

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشکده مهندسی مکانیک

گروه مهندسی سیستم‌های انرژی

مدل‌سازی خشک‌کن بستر سیال و تحلیل انرژی-اگزرژی آن

دانشجو:

علی محمد عوافی نژاد

اساتید راهنما:

دکتر علی سررشته‌داری

دکتر محمود چهارطاقی

پایان نامه ارشد جهت اخذ درجه کارشناسی ارشد

اسفند ۱۳۹۲



مدیریت تحصیلات تکمیلی
فرم شماره (۶)

باسمه تعالی

شماره:
تاریخ:
ویرایش:

فرم صورت جلسه دفاع از پایان نامه تحصیلی دوره کارشناسی ارشد

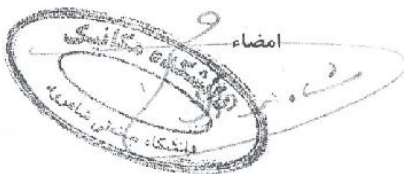
با تأییدات خداوند متعال و با استعانت از حضرت ولی عصر (عج) نتیجه ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای علی محمد عوافقی نژاد رشته مهندسی مکانیک گرایش سیستم‌های انرژی تحت عنوان مدل‌سازی خشک‌کن بستر سیال و آنالیز انرژی و انرژی آن که در تاریخ ۹۲/۱/۲۷ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می‌گردد:

قبول (با درجه: بسیار خوب امتیاز: ۱۸/۶۲) دفاع مجدد مردود

- ۱- عالی (۲۰ - ۱۹) ۲- بسیار خوب (۱۸/۹۹ - ۱۸)
۳- خوب (۱۷/۹۹ - ۱۶) ۴- قابل قبول (۱۵/۹۹ - ۱۴)

۵- نمره کمتر از ۱۴ غیر قابل قبول

اعضاء	مرتبه علمی	نام و نام خانوادگی	عضو هیأت داوران
	استادیار	علی سررشته‌داری	۱- استاد راهنما
	استادیار	محمود چهارطاقی	۲- استاد مشاور
	استادیار	علی عباس نژاد	۳- نماینده شورای تحصیلات تکمیلی
	استاد	محمود فرزانه گرد	۴- استاد ممتحن
	استادیار	محسن نظری	۵- استاد ممتحن



رئیس دانشکده:

تشکر و قدردانی:

تقدیم به پدر و مادر مهربان و عزیزم

که وجودشان دلیلی است بر هر آنچه که در زندگی انجام می‌دهم.

همچنین از اساتید ارجمند جناب آقای دکتر سررشته‌داری و دکتر چهارطاقی که رهنمودهایشان نقش بسزایی در غنای هر چه بیشتر این تحقیق داشته است تشکر و قدردانی می‌نمایم.

تعهد نامه

اینجانب علی محمد عوافی نژاد دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی سیستم‌های انرژی دانشکده مکانیک دانشگاه شاهرود نویسنده پایان مدلسازی خشک‌کن بستر سیال و تحلیل انرژی-اگرژی آن تحت راهنمایی دکتر علی سررشته داری و دکتر چهارطاقی متعهد می‌شوم.

- تحقیقات در این پایان‌نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است .
- در استفاده از نتایج پژوهش‌های محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است .
- مطالب مندرج در پایان‌نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است .
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد و مقالات مستخرج با نام «دانشگاه صنعتی شاهرود» و یا «Shahrood University of Technology» به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان‌نامه تأثیرگذار بوده‌اند در مقالات مستخرج از پایان‌نامه رعایت می‌گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافتهای آنها) استفاده شده‌است، ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده‌است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده‌است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده‌است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج ، کتاب ، برنامه های رایانه ای ، نرم افزار ها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد . این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود .
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی‌باشد.

چکیده

در این تحقیق به منظور بررسی عوامل مؤثر در بازده انرژی و آگرژی، مدل سازی خشک کن بستر سیال مجتمع پتروشیمی بندر امام، صورت گرفته است. با توسعه یک کد تجاری امکان بررسی انتقال رطوبت در هر فاز و تبادل بین فازها به منظور بهبود نتایج شبیه سازی و تطابق مدل عددی با نتایج تجربی موجود، فراهم شده است. بر این اساس با استخراج نحوه توزیع دما و انتقال حرارت به همراه تغییرات رطوبت درون خشک کن، اختلاف نتایج مدل سازی با نتایج تجربی نشان دهنده اختلافی در حد ۱٪ است، که مبین بهبود قابل توجه مدل سازی اخیر در مقایسه با کارهای مشابه می باشد. همچنین نتایج بیان می کند که افزایش دبی جرمی و دمای ورودی هوا و نیز آب گرم مبدل های حرارتی، کاهش بازده را به همراه خواهد داشت، در حالی که افزایش میزان دبی جرمی و دمای محصول، بازده را افزایش می دهد. نتایج این تحقیق در شرایط قابل اجرای فیزیکی در مجتمع پتروشیمی مذکور نشان می دهد که با افزایش ۱۵٪ شدت جریان جرمی محصول ورودی، بازده کلی خشک کن از ۳۸/۶۲٪ به ۴۲٪ و بازده آگرژی از ۳۵/۱۶٪ به ۳۹/۵٪ افزایش می یابد در حالی که رطوبت موجود در محصول نیز به میزان ۱۸٪ کاهش می یابد.

کلمات کلیدی

خشک کن، بستر سیال، بازده انرژی، بازده آگرژی، مدل سازی

فهرست مطالب

فصل اول: مقدمه و آشنایی خشک‌کن‌های بستر سیال	۱
۱-۱ مقدمه	۲
۲-۱ اهداف فصل	۲
۳-۱ مروری بر تحقیقات انجام شده	۳
۱-۳-۱ تحقیقات اولیه خشک‌کن	۳
۲-۳-۱ مدل‌سازی ریاضی خشک‌کن	۳
۳-۳-۱ مدل‌سازی به کمک دینامیک سیالات محاسباتی	۷
۴-۱ اهداف تحقیق	۸
۵-۱ روش‌های خشک کردن	۹
۶-۱ اثر عوامل مؤثر بر خشک شدن	۹
۱-۶-۱ تأثیر ضخامت بستر	۱۰
۲-۶-۱ تأثیر درجه حرارت	۱۰
۳-۶-۱ تأثیر سرعت هوا	۱۱
۴-۶-۱ تأثیر رطوبت هوا	۱۱
۵-۶-۱ تأثیر زمان قرارگیری محصول در معرض جریان هوا	۱۱
۶-۶-۱ تأثیر فشار هوا	۱۱
۷-۶-۱ تأثیر خصوصیات فیزیکی و ساختمانی محصول (اندازه ذرات)	۱۱
۷-۱ انواع خشک‌کن	۱۲
۸-۱ خشک کردن به روش بستر سیال	۱۳
۹-۱ انواع خشک‌کن بستر سیال	۱۴
۱-۹-۱ بستر سیال رایج	۱۴
۲-۹-۱ بستر سیال اصلاح شده	۱۵

۱۵ چند مرحله‌ای یا چند فرآیندی	۱-۲-۹-۱
۱۵ بستر سیال هیبریدی	۲-۲-۹-۱
۱۶ خشک‌کن بستر سیال با مبدل شناور	۳-۲-۹-۱
۱۶ خشک‌کن ارتعاشی	۴-۲-۹-۱
۱۷ خشک‌کن چرخشی	۵-۲-۹-۱
۱۷ خشک‌کن فورانی	۶-۲-۹-۱
۱۸ خشک‌کن بستر سیال چرخشی	۷-۲-۹-۱
۱۸ خشک‌کن بستر سیال جت	۸-۲-۹-۱
۱۹ خشک‌کن بستر سیال با دیواره داخلی	۹-۲-۹-۱
۱۹ خشک‌کن بستر سیال پمپ گرمایی	۱۰-۲-۹-۱
۲۰ مزیت‌های خشک‌کن بستر سیال	۱۰-۱
۲۱ محدودیت‌های خشک‌کن بستر سیال	۱۱-۱
۲۳ فصل دوم: توصیف مسأله و معادلات حاکم و تحلیل مدل	
۲۴ مقدمه	۱-۲
۲۴ شرح فرآیند خشک کردن	۲-۲
۲۷ مدل پیشنهادی برای حل مسأله	۳-۲
۲۷ مدل اویلرین	۱-۳-۲
۲۸ معادله انرژی	۲-۳-۲
۲۸ مدل استاندارد اغتشاش $k-\varepsilon$	۳-۳-۲
۲۹ انتقال گرما و جرم	۴-۳-۲
۳۳ تعریف UDF	۵-۳-۲
۳۴ مشخصات هندسی مسأله	۴-۲
۳۵ شرایط کارکرد خشک‌کن	۵-۲
۳۸ تولید شبکه محاسباتی	۶-۲

۳۹ تحلیل جریان	۷-۲
۳۹ کنترل شبکه	۱-۷-۲
۴۰ مدل	۲-۷-۲
۴۰ مواد	۳-۷-۲
۴۳ فازها	۴-۷-۲
۴۳ شرایط عملیاتی	۵-۷-۲
۴۳ شرایط مرزی	۶-۷-۲
۴۵ محاسبه رطوبت در تعادل با سطح دانه	۷-۷-۲
۴۶ محاسبه منبع تولید انرژی	۸-۷-۲
۴۷	فصل سوم: نتایج مدل سازی	
۴۸ حل	۱-۳
۴۹ بررسی عملکرد خشک کن در حالت واقعی	۲-۳
۴۹ میدان جریان	۱-۲-۳
۵۴ انتقال حرارت	۲-۲-۳
۵۵ بررسی رفتار خشک کردن	۳-۲-۳
۶۱ فشار بستر سیال شده	۴-۲-۳
۶۲ بررسی میزان حساسیت حل به پارامترهای حل	۳-۳
۶۳ تغییر میزان دبی جریانهای ورودی	۱-۳-۳
۶۳ کاهش میزان دبی جریانهای هوای ورودی	۱-۱-۳-۳
۶۵ افزایش میزان دبی جریانهای هوای ورودی	۲-۱-۳-۳
۶۸ افزایش میزان دبی ذرات ورودی	۳-۱-۳-۳
۷۰ کاهش میزان دبی ذرات ورودی	۴-۱-۳-۳
۷۲ تغییرات تدریجی دبی هوای ورودی	۵-۱-۳-۳
۷۷ تغییر بار حرارتی پانل های حرارتی	۲-۳-۳

۸۰	تغییر دمای هوای ورودی	۳-۳-۳
۸۱	استقلال حل از شبکه‌بندی	۴-۳
۸۳	اعتبارسنجی نتایج	۵-۳
۸۵	فصل چهارم: آنالیز انرژی و آگزرژی	
۸۶	مقدمه	۱-۴
۸۶	مروری بر کارهای گذشته	۲-۴
۸۸	اهداف فصل	۳-۴
۸۹	قانون اول و دوم ترمودینامیک	۴-۴
۹۰	آنالیز انرژی و آگزرژی خشک‌کن	۵-۴
۹۰	موازنه	۱-۵-۴
۹۱	موازنه جرمی	۱-۱-۵-۴
۹۱	موازنه انرژی	۲-۱-۵-۴
۹۲	موازنه آگزرژی	۳-۱-۵-۴
۹۳	مصرف انرژی	۲-۵-۴
۹۴	نسبت مصرف انرژی	۳-۵-۴
۹۴	بازده ترمودینامیک	۴-۵-۴
۹۵	حل	۶-۴
۹۵	بررسی عملکرد خشک‌کن در حالت واقعی	۱-۶-۴
۹۷	اثر عوامل مختلف بر روی انرژی و آگزرژی	۷-۴
۹۷	تأثیر دبی جرمی هوای ورودی	۱-۷-۴
۹۹	تأثیر دبی جرمی محصول ورودی	۲-۷-۴
۱۰۱	تأثیر آگزرژی مخصوص ورودی هوا	۳-۷-۴
۱۰۲	تأثیر درجه حرارت ورودی مبدل‌ها بر بازده	۴-۷-۴
۱۰۴	تأثیر درجه حرارت ورودی بر روی مصرف انرژی	۵-۷-۴

١٠٦.....	تأثير نسبت رطوبت هوای ورودی بر بازده	٤-٧-٦
١٠٧.....	تأثير نسبت رطوبت محصول خروجی بر بازده	٤-٧-٧
١١١.....	فصل پنجم: نتیجه گیری و پیشنهادات	
١١٢.....	نتیجه گیری	٥-١
١١٣.....	پیشنهادات	٥-٢

فهرست اشکال

- شکل (۱-۱) خشک‌کن بستر سیال رایج الف: غیر مداوم ب: نیمه مداوم ج: دائم ۱۴
- شکل (۲-۱) خشک‌کن بستر سیال چند طبقه‌های الف: دو طبقه‌های ب: یک طبقه‌های ۱۵
- شکل (۳-۱) خشک‌کن بستر سیال هیبریدی ۱۶
- شکل (۴-۱) خشک‌کن بستر سیال با مبدل شناور ۱۶
- شکل (۵-۱) خشک‌کن بستر سیال ارتعاشی ۱۷
- شکل (۶-۱) خشک‌کن چرخشی ۱۷
- شکل (۷-۱) خشک‌کن بستر سیال فورانی ۱۸
- شکل (۸-۱) خشک‌کن بستر سیال چرخشی ۱۸
- شکل (۹-۱) خشک‌کن بستر سیال جت ۱۹
- شکل (۱۰-۱) خشک‌کن بستر سیال با دیواره داخلی، الف: نوع افقی ب: نوع عمودی ۱۹
- شکل (۱۱-۱) خشک‌کن بستر سیال پمپ گرمایی ۲۰
- شکل (۱-۲) نمای خشک‌کن ۲۵
- شکل (۲-۲) منحنی شاخص خشک کردن یک ذره مرطوب ۲۹
- شکل (۳-۲) دیاگرام UDF مورد استفاده در حل مسأله ۳۴
- شکل (۴-۲) مشخصات ابعادی مسأله ۳۵
- شکل (۵-۲) مشخصات ابعادی مبدل‌های حرارتی درون خشک‌کن FF-401 ۳۶
- شکل (۶-۲) مشخصات ابعادی مبدل حرارتی درون خشک‌کن FF-402 ۳۶
- شکل (۷-۲) مشخصات عمومی ابعادی خشک‌کن ۳۸
- شکل (۸-۲) شبکه‌بندی هندسه خشک‌کن (۱۰۰ × ۱۰۰) ۳۹
- شکل (۱-۳) مقاطع بررسی شده ۴۸
- شکل (۲-۳) کانتور سرعت فاز هوا ۴۹
- شکل (۳-۳) کانتور سرعت فاز هوا در محل ورودی ذرات ۵۰
- شکل (۴-۳) کانتور سرعت فاز هوا در خروجی ذرات ۵۰
- شکل (۵-۳) کانتور سرعت فاز هوا در راستای افقی ۵۱
- شکل (۶-۳) کانتور سرعت فاز هوا در راستای عمودی ۵۱
- شکل (۷-۳) توزیع بردارهای سرعت فاز PVC ۵۲
- شکل (۸-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC) ۵۲
- شکل (۹-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC) در ورودی ذرات ۵۳
- شکل (۱۰-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC) در راستای افقی ۵۳
- شکل (۱۱-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC) در راستای عمودی ۵۴
- شکل (۱۲-۳) توزیع دما در خشک‌کن ۵۵

- شکل (۱۳-۳) توزیع رطوبت هوا ۵۶
- شکل (۱۴-۳) توزیع رطوبت در فاز ثانویه (PVC) ۵۷
- شکل (۱۵-۳) ساختار طولی رطوبت در هوا ۵۷
- شکل (۱۶-۳) ساختار ارتفاعی رطوبت در هوا ۵۸
- شکل (۱۷-۳) رفتار طولی رطوبت در فاز ثانویه (PVC) ۵۹
- شکل (۱۸-۳) رفتار عرضی رطوبت در فاز ثانویه (PVC) ۶۰
- شکل (۱۹-۳) تغییرات طولی فشار در داخل خشککن ۶۱
- شکل (۲۰-۳) تغییرات ارتفاعی فشار در داخل خشککن ۶۲
- شکل (۲۱-۳) تغییرات طولی فشار همراه با کاهش دبی هوای ورودی ۶۴
- شکل (۲۲-۳) تغییرات ارتفاعی فشار همراه با کاهش دبی هوای ورودی ۶۴
- شکل (۲۳-۳) تغییرات طولی فشار همراه با افزایش دبی هوای ورودی ۶۶
- شکل (۲۴-۳) تغییرات ارتفاعی فشار همراه با افزایش دبی هوای ورودی ۶۶
- شکل (۲۵-۳) تغییرات رطوبت فاز ثانویه همراه با افزایش دبی هوای ورودی ۶۷
- شکل (۲۶-۳) تغییرات دما همراه با افزایش دبی هوای ورودی ۶۷
- شکل (۲۷-۳) تغییرات رطوبت بر مبنای تغییر سرعت هوای ورودی ۶۸
- شکل (۲۸-۳) تغییرات رطوبت فاز ثانویه (PVC) همراه با کاهش دبی ذرات ورودی ۶۹
- شکل (۲۹-۳) رفتار طولی رطوبت ثانویه (PVC) با کاهش دبی ذرات ورودی ۷۰
- شکل (۳۰-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) با افزایش دبی ذرات ورودی ۷۱
- شکل (۳۱-۳) توزیع افقی رطوبت فاز ثانویه (PVC) با افزایش دبی ذرات ورودی ۷۱
- شکل (۳۲-۳) توزیع دما با افزایش دبی ذرات ورودی ۷۲
- شکل (۳۳-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) با کاهش تدریجی دبی هوای ورودی ۷۴
- شکل (۳۴-۳) توزیع فشار افقی با کاهش تدریجی دبی هوای ورودی ۷۴
- شکل (۳۵-۳) توزیع فشار عمودی با کاهش تدریجی دبی هوای ورودی ۷۵
- شکل (۳۶-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) با افزایش تدریجی دبی هوای ورودی ۷۶
- شکل (۳۷-۳) توزیع فشار عمودی با افزایش تدریجی دبی هوای ورودی ۷۷
- شکل (۳۸-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) در حالت روشن بودن سه مبدل ۷۸
- شکل (۳۹-۳) توزیع دما در حالت روشن بودن سه مبدل ۷۹
- شکل (۴۰-۳) توزیع طولی رطوبت فاز ثانویه (PVC) در حالت روشن بودن سه مبدل ۷۹
- شکل (۴۱-۳) توزیع عرضی رطوبت فاز ثانویه در حالت روشن بودن سه مبدل ۸۰
- شکل (۴۲-۳) تغییرات رطوبت بر مبنای تغییر درجه حرارت هوا ۸۱
- شکل (۴۳-۳) شبکه‌بندی هندسه خشک‌کن (۵۰*۵۰) ۸۲
- شکل (۴۴-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) در حالت شبکه‌بندی ریز ۸۲
- شکل (۱-۴) شماتیک فرآیند خشک‌کن با شرایط ورودی و خروجی ۹۰

- شکل (۲-۴) تغییرات نسبت مصرف انرژی با دبی جرمی هوا..... ۹۷
- شکل (۳-۴) تغییرات بازده انرژی با دبی جرمی هوا در دبی‌های مختلف محصول ۹۸
- شکل (۴-۴) تغییرات تخریب انرژی با دبی جرمی هوا در دبی‌های مختلف محصول ۹۹
- شکل (۵-۴) تغییرات نسبت مصرف انرژی با دبی جرمی محصول ۱۰۰
- شکل (۶-۴) تغییرات بازده انرژی با دبی جرمی محصول در دبی‌های مختلف هوا..... ۱۰۰
- شکل (۷-۴) تغییرات تخریب انرژی با دبی جرمی محصول در دبی‌های مختلف هوا..... ۱۰۱
- شکل (۸-۴) تغییرات بازده انرژی با انرژی مخصوص هوای ورودی در دبی‌های مختلف محصول ۱۰۲
- شکل (۹-۴) تغییرات بازده انرژی با درجه حرارت آب ورودی به مبدل‌ها در دبی‌های مختلف محصول ۱۰۳
- شکل (۱۰-۴) تغییرات تخریب انرژی با درجه حرارت آب ورودی به مبدل‌ها در دبی‌های مختلف محصول ۱۰۴
- شکل (۱۱-۴) تأثیر درجه حرارت ورودی مبدل‌ها و دبی جرمی محصول بر نسبت مصرف انرژی ۱۰۵
- شکل (۱۲-۴) تأثیر درجه حرارت ورودی هوا و دبی جرمی محصول بر نسبت مصرف انرژی ۱۰۶
- شکل (۱۳-۴) تغییرات بازده انرژی با نسبت رطوبت هوای ورودی در دبی‌های مختلف هوا..... ۱۰۷
- شکل (۱۴-۴) تغییرات بازده انرژی با نسبت رطوبت محصول خروجی در دبی‌های مختلف هوا ۱۰۸
- شکل (۱۵-۴) تغییرات بازده انرژی با نسبت رطوبت محصول خروجی در دبی‌های مختلف محصول ۱۰۸
- شکل (۱۶-۴) تغییرات ماکزیمم بازده انرژی با دبی جرمی هوا ۱۰۹
- شکل (۱۷-۴) تغییرات ماکزیمم بازده انرژی با دبی جرمی محصول ۱۰۹

فهرست جداول

۱۳	جدول (۱-۱) معیارهای دسته‌بندی خشک‌کن
۳۷	جدول (۱-۲) مشخصات مبدلهای حرارتی درون خشک‌کن FF-401
۳۷	جدول (۲-۲) مشخصات مبدل درون خشک‌کن FF-402
۴۰	جدول (۳-۲) پارامترهای انتخابی
۴۱	جدول (۴-۲) گریدهای PVC تولیدی و خواص آنها
۴۲	جدول (۵-۲) ضریب نفوذ گازها در پلیمر PVC
۴۴	جدول (۶-۲) شرایط مرزی
۴۶	جدول (۷-۲) مختصات مکانی ورودی و خروجی
۶۳	جدول (۱-۳) مقایسه نتایج در حالت کاهش ۱۵٪ دبی هوای ورودی
۶۵	جدول (۲-۳) مقایسه نتایج در حالت افزایش ۱۵٪ دبی هوای ورودی
۶۹	جدول (۳-۳) مقایسه نتایج در حالت کاهش ۱۵٪ دبی ذرات ورودی
۷۰	جدول (۴-۳) مقایسه نتایج در حالت افزایش ۱۵٪ دبی ذرات ورودی
۷۲	جدول (۵-۳) دبی هوای ورودی با روند نزولی
۷۳	جدول (۶-۳) مقایسه نتایج در حالت کاهش تدریجی دبی هوای ورودی
۷۵	جدول (۷-۳) دبی هوای ورودی با روند صعودی
۷۶	جدول (۸-۳) مقایسه نتایج در حالت افزایش تدریجی دبی هوای ورودی
۷۸	جدول (۹-۳) مقایسه نتایج در حالت تغییر بار حرارتی پانلهای حرارتی
۸۱	جدول (۱۰-۳) مستقل بودن پاسخ از تعداد مش
۹۶	جدول (۱-۴) مشخصات ترمودینامیکی خشک‌کن
۹۶	جدول (۲-۴) نتایج حاصل از مدل ترمودینامیکی واقعی خشک‌کن

فهرست علائم

سطح مقطع (m^2)	A
ثابت‌های تجربی در مدل اغتشاش	$C_{1\varepsilon}, C_{2\varepsilon}, C_{3\varepsilon}$
ظرفیت حرارتی در فشار ثابت ($j/kg.k$)	C_p
ظرفیت حرارتی در حجم ثابت ($j/kg.k$)	C_v
ضریب نفوذ (m^2/s)	D
قطر (m)	d
اگرژی مخصوص مبدل‌ها (kj/kg)	ex_{hx}
اگرژی مخصوص محصول (kj/kg)	ex_p
اگرژی مخصوص آب تبخیر شده (kj/kg)	ex_w
اگرژی تخریب شده (kw)	EX_d
اگرژی مبدل‌های حرارتی (kw)	EX_{hx}
مصرف انرژی (kw)	EU
نسبت مصرف انرژی	EUR
ترم تولید انرژی جنبشی اغتشاش ($kg/m.s^3$)	G_k
انتالپی تبخیر (j/kg)	H_{vap}
انتالپی مخصوص هوا (kj/kg)	h_a
انتالپی مخصوص در حالت بخار اشباع (kj/kg)	h_g
انتالپی مخصوص محصول (kj/kg)	h_p
انتالپی مخصوص آب تبخیر شده (kj/kg)	h_w
ثابت خشک کردن ($1/s$)	K
انرژی جنبشی اغتشاش (j/kg)	k
وزن مولکولی ($kg/kmol$)	M_m
دبی جرمی هوا (kg/s)	\dot{m}_a
دبی جرمی آب گرم مبدل‌ها (kg/s)	\dot{m}_{hx}
دبی جرمی محصول (kg/s)	\dot{m}_p
دبی جرمی بخار آب (kg/s)	\dot{m}_v
دبی جرمی آب تبخیر شده (kg/s)	$(\dot{m}_w)_{ev}$
شار مولی ($kmol/m^2.s$)	\tilde{N}
شار جرمی ($kg/m^2.s$)	\hat{N}
عدد ناسلت	NU

فشار (pa)	P
فشار محیط (kpa)	P_0
فشار بخار اشباع (kpa)	P_g
عدد پرانتل	Pr
شدت حرارت انتقال یافته بین فاز i و j (w/m^3)	Q_{ij}
شدت انتقال حرارت در مبدل ها (kw)	\dot{Q}_{hx}
ثابت جهانی گازها ($j/kmol.k$)	R
عدد رینولدز	Re
منبع انرژی در نتیجه تبخیر رطوبت (w/m^3)	S_{qi}
عدد شرورد	Sh
ترم منبع جرم ($kg/m^3.s$)	S_m
منبع اسکالر z در فاز i ($kg/m^3.s$)	S_{mli}^z
انتروپی مخصوص محصول (kj/kg)	s_p
دما (k)	T
دمای سطح ذره یا دمای محیط (k)	T_0
سرعت در جهت x (m/s)	u
حجم مخصوص مایه اشباع (kg/m^3)	v_f
مقدار رطوبت تعادلی (kg/kg)	X_{me}
مقدار رطوبت متوسط (kg/kg)	X
کسر مولی بخار آب در هوا	x_v^0

علائم یونانی:

نسبت رطوبت	ω
رطوبت نسبی	ϕ
بازده انرژی	ψ
بازده انرژی	η
ثابت درگ بین فازی ($kg/m^2.s$)	β
جزء حجمی	ε
دانسیته (kg/m^3)	ρ
عدد اغتشاش پرانتل	$\sigma_k, \sigma_\varepsilon$
ویسکوزیته ($pa.s$)	μ

زیرنویس:

روی سطح ذره یا ابتدایی	0
مرحله اول خشک کردن	1
مرحله دوم خشک کردن	2
اصطکاک	F
فاز گاز	G
محل تماس دو فاز	I
ذره	P
جامد	S
کمیت اسکالر	Z

فصل اول

مقدمه و آشنایی خشک کن‌های بستر سیال

۱-۱ مقدمه

فرآیند خشک کردن از جمله موارد جذاب در پدیده انتقال بوده و همواره مورد توجه خاص مهندسان مکانیک و شیمی بوده است. خشک کردن یکی از فرآیندهای صنعتی است که در بسیاری از صنایع و در مراحل مختلف فرآیندها ممکن است مورد استفاده قرار گیرد. شاید بتوان به عنوان یکی از عمده‌ترین موارد استفاده از پدیده خشک کردن در صنایعی گران و پر مصرف مانند صنایع غذایی، خشک کردن گیاهان خوراکی (مانند برگ سبز چای) و گیاهان دارویی (مانند انواع جوشانده‌ها) و صنایع دارویی (در تهیه انواع قرص‌ها و پودرها) نام برد. به همین علت، بررسی چگونگی و میزان تغییرات دما و رطوبت، بررسی تغییرات اختلاف دما و رطوبت درون بستر خشک‌کن، بررسی شرایط تأثیرگذار در پدیده خشک کردن، زمان لازم برای خشک کردن تا رسیدن به شرایط پایدار برای انواع مواد مختلف مورد استفاده، می‌تواند باعث صرفه‌جویی‌های زیادی، هم در هزینه و هم در مقدار تولید این مواد شود.

به طور کلی خشک کردن جامدات یعنی خارج کردن مقدار آب یا مایعات از ماده جامد، تا مقدار مایع باقی‌مانده به حد قابل قبولی برسد [۱]. خشک کردن معمولاً آخرین مرحله یک سری عملیات است و محصول آن اغلب آماده بسته‌بندی نهایی است.

۲-۱ اهداف فصل

در این فصل مقدمه‌ای از خشک‌کن‌ها و بررسی مطالعه‌های پیشین در مورد خشک‌کن‌ها و هدف از انجام این تحقیق پرداخته می‌شود سپس روش‌های خشک کردن و تأثیر عوامل مؤثر بر خشک کردن توضیح داده می‌شود. در ادامه به معیارهای طبقه‌بندی خشک‌کن‌ها می‌پردازیم. در آخر این فصل خشک‌کن‌های بستر سیال توضیح داده خواهد شد و انواع خشک‌کن‌های بستر سیال و مزیت‌ها و محدودیت‌های آن شرح داده خواهد شد.

۳-۱ مروری بر تحقیقات انجام شده

۱-۳-۱ تحقیقات اولیه خشک‌کن

خشک کردن از دیدگاه نظری عبارتست از انتقال جرم و حرارت همزمان در محیطی که متخلخل باشد. خشک کردن در بستر فشرده ذرات نمناک (مرطوب)، یک عملیات خشک کردن است که هزینه‌های سرمایه‌گذاری و نگهداری کمی دارد. نخستین تحلیل مهندسی از خشک کردن، توسط لوئیس^۱ انجام شد که فرض نمود خشک کردن در دو مرحله اتفاق می‌افتد [۲]. مرحله اول، پخش رطوبت به سطح از داخل جامد، و سپس مرحله دوم، بخار شدن رطوبت از سطح جامد. کریشر^۲ اهمیت انتقال انرژی در فرآیند خشک کردن انرژی را در نظر گرفت [۳].

۲-۳-۱ مدل‌سازی ریاضی خشک‌کن

یکی از اولین کارهای صورت گرفته روی خشک‌کن‌های بستر سیال توسط وانسک^۳ و همکارانش انجام شد. آن‌ها طراحی خشک‌کن‌های بستر سیال را براساس موازنه حرارت و جرم پیرامون کل دستگاه خشک‌کن پیشنهاد دادند [۴]. آن‌ها بستر را به صورت یک سیستم همگن در نظر گرفتند؛ یعنی حباب‌های موجود در بستر و نیز برهم کنش آن‌ها را در نظر نگرفتند. کیوآی و کریشنان^۴ مدل ریاضی خشک‌کن‌های با جریان متقاطع مداوم را ارائه کرده‌اند [۵]. در این مدل، یک خشک‌کن با جریان متقاطع به صورت یک سری از مراحل برخورد گاز-جامد در نظر گرفته شده است که در هر مرحله، شرایط مرزی نفوذ ذرات داخلی معین و معادلات تعیین گردیدند. مقدار رطوبت بازیابی شده به صورت تابعی از متغیرهای فرآیند (نفوذپذیری، ثابت جداسازی، اندازه ذره، زمان ماند، تعداد کل مراحل، بار جامدات، رطوبت گاز خشک‌کننده و شدت پاک‌سازی) بیان می‌شود و تأثیرات متغیرهای

¹ Lewis

² Krischer

³ Vanccek

⁴ QI and Krishnan

مذکور بر فرآیند خشک کردن مطالعه شده است. ویسوانتان و سوبا^۱ یک مدل ریاضی برای تشریح خشک کردن ذرات جامد در بستر سیال ناپیوسته ارائه دادند [۶]. آن‌ها در این مدل اثرات تغییر خصوصیات حباب در طول ارتفاع بستر و مقاومت انتقال جرم ذره به گاز در فاز متراکم را در نظر گرفتند.

ورکویجن^۲، خشک شدن ذرات جامد در یک بستر سیال پیوسته را مدل‌سازی نمود [۷]. در این مدل انتقال رطوبت نفوذی در ذرات فاز متراکم با تبادل بین حباب‌ها و فاز متراکم ترکیب شد. ایشان در یک حالت، مقاومت در حباب‌های فاز گاز را در نظر گرفته در حالی که در حالت دوم مقاومت حباب‌های فاز گاز را ناچیز فرض کرده است. در این مدل درصد رطوبت سطحی تابعی از دما و رطوبت نسبی فاز گاز در نظر گرفته شده است. آلادار^۳ و همکارانش [۸] به مدل‌سازی و شبیه‌سازی خشک‌کن‌های بستر سیال پیوسته پرداختند. آن‌ها با توجه به دمای گاز، مقدار رطوبت، درجه حرارت و مدت زمان توزیع مواد جامد، به شبیه‌سازی خشک‌کن پرداخته و بهترین مدل را برای خشک‌کن بستر سیال پیوسته انتخاب نمودند. زاهد و همکارانش [۹] مدلی را برای خشک‌کن بستر سیال ارائه دادند که در آن فرض شده انتقال جرم در داخل ذرات جامد و از فاز گاز به جامد در داخل فاز چگال‌تر از طریق پدیده نفوذ محاسبه می‌شود. هم‌چنین آن‌ها مقاومت تبادل بین فازهای گاز و فاز چگال در نظر گرفتند. آن‌ها تحت شرایط عملیاتی مختلف در خشک‌کن بستر سیال ناپیوسته دمای بستر و رطوبت ذرات را پیش‌بینی کردند. آلسانتارا^۴ و همکارانش [۱۰] یک خشک‌کن بستر سیال را که در صنعت به منظور خشک کردن PVC مورد استفاده قرار می‌گیرد، مورد مدل‌سازی و شبیه‌سازی قرار دادند. در مدل آن‌ها جریان جامد به صورت پیستونی در نظر گرفته شد. آن‌ها توانستند توافق مناسبی بین نتایج مدل و نتایج موجود برای خشک‌کن مورد نظر بدست آورند. در نهایت آن‌ها به

¹ Viswanathan and Subba

² Verkooijen

³ Alaathar

⁴ Alcantra

منظور کاهش مصرف انرژی توانستند با تغییر پارامترهای طراحی خشک‌کن مصرف انرژی آن را بهینه کنند.

چاندران^۱ و همکارانش مدلی را برای سینیتیک خشک شدن ذرات در خشک‌کن بستر سیال ناپیوسته ارائه دادند که شامل دو دوره آهنگ ثابت و آهنگ نزولی خشک شدن بود [۱۱]. آن‌ها سینیتیک خشک شدن و زمان اقامت مناسب جهت مخلوط شدن ذرات در بستر را جهت پیش‌بینی میانگین رطوبت محصولات در خشک‌کن بستر سیال پیوسته، با هم ترکیب کردند و تطابق رضایت بخشی را بین داده‌های آزمایشگاهی و نتایج حاصل از مدل برای خشک‌کن بستر سیال معمولی گزارش کردند. آرائی^۲ و همکارانش [۱۲] آزمایش‌هایی را با ذرات تخلخل مرطوب در خشک‌کن بستر سیال ناپیوسته انجام دادند و مدلی را براساس فرضیات زیر ارائه کردند: ۱- نرخ انتقال حرارت و جرم در جهت محوری ناچیز می‌باشد؛ ۲- دما و درصد رطوبت در داخل ذره یکنواخت است؛ ۳- توزیع دما و غلظت در جهت شعاعی بستر یکنواخت است. ری و آلن^۳ [۱۳] چند فرض ساده را برای تخمین تأثیر عمق بستر، سرعت گاز و دمای بستر روی منحنی‌های خشک‌شدن در خشک‌کن بستر سیال پیشنهاد دادند. علاوه بر این، آن‌ها یک روش را برای شبیه‌سازی عملکرد خشک‌کن بستر سیال پیوسته کاملاً مخلوط شده، توسط آزمایشات ناپیوسته و شرایط ورودی هم دما پیشنهاد دادند. آن‌ها صحت این روش را توسط آزمایش روی سنگ آهن، رزین تبادل یونی و ذرات گندم تأیید کردند.

پالانز^۴ [۱۴] مدل سه فازی را پیشنهاد داد. در این مدل یک فاز رقیق، یک فاز گاز میانی و فاز توده که براساس فرضیات زیر برای توصیف خشک‌کن بکار گرفته شد: ۱- فاز گاز میانی به صورت کاملاً آمیخته شده و فاز حباب به صورت جریان قالبی می‌باشد؛ ۲- ذرات جامد در اندازه‌های یکنواخت بوده و دما و درصد رطوبت به زمان ماند هر ذره در درون خشک‌کن وابسته است؛ ۳- جریان خروجی

¹ Chandran

² Arai

³ Reay and Allen

⁴ Planez

جامد و هوا در تعادل اند. این مدل برای مطالعه اثر پارامترهای فرایندی مانند اندازه ذرات و حباب‌ها، سرعت گاز، دمای گاز ورودی و زمان اقامت جامد روی درصد رطوبت جامد خروجی، بکار گرفته شد. سیرینیواسا^۱ و همکارانش با در نظر گرفتن انتقال حرارت و جرم بین فازهای حباب، گاز میانی و فاز جامد، مدلی را برای خشک شدن ذرات جامد در یک بستر سیال ناپیوسته ارائه دادند [۱۵]. با این حال آن‌ها برای در نظر گرفتن انتقال انرژی و جرم بین فاز گاز میانی و فاز حباب از مدل ساده‌ای بهره گرفتند. آن‌ها همچنین از فرض تعادل بین گاز و ذرات جامد استفاده کرده و ضریب نفوذ مؤثر ذرات جامد را از تطبیق داده‌های آزمایشگاهی با مدل ارزیابی نمودند. مارتینز^۲ و همکارانش [۱۶] داده‌های تجربی خشک کردن ناپیوسته ذرات در یک بستر سیال را، با نتایج پیش‌بینی شده مدل ناهمگن (مدل دو فازی)، مدل همگن با در نظر گرفتن جریان گازی همگن از میان بستر (مدل تک‌فازی) و مدل همگن ولی با فرض مقاومت انتقال جرم در سطح ذره، مورد مقایسه قرار دادند. آن‌ها دریافتند که مقاومت سطحی هیچ تأثیری بر شبیه‌سازی مدل دو فازی و مدل همگن ندارد. همچنین آن‌ها دریافتند که وقتی ذرات بزرگتر از ۰/۰۲۹ متر باشد، پیش‌بینی مشابهی هم از مدل همگن و ناهمگن بدست می‌آید.

کانسپ و وونگ ویسز^۳ [۱۷] یک خشک‌کن بستر سیال و یک خشک‌کن ترکیبی بستر سیال میکروویو را برای خشک کردن دانه فلفل سیاه مقایسه نمودند. محتوای رطوبتی میانگین بر حسب زمان خشک شدن و سرعت خشک شدن بر حسب محتوای رطوبتی میانگین به طور آزمایشگاهی بررسی شد. نتیجه به دست آمده نشان می‌دهد که میدان میکروویو در خشک‌کن ترکیبی می‌تواند پتانسیل خشک کردن بستر سیال متداول را افزایش دهد، سرعت‌های خشک شدن هر دو خشک‌کن وابسته به دمای هوای ورودی و سرعت آن می‌باشد.

¹ Sirinivasa

² Martinez

³ Kaensup and Wongwises

۳-۳-۱ مدل سازی به کمک دینامیک سیالات محاسباتی

سیستم‌های گاز- جامد در بسیاری از عملیات‌های شیمی، پتروشیمی، داروسازی، کشاورزی، غذایی، الکترونیک و صنایع تولید پودر وجود دارند. دینامیک سیالات محاسباتی یک روش برای پیشگویی رفتار جریان این سیستم‌ها، برای افزایش مقیاس، طراحی و بهینه‌سازی می‌باشد. با وجود اینکه ابزار دینامیک سیالات محاسباتی جریان تک فازی به طور گسترده و موفقیت آمیز استفاده می‌شود، دینامیک سیالات محاسباتی چند فازی به دلیل سختی توضیح تغییرات تأثیرات متقابل در این سیستم‌ها هنوز گسترش نیافته است. به علاوه مدل‌های ارائه شده تنش‌های فاز جامد و انتقال ممنوم بین فازی به طور نسبی تجربی هستند.

دپیپر^۱ و همکاران [۱۸] با استفاده از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی به پیش‌بینی و بررسی مشخصات جریان سیال و انتقال حرارت در دستگاه‌های بستر سیال پرداخته‌اند. در این تحقیق با قرار دادن ذرات با زوایای مختلف در مسیر جریان هوا با سرعت‌های مختلف و محاسبه نیروی وارد بر آن‌ها، سرعت مناسب هوا، فشار ورودی و خروجی خشک‌کن با استفاده از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی محاسبه گردیده است. واکم^۲ و همکاران [۱۹] مدل دینامیک سیالات محاسباتی برای بسترهای شناور گاز- جامد شامل مخلوطی از دو جزء را ارائه کردند. برای محاسبه تنش‌های فاز جامد، از تئوری سینیتیک جریان دانه‌ای به منظور توجه به مخلوط دوگانه ذرات کروی نرم استفاده گردیده است. برای مخلوط دوگانه شامل ذرات اندازه بزرگتر با دانسیته کمتر و اندازه کوچک‌تر با دانسیته بیشتر، ذرات بزرگتر و سبک‌تر به سمت بالای بستر سیال جدا می‌شوند در حالی که ذرات کوچک‌تر و سنگین‌تر به سمت پایین بستر سیال جدا می‌شوند. با افزایش سرعت شناورسازی، این روش جداسازی معکوس می‌شود.

¹ Depypere

² Wachem

چندل و الاپات^۱ [۲۰]، پیش‌بینی افت فشار خشک‌کن‌های بستر سیال با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی را ارائه کردند. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش ارتفاع و افت فشار چگالی هوا در بستر، از بیشترین مقدار خود در ورودی به کمترین مقدار خود در خروجی کاهش می‌یابد. هم‌چنین سرعت هوا با رسیدن به توزیع‌کننده، به تدریج افزایش می‌یابد. مقایسه نتایج محاسبه با داده‌های آزمایشگاهی نشان داد که افت فشار بستر به ویژه در شرایط سیاله شدن به نحو مطلوبی پیش‌بینی می‌شود. زارع و رنجبران [۲۱]، مدل‌سازی خشک‌کن بستر سیال میکروویو دانه‌های مرطوب به روش دینامیک سیالات محاسباتی را ارائه کردند. آن‌ها با استفاده از مدل اویلری-اویلری یا مدل دو سیالی^۲ به شبیه‌سازی بستر سیال پرداختند و نتایج نشان می‌دهد که دمای گاز در ابتدای زمان خشک شدن مواد، در اثر تماس با دانه‌های سویا، کاهش می‌یابد؛ سپس به دلیل تولید انرژی گرمایی درون دانه‌ها در اثر امواج میکروویو، دمای هوای خروجی بالاتر از دمای هوای ورودی به بستر می‌شود. هم‌چنین انرژی درونی تولید شده درون فاز جامد با کاهش رطوبت آن در طول زمان خشک شدن، کاهش می‌یابد.

۴-۱ اهداف تحقیق

این مطالعه اساساً با توجه به موارد فوق و به منظور تحلیل و بررسی خشک کردن پلی و نیل کلراید^۳ و در شکل بستر شناور هدف‌گذاری گردیده است. برای تبیین شرایط و توضیح فرآیند انتقال پدیده‌ها در زمان خشک شدن دانه‌های پلی و نیل کلراید، در خشک‌کن بستر سیال موجود در پتروشیمی بندر امام خمینی، از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی در مدل‌سازی خشک‌کن استفاده شده است. در فصل اول مقدمه‌ای از خشک‌کن‌های بستر سیال و مزیت‌ها و معایب آن، پرداخته شده است. در فصل دوم به توصیف خشک‌کن مورد نظر، معادلات حاکم پرداخته شده است. در فصل سوم و

^۱ Chandel and Alappat

^۲ Two Fluid model

^۳ Poly Vinyl Chloride (PVC)

چهارم نتایج حاصل از مدل‌سازی و آنالیز انرژی و انرژی و تأثیر عوامل مختلف مانند سرعت گاز ورودی، دمای گاز ورودی، انتقال حرارت و ... بر نتایج مدل‌سازی، بازده، مصرف انرژی و تخریب انرژی انجام شده است. در فصل پنجم نتایج گرفته شده در فصل سوم و چهارم خلاصه شده و براساس آن پیشنهادهایی به منظور بهبود عملکرد خشک‌کن مورد بررسی، ارائه شده‌اند.

۵-۱ روش‌های خشک کردن

در فرآیند خشک کردن مواد مرطوب به صورت همزمان انتقال حرارت و جرم در داخل مواد جامد و در لایه مرزی عامل خشک‌کننده انجام می‌شود. به طور کلی شرایط خارجی و ساختار داخلی مواد مرطوبی که خشک می‌شوند، اثر مهمی در فرآیند خشک شدن دارند. این عوامل در مراحل مختلف خشک شدن، اثرات متفاوتی را به همراه دارند. به عنوان مثال در مرحله خشک شدن با شدت ثابت، دبی انتقال حرارت و انتقال جرم، اساساً به مکانیزم انتقال در لایه مرزی بستگی دارد، ولی در مرحله خشک شدن با شدت نزولی، عامل کنترل‌کننده خشک کردن، مقاومت در برابر انتقال حرارت در داخل مواد است.

حرارت مورد نیاز برای خشک کردن مواد می‌تواند از راه‌های جابجایی، هدایت و تشعشع، نظیر جذب حجمی انرژی الکترومغناطیسی تولید شده با فرکانس موج کوتاه و یا فرکانس موج رادیویی، تأمین شود. وجود این انرژی حجمی انتقال یافته، سرعت خشک شدن را افزایش داده و در عین حال مزایایی نسبت به روش‌های متداول نیز خواهد داشت. در اغلب حالات، انتقال حرارت به کمک ترکیبی از مکانیزم‌های نامبرده صورت می‌گیرد [۲۲].

۶-۱ اثر عوامل مؤثر بر خشک شدن

شدت خشک شدن به عوامل زیادی از قبیل درجه حرارت هوا، سرعت (دبی) جریان هوا، رطوبت نسبی هوا، مدت زمان در معرض قرار گرفتن محصول در مقابل جریان هوا، خصوصیات فیزیکی و ساختمانی محصول (رقم، اندازه، محتوی رطوبت اولیه) و نحوه قرارگیری محصول روی سینی

(ضخامت دانه) بستگی دارد. از بین آن‌ها چهار عامل نخست جزء متغیرهای مهم و اساسی خشک شدن به‌شمار می‌آیند.

۱-۶-۱ تأثیر ضخامت بستر

سهم بیشتری از پدیده خشک شدن، برای مواد با قابلیت زیاد حرکت رطوبت داخلی، مانند کانه آهن و ژل سیلیکا بسیار نزدیک به صفحه توزیع‌کننده اتفاق می‌افتد. ضخامت بستر از یک حد به بالا تأثیری بر سرعت خشک شدن ندارد ولی برای مواد دانه‌ها سرعت خشک شدن با افزایش ضخامت کاهش می‌یابد [۲۳].

۲-۶-۱ تأثیر درجه حرارت

هر چه اختلاف درجه حرارت بین محیط گرم‌کننده و مواد بیشتر باشد، شدت انتقال گرما به داخل مواد زیادتر شده و تبخیر رطوبت به خارج از آن افزایش می‌یابد. هنگامی که آب از مواد به شکل بخار به محیط اطراف انتقال یابد، باید ترتیبی اتخاذ گردد که به خارج محیط خشک‌کننده رانده شود، در غیر این صورت اتمسفر اطراف سطح مواد، به حالت اشباع درآمده و سرعت خشک شدن کند می‌شود. اگر هوا گرم‌تر باشد محیط اطراف مواد، دیرتر به حالت اشباع در می‌آید؛ بنابراین هوای گرم در زمینه خشک کردن مواد، رطوبت بیشتری را از مواد در مقایسه با هوای سرد خارج می‌کند. واضح است که حجم بیشتر هوای وارد شده به خشک‌کن مفیدتر از حجم کمتر هوا می‌باشد. با افزایش درجه حرارت، شدت خشک شدن زیاد شده و محتوای رطوبت تعادل کاهش پیدا می‌کند [۲۴]. در مراحل نهایی خشک شدن، افزایش دمای محصول که ناشی از کاهش سرعت خشک شدن می‌باشد به ایجاد ضایعات حرارتی منجر می‌شود. به همین دلیل در فرآیندهای خشک کردن، استفاده از دماهای بالا در مراحل اولیه و کاهش تدریجی آن در مراحل نهایی تا حدی که مانع از ایجاد ضایعات حرارتی شود امری ضروری است [۲۳].

۳-۶-۱ تأثیر سرعت هوا

سرعت جریان هوا مانند یک جارو، رطوبت را از محیط اطراف محصول دور و به خارج دستگاه منتقل کرده و از به وجود آمدن هوای اشباع جلوگیری می‌کند [۲۴]. افزایش سرعت گاز، سرعت خشک شدن را افزایش می‌دهد [۲۳].

۴-۶-۱ تأثیر رطوبت هوا

هر چه هوای گرم رطوبت کمتری داشته باشد، سرعت خشک‌کنندگی آن بیشتر شده و از به اشباع رسیدن آن جلوگیری می‌شود و رطوبت محصول به میزان بیشتری در هوای خشک کاهش می‌یابد. هنگامی که رطوبت هوا افزایش می‌یابد، شدت خشک شدن به مقدار اندکی کاهش می‌یابد ولی در مقایسه با تأثیر تغییرات درجه حرارت، تأثیر آن خیلی کمتر است [۲۴].

۵-۶-۱ تأثیر زمان قرارگیری محصول در معرض جریان هوا

در حالتی که عمل خشک شدن به طور منقطع انجام می‌گیرد، شدت خشک شدن بستگی به زمان قرارگیری در مقابل جریان هوا در هر مرحله دارد. مجموع زمان خشک شدن که معادل کل زمان‌های لازم برای تماس با جریان هوا تلقی می‌شود، بستگی به زمان قرارگیری در مقابل جریان هوای خشک دارد [۲۴].

۶-۶-۱ تأثیر فشار هوا

در فشارهای کمتر از اتمسفر، نقطه جوش در درجه حرارت کمتری قرار می‌گیرد. اگر درجه حرارت ثابت و فشار کمتر شود میزان تبخیر رطوبت بیشتر می‌شود. اگر مواد در درجه حرارت یکسان و در فشار کمتر از فشار اتمسفر خشک گردد شدت خشک شدن بیشتر می‌شود.

۷-۶-۱ تأثیر خصوصیات فیزیکی و ساختمانی محصول (اندازه ذرات)

مهم‌ترین خصوصیات فیزیکی مورد نظر محصول، اندازه قطعات و شکل هندسی آن‌ها می‌باشد. به

طور کلی هر چه محصول، ضخیم‌تر باشد زمان بیشتری جهت خارج کردن رطوبت مورد نیاز خواهد بود و در کلیه روابط خشک کردن می‌بایست این عامل منظور گردد. همچنین هر چه سطح تماس محصول با هوا بیشتر باشد سرعت خشک شدن افزایش می‌یابد. علت آن این است که با سطح آزاد بیشتر، سطح بیشتری در تماس با محیط حرارتی قرار گرفته و رطوبت تبخیر شده زیادتر می‌شود. همچنین با ایجاد ذرات کوچک‌تر یا ورقه‌های نازک‌تر، فاصله‌ای که گرما باید طی کند تا به مرکز محصول برسد کمتر شده و در نتیجه زودتر به سطح محصول می‌رسد.

۷-۱ انواع خشک‌کن

باید توجه داشت که تنوع زیاد محصولاتی که باید در صنایع مختلف خشک شوند، سبب گردیده است تا تنوع قابل ملاحظه‌ای در طراحی انواع خشک‌کن‌ها وجود داشته باشد. پیشنهادهای زیادی برای دسته‌بندی خشک‌کن‌ها وجود داشته و از این رو معیارهای مختلفی که به شکل معمول در طراحی خشک‌کن‌ها نقش ایفا می‌نمایند در جدول (۱-۱) [۲۵] ارائه شده است.

در میان انواع خشک‌کن‌ها گروه‌های زیر براساس ساختار خشک‌کن تفکیک گردیده‌اند [۲۲]:

الف - خشک‌کن‌های با محفظه ثابت که در آن مواد به صورت ساکن بوده، حرارت به آنها اعمال شده و رطوبت از آنها خارج می‌شود.

ب - خشک‌کن‌های با محفظه متحرک که در آن ذرات ماده به سبب نیروی ثقل و یا نیروی مکانیکی حرکت می‌کنند.

ج - خشک‌کن‌های که از مکانیزم سقوط آزاد مورد استفاده و در آنها مواد به صورت توده‌ای و به صورت ذرات منفرد به داخل هوای تقریباً ساکن رها شده و با نیروی وزن به سمت پایین حرکت می‌کنند.

جدول (۱-۱) معیارهای دسته‌بندی خشک‌کن [۲۵]

معیار	انواع
نوع کارکرد	<ul style="list-style-type: none"> • ناپیوسته • پیوسته
نوع گرمای ورودی	<ul style="list-style-type: none"> • جابجایی*، هدایت، میدان الکترومغناطیسی، ترکیبی از روش‌های انتقال حرارت • تناوبی یا پیوسته* • آدیاباتیک یا غیر آدیاباتیک
وضعیت ماده در خشک‌کن	<ul style="list-style-type: none"> • ثابت • متحرک، تحریک شده، پخشی
فشار عملکرد	<ul style="list-style-type: none"> • خلاء* • اتمسفریک
واسطه خشک کردن (جابجایی)	<ul style="list-style-type: none"> • هوا* • بخار سوپرهیت • گازهای احتراقی
دمای خشک کردن	<ul style="list-style-type: none"> • زیر نقطه جوش* • بالای نقطه جوش • زیر نقطه انجماد
حرکت نسبی بین واسطه خشک کردن و مواد جامد	<ul style="list-style-type: none"> • موازی • مخالف جهت • جریان آمیخته
تعداد مراحل	<ul style="list-style-type: none"> • تک مرحله‌ای* • چند مرحله‌ای
زمان اقامت	<ul style="list-style-type: none"> • کوتاه (> ۱ دقیقه) • متوسط (۱-۶۰ دقیقه) • بلند (< ۶۰ دقیقه)

*متداول

۸-۱ خشک کردن به روش بستر سیال

خشک کردن مواد در بستر سیال شامل قرار دادن ماده خشک شونده در داخل بستری است که عامل سیال‌سازی آن هوا است. سیال‌سازی روشی است که ذرات جامد بتوانند خصوصیت شبه سیال به خود بگیرند مانند شکل ظرف، جاری شدن و سرریز شدن [۲۶]. خشک‌کن‌های بستر سیال به طور وسیع برای خشک کردن ذرات جامد و دانه‌ای به کار می‌رود که قابلیت سیال‌سازی را دارند. آن‌ها

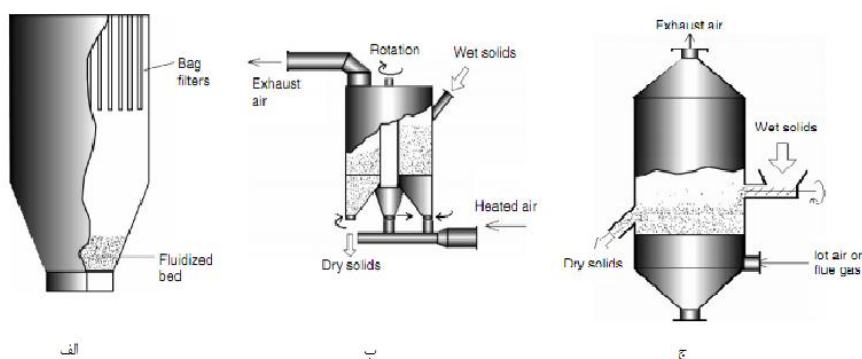
معمولاً در فرآیندها و تولیدات مواد شیمیایی، کربوهیدرات‌ها، صنایع غذایی، زیست توده، سرامیک، پودرهای دارویی، کود و سموم کشاورزی، صنایع رنگ‌رزی، پلیمر و مواد بسیار دیگر کاربرد دارند [۲۳].

۹-۱ انواع خشک‌کن بستر سیال

انواع مختلف خشک‌کن‌های بستر سیال مورد مطالعه قرار گرفته و به دو دسته رایج و اصلاح شده تقسیم شده‌اند. نوع اصلاح شده از خشک‌کن‌های بستر سیال به منظور کاهش معایب انواع رایج توسعه یافته‌اند هر چند در صنعت مورد استفاده قرار نگرفته‌اند [۲۳].

۱-۹-۱ بستر سیال رایج

این نوع بر حسب میزان محصول ورودی به انواع غیر مداوم، نیمه مداوم و مداوم تقسیم می‌شود. اگر کمتر از ۵۰ تا ۱۰۰۰ کیلوگرم در ساعت باشد از نوع غیر مداوم استفاده می‌شود که سرعت هوا و دما ثابت می‌باشد (شکل الف-۱-۱). نوع نیمه مداوم آن که بستر آن قابل چرخش است در شکل (ب-۱-۱) نشان داده شده است. نوع مداوم رایج‌ترین خشک‌کن بستر سیال مورد استفاده در صنعت می‌باشد (شکل ج-۱-۱).

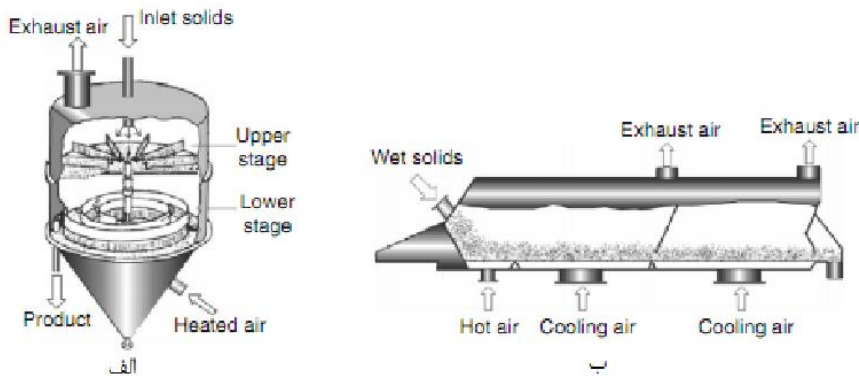


شکل (۱-۱) خشک‌کن بستر سیال رایج الف: غیر مداوم ب: نیمه مداوم ج: دائم [۲۳]

۲-۹-۱ بستر سیال اصلاح شده

۱-۲-۹-۱ چند مرحله‌ای یا چند فرآیندی

به منظور کاهش هزینه‌ها و انرژی مصرفی، این نوع خشک‌کن با نوع دیگر ترکیب می‌گردد. نوع ترکیب شده با خشک‌کن اسپری در شکل (۲-۱) نشان داده شده است. اسپری کردن در بالای محفظه بستر سیال انجام می‌شود. همچنین سیال‌سازی می‌تواند در چند مرحله در دو طبقه (شکل الف-۱-۲) یا یک طبقه (شکل ب-۱-۲) به طور پیوسته انجام شود.

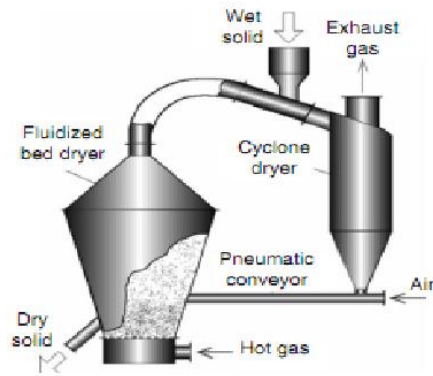


شکل (۲-۱) خشک‌کن بستر سیال چند طبقه‌ای الف: دو طبقه‌ای ب: یک طبقه‌ای [۲۳]

۲-۲-۹-۱ بستر سیال هیبریدی

این نوع خشک‌کن برای موادی با رطوبت سطحی و داخلی توأم استفاده می‌شود. رطوبت سطحی توسط مسیر چرخه‌ای یا با استفاده از فلش^۱ خشک می‌شود. در شکل (۳-۱) نوع چرخه‌ای آن نشان داده شده است. در این نوع، محصول مرطوب ابتدا در معرض هوای خروجی از بستر سیال در مسیر چرخه قرار گرفته و رطوبت سطحی خود را از دست می‌دهد و برای خشک شدن کامل توسط نقاله پنوماتیکی به محفظه خشک‌کن منتقل می‌شود [۲۳].

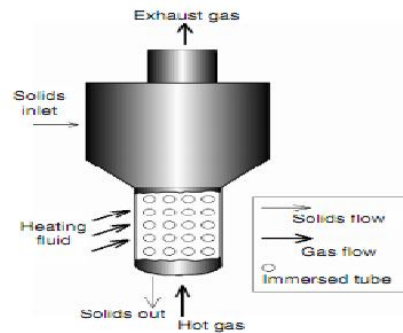
^۱ Flash



شکل (۳-۱) خشک‌کن بستر سیال هیبریدی

۳-۲-۹-۱ خشک‌کن بستر سیال با مبدل شناور

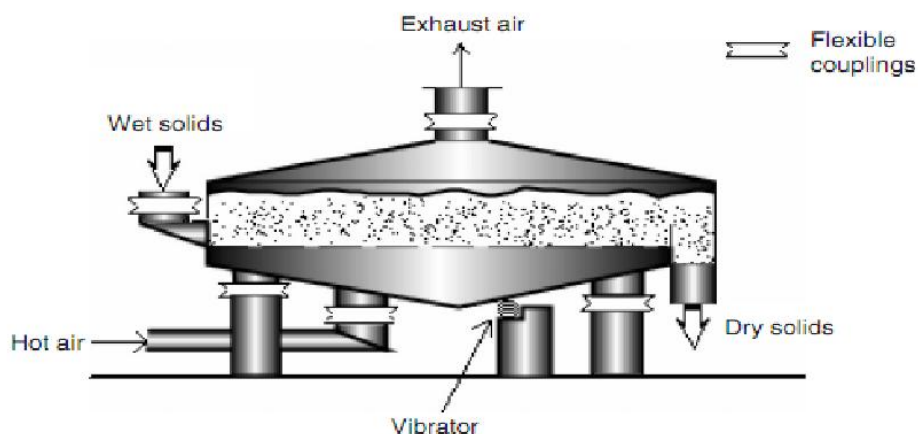
این نوع خشک‌کن با یک گرم‌کننده داخلی یا لوله‌های انتقال دهنده شناور تجهیز شده است. گاهی به جای لوله هم از صفحات عمودی استفاده می‌شود. در این روش در مجموع گرمای مورد نیاز کاهش می‌یابد.



شکل (۴-۱) خشک‌کن بستر سیال با مبدل شناور [۲۳]

۴-۲-۹-۱ خشک‌کن ارتعاشی

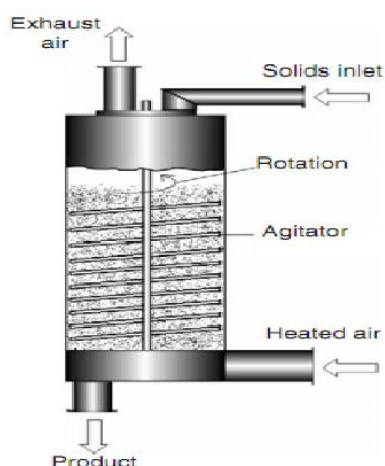
در این نوع خشک‌کن حداقل سرعت سیال‌سازی کمتر از نوع رایج است. در این نوع، سایش بین مواد- مواد و مواد- دیواره زیاد است ولی همچنان برای مواد شکننده، سایشی و حساس به حرارت کاربرد دارد (شکل ۵-۱).



شکل (۵-۱) خشک کن بستر سیال ارتعاشی [۲۳]

۵-۲-۹-۱ خشک کن چرخشی یا تکان دهنده

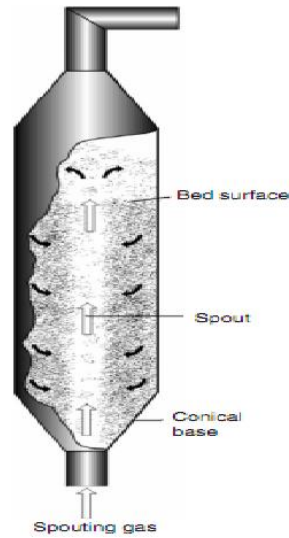
یک روش دیگر در بهینه کردن خشک کن بستر سیال تجهیز کردن آن به تحریک کننده است. این نوع برای مواد خمیری یا قرص‌هایی از مواد نرم مناسب است (شکل ۶-۱).



شکل (۶-۱) خشک کن چرخشی [۲۳]

۶-۲-۹-۱ خشک کن فورانی

این نوع خشک کن برای مواد بزرگتر از پنج میلی‌متر مناسب است. مواد از وسط بستر با سرعت زیاد به بالا منتقل شده و سپس دوباره از کناره‌ها به بستر منتقل می‌شوند (شکل ۷-۱).

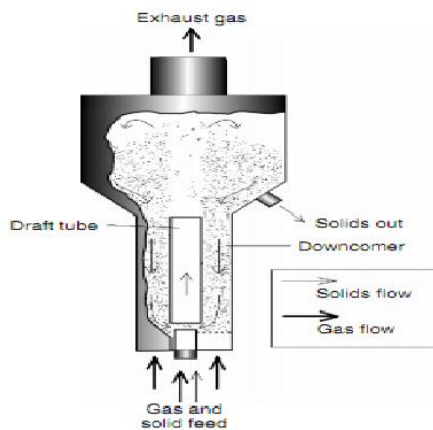


شکل (۷-۱) خشک کن بستر سیال فورانی [۲۳]

۷-۲-۹-۱ خشک کن بستر سیال چرخشی

این نوع مشابه حالت فورانی است با این تفاوت که در میان آن یک لوله جای گرفته است (شکل

(۸-۱).

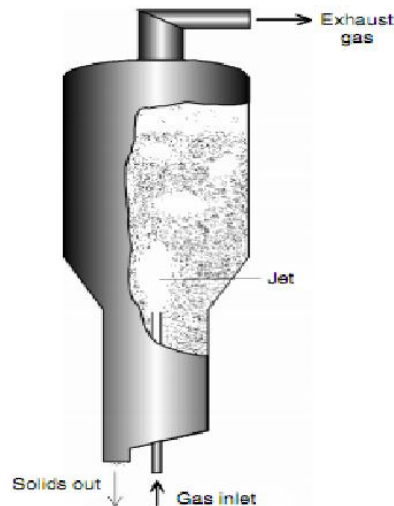


شکل (۸-۱) خشک کن بستر سیال چرخشی [۲۳]

۸-۲-۹-۱ خشک کن بستر سیال جت

در این نوع هوای ورودی توسط یک نازل دمیده می شود. محدود فورانی در خروجی جت تشکیل

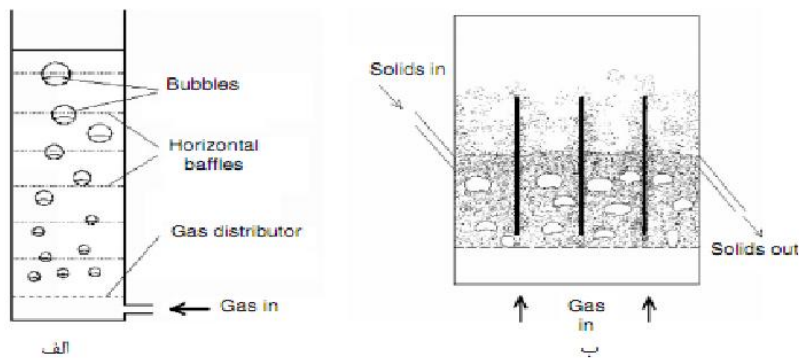
می شود. ابعاد کوچک آن برای گرانول کردن مورد استفاده قرار می گیرد (شکل ۹-۱).



شکل (۹-۱) خشک‌کن بستر سیال جت [۲۳]

۹-۲-۹-۱ خشک‌کن بستر سیال با دیواره داخلی

دیواره سبب تقسیم محفظه داخلی به چند قسمت می‌شوند. دیواره‌ها خود نیز انواع مختلف سیمی، منفذدار و گردان تقسیم می‌شوند. این صفحات می‌توانند عمودی یا افقی قرار بگیرند. هدف از استفاده از دیواره‌ها کاهش رشد میزان حباب‌ها می‌باشد (شکل ۱۰-۱) [۲۳].

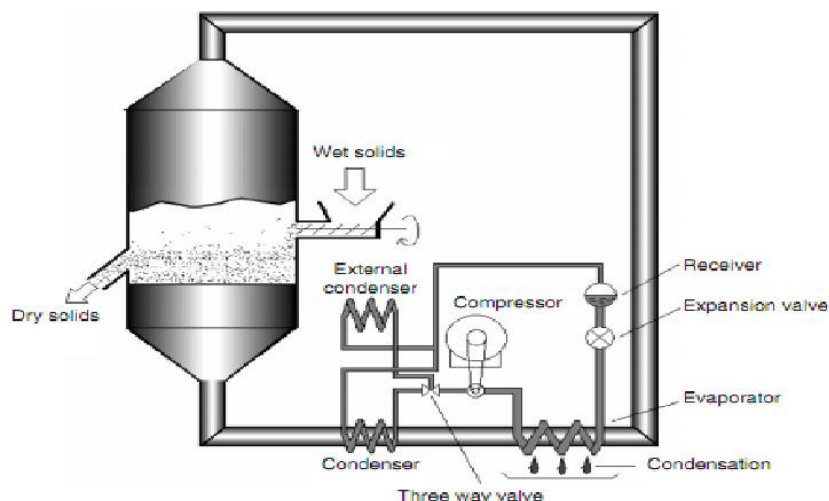


شکل (۱۰-۱) خشک‌کن بستر سیال با دیواره داخلی، الف: نوع افقی ب: نوع عمودی

۱۰-۲-۹-۱ خشک‌کن بستر سیال پمپ گرمایی

یک خشک‌کن معمولی بستر سیال شامل دمنده، گرمکن، رطوبت‌زدا (اختیاری)، محفظه سیال‌سازی و سیلیکون می‌باشد در حالی که پمپ گرمایی شامل تبخیرکننده، کمپرسور، چگالنده و شیر انبساط است. با ترکیب این دو، تبخیرکننده همچون رطوبت‌زدا و چگالنده همچون گرمکن عمل

کرده و بستر سیال پمپ گرمایی بدین صورت تشکیل می‌شود. مزایای این نوع خشک‌کن مصرف انرژی کمتر، ضریب عملکرد بالا، محدوده دمایی بالا که برای محصولات حساس به حرارت نیز قابل استفاده می‌باشد (شکل ۱-۱۱).



شکل (۱-۱۱) خشک‌کن بستر سیال پمپ گرمایی [۲۳]

۱-۱ مزیت‌های خشک‌کن بستر سیال [۲۷]

- ۱- اختلاط سریع ذرات جامد باعث می‌شود تا رطوبت و حرارت تقریباً یکنواختی را برای ذرات جامد در سر تا سر بستر خشک‌کن داشته باشیم؛
- ۲- نبود قسمت متحرک در خشک‌کن باعث کاهش هزینه‌های تعمیر و نگهداری می‌شود؛
- ۳- سیالیت ذرات شرایط فوق‌العاده‌ای را جهت جابه‌جایی و حرکت ذرات تحت کنترل اتوماتیک یا دستی ایجاد می‌کند؛
- ۴- نرخ انتقال حرارت بین ذراتی که به حالت سیالیت درآمده‌اند و محیطی که در آن شناور هستند بسیار بالا می‌باشد؛ بنابراین می‌توان از سطوح گرمایش و سرمایش جهت بهبود بازده فرآیند استفاده کرد؛
- ۵- بالا بودن ضریب انتقال حرارت زمانی که از طراحی‌های جدیدتر خشک‌کن بستر سیال استفاده

می‌کنیم، مانند خشک‌کن بستر سیال بخار، خشک‌کن بستر سیال با حرارت غیر مستقیم،
خشک‌کن بستر سیال ارتعاشی؛

۶- به دلیل بالا بودن ضرایب انتقال حرارت و جرم و سطح تماس گسترده ذرات با جریان هوای گرم،
خشک‌کن بستر سیال دارای نرخ دفع رطوبت و زمان کوتاه خشک‌شدن می‌باشد؛

۷- اختلاط خوب یا یکنواختی مواد در محفظه خشک‌کن [۲۲].

۱۱-۱ محدودیت‌های خشک‌کن بستر سیال [۲۷]

۱- بالا بودن سرعت ظاهری گاز، باعث اتلاف بیش از حد انرژی جنبشی می‌شود؛

۲- ماده‌ای که خشک می‌شود باید قابلیت سیالیت را داشته باشد؛

۳- اختلاط شدید و برخورد ذرات باعث شکستن برخی از مواد شکننده می‌شود.

فصل دوم

توصیف مسأله و معادلات حاکم و تحلیل مدل

در این فصل عملکرد و مشخصات خشک‌کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام توضیح داده می‌شود. سپس به معادلات حاکم و مدل‌های انتقال حرارت و جرم پرداخته شده است. در ادامه به بررسی کد اضافه شده به نرم‌افزار تجاری، جهت افزایش قابلیت نرم‌افزار برای بررسی انتقال رطوبت در هر فاز و تبادل رطوبت بین فازها، پرداخته شده است. در آخر فصل، مدل پیشنهادی برای حل مسأله، تولید شبکه و شرایط مرزی حاکم بر آن شرح داده خواهد شد.

۲-۲ شرح فرآیند خشک کردن

واحد خشک کردن پلی ونیل کلراید متشکل از دو بخش کاملاً مشابه A و B می‌باشد. شرح فرآیند واحد به قرار زیر است و دیاگرام جریانی خشک‌کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام در پیوست آورده شده است:

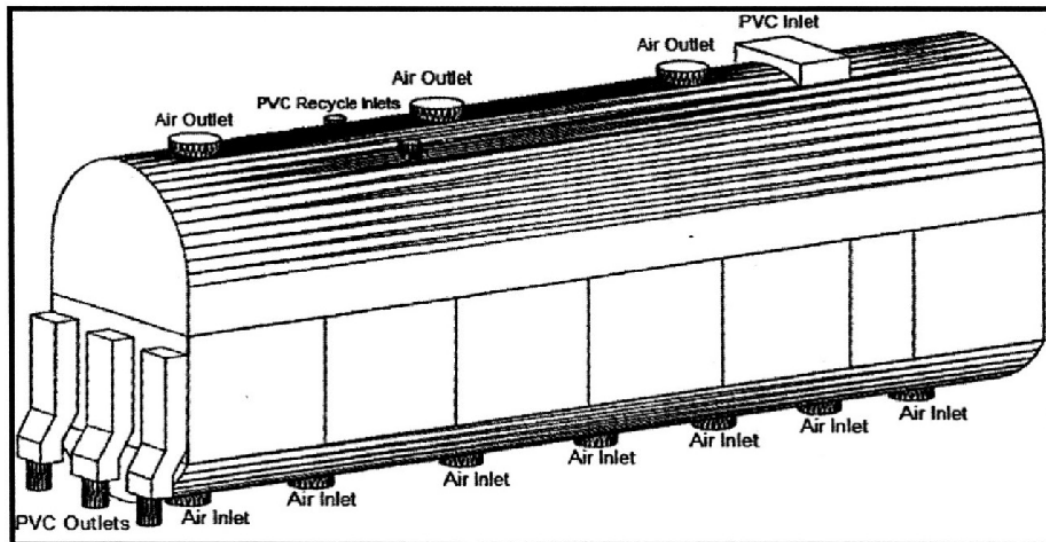
تغذیه این واحد بر مبنای ارسال سوسپانسیون^۱ گاززدایی شده توسط پمپ به مخزن، تانک ذخیره میانی FA-401 که مجهز به همزن است، انجام می‌شود. سطح مایع در این تانک توسط یک کنترل‌کننده سطح در اتاق کنترل ثبت می‌گردد. سوسپانسیون پلی ونیل کلراید به طور مداوم به وسیله پمپ GA-401 به سانتریفوژ ZA-401 منتقل می‌شود. در سانتریفوژ سوسپانسیون پلی ونیل کلراید به شکل مکانیکی مقدار زیادی از آب خود را از دست داده و در نتیجه میزان آب باقیمانده به مقدار ۲۵٪ تقلیل می‌یابد. پلی ونیل کلراید مرطوب از خروجی سانتریفوژ به خردکننده^۲ ZD-401 رود. در این مرحله پلی ونیل کلراید مرطوب که عاری از توده‌های^۳ ذرات پلی ونیل کلراید است، آماده ورود به خشک‌کن بستر شناور FF-401 می‌باشد. خشک‌کن بستر شناور از دو قسمت FF-401 با

^۱ سوسپانسیون: به مخلوط کلونیدی جامد در مایع گفته می‌شود و در فارسی به معنای آویزش است. سوسپانسیون‌ها در حالت عادی ناپایدار هستند و پس از مدتی نگهداری در حالت سکون، کلونیدها لخته شده و ته‌نشین می‌شوند و در اثر این پدیده فاز مایع از جامد جدا می‌شود.

^۲ Finger Mill Type

^۳ Snow Balls

طراحی مستطیلی شکل و با پانل‌های حرارتی و قسمت دوم FF-402 با طراحی جریان لوله‌ای^۱ و یک پانل حرارتی تشکیل شده است. در شکل (۱-۲) نمایی از خشک‌کن بستر شناور شده PVC نشان داده شده است.



شکل (۱-۲) نمای خشک‌کن

هوای لازم جهت خشک کردن PVC مرطوب توسط دمنده GB-401 از اتمسفر مکیده و از یک فیلتر محافظ FD-402 و فیلترهای داخلی FD-402 و FD-403 عبور می‌کند و پس از عبور از گرمکن هوا EA-402 به قسمت‌های تحتانی خشک‌کن FF-401 وارد می‌شود. هوای خشک‌کننده از درون صفحه سوراخ‌دار بستر خشک‌کن جهت معلق نگهداشتن پودر پلی‌ونیل کلراید جریان پیدا می‌کند. قسمت اعظم انرژی جهت خشک کردن در FF-401 توسط مبدل‌های حرارتی تأمین می‌شود. درجه حرارت آب گرم در حدود ۹۶ درجه سانتیگراد است که توسط تزریق مستقیم بخار به آب حاصل می‌شود.

^۱ Plug Flow

پودر PVC در این مرحله از طریق یک تیغه سرریز^۱ به قسمت دوم خشک‌کن، بخش FF-402، وارد می‌شود. در این قسمت پودر دوباره شناور شده و به وسیله هوا خشک می‌گردد. هوای لازم برای این قسمت توسط دمنده GB-402 نیز از فیلترهای یاد شده عبور کرده و به وسیله گرم‌کن هوای EA-403 گرم می‌شود. گرم‌کن هوا در این قسمت نیز از نوع کنترل شونده دمایی می‌باشد. میزان دبی بخار آب ورودی به این گرم‌کن وابسته به دمای قسمت انتهایی خشک‌کن و هوای ورودی به بخش تحتانی خشک‌کن می‌باشد.

هوای وارد شده جهت خشک کردن PVC از طریق سه مسیر خروجی در ابتدا، وسط و انتهای خشک‌کن خارج می‌شود. هوای خروجی از مسیرها توسط دمنده GB-403 به سیلکون FC-401 می‌رود. PVC همراه هوا در سیکلون جدا شده و به وسیله شیرهای چرخشی، SD-401 و SD-402 مجدداً به خشک‌کن بازگردانده می‌شود. اما هوای خروجی از سیلکون که هنوز دارای مقدار کمی پودر PVC است، وارد جداکننده FD-404 می‌شود. آب موجود در جداکننده به وسیله پمپ GA-406 به چرخش در آورده می‌شود.

پودر PVC خشک خروجی از خشک‌کن بستر شناور از طریق سه لوله و شیرهای چرخشی 405 SD-403~ به سرندهای^۲ 404~ZD-402 فرستاده می‌شود. در شرایط عادی دو سرند از سه سرند در حال کار می‌باشند. در این قسمت ذرات غیر مطلوب به لحاظ اندازه از ذرات دیگر جدا و پس از آن، به جعبه زایدات FE-608 فرستاده می‌شود. ذرات با کیفیت مد نظر پس از خروج از سرندها توسط یک خط انتقال نیوماتیکی بعد از گذشتن از دستگاه مشخص‌کننده فلزات به سیلوهای تست FE-601 و FE-602 فرستاده می‌شوند. برای جلوگیری از تحت تأثیر بار الکترواستاتیکی قرار گرفتن پودر خشک پلی و نیل کلراید در سرندها، بخار اشباع به خطوط تخلیه تزریق می‌شود.

^۱ Overflow Baffle
^۲ Screen

۳-۲ مدل پیشنهادی برای حل مسأله

با توجه به اینکه دینامیک سیالات محاسباتی در برگیرنده مدل سازی انتقال جرم و حرارت می باشد، لذا توزیع مقادیر اسکالر نظیر دما، کسرهای جرمی اجزاء، ضرایب انتقال جرم و حرارت و شدت های انتقال جرم و گرما در هر فاز قابل محاسبه و دسترسی می باشد. این قبیل مدل ها برای دستیابی به بهترین بازده محاسباتی و نیز همگرایی سریع در حل به صورت همزمان باید به قدر کافی و حتی الامکان ساده باشند (لانگریش و کاکل^۱ [۲۸]) و در حین حال ترکیب اصلی معادلات را نیز حفظ نمایند. در این بررسی ضمن استفاده از کد فلونت^۲ یک مدل انتقال گرما و جرم به صورت یک بخش اضافی نوشته شده قابل محاسبه و با استفاده از برنامه نویسی تابع تعریف شده توسط کاربر^۳، در فلونت اضافه و بنابراین بر توانایی های محاسباتی آن افزوده گردیده است. رطوبت به شکل اسکالر تعریف شده توسط کاربر^۴، تلقی گردیده و انتقال آن در هر فاز و تبادل بین فازها پیش بینی و شبیه سازی گردیده است.

۱-۳-۲ مدل اویلرین

مدل اویلرین کامل ترین مدل تحلیل چند فازی در نرم افزار فلونت می باشد. در این مدل n دسته معادله ممنتوم و پیوستگی برای هر فاز حل می شود. پیوستن معادلات از طریق ضرایب فشار و تبادل بین فازی حاصل می شود. روش پیوستن معادلات به نوع فازها بستگی دارد؛ با جریان های دانه های (سیال - جامد) کاملاً متفاوت از جریان های غیر دانه ای (سیال - سیال) رفتار می شود. برای جریان های دانه ای، خواص با استفاده از تئوری جنبشی بدست می آید. تبادل ممنتوم بین فازها به نوع مخلوطی که مدل می شود بستگی دارد. کاربردهای مدل چند فازی اویلرین شامل ستون های حبابی، رایزرها، سوسپانسیون ذرات و بسترهای شناور می باشد [۲۹].

^۱ Langrish and Kockel

^۲ Fluent

^۳ User Defined Function (UDF)

^۴ User Defined Scalar (UDS)

با توجه به توضیحات فوق و مناسب بودن مدل اوپلرین برای بسترهای شناور، این مدل در قسمت مربوط به مدل چند فازی انتخاب می‌گردد.

۲-۳-۲ معادله انرژی

با توجه به اینکه در مسأله مورد بحث انتقال حرارت نیز وجود دارد، باید معادلات انرژی در قسمت مدل‌ها وارد و اعمال گردد.

۳-۳-۲ مدل استاندارد اغتشاش $k-\varepsilon$

ساده‌ترین و کامل‌ترین مدل‌های دو معادله‌ای است که در آن‌ها دو معادله جداگانه انتقال، یکی برای انرژی جنبشی k و دیگری برای نرخ استهلاک انرژی آشفته ε به صورت همزمان حل می‌شوند. توانایی و دقت قابل قبول مدل استاندارد $k-\varepsilon$ در محدوده وسیعی از جریان‌های مغشوش، کاربرد این مدل را در شبیه‌سازی جریان‌های صنعتی و انتقال حرارت گسترش داده است.

این مدل شامل دو معادله زیر می‌باشد:

$$\rho_f \frac{\partial k}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k + G_b - \rho_f \varepsilon - Y_m \quad (1-2)$$

$$\rho_f \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3k} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho_f \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (2-2)$$

G_k ترم تولید انرژی جنبشی اغتشاشی، ρ دانسیته، ε جزء حجمی، σ عدد اغتشاش پرانتل و μ ویسکوزیته می‌باشد. پنج ثابت مربوط به مدل از کارهای تجربی بدست آمده است و به صورت زیر گزارش شده‌اند:

$$\sigma_k = 1 \quad \sigma_\varepsilon = 1.3 \quad C_\mu = 0.09 \quad C_{2\varepsilon} = 1.92 \quad C_{1\varepsilon} = 1.44$$

در نتیجه حل معادلات (۱-۲) و (۲-۲) مقدار انرژی جنبشی و تلفات انرژی مشخص می‌شود که با

استفاده از آن‌ها می‌توان ویسکوزیته مربوط به جریان مغشوش را به صورت زیر محاسبه کرد:

$$\mu_t = \rho_f C_\mu \frac{K^2}{\varepsilon} \quad (3-2)$$

برای توصیف رفتار جریان یک مخلوط سیال-جامد، مدل جنبشی دانه‌ای چند سیالی و مدل

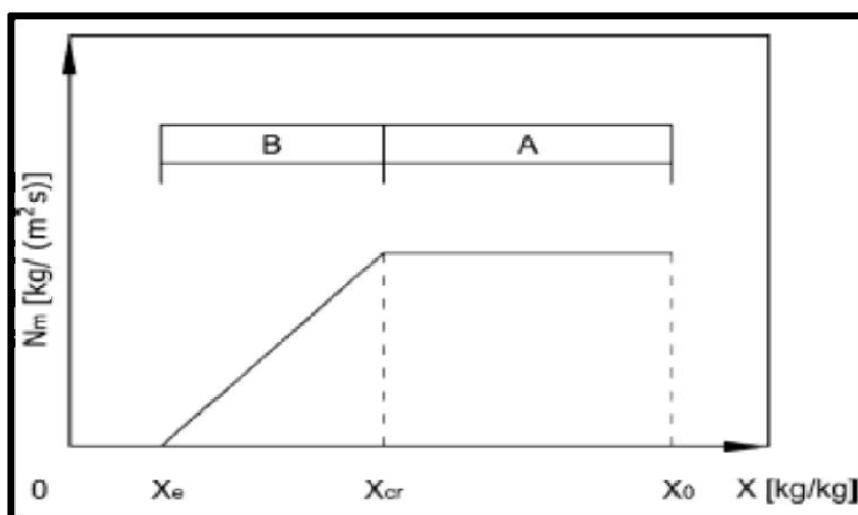
تلاطم $k-\varepsilon$ معمولاً به کار برده می‌شود [۲۹].

۴-۳-۲ انتقال گرما و جرم

منحنی خشک کردن یک ذره، نظیر منحنی شکل (۲-۲)، دو مرحله خشک کردن قابل تشخیص

می‌باشد. نخست مرحله شدت ثابت، زمانی که مقاومت خارجی در مقابل انتقال جرم بسیار بیشتر از

مقاومت داخلی است و سپس مرحله شدت نزولی در شرایطی که رفتار برعکس حالت قبل است.



شکل (۲-۲) منحنی شاخص خشک کردن یک ذره مرطوب:

(A) دوره شدت ثابت خشک کردن؛ (B) دوره شدت نزولی خشک کردن [۳۰]

دینامیک سیالات محاسباتی در برگیرنده مدل سازی انتقال جرم و حرارت است، لذا توزیع مقادیر

اسکالری نظیر دما، کسرهای جرمی اجزاء، ضرایب انتقال جرم و حرارت و شدت‌های انتقال جرم و گرما

در هر فاز قابل محاسبه و دسترسی می‌باشد. فلوننت معادلات پیوستگی و بقا را برای هر فاز حل نموده

و پیوستگی در حل از راه وابستگی بین جملات فشار و تبادل بین فازی بدست می‌آید. معادله (۴-۲)

معادله بقا جرم می‌باشد که v_i سرعت فاز i ام، \dot{m}_{ji} شدت جرم انتقال یافته بین فازها در اثر انتقال فاز، ω_i کسر حجمی فاز i ام و ρ_i چگالی فاز i ام می‌باشد [۳۰].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_i) + \nabla \cdot (\omega_i \vec{v}_i) = \frac{1}{\rho_i} \left(\sum_{j=1}^n \dot{m}_{ji} - \omega_i \frac{d_i \rho_i}{dt} \right) \quad (۴-۲)$$

معادله بقا مومنتوم برای فاز گاز از رابطه (۵-۲) و فاز جامد از رابطه (۶-۲) بدست می‌آید [۳۰].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_p \rho_p \vec{v}_p) + \nabla \cdot (\omega_p \rho_p \vec{v}_p \vec{v}_p) = -\omega_p \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_p + \omega_p \rho_p \vec{g} + \sum_{i=1}^n [K_{ip}(\vec{v}_i - \vec{v}_p) + \dot{m}_{ip} \vec{v}_{ip}] \quad (۵-۲)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\omega_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\omega_s \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot \bar{\tau}_s + \omega_s \rho_s \vec{g} + \sum_{i=1}^n [K_{is}(\vec{v}_i - \vec{v}_s) + \dot{m}_{is} \vec{v}_{is}] \quad (۶-۲)$$

\vec{v}_{ij} سرعت بین فازی می‌باشد که به شکل زیر تعریف می‌شود.

$$\vec{v}_{ij} = \vec{v}_i \quad : \dot{m}_{ij} > 0 \quad (\text{جرم فاز } i \text{ شروع به انتقال به فاز } j \text{ کند})$$

$$\vec{v}_{ij} = \vec{v}_j \quad : \dot{m}_{ij} < 0 \quad (\text{جرم فاز } i \text{ شروع به انتقال به فاز } j \text{ کند})$$

K_{ip} و K_{is} ضرایب انتقال مومنتوم بین فازی، P_s فشار جامد و $\bar{\tau}_i$ تانسور تنش می‌باشد که از

رابطه (۷-۲) تعریف می‌شود [۳۰].

$$\bar{\tau}_i = \omega_i \mu_i (\nabla \vec{v}_i + \nabla \vec{v}_i^T) + \omega_i \left(\lambda_i - \frac{2}{3} \mu_i \right) \nabla \cdot \vec{v}_i \vec{I} \quad (۷-۲)$$

معادله بقا انرژی از رابطه (۸-۲) تعریف می‌شود که h_i انتالپی مخصوص فاز i ام می‌باشد که از

رابطه (۹-۲) بدست می‌آید [۳۰].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_i \rho_i h_i) + \nabla \cdot (\omega_i \rho_i \vec{u}_i h_i) = -\omega_i \frac{\partial P_i}{\partial t} + \bar{\tau}_i \cdot \nabla \vec{u}_i - \nabla \cdot (\omega_i k_{\text{con},i} \nabla T_i) + S_{q,i} + \sum_{j=1}^n (Q_{ji} + \dot{m}_{ij} h_{ij}) \quad (۸-۲)$$

$$h_i = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_i} c_{p,i} dT \quad (۹-۲)$$

برقراری رابطه بقا انرژی منوط به برقراری تعادل انرژی می‌باشد و به این معنی است که رابطه زیر

برقرار باشد.

$$Q_{ij} = Q_{ji} \quad Q_{ii} = 0$$

Q_{ij} شدت حرارت انتقال یافته بین فازها و $S_{q,i}$ منبع انتالپی در نتیجه تبخیر رطوبت است. انتقال رطوبت در هر فاز به وسیله رابطه (۲-۱۰) بیان می‌شود که \dot{S}_i^z ترم منبع اسکالر z در فاز i است و شامل نرخ رطوبت تبادل یافته بین فازهای سیال و جامد می‌باشد. D_i^z ضریب نفوذ اسکالر z در فاز i می‌باشد. دو اسکالر z_I و z_{II} به ترتیب محتوای رطوبت در فازهای سیال و جامد می‌باشد [۳۰].

$$\frac{\partial \varepsilon_i \rho_i y^z}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_i \rho_i \vec{u}_i y^z - \varepsilon_i \rho_i D_i^z \nabla y^z) = \dot{S}_i^z \quad z = z_I, z_{II} \quad (10-2)$$

انرژی جنبشی اغتشاش k و نرخ اتلاف آن ε به ترتیب از طریق رابطه (۹) و (۱۰) محاسبه می‌شوند. μ_i ویسکوزیته تلاطم، \vec{u}_i سرعت وزنی فاز، σ_k و σ_ε اعداد پرانتل متلاطم برای k و ε ، G_k تولید انرژی سینتیکی متلاطم، I_k و I_ε جملات تبادل بین فازی و $C_{1\varepsilon}$ ، $C_{2\varepsilon}$ و $C_{3\varepsilon}$ نیز پارامترهای تجربی هستند [۳۰].

$$\frac{\partial}{\partial t} (\omega_i \rho_i k_i) + \nabla \cdot (\omega_i \rho_i \vec{u}_i k_i) = \nabla \cdot \left(\omega_i \frac{\mu_{t,i}}{\sigma_k} \nabla k_i \right) + (\omega_i G_{k,i} - \omega_i \rho_i \varepsilon_i) + I_{k,ij} \quad (11-2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\omega_i \rho_i \varepsilon_i) + \nabla \cdot (\omega_i \rho_i \vec{u}_i \varepsilon_i) = \nabla \cdot \left(\omega_i \frac{\mu_{t,i}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon_i \right) + \frac{\varepsilon_i}{k_i} (C_{1\varepsilon} \omega_i G_{k,i} - C_{2\varepsilon} \omega_i \rho_i \varepsilon_i + C_{3\varepsilon} I_{\varepsilon,ij}) \quad (12-2)$$

معادله (۲-۱۳)، شار مولی بخار آب انتقال یافته از این لایه بین سطح ذره و هسته متلاطم در جریان گاز را نشان می‌دهد. برای بدست آوردن ارتباط بین شار جرمی و کسر جرمی رطوبت، معادله (۲-۱۳) باید به شکل معادله (۲-۱۴) تبدیل شود. ضریب انتقال جرم (β) با استفاده از رابطه ارائه شده توسط گان [۳۱] برای بسترهای ثابت و شناور شده، قابل محاسبه است (معادله (۲-۲۴)). برای توصیف انتقال رطوبت در یک ذره نیز از مدل نفوذی استفاده شده، که مبنای آن حل معادله نفوذ روی یک ذره کروی می‌باشد (۲-۱۵). معادله بدست آمده مشابه مدل کلاسیک بر مبنای ثابت خشک کردن تجربی (۲-۱۶) می‌باشد. ثابت خشک کردن (K) از رابطه (۲-۱۷) محاسبه می‌شود. معادله (۲-۱۸) شار جرمی رطوبت تبادل یافته بین فازها ($S_{m,i}^{z1}$)، را توصیف می‌کند.

شار مولی رطوبت تبخیر شده از سطح دانه در مرحله اول خشک کن

$$\tilde{N}_{m,1} = \beta \frac{P}{\tilde{R}_g \left(\frac{T_0 + T_g}{2} \right)} \ln \frac{1 - \tilde{y}_{m,\sigma}}{1 - \tilde{y}_{m,0}} \quad (۱۳-۲)$$

شار جرمی رطوبت تبخیر شده از سطح دانه در مراحل اول خشک کردن

$$\hat{N}_{m,1} = \beta \frac{P}{\tilde{R}_g \left(\frac{T_0 + T_g}{2} \right)} M_m \left(\ln \frac{1 - \tilde{y}_{m,\sigma}}{1 - \tilde{y}_{m,0}} + \ln \frac{M_m (1 - \hat{y}_{m,0}) + M_a \hat{y}_{m,0}}{M_m (1 - \hat{y}_{m,\sigma}) + M_a \hat{y}_{m,\sigma}} \right) \quad (۱۴-۲)$$

شار جرمی رطوبت تبخیر شده از سطح دانه در مرحله دوم خشک کردن - مدل نفوذی

$$\hat{N}_{m,2} = \frac{D_{m,s} \pi^2}{R^2} (\bar{X}_m - \bar{X}_{m,e}) \frac{\rho_{d,s}}{A_s} \quad (۱۵-۲)$$

شار جرمی رطوبت تبخیر شده از سطح دانه در مرحله دوم خشک کردن - مدل کلاسیک

$$\hat{N}_{m,2} = K (\bar{X}_m - \bar{X}_{m,e}) \frac{\rho_{d,s}}{A_s} \quad (۱۶-۲)$$

ثابت خشک کردن (K)

$$K = \frac{D_{m,s} \pi^2}{R^2} \quad (۱۷-۲)$$

شار جرمی رطوبت تبادل یافته بین فازها

$$S_{m,p}^{z1} = S_{m,s}^{z2} = \hat{N}_m \omega_p \omega_s A_s \quad (۱۸-۲)$$

سطح ذره - نسبت مساحت به حجم

$$A_s = \frac{6}{d_s} \quad (۱۹-۲)$$

حرارت انتقال یافته بین سطح ذره و سیال جاری

$$q_{ps} = \alpha (T_\sigma - T_0) \quad (۲۰-۲)$$

حرارت انتقال یافته بین دو فاز

$$Q_{ps} = q_{ps} \omega_s \omega_p A_s \quad (۲۱-۲)$$

منبع انرژی اتلاف یافته بین دو فاز

$$S_{q,s} = S_{m,s}^{z2} \hat{H}_{vap} \quad (۲۲-۲)$$

اساساً به دلیل آن که انتقال حرارت و جرم در فرآیند خشک کردن یک روند پیوسته می باشد، لذا

فرض توزیع یکنواخت دما در یک ریز دانه، به دلیل هدایت بالای دانه مرطوب، مناسب و معقول است.

شار حرارتی تبادل یافته بین سطح ذره و جریان سیال به وسیله معادله (۲۰-۲) بیان شده که T_σ و

T_0 به ترتیب دماهای جریان گاز و سطح ذره می باشند. α ضریب انتقال حرارت است که از طریق

رابطه گان (معادله (۲۳-۲) محاسبه می‌شود [۳۲]. مقادیر Q_{ps} و R_{ps} که در معادله‌های (۲۱-۲) و (۲۲-۲) ارائه شده‌اند، به ترتیب شار حرارتی منتقل شده بین فازها و اتلاف آنتالپی در فاز جامد در اثر تبخیر می‌باشد.

رابطه انتقال حرارت در بسترهای ثابت و سیال

$$Nu = \left(7 - 10(1 - \omega_s) + 5(1 - \omega_s)^2\right) \left(1 + 0.7 Re_s^{0.2} Pr^{1/3}\right) + \left(1.33 - 2.4(1 - \omega_s) + 1.2(1 - \omega_s)^2\right) \left(Re_s^{0.7} Pr^{1/3}\right) \quad (23-2)$$

$$Re_s < 10^5, \quad 0.35 < (1 - \omega_s) < 1.0$$

رابطه انتقال جرم در بسترهای ثابت و سیال

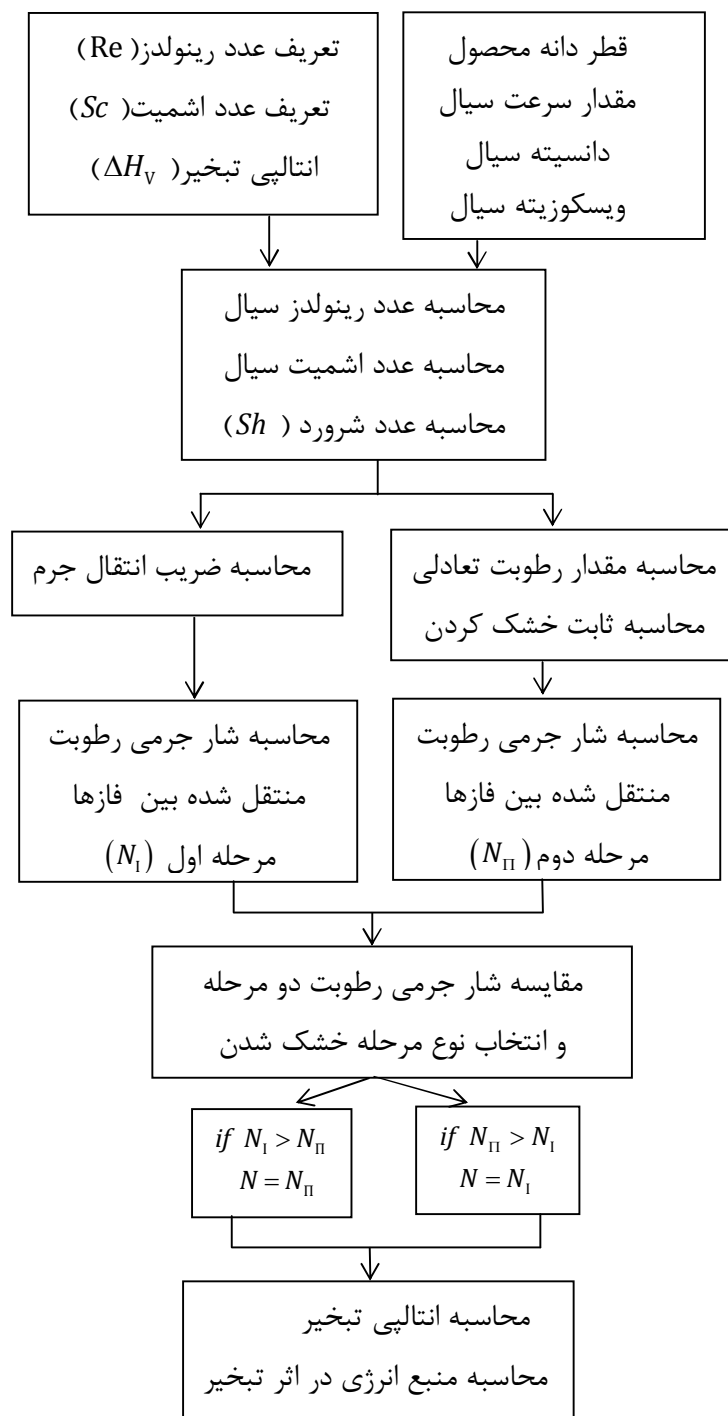
$$Sh = \left(7 - 10(1 - \omega_s) + 5(1 - \omega_s)^2\right) \left(1 + 0.7 Re_s^{0.2} Sc^{1/3}\right) + \left(1.33 - 2.4(1 - \omega_s) + 1.2(1 - \omega_s)^2\right) \left(Re_s^{0.7} Sc^{1/3}\right) \quad (24-2)$$

$$Re_s < 10^5, \quad 0.35 < (1 - \omega_s) < 1.0$$

برای تعیین دوره خشک کردن در حجم کنترل، شار رطوبت باید مقایسه شود. از این رو چنان چه $N_{m,2} > N_{m,1}$ ، مرحله اول خشک کردن بوده و مرحله دوم خشک کردن نیز در شرایط عکس روی می‌دهد.

۵-۳-۲ تعریف UDF

چنان چه که در مراحل قبل اشاره شد برای بهینه‌سازی نرم‌افزار فلونتت از توابع UDF بهره‌برداری می‌شود و در این بخش به توضیح UDF نوشته شده برای حل مسأله پرداخته می‌شود. در این تحقیق از UDFهای DEFINE_EXCHANGE_PROPERTY برای محاسبه مقدار دبی جرمی اسکالر رطوبت مبادله شده بین دو فاز سیال و جامد و DEFINE_SOURCE برای تعیین مقدار منبع جرمی اسکالر رطوبت و منبع حرارت تبادل یافته در اثر تبخیر رطوبت استفاده شده است. هدف از تنظیم UDF، محاسبه میزان آنتالپی تبخیر حاصل از فرآیند خشک کردن فاز جامد می‌باشد. UDFها با زبان برنامه‌نویسی C نوشته شده‌اند. برای این منظور از محیط مذکور و ایجاد برنامه یاد شده از الگوریتم نشان داده شده در شکل (۳-۲) استفاده شده است.

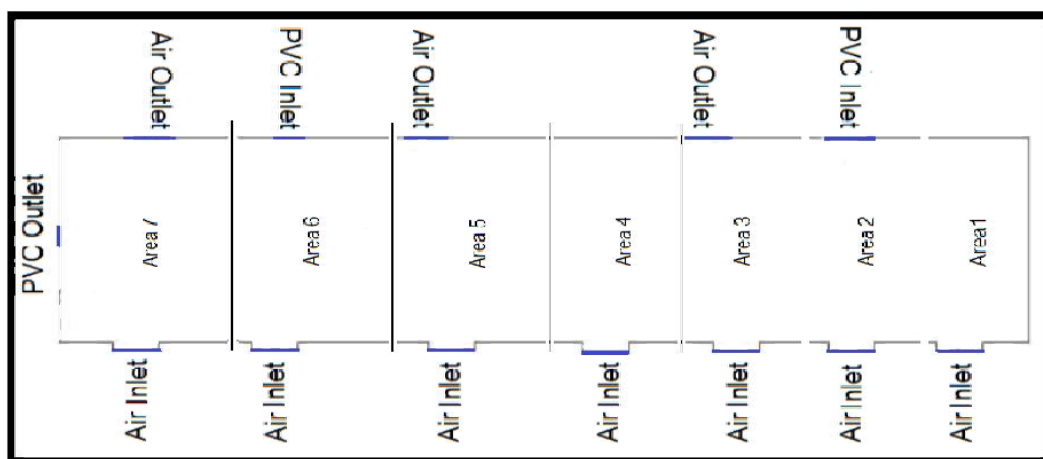


شکل (۳-۲) دیاگرام UDF مورد استفاده در حل مسأله

۴-۲ مشخصات هندسی مسأله

ابعاد اصلی این خشک‌کن شامل طول آن برابر با ۱۲۶۰۰ mm، عرض ۳۵۰۰ mm و ارتفاع ۴۶۰۰ mm می‌باشد. هوای داغ از حوزه پایینی بستر و از طریق هفت لوله با قطر ۶۳۰ mm وارد محفظه

خشک کن می شود. می توان براساس تعداد ورودی های هوا و ترتیب آن ها، طبق شکل (۴-۲) خشک کن را به هفت ناحیه تقسیم بندی نمود. هوای خشک و داغ ورودی پس از ورود و پخش شدن در بخش تحتانی در ارتفاع +۸۹۵mm با توزیع کننده هوا که صفحه ای مشبک با منافذ ریز و به قطر ۰/۱۵ mm و با زاویه حدود ۱۵۰ درجه نسبت به افق است، برخورد می کند. در شکل (۴-۲) مشخصات کلی مسأله نشان داده شده است.



شکل (۴-۲) مشخصات ابعادی مسأله

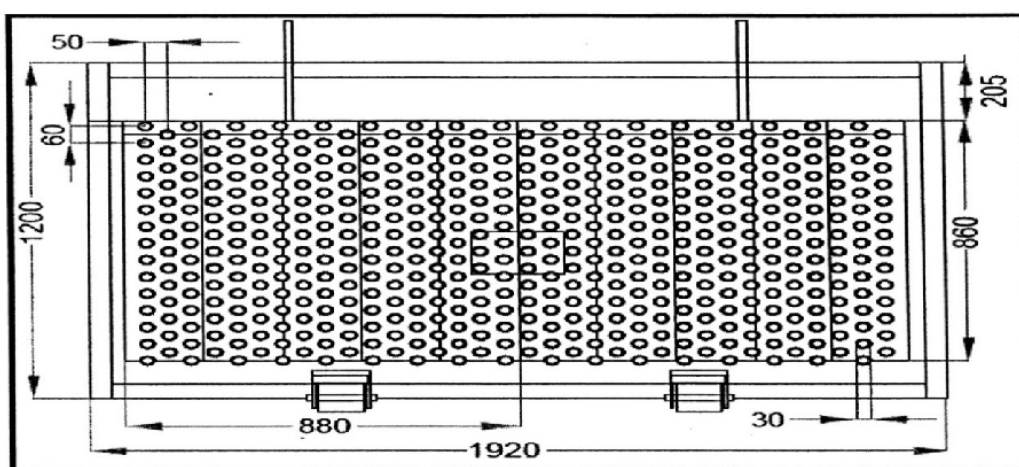
۵-۲ شرایط کارکرد خشک کن

هوا با دمای ۹۵ درجه سانتیگراد به نواحی ۱ تا ۶ و دمای ۸۵ درجه سانتیگراد به ورودی ناحیه ۷ خشک کن دمیده می شود. دانه های مرطوب پلی ونیل کلراید نیز با دمای ۶۰ درجه سانتیگراد از بالای خشک کن وارد می شود. ذرات پلی ونیل کلراید خارج شده به همراه هوا از خروجی های بالای خشک کن که پس از تزریق هوا خشک شده اند، توسط دو لوله با قطرهای ۲۵۰ mm به بالای سطح بستر در ابتدای قسمت دوم خشک کن (FF-402) بازگردانده می شوند.

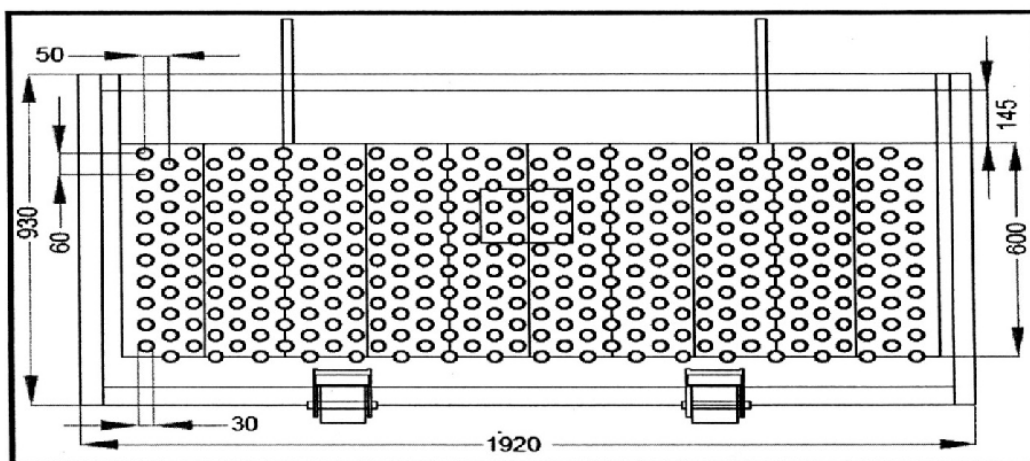
وجود رطوبت همراه با دانه های پلی ونیل کلراید ورودی باعث افت اندکی در دمای هوا می شود. به منظور بازیابی دمای هوا و مؤثر بودن آن در تبادل حرارت و خشک کردن دانه های محصول از پانل های حرارتی مدد جسته شده است. بدین ترتیب هوای داغ پس از عبور از توزیع کننده به صورت

جریان یکنواخت به زیر پانل‌های حرارتی موجود در محفظه خشک‌کن دمیده می‌شود.

هر کدام از پنج مبدل حرارتی در بخش FF-401 با ایجاد بار حرارتی ۵۲۵ kw و ۱۸۰ kw برای مبدل ششم در بخش FF-402، ضمن گرم کردن و ثابت نگه داشتن دمای هوای ورودی، به تبادل حرارتی با دانه‌های محصول و خشک کردن رطوبت در این دانه‌ها می‌پردازند. اطلاعات عملیاتی و ابعادی مبدل‌های فوق در جدول (۱-۲) و جدول (۲-۲) و شکل (۵-۲) و شکل (۶-۲) ارائه گردیده است.



شکل (۵-۲) مشخصات ابعادی مبدل‌های حرارتی درون خشک‌کن FF-401 [۳۳]



شکل (۶-۲) مشخصات ابعادی مبدل حرارتی درون خشک‌کن FF-402 [۳۳]

جدول (۱-۲) مشخصات مبدل‌های حرارتی درون خشک‌کن FF-401 [۳۳]

FF-401 A/B			
Heat Exchanger inside Fluid Bed Dryer			
Number of units	-	5	
Heat Duty per unit / total max	kw	525	/ 2623
		Tube side	Fluid bed side
Medium / Fluid		Water	
Total flow per unit / total max	Kg/hr	64260 / 321300	
Working temperature inlet		90	
Working temperature outlet		83	
Required surface per unit / total	m ²	112.8	/ 564
			See fluid bed data

جدول (۲-۲) مشخصات مبدل درون خشک‌کن FF-402 [۳۳]

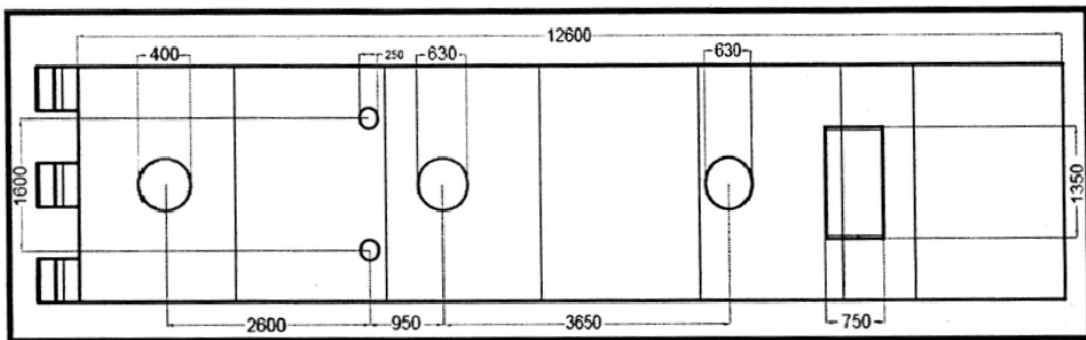
FF-402 A/B			
Heat Exchanger inside Fluid Bed Dryer			
Number of units	-	1	
Heat Duty	kw	180	
		Tube side	Fluid bed side
Medium / Fluid		Water	
Total flow	Kg/hr	22200	
Working temperature inlet		90	
Working temperature outlet		83	
Required surface	m ²	76	
			See fluid bed data

دانه‌های مرطوب PVC در اثر برخورد با هوای داغ جریان یافته در فضای بالای خشک‌کن و ما بین لوله‌های پانل‌های حرارتی، پراکنده شده و در اثر تبادل حرارت با این دو منبع حرارتی، رطوبت خود را

از دست می‌دهد.

قسمت اعظم دانه‌های PVC در اثر مؤلفه افقی سرعت هوای ورودی ضمن تبادل رطوبت یاد شده در مسیر حرکت به سمت انتهای خشک‌کن رانده می‌شوند و در نهایت دانه‌های خشک شده از طریق سه دریچه مستطیل شکل به ابعاد 150×400 mm که در فاصله یک متری از سطح صفحه توزیع‌کننده هوا قرار دارند، خارج می‌شوند. بخشی از دانه‌های PVC نیز به همراه هوا از خروجی‌های هوای بالای خشک‌کن خارج شده که پس از جداسازی دانه‌ها و هوا در سیلکون جداسازی، از طریق لوله‌ای به بخش فوقانی مبدل حرارتی آخر مجدداً بازگردانده می‌شود.

مشخصات عمومی ابعادی خشک‌کن از نمای بالا در شکل (۷-۲) نمایش داده شده است.



شکل (۷-۲) مشخصات عمومی ابعادی خشک‌کن [۳۳]

۶-۲ تولید شبکه محاسباتی

نرم افزار گمبیت^۱ یک نرم‌افزار مدل‌ساز ساده است که سازگاری قابل ملاحظه‌ای با نرم‌افزار فلوئنت دارد. از جمله خروجی‌های این نرم‌افزار، تولید یک شبکه محاسباتی است که به صورت فایل با پسوند msh بوده و توسط نرم‌افزار فلوئنت قابل دریافت و تحلیل می‌باشد.

گام اول در مدل‌سازی CFD، ایجاد یک هندسه منظم و مش‌بندی شده می‌باشد. به این منظور با استفاده از اطلاعات ابعادی بدست آمده از مدارک فنی موجود در واحد PVC بندر امام در نرم‌افزار

^۱ Gambit

گمبیت هندسه خشک کن بستر سیال این واحد ایجاد می شود.

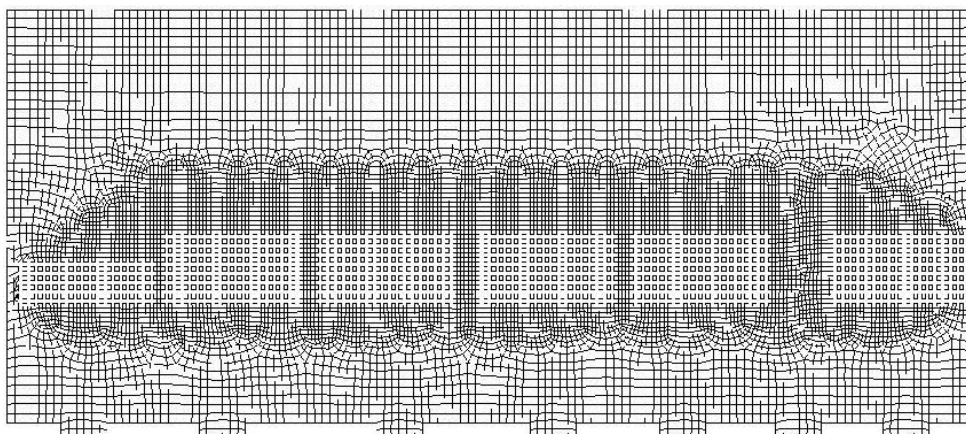
به دلیل آن که امکان وارد کردن واحد و یا تبدیل واحدها در نرم افزار گمبیت وجود ندارد تمام ابعاد و اندازه ها با مقیاس یکسان (mm) انتخاب شده اند.

۷-۲ تحلیل جریان

۱-۷-۲ کنترل شبکه

پس از فراخوانی هندسه ترسیم شده در نرم افزار فلونت، ابتدا باید شبکه بندی آن کنترل شود. پس از اطمینان از نبود حجم منفی (صحیح بودن مش) و خطا در شبکه مورد نظر در قسمت Scale باید واحد اندازه رسم شده در نرم افزار گمبیت انتخاب و تمام ابعاد را مقیاس بندی (\times) کرد.

نحوه شبکه بندی هندسه خشک کن در شکل (۸-۲) نشان داده شده است. در مش بندی از مدل مربعی- مثلثی پیروی شده است. شبکه حاصل شامل ۱۳۰۴۹ نقطه و ۱۲۰۵۲ سلول می باشد. فواصل نقاط مجاور در شبکه بندی برابر صد میلی متر در نظر گرفته شده است.



شکل (۸-۲) شبکه بندی هندسه خشک کن (۱۰۰×۱۰۰)

از آنجا که هندسه دو بعدی مد نظر بوده و برای سهولت در محاسبات در تولید هندسه خشک کن، لوله های مبدل ها به شکل مربع هایی به ابعاد ۵۰×۵۰ فرض شده است. سپس شکل مورد نظر

شبکه‌بندی گردیده است. اطلاعات شبکه‌بندی این شکل به شرح زیر می‌باشد:

Elements: Quad/Tri

Type: Pave

Spacing: Interval size

Interval size: 100

۲-۷-۲ مدل

پانل حل‌گر، چند فاز، مدل انرژی و مدل ویسکوز، در جدول (۳-۲) فعال می‌گردند.

جدول (۳-۲) پارامترهای انتخابی

Panel	Subtitle	Selected
Solver	Solver	Pressure Based
	Formulation	Implicit
	Space	2D
Multiphase Model	Model	Eulerian
	Number of Phases	2
Energy	Energy Equation	Active
Viscous Model	Model	k- epsilon
	k – epsilon Model	Standard
	k – epsilon Multiphase Model	Per Phase

۳-۷-۲ مواد

همان‌طور که در شرح فرآیند ارائه گردید، مواد موجود در مدل‌سازی، هوا و دانه‌های PVC می‌باشند. خواص هوا در بانک اطلاعاتی فلوئنت به شرح زیر است.

- دانسیته: $1/225 \text{ kg/m}^3$
- ویسکوزیته: $1/7894 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$

- گرمای ویژه: $1006/43 \text{ j/kg.k}$
- هدایت حرارتی: 0.1742 w/m.k
- وزن مولکولی: $28/966 \text{ kg/kmol}$

به دلیل آن که مدل سازی مورد نظر مسأله انتقال جرم را نیز شامل می شود، نیاز به معلوم بودن ضریب نفوذ رطوبت در هوا نیز ضروری است.

- ضریب نفوذ رطوبت در هوا: $2/8 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$

خواص PVC با استفاده از جدول خواص محصولات ارائه شده در مدارک موجود در واحد PVC [۳۳] مندرج در جدول (۴-۲)، جاگذاری می شود.

جدول (۴-۲) گریدهای PVC تولیدی و خواص آن ها [۳۳]

Product Grades and Their Characteristics					
Properties	S 7054	S 6554	S 6858	S 6558	S 6058
K - Value	69 - 71	64 - 67	67 - 69	64 - 66	59 - 61
Viscosity number	120 - 129	101 - 109	112 - 121	101 - 109	85 - 92
Sulphate ash (wt % max)	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05
Volatles max. (wt %)	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Bulk density (g/l)	445 - 505	460 - 520	520 - 580	540 - 600	550 - 610
Screen analysis					
(residue on sieves wt %)	≥ 85	≥ 85	≥ 90	≥ 90	≥ 90
63 μm	≤ 0.5	≤ 0.5	≤ 0.5	≤ 0.5	≤ 0.5
250 μm					
Residual VCM in PVC, ppm	≤ 1	≤ 1	≤ 1	≤ 1	≤ 1

با توجه به اطلاعات فنی موجود [۳۳]، مبنای طراحی واحد گرید S6558 از ذرات PVC می باشد،

بنابراین خواص PVC به شرح زیر محاسبه و استفاده شده است:

- دانسیته: 700 kg/m^3
- ویسکوزیته: 0.109 kg/m.s
- گرمای ویژه: $1046/7 \text{ j/kg.k}$
- هدایت حرارتی: 0.147 w/m.k

ضریب نفوذ گازها در جامدات بسیار پایین می‌باشد، این مقدار در هندبوک Perry از مرتبه m^2/s 10^{-12} ~ برای مواد پلیمری ذکر گردیده است [۳۴].

ضریب نفوذ گازها در پلیمر PVC نیز به قرار مندرج در جدول (۵-۲) می‌باشد.

جدول (۵-۲) ضریب نفوذ گازها در پلیمر PVC [۳۴]

Gas Diffusion Table					
Experimental conditions	Temperature:	25 degrees Celsius (298 Kelvin)		Figures are application at 298 Kelvin and in the range of 0.1 ~ 3 Bar	
	Pressure:	1 Bar (1 E5 pa)			
	Activity of Permeate	1			
Polymer	Permeate	Solubility	Diffusivity	Permeability	
[-]	[-]	$m^3 \text{ stp} / m^3 \times \text{bar}$	m^2/s	$[m^3 \text{ stp} / x \text{ bar}] \times [m^2/s]$	gram/m.s
PVC (Poly Vinyl Chloride)	CO ₂	0.47	2.5E-13	1.2E-13	2.4E-10
	O ₂	0.029	1.2E-12	3.5E-14	4.9E-11
	N ₂	0.023	3.8E-13	8.7E-15	1.1E-11
	H ₂	0.026	5.0E-11	1.3E-12	1.2E-11
Permeability figure expressed in volume and mass units; based on stationary / steady state.					

بدین ترتیب استفاده از مقادیر ذکر شده در جدول (۵-۲) برای ضرایب نفوذ دو گاز O₂ و H₂ در PVC و برقراری نسبت معکوس بین ضرایب ضریب نفوذ و جرم مولکولی، ضریب نفوذ بخار آب در

ذرات PVC بدست می آید.

$$\frac{D_{H_2O-PVC}}{D_{H_2-PVC}} = \frac{2}{18} \quad \rightarrow \quad D_{H_2O-PVC} = 5.6 \times 10^{-12} \text{ m}^2/s \quad (25-2)$$

$$\frac{D_{H_2O-PVC}}{D_{O_2-PVC}} = \frac{32}{18} \quad \rightarrow \quad D_{H_2O-PVC} = 2.13 \times 10^{-12} \text{ m}^2/s \quad (26-2)$$

در نتیجه:

$$D_{H_2O-PVC} = \frac{(32 \times 2.13 \times 10^{-12}) + (2 \times 5.6 \times 10^{-12})}{32 + 2} = 2.334 \times 10^{-12} \text{ m}^2/s$$

در این مدل سازی از توزیع اندازه ذرات صرف نظر شده است و فاز ثانویه به صورت ذرات کروی با قطر یکسان در نظر گرفته شده است.

۴-۷-۲ فازها

در مدل سازی، هوا به عنوان فاز اولیه و PVC به شکل دانه‌ای، فاز ثانویه معرفی می‌گردد.

۵-۷-۲ شرایط عملیاتی

با توجه به آن که فشار هوا و ذرات PVC خروجی از بالای خشک‌کن برابر ۱ bar می‌باشد بنابراین شرایط عملیاتی به شرح زیر در نظر گرفته شده است.

فشار عملیاتی: ۱۰۱۳۲۵ (pa) مکان فشار مرجع: (۴/۵ و ۱۲/۶)

۶-۷-۲ شرایط مرزی

در مدل چند فازي اولیرین، شرایط مرزی مربوط به هر کدام از فازهای اولیه و ثانویه باید به شکل جداگانه معرفی گردد. شرایط مرزی در جدول (۶-۲) به شرح زیر ارائه می‌شود.

جدول (۶-۲) شرایط مرزی

مشخصات فاز ثانویه	مشخصات فاز اولیه	مشخصات مخلوط	نوع شرط مرزی	مرز
	V_x 0 m/s		سرعت یکنواخت ورودی	ورودی‌های هوا در FF-401
	V_y 2.5 m/s			
	شدت اغتشاش 10%			
	قطر هیدرولیکی 0.315 m			
	کسر جرمی رطوبت 0.012			
	دما 368 k			
	V_x 0 m/s		سرعت یکنواخت ورودی	ورودی هوا در FF-402
	V_y 1.76 m/s			
	شدت اغتشاش 10%			
	قطر هیدرولیکی 0.315 m			
	کسر جرمی رطوبت 0.012			
	دما 358 k			
V_x 0 m/s			سرعت یکنواخت ورودی	ورودی اصلی PVC
V_y -0.008 m/s				
شدت اغتشاش 10%				
قطر هیدرولیکی 0.315 m				
کسر جرمی رطوبت 0.22				
دما 333 k				
جزء حجمی فاز 1				
به عنوان بخشی از بدنه در نظر گرفته شده است.			دیواره	ورودی بازگشتی PVC
		شرایط حرارتی	دیواره	مبدل حرارتی
		دما 344 K		
		ضخامت 0.008 m		
		فشار نسبی -1000 Pa	فشار خروجی	خروجی هوا
		فشار نسبی -1800 Pa	فشار خروجی	خروجی PVC

همانطور که ذکر شد از هندسه دو بعدی خشک‌کن در مدل‌سازی استفاده گردید. به دلیل ناچیز بودن مقدار دبی لوله بازگرداننده ذرات PVC خارج شده همراه با هوا در مقایسه با دبی جریان اصلی ورودی ذرات PVC، از این ورودی صرف نظر گردیده و به صورت دیواره صلب لحاظ شده است.

وجود صفحه توزیع‌کننده هوا با حفره‌های مایل درون خشک‌کن باعث حرکت مایل هوا به سمت خروجی PVC می‌شود، به منظور مرتفع نمودن این امر در مدل‌سازی از شرایط مرزی فشار خروجی با فشار منفی در خروجی PVC و شرط مرزی سرعت یکنواخت ورودی در ورودی‌های هوا استفاده شده است.

در مدل دانه‌ای اوپلرین، اختصاص شرایط مرزی فشار خروجی برای مخلوط و هر دو فاز انجام می‌شود.

شرایط مرزی حرارتی در فشار خروجی، تنها در حالتی بکار می‌رود که ورود جریان در ناحیه وجود داشته باشد. این شرایط مرزی حرارتی در صورتی که هیچ‌گونه بازگشت جریانی در خروجی فشار وجود نداشته باشد، می‌تواند برابر مقادیر ورودی قرار بگیرد.

۷-۲-۷ محاسبه رطوبت در تعادل با سطح دانه [۳۵]

فرمول شار رطوبت تبخیر شده در بازه دوم خشک کردن با معلوم بودن مقدار رطوبت در تعادل با سطح دانه قابل محاسبه می‌باشد.

خشک‌کن را می‌توان به صورت مجموعه‌ای از المان‌های بسیار کوچک به گونه‌ای در نظر گرفت که فاز جامد و فاز سیال به صورت متقاطع وارد آن‌ها شده و از آن‌ها خارج می‌شوند.

با فرض برقراری رابطه خطی تغییرات رطوبت موجود در توده فاز سیال در طول خشک‌کن و معلوم بودن رطوبت تعادلی موجود در فاز ذره در ورودی و خروجی، می‌توان رابطه خطی رطوبت تعادلی جامد را به شرح زیر بدست آورد.

فاصله هر نقطه دلخواه درون خشک‌کن از نقطه میانی ورودی و خروجی ذرات پلی ونیل کلراید خشک‌کن (جدول (۷-۲) از معادلات (۲۷-۲) و (۲۸-۲) بدست می‌آید.

$$L_1 = \sqrt{(x-10.3)^2 + (y-4.5)^2} \quad (27-2)$$

$$L_2 = \sqrt{(x-0)^2 + (y-1.97)^2} \quad (28-2)$$

رابطه خطی بین رطوبت در تعادل با سطح دانه در نقاط مختلف به شکل معادله (۲۹-۲) ارائه می‌شود.

$$\frac{X - X_e}{X - X_i} = \frac{L_2}{L_1 + L_2} \quad (29-2)$$

جدول (۷-۲) مختصات مکانی ورودی و خروجی

	نقطه ماکزیمم	نقطه مینیمم	نقطه مرکزی
مختصات نقطه مرکزی ورودی	(۴/۵ و ۱۰/۶۷۵)	(۴/۵ و ۹/۹۲۵)	(۴/۵ و ۱۰/۳۰۰)
مختصات نقطه مرکزی خروجی	(۲/۰۴۵ و ۰)	(۱/۸۹۵ و ۰)	(۱/۹۷۰ و ۰)

۸-۷-۲ محاسبه منبع تولید انرژی

در معادله (۲۲-۲)، منبع انرژی به صورت حاصل ضرب شار جرمی رطوبت تبادل یافته بین فازها در آنتالپی تبخیر تعریف گردیده است. معادله مربوط به محاسبه آنتالپی به صورت زیر بیان می‌شود [۳۲].

$$\Delta H_v = C_1 \times (1 - T_r)^{C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r^2}$$

$$C_1 = 5.2053 \times 10^7$$

$$C_2 = 0.3199$$

$$C_3 = -0.212$$

$$C_4 = 0.25795$$

(۳۰-۲)

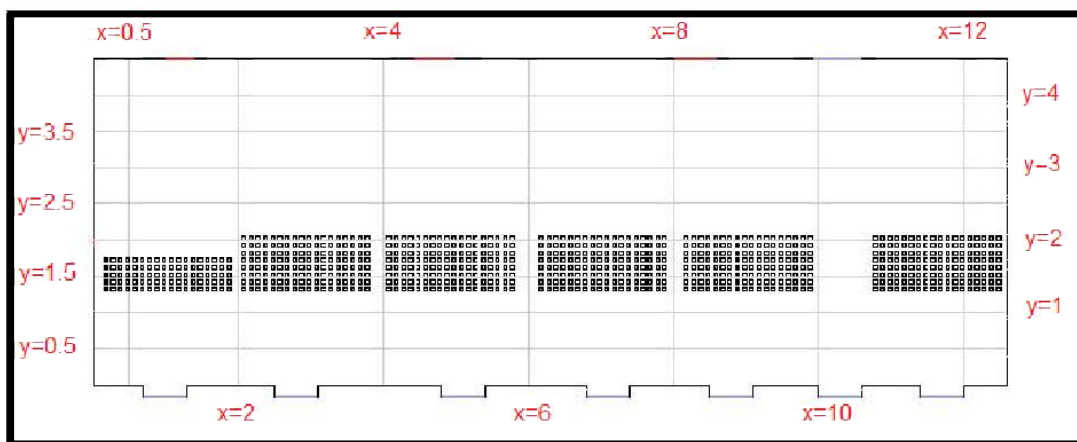
فصل سوم
نتایج مدل سازی

۱-۳ حل

با پایان مرحله پیش پردازش، مرحله حل آغاز می‌شود. در این مرحله، ابتدا برای ضرایب تخفیف مقادیری در نظر گرفته می‌شود که پس از سعی و خطا بدست آمده است. در قسمت گسسته‌سازی، بالادست مرتبه اول برای ممنوم، کسر حجمی و انرژی سینتیکی، نرخ تلفات اغتشاش، انرژی و اسکالره‌ای تعریف شده در هر دو فاز در نظر گرفته می‌شود.

در محاسبات چند فازی اویلری، فلوننت روش کوپله شده فازی سیمپل^۱ برای اتصال فشار - سرعت بکار می‌گیرد. این الگوریتم، الگوریتم توسعه یافته الگوریتم سیمپل برای جریان‌های چند فازی است.

شرح نتایج بدست آمده در محفظه خشک‌کن در مقاطع نشان داده شده در شکل (۱-۳) بحث و بررسی گردیده است.



شکل (۱-۳) مقاطع بررسی شده

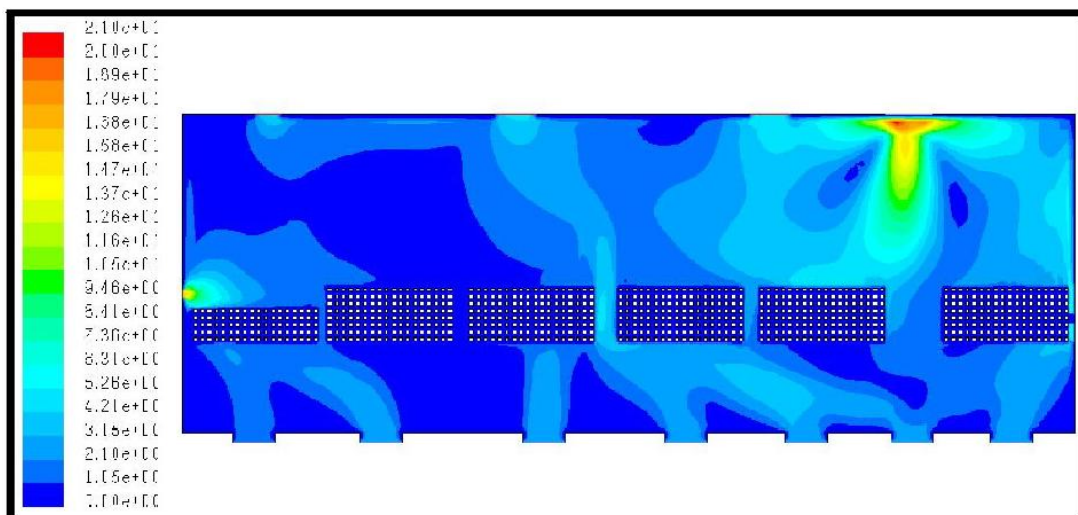
^۱ PC-SIMPLE

۲-۳ بررسی عملکرد خشک‌کن در حالت واقعی

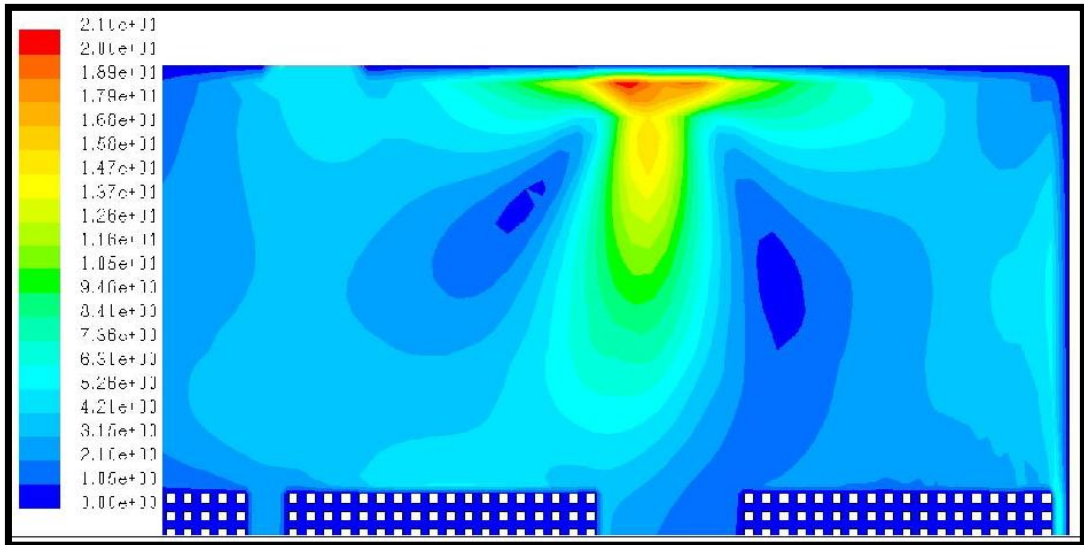
۱-۲-۳ میدان جریان

از آنجا که میدان جریان به عنوان عامل اصلی در پدیده‌های انتقال و از جمله آن‌ها انتقال حرارت و خشک کردن می‌باشد، لذا در ابتدا رفتار حرکت سیال در ورودی و خروجی خشک‌کن مورد مطالعه و بررسی قرار گرفته است. هوای ورودی از کف خشک‌کن وارد شده و پس از ورود، به جزء در ورودی ناحیه اول، به دلیل وجود فشار منفی خروجی محصول و قسمت فوقانی، به سمت خروجی منحرف می‌شود. دانه‌های پلی و نیل کلراید از بالای خشک‌کن به داخل آن تزریق می‌گردد.

انواع گردابه‌های ایجاد شده در جریان هوا ناشی از عوامل زیر می‌باشد: ۱- گردابه‌هایی که برگرفته از حرکت دو جت موازی می‌باشند؛ ۲- گردابه‌هایی دیگر در گوشه‌های خشک‌کن (به دلیل وجود جت و دیواره‌های جامد) شکل می‌گیرند. رویداد تشکیل جت حاصل از این تزریق، انحراف هوای ورودی در نواحی اول و دوم به سمت دیواره سمت راست خشک‌کن، ایجاد مناطق جریان برگشتی و گردابه‌ها و نیز برخورد فاز هوا و ذرات در شکل (۲-۳) (کانتور سرعت فاز هوا)، شکل (۳-۳) و شکل (۴-۳) (به ترتیب کانتورهای افقی و عمودی سرعت هوا) نشان داده شده‌اند.

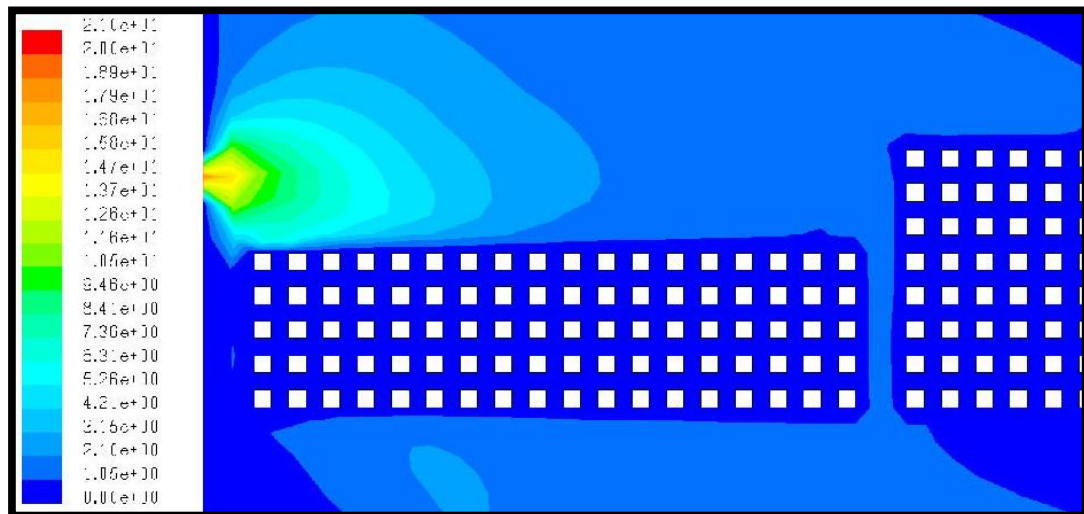


شکل (۲-۳) کانتور سرعت فاز هوا



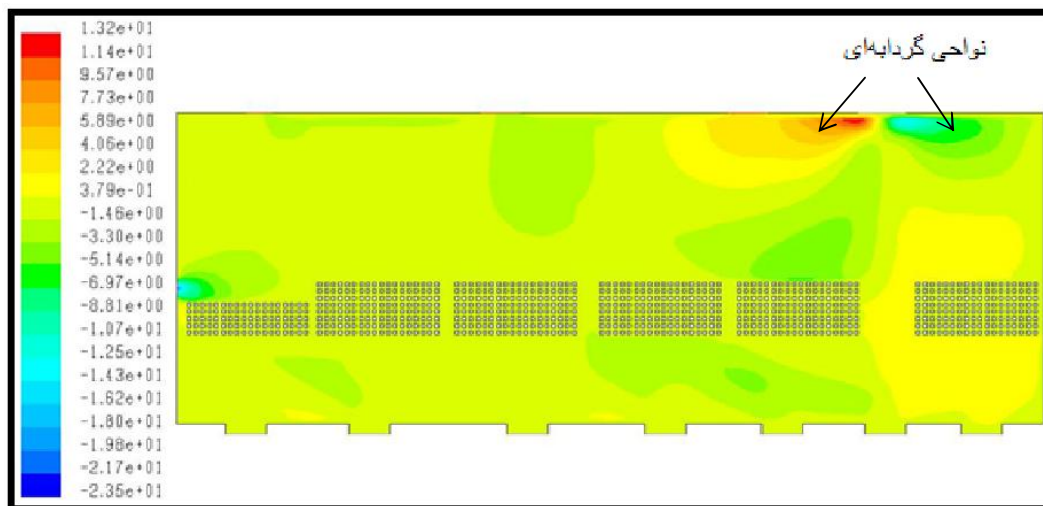
شکل (۳-۳) کانتور سرعت فاز هوا در محل ورودی ذرات

برای وضوح بیشتر، شکل (۲-۳) در دو قسمت ورودی و خروجی ذرات که دچار بیشترین تغییرات می‌گردد، در شکل (۳-۳) و شکل (۴-۳) بزرگ‌نمایی شده است.



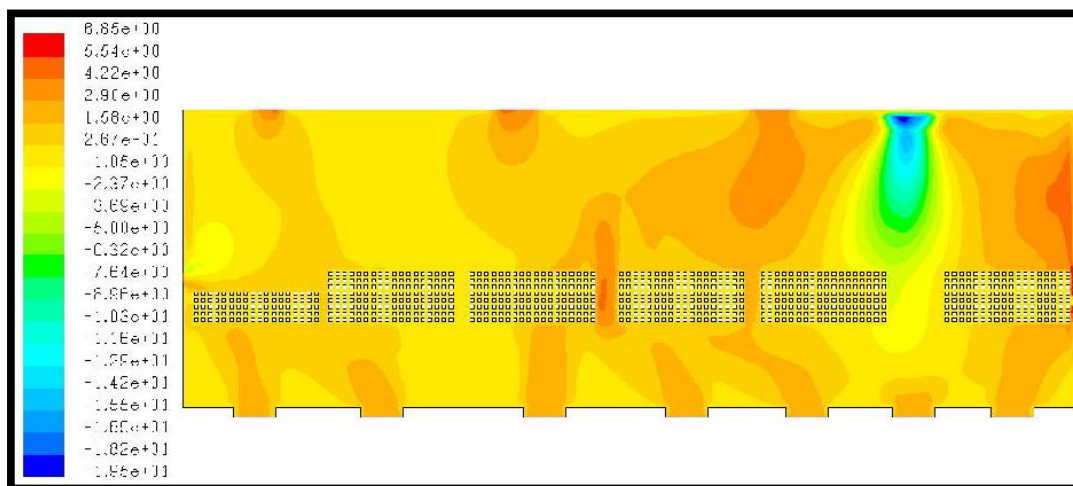
شکل (۴-۳) کانتور سرعت فاز هوا در خروجی ذرات

در مجاورت جت ورودی PVC و در اثر برخورد آن با مؤلفه افقی سرعت هوا در این منطقه، گردابه‌هایی ایجاد می‌شوند که در شکل (۵-۳) به وضوح قابل مشاهده می‌باشند.



شکل (۵-۳) کانتور سرعت فاز هوا در راستای افقی

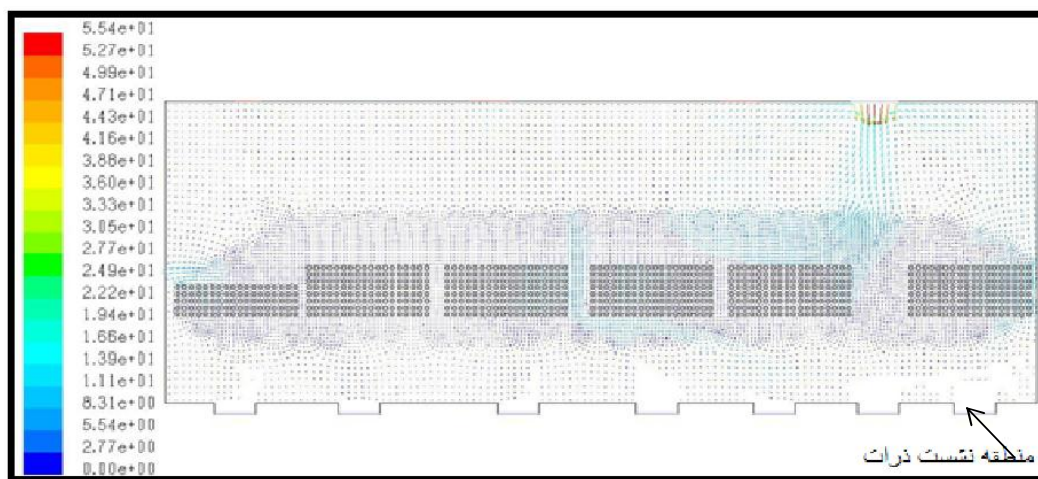
در شکل (۵-۳)، حوزه مؤلفه منفی سرعت افقی از دومین مبدل (از سمت راست) تا انتهای خشک‌کن گسترده می‌شود. در شکل (۶-۳) نیز با نزدیک شدن به محل خروج ذرات، از مقدار سرعت عمودی کاسته می‌شود. بدین ترتیب، شکل (۵-۳) و شکل (۶-۳) بیانگر این نکته می‌باشند که مؤلفه افقی در مجاور خروجی PVC در شکل‌دهی میدان جریان فاز اولیه (هوا) مؤثرتر بوده که خود ناشی از فشار منفی در نظر گرفته شده در خروجی PVC می‌باشد.



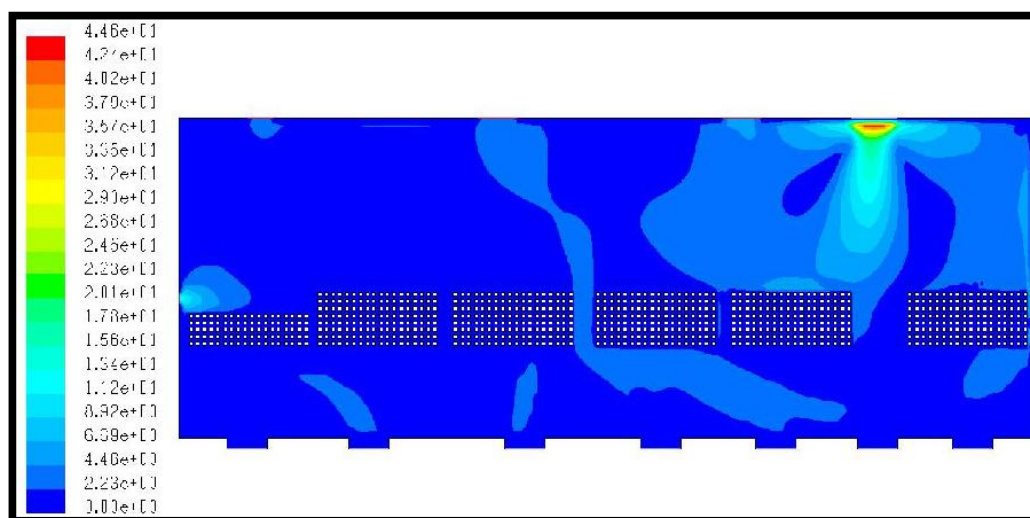
شکل (۶-۳) کانتور سرعت فاز هوا در راستای عمودی

بردارهای سرعت برای فاز ثانویه (PVC) نیز در شکل (۷-۳) ارائه شده است. جت ورود PVC از محل ورودی در بخش فوقانی خشک‌کن در این شکل به خوبی ملاحظه می‌گردد. نکته مهم، فرآیند

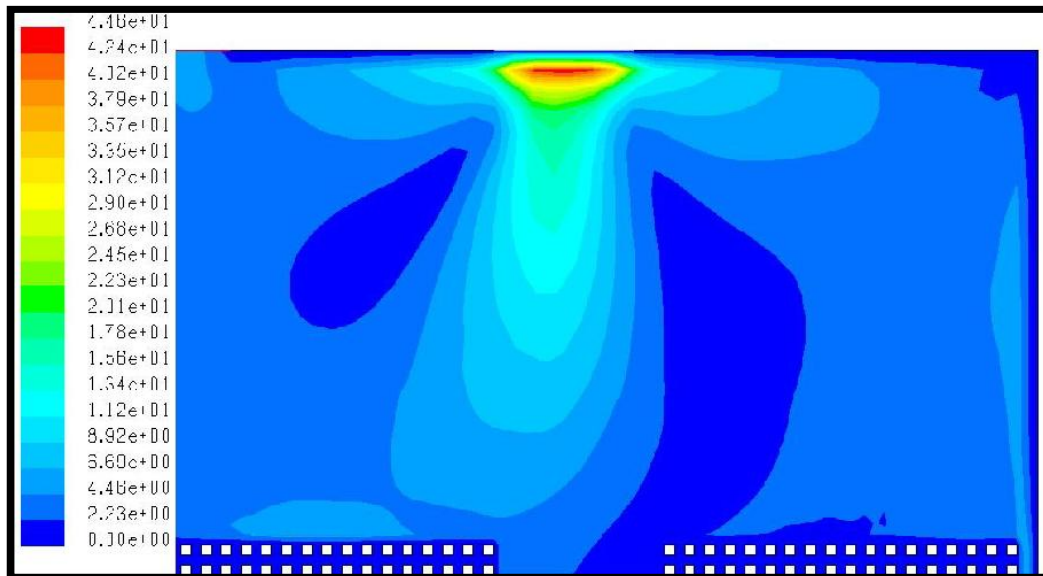
شناورسازی در نواحی نزدیک دیواره تحتانی است. به خوبی مشاهده می‌شود که رویداد نشست ذرات، تنها در نواحی محدوده‌ی نزدیک به دیواره تحتانی و با فاصله از ورودی‌ها امکان‌پذیر است. در عین حال خروجی که با بیشترین میزان سرعت خروجی فاز ثانویه (PVC) همراه است نیز در این شکل قابل ملاحظه می‌باشد.



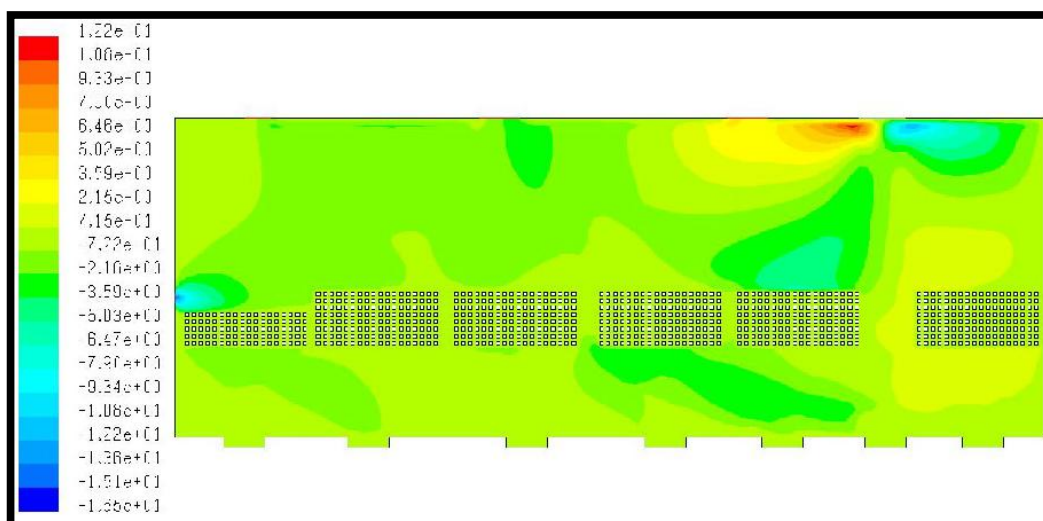
شکل (۷-۳) توزیع بردارهای سرعت فاز PVC



شکل (۸-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC)

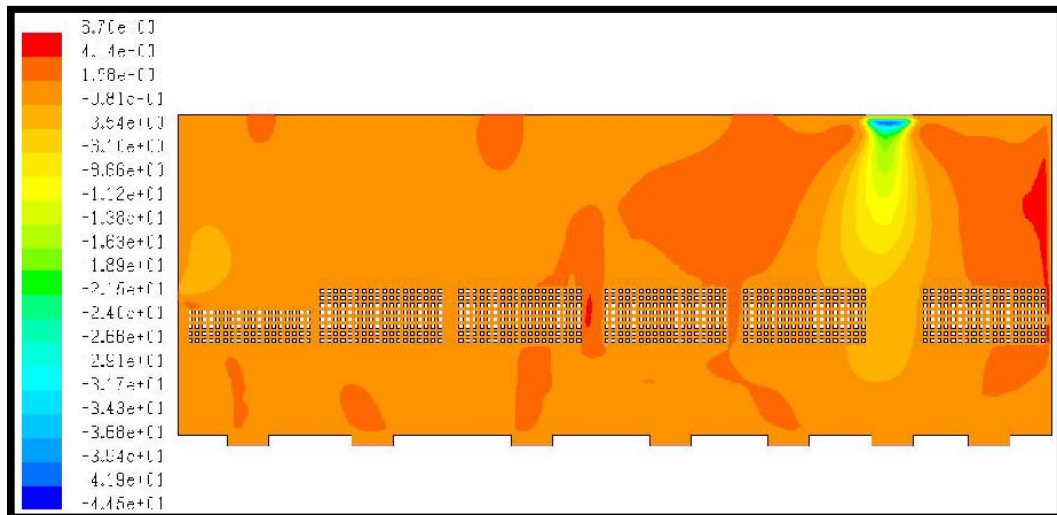


شکل (۹-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC) در ورودی ذرات



شکل (۱۰-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC) در راستای افقی

وجود جریان گردشی در بخش مجاور ورودی PVC در شکل کانتورهای سرعت فاز ثانویه (شکل (۹-۳)، شکل (۱۰-۳) و شکل (۱۱-۳) به خوبی بیانگر شرایط اختلاطی و نیز نفوذ PVC به داخل جریان فاز هوا است. شروع جریان‌های گردشی هوا در گوشه‌های خشک‌کن از سطوح پایین آغاز می‌شود، چنان‌که به دلیل تأثیر شدید میدان جریان فاز ثانویه (PVC) بر میدان جریان هوا، بردارهای سرعت هوای ورودی از اولین بخش ورودی در جهت خلاف و به سمت راست منحرف می‌شوند.



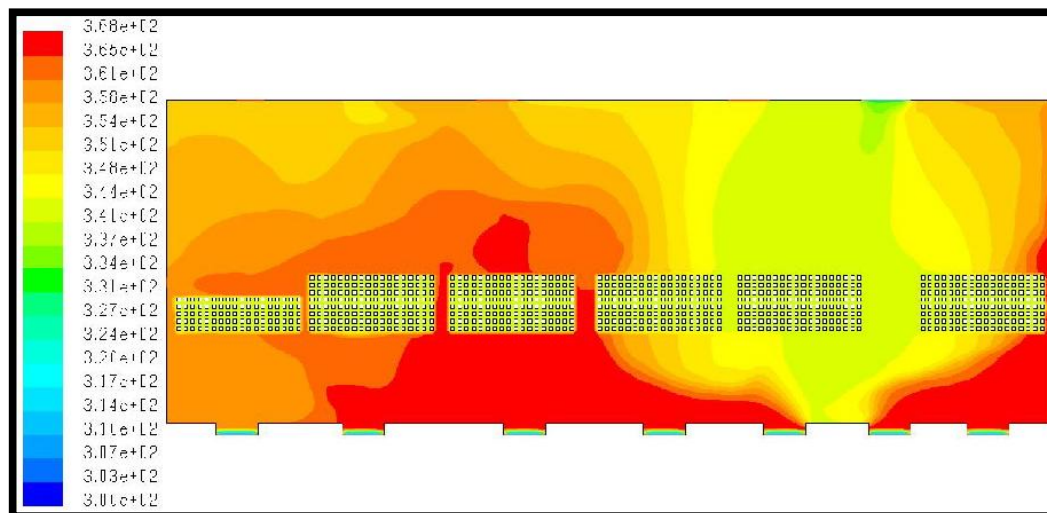
شکل (۱۱-۳) کانتور سرعت فاز ثانویه (PVC) در راستای عمودی

۲-۲-۳ انتقال حرارت

توزیع دما به عنوان شاخص اصلی در انتقال حرارت به شمار می‌آید. برای این منظور توزیع دما در فضای داخلی خشک‌کن در شکل (۱۲-۳) نشان داده شده است. بیشترین دما در نواحی نزدیک دیواره تحتانی می‌باشد که دلیل آن ورود هوای گرم ۹۵ درجه سانتیگراد به داخل خشک‌کن است. کمترین دما در محفظه خشک‌کن برابر ۶۰ درجه سانتیگراد در محل ورودی دوغاب PVC می‌باشد. دمای حدود ۶۸ درجه در اطراف مبدل‌های ابتدایی (منطقه زیر مرز ورودی ذرات)، بیانگر وجود و همچنین تراکم ذرات PVC در این نواحی است. این موضوع مشخص‌کننده عبور بیش از حد ذرات PVC به نواحی زیرین مبدل‌های ابتدایی است که خود می‌تواند یکی از عوامل سیاه شدن این ذرات باشد. افزایش نسبی دما از مبدأ ورودی PVC تا خروجی آن، بیانگر رویداد خشک شدن PVC می‌باشد.

همان‌طور که در فصل دوم ذکر گردید، مبدل‌های درون خشک‌کن به صورت دیواره با دمای ثابت، و متوسط دمای آب ورودی و خروجی از مبدل‌ها برابر با ۳۴۴ درجه کلون در نظر گرفته شده است. به این دلیل دمای درون مبدل برابر این مقدار بوده و با توجه به میزان بالای هوای ورودی و همچنین بالاتر بودن دمای هوا نسبت به مقدار یاد شده، تأثیر این مبدل‌ها بیشتر در نواحی ورودی ذرات

چشم‌گیر می‌باشد. کاهش دما در حوالی مبداهای نزدیک به خروجی ذرات PVC فقط در حوزه بسیار باریکی حول اطراف مبداها دیده می‌شود.



شکل (۱۲-۳) توزیع دما در خشک‌کن

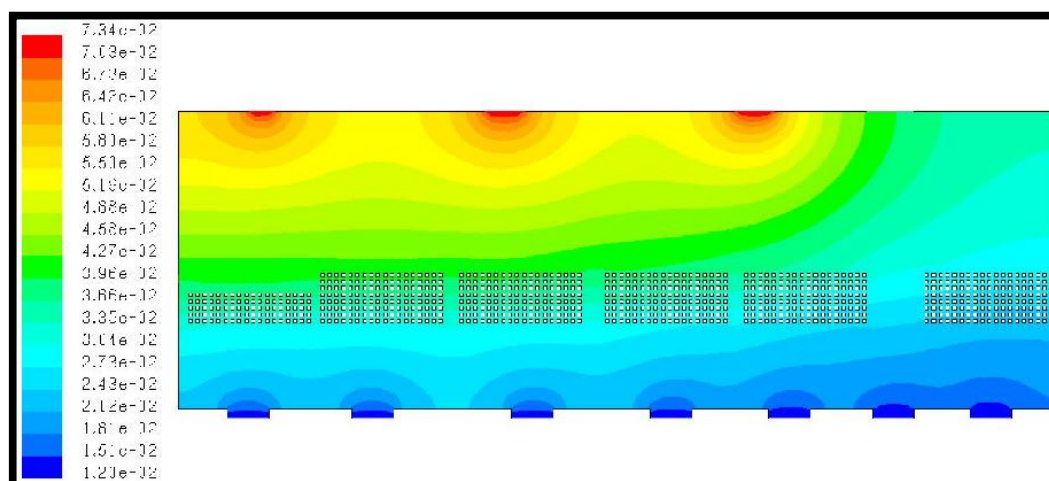
۳-۲-۳ بررسی رفتار خشک‌کردن

پارامتر اصلی مورد بررسی در فرآیند خشک‌کردن، توزیع رطوبت می‌باشد. از آن‌جا که فرآیند خشک‌کردن متأثر از میدان جریان و فرآیند انتقال حرارت می‌باشد، در این بخش نتایج مربوط به خشک‌سازی و میزان رطوبت فازها با توجه به این عوامل مورد ارزیابی قرار می‌گیرند.

در شکل (۱۳-۳)، توزیع رطوبت در فاز اولیه (هوا) نشان داده شده است. در شکل مذکور به خوبی مشخص است که جریان هوا در اختلاط با جریان مرطوب PVC، عملاً رطوبت PVC را جذب نموده و لذا میزان رطوبت هوا از پایین خشک‌کن به بالای آن افزایش می‌یابد. سیر کاهش رطوبت در طول مبداها و نیز در طول خشک‌کن از خروجی تا ورودی ذرات قابل مشاهده می‌باشد.

از آنجا که اصل بقای جرم، بیانگر ثابت بودن میزان دبی جرمی رطوبت PVC و هوا می‌باشد لذا بایستی ضمن توجه به موضوع یاد شده، نحوه رفتار متقابل عناصر مذکور بررسی گردد. اساساً فرض شده است که هوای ورودی همراه با مقدار اندکی رطوبت می‌باشد و لذا رطوبت در نواحی نزدیک

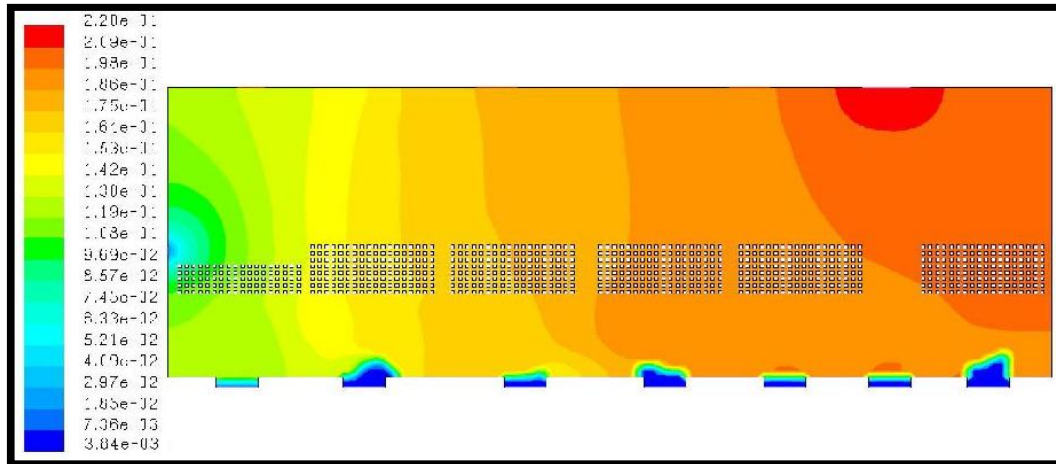
دیواره پایین کمترین مقدار خواهد بود. همچنین مفروض است که PVC ورودی دارای بیشترین رطوبت همراه خود می‌باشد (که در ناحیه ورودی است). فرآیند خشک کردن همراه با کاهش رطوبت PVC می‌باشد و لذا در خروجی PVC با کاهش رطوبت همراه بوده و خروجی صرفاً شامل هوا، PVC و مقدار رطوبت برابر با 0.0384 است. در بخش فوقانی نسبت رطوبت هوا به مقدار 0.0734 افزایش یافته که در شکل (۳-۱۳) به خوبی بیانگر این واقعیت می‌باشد.



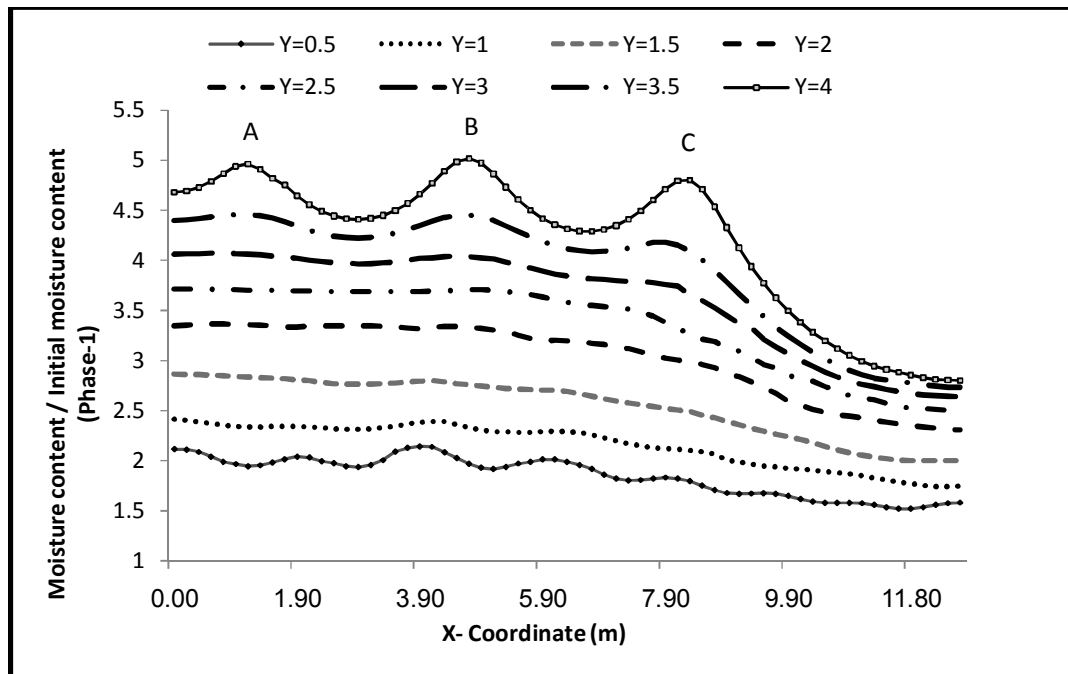
شکل (۳-۱۳) توزیع رطوبت هوا

مشابه‌ت توزیع رطوبت در فاز ثانویه (PVC) (شکل (۳-۱۴))، نیز بیانگر میزان رطوبت فاز جامد در مسیر حرکت به سمت خروجی ذرات می‌باشد که خود مطلوب مسأله است. این رطوبت عملاً توسط هوا جذب و از مجموعه خشک‌کن خارج می‌شود. در نزدیکی ورودی هوا مشاهده می‌شود که به دلیل خشک بودن نسبی هوا، تغییر شدیدی در میزان رطوبت طی فاصله بسیار کوتاهی به وجود می‌آید.

برای وضوح هر چه بیشتر توزیع رطوبت در فاز هوا (فاز یک) ساختار توزیع طولی رطوبت در شکل (۳-۱۵) نشان داده شده است. چنانچه در شکل مشخص است میزان رطوبت از بالا به پایین خشک‌کن کاهش می‌یابد. این کاهش ناشی از برخورد فاز جامد حاوی رطوبت بالا با فاز گازی فاقد رطوبت و تبادل رطوبت بین فازها می‌باشد.



شکل (۱۴-۳) توزیع رطوبت در فاز ثانویه (PVC)

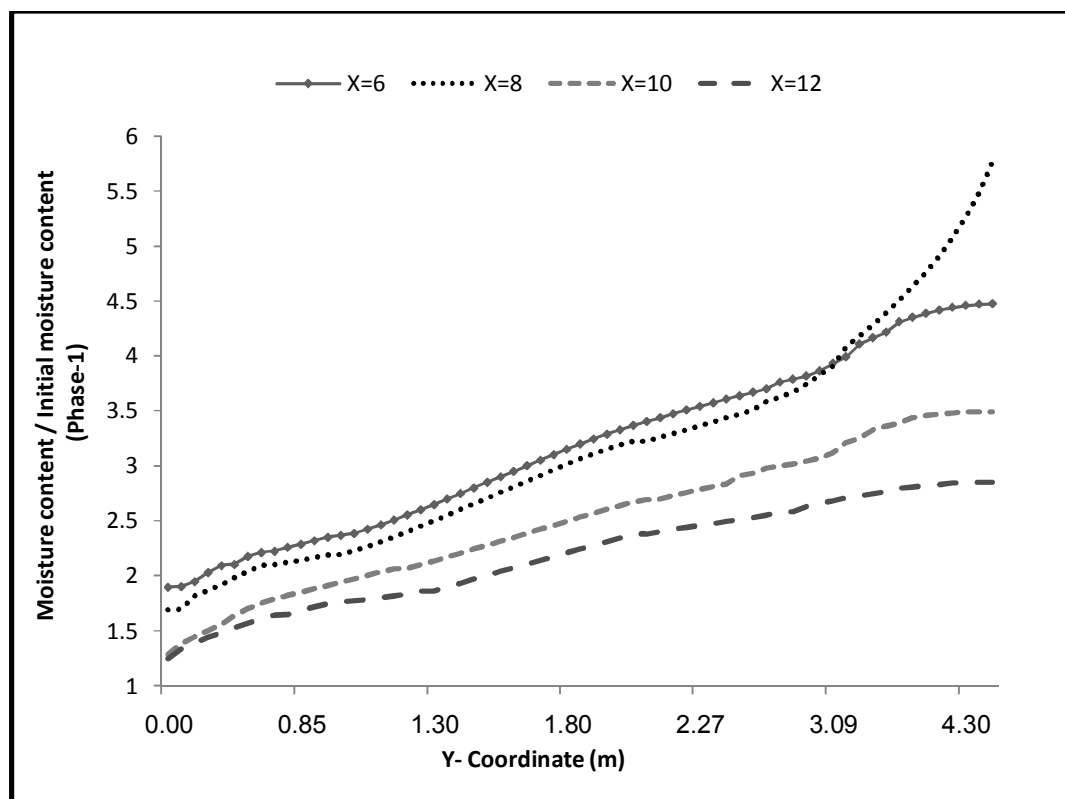


شکل (۱۵-۳) ساختار طولی رطوبت در هوا

رفتار توزیع رطوبت متأثر از میدان جریان بوده و در بخش‌هایی که جریان با مکش و یا رانش همراه است این تأثیر کاملاً محسوس می‌باشد. ورود PVC همراه با افزایش نسبی رطوبت بوده و هر چه ارتفاع مورد بررسی از سطح تحتانی خشک‌کن فاصله می‌گیرد، این پدیده شیب بیشتری در نمودار تغییرات مربوط به آن سطح ایجاد می‌کند. افزایش رطوبت فاز هوا در طول خشک‌کن نیز در این شکل مشاهده می‌شود.

میزان رطوبت موجود در هوا (برابر با ۴/۷) در ارتفاع $Y=4$ m تقریباً دو و نیم برابر میزان آن در هوای ورودی (برابر با ۲/۷) است. نقاط A، B و C در ارتفاع چهار متر نیز بیانگر اثر خروجی‌های هوا می‌باشند. میزان رطوبت هوا در انتهای خشک‌کن (ناحیه ۱) در ارتفاع‌های متفاوت به سمت یکدیگر متمایل می‌گردند که بیانگر تراکم ذرات PVC در انتهای خشک‌کن می‌باشد.

رویه مشابهی برای ساختار ارتفاعی رطوبت در شکل (۱۶-۳) نشان داده شده است که عملاً بیانگر کاهش میزان رطوبت در طول و افزایش رطوبت در ارتفاع است. ماکزیمم موجود در نمودار $X=8$ نشان‌دهنده ماکزیمم رطوبت موجود در هوا در مقطع خروجی هوا که در مجاورت ورودی PVC قرار دارد، می‌باشد.



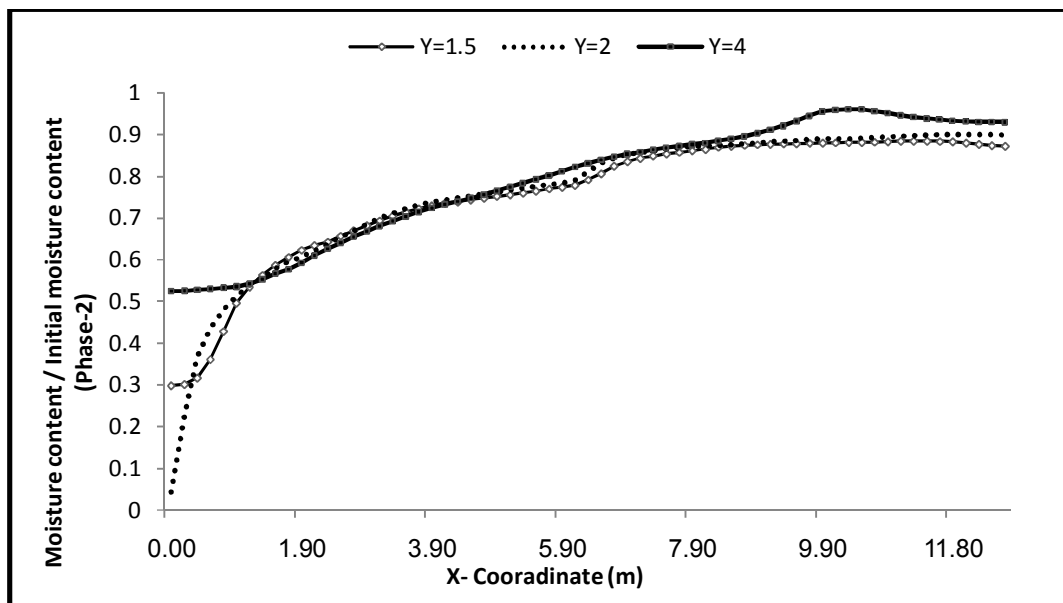
شکل (۱۶-۳) ساختار ارتفاعی رطوبت در هوا

شکل (۱۶-۳) معرف این موضوع نیز می‌باشد که افزایش میزان رطوبت موجود در هوا با دور شدن

از دهانه‌های ورودی هوا نیز ناشی از تبادل فازی بوده و این در حالی است که با افزایش طول خشک‌کن، به دلیل تراکم ذرات PVC، میزان این تغییرات کمتر می‌شود و کم شدن شیب نمودارهای رسم شده بیانگر این واقعیت می‌باشد.

نمودار مربوط به $X=8$ ، بیانگر تغییرات شدیدتری، نسبت به نمودارهای دیگر می‌باشد. تفاوت یاد شده ناشی از مکان مورد بررسی می‌باشد. این محل در مجاورت جت ورودی PVC بوده و به دلیل اختلاف پتانسیل بالای بین ذرات ورودی و هوا، میزان محتوای رطوبت هوا نسبت به سطوح بررسی شده دیگر بالاتر می‌باشد.

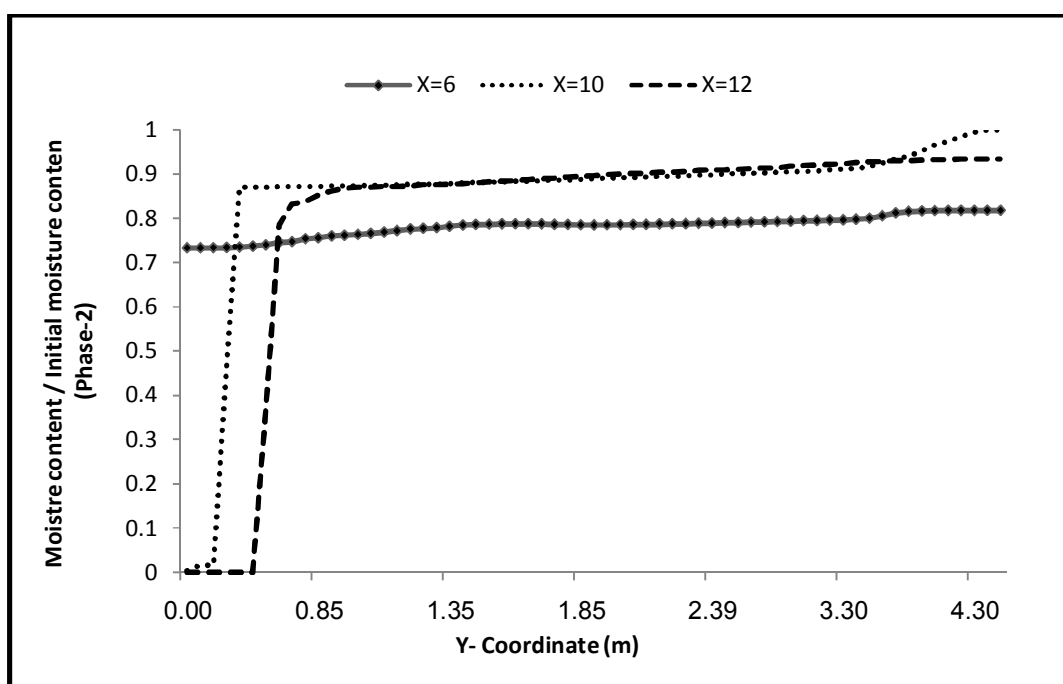
شکل (۳-۱۷) تغییرات طولی رطوبت ذرات در طول خشک‌کن را نشان می‌دهد. شکل یاد شده بیانگر تغییرات نسبتاً ملایم رطوبت ذرات در طول خشک‌کن می‌باشد و این مسأله مؤید تغییرات نشان داده شده در شکل (۳-۱۴) می‌باشد. در این شکل نمودارهای مربوط به سطوح $Y=1.5$ و $Y=2$ بیشترین کاهش را در انتهای خشک‌کن نشان می‌دهد که مطلوب مسأله می‌باشد.



شکل (۳-۱۷) رفتار طولی رطوبت در فاز ثانویه (PVC)
انتظار میزان بالای رطوبت و تغییرات نامحسوس رطوبت در ابتدای خشک‌کن نیز به دلیل تراکم

ذرات منطقی می‌باشد. این افزایش در نزدیکی ورودی PVC، نسبت به ارتفاع‌های پایین، بیشتر بوده و با کاهش ارتفاع، میزان رطوبت در ذرات به مرور کاهش می‌یابد. این موضوع در شکل (۳-۱۷) با شیب ناچیز نمودارها در بازه مکانی ۸ تا ۱۲ متر از ابتدای خشک‌کن به خوبی ملاحظه می‌شود.

چنان‌که در شکل (۳-۱۸) مشاهده می‌گردد، میزان رطوبت موجود در ذرات PVC به طور یکنواخت در طول خشک‌کن (از ورودی ذرات به سمت خروجی آن‌ها) کاهش می‌یابد. شکل همچنین بیانگر کاهش شدید رطوبت فاز دو در فواصل ۱۰ و ۱۲ متر از انتهای خشک‌کن (محل ورود ذرات) می‌باشد. نکته یاد شده می‌تواند ناشی از حرکت بیش از حد ذرات به سمت پایین خشک‌کن بوده و یا محبوس شدن بیش از حد ذره در گردابه ایجاد شده در مجاورت دیواره باشد. افزایش نشان داده شده در نمودار $X=10$ نسبت به دیگر نمودارها در ارتفاع $4/5$ متر نشان‌دهنده محل ورود ذرات می‌باشد.

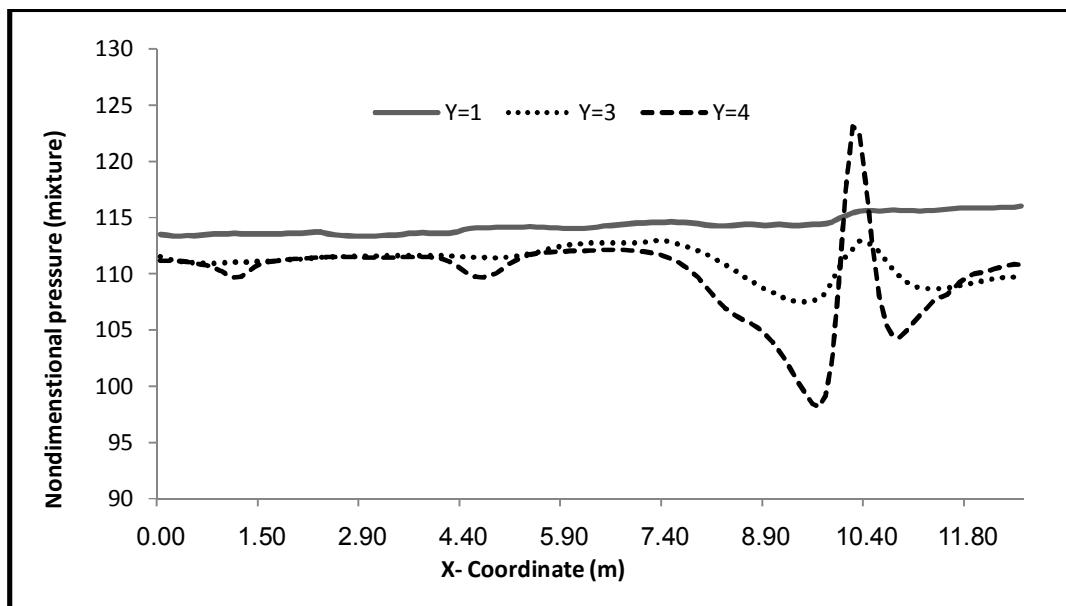


شکل (۳-۱۸) رفتار عرضی رطوبت در فاز ثانویه (PVC)

۴-۲-۳ فشار بستر سیال شده

اساساً فشار به عنوان شکل دهنده میدان جریان نقش اساسی در پدیده‌های انتقال و از جمله خشک کردن دارد. توزیع فشار در ارتفاع‌های مختلف در شکل (۱۹-۳) نشان داده شده است. در این شکل ثابت بودن تقریبی فشار در ارتفاع‌های متفاوت از کف خشک‌کن به وضوح قابل مشاهده می‌باشد. در نمودارهای مربوط به فشار منظور از مخلوط روی محور عمودی، فشار مربوط به مخلوط دو فاز می‌باشد، هم‌چنین فشار توسط معادله (۱-۳) بی‌بعد شده است. در معادله یاد شده، حداقل فشار در جهت محور عمودی برابر ۱۰۰۰- پاسکال و سرعت برابر با سرعت هوای ورودی می‌باشد.

$$\text{Non dimensional Pressure} = \frac{P - (\text{Minimum Pressure in boundary condition})}{\rho u^2} \quad (1-3)$$

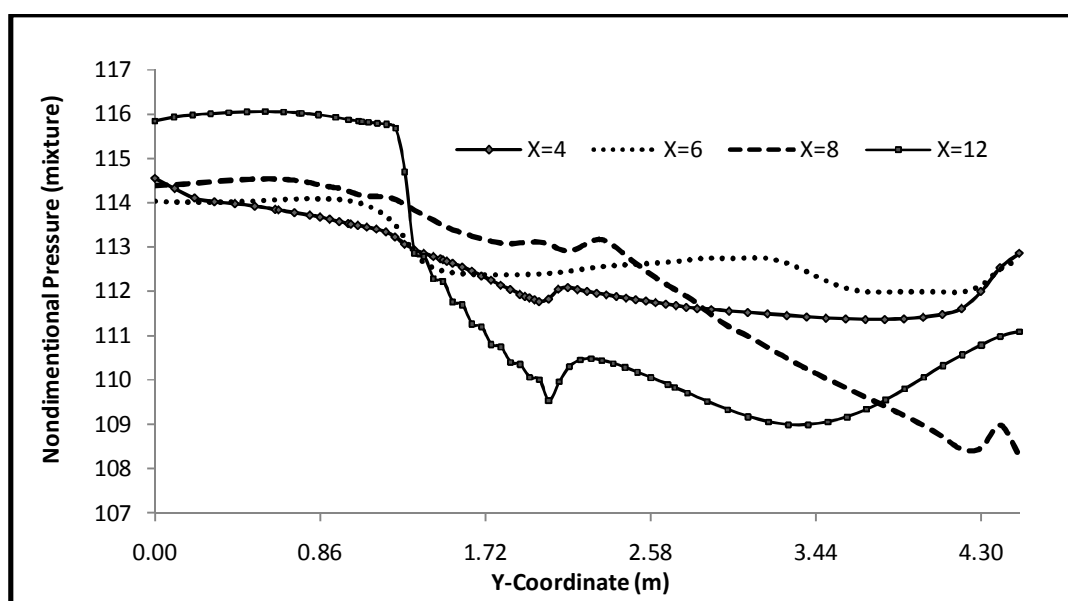


شکل (۱۹-۳) تغییرات طولی فشار در داخل خشک‌کن

نوسان ایجاد شده در این نمودارها ناشی از ورود پودر PVC و برخورد جریان هوا با این ذرات می‌باشد و هر چه فاصله از این محل بیشتر می‌شود، به دلیل کاهش شدت این پدیده، تأثیر این برخورد کاهش یافته و میزان پیک ایجاد شده در نمودارهای مربوط به ارتفاع‌های پایین‌تر به لحاظ

کمی، مقدار کمتری نشان می‌دهند.

در شکل (۳-۲۰) نیز رفتار ارتفاعی فشار نشان داده شده است. سیر کاهش فشار همراه با افزایش ارتفاع خشک‌کن برای خروج جریان هوا قابل مشاهده می‌باشد. این رفتار بیانگر وجود گرادیان فشار ارتفاعی در جهت حرکت جریان هوا از پایین به بالا و رویداد شناورسازی ذرات می‌باشد. کاهش فشار یاد شده از سه بخش، کاهش فشار با شیب ملایم در بخش تحتانی و فوقانی مبدل و کاهش فشار با شیب تند در طول مبدل، تشکیل می‌گردد.



شکل (۳-۲۰) تغییرات ارتفاعی فشار در داخل خشک‌کن

۳-۳ بررسی میزان حساسیت حل به پارامترهای حل

در این بخش با تغییر پارامترهایی که پیش‌بینی می‌شود بر چگونگی نتایج حاصل از شبیه‌سازی تأثیر گذارند، عملکرد خشک‌کن و میزان وابستگی آن بر این متغیرها مطالعه می‌شود. نتایج حاصل از تغییرات با شرایط مدل‌سازی (نتایج حاصل از شبیه‌سازی که در بخش ۳-۲ ارائه شده‌اند) و شرایط واحد مقایسه و نتیجه‌گیری براساس آن انجام شده است.

۳-۳-۱ تغییر میزان دبی جریان‌های ورودی

اساساً سرعت شناورسازی و نیز میزان هوا، توأمان بر میزان رطوبت‌زدایی در خشک‌کن تأثیر دارند. افزایش حجم هوای ورودی (ناشی از افزایش سرعت هوا) باعث ایجاد شرایط مناسب‌تر و برخورد بهتر ذرات با سیال و نیز تبادل بیشتر می‌باشد. علاوه بر این شدت اغتشاشات در پدیده‌های انتقال و از جمله انتقال حرارت و نیز خشک کردن تأثیر دارد. بر این اساس در این بخش از مطالعه با کاهش و افزایش میزان دبی هوای ورودی (به میزان ۱۵٪) بررسی‌ها صورت پذیرفته است. به منظور دستیابی به شرایط یکسان در تحلیل مسأله متناسباً مقدار PVC ورودی نیز کاهش و افزایش یافته است.

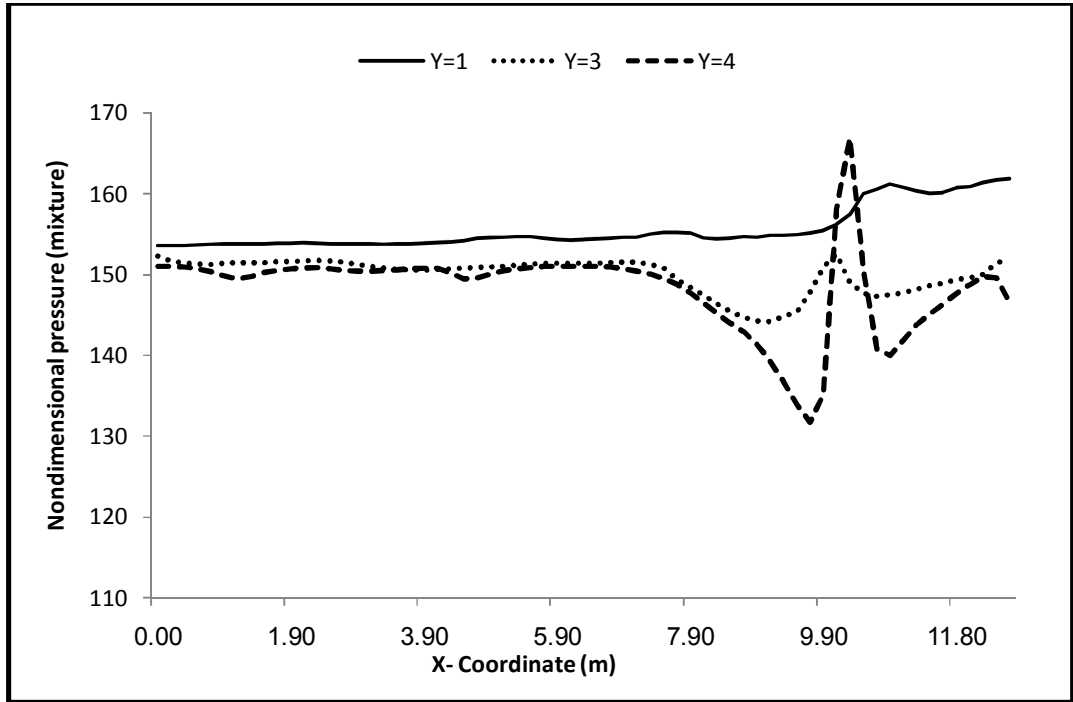
۳-۳-۱-۱ کاهش میزان دبی جریان‌های هوای ورودی

در نخستین بررسی به تغییرات ناشی از کاهش دبی هوای ورودی پرداخته می‌شود. مشاهده می‌گردد که اگر چه کاهش دبی هوای ورودی به میزان ۱۵٪ افزایش دمای ماند را در پی دارد. لیکن کاهش دمای بستر در اثر کاهش میزان هوای گرم ورودی منجر به افزایش ۲/۳ درصدی رطوبت ذرات PVC خروجی از خشک‌کن گردیده است (جدول ۳-۱).

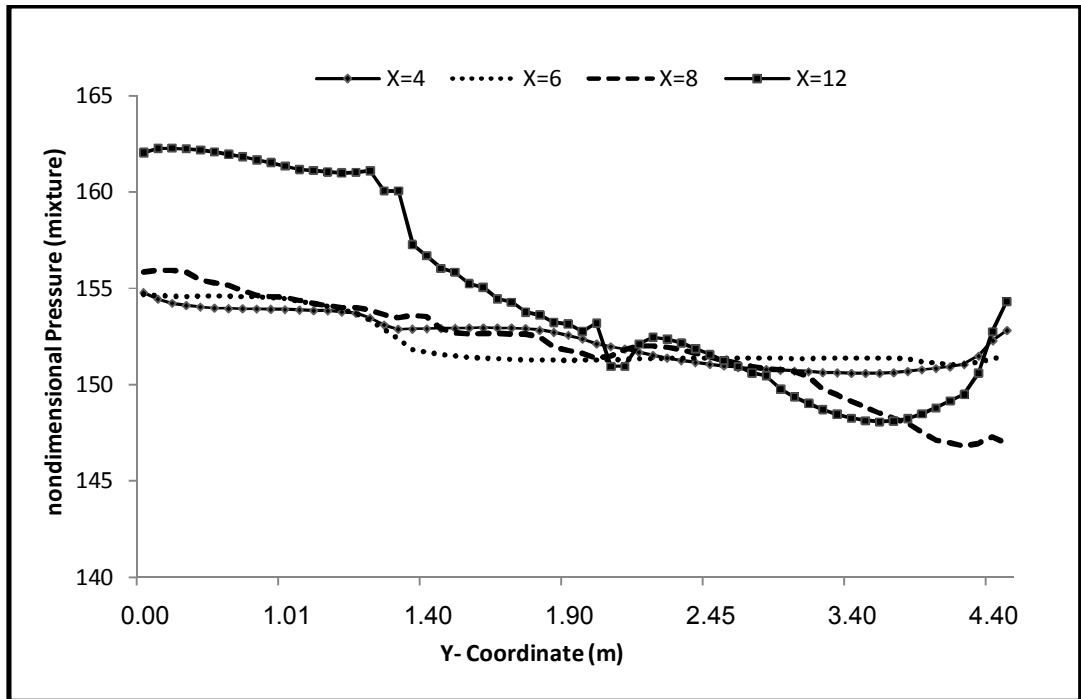
جدول (۳-۱) مقایسه نتایج در حالت کاهش ۱۵٪ دبی هوای ورودی

پارامتر مورد بررسی	شرایط واحد	شرایط مدل‌سازی	شرایط مدل‌سازی با کاهش دبی هوا
سرعت ورودی هوا	۲/۵ m/s	۲/۵ m/s	۲/۱۲۵ m/s
کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳۸۴	۰/۰۰۳۹۳
دمای ذرات خروجی	۶۰ درجه سانتیگراد	۸۴ درجه سانتیگراد	۸۱ درجه سانتیگراد
فشار بدون بعد متوسط افقی	-	۱۱۴	۱۵۰

از آنجا که در هندسه ثابت، کاهش میزان دبی همراه با کاهش نسبی افت فشار و در نتیجه افزایش فشار جریان دو فاز در مجرای حرکتی است، لذا منحنی تغییرات فشار در این شرایط در شکل (۳-۲۱) و شکل (۳-۲۲) نشان داده شده است. در این شرایط ضمن یکسانی نسبی پروفایل‌های فشار بی‌بعد، مقدار افت فشار ۴۰-۳۵٪ کاهش یافته است.



شکل (۲۱-۳) تغییرات طولی فشار همراه با کاهش دبی هوای ورودی



شکل (۲۲-۳) تغییرات ارتفاعی فشار همراه با کاهش دبی هوای ورودی

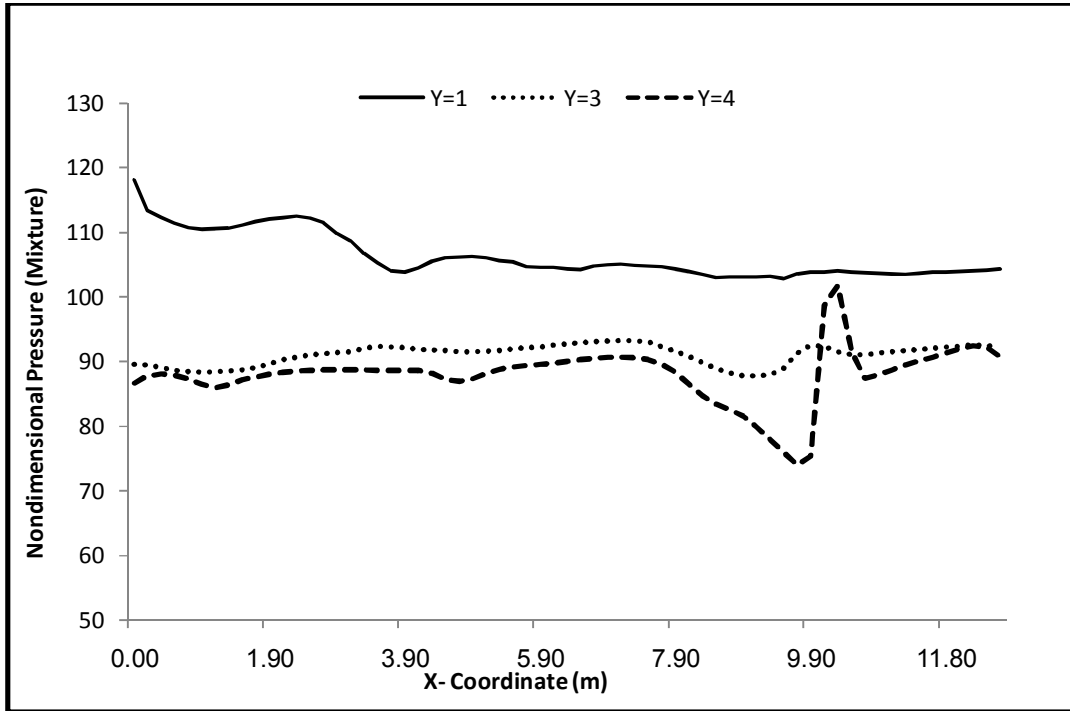
۳-۱-۲ افزایش میزان دبی جریان های هوای ورودی

با افزایش سرعت عملاً شرایط افت فشار با شرایط شناورسازی تلفیق می گردد. این رویداد سبب می شود تا ذرات PVC به سمت بالا منحرف گردند. در این شرایط به دلیل حجم محدود مقابل جت ها، فضای جریان برگشتی با محدودیت همراه می باشد و بدین ترتیب گردابه در فضای محدودتر و با قدرت بیشتر نسبت به حالت مدل سازی تولید خواهد شد. افزایش میزان دبی هوای ورودی، از عبور بیش از اندازه ذرات، به بخش تحتانی خشک کن (زیر صفحه توزیع کننده هوا) جلوگیری کرده و تراکم بردار سرعت در این قسمت، نسبت به حالت مدل سازی شده کمتر می باشد.

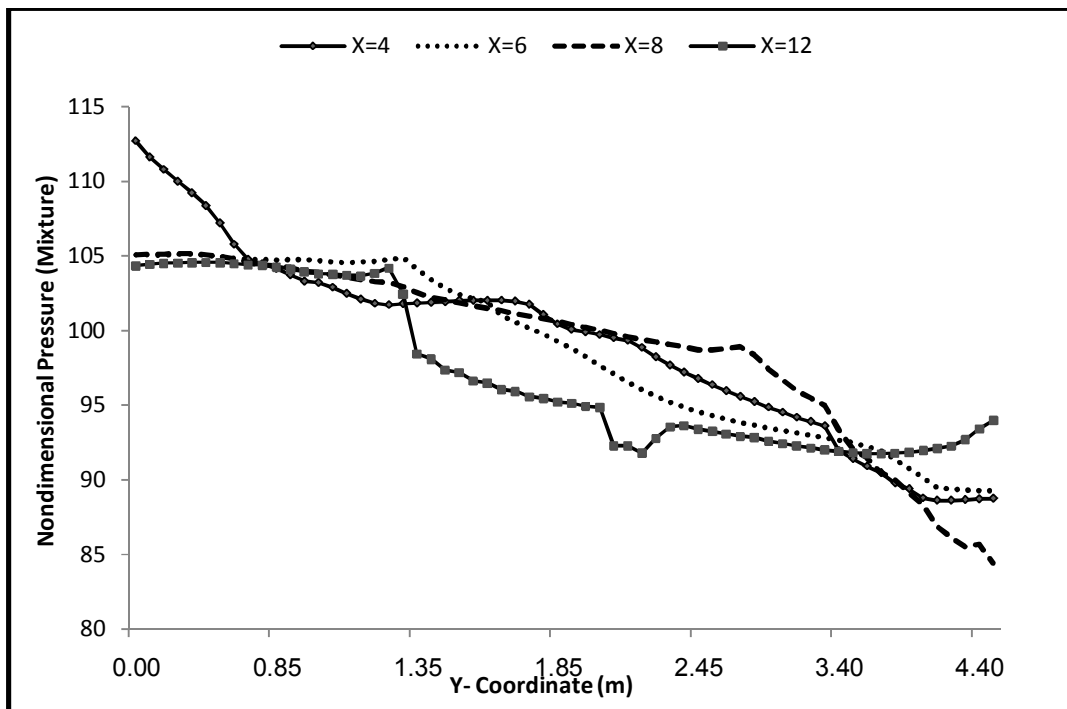
از نتایج جدول (۲-۳) نتیجه می شود که با افزایش دبی هوای گرم ورودی به میزان ۱۵٪، دمای داخل خشک کن افزایش یافته که اثر آن، کاهش رطوبت ذرات خروجی را به میزان ۲/۸٪ منجر می شود. همچنین افزایش دبی هوای ورودی همراه با افزایش افت فشار بوده و در نتیجه فشار خشک کن نسبت به مدل سازی مسأله (شکل (۲۰-۳) کاهش می یابد. شکل (۲۳-۳) و شکل (۲۴-۳) بیانگر کاهش ۲۰-۱۰٪ فشار می باشد.

جدول (۲-۳) مقایسه نتایج در حالت افزایش ۱۵٪ دبی هوای ورودی

پارامتر مورد بررسی	شرایط واحد	شرایط مدل سازی	شرایط مدل سازی با کاهش دبی هوا
سرعت ورودی هوا	۲/۵ m/s	۲/۵ m/s	۲/۸۷۵ m/s
کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳۸۴	۰/۰۰۳۷۳
دمای ذرات خروجی	۶۰ درجه سانتیگراد	۸۴ درجه سانتیگراد	۸۵ درجه سانتیگراد
فشار بدون بعد متوسط افقی	-	۱۱۴	۹۰

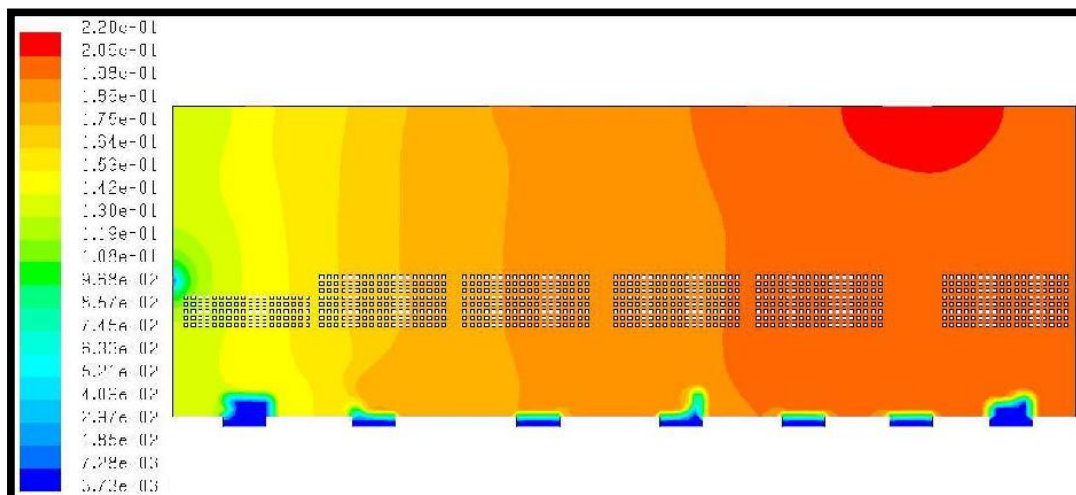


شکل (۲۳-۳) تغییرات طولی فشار همراه با افزایش دبی هوای ورودی



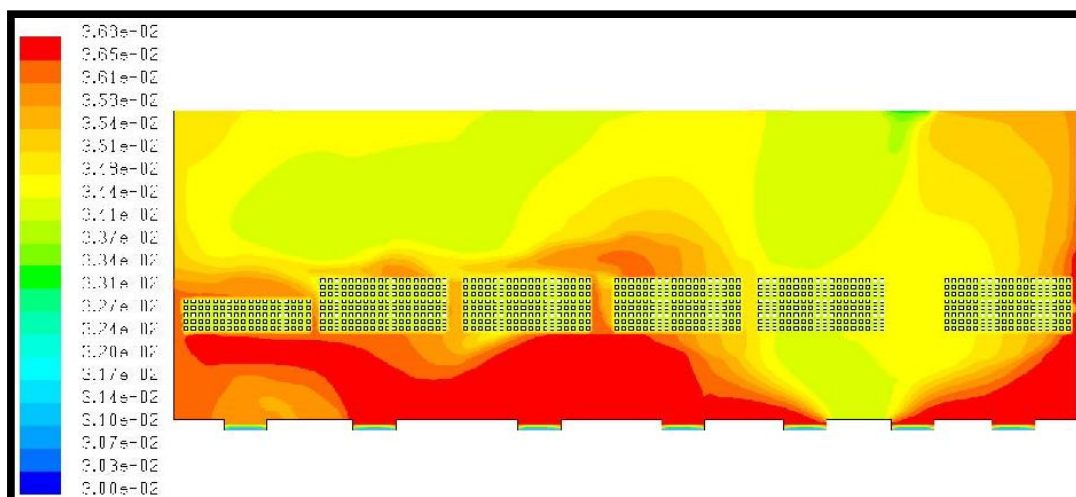
شکل (۲۴-۳) تغییرات ارتفاعی فشار همراه با افزایش دبی هوای ورودی

در ادامه توزیع رطوبت درون خشک‌کن به عنوان شاخص خشک کردن مورد بررسی قرار می‌گیرد. همان‌طور که در شکل (۳-۲۵) نشان داده شده است. روند تغییرات رطوبت در طول خشک‌کن همانند حالت مدل‌سازی بررسی شده (شکل (۳-۱۴) مشاهده می‌شود.



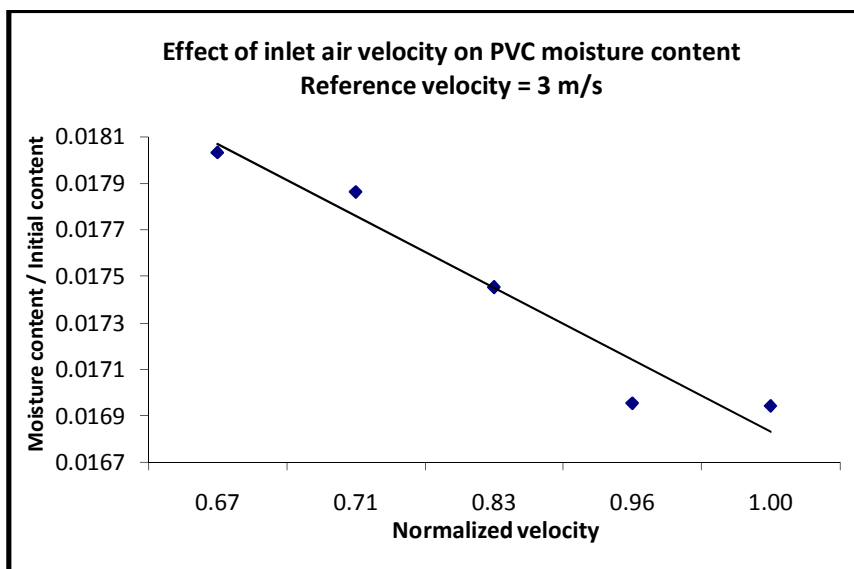
شکل (۳-۲۵) تغییرات رطوبت فاز ثانویه همراه با افزایش دبی هوای ورودی

شکل (۳-۲۶) نشانگر توزیع دمای داخل خشک‌کن می‌باشد، با وجود آن‌که میزان دمای ذرات خروجی تغییر چشم‌گیری نداشته است اما توزیع کلی دما تغییر کرده و حاکی از افزایش دمای بخش تحتانی خشک‌کن می‌باشد.



شکل (۳-۲۶) تغییرات دما همراه با افزایش دبی هوای ورودی

در شکل (۳-۲۷)، میزان تأثیر سرعت هوا بر محتوای ذرات خروجی نشان داده شده است و به خوبی ملاحظه می‌شود که افزایش سرعت جریان هوای ورودی مترادف با کاهش میزان رطوبت در خروجی می‌باشد.



شکل (۳-۲۷) تغییرات رطوبت بر مبنای تغییر سرعت هوای ورودی

۳-۱-۳-۳ افزایش میزان دبی ذرات ورودی

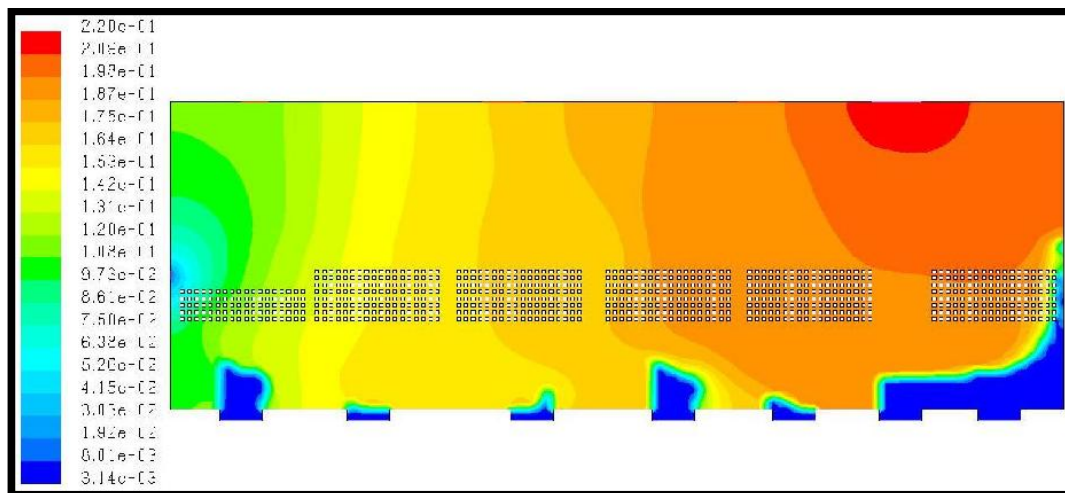
علاوه بر تأثیرات تغییر در میزان دبی هوا، متناسباً در شرایط ورودی هوای ثابت، میزان دبی PVC تغییر نموده است. تغییرات فشار در این شرایط تغییر قابل توجهی نداشته است، زیرا در تأیید پروفایل فشار نقش اصلی را دبی هوای ورودی ایفا می‌کند.

به دلیل افزایش سرعت شناورسازی در شرایط سرعت هوای بیشتر یا دبی بیشتر PVC، عملاً میزان خشک شدن افزایش یافته است. نتایج جدول (۳-۳) نیز بر طبق این مفاهیم می‌باشند. افزایش دبی ذرات سرد ورودی به میزان ۱۵٪، افزایش دمای خشک‌کن را به دنبال داشته است که در اثر این عامل رطوبت نهایی ذرات به میزان ۱۸٪ کاهش یافته است.

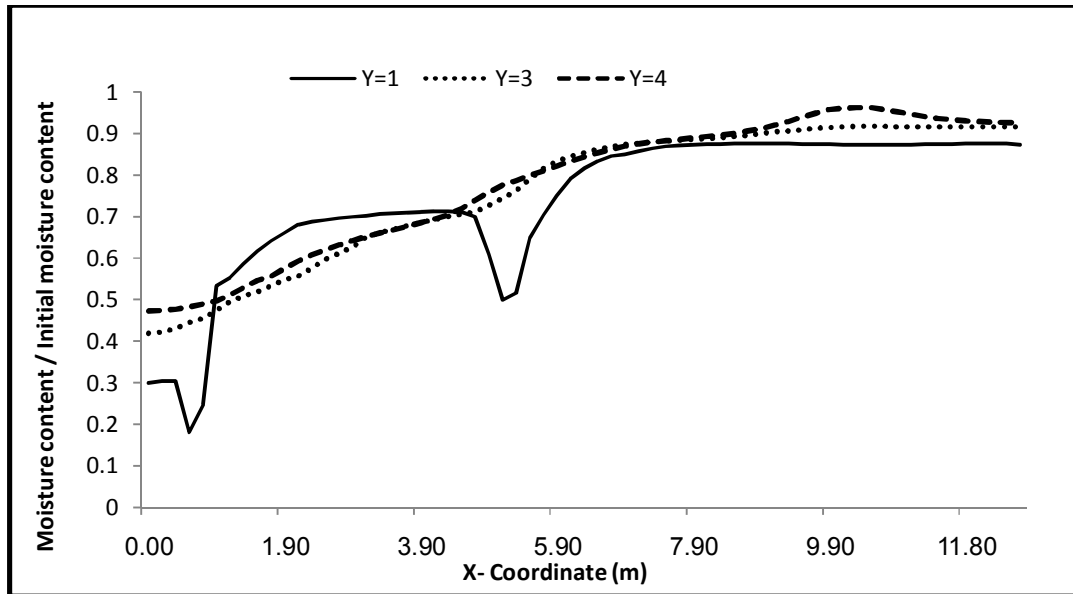
جدول (۳-۳) مقایسه نتایج در حالت افزایش ۱۵٪ دبی ذرات ورودی

پارامتر مورد بررسی	شرایط واحد	شرایط مدل سازی	شرایط مدل سازی با افزایش دبی ذرات
سرعت ورودی PVC	۰/۰۰۸ m/s	۰/۰۰۸ m/s	۰/۰۰۹۲ m/s
کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳۸۴	۰/۰۰۳۱۴
دمای ذرات خروجی	۶۰ درجه سانتیگراد	۸۴ درجه سانتیگراد	۸۵ درجه سانتیگراد

در شکل (۳-۲۸) توزیع رطوبت در طول خشک کن در شرایط افزایش دبی ذرات نشان داده شده است که مشخص کننده صحت موارد فوق الذکر است. در این شرایط نیز رطوبت در طول خشک کن کاهش یافته و در خروجی کمترین میزان رطوبت وجود دارد. همچنین با مشاهده شکل (۳-۲۹) و مقایسه آن با نتایج حاصل از مدل سازی (شکل (۳-۱۷))، مشاهده می شود که افزایش دبی ذرات ورودی باعث کاهش نسبی رطوبت موجود در فاز ثانویه (PVC) گردیده است.



شکل (۳-۲۸) تغییرات رطوبت فاز ثانویه (PVC) همراه با افزایش دبی ذرات ورودی



شکل (۳-۲۹) رفتار طولی رطوبت ثانویه (PVC) با افزایش دبی ذرات ورودی

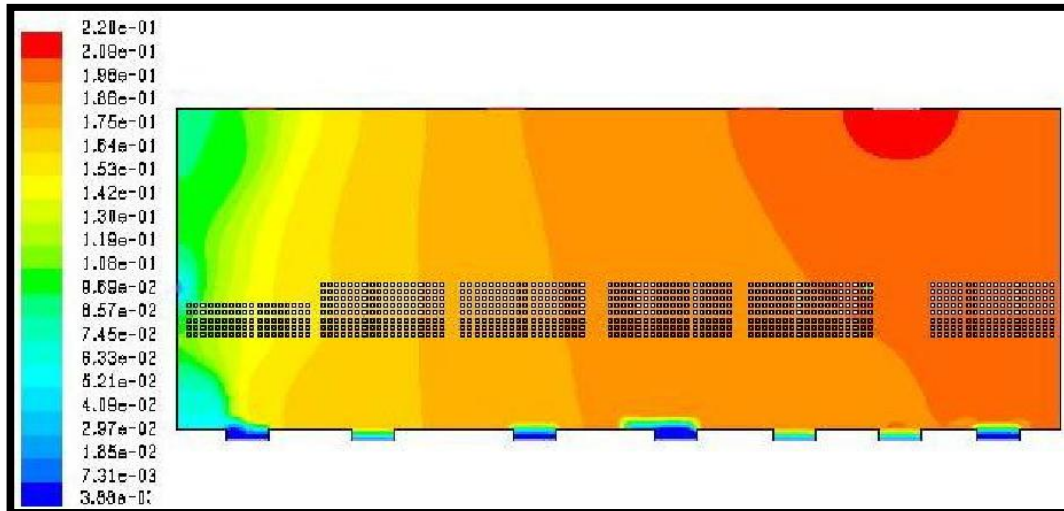
۳-۳-۱-۴ کاهش میزان دبی ذرات ورودی

با کاهش ۱۵ درصدی میزان دبی PVC، زمان ماند کاهش یافته و در نتیجه دما نسبت به حالت کلی بررسی شده کاهش داشته که در اثر این عوامل محتوای رطوبت موجود در شرط مرزی خروجی PVC به میزان ۰.۱٪ افزایش می‌یابد (جدول (۳-۴)).

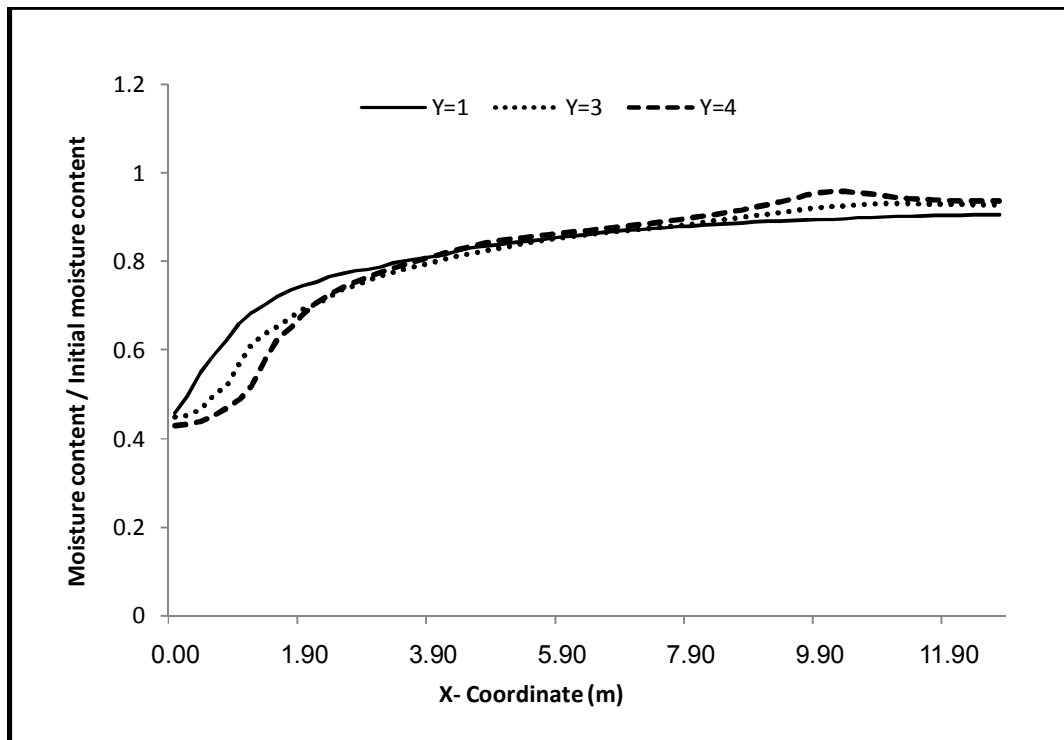
جدول (۳-۴) مقایسه نتایج در حالت کاهش ۱۵٪ دبی ذرات ورودی

پارامتر مورد بررسی	شرایط واحد	شرایط مدل سازی	شرایط مدل سازی با کاهش دبی ذرات
سرعت ورودی PVC	۰/۰۰۸ m/s	۰/۰۰۸ m/s	۰/۰۰۶۸ m/s
کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳۸۴	۰/۰۰۳۸۸
دمای ذرات خروجی	۶۰ درجه سانتیگراد	۸۴ درجه سانتیگراد	۷۸ درجه سانتیگراد

با مقایسه روند تغییر ذرات در اشکال شکل (۳-۳۰) و شکل (۳-۳۱) با اشکال مربوط به مدل سازی اصلی شکل (۳-۱۴) و شکل (۳-۱۷)، افزایش مقدار رطوبت ذرات با کاهش دبی جریان آن اثبات می‌شود.



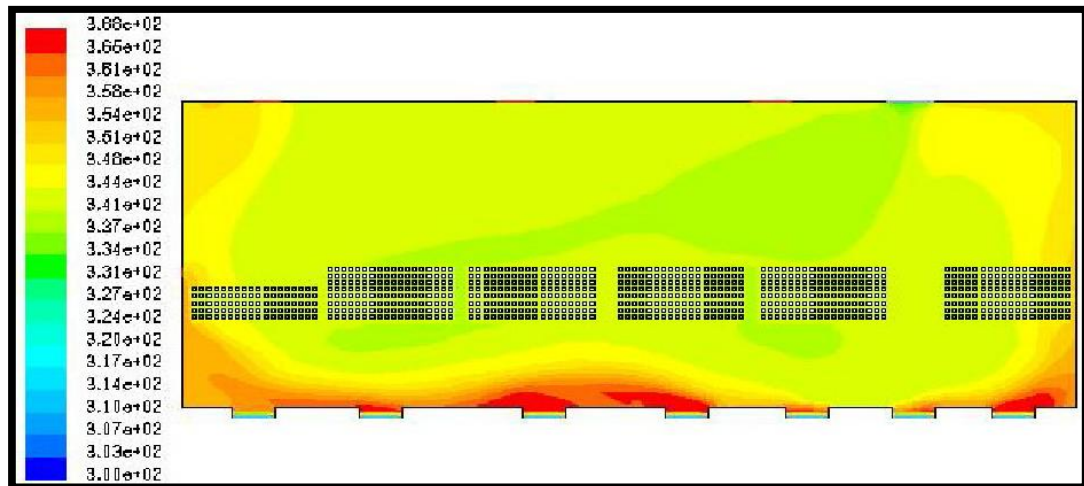
شکل (۳۰-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) با کاهش دبی ذرات ورودی



شکل (۳۱-۳) توزیع افقی رطوبت فاز ثانویه (PVC) با کاهش دبی ذرات ورودی

همان طور که ذکر شد و با توجه به شکل (۳۲-۳)، کاهش دبی PVC سرد ورودی منجر به کاهش

دما در منطقه وسیعی از فضای خشک کن می گردد.



شکل (۳-۳) توزیع دما با کاهش دبی ذرات ورودی

۳-۱-۵ تغییرات تدریجی دبی هوای ورودی

در آخرین حالت، شرایطی مورد بررسی قرار گرفت که هوای ورودی با دبی متفاوت وارد دهانه‌های ورودی خشک‌کن اول FF-401 (به دلیل اصلی بودن نقش عملکرد آن در فرآیند خشک کردن ذرات PVC) گردند با شرایط آن که میزان دبی نسبت به حالت اصلی مدل‌سازی، ثابت بماند.

• کاهش تدریجی دبی هوای ورودی

میزان دبی هوای ورودی در این حالت طبق جدول (۳-۵) می‌باشد. نواحی ذکر شده در شکل

(۲-۴) مشخص شده‌اند.

جدول (۳-۵) دبی هوای ورودی با روند نزولی

سرعت ورودی (m/s)	شرط مرزی
۲/۸	ناحیه اول (FF-401)
۲/۷	ناحیه دوم (FF-401)
۲/۶	ناحیه سوم (FF-401)
۲/۴	ناحیه چهارم (FF-401)
۲/۳	ناحیه پنجم (FF-401)
۲/۲	ناحیه ششم (FF-401)

جدول (۶-۳) مقایسه نتایج در حالت کاهش تدریجی دبی هوای ورودی

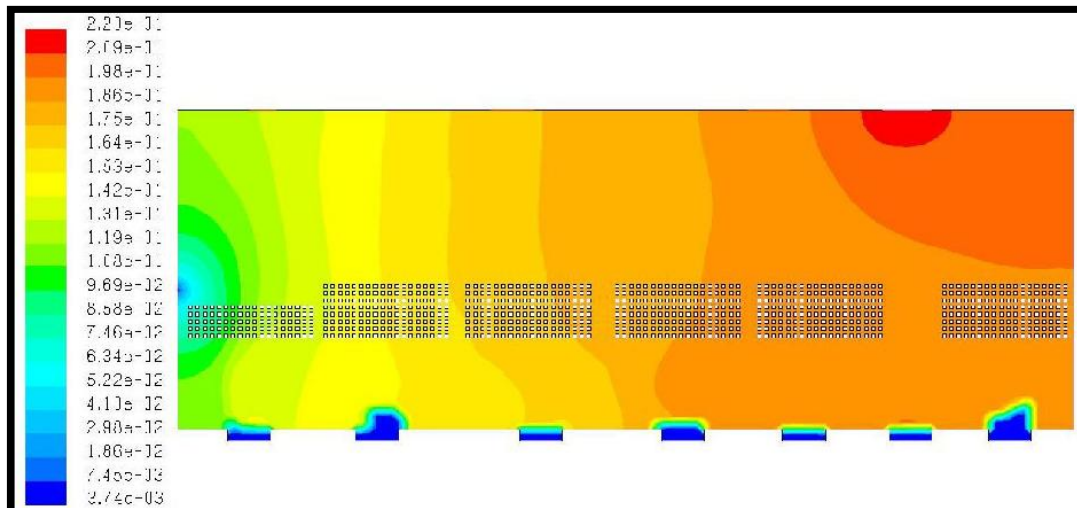
پارامتر مورد بررسی	شرایط واحد	شرایط مدل سازی	شرایط مدل سازی با کاهش تدریجی دبی هوا
سرعت ورودی هوا	۲/۵ m/s	۲/۵ m/s	براساس جدول (۵-۳)
کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳۸۴	۰/۰۰۳۷۴
دمای ذرات خروجی	۶۰ درجه سانتیگراد	۸۴ درجه سانتیگراد	۸۵ درجه سانتیگراد
فشار بدون بعد متوسط افقی	-	۱۱۴	۹۰

نتایج حاصل جدول (۶-۳) نشان می‌دهد که دما نسبت به نتایج مدل‌سازی اولیه افزایش یافته و منجر به کاهش کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی به میزان ۲/۶٪ گردیده‌اند.

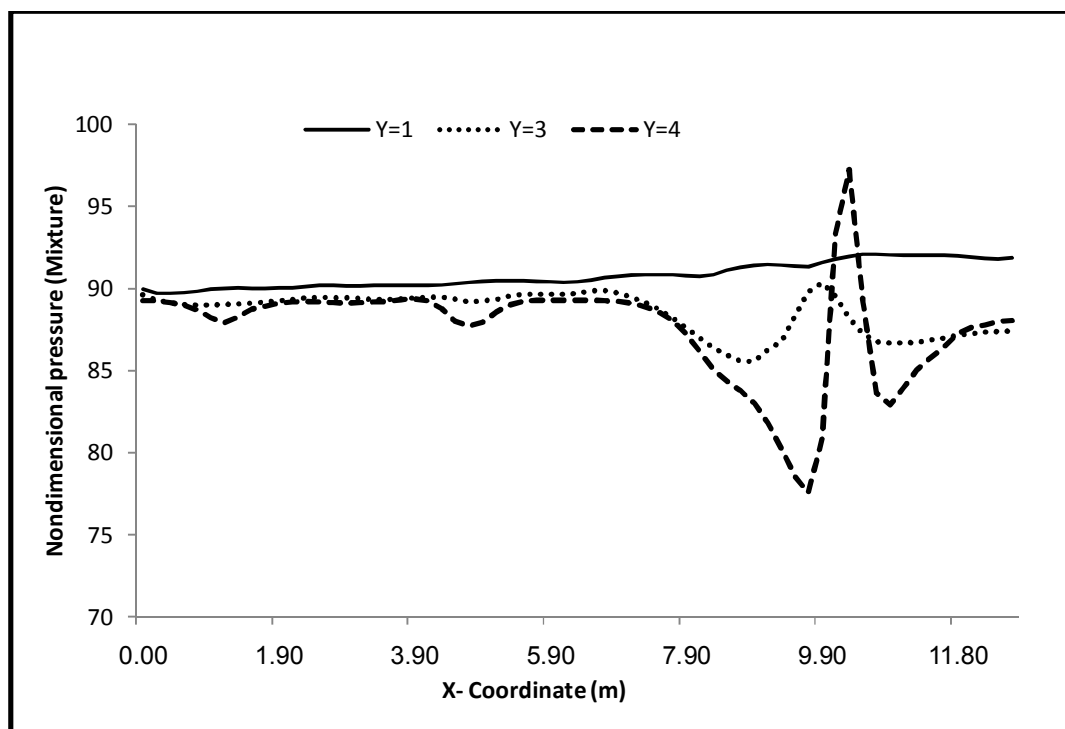
با توجه به شکل (۳۳-۳) کاهش محتوای رطوبت ذرات به گونه‌ای می‌باشد که کاهش رطوبت نسبت به حالت کلی (شکل (۱۴-۳)) از فواصل جلوتری نسبت به ورودی ذرات آغاز شده و لایه‌های ایجاد شده در این شکل کاهش سریع‌تر میزان رطوبت را نمایش می‌دهند.

کاهش تدریجی دبی هوای ورودی با کاهش افت فشار همراه بود، بنابراین میزان افت فشار در مناطق نزدیک به خروجی PVC، کمترین مقدار می‌باشد. شکل (۳۴-۳) بیانگر کاهش حدود ۲۰٪ فشار بدون بعد در نواحی اطراف محل ورودی ذرات می‌باشد که ناشی از افزایش سرعت هوای ورودی و در نتیجه افزایش افت فشار در این نواحی است.

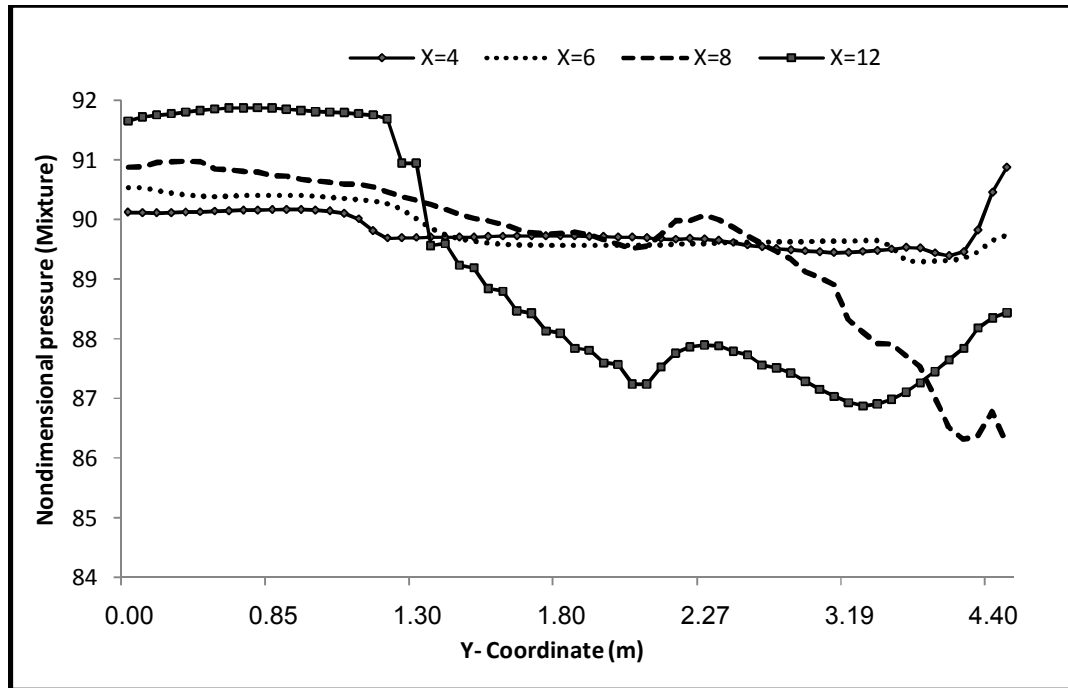
همان‌طور که در شکل (۳۵-۳) نشان داده شده است نمودارهای مربوط به فواصل شش متری از خروجی، تقریباً خطی بوده و از آن پس با افزایش دبی هوا، افت فشار نیز افزایش یافته و کاهش فشار قابل توجهی رخ می‌دهد.



شکل (۳-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) با کاهش تدریجی دبی هوای ورودی



شکل (۳-۴) توزیع فشار افقی با کاهش تدریجی دبی هوای ورودی



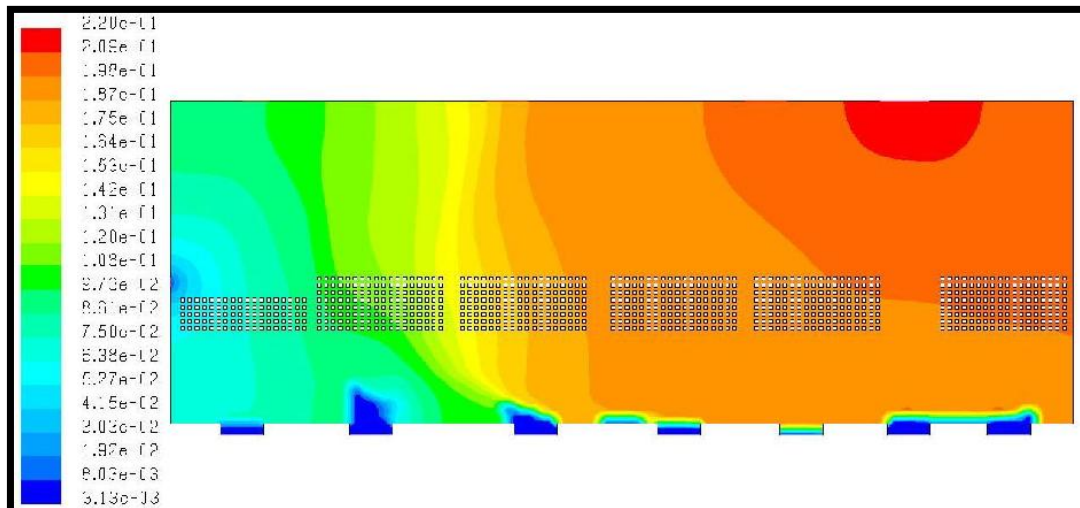
شکل (۳-۳۵) توزیع فشار عمودی با کاهش تدریجی دبی هوای ورودی

• افزایش تدریجی دبی هوای ورودی

میزان دبی هوای ورودی در این حالت طبق جدول (۳-۷) می باشد.

جدول (۳-۷) دبی هوای ورودی با روند صعودی

سرعت ورودی (m/s)	شرط مرزی
۲/۲	ناحیه اول (FF-401)
۲/۳	ناحیه دوم (FF-401)
۲/۴	ناحیه سوم (FF-401)
۲/۶	ناحیه چهارم (FF-401)
۲/۷	ناحیه پنجم (FF-401)
۲/۸	ناحیه ششم (FF-401)

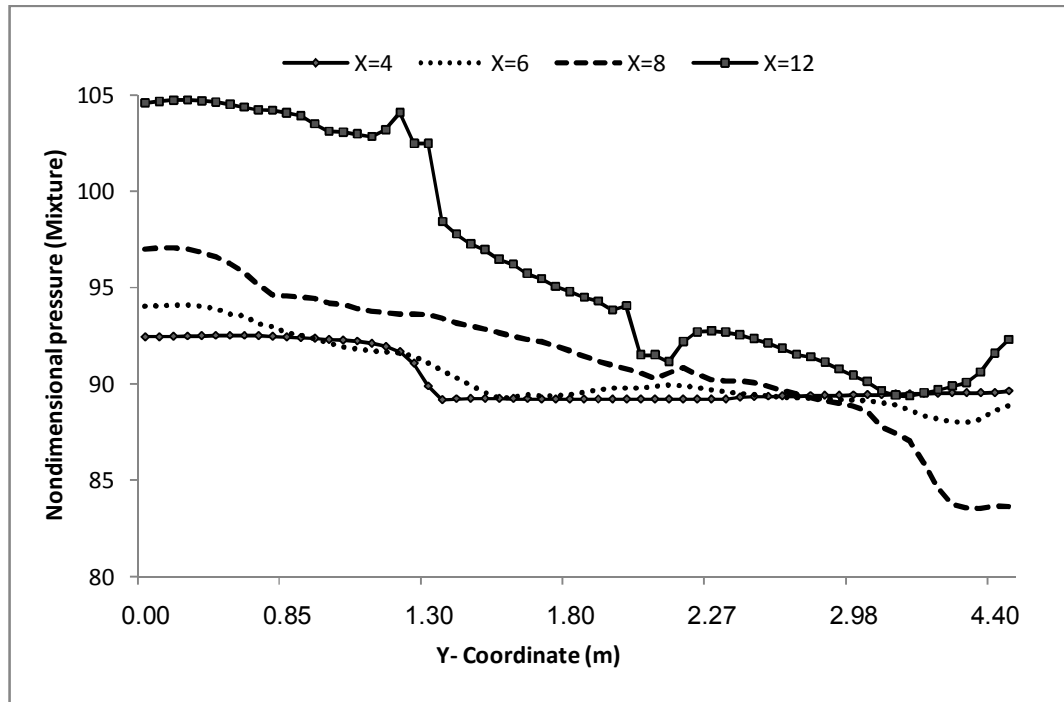


شکل (۳۶-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) با افزایش تدریجی دبی هوای ورودی

در شکل (۳۶-۳) نفوذ شدید رطوبت در فاصله زیادی از محل ورود ذرات نشان داده شده است که حاکی از کم بودن میزان هوای داغ موجود برای اختلاط با ذرات و جذب رطوبت آنها در ابتدای ورود می‌باشد. با این وجود به دلیل افزایش دمای خشک‌کن نسبت به حالت اصلی، میزان رطوبت باقی مانده در ذرات نسبت به حالت کلی با کاهش حدودی ۱۸/۵٪ همراه بوده است که نشانگر عملکرد قوی‌تر خشک‌کن نسبت به دیگر حالات بررسی شده می‌باشد (جدول (۸-۳)). نمودارهای توزیع عمودی (شکل (۳۷-۳)) در این حالت، نشان‌گر افزایش نسبی فشار در نواحی هم‌راستا با محل ورودی ذرات می‌باشد که ناشی از کاهش دبی هوای ورودی و در نتیجه کاهش افت فشار بوده است.

جدول (۸-۳) مقایسه نتایج در حالت افزایش تدریجی دبی هوای ورودی

پارامتر مورد بررسی	شرایط واحد	شرایط مدل‌سازی	شرایط مدل‌سازی با افزایش تدریجی دبی هوا
سرعت ورودی هوا	۲/۵ m/s	۲/۵ m/s	براساس جدول (۷-۳)
کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳۸۴	۰/۰۰۳۱۳
دمای ذرات خروجی	۶۰ درجه سانتیگراد	۸۴ درجه سانتیگراد	۸۸ درجه سانتیگراد



شکل (۳-۳۷) توزیع فشار عمودی با افزایش تدریجی دبی هوای ورودی

۲-۳-۳ تغییر بار حرارتی پانل‌های حرارتی

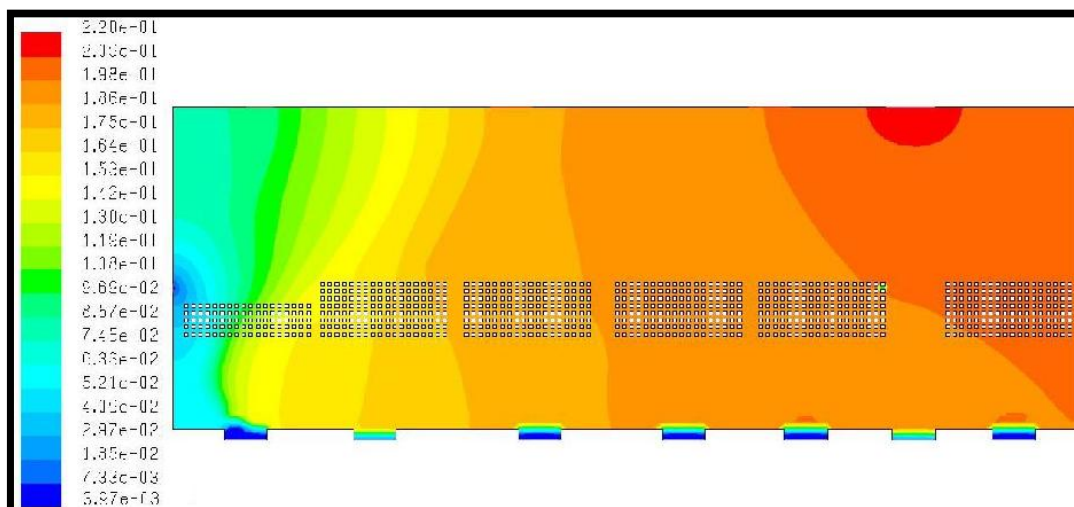
یکی از مؤثرترین عوامل تأمین‌کننده حرارت مورد نیاز برای خشک کردن پودر PVC، پانل‌های حرارتی تعبیه شده در داخل خشک‌کن می‌باشد. ضرورت نصب این مبدل‌ها، تأمین حرارت از دست رفته هوا، ناشی از ورود دوغاب PVC و اختلاط با هوای گرم می‌باشد. بنابراین در این بخش، تعداد و در نتیجه بار حرارتی تأمین شده توسط این مبدل‌ها به عنوان پارامتر مؤثر در فرآیند خشک کردن به اجمال مورد بررسی قرار گرفته است.

در اینجا سه مبدل موجود در منطقه ورود PVC روشن و در شرایط یکسان با حالت کلی بررسی شده در حال فعالیت خارج گردیده‌اند. در اثر این عمل دمای محفظه خشک‌کن کاهش یافته و میزان کسر جرمی رطوبت ذرات PVC خروجی ۳/۴٪ افزایش می‌یابد (جدول (۳-۹) که این موضوع مؤید نقش مؤثر مبدل‌ها در گرم نگه داشتن هوای داغ ورودی می‌باشد.

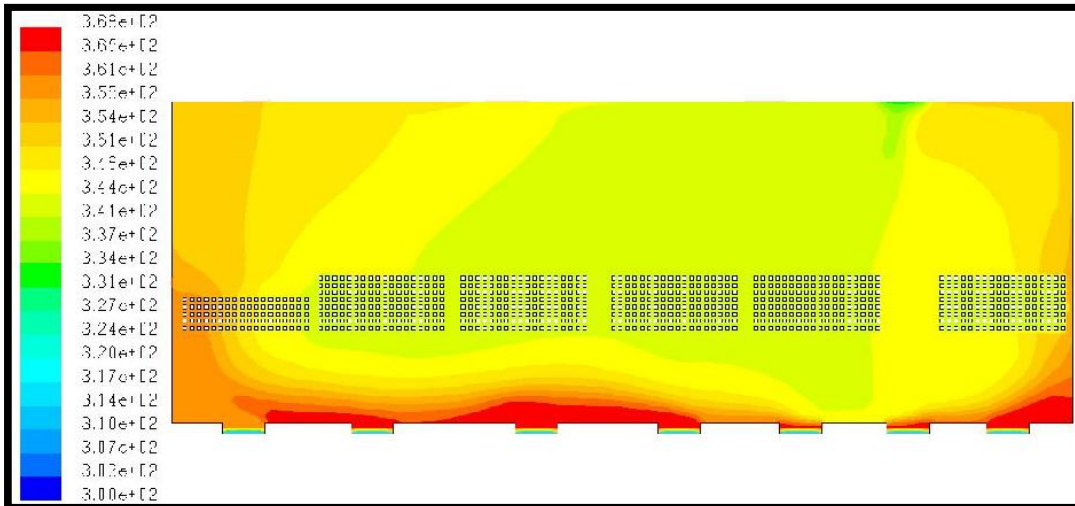
همانطور که در شکل (۳۸-۳) نشان داده شده است، نواحی مرطوبتر داخل خشک کن نسبت به حالت کلی بررسی شده (شکل (۳۹-۳))، گسترش بیشتری یافته و به طبع آن دمای داخل محفظه (شکل (۳۹-۳)) نیز کمتر می باشد. برای وضوح بیشتر نمودار تغییرات طولی و ارتفاعی محتوای رطوبت فاز ثانویه (PVC) در شکل (۴۰-۳) و شکل (۴۱-۳) ارائه شده است.

جدول (۹-۳) مقایسه نتایج در حالت تغییر بار حرارتی پانل های حرارتی

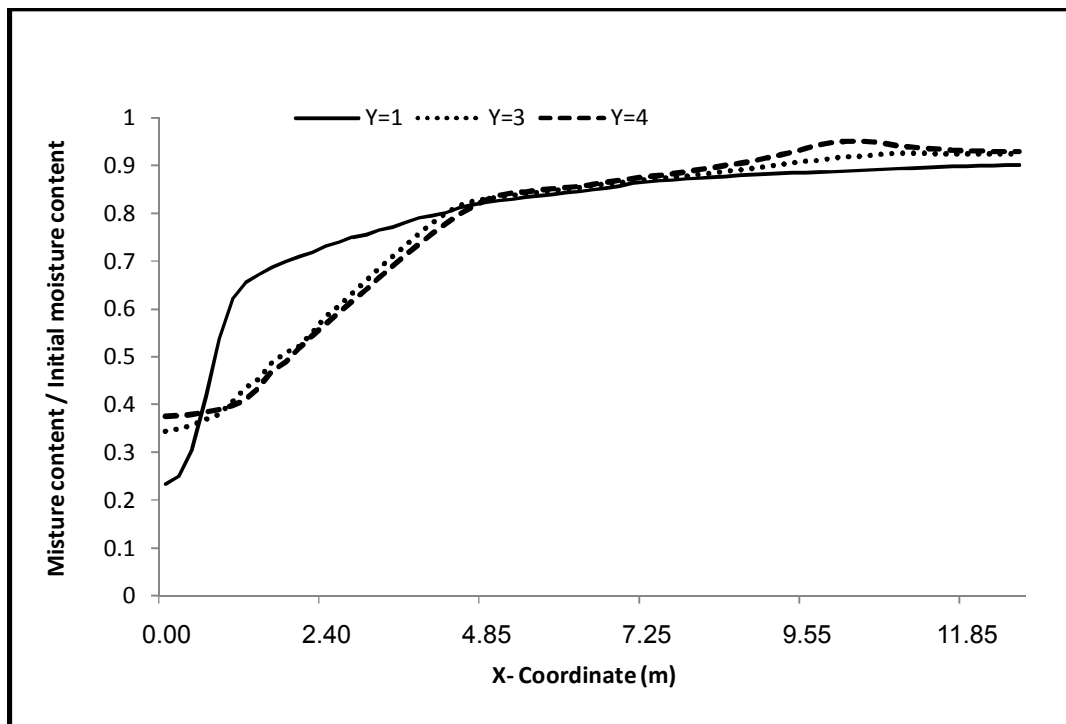
پارامتر مورد بررسی	شرایط واحد	شرایط مدل سازی	شرایط مدل سازی با تغییر بار حرارتی پانل ها
تعداد مبدل های در حال کار	شش مبدل	شش مبدل	سه مبدل
کسر جرمی رطوبت ذرات خروجی	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳۸۴	۰/۰۰۳۹۷
دمای ذرات خروجی	۶۰ درجه سانتیگراد	۸۴ درجه سانتیگراد	۸۱ درجه سانتیگراد



شکل (۳۸-۳) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) در حالت روشن بودن سه مبدل

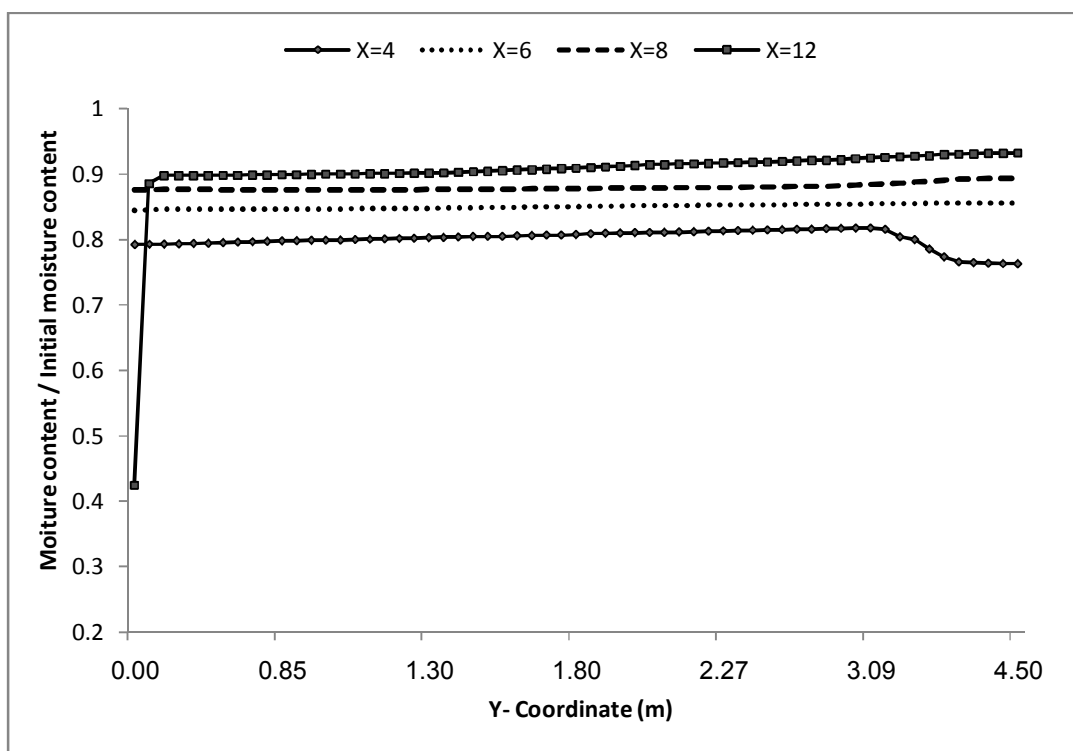


شکل (۳-۳۹) توزیع دما در حالت روشن بودن سه مبدل



شکل (۳-۴۰) توزیع طولی رطوبت فاز ثانویه (PVC) در حالت روشن بودن سه مبدل

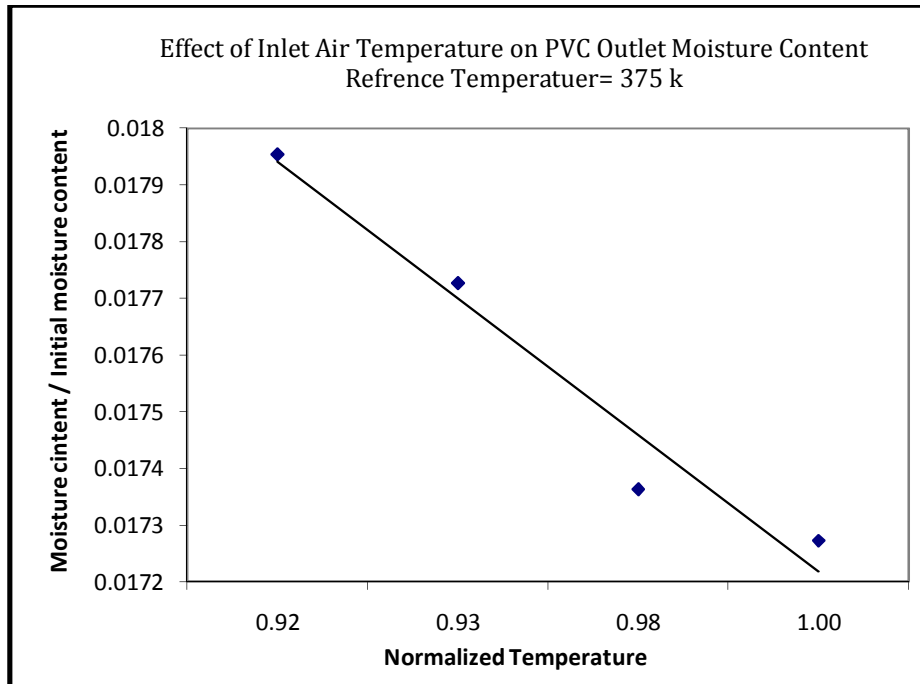
شکل (۳-۴۰) در نمودارهای تا ارتفاع سه متر در انتهای خشک کن نسبت به حالت کلی (شکل (۳-۱۷)، رطوبت بیشتری را نشان می‌دهد ضمن آن که نمودار رفتار عرضی رطوبت (شکل (۳-۴۱) نیز بیانگر افزایش حدود ۱۵-۱۰٪ رطوبت در فواصل مختلف می‌باشد.



شکل (۳-۴۱) توزیع عرضی رطوبت فاز ثانویه در حالت روشن بودن سه مبدل

۳-۳-۳ تغییر دمای هوای ورودی

اثر تغییرات دمای هوای ورودی بر رطوبت خروجی PVC در شکل (۳-۴۲) نشان داده شده است. بر اساس این شکل، افزایش دمای هوای ورودی باعث کاهش میزان رطوبت باقی مانده در ذرات می‌گردد. لیکن این افزایش باید براساس خواص فیزیکی ذرات PVC باشد. یکی از دلایل مؤثر در ایجاد ذرات سیاه در خروجی خشک‌کن افزایش دما بیش از حد مجاز می‌باشد.



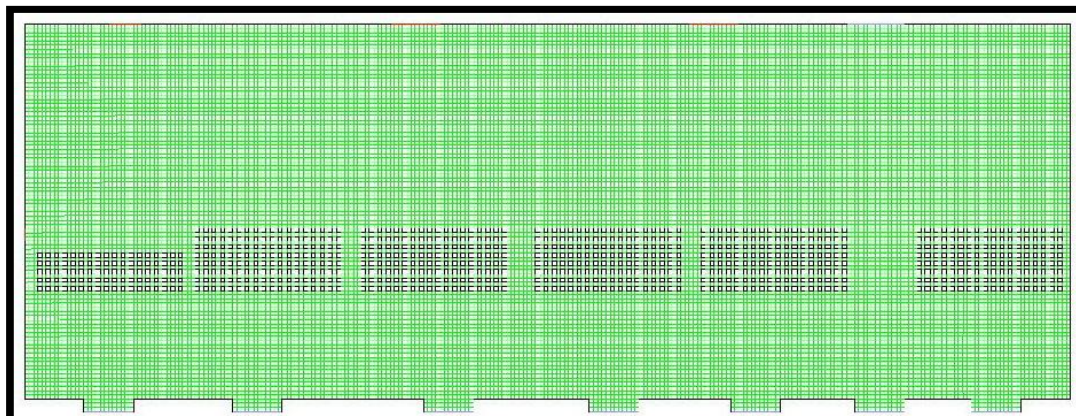
شکل (۳-۴) تغییرات رطوبت بر مبنای تغییر درجه حرارت هوا

۳-۴ استقلال حل از شبکه بندی

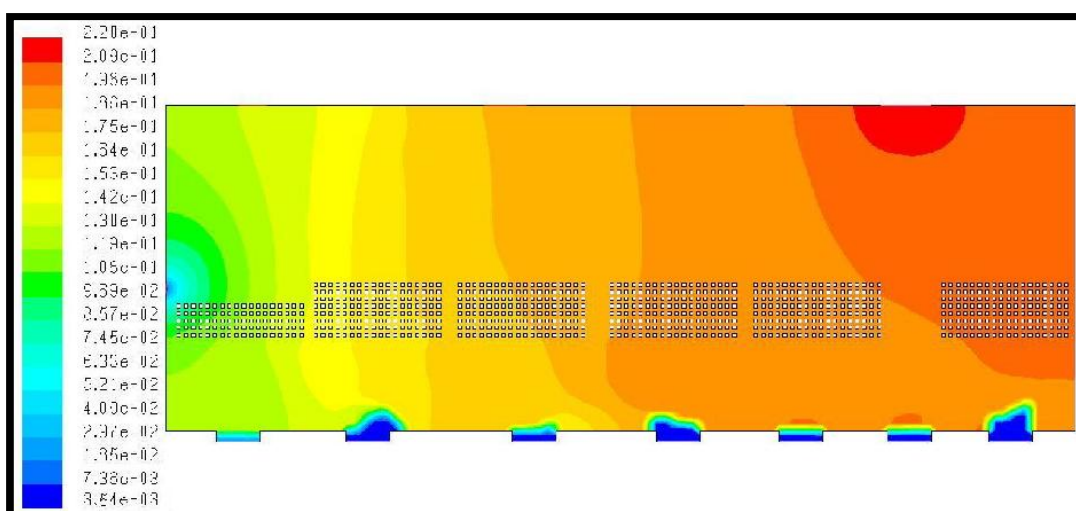
از آنجا که در تحلیل میدان جریان وابستگی به شبکه محاسباتی باید ارزیابی گردد لذا مطالعه حاضر با شبکه بندی ریز و درشت بررسی گردید که نتیجه آن مشخص کننده استفاده از حداقل اندازه شبکه 100×100 بوده است. بدیهی است با افزایش تعداد شبکه روند دقت محاسباتی افزایش یافته و در عین حال همراه با افزایش زمان تحلیل می باشد و در تعداد بالای نقاط مسأله، سخت شدن ماتریس حل نیز مطرح است.

جدول (۳-۱۰) مستقل بودن پاسخ از تعداد مش

تعداد مش	نوع مش	کسر جرمی رطوبت خروجی
100×100	مربعی - مثلثی	۰/۰۰۳۸۴
150×150	مربعی - مثلثی	۰/۰۰۳۸۵
50×50	مربعی	۰/۰۰۳۵۴



شکل (۳-۴۳) شبکه‌بندی هندسه خشک کن (۵۰*۵۰)



شکل (۳-۴۴) توزیع رطوبت فاز ثانویه (PVC) در حالت شبکه‌بندی ریز

بررسی فرآیند خشک کردن، توأم با کاهش رطوبت از ورودی تا خروجی است. نتایج فعلی کارکرد مجموعه مشخص کننده دستیابی به ۰/۲٪ رطوبت در خروجی است. به منظور بررسی میزان اثر شبکه‌بندی بر روی میزان رطوبت خروجی و نیز دقت محاسبات در شبکه‌بندی ریز با مش‌بندی ۵۰×۵۰ (شکل (۳-۴۳))، نتایج مشخص کننده خروجی رطوبت برابر ۰/۳۵۴٪ می‌باشد. شکل (۳-۴۴) میزان خطای حاصل در این حالت به میزان کل خشک شدن برابر با ۱/۶۱٪ است. در عین حال نتیجه بیانگر میزان دقت شبیه‌سازی خشک‌کن و دستیابی به خطای قابل قبول متناسب با تعداد گره مورد استفاده می‌باشد.

۳-۵ اعتبارسنجی نتایج

به منظور تأیید نتایج بدست آمده، از نمودار باقیمانده در طول حل مسأله مدد جستته شده است. حل زمانی که باقیمانده‌های مقیاس‌گذاری شده برای همه متغیرها کمتر از 1×10^{-3} بود، همگرا شده تلقی می‌شود. حداکثر تعداد حدس و خطا برای هر گام زمانی برابر ۲۰ تعیین شده است. گام زمانی شبیه‌سازی ناپایدار ۰/۱ ثانیه تعیین گردیده است. نتایج بیانگر آن است که فرآیند خشک کردن به شکل قابل قبولی با کاهش مقادیر باقیمانده خطا همراه بوده و به حد قابل قبولی (پنج تا شش مرتبه کاهش خطا) رسیده است. دقت عمومی نیز به حد مناسبی (کمتر از 1×10^{-3}) رسیده است.

همان‌طور که در موارد مختلفی در این فصل ذکر گردید، مقدار رطوبت در ذرات خروجی طبق شبیه‌سازی انجام شده برابر ۰/۰۳۸۴ بوده است، بدین ترتیب میزان رطوبت بازبایی شده از ذرات برابر ۰/۲۱۶ می‌باشد که این کمیت در واحد موجود برابر ۰/۲۱۸ است. بنابراین میزان خطای محاسبه شده برابر ۰/۸۴۴٪ می‌شود.

فصل چهارم
آنالیز انرژی و انرژی

فرآیند خشک کردن شامل انتقال توأم حرارت و جرم می‌باشد؛ پس نیاز به صرف انرژی زیادی است. خشک کردن سهم قابل توجهی از کل انرژی مورد نیاز در فرآیند تولید را (تقریباً ۱۲٪) مصرف می‌کند [۳۶]. با توجه به قیمت سوخت و ارزش گرمایی آن، توجه به نرخ انرژی مصرفی در انواع فرآیندهای خشک کردن، بسیار مهم و حیاتی می‌باشد. برای دستیابی به شرایط بهینه در فرآیند خشک کردن، بسیار مهم است که شرایط عملیاتی و ماده‌ای که قرار است خشک شود به درستی بررسی شوند. بدیهی است که شرایط عملیاتی که شامل سرعت هوا، دمای هوای ورودی، دمای هوای خروجی، دمای محصول، دبی جرمی ورودی هوا، دبی جرمی ورودی محصول، نقطه شروع و نقطه پایان عملیات می‌باشد، روی کیفیت محصول خشک شده تأثیر خواهند گذاشت [۳۷].

مهم‌ترین مسأله در یک فرآیند خشک کردن تأمین گرمای تبخیر جهت تبخیر رطوبت موجود در ماده می‌باشد. در واقع انرژی که برای خشک کردن ذرات استفاده می‌شود، بسیار قابل ملاحظه است و می‌تواند به عنوان عنصر کاهش‌دهنده هزینه در نظر گرفته شود. با شناسایی شرایط عملیاتی و با تجزیه و تحلیل بازده انرژی و انرژی و انرژی می‌توان مصرف بهینه انرژی را بررسی کرد. در صنعت خشک کردن، هدف آن است که با صرف کمترین انرژی، بیشترین مقدار رطوبت زدایی برای رسیدن به رطوبت مطلوب حاصل شود [۳۸].

۲-۴ مروری بر کارهای گذشته

تحقیقات ترمودینامیکی در مورد خشک‌کن‌های بستر سیال صنعتی بسیار اندک می‌باشد و اکثریت این تحقیقات در مورد محصولات کشاورزی است که در زیر به چند مورد آن اشاره شده است.

سیهرول و همکاران به تحلیل ترمودینامیکی، انرژی و ارائه مدل‌های مربوط به آن پرداخته‌اند. آن‌ها به تحلیل انرژی و انرژی محصول مرطوب (گندم و غلات) پرداختند و اثر مؤثر پارامترهای دما، سرعت هوای ورودی و رطوبت محصول را بررسی کردند. نتایج نشان می‌دهد که افزایش سرعت هوای

ورودی سبب کاهش بازده اگزرژی و انرژی، افزایش دمای هوای ورودی باعث کاهش بازده اگزرژی و افزایش بازده انرژی و افزایش محتوی رطوبت اولیه سبب افزایش بازده انرژی و اگزرژی می‌گردد [۳۷].

دینسر و ساهین مدل جدید ترمودینامیکی برای پروسه خشک کردن پیشنهاد کردند. آن‌ها کارهای محققین قبلی را تکمیل کرده و تا جایی که ممکن بود مدل خود را به داده‌های واقعی نزدیک کرده و ادعا کردند که مدل آن‌ها می‌تواند به صورت کاربردی در مدل‌سازی خشک‌کن‌ها مفید باشد [۳۹].

آکپینار انرژی و اگزرژی برای خشک شدن ورقه‌های فلفل قرمز را در یک خشک‌کن آزمایشگاهی مورد مطالعه قرارداد. او گزارش کرد که با افزایش دما مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی افزایش پیدا می‌کند در حالی که با گذشت زمان مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی کاهش پیدا می‌کند. تلفات اگزرژی با افزایش دما افزایش پیدا می‌کند ولی بازده اگزرژی روند خاصی نداشت [۴۰].

آکپینار و همکاران قانون اول و دوم ترمودینامیک برای خشک شدن ورقه‌های کدو تنبل در خشک‌کن چرخشی با دو سینی مورد مطالعه قرار دادند. نتایج آن‌ها نشان داد که مصرف انرژی در سینی اول خیلی بیشتر از سینی دوم می‌باشد [۳۸].

کورزو و همکاران انرژی و اگزرژی خشک شدن لایه نازک ورقه‌های کوربا در خشک‌کن سبدهی را انجام دادند. آن‌ها در سه سطح دمای ۷۱، ۸۲، ۹۳ درجه سانتیگراد و سه سطح سرعت ۰/۸۲، ۱ و ۱/۱۸ متر بر ثانیه آزمایش انجام دادند. آن‌ها نتایج خود را این چنین گزارش کردند که افزایش دما مصرف انرژی را بیشتر می‌کند. افزایش سرعت هوا در دو سطح دمای ۸۲ و ۹۳ درجه سانتیگراد روی مصرف انرژی معنی‌دار بوده در حالی که در دمای ۷۱ درجه سانتیگراد دما اثر معنی‌داری روی مصرف انرژی ندارد. آن‌ها گزارش کردند که نسبت مصرف انرژی به طور معنی‌داری از دما تأثیر می‌پذیرد در حالی که اثر سرعت روی مصرف انرژی معنی‌دار نبود. تلفات اگزرژی و بازده اگزرژی با افزایش دما و افزایش سرعت هوا، افزایش پیدا می‌کند [۴۱].

آغباشلو و همکاران به تحلیل انرژی و انرژی سبب زمینی در خشک‌کن نیمه صنعتی لایه نازک مداوم پرداخته‌اند. نتایج این تحقیق نشان می‌دهد که با افزایش نرخ تغذیه، مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی، تلفات انرژی و بازده انرژی افزایش یافته و همچنین افزایش سرعت هوای ورودی سبب افزایش مصرف انرژی، تلفات انرژی و بازدهی انرژی و کاهش نسبت مصرف انرژی شده و افزایش دما نیز منجر به افزایش مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی و تلفات انرژی و کاهش بازده انرژی گردیده است [۴۲].

نازقلیچی و همکاران به تحلیل انرژی و انرژی خشک شدن هویج در خشک‌کن بستر سیال پرداخته و پارامترهای همچون اندازه ذرات، ضخامت و سرعت را بررسی کردند. نتایج نشان داد که با افزایش سرعت جریان هوا، ضخامت بستر و کاهش اندازه ذرات، مصرف انرژی افزایش و با افزایش دما و کاهش اندازه ذرات وقتی که ضخامت بستر افزایش می‌یابد بازده انرژی زیاد می‌شود [۴۳].

ورطه‌پور و همکاران به منظور کاهش مصرف انرژی از ترکیب خشک‌کن‌های بستر ثابت و بستر سیال استفاده نموده و نتایج بیانگر این است که روند مصرف تغییرات انرژی مستقل از نوع روش خشک کردن می‌باشد [۴۴].

۳-۴ اهداف فصل

با توجه به قیمت انرژی، در دسترس بودن سوخت و تأثیر آن روی محیط، بازده انرژی و انرژی ابزار مهمی در فرآیند خشک کردن می‌باشد. هدف از این مطالعه بررسی انرژی و انرژی به عنوان عوامل ترمودینامیکی مؤثر در فرایند، جهت ارائه یک مدل ترمودینامیکی در خشک‌کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام و تخمین عواملی که بیشترین تأثیر را روی بهبود فرایند خشک کردن دارند می‌باشد. لازم به ذکر است که تحقیقات در مورد آنالیز انرژی خشک‌کن‌های بستر سیال بسیار اندک است و برای خشک کردن رطوبت محصول فقط از جریان هوای گرم استفاده نموده‌اند ولی خشک‌کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام علاوه بر هوای گرم از آب گرمی که توسط مبدل‌ها به بستر خشک‌کن

وارد می‌شوند برای خشک کردن رطوبت محصول بهره می‌گیرند. همچنین نرم‌افزار مورد استفاده جهت آنالیز انرژی و انرژی خشک‌کن، نرم‌افزار EES، که یک نرم‌افزار ترمودینامیکی- انتقال حرارتی است، استفاده شده است.

۴-۴ قانون اول و دوم ترمودینامیک

قانون اول ترمودینامیک، انرژی‌های مختلف را از لحاظ کمی ارزیابی می‌کند. لذا قانون اول فقط می‌تواند در مورد انرژی استفاده شده یا نشده قضاوت کند و هیچ اطلاعاتی در مورد قابلیت هوای ورودی یا خروجی که می‌تواند منجر به تغییر شود نمی‌دهد. قانون دوم ترمودینامیک بیان می‌کند که یک فرآیند در یک مسیر مشخص در جهت کاهش کیفیت انرژی انجام می‌شود و در مسیر برعکس بدون انجام کار ممکن نیست. در این صورت، این قانون جهت و کیفیت انرژی را بیان می‌کند. انرژی نتیجه‌ای است که از قانون دوم به دست می‌آید. تحلیل ترمودینامیک، به خصوص تحلیل انرژی، به عنوان یک ابزار لازم برای طراحی، تحلیل و بهینه‌سازی سیستم‌های گرمایی ظاهر شده است.

انرژی شکلی از انرژی است که منجر به تغییر در سیستم شود. تحلیل انرژی، انرژی در دسترس در نقاط مختلف سیستم را ارزیابی می‌کند و اطلاعات مفیدی را در انتخاب اجزا و عملکرد سیستم‌ها مهیا می‌کند. این اطلاعات در تعیین قیمت محصول و فرآوری، حفظ انرژی، تطبیق‌پذیری سوخت و آلودگی بسیار مؤثر می‌باشند. روش قدیمی برای تحلیل سیستم‌های حرارتی براساس قانون اول ترمودینامیک بوده است. در این روش از توازن انرژی جهت تحلیل انتقال حرارت بین سیستم و محیط استفاده شده است. در کل، توازن انرژی هیچ اطلاعاتی در مورد کیفیت انرژی‌های عبورکننده از مرزهای سیستم و تلفات انرژی در داخل سیستم نمی‌دهد. بر این اساس مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی، اتلاف انرژی و بازده انرژی به صورت زیر تعریف می‌شود [۴۵]:

۱- مصرف انرژی: مقدار انرژی ورودی به سیستم است که صرف خشک شدن مواد می‌شود؛

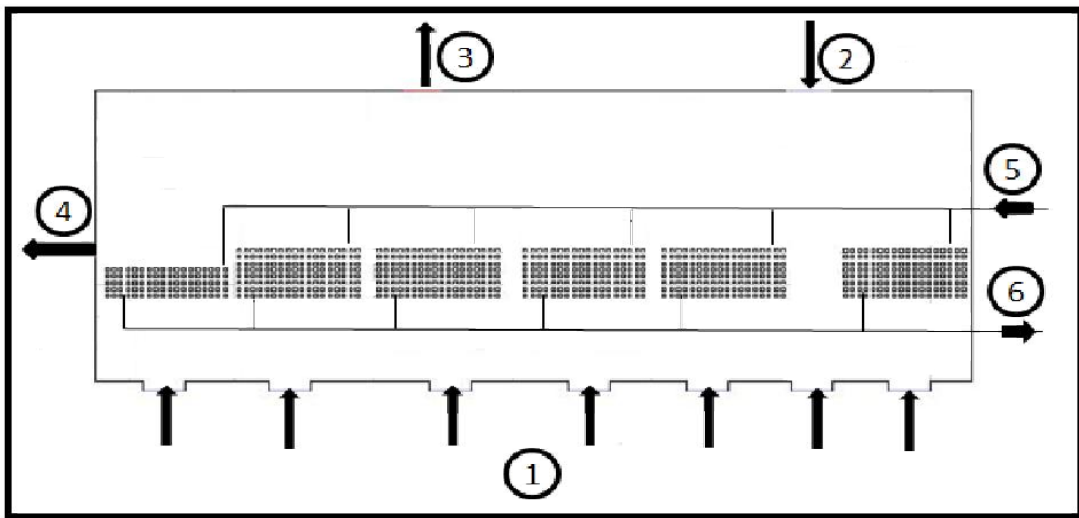
۲- نسبت مصرف انرژی: نسبت مصرف انرژی، بر انرژی ورودی به سیستم؛

- ۳- اتلاف انرژی: مقدار انرژی است که برای خشک شدن مواد درون سیستم تخریب می‌شود؛
 ۴- بازده انرژی: نسبت انرژی خروجی به انرژی ورودی به سیستم می‌باشد.

۵-۴ آنالیز انرژی و انرژی خشک‌کن

سیستم خشک‌کن با شرایط ورودی و خروجی در شکل (۱-۴) با شش فعل و انفعال عمده نشان

داده شده است:



شکل (۱-۴) شماتیک فرآیند خشک‌کن با شرایط ورودی و خروجی

- ۱- هوای خشک ورودی به محفظه خشک‌کن برای خشک کردن محصولات؛
- ۲- محصول تر ورودی به محفظه خشک‌کن؛
- ۳- هوای مرطوب خروجی که حاوی رطوبت تبخیر شده محصول ورودی می‌باشد؛
- ۴- خروجی محصول که رطوبت آن کاسته شده است؛
- ۵- آب گرم ورودی به مبدل‌ها؛
- ۶- آب گرم خروجی از مبدل‌ها.

۱-۵-۴ موازنه

اگر سیستم بالا را یک حجم کنترل در نظر بگیریم موازنه جرم، انرژی و انرژی به شرح زیر است:

۴-۵-۱- موازنه جرمی

موازنه جرم برای چهار جریان محصول، هوای خشک، آب گرم مبدل‌ها و آب همراه با هوا و محصول به شرح زیر می‌باشد [۴۶]:

$$\text{Product: } (\dot{m}_p)_2 = (\dot{m}_p)_4 = \dot{m}_p \quad (۱-۴)$$

$$\text{Air: } (\dot{m}_a)_1 = (\dot{m}_a)_3 = \dot{m}_a \quad (۲-۴)$$

$$\text{HX: } (\dot{m}_{hx})_5 = (\dot{m}_{hx})_6 = \dot{m}_{hx} \quad (۳-۴)$$

$$\text{Water: } \omega_1 \dot{m}_a + (\dot{m}_w)_2 = \omega_3 \dot{m}_3 + (\dot{m}_w)_4 \quad (۴-۴)$$

$$\omega = \frac{m_v}{m_a} \quad (۵-۴)$$

$$\omega = 0.622 \frac{\phi P_g}{P - \phi P_g} \quad (۶-۴)$$

در معادلات بالا \dot{m}_p دبی جرمی محصول خشک، \dot{m}_a دبی جرمی هوای خشک، \dot{m}_{hx} دبی جرمی مبدل‌ها و ω نسبت رطوبت می‌باشد. نسبت رطوبت (بخار آب به هوای خشک) از طریق معادله (۵-۴) به دست می‌آید. در معادله (۶-۴)، ϕ رطوبت نسبی، P فشار کل و P_g فشار اشباع می‌باشد. رطوبت نسبی نسبت مقدار رطوبت نگهداری شده به حداکثر مقدار رطوبتی که می‌توان نگه داشت تعریف می‌شود.

۴-۵-۲- موازنه انرژی

جهت جلوگیری از تلف شدن حرارت از محفظه خشک‌کن دیواره محفظه خشک‌کن عایق‌کاری شده است. بنابراین تلفات حرارتی از محفظه خشک‌کن صفر می‌باشد. با شرایط ورودی و خروجی به سیستم، موازنه انرژی به شرح زیر می‌باشد [۴۶]:

$$\dot{m}_a h_1 + \dot{m}_p (h_p)_2 + (\dot{m}_w)_2 (h_w)_2 + \dot{Q}_{hx} = \dot{m}_a h_3 + \dot{m}_p (h_p)_4 + (\dot{m}_w)_4 (h_w)_4 \quad (۷-۴)$$

\dot{Q}_{hx} از طریق معادله (۸-۴) به دست می‌آید:

$$\dot{Q}_{hx} = \dot{m}_{hx} (h_5 - h_6) \quad (۸-۴)$$

آنتالپی هوای ورودی و خروجی برابر است با آنتالپی هوای خشک بعلاوه آنتالپی بخار آب. معادله (۹-۴) و (۱۰-۴) توسط محققین زیادی جهت محاسبه آنتالپی هوا استفاده شده است ([۳۸]، [۴۱] و [۴۶])

$$h_1 = (h_a)_1 + \omega_1 (h_v)_1 = (h_a)_1 + \omega_1 (h_g)_1 \quad (۹-۴)$$

$$h_3 = (h_a)_3 + \omega_3 (h_v)_3 \quad (۱۰-۴)۴$$

h_1 و h_3 را نیز می‌توان از نمودار سایکرومتریک بدست آورد.

۳-۱-۵-۴ موازنه انرژی

موازنه انرژی را می‌توان شبیه بالانس انرژی به شرح زیر نوشت [۴۶]:

$$\dot{m}_a ex_1 + \dot{m}_p (ex_p)_2 + (\dot{m}_w)_2 (ex_w)_2 + \dot{E}x_{hx} = \dot{m}_a ex_3 + \dot{m}_p (ex_p)_4 + (\dot{m}_w)_4 (ex_w)_4 + \dot{E}x_d \quad (۱۱-۴)$$

انرژی مخصوص هوای ورودی را می‌توان به شرح:

$$ex_1 = \left[(c_p)_a + \omega_1 (c_p)_v \right] (T_1 - T_0) - T_0 \left\{ (c_p)_a + \omega_1 (c_p)_v \ln \left(\frac{T_1}{T_0} \right) - (R_a + \omega_1 R_v) \ln \left(\frac{P_1}{P_0} \right) \right\} \\ + T_0 \left\{ (R_a + \omega_1 R_v) \ln \left(\frac{1 + 1.6078 \omega^0}{1 + 1.6078 \omega_1} \right) + 1.6078 \omega_1 R_a \ln \left(\frac{\omega_1}{\omega^0} \right) \right\} \quad (۱۲-۴)$$

انرژی مخصوص هوای خروجی به شرح:

$$ex_3 = \left[(c_p)_a + \omega_3 (c_p)_v \right] (T_3 - T_0) - T_0 \left\{ (c_p)_a + \omega_3 (c_p)_v \operatorname{Ln} \left(\frac{T_3}{T_0} \right) - (R_a + \omega_3 R_v) \operatorname{Ln} \left(\frac{P_3}{P_0} \right) \right\} \\ + T_0 \left\{ (R_a + \omega_3 R_v) \operatorname{Ln} \left(\frac{1 + 1.6078 \omega^0}{1 + 1.6078 \omega_3} \right) + 1.6078 \omega_3 R_a \operatorname{Ln} \left(\frac{\omega_3}{\omega^0} \right) \right\} \quad (13-4)$$

اگرژی مخصوص برای محصولات به صورت:

$$ex_p = \left[h_p(T, P) - h_p(T_0, P_0) \right] - T_0 \left[s_p(T, P) - s_p(T_0, P_0) \right] \quad (14-4)$$

اگرژی مخصوص برای مبدل‌ها به صورت:

$$ex_{hx} = \left[h_{hx}(T, P) - h_{hx}(T_0, P_0) \right] - T_0 \left[s_{hx}(T, P) - s_{hx}(T_0, P_0) \right] \quad (15-4)$$

اگرژی مخصوص با محتوای آب:

$$ex_w = \left[h_f(T) - h_g(T_0) \right] + v_f \left[P - P_g(T) \right] - T_0 \left[s_f(T) - s_g(T_0) \right] + T_0 R_v \operatorname{Ln} \left[\frac{P_g(T_0)}{x_v^0 P_0} \right] \quad (16-4)$$

در معادلات بالا ظرفیت گرمای ویژه هوای خشک $(c_p)_a$ ، ظرفیت گرمای ویژه بخار آب $(c_p)_v$ ، آنتالپی هوای خشک (h_a) ، آنتالپی بخار آب (h_v) ، آنتروپی محصولات (s_p) ، آنتروپی آب گرم مبدل‌ها (s_{hx}) ، اگرژی تخریب شده $(\dot{E}x_d)$ ، نسبت رطوبت در شرایط محیط (ω^0) ، دمای محیط (T_0) ، فشار محیط (P_0) ، فشار بخار اشباع (P_g) ، حجم مخصوص مایع اشباع (v_f) و کسر مولی بخار آب در هوا (x_v^0) بیان می‌شوند.

۴-۵-۲ مصرف انرژی

مصرف انرژی (EU) با استفاده از قانون اول ترمودینامیک به صورت معادله (۴-۱۷) بیان می‌شود

$$[40], [41], [43] \text{ و } [47]:$$

$$EU = \dot{m}_a (h_1 - h_3) + \dot{m}_{hx} (h_5 - h_6) \quad (17-4)$$

۴-۵-۳ نسبت مصرف انرژی

نسبت مصرف انرژی (EUR) محفظه خشک‌کن از معادله (۴-۱۸) حاصل می‌شود و بیانگر این است که برای انجام فرایند خشک شدن تحت شرایط معین چه میزان انرژی نسبت به انرژی موجود در هوای محیط مصرف شده است [۴۰]، [۴۷]، [۴۸].

$$EUR = \frac{EU}{\dot{m}_a (h_1(T, P) - h_1(T_0, P_0)) + \dot{m}_{hx} (h_5(T, P) - h_5(T_0, P_0))} \quad (۴-۱۸)$$

۴-۵-۴ بازده ترمودینامیک

امکان استفاده از خشک‌کن بستر سیال به شدت وابسته به بازده ترمودینامیکی خشک‌کن می‌باشد. بازده انرژی (η) براساس قانون اول ترمودینامیک و بازده انرژی (ψ) براساس قانون دوم ترمودینامیک بیان می‌شوند.

بازده انرژی به صورت نسبت انرژی منتقل شده به مواد جامد به انرژی تبادل شده ورودی به بستر خشک‌کن تعریف می‌شود و یا به صورت نسبت انرژی مورد استفاده برای تبخیر رطوبت مواد به انرژی ارسال شده به سیستم تعریف می‌شود [۴۶].

بازده انرژی نسبت انرژی خروجی به انرژی ورودی به سیستم می‌باشد. بازده انرژی برای خشک‌کردن، نسبت استفاده از انرژی (سرمایه‌گذاری) در خشک کردن محصول به انرژی خشک کردن عرضه شده به سیستم تعریف می‌شود و یا به صورت نسبت انرژی مورد استفاده برای تبخیر رطوبت مواد به انرژی ارسال شده به سیستم تعریف می‌شود [۳۹] و [۴۶].

بازده انرژی و انرژی به صورت معادله‌های (۱۹-۴) و (۲۰-۴) تعریف می‌شوند:

$$\eta = \frac{(\dot{m}_w)_{ev} [(h_w)_3 - (h_w)_2]}{\dot{m}_a h_1 + \dot{Q}_{hx}} \quad (19-4)$$

$$\psi = \frac{(\dot{m}_w)_{ev} [(ex_w)_3 - (ex_w)_2]}{\dot{m}_a ex_1 + \dot{m}_{hx} (ex_5 - ex_6)} \quad (20-4)$$

$$(\dot{m}_w)_{ev} = (\dot{m}_w)_2 - (\dot{m}_w)_4 \quad (21-4)$$

$(\dot{m}_w)_{ev}$ دبی جرمی آب تبخیر شده می‌باشد.

۶-۴ حل

۱-۶-۴ بررسی عملکرد خشک‌کن در حالت واقعی

در جدول (۱-۴) داده‌ها و شرایط ترمودینامیکی و دبی هوا، ماده و آب گرم ورودی به خشک‌کن که در آنالیز انرژی و انرژی مورد نیاز است، آورده شده است.

داده‌های مربوط به هر کدام از مبدل‌ها در جدول (۱-۲) و جدول (۲-۲) توضیح داده شده است.

جدول (۲-۲) توضیح داده شده است.

در جدول (۲-۴) نتایج حاصل از آنالیز انرژی و انرژی محاسبه گردیده است که بازده انرژی

۳۸/۶۲٪ و بازده انرژی ۳۵/۱۶٪ می‌باشد.

جدول (۱-۴) مشخصات ترمودینامیکی خشک کن

مقدار	پارامتر
۹۵	دمای هوای ورودی از دریچه ۱ تا ۶ (°C)
۸۵	دمای هوای ورودی از دریچه ۷ (°C)
۶۰	دمای محصول ورودی (°C)
۹۰	دمای ورودی مبدل ها (°C)
۷۵/۳	دمای خروجی هوای گرم (°C)
۸۴	دمای خروجی محصول (°C)
۸۳	دمای خروجی مبدل ها (°C)
۳۱	دمای محیط (°C)
۱	فشار محیط (bar)
۱/۷۰۸	دبی جرمی هوا از دریچه ۱ تا ۶ ($kg s^{-1}$)
۱/۵۷۲	دبی جرمی هوا از دریچه ۷ ($kg s^{-1}$)
۴/۳۷۵	دبی جرمی محصول ($kg s^{-1}$)
۱/۰۰۴	ظرفیت گرمای ویژه هوای خشک
۱/۸۹۳	ظرفیت گرمای ویژه بخار آب
۰/۶۲۵	رطوبت نسبی [۴۹]

جدول (۲-۴) نتایج حاصل از مدل ترمودینامیکی واقعی خشک کن

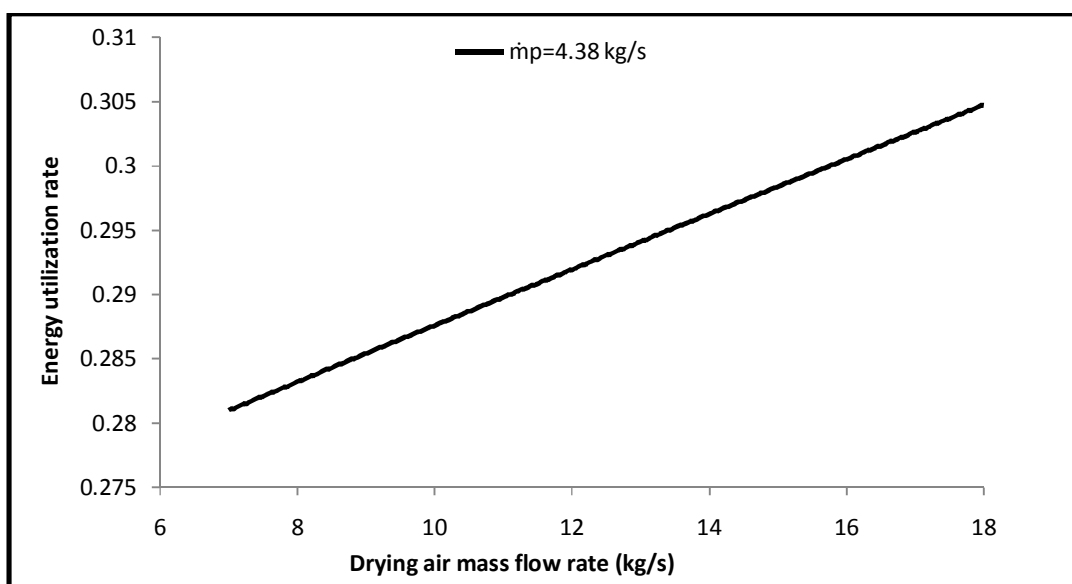
$\dot{E}x_{in} = 2324 \text{ kw}$	$\dot{E}x_{out} = 1835.3 \text{ kw}$	$\dot{E}x_d = 488.7 \text{ kw}$
$(\dot{m}_w)_{ev} = 1.218 \text{ kg/s}$	$\eta = 38.62\%$	$\omega = 35.16\%$

۷-۴ اثر عوامل مختلف بر روی انرژی و انرژی

۱-۷-۴ تأثیر دبی جرمی هوای ورودی

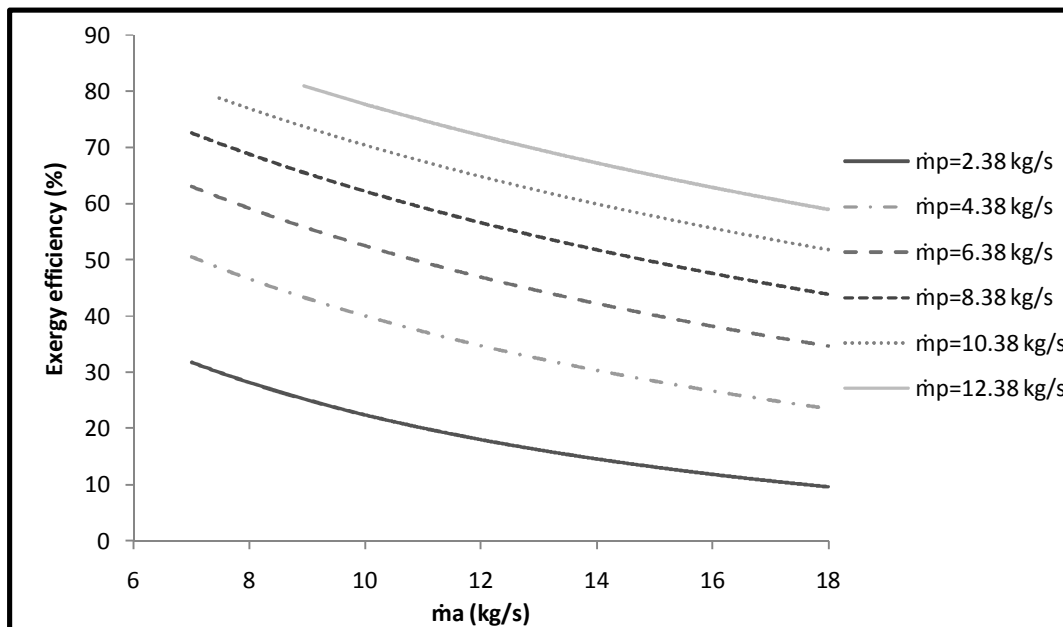
در شکل (۲-۴) تغییرات نسبت مصرف انرژی با دبی جرمی هوای ورودی را نشان می‌دهد. افزایش دبی یا سرعت هوای، حجم آنتالپی ورودی به محفظه خشک‌کن را زیاد کرده و باعث افزایش مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی می‌شود. اما افزایش مصرف انرژی در اثر افزایش دبی هوا، به اندازه افزایش مصرف انرژی در اثر افزایش دبی محصول نمی‌باشد.

شکل (۳-۴) تغییرات بازده انرژی با دبی جرمی هوای ورودی در دبی‌های مختلف محصول ($2/38 \text{ kg/s} - 12/38 \text{ kg/s}$) را نشان می‌دهد. افزایش دبی جرمی هوای ورودی، بازده انرژی را کاهش می‌دهد. در دبی‌های پایین هوا، افزایش دبی محصول موجب کاهش بازده انرژی می‌گردد، این در حالی است که در دبی‌های بالاتر، این افزایش، تأثیرات کمتری بر روی بازده دارد. با توجه به رابطه (۲۰-۴) این اتفاق توجیه‌پذیر و منطقی می‌باشد، زیرا افزایش دبی موجب بالا رفتن انرژی ورودی به سیستم می‌شود، که با توجه به رابطه (۲۰-۴)، موجب کاهش بازده انرژی می‌گردد.



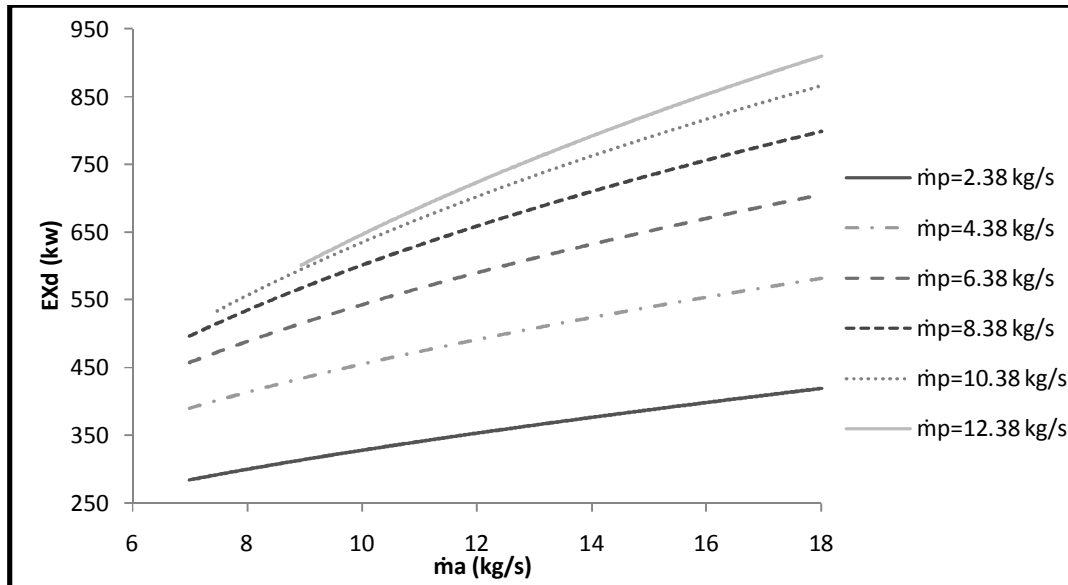
شکل (۲-۴) تغییرات نسبت مصرف انرژی با دبی جرمی هوا

علاوه بر این اگر دبی هوای ورودی به سیستم را ثابت در نظر بگیریم، افزایش جرم محصول به طور قابل ملاحظه‌ای بر روی بازده انرژی تأثیر می‌گذارد و بازده انرژی با افزایش دبی محصول افزایش می‌یابد.



شکل (۳-۴) تغییرات بازده انرژی با دبی جرمی هوا در دبی‌های مختلف محصول

شکل (۴-۴) اثر افزایش دبی جرمی هوای ورودی بر روی تخریب انرژی را نشان می‌دهد. با افزایش دبی جرمی هوا، میزان جذب رطوبت از مواد بیشتر می‌شود و از طرفی عمل جذب یک عمل بازگشت‌ناپذیر است، بنابراین میزان بازگشت‌ناپذیری فرآیند افزایش یافته و در نتیجه تخریب انرژی افزایش می‌یابد. البته تخریب انرژی با افزایش دبی محصول با رشد کمتری، افزایش می‌یابد. علاوه بر این، اگر دبی هوای ورودی را ثابت در نظر بگیریم، افزایش جرم محصول، تأثیر قابل ملاحظه‌ای بر روی تخریب انرژی دارد و تخریب انرژی با افزایش دبی محصول افزایش می‌یابد. یافته‌های مشابهی توسط چندین محقق که روی تأثیر دبی جرمی هوا بر روی مصرف انرژی و بازده انرژی و بازده انرژی گزارش کرده‌اند، گزارش شده است ([۳۷]، [۴۱]، [۴۲]، [۴۳] و [۴۶]).

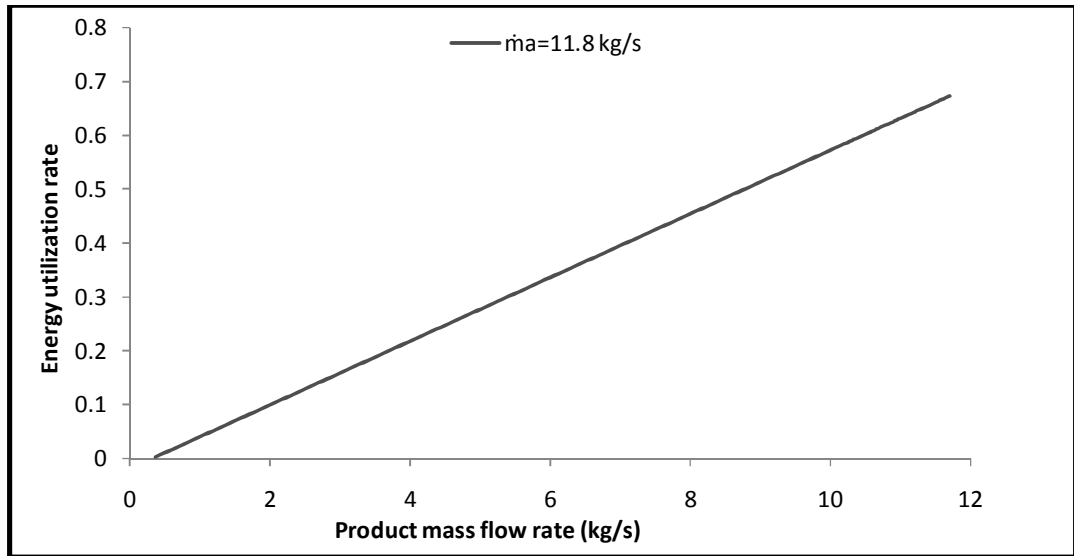


شکل (۴-۴) تغییرات تخریب انرژی با دبی جرمی هوا در دبی‌های مختلف محصول

بنابراین هرچه قدر دبی هوای ورودی کاهش پیدا کند، نسبت مصرف انرژی، مصرف انرژی و تخریب انرژی کاهش و بازده انرژی و بازده انرژی افزایش پیدا می‌کند، اما در خروجی خشک‌کن محصولی با رطوبت بالاتر داریم و این با هدف اصلی خشک‌کن مغایرت دارد.

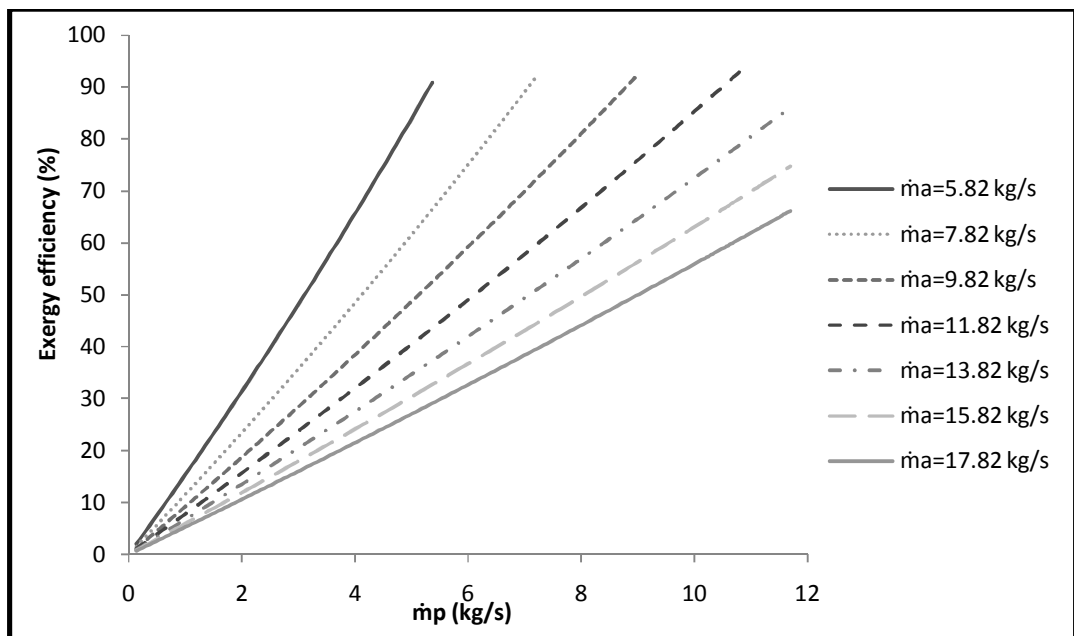
۲-۷-۴ تأثیر دبی جرمی محصول ورودی

در شکل (۵-۴) تغییرات نسبت مصرف انرژی با دبی جرمی مختلف محصول ورودی را نشان می‌دهد. افزایش دبی یا سرعت محصول، حجم آنتالپی ورودی محصول به محفظه خشک‌کن را زیاد کرده و همانند دبی جرمی هوای ورودی (شکل (۲-۴))، باعث افزایش مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی می‌شود. اما افزایش مصرف انرژی در اثر افزایش دبی محصول، به شدت بیشتر از افزایش دبی هوای ورودی است. علت آن، این است که اگر فرض کنیم که نسبت رطوبت خروجی محصول (ω_4) ثابت باشد، با افزایش دبی محصول ورودی، برای رسیدن به نسبت رطوبت خروجی محصول، باید دمای هوای گرم ورودی یا (و) دمای آب گرم ورودی به مبدل‌ها را افزایش داد یا اینکه سرعت (دبی) هوای گرم ورودی یا (و) دمای آب گرم ورودی را افزایش داد که همه این موارد، سبب افزایش مصرف انرژی و در نتیجه سبب افزایش نسبت مصرف انرژی می‌شود.



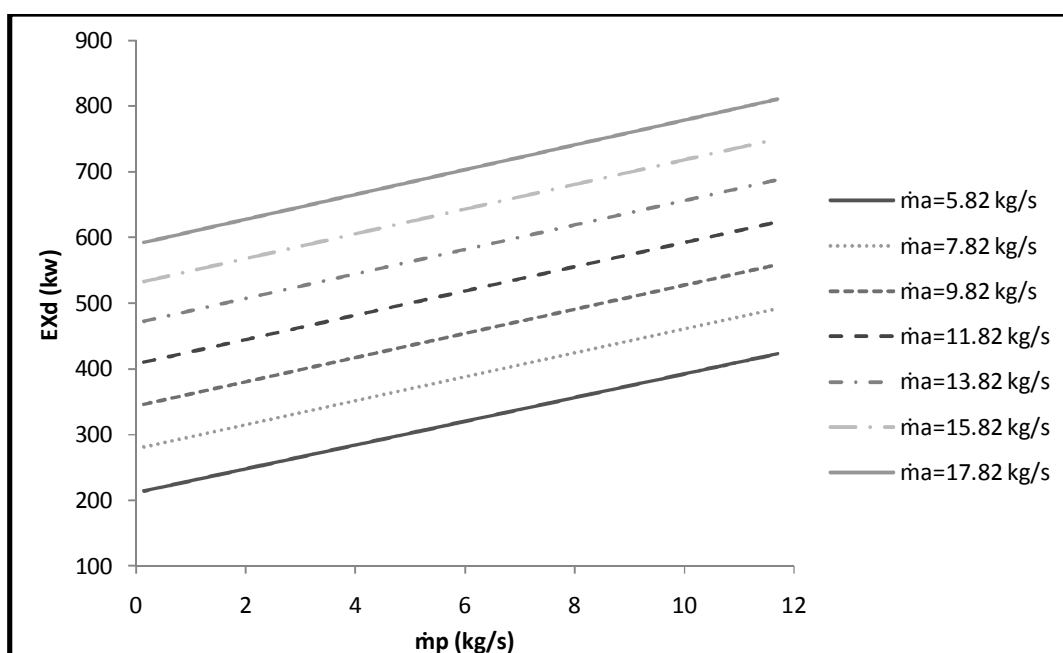
شکل (۴-۵) تغییرات نسبت مصرف انرژی با دبی جرمی محصول

شکل (۴-۶)، تغییرات بازده انرژی و شکل (۴-۷) تغییرات تخریب انرژی با دبی جرمی محصول را در دبی‌های متفاوت هوا (۱۷/۸۲ kg/s – ۵/۸۲ kg/s) نشان می‌دهند. همان طور که از شکل‌ها می‌توان مشاهده کرد، بازده انرژی و تخریب انرژی با دبی محصول، به صورت خطی تغییر کرده و با افزایش دبی محصول، برخلاف دبی هوا، بازده افزایش و همچنین تخریب انرژی افزایش می‌یابد.



شکل (۴-۶) تغییرات بازده انرژی با دبی جرمی محصول در دبی‌های مختلف هوا

در یک میزان مشخصی از محصول، با کاهش دبی جرمی هوا، بازده انرژی و تخریب انرژی افزایش پیدا می‌کند. دلیل این افزایش این حقیقت است که بازده انرژی با معکوس دبی جرمی هوا متناسب است (رابطه ۴-۲۰). علاوه بر این، افزایش خطی بازده با دبی محصول، نشان‌دهنده این است که نسبت انرژی تبخیری ماده، به انرژی ورودی هوا برای دبی‌های متفاوت محصول، ثابت باقی می‌ماند.



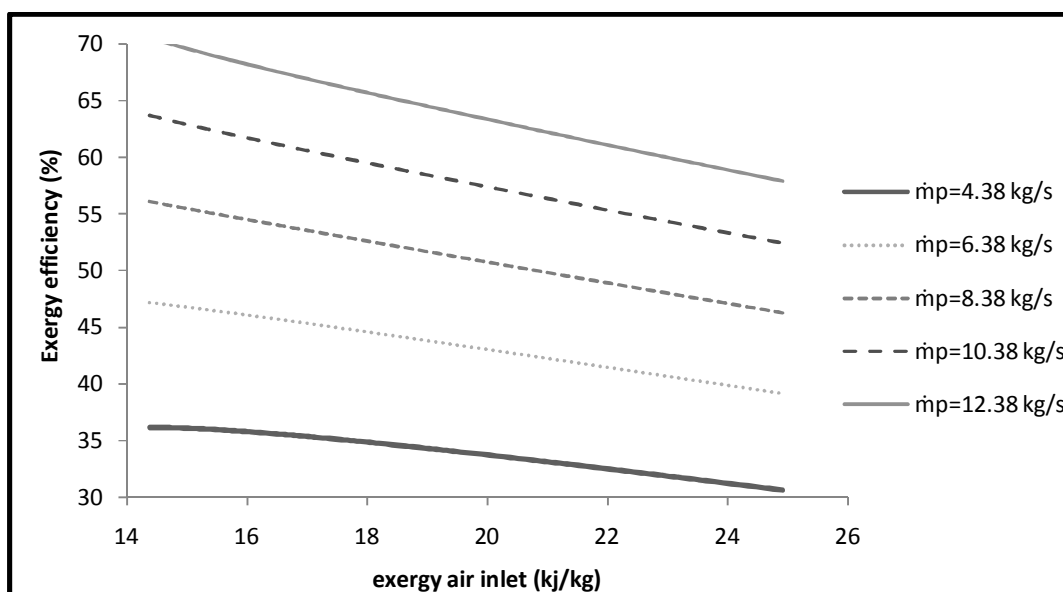
شکل (۴-۷) تغییرات تخریب انرژی با دبی جرمی محصول در دبی‌های مختلف هوا

یافته‌های مشابهی توسط چندین محقق که روی تأثیر دبی جرمی محصول بر روی مصرف انرژی و بازده انرژی گزارش کرده‌اند، گزارش شده است ([۴۲] و [۴۶]).

۴-۷-۳ تأثیر انرژی مخصوص ورودی هوا

شکل (۴-۸) نوسانات بازده انرژی با انرژی مخصوص هوای ورودی به خشک‌کن را برای دبی‌های مختلف محصول نشان می‌دهد. همان‌طور که انتظار می‌رود، با افزایش انرژی مخصوص در جریان هوای ورودی به خشک‌کن، برای مقدار مشخصی از ماده، راندمان انرژی کاهش می‌یابد. با توجه به

رابطه (۴-۲۰)، راندمان انرژی با تغییر انرژی مخصوص تبخیری، تغییر می‌کند. همچنین علت تغییرات انرژی مخصوص تبخیری، تفاوت در میزان رطوبت موجود در جریان هوا می‌باشد. از طرفی می‌توان گفت نوسانات انرژی به میزان تفاوت انرژی مخصوص تبخیری و هوا وابسته است. در این ارتباط، افزایش میزان این تفاوت، موجب کاهش بازده انرژی می‌گردد. در میزان تفاوت یکسان در انرژی مخصوص، افزایش دبی هوا، کمتر بودن بازده انرژی را نتیجه می‌دهد، به طوری که می‌توان گفت دبی بالاتر هوا، مصرف انرژی را افزایش و در نتیجه موجب افزایش بیشتر تخریب انرژی می‌گردد. همچنین از نمودار شکل (۴-۸) به وضوح روشن است که هنگامی که انرژی مخصوص ورودی هوا ثابت باشد، هر چقدر دبی جرمی محصول بیشتر باشد، بازده انرژی بیشتر است. یافته‌های مشابهی که توسط آقای دینسر و مارک که روی تأثیر انرژی مخصوص هوای ورودی بر روی بازده انرژی گزارش کرده‌اند، گزارش شده است ([۴۶]).

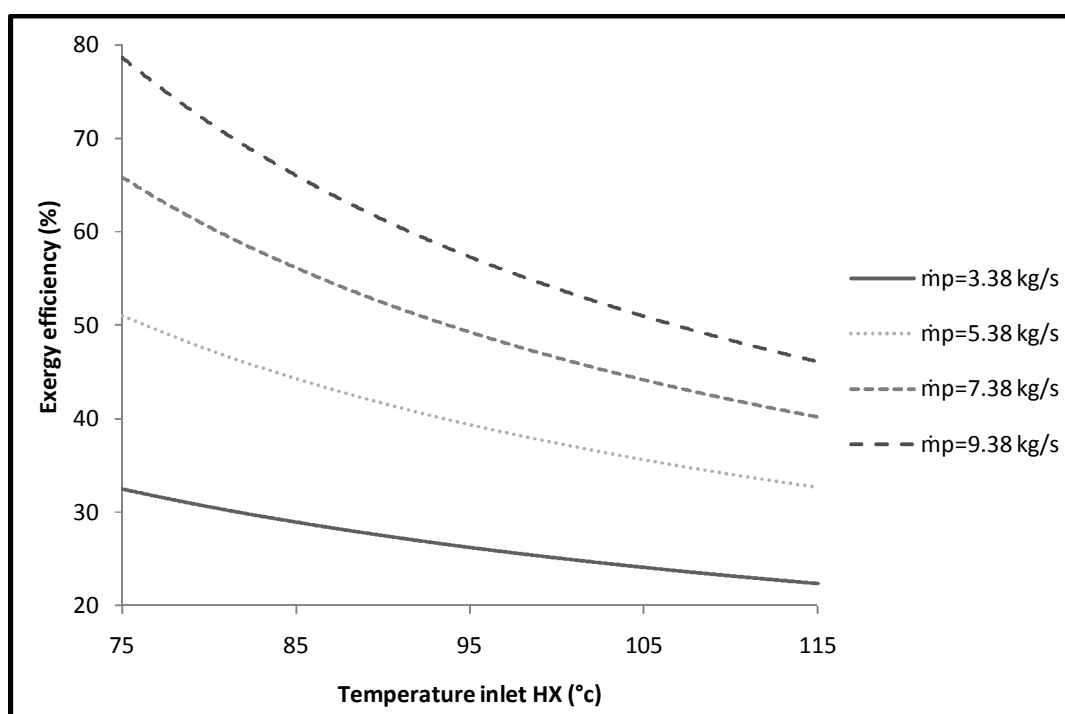


شکل (۴-۸) تغییرات بازده انرژی با انرژی مخصوص هوای ورودی در دبی‌های مختلف محصول

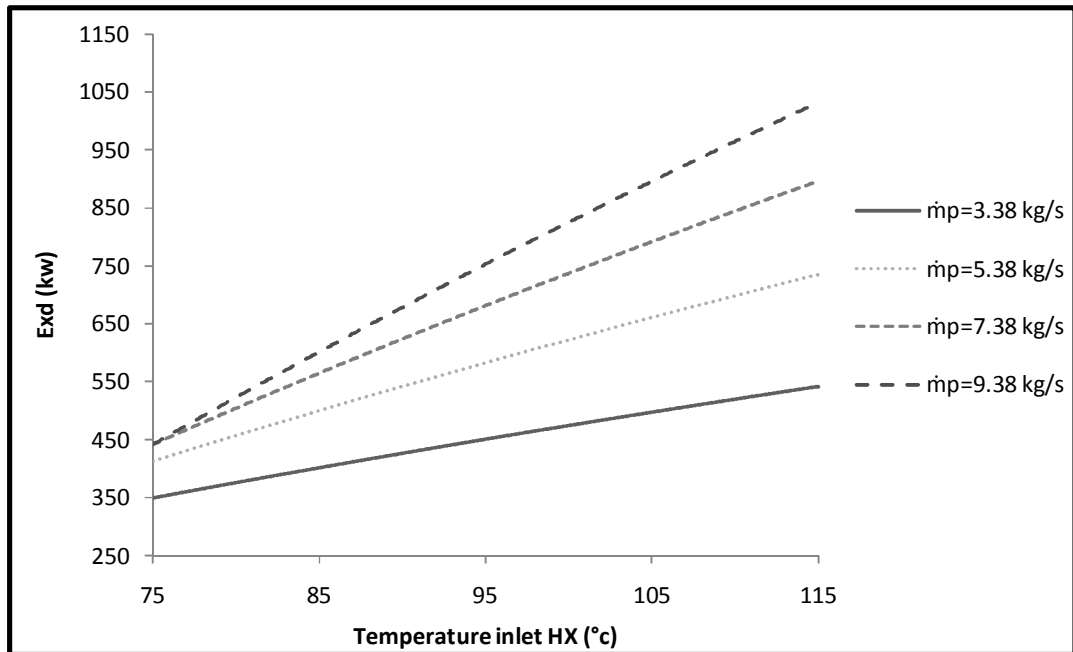
۴-۷-۴ تأثیر درجه حرارت ورودی مبدل‌ها بر بازده

همان طور که در فصل دوم ذکر گردید قسمت اعظم انرژی جهت خشک کردن توسط مبدل‌های

حرارتی تأمین می‌شود. شکل (۹-۴) و شکل (۱۰-۴) تغییرات بازده اگزرژی و تخریب اگزرژی را با درجه حرارت آب ورودی به مبدل‌ها، برای دبی‌های مختلف محصول را نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل می‌توان دید، افزایش درجه حرارت آب ورودی، کاهش راندمان اگزرژی را به دنبال داشته است تا جایی که می‌توان گفت، بازده اگزرژی با درجه حرارت آب رابطه عکس دارد. این کاهش بازده نیز مورد نظر است، زیرا افزایش درجه حرارت آب مبدل‌ها، مقدار اگزرژی آب ورودی را بالا می‌برد و این اگزرژی وارد شده سبب افزایش تبخیر آب یا مصرف اگزرژی می‌شود و طبق رابطه (۴-۲۰) بازده اگزرژی کاهش می‌یابد.



شکل (۹-۴) تغییرات بازده اگزرژی با درجه حرارت آب ورودی به مبدل‌ها در دبی‌های مختلف محصول



شکل (۴-۱۰) تغییرات تخریب انرژی با درجه حرارت آب ورودی به مبدل‌ها در دبی‌های مختلف محصول

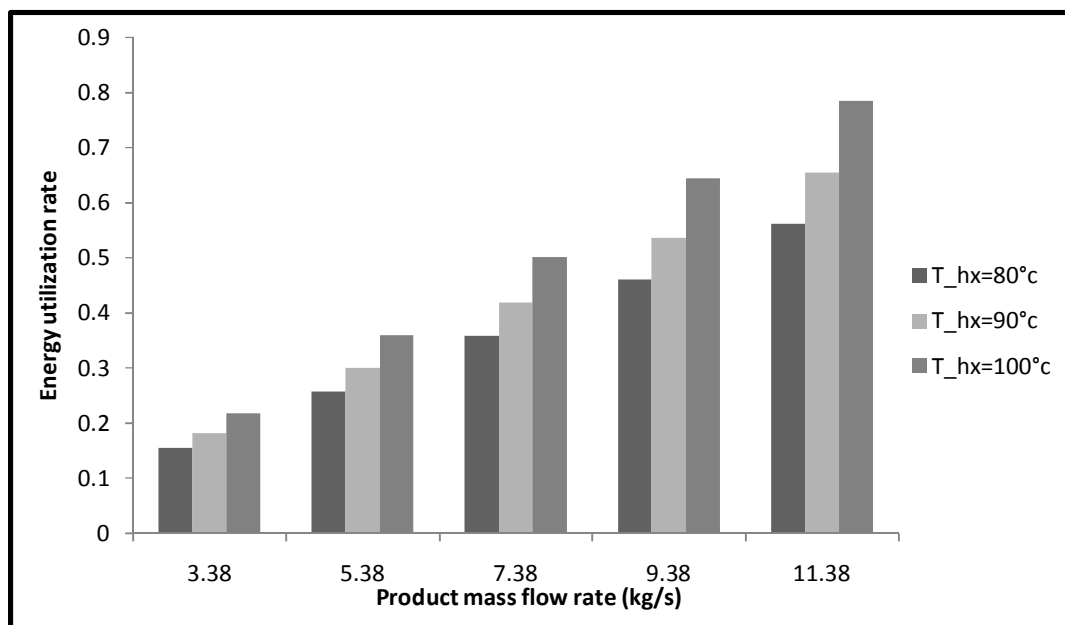
افزایش دمای ورودی مبدل‌ها باعث افزایش تخریب انرژی در محفظه خشک‌کن می‌شود و این مقدار در دبی‌های مختلف محصول، در درجه حرارت پایین‌تر (۷۵ درجه سانتیگراد) نسبت به دماهای بالاتر (۱۰۵ درجه سانتیگراد) کمتر افزایش پیدا می‌کند. همچنین اگر درجه حرارت ورودی مبدل‌ها را ثابت در نظر بگیریم، با افزایش مقدار محصول، میزان بازده انرژی به طور قابل ملاحظه‌ای افزایش پیدا می‌کند. می‌توان گفت با افزایش مقدار محصول، میزان رطوبت تبخیر شده بیشتر شده و در نتیجه بازده انرژی افزایش می‌یابد. یافته‌های مشابهی توسط چندین محقق که روی تأثیر دمای ماده خشک‌کننده بر روی بازده انرژی و تخریب انرژی گزارش کرده‌اند، گزارش شده است ([۳۷]، [۴۰]، [۴۱]، [۴۲]، [۴۳]، [۴۶]، [۴۷]، [۴۸]، [۵۰]، [۵۱] و [۵۲]).

۴-۷-۵ تأثیر درجه حرارت ورودی بر روی مصرف انرژی

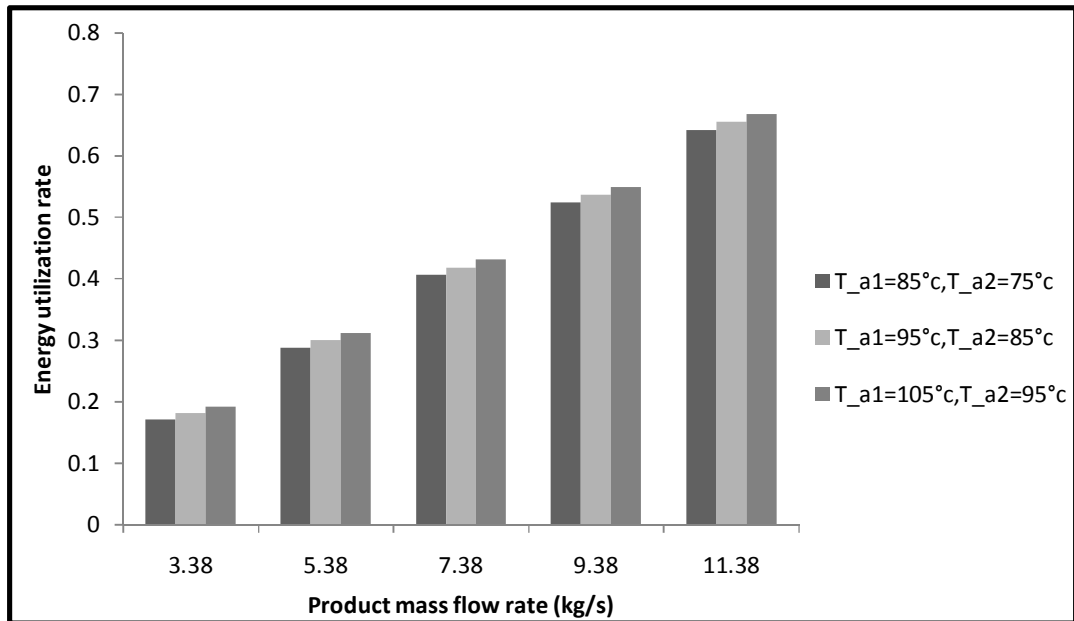
شکل (۴-۱۱)، تغییر نسبت مصرف انرژی در دبی‌های مختلف محصول با افزایش و کاهش ده درجه‌ای دمای ورودی مبدل‌ها و شکل (۴-۱۲)، تغییر نسبت مصرف انرژی در دبی‌های مختلف محصول با افزایش و کاهش ده درجه‌ای هوای ورودی را نشان می‌دهد. با افزایش دمای هوای ورودی و

دمای ورودی به مبدل‌ها، مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی افزایش پیدا می‌کند. هر چه دمای هوا و آب ورودی به مبدل‌ها زیاد شود آنتالپی ورودی به محفظه خشک‌کن زیاد شده، افزایش آنتالپی ورودی افزایش انتقال حرارت و جرم را منجر شده و به تبع آن مصرف انرژی بیشتر می‌گردد و در نتیجه مقدار رطوبت بیشتری از محصول گرفته می‌شود.

همان طور که ذکر گردید، افزایش دما موجب افزایش آگرژی ورودی شده و در نتیجه انتقال جرم و حرارت بیشتر شده و آگرژی بیشتری تلف (تخریب) شده و بازده آگرژی پایین می‌آید. اما باید به این نکته توجه کرد که قسمت اعظم خشک کردن توسط مبدل‌ها انجام می‌گیرد و با توجه به بیشتر بودن دبی جرمی آب گرم ورودی به مبدل‌ها نسبت به دبی جرمی هوای ورودی، با افزایش دمای ورودی، انتقال جرم و حرارت در مبدل‌ها نسبت به هوای ورودی، بیشتر افزایش پیدا می‌کند و در نتیجه نسبت مصرف انرژی مبدل‌ها در دبی‌های ثابت، بیشتر از هوای ورودی است. یافته‌های مشابهی توسط چندین محقق که روی تأثیر دمای ماده خشک‌کننده بر روی مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی گزارش شده است ([۴۰]، [۴۱]، [۴۲]، [۴۶]، [۴۷]، [۴۸]، [۵۰] و [۵۲]).



شکل (۱۱-۴) تأثیر درجه حرارت ورودی مبدل‌ها و دبی جرمی محصول بر نسبت مصرف انرژی



شکل (۴-۱۲) تأثیر درجه حرارت ورودی هوا و دبی جرمی محصول بر نسبت مصرف انرژی

منظور از T_{a1} ، درجه حرارت هوای ورودی از دریچه یک تا شش و T_{a2} ، درجه حرارت هوای

ورودی از دریچه هفت می باشد.

۴-۶-۶ تأثیر نسبت رطوبت هوای ورودی بر بازده

شکل (۴-۱۳) تغییرات بازده آگرزژی فرآیند خشک شدن را در مقابل نسبت رطوبت هوای ورودی

به خشک کن در شدت جریان های مختلف جرمی هوا نشان می دهد. همان طور که به وضوح در شکل

دید می شود، با افزایش میزان رطوبت هوا، بازده آگرزژی کاهش می یابد. دلیل این کاهش، افزایش

آگرزژی هوا با افزایش رطوبت هوا می باشد. تأثیر شدت کاهش بازده آگرزژی در دبی جرمی کم به

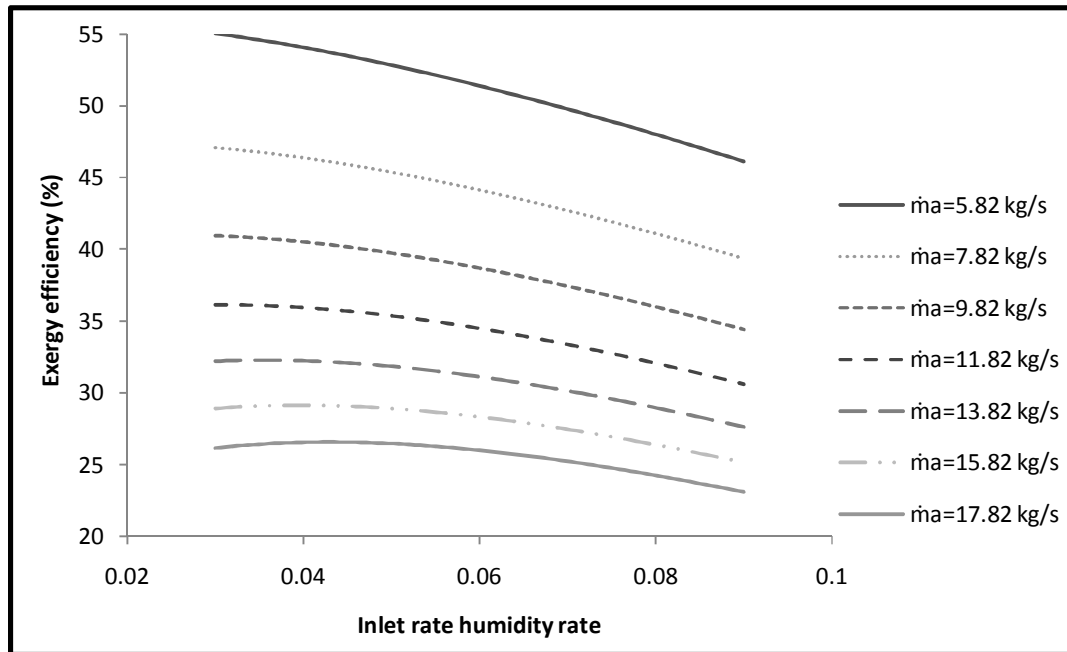
مراتب بیشتر از دبی های بالاتر است، یعنی با افزایش نسبت رطوبت هوای ورودی، هر چقدر دبی هوای

ورودی افزایش پیدا می کند تغییرات بازده کمتر می شود. می توان ذکر کرد هر چه هوای خشک کننده

رطوبت کمتری داشته باشد قابلیت خشک کردن بیشتری خواهد داشت بنابراین مصرف انرژی را

زیادتر می کند. یافته های مشابهی توسط چندین محقق که روی تأثیر نسبت رطوبت هوای ورودی بر

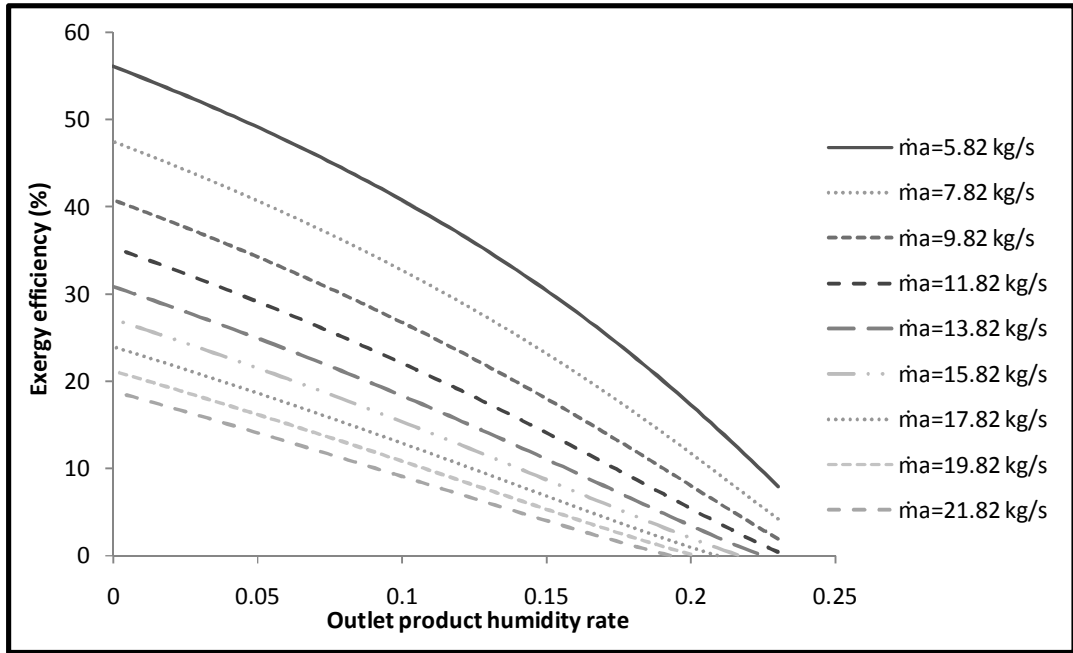
روی نسبت مصرف انرژی گزارش شده است ([۴۶] و [۵۰]).



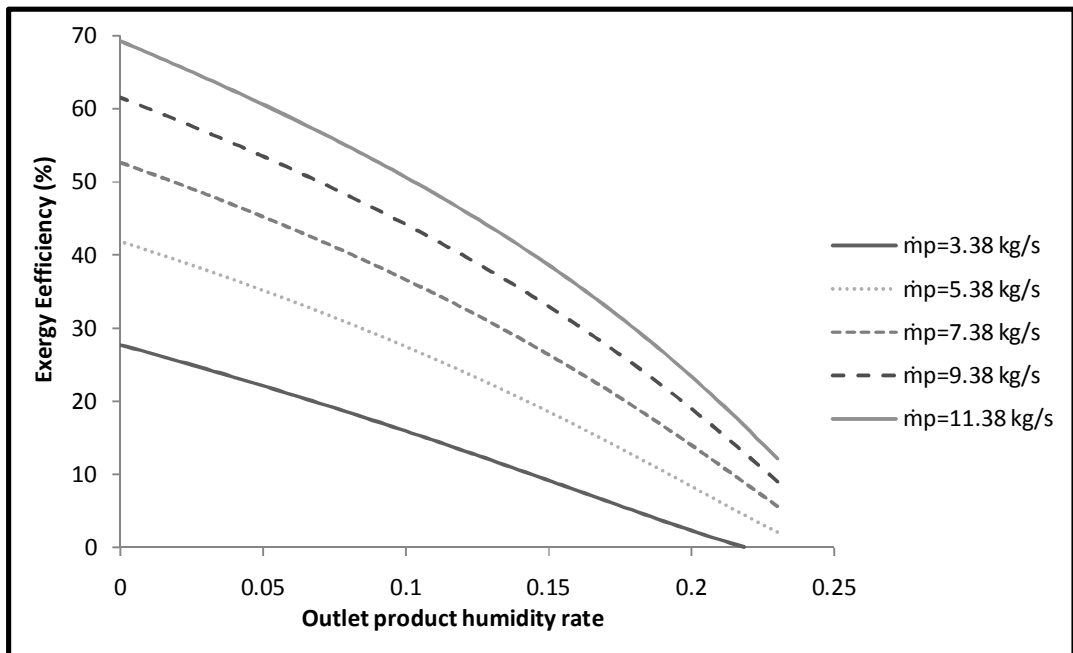
شکل (۴-۱۳) تغییرات بازده اگزرژی با نسبت رطوبت هوای ورودی در دبی‌های مختلف هوا

۴-۷-۷ تأثیر نسبت رطوبت محصول خروجی بر بازده

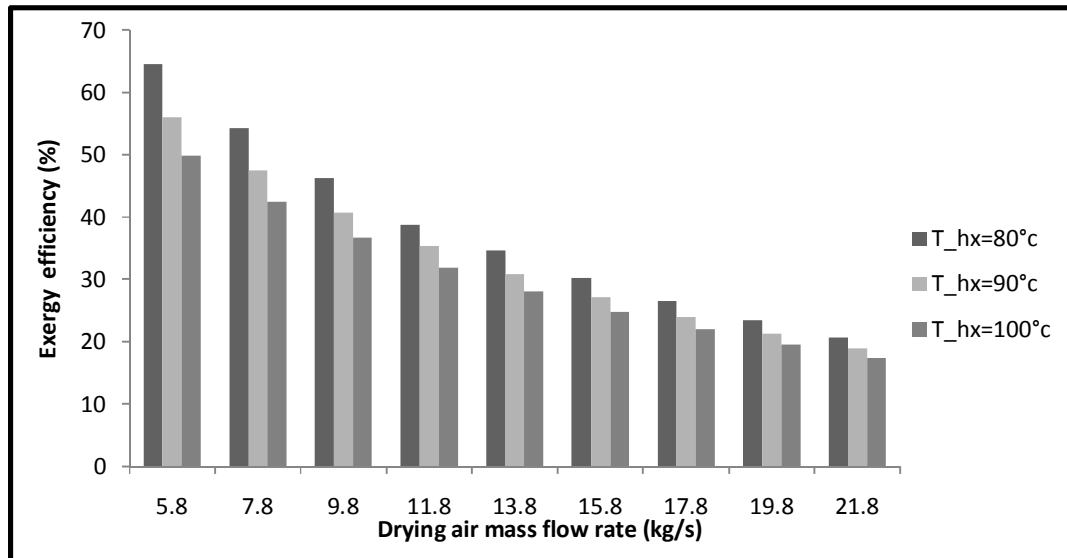
شکل (۴-۱۴) و شکل (۴-۱۵) به ترتیب تغییرات بازده اگزرژی فرآیند خشک شدن را در مقابل نسبت رطوبت خروجی محصول در شدت جریان‌های جرمی هوا و محصول را نشان می‌دهد. همان‌طور که به وضوح در شکل‌ها، دیده می‌شود، با کاهش رطوبت خروجی محصول، بازده اگزرژی افزایش پیدا می‌کند. کاهش رطوبت خروجی محصول به منزله این است که افزایش انتقال حرارت و جرم بیشتر شده و در نتیجه میزان رطوبت تبخیر شده (\dot{m}_w)، بیشتر می‌شود. شکل (۴-۱۴) و شکل (۴-۱۵)، تأییدکننده شکل‌های قبلی این فصل نیز می‌باشد و در یک نسبت رطوبت خروجی ثابت، هر چه قدر دبی جرمی هوای ورودی کم و دبی جرمی محصول زیاد باشد، بازده اگزرژی بالاتری داریم و تأثیر افزایش دبی جرمی محصول در بازده اگزرژی، بیشتر از تأثیر کاهش دبی جرمی هوا در بازده اگزرژی می‌باشد.



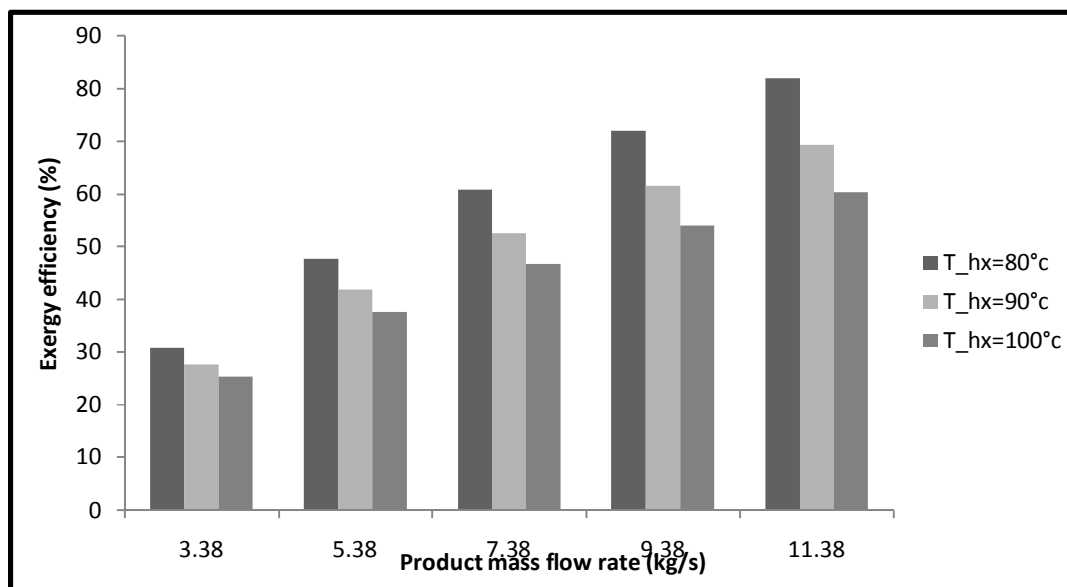
شکل (۴-۱۴) تغییرات بازده انرژی با نسبت رطوبت محصول خروجی در دبی‌های مختلف هوا



شکل (۴-۱۵) تغییرات بازده انرژی با نسبت رطوبت محصول خروجی در دبی‌های مختلف محصول



شکل (۴-۱۶) تغییرات ماکزیمم بازده اگزرژی با دبی جرمی هوا هنگامی که رطوبت نسبی خروجی صفر باشد.



شکل (۴-۱۷) تغییرات ماکزیمم بازده اگزرژی با دبی جرمی محصول هنگامی که رطوبت نسبی خروجی صفر باشد.

شکل (۴-۱۶) و شکل (۴-۱۷) به ترتیب تغییرات ماکزیمم بازده اگزرژی در مقابل دبی جرمی هوا و محصول، هنگامی که محصول خروجی کاملاً خشک باشد ($\omega_4 = 0$) را نشان می‌دهد. با کاهش دمای ورودی در مبدل‌ها، بازده اگزرژی کاهش پیدا می‌کند که دلایل آن توضیح داده شد. ماکزیمم بازده اگزرژی در دبی جرمی بالای محصول اتفاق افتاده است.

فصل پنجم

نتیجه‌گیری و پیشنهادات

۱-۵ نتیجه‌گیری

خشک‌کن بستر سیال مجتمع پتروشیمی بندر امام با بهره‌گیری از روش‌های عددی و بر پایه مدل آشفته‌کی-اپسیلون، مدل‌سازی و با استفاده از تحلیل انرژی و آگزرژی به‌عنوان عوامل مؤثر ترمودینامیکی بررسی شده است. با استفاده از کد اضافه شده به نرم‌افزار فلوئنت، جهت محاسبه انتقال رطوبت در هر فاز و تبادل بین فازها، به قابلیت نرم‌افزار افزوده شده و مشخص‌کننده نحوه توزیع انتقال حرارت و تغییرات رطوبت درون خشک‌کن است.

تحلیل شرایط و توضیح فرآیند انتقال پدیده‌ها در زمان خشک شدن دانه‌های پلی‌ونیل کلراید، در یک بستر سیال، با استفاده از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی صورت پذیرفته و نتایج بدست آمده با مدارک موجود مربوط به رفتار خشک‌کن پتروشیمی بندر امام مقایسه شده است. نتایج نشان می‌دهد که مقدار رطوبت در ذرات خروجی برابر 0.0384 می‌باشد، بدین ترتیب میزان رطوبت بازیابی شده از ذرات برابر 0.216 می‌باشد که این کمیت در واحد موجود در پتروشیمی بندر امام 0.218 است. بنابراین میزان خطای محاسبه شده برابر 0.844% می‌شود. این میزان خطا نمایان‌گر مدل‌سازی مناسب خشک‌کن است.

نتایج بدست آمده از تحلیل انرژی و آگزرژی انجام شده به شرح زیر است:

- بازده انرژی خشک‌کن $38/62\%$ و بازده آگزرژی $35/16\%$ می‌باشد.
- افزایش سرعت یا دبی هوای ورودی باعث افزایش مصرف انرژی و تخریب آگزرژی و کاهش بازده انرژی و آگزرژی می‌گردد.
- افزایش درجه حرارت ورودی هوا با اینکه باعث کاهش رطوبت ذرات خروجی می‌شود ولی افزایش مصرف انرژی و کاهش بازده انرژی و آگزرژی را به دنبال دارد.
- تأثیر افزایش درجه حرارت ورودی مبدل‌ها بر روی بازده و مصرف انرژی همانند درجه

حرارت ورودی هوا می‌باشد ولی تأثیر آن به دلیل بیش‌تر بودن دبی جرمی، به مرتب بیش‌تر از ورودی هوا می‌باشد.

- با افزایش رطوبت هوای ورودی به سیستم، اگزرژی هوا افزایش یافته و راندمان اگزرژی کاهش می‌یابد.

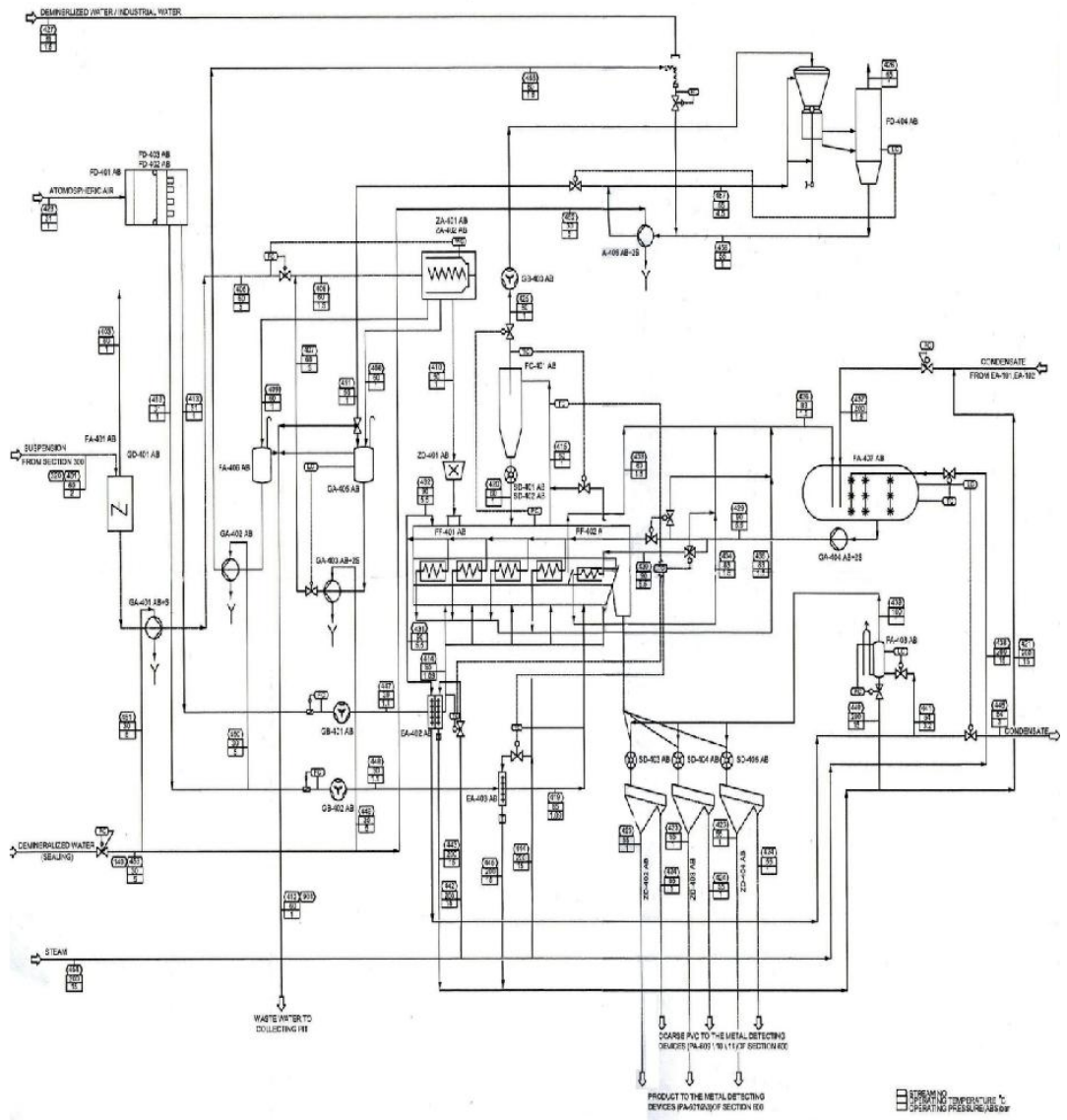
- افزایش سرعت یا دبی محصول ورودی باعث افزایش بازده انرژی و اگزرژی می‌گردد.

نتیجه حاصل از تحلیل انرژی و اگزرژی را به طور کلی می‌توان این‌گونه بیان کرد که افزایش در پارامترهای ورودی هوا و آب گرم مبدل‌ها، راندمان را کاهش داده در حالی که افزایش در پارامترهای ورودی محصول راندمان را افزایش می‌دهد. با توجه به مطالعات موردی حاصل از مدل‌سازی و تحلیل انرژی و اگزرژی خشک‌کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام با افزایش ۱۵ درصدی دبی محصول ورودی بازده انرژی خشک‌کن از ۳۸/۶۲٪ به ۴۲٪ و بازده اگزرژی از ۳۵/۱۶٪ به ۳۹/۵٪ افزایش می‌یابد و رطوبت موجود در ذرات به میزان ۰/۰۰۳۱۴ کاهش می‌یابد.

۲-۵ پیشنهادات

- مدل ایجاد شده به حالت سه بعدی توسعه یابد.
- ناحیه یک از فرآیند خشک‌کن حذف شده تا جریان برگشتی ایجاد شده در این ناحیه از بین برود.
- سرعت هوای ورودی افزایش یابد به گونه‌ای که مانع از پایین آمدن بیش از حد ذرات به قسمت تحتانی خشک‌کن شود.
- برای پارامترهای تأثیرگذار بر روی عملکرد خشک‌کن تحلیل انرژی-اقتصادی و اگزرژی - اقتصادی انجام شود.

پیوست



دیاگرام جریانى خشک کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام

مراجع

[۱] مک کیپ و، اسمیت ج، هریت پ، (۱۳۷۶) "عملیات واحد در مهندسی شیمی" امینی ع، صالحی ب، نشر کتاب دانشگاهی، ص ۳۷۱.

[2] Lewis W. K. (1929) "The Rate of Drying of Solids Materials" **Ind. Eng. Chem**, 13,5, p. 427.

[3] Krischer O. (1940) "The Heat, Moisture and Vapor Movement During Drying Porous Material" **VDIZ**, 1, pp. 17-24.

[4] Vanceek V. and Markvart M. (1966) "**Fluidised Bed Drying**" Chemical and Process Engineering, Leonard Hill Books, London.

[5] QI J. S. and Krishnan C. (1996) "Mathematical Modeling of Continuous Cross-Flow Diffusion Controlled dryer" **Chem. Eng. Sci.**, 51, 21, pp. 4769-4780.

[6] Viswanathan K. and Subba D. R. (1985) "**Drying of Gas and Solids**" Mujumdar drying 84, Hemisphere Publishing Co, pp.120-130.

[7] Verkooyen A. H. M. (1986) "Fluidized Bed Drying of Fine Particles With Internal Diffusion Limited", 643-650, K. Ostergad & A. Sornson, **Fluidization Engineering Foundation**, New York.

[8] Alaathar I. and Hartga E. U. and Heinrich S. (2013) "Modeling and Flowsheet Simulation of Continuous Fluidized Bed Dryers" **Powder Technology**, 238, pp. 132-141.

[9] Zahed A. H. and Zhu J. X. and Grace J.R. (1995) "Modeling and Simulation of Batch and Continuous Fluidized Bed Dryer" **Drying Technology**, 13, 2, pp. 1-28.

[10] Alcantara P. H. L. and Alves J. J. N. and Vasconcelos L. G. S. (2005) "**Modeling and Simulation of the PVC Drying in Fluidized Bed Industrial Dryers**" Mercosur Congress on Process Systems Engineering.

[11] Chandran A. N. and Varma Y. B.G. (1990) "Fluidized Bed Drying of Solids" **ALCHE J**, 36, 1, pp. 29-38.

[12] Arai N. and Hori I. and Sugiyama S. (1980) "Drying of Moist Porous Particles in a Batch Fluidized Bed" **J. Chem. Eng. Jpn**, 13, 2, pp.165-168.

[13] Reay D. and Allen R. A. (1982) "Predicting the Performance of a Continuous Well-Mixed Fluid Bed Dryer from Batch Tests" **Proceeding of the Third International Drying Symposium**, 48, pp.247-253.

[14] Pallanez B. (1983) "A Mathematical Model for Continuous Fluidized Bed Dryer"

Chem. Eng. Sci., 38, 7, pp. 1045-1059.

[15] Surinivasa C. and Rao S. S. and Varma Y. B. G. (1994) "A Kinetic Model for Solids in Batch Fluidized Beds" **Industrial and Engineering Chemistry Research**, 33, 2, pp. 363-370.

[16] Martinez C. and Vizcarra M. G. and Ruiz R. S. (1997) "On the Simulation of Batch Fluidized Bed Dryers" Proceedind of the Inter-American Drying Conference (IADC), pp.15-18, Brazil.

[17] Kaensup W. and Wongwises S. (2004) "Combined Microwavel Fluidized Bed Dryind of Fresh Peppercons" **Drying Technology**, 22, 4, pp. 779-794

[18] Depypere F. D. R. and Pietersb J. P. and Dewettinek K. (2004) "CFD Analysis of Air Distribution in Fluidised Bed Equipment" **Powder Technology**, 145, 3, 176-189.

[19] Wachem V. and Schouten J. C. and Bleek C.M. (2001) "CFD Modeling of Gas Fluidized Beds with a Bimodal Particle Mixture" **AICHE J**, 47, 6, pp. 1292- 1302.

[20] Chandel K. M. and Alappat J. B. (2006) "Pressure Drop and Bypassing in Recirculating Fluidized Beds" **Chemical Engineering Science**, 61, pp. 1489-1499.

[21] Zare D. and Ranjbaran M. (2012) "Simulation and Validation of Microwave-Assisted Fluidized Bed Drying of Soybean" **Drying Technology**, 30, 3, pp. 236-247.

[۲۲] استرامیلو س، کودرات، (۱۳۷۷) "خشک کردن، اصول، کاربرد و طراحی" پهلوانزاده ح، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ص ۲۳۳-۲۲۵.

[23] Mujundar A. S. (2006) "**Hand Book of Industrial Drying**, Vol. 3, Marcel Dekker, CRC Press, New York.

[۲۴] چاکراورتی آ (۱۳۸۴) "تکنولوژی بعد از برداشت غلات، حبوبات، میوه‌جات، سبزیجات" عسکری اصلی ارده ع، مؤسسه فرهنگی انتشاراتی یاوران.

[۲۵] مجومدار آ (۱۳۹۰) "راهنمای فرآیند خشک کردن صنعتی" جلد اول، بعنونی س، چاپ اول، انتشارات دانشگاه شهید چمران اهواز، اهواز، ص ۲۸.

[26] Smith P. G. (2007) "**Application of Fluidization to Food Processing**" Blackwell Science Oxford, UK.

[27] Hajidavallo E. (1998) "**Hydrodynamic and Thermal Analysis of a Fluidized Bed Drying System**" DalTech. Dept. of Mechanical Engineering.

[28] Langrish T. A. G. and Kockel T. K. (2001) "The assessment of a characteristic dryind curve for milk powder for use in computational fluid dynamics modeling" **Chem. Eng. J.**, 84, 1, pp. 69-74.

[۲۹] هاشم‌آبادی ح (۱۳۹۰) "شبیه‌سازی CFD جریان‌های چند فازی با نرم‌افزار FLUENT" چاپ اول، انتشارات اندیشه‌سرا.

[30] Szafran R. G. and Kmiec A. (2004) "CFD Modeling of Heat and Mass Transfer in a spouted Bed Dryer" **Ind. Eng. Chem. Res.**, 43, 4, pp. 1113-1124.

[31] Gunn D. J. (1975) "Transfer of Heat or Mass to Particles in Fixed and Fluidized Beds" **Int. J. Heat Mass Transfer**, 21, 4, pp. 467-476.

[32] Whitaker S., (1977) **Simultaneous Heat, Mass, Momentum Transfer in Porous Media: A Theory of Drying**, pp. 629-637, USA. California, Department of chemical engineering, University of California at Davis.

[33] Bandar Imam PVC Plant Documentations.

[34] Green G.W. and Perry R.H., (2008), Vol. 8, **Chemical Engineers Handbook**, The McGraw-Hill Companies, New York.

[35] QI J. S. and Krishnan C. (1996) "Mathematical Modeling of Continuous Cross-Flow Diffusion Controlled Dryer" **Chemical Engineering Science**, 51, 21, pp. 4769-4780.

[36] Bahu R.E. (1991) "**Energy consumption in dryer design**" Elsevier Science Publisher, Amesterdam, pp. 553-557.

[37] Syahrul S. and Dincer I. and Hamdullahpur F. (2003) "Thermodynamic modeling of fluidized bed drying of moist particles" **International Journal of Thermal Science**, 42, 7, pp. 691-701.

[38] Akpınar E. K. and Midilli A. and Bicer Y. (2006) "The first and second law analysis of thermodynamic of pumpkin drying process" **Journal of Food Engineering** 72, 4, pp. 320-331.

[39] Dincer I. and Sahin A. Z. (2004) "A new model for thermodynamic analysis of a dryind process" **International journal of Heat and Mass Transfer**, 47, 4, pp. 645-652.

[40] Akpınar E. K. (2004) "Energy and Exergy Analysis of Drying of Red Pepper

Slices in a Convective Type Dryer” **International Communications in Heat and Mass Transfer Heat**, 31, 8, pp. 1165-1176.

[41] Corzo O. and Beacho N. and Vasquez A. and Pereira A. (2008) “Energy and exergy analysis of thin layer drying of coroba slices” **Journal of Food Engineering**, 86, 2, pp. 151-161.

[42] Aghbashlo M. M. and Kianmehr M. H. and Arabhosseni A. (2008) “Energy and Exergy Analysis of Thin-Layer Drying of Potato Slices in a Semi-Industrial Continuous Band Dryer” **Drying Technology**, 26, 12, pp. 1501-1508.

[43] Nazghelichi T. and Kianmehr M. K. and Aghbashlo M. (2010) “Thermodynamic analysis of fluidized bed drying of carrot cubes” **Energy**, 35, 12, pp. 4679-4684.

[۴۴] ورطه پور و (۱۳۹۰) "بازیافت انرژی خروجی از خشک کن بستر سیال" بیستمین کنگره ملی علوم و صنایع غذایی دانشگاه صنعتی شریف.

[45] Shukuya M. and Hammache A. (2002) “**Introduction to concept of exergy for a Better Understanding of Low-Temperature-Heating and High-Temperature-Cooling systems**” Japan.

[46] Dincer I. and Marc A. R. (2013) “**Exergy Energy, Environment and Sustainable Development**” Published by Elsevier. pp. 167-191.

[47] Nazghelichi T. and Aghbashlo Mortaza and Kianmehr M. H. (2011) “Optimization of an artificial neural network topology using coupled response surface methodology and genetic algorithm for fluidized bed drying” **Computers and Electronics in Agriculture**, 75, 1, pp. 84-91.

[48] Prommas R. and Keangin P. and Rattanadecho P. (2010) “Energy and exergy analysis in convective drying process of multi-layered porous packed bed” **International Communications in Heat and Mass Transfer**, 37, 8, pp. 1106-1114.

[۴۹] سازمان هواشناسی استان خوزستان، آرشیو اطلاعات مربوط به سال ۹۰.

[۵۰] آغباشلو م (۱۳۸۷) "ساخت و ارزیابی خشک کن آزمایشگاهی نیمه مداوم برای میوه های کوچک و سبزیجات، براساس سینتیک خشک شدن به صورت لایه نازک" پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک ماشین های کشاورزی، دانشگاه تهران، ص ۱۱۴.

[51] Ranjbaran M. and Zare D. (2013) “Simulation of energetic- and exergetic

performance of microwave-assisted fluidized bed drying of soybeans” **Energy**, 59, pp. 484-493.

[52] Aghbashlo M. and Kianmehr M.H. and Arabhosseini A. (2009) “Performance analysis of drying of carrot slices in a semi-industrial continuous band dryer” **Journal of Food Engineering**, 91, 1, pp. 99-108.

Abstract

In this research in order to study of effective parameters on energy and exergy efficiency, the modeling and analysis of fluidized bed dryer of Bandar Imam Petrochemical Complex is performed. By development of a commercial code the study feasibility of moisture transfer in each phase and exchange between phases is provided for simulation results improvement and approach to the experimental results. Accordingly by extracting the temperature distribution and heat transfer with changes in humidity of dryer, difference between the modeling and the experimental results is about 1% that represents significant fitness with similar works. The results also express that increase in inlet air and heat exchanger hot water mass flow rates, reduce efficiency while increment in the mass flow rate and temperature of products increase the efficiency. The results of this research for the mentioned petrochemical complex show that with the 15 % increase in mass flow rate of inlet product, overall efficiency of the dryer rises from 38.62 % to 42 % and exergy efficiency increases from 35.16 % to 39.5 % while the product moisture decreases 18%.

Keywords

Dryer, Fluidized Bed, Energy efficiency, Exergy efficiency, Modeling



Shahrood University of Technology
Faculty of Mechanical Engineering

Modeling A Fluidized bed Dryer & its Energy-Exergy Analysis

Ali Mohammad Avatefi Nejad

Supervisor(s):

A. sarreshtehdari Ph.D

M.Chahartaghi Ph.D

March 2014