از دیواره و رابطه‌ای برای ضریب انتقال حرارت جایجایی بین گاز درون بستری و ذرات جامد نیز ارائه شده است. [۱۰]

این آزمایش، در آزمایشگاه آنالیز حرارتی پژوهشکده پتروشیمی ایران وابسته به وزارت علوم انجام گرفت.

جدول ۱- مشخصات پودر آلومینا

$\rho_s = 3.429 \frac{g}{cm^3}$	دانسیتة جامد [۴]
$\phi_s = 0.7$	ضریب کروییت [۴]
$D_p = 98 \mu m$	قطر میانگین ذره [۴]
$Y_s = 1.070 \%$	درصد رطوبت (اندازه گیری آزمایشگاهی)

این آزمایش بر اساس استاندارد E1269-05، در محدوده دمایی تقریباً ۴ تا ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد و با استفاده از گاز نیتروژن انجام گرفت که نتایج حاصل در تصویر شماره ۱، قابل مشاهده است:



شکل ۱- نمودار ظرفیت گرمایی فشار ثابت پودر آلومینا بر حسب دما

۲-۲- دستگاه مورد استفاده

برای انجام این پژوهش، از یک دستگاه آزمایشگاهی برای ایجاد بستر سیال استفاده می‌کنیم که شماتیک آن در شکل ۲ به تصویر کشیده شده است. ابتدا هوا توسط یک کمپرسور فشرده می‌شود. هوای فشرده با فشار مشخص و تحت کنترل، وارد دبی سنج می‌شود. روی دبی سنج، یک شیر کنترل جریان وجود دارد که می‌توان به وسیله آن دبی جریان گاز را تحت کنترل قرار دهیم. برای اندازه‌گیری فشار هوای خروجی، از دبی سنج، یک فشار سنج عقربه‌ای روی آن تعبیه شده است که فشار هوا را با دقت ۰/۱ بار اندازه‌گیری

می‌کند. علی‌رغم پژوهش‌های فراوانی که برای مدل‌سازی فرآیند انتقال حرارت در بسترهای سیالیده استفاده شده، با توجه به بروز خطاهای مدل‌سازی عددی و آزمایشگاهی ضرورت انجام مدل‌سازی‌های جدید احساس می‌شود که بتوان با انجام اصلاحات، مدل دقیقتری ارائه شود، کاربرد وسیع فرآیندهای سیالیت در صنعت، اهمیت این تحقیقات را دو چندان می‌کند.

در مطالعه حاضر، ابتدا به بررسی آزمایشگاهی پدیده سیالیت در مورد ذرات آلومینا (متعلق به گروه A از طبقه بندی گلدارت) پرداخته می‌شود. پس از جمع‌آوری داده‌های دمایی مختلف توسط ترموکوپل‌های حساس از قبیل، دمای گاز ورودی به بستر، دمای ذرات جامد و دمای گاز خروجی با استفاده از داده‌های تجربی و معادلات مدل سه فازی، رابطه‌ای برای ضریب انتقال حرارت بین فاز جامد و گاز درون بستری بر حسب عدد رینولدز ارائه خواهد شد. به دلیل پایین بودن میزان رطوبت موجود در پودر آلومینا، از انتقال جرم بین فازها صرف‌نظر شده است. در ادامه نیز مقایسه‌ای میان داده‌های تجربی و مدل‌سازی عددی صورت خواهد گرفت.

به منظور اصلاح مدل سه فازی در این تحقیق، ظرفیت گرمایی ذرات جامد با بکارگیری آزمایش گرماسنجی پویشی تفاضلی^۱ به‌عنوان تابع دما اندازه‌گیری شده است و خصوصیات فیزیکی هوا نیز، به‌عنوان تابع دما در معادلات ظاهر می‌شوند.

۲- مواد و روش‌ها

۲-۱- ذره جامد مورد استفاده

ذره جامد مورد استفاده در این تحقیق، پودر آلومینا است که در صنعت آلومینیوم دارای کاربرد وسیعی است. این ذره از نظر رفتار سیالیت، متعلق به گروه A طبقه‌بندی گلدارت است که از ترکیب این ذره با هوای گرم رژیم سیالیت حبابی ایجاد می‌شود. در جدول شماره ۱، خصوصیات فیزیکی این ذره آمده است.

یکی از پارامترهای تاثیرگذار بر فرآیند انتقال گرما، ظرفیت گرمایی ذره جامد است که ما برای رسیدن به دقت بالاتر با انجام آزمایش گرماسنجی پویشی تفاضلی، آنرا به‌عنوان تابع دما در نظر گرفته‌ایم.

^۱ Differential Scanning Calorimeter

ورودی برای ۵ حالت تکرار کرده، نتایج حاصل را ثبت کرده ایم. لازم به ذکر است، کلیه داده‌های آزمایشگاهی در حالت رژیم حبابی برداشت شده‌اند. لازم به ذکر است، داده‌های آزمایشگاهی مربوط به دمای ذرات جامد و دمای گاز خروجی از بستر در حالتی برداشت شده‌اند که دمای گاز ورودی به بستر توسط سیستم کنترلی با دقت ۰/۱ درجه سانتی‌گراد یکنواخت شده است و به دلیل عایق بودن بستر تلفات حرارتی از جداره بستر نداریم. در جدول شماره ۲، می‌توان شرایط آزمایشات انجام شده را مشاهده کرد:

۲-۳- معادلات حاکم

برای پیش بینی توزیع دمای ذرات جامد و گاز درون بستری، از روش سه فازی استفاده شده است که این روش قبلاً توسط ویتر برای ذراتی متعلق به گروه B طبقه‌بندی گلداریت و ریژی برای ذراتی متعلق به گروه D طبقه‌بندی گلداریت استفاده شده است. در این پژوهش، با اصلاح مدل سه فازی سعی شده، نتایج دقیق‌تری حاصل شود. در مدلسازی سه فازی، فضای بستر به سه بخش فاز جامد، فاز گاز درون شبکه ای و فاز حباب تقسیم می‌شود و معادله موازنه انرژی و جرم میان فازها نوشته می‌شود. فرضیاتی که در مدلسازی سه فازی مورد استفاده قرار می‌گیرند، عبارتند از:

- به دلیل پایین بودن میزان رطوبت موجود در ذرات جامد (کمتر از ۲ درصد)، از انتقال جرم بین کلیه فازها صرف نظر می‌شود.

- فاز جامد فقط با فاز گاز درون شبکه‌ای مبادله حرارت دارد و هیچ انتقال گرما و جرمی میان فاز جامد و فاز حباب وجود ندارد.

- فاز گاز درون شبکه‌ای، هم با فاز جامد و هم با فاز حباب مبادله حرارت انجام می‌دهد. ضریب انتقال حرارت بین فاز جامد و فاز گاز درون شبکه‌ای، با h و ضریب انتقال حرارت بین فاز گاز درون شبکه‌ای و فاز حباب را با h_b نمایش می‌دهیم.

- دمای ذرات جامد در سرتاسر بستر ثابت فرض شده است و به همین دلیل، دمای ذرات جامد فقط تابع زمان است. این فرضیه که به فرضیه اختلاط کامل معروف است، اولین بار توسط وایدهاگن ارائه شده، با نتایج آزمایشگاهی انطباق خوبی دارد.

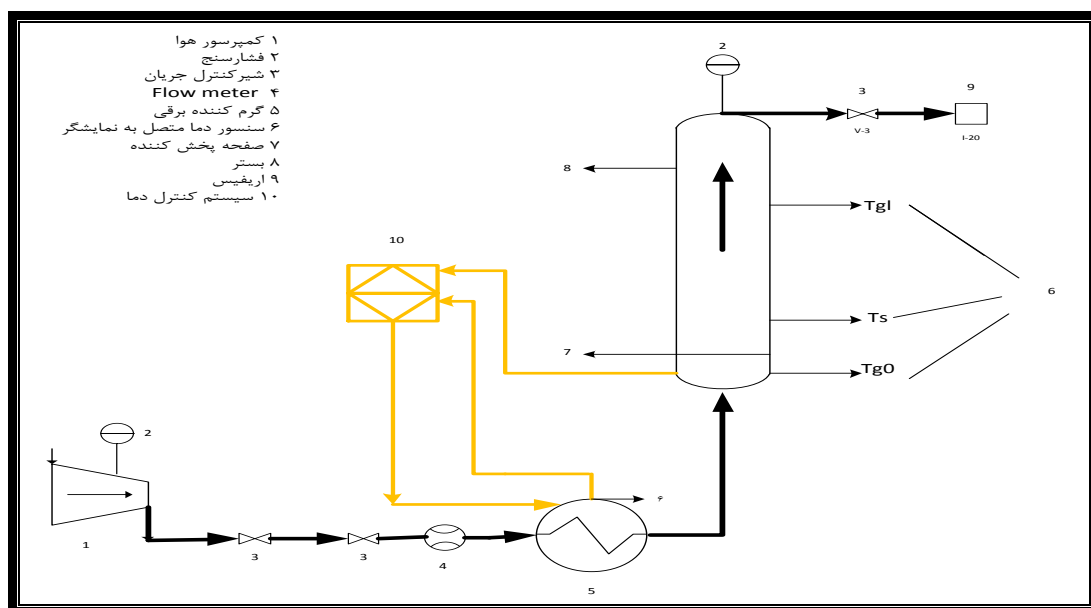
می‌کند. هوای مورد نیاز برای سیالیت در ادامه وارد یک گرم کننده برقی شده، پس از افزایش دمای آن وارد بستر استوانه‌ای شکل شده و با ذرات جامد مخلوط شده، رژیم سیالیت را ایجاد می‌کند. برای ایجاد رژیم یکنواخت در ورودی بستر، از یک صفحه پخش کن (نوعی کاغذ صافی با سوراخ‌هایی بسیار ریز) استفاده شده است.

با استفاده از ۴ عدد دما ترموکوپل تایپ K با دقت ۰/۱ درجه سانتی‌گراد دماهای گرم کننده برقی، گاز ورودی به بستر، ذرات جامد و گاز خروجی اندازه‌گیری می‌شود.

برای اندازه‌گیری دمای ذرات جامد با توجه به شناور بودن ذرات از تکنیک استفاده شده در پژوهش ریژی و همکاران [۱۰] استفاده شده است، به این صورت که در یک لحظه جریان هوا قطع شده، ترموکوپل به صورت مستقیم با ذرات جامد در تماس بوده، دمای مورد نظر ثبت و بلافاصله فرآیند سیالیت ادامه داده شده است.

برای کنترل دمای گاز ورودی به بستر، از یک کنترل کننده PID استفاده شده است. برای جلوگیری از اتلاف حرارتی، از پشم شیشه به عنوان عایق حرارتی دیواره بستر استفاده شده است. برای اینکه امکان مشاهده درون بستر و اندازه‌گیری برخی پارامترها مانند ارتفاع سیالیت وجود داشته باشد، از یک بستر شیشه‌ای استفاده شده است. این بستر استوانه، دارای قطر داخلی ۳ سانتی متر و قطر بیرونی ۳.۵ سانتی متر بوده، دارای دو عدد سوراخ بوده که یکی در ارتفاع ۲ سانتی متری برای تعبیه سنسور دمای ذرات جامد و سوراخ دوم در ارتفاع ۱۲ سانتی متری برای تعبیه سنسور دمای گاز خروجی از بستر تعبیه شده است. در شکل شماره ۳ نیز، نمایی کلی از این دستگاه آزمایشگاهی نمایش داده شده است.

برای وزن کردن نمونه‌ها نیز، از یک دستگاه ترازوی دیجیتال با دقت ۰/۰۱g مدل Scoutpro spu402 استفاده شده است. برای اندازه‌گیری کلیه ابعاد و اندازه‌ها نیز، از یک دستگاه کولیس دیجیتال با دقت اندازه‌گیری ۰/۰۱ میلی‌متر استفاده شده است. در مدلسازی آزمایشگاهی با یکنواخت نگه داشتن دمای گاز ورودی به بستر دمای ذرات جامد خشک شونده (T_s) و دمای گاز خروجی از بستر (T_{g1}) در طول زمان ثبت شده‌اند؛ همچنین سرعت و ارتفاع سیالیت را اندازه‌گیری کرده، این آزمایشات را در دبی‌ها و دماهای مختلف گاز



شکل ۲- شماتیک دستگاه

۳- برای حل معادلات مدل سه فازی که در واقع یک دستگاه معادلات دیفرانسیل غیرخطی و از مرتبه اول است، از روش حجم محدود استفاده شده که جزئیات این روش، در روش حل ارائه شده است.

جدول ۲- شرایط آزمایشات انجام شده

شماره آزمایش	u (m/s)	L (m)	T_{so} ($^{\circ}C$)	T_{glo} ($^{\circ}C$)	T_{go} ($^{\circ}C$)	M (kg)
۱	۰/۱۹۶	۰/۰۴۵	۲۲/۸	۲۷/۲	۳۴/۵	۰/۰۲
۲	۰/۱۹۶	۰/۰۴۵	۲۲/۸	۳۳/۱	۴۴/۷	۰/۰۲
۳	۰/۱۹۶	۰/۰۴۵	۲۳/۱	۳۴/۵	۴۹/۳	۰/۰۲
۴	۰/۱۹۶	۰/۰۴۵	۲۲/۸	۳۷/۹	۵۶/۶	۰/۰۲
۵	۰/۱۹۶	۰/۰۴۵	۲۳	۴۰/۱	۶۴/۴	۰/۰۲



شکل ۳- نمای کلی از دستگاه آزمایشگاهی

- به دلیل عایق بودن جداره بستر، از تلفات حرارتی از دیواره‌های آن صرف نظر شده است.

اما برای بالا بردن دقت در حل معادلات مدلسازی سه فازی، اصلاحاتی که ما در این تحقیق روی این مدل انجام داده‌ایم عبارتند از:

۱- ضریب C_p در پژوهش‌های قبلی به صورت ثابت فرض شده که ما در این تحقیق با استفاده از روش DSC، این ضریب را به صورت تابعی از دما اندازه‌گیری کرده‌ایم.

۲- خصوصیات ترمودینامیکی هوا به عنوان سیال عامل نیز، به صورت تابع دما اندازه‌گیری شده است که برای محاسبه این خصوصیات، از روابط ترمودینامیکی استفاده شده است.

فیزیکی هوا بر حسب دما بر پایه روابط ترمودینامیکی در جدول ۵ ارائه شده است. در معادلات مدلسازی سه فازی، علاوه بر خصوصیات فیزیکی هوا و ذرات جامد، نیاز به محاسبه خصوصیات بستر از قبیل، سرعت و قطر حباب‌ها، کسر حجمی حباب، ارتفاع کمینه سیالیت و ... نیز است که برای محاسبه این پارامترها، از نتایج پژوهش‌های قبلی استفاده شده که در جدول ۶، روابط مورد استفاده برای استخراج خصوصیات بستر آمده است. در جدول شماره ۷ نیز، شرایط اولیه جهت حل معادلات ارائه شده است.

با توجه به موارد فوق الذکر معادلات مدلسازی سه فازی که از پژوهش ریزی و همکاران استخراج شده است، در جدول ۳ آمده است. ضریب β_T در معادله فاز گاز درون بستری با توجه به فرضیه جریان پیستونی، از جدول شماره ۴ استخراج شده است.

همانگونه که پیشتر عنوان شد، یکی از تمایزات این تحقیق با پژوهش‌های مشابه این است که ما برای بالارفتن دقت کار، خصوصیات فیزیکی هوا را نیز ثابت در نظر نگرفته، به عنوان تابع دما در نظر گرفته‌ایم که تغییرات خصوصیات

جدول ۳- معادلات موازنه انرژی بین فازها [۱۰]

معادلات موازنه انرژی	فاز
$(1 - \varepsilon)\rho_s \frac{dH_s}{dt} = f_{E1}$	جامد
$H_s = (c_{ps} - Y_s c_{pw})(T_s - T_r)$	
$(1 - \delta)\varepsilon_{mf}\rho_g \frac{dH_t}{dt} + G_{gt}\beta_T \frac{H_t - H_0}{L} = f_{E2} - f_{E1} - E_W$	گاز درون بستری
$\bar{H}_t = Y_g \lambda + (c_{pgi} + Y_g c_{pvi})(\bar{T}_{gt} - T_r)$	
$\delta\rho_g \frac{\partial H_b}{\partial t} + G_{gb} \frac{\partial H_b}{\partial z} = -f_{E2}$	حباب
$H_b = Y_g \lambda + (c_{pqb} + Y_g c_{pvb})(T_{gb} - T_r)$	

جدول ۴- معادلات موازنه انرژی بین فازها [۱۰]

β_T	نوع جریان
1	جریان کاملا اختلاطی
$1.0 < \beta_t < 1.5$	جریان دلخواه
$\beta_t = \left(\frac{L}{H_t - H_0} \right) \frac{\partial H_t}{\partial z}$	جریان پیستونی

جدول ۵- تغییرات خصوصیات فیزیکی گاز با دما [۴]

$cp_g = 1.00926 \times 10^3 - 4.0403 \times 10^{-2}T + 6.1759 \times 10^{-4}T^2 - 4.097 \times 10^{-7} \times T^3$
$k_g = 2.425 \times 10^{-2} + 7.889 \times 10^{-5}T - 1.790 \times 10^{-8}T^2 - 8.570 \times 10^{-12} \times T^3$
$\rho_g = 101.325 / (0.28T_{abs})$
$\mu_g = 1.691 \times 10^{-5} + 4.984 \times 10^{-8}T - 3.187 \times 10^{-11}T^2 + 1.319 \times 10^{-14}T^3$
$cp_v = 1.883 \times T^3 - 1.6737 \times 10^{-1}T + 8.4386 \times 10^{-4}T^2 - 2.6966 \times 10^{-7} \times T^3$
$cp_w = 2.8223 \times T^3 + 11.828T - 3.5043 \times 10^{-2}T^2 - 3.601 \times 10^{-5} \times T^3$

جدول ۶- روابط مورد استفاده برای محاسبه خصوصیات بستر

$d_b = [(u_g - u_{mf})^5 * (h - h_0)^{.75}] / g^{.25}$	قطر حباب‌ها (گلدارت A) [۴]
۰.۸	نسبت جریان گاز حباب (ψ) (گلدارت A) [۱۰]
$u_b = \psi(u_0 - u_{mf}) + \alpha u_{br}$	سرعت حباب‌ها [۴]
$L_{mf} = 4M_s / (1 - \epsilon_{mf}) \rho_s \pi D_c^2$	ارتفاع کمیننه سیالیت [۴]
$\delta = 1.0 - L_{mf} / L$	کسر حجمی حباب [۴]

جدول ۷- شرایط اولیه و مرزی [۱۰]

شرایط اولیه و مرزی	فاز
$T_s(0) = T_{s0}, Y_s = constant = Y_s^*$	جامد
$T_{gi}(0, z) = T_{gb}(0, z) = T_{s0}$ $T_{gi}(t, 0) = T_{gb}(t, 0) = T_{g0}, Y_g = constant = Y_g^*$	گاز درون بستری و حباب

۲-۴-۲ روش حل

۲-۴-۲-۱ محاسبه ضرایب انتقال حرارت

همانگونه که در معادلات اصلی مشاهده می‌کنیم، یک ضریب انتقال حرارت مربوط به مبادله انرژی میان فاز جامد و فاز گاز درون بستری بوده که با h نمایش داده شده است و ضریب دومی، مربوط به مبادله انرژی میان فاز حباب و فاز گاز درون بستری بوده که با حرف h_b نمایش داده شده است که در ادامه نحوه محاسبه این ضرایب شرح داده شده است:

برای به دست آوردن رابطه‌ای جهت محاسبه ضریب انتقال حرارت فاز حباب و فاز گاز درون بستری به مانند پژوهش ریزی و همکاران، حد فاصل فاز حباب‌های گازی و فاز گاز درون شبکه‌ای ناحیه‌ای فرض شده که به آن اصطلاحاً ابر گفته می‌شود؛ بنابراین می‌توان ضریب انتقال حرارت بین فاز حباب و گاز درون شبکه‌ای را به صورت مجموع دو مقاومت سری حباب- ابر و ابر-گاز درون شبکه‌ای در نظر گرفت و از رابطه مربوط به مقاومت‌های سری این ضریب را محاسبه کرد. در شکل ۴ نیز می‌توان، نحوه انتقال حرارت بین فاز حباب و فاز گاز درون شبکه‌ای را مشاهده کرد.

در ادامه نیز روابط مربوط به محاسبه h_b آمده است:

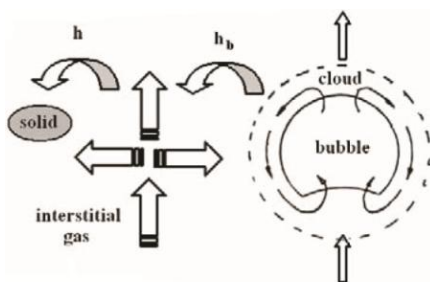
$$\frac{1}{h_b a_1} = \frac{1}{h_{bc} a_b} + \frac{1}{h_{cg} a_e} \quad (1)$$

$$h_b a_1 = \frac{(h_{bc} a_b)(h_{cg} a_e)}{h_{bc} a_b + h_{cg} a_e} \quad (2)$$

$$h_{bc} a_b =$$

$$\delta \left\{ 4.5 \left(\frac{G_{mf} c_{pg}}{d_b} \right) + 5.85 \left(\frac{(k_g c_{pg} \rho_g)^{1/2} g^{1/4}}{d_b^{1.25}} \right) \right\} \quad (3)$$

$$h_{cg} a_e = \delta \left\{ 6.78 \left(\rho_g c_{pg} k_g \right)^{1/2} \left(\frac{\epsilon_{mf} u_a}{\rho_g d_b^3} \right)^{1/2} \right\} \quad (4)$$



subscripts:

- b bubble;
- c cloud;
- g gas;
- bc bubble-cloud;
- cg cloud-gas interstitial.

شکل ۴- نحوه انتقال حرارت بین فاز حباب و فاز گاز درون

شبکه‌ای [۱۰]

۲-۴-۲-۲ شبکه بندی و حل معادلات

چون معادلات حاکم در این پژوهش از نظر مکانی فقط در راستای ارتفاع بستر تغییر می‌کند، برای حل معادلات در این

ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی بین ذرات جامد و گاز درون بستری به صورت زیردر نظر گرفته می‌شود که تابعی از عدد بی‌بعد Re است:

$$Nu = (x_1 * Re^{x_2} + x_3) \quad (5)$$

ضرائب این معادله از روش حداقل مربعات و پس از قراردادن نتایج آزمایشگاهی در معادلات گسسته شده محاسبه می‌شوند. برای گسسته‌سازی معادلات دیفرانسیلی، از یک شمارنده مکانی در جهت ارتفاع بستر و یک شمارنده زمانی استفاده شده است. برای حل معادلات انرژی بین فازها، از روش حجم محدود استفاده شده است. برای گسسته‌سازی معادلات، از طرح اختلاف بالادست^۱ برای مکان و از روش صریح^۲ برای ترم زمان استفاده شده است.

در پایان با استفاده از رابطه بدست آمده برای ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی و حل همزمان معادلات جبری، توزیع دمای فازها بدست می‌آید؛ بنابراین دستگاه معادلات دیفرانسیلی به دستگاه معادلات جبری تبدیل خواهند شد که با حل آنها می‌توان، توزیع دما فازهای سه گانه را محاسبه کرد.

۳- نتایج

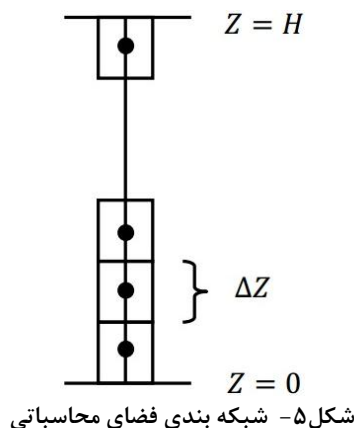
۳-۱- نحوه تغییرات دمایی در خشک کن

در این بخش، نتایج تغییرات دمای ذرات جامد و گاز خروجی از بستر برای آزمایش شماره ۳ و ۴ در شکل ۷ و شکل ۸ آمده است. دقت در پاسخ‌ها نشان می‌دهد، شیب تغییرات دمایی در آغاز فرآیند سیالیت بسیار بالا است که این موضوع، نشان دهنده بالا بودن شدت انتقال حرارت بین فازها است.

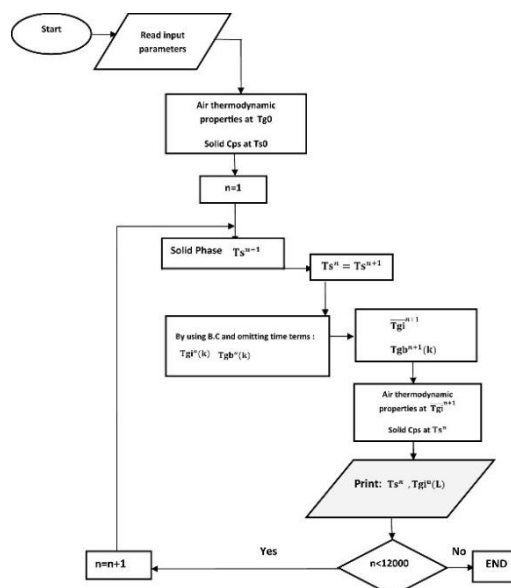
۳-۲- نوع رژیم جریان خشک کن

با توجه به روابط ارائه شده در بخش قبل، محدوده سرعت و قطر حباب‌ها آمده است که با توجه به محدوده آزمایشات انجام شده رژیم غالب سیالیت به صورت حبابی است. نتایج مربوط به سرعت حباب‌ها و قطر حباب‌ها، در شکل ۹ و شکل ۱۰ قابل مشاهده است.

پژوهش، از یک شبکه یک بعدی در راستای Z استفاده شده است که هر گره توسط یک حجم کنترل احاطه شده است. در شکل ۵، شبکه بندی فضای محاسباتی مشاهده می‌شود:



در این پژوهش، گام زمانی برابر ۰/۰۰۱ ثانیه و در راستای ارتفاع بستر تعداد شبکه‌ها ۱۲۰۰۰ گره در نظر گرفته شده است. در خصوص بررسی استقلال شبکه، پاسخ‌ها تا ۲۰۰۰ گره واگرا بوده، پاسخ‌ها در ۱۲۰۰۰ گره و ۱۴۰۰۰ گره دارای اختلاف کمتر از ۱ درصد بوده، از اینرو تعداد شبکه‌های ۱۲۰۰۰ گره برای حل معادلات در این پژوهش انتخاب گردید. در تصویر ۶ نیز، فلوجارت حل معادلات آمده است:

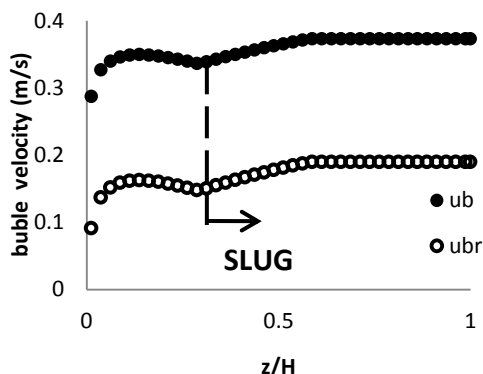


شکل ۶- فلوجارت حل معادلات

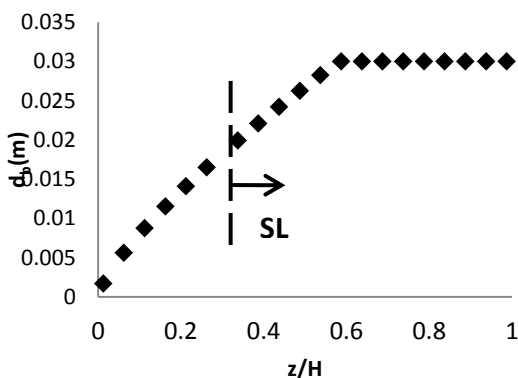
¹ Upwind Differencing Scheme

² Explicit Scheme

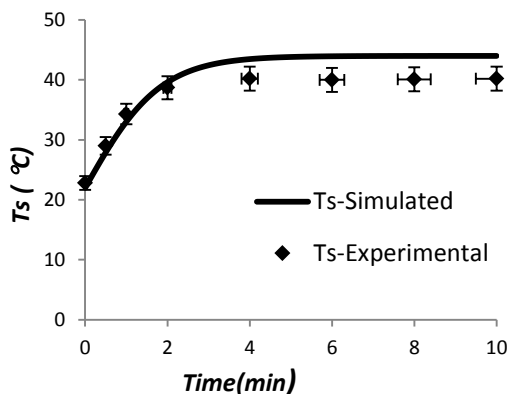
شکل ۱۳ و شکل ۱۴، این مقایسه برای آزمایش شماره ۴ انجام شده است.



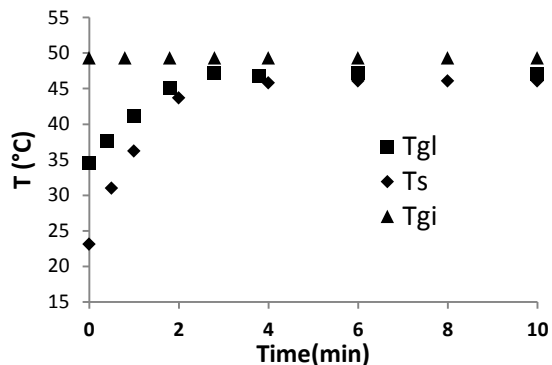
شکل ۹- بررسی محدوده سرعت حباب‌ها در طول بستر



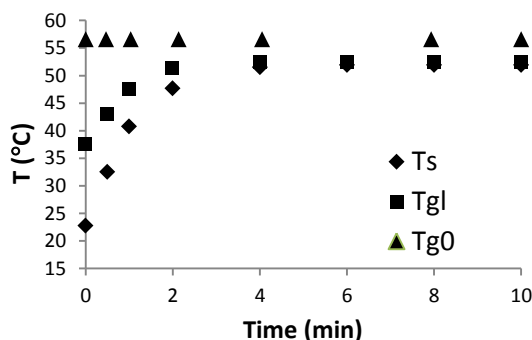
شکل ۱۰- بررسی محدوده قطر حباب‌ها در طول بستر



شکل ۱۱- مقایسه میان داده‌های تجربی و شبیه‌سازی عددی برای دمای ذرات جامد(تست ۲)



شکل ۷- نحوه تغییرات دمای فازهای سه گانه در طول زمان $u=0.196 \text{ m/s}$ ، (آزمایش شماره ۳)



شکل ۸- نحوه تغییرات دمای فازهای سه گانه در طول زمان (آزمایش شماره ۴) $u=0.196 \text{ m/s}$

۳-۳- محاسبه ضریب انتقال حرارت بین فاز جامد و فاز گاز درون شبکه‌ای

با توجه به نتایج آزمایشات و با بکارگیری معادلات گسسته شده، مدل سه فازی با تکنیک حداقل مربعات ضرایب مجهول معادله ۱ محاسبه شده است. رابطه عدد ناسلت بر حسب عدد رینولدز، در معادله ۶ ارائه شده است:

$$Nu = (.002167 * Re^{1.863} - .0001457) \quad (6)$$

۳-۴- مقایسه میان داده‌های تجربی و مدل‌سازی عددی

خروجی معادلات گسسته شده مدل سه فازی، دمای فاز جامد و دمای گاز خروجی از بستر در طول زمان را به ما می‌دهد. در شکل ۱۱ و شکل ۱۲، مقایسه میان داده‌های تجربی و نتایج عددی برای آزمایش شماره دو آمده است و در

دقت در پاسخ‌ها نشان می‌دهد، انطباق بسیار خوبی بین داده‌های تجربی و نتایج حاصل از شبیه‌سازی عددی وجود دارد که این موضوع، نشان‌دهنده دقت بالای مدل‌سازی سه فازی در تجزیه تحلیل انتقال حرارت در خشک‌کن‌های بستر سیال حبابی است.

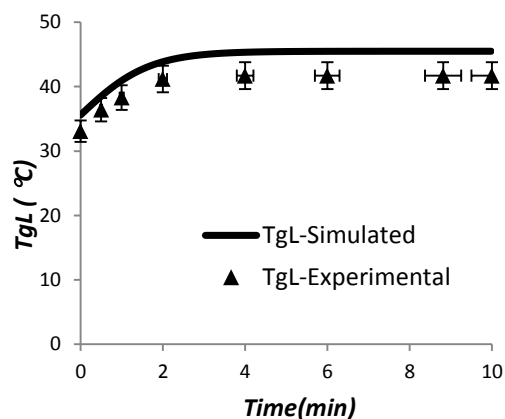
همانگونه که در شکل ۱۱ تا شکل ۱۴ قابل مشاهده است، نتایج حاصل از مدل‌سازی دمای فاز جامد و فاز گاز نشان می‌دهد، حداکثر میزان خطای روش عددی با داده‌های تجربی ۹ درصد بوده که این میزان خطا قابل قبول است؛ همچنین دقت در پاسخ‌ها نشان می‌دهد، با افزایش زمان میزان خطای حاصل از مدل‌سازی افزایش می‌یابد و درصد خطا در ابتدای فرآیند سیالیت کمتر است.

همانگونه که پیشتر عنوان شد، بعد از قطع جریان و اندازه‌گیری دمای ذرات و برقراری مجدد جریان مولفه جریان تغییر نخواهد کرد و ادامه فرآیند با همان دبی و دمای گاز ورودی ادامه خواهد یافت. دقت در شکل ۱۲ و شکل ۱۳ نشان می‌دهد، بوسیله اثر زمانی اندازه‌گیری دمای ذرات جامد و اثر محیط بر دمای ذرات در زمان اندازه‌گیری در ابتدای آزمایش، اختلاف بین داده‌های آزمایشگاهی و شبیه‌سازی عددی قابل مشاهده است.

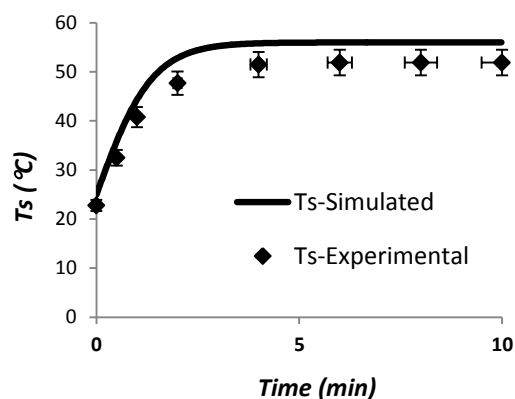
دلایل بروز خطا میان داده‌های آزمایشگاهی و روش عددی، هم به بخش آزمایشگاهی و هم به بخش عددی مرتبط می‌شود. در بخش آزمایشگاهی عمده‌ترین بروز دلیل خطا در روش اندازه‌گیری، دمای میانگین ذرات جامد است که چون ذرات جامد به صورت معلق بوده، امکان اندازه‌گیری مستقیم دمای آنها وجود ندارد و برای اندازه‌گیری یک لحظه فرآیند متوقف شده که این موضوع در بخش ۲-۲ تشریح شده است.

در بخش عددی نیز، علاوه بر تقریب محاسبه مشتقات زمانی و مکانی که می‌تواند باعث بروز خطا شود، فرض‌های مدل سه فازی نیز، باعث بروز خطا خواهد شد، چرا که فرآیند سیالیت در حالت کلی سه بعدی بوده که ما برای فاز جامد فرضیه اختلاط کامل و فاز گاز و فاز حباب نیز، به صورت پیوستونی (یک بعدی) فرض شده‌اند.

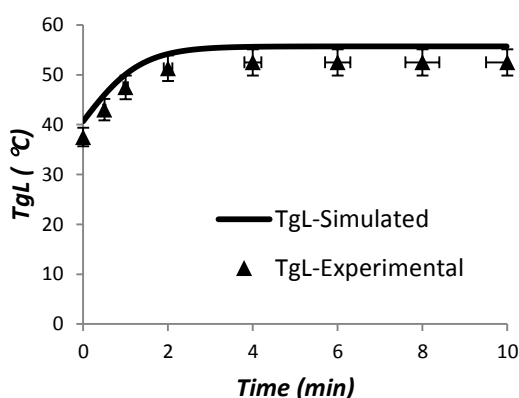
هر چند نتایج حاصل از این مدل‌سازی نشان می‌دهد، فرضیه اختلاط کامل برای فاز جامد و فرضیه جریان پیوستونی



شکل ۱۲- مقایسه میان داده‌های تجربی و شبیه‌سازی عددی برای دمای گاز خروجی از بستر (تست ۲)



شکل ۱۳- مقایسه میان داده‌های تجربی و شبیه‌سازی عددی برای دمای ذرات جامد (تست ۴)



شکل ۱۴- مقایسه میان داده‌های تجربی و شبیه‌سازی عددی برای دمای گاز خروجی از بستر (تست ۴)

شامل، یک دستگاه معادلات دیفرانسیل معمولی بوده که از روش حجم محدود این معادلات حل شده‌اند.

با بکارگیری معادلات گسسته شده و استفاده از نتایج تجربی، رابطه‌ای برای ضریب انتقال حرارت بین فاز جامد و فاز گاز درون شبکه‌ای ارائه گردید و در نهایت، مقایسه‌ای میان داده‌های تجربی و نتایج عددی صورت گرفت.

همچنین دقت در پاسخ‌ها نشان می‌دهد، همخوانی خوبی بین داده‌های آزمایشگاهی و مدل‌سازی عددی وجود دارد. این کار قبلاً توسط ریزی و همکاران برای ذراتی از گروه D طبقه بندی گلداتر انجام گردید. با این تفاوت که ظرفیت گرمایی فشار ثابت در این پژوهش، به صورت تابعی از دما در نظر گرفته شده، به علاوه اینکه برای محاسبه قطر حباب‌ها، از روابط دیگری که با واقعیت انطباق بیشتری دارد، استفاده شده است.

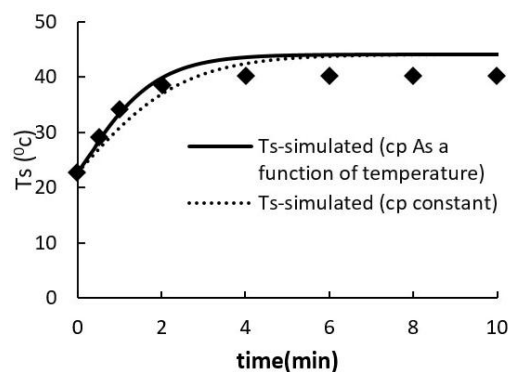
همانطور که مشاهده می‌شود، تغییر شیب در منحنی‌های توزیع دمای ذرات جامد در لحظات اولیه زیاد است؛ به گونه‌ای که در آزمایش شماره ۲ در طول ۲ دقیقه شاهد افزایش دمای ذرات جامد از ۲۳ به حدود ۴۰ درجه هستیم و همین روند در سایر آزمایشات نیز مشاهده می‌شود که این موضوع، نشان دهنده بالا بودن نرخ انتقال حرارت در این نوع خشک کن‌ها است.

همچنین نتایج حاصل از مدل‌سازی نشان داد، حداکثر خطای مدل‌سازی عددی با داده‌های تجربی ۹ درصد است که میزان قابل قبول است و عمده ترین دلایل بروز این خطا در بخش آزمایشگاهی تقریب در اندازه‌گیری دمای فاز جامد و در بخش عددی نیز، فرضیه جریان پیستونی (یک بعدی) است. علی‌رغم بروز این خطاها مدل سه فازی، دارای دقت بسیار بالایی برای تجزیه تحلیل انتقال حرارت در بسترهای سیالیده است و فرضیه‌های اساسی این مدل‌سازی یعنی، فرضیه اختلاط کامل فاز جامد و فرضیه جریان پیستونی برای فاز حباب و فاز گاز تا حدود زیادی با داده‌های تجربی انطباق دارد. نتایج ارائه شده در بخش ۳-۵ نیز نشان می‌دهد، در نظر گرفتن گرمای ویژه فاز جامد به عنوان تابع دما، باعث کاهش خطای مدل‌سازی عددی خواهد شد. ضمناً برای بررسی جامع تر فرآیند سیالیت پیشنهاد می‌شود با بکارگیری ذرات مرطوب فرآیند همزمان انتقال حرارت و انتقال جرم مدل شود.

برای فازهای گاز و حباب فرضیات درستی بوده، میزان خطای این مدل‌سازی در حد قابل قبول است.

۳-۵- بررسی تاثیر گرمای ویژه بر پاسخ‌ها

همانگونه که پیشتر عنوان شد، یکی از اصلاحاتی که در مدل سه فازی در این پژوهش انجام شده، این است که cp ذرات جامد در این پژوهش، به عنوان تابعی از دما در نظر گرفته شده است، برای اینکه تاثیر این پارامتر بر مدل‌سازی نشان داده شود، در تصویر شماره ۱۵ مقایسه میان مدل‌سازی عددی در دو حالت گرمای ویژه ثابت (مقدار میانگین) و گرمای ویژه متغیر دمای فاز جامد محاسبه شده است.



شکل ۱۵- مقایسه میان مدل‌سازی عددی در دو حالت گرمای ویژه به عنوان تابع دما و گرمای ویژه ثابت

دقت در این پاسخ‌ها نشان می‌دهد، با در نظر گرفتن گرمای ویژه متغیر، سبب کاهش میزان خطای مدل‌سازی عددی به میزان حدود ۵ درصد در ابتدای فرآیند سیالیت می‌شود، هر چند در انتهای فرآیند، متغیر در نظر گرفتن گرمای ویژه تاثیر چندانی بر پاسخ‌ها نداشته است. دقت در این نمودار نشان می‌دهد، در انتهای فرآیند تغییرات دما در بستر رفته رفته به صفر می‌رسد که این موضوع، نشان‌دهنده تعادل گرمایی در فرآیند است.

۴- نتیجه‌گیری

در این پژوهش، همانگونه که قبلاً نیز ذکر شد، به بررسی پدیده انتقال حرارت در بستر سیال از طریق آزمایش روی ذراتی از گروه A طبقه‌بندی گلداتر پرداخته شد. برای مدل‌سازی عددی، از یک مدل سه فازی استفاده شده است که

۵- تقدیر و تشکر

نویسندگان از واحد ابزار دقیق شرکت پالایش گاز قشم و سرخون به دلیل کالیبراسیون تجهیزات آزمایشگاهی و از آزمایشگاه آنالیز حرارتی پژوهشکده پتروشیمی ایران به دلیل انجام آزمایش DSC تشکر می‌کنند.

۶- مراجع

- به صورت تابعی از رطوبت ماده. نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران ۵۰-۴۱: ۲۷(۴).
- [۶] گازر ح (۱۳۸۸) مدل‌سازی سینتیک خشک شدن کلزا در خشک کن بستر سیال. مجله بیو سیستم مهندسی ایران ۱۸۴-۱۷۵: ۴۰(۲).
- [۷] عباسی سورکی ب، امیدی م، قنادزاده ح (۱۳۹۱) مدل‌سازی ریاضی خشک کردن ذرات کروی نخود سبز در یک خشک‌کن بستر سیالی ناپیوسته. چهاردهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران تهران.
- [۸] خورشیدی ج، داوری ح (۱۳۹۲) بکارگیری روش‌های آماری برای پیش بینی تغییرات دمایی در یک خشک‌کن بستر سیال. پانزدهمین کنفرانس دینامیک شاره‌ها (سیالات)، بندرعباس.
- [9] Vitor João FA, Biscaia JR, Evaristo C, Massarani G (2004) Modeling of biomass drying in fluidized bed. Proceedings of 14th International Drying Symposium B: 1104-1111.
- [10] RJ AC, Passos ML, Freire JT (2009) Modeling and simulating the drying of grass seeds (brachiariabrizantha) in fluidized beds: evaluation of heat transfer coefficient. Brazilian j Chem Eng 26(3): 545-554.

- [1] Ye M, Van der Hoef MA, Kuipers JJM (2005) The effects of particle and gas properties on the fluidization of Geldart A particles. Chem Eng Sci 60(5): 4567-4580.
- [2] Chunbao XU, Zhu JX (2006) Effect of gas type and temperature on fine particle fluidization. China particuology 4(3): 114-121.
- [3] Hariprasad J Subrani, M B Mothivel Balaiyya, Lima Rose Miranda (2007) Minimum fluidization velocity at elevated temperatures for Geldart's group-B powders. Exp Therm Fluid Sci 32(2007): 166-173.
- [4] Kunni Diazo, Levenspiel Octave (1991) Fluidization Engineering. 2nd edn. Butterworth-Heinemann.
- [۵] پهلوان زاده ح، منطقیان م، قائم مقامی ف (۱۳۸۷) تعیین ضریب‌های انتقال جرم و حرارت در خشک‌کن‌های بستر سیال