ماهنامه علمى پژوهشى





mme.modares.ac.ir

مدلسازی و تحلیل خشککن بستر سیال مجتمع پتروشیمی بندر امام به منظور بهبود بازده انرژی و اگزرژی

على سىررشىتەدارى¹، محمود چھارطاقى^{2*}، على محمد عواطفى نژاد³

1- استادیار مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود

2- استادیار مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود

3- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی سیستمهای انرژی، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود

* شاهرود، صندوق پستی chahartaghi@iust.ac.ir ،3619995161

چکیدہ	اطلاعات مقاله
در این مقاله خشککن بستر سیال مجتمع پتروشیمی بندر امام به منظور بررسی عوامل مؤثر در بازده انرژی و اگزرژی، به صورت عددی مدل سازی و مورد مطالعه قرار گرفته است. برای این کار از یک کد تجاری با روش مدل سازی جریان دو فاز اویلر استفاده شده است. با توجه به اهمیت ویژه مقدار رطوبت در سیستم خشک کن و نحوه انتقال آن بین فازهای جامد و گاز، الگوریتمی عددی برای برآورد مقدار رطوبت موجود در هر فاز و مقدار تبادل یا انتقال آن بین فازها، در کد مذکور پیاده سازی شد. اعمال این الگوریتم در کد مذکور منجر به تطابق قابل توجه بین نتایج حاصل از مدل سازی و نتایج برگرفته از عملکرد واقعی خشک کن شد. نتایج مدل سازی و تجربی نشاندهنده اختلاف حداکثری 1% در بوضیت رطوبت محصول خروجی از خشک کن است. این مقدار اختلاف مبین بهبود قابل توجه مدل سازی اخیر در مقایسه با تحقیقات انجام شده وضعیت رطوبت محصول خروجی از خشک کن است. این مقدار اختلاف مبین بهبود قابل توجه مدل سازی اخیر در مقایسه با تحقیقات انجام شده در این حوزه است. نتایج نشان میدهند که افزایش دبی جرمی و دمای ورودی هوا و آب گرم مبدل های حرارتی، منجر به کاهش بازده انرژی و اگزرژی شده است، در حالی که افزایش میزان دبی جرمی محصول، بازده را افزایش میدهد. به عنوان یک نتیجه عملی از نتایج این تحقیق و برای شرایط قابل اجرای فیزیکی در مجتمع پتروشیمی مذکور میتوان با افزایش داد؛ درحالی که رطوبت موجود، بازده کی خشک کن را از مرایط قابل اجرای فیزیکی در مجتمع پتروشیمی مذکور میتوان با افزایش داد؛ درحالی که رطوبت موجود در این شرایط به میزان دان کاهش خواهد یافت.	مقاله پژوهشی کامل دریافت: 27 اسفند 1392 پذیرش: 23 اردیبهشت 1393 ارائه در سایت: 06 مهر 1393 <i>کلید واژگان:</i> خشک کن جازده انرژی بازده اگزرژی

Modeling and analysis of fluidized bed dryer of Bandar Imam Petrochemical Complex for energy and exergy efficiency improvement

Ali sarreshtehdari, Mahmood Chahartaghi*, Ali Mohammad Avatefi Nejad

Department of Mechanical Engineering, Shahrood University of Technology, Shahrood, Iran * P.O.B 3619995161 Shahrood, Iran, chahartaghi@iust.ac.ir

ARTICLE INFORMATION	ABSTRACT	
Original Research Paper Received 18 March 2014 Accepted 13 May 2014 Available Online 28 September 2014	In this paper in order to study of effective parameters on energy and modeling and analysis of fluidized bed dryer of Bandar Imam Petr performed. For do this paper the commercial code with Euler-Euler two p been used. Due to the importance of moisture content in the dryer syste	exergy efficiency, the ochemical Complex is hase flow modeling has m and method transfer
<i>Keywords:</i> Dryer Fluidized Bed Energy Efficiency Exergy Efficiency	between solid and gas phases, a numerical algorithm for estimating morphase and exchange or transfer between phases in the proposed the metrode. With applying this algorithm in the code led to considerable correst results of modeling and the results from the actual performance of the between the modeling and the experimental results is maximum 1% that fitness with similar works. The results also express that increase in inlet hot water mass flow rates, reduce efficiency while increment in the temperature of products increase the efficiency. The results of this researce petrochemical complex show that with the 15 % increase in mass flow overall efficiency of the dryer rises from 38.62 % to %42 and exergy eff 35.16 % to 39.5 % while the product moisture decreases 18%.	visture content in each nationed, implement the pondence between the e dryer. The difference t represents significant air and heat exchanger e mass flow rate and arch for the mentioned or rate of inlet product, iciency increases from
lale et a division vale standiction	حالت محمد به شکل همنمان	1 1

مرارت و جرم به شکل همزمان در داخل مواد جامد و در لایه مرزی عامل خشککننده صورت می پذیرد. خشککن های صنعتی به دلیل گرمای نهان زیاد تبخیر آب و بازده حرارتی نسبتاً پایین، نیاز به انرژی مصرفی زیادی

خشک کردن یکی از مهمترین و کاربردیترین واحدهای عملیاتی است که در محدوده وسيعي از صنايع استفاده مي شود. در فرايند خشک کردن، انتقال

Please cite this article using:

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید: A. sarreshtehdari, M. Chahartaghi, A. M. Avatefi Nejad, Modeling and analysis of fluidized bed dryer of Bandar Imam Petrochemical Complex for energy and exergy efficiency improvement, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 14, No. 11, pp. 77-88, 2014 (In Persian)

دارند. خشک کردن سهم قابل توجهی از کل انرژی مورد نیاز در برخی از فرایندهای تولید (در حدود 12%) را مصرف می کند [1].

در میان انواع خشککنها، خشککنهای بستر سیال از اهمیت و جایگاه خاصی برخوردارند. این نوع خشککنها معمولاً برای مواد دانهای استفاده می شود [2] و روش خشک کردن بر اساس عبور دادن هوای داغ از میان توده موادی که روی صفحه مشبک توزیع گاز قرارگرفتهاند، استوار است. از مزایای اصلى اين نوع خشككنها مي توان به شرايط بسيار خوب انتقال جرم و حرارت، به دلیل تماس خوب بین ذرات و گاز خشک کننده، اختلاط خوب با یکنواختی مواد در محفظه خشککن، توزیع دما و رطوبت یکنواخت درون بستر و ظرفیت بالای خشک کردن، اشاره کرد [3]. با توجه به قیمت سوخت و ارزش گرمایی آن، توجه به نرخ انرژی مصرفی در انواع فرایندهای خشک کردن، بسیار مهم است و بررسی شرایط عملیاتی، شامل سرعت و شدت جریان هوا، دمای هوای ورودی و خروجی، دمای محصول، میزان دبی جرمی محصول، رطوبت اوليه و نهايى محصول روى كيفيت محصول خشكشده تأثير خواهد گذاشت. در نتیجه مدلسازی این فرایند اهمیت قابل توجهی دارد.

اساسی ترین مسأله در مدل سازی هیدرودینامیکی یک بستر سیال گاز-جامد، حرکت دو فاز در فصل مشترک ناشناخته و متغیرهای موجود در آنها و همچنین اثر متقابل دو فاز روی یکدیگر است [4]. دینامیک سیالات محاسباتی¹ برای درک بهتر پدیدههای پیچیدهای که بین فاز گاز و ذرات ظاهر می شوند، به عنوان ابزار دقیق و مطمئنی شناخته شده است.

دو دیدگاه متداول برای مدلسازی جریانهای چند فازی عبارتاند از: ديدگاه اويلر-اويلري² [5] و ديدگاه اويلر-لاگرانژي³ [6]. ديدگاه اويلري-اویلری متداول ترین و مناسب ترین گزینه برای مدل سازی مسائل بستر سیال به حساب می آید [7]. در دیدگاه اویلر اویلری، تمامی فازها به صورت محیطهای پیوسته با قابلیت نفوذ متقابل در نظر گرفته شده، معادلات بقا برای هر فاز به صورت جداگانه نوشته می شود. به عنوان مثال زارع و رنجبران [8] با استفاده از مدل اویلری اویلری به مدلسازی بستر سیال پرداختند و نتایج آنها نشان داد که دمای گاز در ابتدای زمان خشک شدن مواد، در اثر تماس با دانههای محصول، کاهش می یابد؛ سپس به دلیل تولید انرژی گرمایی درون دانهها، دمای هوای خروجی بالاتر از دمای هوای ورودی به بستر میشود.

به عنوان نمونههای دیگر آلادار و همکارانش [9] با توجه به دمای گاز، مقدار رطوبت، درجه حرارت و مدت زمان توزيع مواد جامد، بهترين مدل را برای خشک کن انتخاب کردند. دپیپر و همکاران [10] با استفاده از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی به پیشبینی و بررسی مشخصات جریان سیال و انتقال حرارت در دستگاههای بستر سیال پرداختند. آنها 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 را محاسبه نمودند. واكم و همكاران [11] مدل ديناميك سيالات محاسباتي برای بسترهای شناور گاز-جامد را برای مخلوط دوگانه شامل ذرات بزرگتر با دانسیته کمتر و اندازه کوچکتر با دانسیته بیشتر استفاده کردند و چندل و الاپات [12]، نیز پیش بینی افت فشار خشک کن های بستر سیال را با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی را انجام دادند.

از آنجا که در صنعت خشک کردن، هدف بیشترین مقدار رطوبت زدایی با صرف کم ترین مقدار انرژی است، می توان با شناسایی شرایط عملیاتی و با

تجزیه و انجام تحلیل بازده انرژی و اگزرژی ، مصرف بهینه انرژی را بررسی کرد. به عنوان نمونه سیهرول و همکاران [13] اثر پارامترهای دما، سرعت هوای ورودی و رطوبت محصول را بر روی بازده انرژی و اگزرژی بررسی كردند. نتايج نشان مىدهد كه افزايش سرعت هواى ورودى سبب كاهش بازده اگزرژی و انرژی، افزایش دمای هوای ورودی باعث کاهش بازده اگزرژی و افزایش بازده انرژی و افزایش محتوای رطوبت اولیه سبب افزایش بازده انرژی و اگزرژی می شود. کورزو و همکاران [14] محصول را در سه سطح دمایی و سه سطح سرعتی مورد آزمایش قراردادند و نشان دادند که اثر افزایش سرعت هوا در دو مورد روی مصرف انرژی^{⁶ معنیدار است، همچنین} نسبت مصرف انرژی⁶ به طور معنیداری از دما تأثیر می پذیرد و تلفات اگزرژی با افزایش دما و افزایش سرعت هوا، افزایش پیدا می کند. آغباشلو و همکاران [15] در تحقیق خود نشان دادند که با افزایش نرخ تغذیه، مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی، تلفات اگزرژی و بازده اگزرژی افزایشیافته و همچنین افزایش سرعت هوای ورودی، سبب افزایش مصرف انرژی، تلفات اگزرژی و بازده اگزرژی و کاهش نسبت مصرف انرژی شده و افزایش دما نیز منجر به افزایش مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی و تلفات اگزرژی و کاهش بازده اگزرژی شده است. فرتس و همکاران [16] به تجزیه و تحلیل انرژی و اگزرژی در خشککنهای بستر سیال پرداختهاند و نشان دادند که در آغاز روند خشک کردن بازده انرژی بیشتر از بازده اگزرژی هست اما هر چه به مراحل نهایی خشک کردن نزدیک شود، بازده انرژی و اگزرژی به یکدیگر نزدیکتر مىشود.

بیشتر تحقیقاتی که در مورد خشک کنهای بستر سیال انجام شده، عمده موارد، شامل محصولات کشاورزی با رفتار ترموفیزیکی ثابت می باشد، لیکن در تحقیق حاضر، دانههای پلیمر بر اساس دادههای متغیر مطرح در خشککن صنعتی پتروشیمی بندر امام، مورد بررسی قرار گرفته و تحلیل انرژی و تحلیل اگزرژی به منظور بهبود عملکرد خشککن مورد استفاده قرار گرفته است. به علاوه، افزون بر توزيع دما و فشار، نسبت رطوبت، انتقال رطوبت در هر فاز و تبادل رطوبت بین فازها نیز با توسعه کد عددی موجود در تحلیل عددی بکار رفته تا نتایج دقیقتری نسبت به حالت فیزیکی فراهم شود. لازم به ذکر است که در خشک کن مورد بررسی، برخلاف شبیه سازی های موجود، علاوه بر هوای گرم، از مبدل های حرارتی داخل خشک کن نیز استفاده شده است که این امر امکان استفاده از حرارتهای اتلافی در صنایع و بازیافت منابع انرژی دما پایین جهت خشک کردن رطوبت محصول و نیز بهبود مصرف انرژی از یک سو و نزدیکتر شدن نتایج به شرایط موجود را از سوی دیگر فراهم میسازد. در ادامه این کار نتایج حاصل از مدلسازی و تحلیل انرژی و اگزرژی با نتایج تجربی خشک کن پتروشیمی بندر امام مقایسه و ارائه شده است.

2- توصيف خشككن مورد مطالعه

خشککن پتروشیمی بندر امام جهت خشک کردن دانههای مرطوب پلی ونیل کلراید استفاده می شود. ذرات پلی ونیل کلراید پس از آب گیری وارد خشککن که از دو قسمت اختلاط پشت سری و جریان لولهای با پانلهای حرارتی تشکیل شده است، میشود. نمای خشککن مورد بررسی در شکل 1 نشان داده شده است. ابعاد اصلى اين خشككن 4/6×3/5×12/6 متر است. هوای لازم جهت خشک کردن محصول مرطوب توسط یک دمنده از

¹⁻ Computational Fluid Dynamics (CFD)

²⁻ Eulerian-Eulerian Approach

³⁻ Eulerian-Lagrangian Approach

⁴⁻ Exergy 5- Energy Utilization (EU)

⁶⁻ Energy Utilization Rate (EUR) 7- Poly Vinyl Chloride (PVC)

اتمسفر مکیده و پس از عبور از گرمکن هوا به قسمت تحتانی خشککن وارد می شود. هوای خشککننده از درون صفحه سوراخ دار بستر خشککن، جهت معلق نگهداشتن پودر پلی ونیل کلراید که از بالای خشککن وارد می شود، جریان پیدا می کند. 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 مبدل های حرارتی مدد جسته شده است؛ بنابراین قسمت اعظم انرژی جهت خشک کردن، توسط مبدل های حرارتی تأمین می شود. حرارت این منابع حرارتی، توسط چرخش آب گرم تأمین می گردد. هوای خروجی از خشککن دارای مقدار کمی دانه های پلی ونیل کلراید است که از طریق جداکننده، محصول به خشککن بازگردانده می شود. در شکل 2 جزئیات داخلی خشککن آورده شده است.

3- مدلسازی خشککن و معادلات حاکم بر آن

دینامیک سیالات محاسباتی در برگیرنده مدلسازی انتقال جرم و حرارت است، لذا توزیع مقادیر اسکالری نظیر دما، کسرهای جرمی اجزا، ضرایب انتقال جرم و حرارت و شدت انتقال جرم و گرما در هر فاز قابل محاسبه و دسترسی است.

برای مدلسازی این پدیده معادلات پیوستگی و بقا برای هر فاز به صورت جداگانه حل شده، ارتباط فازها با استفاده از وابستگی بین جملات فشار و تبادل بین فازی بدست میآید. معادلات حاکم، معادلات بقای جرم و





پیوستگی است. در معادله بقای جرم، رابطه (1) معادله بقای جرم است که v_i میادله بقای جرم است که v_i سرعت فاز *i* ام، m_{ji} شدت جرم انتقال یافته بین فازها در اثر انتقال فاز، v_i کسر حجمی فاز *i* ام و ρ_i چگالی فاز *i* ام است [17].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_i) + \nabla \cdot (\omega_j \bar{\nu}_i) = \frac{1}{\rho_i} (\sum_{j=1}^n \dot{m}_{ji} - \omega_j \frac{d_i \rho_i}{dt})$$
(1)

معادله بقای مومنتم برای فاز گاز از رابطه (2) و فاز جامد از رابطه (3) بدست میآید [17].

$$\frac{\partial}{\partial t} (\omega_{\mathbf{p}} \rho_{\mathbf{p}} \vec{\mathbf{p}}_{\mathbf{p}}) + \nabla \cdot (\omega_{\mathbf{p}} \rho_{\mathbf{p}} \vec{\mathbf{v}}_{\mathbf{p}} \vec{\mathbf{p}}_{\mathbf{p}}) = -\omega_{\mathbf{p}} \nabla \boldsymbol{P} + \nabla \cdot \vec{\tau}_{\mathbf{p}}$$
$$+ \omega_{\mathbf{p}} \rho_{\mathbf{p}} \vec{\boldsymbol{g}} + \sum_{i=1}^{n} [\boldsymbol{K}_{\phi} (\vec{\boldsymbol{v}}_{i} - \vec{\boldsymbol{v}}_{\mathbf{p}}) + \vec{\boldsymbol{m}}_{\phi} \vec{\boldsymbol{v}}_{\phi}] \qquad (2)$$

$$\frac{-\omega_{s}\rho_{s}\vec{v}_{s}) + \nabla \cdot (\omega_{s}\rho_{s}\vec{v}_{s}\vec{v}_{s}) = -\omega_{s}\nabla P - \nabla P_{s} + \nabla \cdot \vec{\tau}_{s}$$

$$+\omega_{s}\rho_{s}\vec{g} + \sum_{i=1}^{n} [K_{k}(\vec{v}_{i} - \vec{v}_{s}) + \dot{m}_{k}\vec{v}_{k}] \qquad (3)$$

که در روابط مذکور _{آل}آ سرعت بین فازی است که به شکل زیر تعریف

می شود.
$$V_{ij} = V_i$$
 (جرم فاز *i* شروع به انتقال به فاز *j* کند): $\dot{N}_{ij} = V_i$

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

 $\overline{ au}_i$ و K_{i_0} ضرایب انتقال مومنتم بین فازی، $P_{
m s}^{
m s}$ فشار جامد و $\overline{ au}_i$ تانسور تنش هستند که از رابطه (4) تعریف میشود [17].

$$\overline{\tau}_{i} = \omega_{i} \mu_{i} (\nabla \overline{\nu}_{i} + \nabla \overline{\nu}_{j}) + \omega_{i} (\lambda_{i} - \frac{2}{3} \mu_{i}) \nabla \overline{\nu}_{i} \overline{J}$$

$$\tag{4}$$

معادله بقای انرژی از رابطه (5) تعریف میشود که *h* انتالپی مخصوص فاز *i* ام است و از رابطه (6) بدست میآید [17].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_{i}\rho_{j}h_{i}) + \nabla \cdot (\omega_{i}\rho_{j}\vec{u}_{j}h_{i}) = -\omega_{i}\frac{\partial P_{i}}{\partial t} + \overline{\tau}_{i} \cdot \nabla \vec{u}_{i}$$
$$-\nabla \cdot (\omega_{i}k_{\text{con},i}\nabla T_{i}) + S_{q,i} + \sum_{j=1}^{n} (Q_{jj} + \vec{m}_{ij}h_{ij})$$
(5)

$$\boldsymbol{h}_{i} = \int_{T_{ref}}^{T_{i}} \boldsymbol{c}_{p,i} d\boldsymbol{T}$$
(6)

برقراری رابطه بقای انرژی منوط به برقراری تعادل انرژی است و به این معنی است که رابطه (7) برقرار باشد.

$$\boldsymbol{\mathcal{Q}}_{ij} = \boldsymbol{\mathcal{Q}}_{ji} \qquad , \qquad \boldsymbol{\mathcal{Q}}_{ij} = \boldsymbol{0} \tag{7}$$

منبع انتالپی در نتیجه $S_{\mathrm{q},i}$ و $S_{\mathrm{q},i}$ منبع انتالپی در نتیجه Q_{ij}

انتقال رطوبت در هر فاز به وسیله رابطه (8) بیان میشود که \vec{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 T_i به ترتیب محتوای رطوبت در فازهای سیال و جامد میباشد [17].

$$\frac{\partial \varepsilon_i \rho_i \mathbf{y}^z}{\partial \mathbf{f}} + \nabla . (\varepsilon_i \rho_j \vec{\boldsymbol{\mu}}_i \mathbf{y}^z - \varepsilon_i \rho_j \boldsymbol{D}_i^z \nabla \mathbf{y}^z) = \dot{\boldsymbol{S}}_i^z \ \boldsymbol{z} = \boldsymbol{z}_1, \boldsymbol{z}_n \tag{8}$$

در توصیف رفتار جریان یک مخلوط سیال- جامد، مدل جنبشی دانهای چند سیال [17،18] و مدل جریان آشفته کی-اپسیلون [17،18] معمولاً به

$$K = \frac{D_{\rm s} \pi^2}{R^2} \tag{16}$$

با فرض برقراری رابطه خطی تغییرات رطوبت در فاز سیال در طول خشککن و معلوم بودن رطوبت تعادلی موجود در فاز ذره در ورودی و خروجی، میتوان رابطه خطی رطوبت تعادلی ذره را از رابطه (17) بدست آورد. فاصله هر نقطه درون خشککن از نقطه میانی ورودی و خروجی ذرات پلی ونیل کلراید از رابطه (18) و (19) بدست میآید [23].

$$\frac{\boldsymbol{X} - \boldsymbol{X}_{me}}{\boldsymbol{X} - \boldsymbol{X}_{me}} = \frac{\boldsymbol{L}_{z}}{\boldsymbol{Z}}$$
(17)

$$\boldsymbol{X}_{i} - \boldsymbol{X}_{me} \quad \boldsymbol{L}_{1}$$
(18)

$$L_{1} = \sqrt{(x - 10.3)^{2} + (y - 4.5)^{2}}$$
(10)
$$L_{1} = \sqrt{(x - 1)^{2} + (y - 1.97)^{2}}$$
(19)

$$L_{2} = \sqrt{(x - 0)^{2} + (y - 1.97)^{2}}$$
(19)

اساساً شرایط خارجی و ساختار داخلی مواد مرطوبی که خشک می شوند، اثر مهمی در فرایند خشک شدن داشته و این عوامل در مراحل مختلف خشک شدن، اثرات متفاوتی را به همراه دارند. خشک کردن یک ذره در دو



شكل 3 الكوريتم تابع اضافى تعريفشده توسط كاربر

کار برده میشود. توانایی و دقت قابل قبول مدل کی- اپسیلون، کاربرد این مدل را در شبیهسازی جریانهای صنعتی و انتقال حرارت نظیر خشککن بستر سیال گسترش داده است [20].

انرژی جنبشی اغتشاش k و نرخ اتلاف آن ϵ به ترتیب از طریق رابطه (9) و (10) محاسبه میشوند. μ_i ویسکوزیته تلاطم، \overline{u}_i سرعت وزنی فاز، σ_i و (10) محاسبه میشوند. μ_i ویسکوزیته تلاطم، \overline{u}_i مینیتیکی σ_ϵ م ϵ_s مینیتیکی متلاطم، k_i و ϵ_s میلات تبادل بین فازی و ϵ_1 ، ϵ_2 و ϵ_3 نیز ϵ_3 نیز ارمترهای تجربی هستند [17].

$$\frac{\partial}{\partial t} (\omega_i \rho_j \mathbf{k}_i) + \nabla . (\omega_i \rho_j \mathbf{\bar{\mu}}_i \mathbf{k}_i) = \nabla . (\omega_j \frac{\mu_{ij}}{\sigma_k} \nabla \mathbf{k}_i) + (\omega_i \mathbf{G}_{ki} - \omega_i \rho_i \varepsilon_i) + \mathbf{I}_{kij}$$
(9)

$$\frac{\partial}{\partial t} (\omega_i \rho_i \varepsilon_i) + \nabla . (\omega_i \rho_j \vec{u}_i \varepsilon_i) = \nabla . (\omega_j \frac{\mu_{ti}}{\sigma_{\varepsilon}} \nabla \varepsilon_i) + \frac{\varepsilon_i}{k_i} (\mathbf{C}_{1\varepsilon} \omega_j \mathbf{G}_{ki} - \mathbf{C}_{2\varepsilon} \omega_i \rho_i \varepsilon_i + \mathbf{C}_{3\varepsilon} \mathbf{I}_{\varepsilon,ij})$$
(10)

برای پیشبینی رفتار جریان، روش مدلسازی اویلری-اویلری در کد فلوئنت به کار گرفته شده است. در این بررسی یک مدل انتقال حرارت و جرم به شکل تابعی اضافی تعریف و نرمافزار به کمک آن توسعه داده شده است. با استفاده از این توسعه مقدار رطوبت و انتقال آن در هر فاز و تبادل بین فازها پیشبینی و مدلسازی شده است. فرایند توسعه کد در الگوریتم شکل 3 نشان داده شده است. کد توسعهیافته به زبان *C* نوشتهشده و هدف اصلی آن بدست آوردن کسر جرمی رطوبت در خروجی محصول است.

در الگوریتم شکل 3، پارامترهای ورودی شامل سرعت سیال (v)، دانسیته سیال (ρ) ، ویسکوزیته سیال (μ) و قطر دانه محصول (D) هستند. تابعهای ورودی عدد رینولدز (Re)، عدد اشمیت (Sc) و انتالپی تبخیر (ΔH_v) است. عدد رینولدز از رابطه (11) و عدد اشمیت که نسبت نفوذ مومنتم به نفوذپذیری جرمی میباشد [17] از رابطه (21) و انتالپی تبخیر با توجه به دادههای تجربی از رابطه (13) حاصل میشود [21].

 $\mathbf{R}\mathbf{e} = (\rho \mathbf{u} \cdot \mathbf{d} / \mu) \tag{11}$

$$\mathbf{Sc} = (\mu \boldsymbol{I} \rho. \boldsymbol{D}) \tag{12}$$

$$\Delta \boldsymbol{H}_{\boldsymbol{v}} = \boldsymbol{C}_{1} \times (\mathbf{1} - \boldsymbol{T}_{r})^{\boldsymbol{C}_{2} + \boldsymbol{C}_{3} \boldsymbol{T}_{r}^{+} \boldsymbol{C}_{4} \boldsymbol{T}_{r}^{2}}$$
(13)

نريب نفوذ رطوبت در هوا و ضرايب C_1 ، C_2 ، C_3 و C_4 به ترتيب D ضريب نفوذ رطوبت در هوا و ضرايب 0/25795 است. -0/212، 0/3199، $5/2053 \times 10^7$

ضریب انتقال جرم (β) با استفاده از رابطه (14)، رابطه ارائه شده توسط گان [22]، برای بستر سیال خشککن قابل محاسبه است. رابطه (15) رابطه انتقال جرم در بسترهای ثابت و سیال را بیان میکند. (14)

Sh = (7 - 10(1 -
$$\omega_s$$
) + 5(1 - ω_s)²)(1 + 0.7Re^{0.2}Sc^{1/3})
+(1.33 - 2.4(1 - ω_s) + 1.2(1 - ω_s)²)(Re^{0.7}Sc^{1/3})

$$0.35 < (1 - \omega_{\rm s}) < 1.0 \ {\rm Re}_{\rm s} < 10^5 \tag{15}$$

Sh عدد شرورد (ناسلت جرمی) است و نفوذپذیری انتقال جرم را بیان می کند.

ثابت خشک کردن (K) میتواند از رابطه (16) محاسبه شود. ضریب خشک کردن میتواند به عنوان یک تابع از متوسط محتوای رطوبت و دما، به کار گرفته شود ولی این تابع باید پیوسته باشد.

مرحله قابل تشخیص میباشد. مرحله اول شدت ثابت، زمانی که مقاومت خارجی در مقابل انتقال جرم بسیار بیش تر از مقاومت داخلی است و فرایند انتقال حرارت و جرم به مکانیزم انتقال در لایه مرزی بستگی داشته [77]، بنابراین با توجه به تئوری لایه مرزی، مطابق با رابطه (20)، شار جرمی بخار آب انتقال یافته از این لایه بین سطح ذره و هسته متلاطم در جریان گاز محاسبه میشود. رابطه (20) شار جرمی رطوبت تبخیر شده از سطح دانه در مرحله اول خشک کردن ((N) را بیان می کند [17].

$$N_{I} = \beta \frac{P}{R_{g} \frac{T_{p} + T_{g}}{2}} M_{m} \times \left(\ln \frac{1 - y_{\sigma}}{1 - y_{p}} + \ln \frac{M_{m} (1 - y_{p}) + M_{a} y_{p}}{M_{m} (1 - y_{\sigma}) + M_{a} y_{\sigma}} \right)$$
(20)

مرحله دوم خشک کردن، مرحله شدت نزولی است که رفتار برعکس حالت قبل دارد و عامل کنترلکننده خشک کردن، مقاومت داخلی ماده در برابر انتقال حرارت می باشد. شار جرمی رطوبت تبخیر شده از سطح دانه در مرحله دوم خشک کردن (۸٫۸) از رابطه (21) بدست می آید.

$$\boldsymbol{N}_{\Pi} = \boldsymbol{K} \left(\boldsymbol{\bar{X}} - \boldsymbol{\bar{X}}_{me} \right) \frac{\boldsymbol{\rho}_{s}}{\boldsymbol{A}_{s}}$$
(21)

برای تعیین دوره خشک کردن در هر حجم کنترل، شار رطوبت باید مقایسه شود. از اینرو چنان چه $N_1 > N_1$ باشد، مرحله اول خشک کردن بوده و مرحله دوم خشک کردن نیز در شرایط عکس روی میدهد [17]. رابطه (22) شار جرمی رطوبت تبادل یافته بین فازها (S_i^2) را توصیف می کند. سطح ذره A_i (نسبت مساحت به حجم)، از رابطه (23) بدست می آید [17].

$$\dot{S}_{p}^{zI} = -\dot{S}_{s}^{z\Pi} = N\omega_{p}\omega_{s}A_{s}$$
(22)

$$A_{\rm s} = \frac{6}{d_{\rm s}} \tag{23}$$

شار حرارتی تبادل یافته بین سطح ذره و جریان سیال به وسیله رابطه (24) بیان شده که T_{σ} و T_{σ} به ترتیب دماهای جریان گاز و سطح ذره (24) میباشند. α ضریب انتقال حرارت است که از طریق رابطه گان (رابطه 25) محاسبه می شود [17].

$$q_{ps} = \alpha (I_{\sigma} - I_{p})$$

$$Nu = (7 - 10(1 - \omega_{s}) + 5(1 - \omega_{s})^{2})(1 + 0.7 \text{Re}_{s}^{0.2} \text{Pr}^{1/3})$$

$$+ (1.33 - 2.4(1 - \omega_{s}) + 1.2(1 - \omega_{s})^{2})(\text{Re}_{s}^{0.7} \text{Pr}^{1/3})$$

$$0.35 < (1 - \omega_s) < 1.0 \ \text{Re}_s < 10^{\circ} \tag{25}$$

مقادیر O_{ps} و S_{ps} که در روابط (26) و (27) ارائه شدهاند، به ترتیب شار حرارتی منتقلشده بین فازها و اتلاف انتالپی در فاز جامد در اثر تبخیر میباشد [17].

$$\boldsymbol{\mathcal{Q}}_{ps} = \boldsymbol{q}_{ps} \boldsymbol{\omega}_{s} \boldsymbol{\omega}_{p} \boldsymbol{\mathcal{A}}_{s} \tag{26}$$

$$\boldsymbol{S}_{q,s} = \dot{\boldsymbol{S}}_{s}^{z\Pi} \boldsymbol{H}_{vap} \tag{27}$$

4- مدلسازی عددی

برای شبیهسازی مسأله پس از ایجاد مدل هندسی، شبکهای شامل 13049 گره و 12052 سلول تولید شده است. فاز پیوسته به صورت گاز ایدهآل در نظر گرفته شده و فاز جامد، سیال غیرقابل تراکم فرض شده است. دیوارهها به

مهندسی مکانیک مدرس، بهمن 1393، دوره 14، شماره 11

شکل آدیاباتیک مفروض و شرایط عدم لغزش در دیوارهها برای همه فازها به کار برده شده است. تمامی شرایط ورودی به شکل، شرط مرزی ورودی سرعت فرض شده و شرط مرزی فشار در خروجیها در نظر گرفته شده است. مقادیر اولیه مندرج در جدول 1 برای مدل سازی در نظر گرفته شده است و شکل 4 شبکهبندی هندسه خشککن را نشان میدهد.

در محاسبات چند فازی اویلری، روش کوپله شده فازی سیمپل برای ارتباط فشار- سرعت به کار گرفته می شود. برای بررسی همگرایی، باقی مانده ها مشاهده و بررسی شده اند. برای حل گذرا مقادیر باقی مانده های کم تر از ⁴-10×1 در متغیرها، به عنوان معیار همگرایی استفاده شده است.

5- نتايج مدلسازى

توزیع دما به عنوان شاخص اصلی در انتقال حرارت به شمار میرود. برای این منظور توزیع دما در فضای داخلی خشککن در شکل 5 نشان داده شده که نواحی تیرهتر دمای پایینتر را نشان میدهند. بیشترین دما در نزدیکی دیواره تحتانی است که دلیل آن ورود هوای گرم X 368 به داخل خشککن است. توزیع رطوبت به عنوان پارامتر اصلی مورد بررسی در فرایند خشک کردن میباشد. شکل 6 توزیع رطوبت در فاز اولیه (هوا) را نشان میدهد. در شکل به خوبی مشخص است که جریان هوا در اختلاط با جریان مرطوب پلی ونیل کلراید، عملاً رطوبت محصول را جذب نموده و لذا میزان رطوبت هوا از پایین خشککن به بالای آن افزایش مییابد. سیر کاهش رطوبت در طول مبدلها و نیز در طول خشککن از خروجی تا ورودی ذرات نیز قابل مشاهده

جدول 1 مقادیر اولیه برای مدلسازی عددی

مقدار	پارامتر	
2/5	سرعت هوای ورودی (m s ⁻¹)	
0/012	کسر جرمی رطوبت اولیه هوا (kgkg ^{·1})	
2/8×10 ⁻¹²	ضریب نفوذ رطوبت در هوا (m²s ⁻¹)	
368	دمای هوای ورودی (k)	
101325	فشار عملیاتی (pa)	
0/63	حد پرشوندگی	
700	دانسیته جامد خشکشونده (kgm ⁻³)	
7×10^{-5}	قطر ذرات جامد یکنواخت (m)	
0/22	کسر جرمی رطوبت اولیه ذرات (kgkg ⁻¹)	
2/334 × 10 ⁻¹²	ضریب نفوذ رطوبت در دانه جامد (m²s ⁻¹)	
10	شدت توربولانس (%)	
0/315	قطر هيدروليكي (m)	



81

میباشد. شکل 7 توزیع رطوبت در فاز جامد (محصول) را نشان میدهد و تأییدکننده شکل 6 میباشد و بیانگر کاهش میزان رطوبت فاز جامد در مسیر حرکت به سمت خروجی ذرات است. رطوبت عملاً توسط هوا جذب و از خشک کن خارج می شود. در نزدیکی ورودی هوا مشاهده می شود که به دلیل خشک بودن نسبی هوا، تغییر شدیدی در میزان رطوبت طی فاصله بسیار کوتاهی به وجود می آید.

نتایج نشان میدهد که مقدار رطوبت در ذرات خروجی برابر 0/00384 است، بدین ترتیب میزان رطوبت بازیابی شده از ذرات برابر 0/216 می باشد که این کمیت در واحد موجود در پتروشیمی بندر امام 2018/0 است؛ بنابراین میزان خطای محاسبه شده برابر 1% می شود. این میزان خطا نمایان گر مدل سازی مناسب خشک کن است.

برای وضوح هر چه بیش تر توزیع رطوبت، ساختار توزیع طولی و ارتفاعی رطوبت در فاز هوا در شکلهای 8 و 9 و فاز جامد در شکلهای 10 و 11 نشان داده شده است. جریان هوا در اختلاط با جریان مرطوب محصول، عملاً رطوبت محصول را جذب کرده و لذا میزان رطوبت هوا از پایین خشککن به بالای آن افزایش مییابد. رویه کاهش رطوبت در طول مبدلها و همین طور طول کلی خشککن نیز قابل مشاهده است. رفتار توزیع رطوبت متأثر از میدان جریان بوده و در بخشهایی که جریان مکش و یا رانش همراه است این تأثیر کاملاً محسوس است. نقاط A و B و C در ارتفاع 4 متر بیانگر اثر



شكل 5 توزيع دما





شکل 7 توزیع رطوبت در فاز جامد

خروجیهای هوا می باشند. ورود محصول همراه با افزایش نسبی رطوبت است و هر چه ارتفاع مورد بررسی از سطح تحتانی خشک کن فاصله می گیرد، این پدیده شیب بیش تری در نمودار تغییرات مربوط به آن سطح ایجاد می کند.





شکل 11 نمودار توزیع ارتفاعی رطوبت در فاز جامد

5.00

میزان رطوبت موجود در هوا در ارتفاع 4 متری تقریباً دو و نیم برابر میزان آن در هوای ورودی است. میزان رطوبت هوا در انتهای خشککن در ارتفاعهای متفاوت، به سمت یکدیگر متمایل میشوند که بیانگر تراکم ذرات محصول در انتهای خشککن است. در شکل 9 رویه مشابهی برای ساختار ارتفاعی رطوبت نشان داده شده که بیانگر کاهش میزان رطوبت در طول و افزایش رطوبت در ارتفاع است.

با افزایش طول خشککن، به دلیل تراکم ذرات محصول، میزان تغییرات افزایش رطوبت موجود در هوا کمتر شده و کم شدن شیب نمودارهای رسم شده بیانگر این واقعیت است.

در شکل 10 و 11 به ترتیب تغییرات نسبتاً ملایم رطوبت ذرات در طول خشککن و کاهش شدید رطوبت فاز جامد در فواصل 10 و 12 متر از انتهای خشککن (محل ورود ذرات) را نشان میدهد که ناشی از حرکت بیش از حد ذرات به سمت پایین خشککن و یا محبوس شدن بیش از حد ذره در گردابه ایجادشده در مجاورت دیواره است. افزایش نشان داده شده در فاصله 10 متر نسبت به دیگر فاصلهها در ارتفاع 4/5 متری، نشاندهنده محل ورود ذرات است.

تغییرات طولی فشار به عنوان یک پارامتر مهم در ساختار جریان در شکل 12 ارائه شده است. در این شکل ثابت بودن تقریبی فشار در ارتفاعهای متفاوت از کف خشک کن به وضوح قابل مشاهده است. به خوبی مشاهده میشود که به دلیل وجود مبدل عملاً در بخش فشار ثابت زیر مبدل، رفتار کاهش فشار در طول مبدل به شکل خطی می باشد. در بخش فوقانی نیز فشار نسبتاً ثابت بوده و نوسان ایجاد شده در نمودار، حاصل از برخورد جریان هوا با ذرات محصول است و هر چه فاصله از این محل بیشتر می شود، به دلیل کاهش شدت این پدیده، تأثیر این برخورد کاهش یافته و میزان پیک ایجاد شده در نمودارهای مربوط به ارتفاعهای پایین تر به لحاظ کمی، مقدار کم تری نشان می دهند.

در شکل 13 کاهش عمومی فشار همراه با افزایش ارتفاع خشک کن، برای خروج هوا قابل مشاهده است. این رفتار بیانگر گرادیان فشار ارتفاعی که در جهت حرکت جریان هوا از پایین به بالا و رویداد نشست 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 میشود.

در شکلهای 12 و 13 منظور از فشار در محور عمودی، فشار مربوط به مخلوط دو فاز است. فشار توسط رابطه (18) بی بعد شده است. در رابطه (28)، * P فشار بی بعد، P_{min,b} حداقل فشار در جهت محور عمودی در لایه مرزی است که برابر 1000- پاسکال می باشد همچنین سرعت برابر با سرعت ثابت هوای ورودی است.

$$\boldsymbol{P}^{\star} = (\boldsymbol{P} - \boldsymbol{P}_{\min,b}) / \rho \boldsymbol{u}^2$$

علی سررشتهداری و همکاران

6- تحلیل انرژی و اگزرژی

(28)

حداکثر کار مفید خروجی که در طول یک فرایند، در یک سیستم میتوان بدست آورد به شرطی که حالت نهایی، حالت مرده باشد، اگزرژی نامیده میشود. حالت مرده، حالتی است که در آن دما و فشار سیستم با محیط یکی میشود. تحلیل اگزرژی اطلاعات مفیدی 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 بر اساس قانون اول ترمودینامیک بوده است. در این روش از توازن انرژی جهت تحلیل انتقال حرارت بین سیستم و محیط استفاده شده است و هیچ اطلاعاتی در مورد کیفیت انرژیهای عبور کننده از مرزهای سیستم نمیدهد.



با توجه به شکل 2 سیستم خشک کن با شرایط ورودی و خروجی با شش فعلوانفعال عمده که عبارتاند از:

- 1- هوای خشک ورودی به محفظه خشککن؛
- -2 محصول مرطوب ورودی به محفظه خشککن؛
- 3- هوای مرطوب خروجی از محفظه خشککن؛
- 4- خروجي محصول که رطوبت آن کاسته شده؛
 - 5- آب گرم ورودی به مبدلها؛
 - 6- آب گرم خروجی از مبدل ها.

اگر شکل 2 به عنوان یک حجم کنترل در نظر گرفته شود، روابط (29) تا (32)، موازنه جرم برای چهار جریان محصول، هوای خشک، آب گرم مبدلها و رطوبت همراه با هوا و محصول را بیان میکند [24].

$$(\dot{m}_{\rm p})_2 = (\dot{m}_{\rm p})_4 = \dot{m}_{\rm p}$$
 (29)

$$(\dot{m}_{a})_{1} = (\dot{m}_{a})_{3} = \dot{m}_{a}$$
 (30)

$$w_1 \dot{m}_a + (\dot{m}_w)_2 = w_3 \dot{m}_3 + (\dot{m}_w)_4$$
 (32)

دبی شهرای خشک، m_b دبی جرمی هوای خشک، m_b دبی m_b دبی آب مبدلها و w نسبت رطوبت است که از رابطه **(33)** بدست میآید.

$$\omega = \frac{m_{\nu}}{m_{a}}$$
(33)

برای جلوگیری از تلف شدن حرارت از محفظه خشککن دیواره محفظه خشککن عایقکاری شده است؛ بنابراین تلفات حرارتی از محفظه خشککن صفر است همچنین از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل صرفنظر شده است. با شرایط ورودی و خروجی به محفظه خشککن، موازنه انرژی از رابطه (34) و موازنه اگزرژی از رابطه (35) ییروی میکنند [24].

$$\dot{m}_{a}h_{1} + \dot{m}_{p}(h_{p})_{2} + (\dot{m}_{w})_{2}(h_{w})_{2} + \dot{Q}_{hx} =$$

 $\dot{m}_{a}h_{3} + \dot{m}_{p}(h_{p})_{4} + (\dot{m}_{w})_{4}(h_{w})_{4}$ (34)

$$m_a ex_1 + m_p (ex_p)_2 + (m_w)_2 (ex_w)_2 + Ex_{hx} =$$

$$\dot{m}_{a}ex_{3} + \dot{m}_{p}(ex_{p})_{4} + (\dot{m}_{w})_{4}(ex_{w})_{4} + \dot{E}x_{d}$$
 (35)

انتالپی هوای ورودی (h₁) و انتالپی هوای خروجی (h₃) مجموع انتالپی هوای خشک و انتالپی بخار آب است که از روابط (**36) و (37)** بدست میآید [24].

$$h_{1} = (h_{a})_{1} + \omega_{1}(h_{v})_{1} = (h_{a})_{1} + \omega_{1}(h_{g})_{1}$$
(36)

$$\boldsymbol{h}_{3} = (\boldsymbol{h}_{2})_{3} + \boldsymbol{\omega}_{3}(\boldsymbol{h}_{\nu})_{3}$$
(37)

اگزرژی مخصوص هوای ورودی (ex₁) و هوای خروجی (ex₃) از روابط (**38) و (39) بدست میآید [24]**.

$$ex_{1} = [(c_{p})_{a} + \omega_{1}(c_{p})_{v}](T_{1} - T_{0}) - T_{0} \times \\ \{(c_{p})_{a} + \omega_{1}(c_{p})_{v}\ln\frac{T_{1}}{T_{0}} - (R_{a} + \omega_{1}R_{v})\ln\frac{P_{1}}{P_{0}}\} + T_{0} \times \\ \{(R_{a} + \omega_{1}R_{v})\ln\frac{1 + 1.6078\omega^{0}}{1 + 1.6078\omega_{1}} + 1.6078\omega_{1}R_{a}\ln\frac{\omega_{1}}{\omega^{0}}\}$$
(38)

$$\begin{aligned} & \mathcal{R}_{3} = [(c_{p})_{a} + \omega_{1}(c_{p})_{v}](T_{3} - T_{0}) - T_{0} \times \\ & \{(c_{p})_{a} + \omega_{3}(c_{p})_{v}\ln\frac{T_{3}}{T_{0}} - (R_{a} + \omega_{3}R_{v})\ln\frac{P_{3}}{P_{0}}\} + T_{0} \times \end{aligned}$$

$$\{(R_{a} + \omega_{3}R_{v})\ln\frac{1+1.6078\omega^{0}}{1+1.6078\omega_{a}} + 1.6078\omega_{3}R_{a}\ln\frac{\omega_{3}}{\omega^{0}}\}$$
(39)

در روابط فوق T_0 دمای محیط، P_0 فشار محیط، $(c_p)_a$ ظرفیت گرمای ویژه هوای خشک، $(c_p)_v$ ظرفیت گرمای ویژه بخار آب، h_a انتالپی هوای خشک، h_v انتالپی بخار آب، h_b انتالپی بخار اشباع، Ex_d اگزرژی تخریب-شده و ω^0 نسبت رطوبت در شرایط محیط میباشد.

اگزرژی مخصوص محصولات (ex_p) از رابطه (40)، اگزرژی مخصوص مبدلها (ex_{hx}) از رابطه (41) و اگزرژی مخصوص رطوبت موجود در محصولات (ex_w) از رابطه (42) بدست میآید [24.25].

$$ex_{p} = [h_{p}(T,P) - h_{p}(T_{0},P_{0})] - T_{0}[s_{p}(T,P) - s_{p}(T_{0},P_{0})]$$

$$ex_{tw} = [h_{tw}(T,P) - h_{w}(T_{0},P_{0})] -$$

$$(40)$$

$$T_0[s_{hx}(T,P) - s_{hx}(T_0,P_0)]$$
(41)

$$\boldsymbol{ex}_{w} = [\boldsymbol{h}_{f}(T) - \boldsymbol{h}_{g}(T_{0})] + \boldsymbol{v}_{f}[\boldsymbol{P} - \boldsymbol{P}_{g}(T)] -$$

$$T_{0}[s_{f}(T) - s_{g}(T_{0})] + T_{0}R_{v}\ln\frac{P_{g}(T_{0})}{x_{v}^{0}P_{0}}$$
(42)

 $P_{\rm g}$ انتروپی مخصوص محصولات، s_{hx} انتروپی مخصوص مبدلها، s_p فشار اشباع و $\chi_{\rm V}^{0}$ کسر مولی بخار آب در هوا می باشد.

مصرف انرژی با استفاده از قانون اول ترمودینامیک به صورت رابطه (43) بیان میشود و بیانگر مقدار انرژی ورودی به سیستم است که صرف خشک شدن محصول میشود. نسبت مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی بر روی انرژی ورودی به سیستم است که از رابطه (44) بدست میآید و بیانگر این است که برای انجام فرایند خشک شدن تحت شرایط معین چه میزان انرژی نسبت به انرژی موجود در هوای محیط مصرف میشود [25].

$$EU = \dot{m}_{a}(h_{1} - h_{3}) + \dot{m}_{hx}(h_{5} - h_{6})$$
(43)

$$EUR = \frac{EU}{\dot{m}_{s}(h_{1}(T) - h_{1}(T_{0})) + \dot{m}_{w}(h_{s}(T) - h_{s}(T_{0}))}$$
(44)

بازده انرژی (η) بر اساس قانون اول ترمودینامیک و بازده اگزرژی (ψ) بر اساس قانون دوم ترمودینامیک بیان می شوند. بازده انرژی به صورت نسبت انرژی منتقل شده به مواد جامد به انرژی تبادل شده ورودی به بستر خشک-کن و یا به صورت نسبت انرژی مورد استفاده برای تبخیر رطوبت مواد به انرژی ارسال شده به سیستم تعریف می شود و از رابطه (45) بدست می آید. بازده اگزرژی نسبت اگزرژی خروجی به اگزرژی ورودی به سیستم است. بازده اگزرژی برای خشک کردن، نسبت استفاده از اگزرژی (سرمایه گذاری) در خشک کردن محصول به اگزرژی خشک کردن عرضه شده به سیستم و یا به صورت نسبت اگزرژی مورد استفاده برای تبخیر رطوبت مواد به اگزرژی ارسال شده به سیستم تعریف می شود و از رابطه (46) بدست می آید. در روابط (45) بدست می آید [40].

$$\eta = \frac{(\dot{m}_{w})_{ev}[(h_{w})_{3} - (h_{w})_{2}]}{\dot{m}_{v}h_{v} + \dot{Q}_{w}}$$
(45)

$$\psi = \frac{(\dot{m}_{w})_{ev}[(ex_{w})_{3} - (ex_{w})_{2}]}{\dot{m}_{a}ex_{1} + \dot{m}_{hx}(ex_{5} - ex_{6})}$$
(46)

مهندسی مکانیک مدرس، بهمن 1393، دورہ 14، شمارہ 11

 $(\dot{m}_{w})_{ev} = (\dot{m}_{w})_{2} - (\dot{m}_{w})_{4}$

7 - نتایج تحلیل انرژی و اگزرژی

نتایج حاصل از آنالیز انرژی و اگزرژی در جدول 2 محاسبه شده که بازده انرژی خشک کن 38/62% و بازده اگزرژی 35/16% است.

شکل 14 تغییرات بازده اگزرژی با دبی جرمی هوا را نشان میدهد. افزایش دبی یا سرعت هوا، حجم آنتالپی ورودی به محفظه خشککن را زیاد کرده و باعث افزایش مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی میشود. افزایش دبی هوای ورودی موجب بالا رفتن انرژی و اگزرژی ورودی به سیستم میشود که با توجه به رابطه (45) و (46) موجب کاهش بازده انرژی و اگزرژی میشود و این در حالی است که در دبیهای محصول بالاتر، این افزایش، تأثیرات کمتری بر روی بازده دارد. علاوه بر این اگر دبی هوای ورودی به سیستم ثابت در نظر گرفته شود، افزایش جرم محصول با فزایش دبی ملاحظهای بر روی بازده انرژی و اگزرژی تأثیر می گذارد و بازده با افزایش دبی محصول افزایش می باند باید به این نکته هم توجه کرد که با افزایش دبی هوای ورودی، میزان جذب رطوبت از مواد بیش تر میشود و از طرفی عمل جذب یک عمل بازگشتناپذیر است، بنابراین میزان بازگشتناپذیری فرایند افزایش یافته و در نتیجه تخریب اگزرژی (EX_a) افزایش می یابد. البته تخریب اگزرژی با افزایش دبی محصول با رشد کمتری افزایش می یابد.

شکل 15 تغییرات تخریب اگزرژی با دبی جرمی هوا را نشان میدهد؛ بنابراین هر چه قدر دبی هوای ورودی کاهش پیدا کند، مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی و تخریب اگزرژی کاهش و بازده انرژی و اگزرژی افزایش پیدا میکند، اما در خروجی خشککن محصولی با رطوبت بالاتر داریم و این با هدف اصلی خشککن مغایرت دارد. یافتههای مشابهی توسط چندین محقق گزارش شده است [13، 14، 16، 26].

شکل 16 نوسانات بازده اگزرژی با اگزرژی مخصوص هوای ورودی به خشککن را برای دبیهای مختلف محصول نشان میدهد. باید به این نکته هم توجه کرد که با افزایش دبی هوای ورودی، میزان جذب رطوبت از مواد بیشتر میشود و از طرفی عمل جذب یک عمل بازگشتناپذیر است، بنابراین میزان بازگشتناپذیری فرایند افزایش یافته و در نتیجه تخریب اگزرژی (EX_d) افزایش مییابد. البته تخریب اگزرژی با افزایش دبی محصول با رشد كمترى افزايش مىيابد. همان طور كه انتظار مىرود، با افزايش اگزرژى مخصوص هوای ورودی به خشککن، راندمان اگزرژی کاهش مییابد. با توجه به رابطه (46)، راندمان اگزرژی با تغییر اگزرژی مخصوص تبخیری، تغییر می کند. همچنین علت تغییرات اگزرژی مخصوص تبخیری، تفاوت در میزان رطوبت موجود در جریان هوا میباشد. از طرفی میتوان گفت نوسانات بازده اگزرژی به میزان تفاوت اگزرژی مخصوص تبخیری و هوا وابسته است. در این ارتباط، افزایش میزان این تفاوت، موجب کاهش بازده اگزرژی می شود. همچنین از نمودار شکل 16 به وضوح روشن است که هنگامی که اگزرژی مخصوص ورودی هوا ثابت باشد، هر قدر دبی جرمی محصول بیشتر باشد، بازده اگزرژی بیشتر است. یافته مشابهی توسط دینسر و مارک گزارش شده است [24].

شكل 17 تغييرات بازده اگزرژی با درجه حرارت آب ورودی به مبدلها (T_5) برای دبیهای مختلف محصول را نشان میدهد. همان طور كه در شكل (T_5) برای دید، افزایش درجه حرارت آب ورودی، كاهش راندمان اگزرژی و افزایش تخریب اگزرژی را به دنبال داشته است تا جایی كه میتوان گفت، بازده اگزرژی با درجه حرارت آب مبدل ها رابطه عكس دارد. شكل 18 و شكل

19، تغییرات نسبت مصرف انرژی در دبیهای مختلف محصول در سه دمای مختلف ورودی هوا (T_1) و ورودی مبدلها (T_5) را نشان می دهد. با افزایش دمای هوا و آب ورودی به مبدلها آنتالپی ورودی به محفظه خشک کن زیاد شده، افزایش آنتالپی ورودی، افزایش انتقال حرارت و جرم را منجر شده و به تبع آن مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی بیش تر می گردد و در نتیجه مقدار رطوبت بیش تری از محصول گرفته می شود. یافتههای مشابهی توسط چندین محقق گزارش شده است [14.1].

امیکی خشککن	جدول 2 نتايج حاصل از مدل ترمودين
مقدار	پارامتر
2324	اگزرژی ورودی (kW)
1835/3	اگزرژی خروجی (kW)
488/7	اگزرژی تخریب شده (kW)
1/218	دبی جرمی آب تبخیر شدہ (¹⁻ kgs)
38/62	بازده انرژی (%)
35/16	بازده اگزرژی (%)





شکل 15 تغییرات تخریب اگزرژی با دبی جرمی هوا

Exd(kw)



شکل 16 تغییرات بازده اگزرژی با اگزرژی مخصوص ورودی هوا باید به این نکته توجه کرد که قسمت اعظم خشک کردن توسط مبدل ها انجام میگیرد و با توجّه به بیشتر بودن دبی جرمی آب گرم ورودی به مبدل ها نسبت به دبی جرمی هوای ورودی، با افزایش دمای ورودی، انتقال جرم و حرارت در مبدل ها نسبت به هوای ورودی، بیشتر افزایش پیدا میکند و در نتیجه نسبت مصرف انرژی مبدل ها در دبی های ثابت، بیشتر از هوای ورودی است.





شکل 18 تأثیر دبی جرمی محصول بر نسبت مصرف انرژی در درجه حرارتهای مختلف ورودی هوا

ṁ⊦(kg/s)





همان طور که از شکل 20 می توان مشاهده کرد، بازده اگزرژی با دبی محصول، به صورت خطی تغییر کرده و با افزایش دبی محصول، برخلاف دبی هوا، بازده اگزرژی افزایش می یابد. این افزایش خطی بازده با دبی محصول، نشان دهنده این است که نسبت اگزرژی تبخیری ماده، به اگزرژی ورودی هوا برای دبی های متفاوت محصول، ثابت باقی می ماند. یافته های مشابهی توسط چندین محقق گزارش شده است [14.24].

شکل 21 تغییرات بازده اگزرژی فرایند خشک شدن را در مقابل نسبت رطوبت هوای ورودی به خشککن (a₁) در شدت جریانهای مختلف جرمی را نشان میدهد. با افزایش میزان رطوبت هوا، بازده اگزرژی کاهش مییابد. دلیل این کاهش، افزایش اگزرژی هوا با افزایش رطوبت هوا است.

تأثیر شدت کاهش بازده اگزرژی در دبی جرمی کم به مراتب بیشتر از دبیهای بالاتر است، با افزایش نسبت رطوبت هوای ورودی، هر چقدر دبی هوای ورودی افزایش پیدا میکند تغییرات بازده کمتر میشود. میتوان ذکر کرد، هر چه هوای خشککننده رطوبت کمتری داشته باشد قابلیت خشک کردن بیشتری خواهد داشت؛ بنابراین مصرف انرژی را زیادتر میکند. یافته مشابهی توسط دینسر و مارک گزارش شده است [24].



شکل 20 تغییرات بازده اگزرژی با دبی جرمی محصول





شکل 21 تغییرات بازده اگزرژی با نسبت رطوبت هوای ورودی

8- نتیجهگیری

تحلیل شرایط و توضیح فرایند انتقال پدیدهها در زمان خشک شدن دانههای پلی ونیل 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. مقدار رطوبت در ذرات خروجی برابر 0/00384 بوده است، بدین ترتیب میزان رطوبت بازیابی شده از ذرات برابر 0/216 میباشد که این کمیت در واحد موجود برابر 0/218 است. بنابراین میزان خطای محاسبهشده برابر 1 درصد میشود. این میزان خطا نمایانگر مدلسازی مناسب خشککن و پدیدههای انتقال مرتبط است.

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

- بازده انرژی خشک کن 38/62% و بازده اگزرژی 35/16% است.
- · افزایش سرعت یا دبی هوای ورودی باعث افزایش مصرف انرژی و تخریب اگزرژی و کاهش بازده انرژی و اگزرژی میشود.

افزایش دبی هوا منجر به کاهش رطوبت خروجی ذرات میشود ولی افزایش افت فشار را به دنبال خواهد داشت و باعث شناورسازی بیش از حد و پرتاب ذرات به بالا و خروج ذرات همراه هوای خروجی میشود. بنابراین کاهش دبی هوا باعث افزایش بازده میشود ولی از هدف اصلی خشککن که کاهش رطوبت ذرات خروجی است فاصله میگیرد.

- افزایش درجه حرارت ورودی هوا با اینکه باعث کاهش رطوبت
 ذرات خروجی میشود ولی افزایش مصرف انرژی و کاهش بازده
 انرژی و اگزرژی 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 مراتب بیشتر از ورودی هوا میباشد.
- با افزایش رطوبت هوای ورودی به سیستم، اگزرژی هوا
 افزایشیافته و راندمان اگزرژی کاهش مییابد.
- افزایش سرعت یا دبی محصول ورودی باعث افزایش بازده انرژی
 و اگزرژی می شود.

نتیجه حاصل از تحلیل انرژی و اگزرژی را به طور کلی میتوان این گونه بیان کرد که افزایش در پارامترهای دبی جرمی و دمای هوای ورودی و آب گرم مبدلها، راندمان را کاهش داده درحالی که افزایش در پارامترهای ورودی محصول راندمان را افزایش میدهد. با توجه به مطالعات موردی حاصل از مدلسازی و تحلیل انرژی و اگزرژی خشک کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام با افزایش 15 درصدی دبی محصول ورودی بازده انرژی خشک کن از م8/62% به 42% و بازده اگزرژی از 35/16 به 5/95% افزایش مییابد و رطوبت موجود در ذرات به میزان 2003/14 کاهش مییابد. بنابراین رطوبت نهایی محصول با کاهش 18% همراه است.

9- فهرست علايم

	,
A	مساحت (m ²)
Cp	ظرفیت حرارتی در فشار ثابت (kJkg ⁻¹ K ⁻¹)
C _v	ظرفیت حرارتی در فشار ثابت (kJkg ⁻¹ K ⁻¹)
D	ضريب نفوذ (m ² s ⁻¹)
d	قطر (m)
EX	اگزرژی (kW)
ex	اگزرژی مخصوص (kJkg ⁻¹)
EU	مصرف انرژی (kW)
EUR	نسبت مصرف انرژی
G	تولید انرژی سینیتیکی متلاطم (kgm ⁻¹ s ⁻³)
Н	انتالپی تبخیر (Jkg ⁻¹)
h	انتالپی مخصوص (kJkg ⁻¹)
7	تانسور مشخصه
I_k , I_{ϵ}	جملات تبادل بین فازی (kgm ⁻¹ s ⁻³)
К	ثابت خشک کردن (s ⁻¹)
$k_{\rm con}$	ضریب هدایت حرارتی (Wm ⁻¹ K ⁻¹)
K_{ip} , K_{is}	ضرایب انتقال مومنتم بین فازی (kgm ⁻³ s ⁻¹)
М	وزن مولکولی (kg kmol ⁻¹)
'n	دبی جرمی (kgs ⁻¹)
Ν	شار جرمی (kgm ⁻² s ⁻¹)
Nu	عدد ناسلت
Р	فشار (kpa)
Pr	عدد پرانتل
q	شار حرارتی (W m ⁻²)
Q	شدت حرارت انتقال یافته بین فازها (W m ⁻³)
Ò	شدت انتقال حرارت (kW)
R	ثابت جهانی گازها (Jkmol ⁻¹ K ⁻¹)، شعاع (m)
Re	عدد رينولدز
S	منبع انرژی در اثر تبخیر رطوبت (W m ⁻³)
Sc	عدد اشمیت
Sh	عدد شرورد
Ś	ترم منبع جرم در فاز ها (kgm ⁻³ s ⁻¹)
S	انتروپی مخصوص (kJkg ⁻¹)
Т	دما (K)
u	سرعت (m s ⁻¹)
ū	سرعت وزنی (m s ⁻¹)

 $(m^2 s^{-3})$

- [3] H. Pahlavanzadeh, Drying: Principles, Application and Design, in: C. Strumilo and T. Kudra, Drying: Principles, Application and Design, pp. 252-253, Tehran, Publication by Tarbiat Modarres University, 1998. (In Persian)
- M.A.Gilbertson, J.G. Yates, The motionof particles near a bubble in a gasfluidized bed, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 323, pp. 377-385, 1996.
 P. Lettieri, L. Cammarata, G.D.M.Micale, J. Yates, CFD Simulations of Gas
- [5] P. Lettieri, L. Cammarata, G.D.M.Micale, J. Yates, CFD Simulations of Gas Fluidized Beds Using Alternative Eulerian-Eulerian Modelling Approach, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, Vol. 1, No. 1, pp.1542-1551, 2002.
- [6] S. Lain, D. Broder, M. Sommerfeld, M.F. Goz, Modeling hydrodynamics and turbulence in a bubble column using the Euler-Lagrange procedure, *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 28, No. 8, pp. 1381-1407, 2002.
- [7] C.C. Pain, S. Mansoorzadeh, C.R.E. de Oliveira, A study of bubbling and slugging fluidized beds using the two-fluid granular temperature model, *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 27, No. 3, pp. 527-551, 2001.
- [8] D. Zare, M. Ranjbaran, Simulation and Validation of Microwave-Assisted Fluidized Bed Drying of Soybean, *Drying Technology*, Vol. 30, No. 3, pp. 236-247, 2012.
- [9] I. Alaathar, E.U. Hartga, S. Heinrich, Modeling and Flowsheet Simulation of Continuous Fluidized Bed Dryers, *Power Technology*, Vol. 238, No. 5, pp. 132-141, 2013.
- [10] F. Depypere, J.G. Pietersb, K. Dewettinek, CFD Analysis of Air Distribution in Fluidised Bed Equipment, Powder Technology, Vol. 145, No. 3, pp. 176-189, 2004.
- [11] V. Wachem, J. C. Schouten, C.M. Bleek, CFD Modeling of Gas Fluidized Beds with a Bimodal Particle Mixture, *AICHE Journal*, Vol. 47, No. 6, pp. 1292-1302, 2001.
- [12] K.M. Chandel, J.B. Alappat, Pressure Drop and Gas Bypassing in Reciruclating FluidizedBeds, *Chemical Engineering Science*, Vol. 61, pp. 1489-1499, 2006.
- [13] S. Syahrul, I. Dincer, F. Hamdullahpur, Thermodynamic modeling of fluidized bed drying of moist particles, *International Journal of Thermal Science*, Vol. 42, No. 7, pp. 691-701, 2003.
 [14] O. Corzo, N. Beacho, A. Vasquez, A. Pereira, Energy and exergy analysis of
- [14] O. Corzo, N. Beacho, A. Vasquez, A. Pereira, Energy and exergy analysis of thin layer drying of coroba slices, *Journal of Food Engineering*, Vol. 86, No. 2, pp. 151-161, 2008.
- [15] M. M. Aghbashlo, M. H. Kianmehr, A. Arabhosseni, Energy and Exergy Analysis of Thin-Layer Drying of Potato Slices in a Semi-Industrial Continuous Band Dryer, *Drying Technology*, Vol. 26, No. 12, pp. 1501-1508,2008.
- [16] M.A. Fortes, W. R. Ferreira, Second law analysis of drying: modeling and simulation of fluidized bed grain, *International drying symposium 14th* Sao Paulo, Brazil, pp. 301-308, 2004.
- [17] R.G. Szafran, A. Kmiec, CFD Modeling of Heat and Mass Transfer in a Spouted Bed Dryer, *Ind. Eng. Chem. Res*, Vol. 43, NO. 4, pp. 1113-1124, 2004.
- [18] D. Gidaspow, R. Bezburuah, J. Ding, Hydrodynamics of Circulating Fluidized Beds, Kinetic Theory Approach, In 7th international conference on fluidization, Australia, Gold Coast, 1991.
- [19] B. E. Launder, D. B. Spalding, *Lectures in Mathematical Models of Turbulence*; Academic Press: London, 1972.
- [20] W. Zhonghua, A.S. Mujumdar, CFD modeling of the gas-particle flow behavior in spouted beds, *Powder Technology*, Vol. 183, NO. 2, pp. 260-272, 2004.
- [21] S.Whitaker, Simultaneous Heat, Mass, Momentum Transfer in Porous Media: A Theory of Drying, Advances in Heat Transfer, Vol. 13, pp. 119-203, 1977.
- [22] D. J. Gunn, Transfer of Heat or Mass to Particles in Fixed and Fluidized Beds, *International Journal Heat Mass Transfer*, Vol. 21, No. 4, pp. 467-476, 1978.
- [23] J. S. QI, C. Krishnan, Mathematical modeling of continuous cross-flow diffusion-controlled dryers, *Chemical Engineering Science*, Vol. 51, No. 21, pp. 4769-4780, 1996.
- [24]I. Dincer, A. R. Marc, Exergy Energy, Environment and Sustainable Development, Second ed, pp. 167-191, Published by Elsevier, 2013.
- [25] H. Jafari, S. A. behbahaninia, A. Engarnevis, Two-Objection optimization of using Combined cycle power plants waste for heating application, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 12, No. 4, pp. 120-131, 2012. (In Persian)
- [26] T. Nazghelichi, M.Kianmehr, M. Aghbashlo, Thermodynamic analysis of fluidized bed drying of carrot cubes, *Energy*, Vol. 35, No 12, pp. 4679-4684, 2010.

س
 حجم مخصوص (
$$m^3 kg^{-1}$$
)

 مقدار رطوبت متوسط ($kgkg^{-1}$)
 χ

 مقدار رطوبت متوسط ($kgkg^{-1}$)
 χ
 <

10- مراجع

- R. E. Bahu, Energy consumption in dryer design.in:A.S. Mujumdar, I. Filkova, Drying91, Eds., pp. 553–557, Amsterdam: Elsevier, 1991.
- [2] M.A. van der Hoef., M. van Sint Annaland, J.A.M. Kuipers, Computational Fluid dynamics for dense gas-solid fluidized beds: A multi-scale modeling strategy, *Chemical EngineeringScience*, Vol. 59, No. 22- 23, pp. 5157-5165, 2004.