



## مدل سازی و تحلیل خشک کن بستر سیال مجتمع پتروشیمی بندر امام به منظور بهبود بازده انرژی و انرژی

علی سررشته‌داری<sup>1</sup>، محمود چهارطاقی<sup>2\*</sup>، علی محمد عوافی نژاد<sup>3</sup>

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 3619995161، chahartaghi@iust.ac.ir

### اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل  
دریافت: 27 اسفند 1392  
پذیرش: 23 اردیبهشت 1393  
ارائه در سایت: 06 مهر 1393  
کلید واژگان:  
خشک کن  
بستر سیال  
بازده انرژی  
بازده انرژی

### چکیده

در این مقاله خشک کن بستر سیال مجتمع پتروشیمی بندر امام به منظور بررسی عوامل مؤثر در بازده انرژی و انرژی، 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-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 نشان دهنده اختلاف حداکثری 1% در 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 مبدل‌های حرارتی، منجر به کاهش بازده انرژی و انرژی 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 15% شدت جریان جرمی محصول ورودی، بازده کلی خشک کن را از 38/62% به 42% و بازده انرژی را از 35/16% به 39/5% افزایش داد؛ در حالی که رطوبت موجود در محصول نیز در این شرایط به میزان 18% کاهش خواهد یافت.

## 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

Original Research Paper  
Received 18 March 2014  
Accepted 13 May 2014  
Available Online 28 September 2014

Keywords:  
Dryer  
Fluidized Bed  
Energy Efficiency  
Exergy Efficiency

### ABSTRACT

In this paper 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. For do this paper the commercial code with Euler-Euler two phase flow modeling has been used. Due to the importance of moisture content in the dryer system and method transfer between solid and gas phases, a numerical algorithm for estimating moisture content in each phase and exchange or transfer between phases in the proposed the mentioned, implement the code. With applying this algorithm in the code led to considerable correspondence between the results of modeling and the results from the actual performance of the dryer. The difference between the modeling and the experimental results is maximum 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%.

### 1- مقدمه

خشک کردن یکی از مهم‌ترین و کاربردی‌ترین واحدهای عملیاتی است که در محدوده وسیعی از صنایع استفاده می‌شود. در فرایند خشک کردن، انتقال حرارت و جرم به شکل همزمان در داخل مواد جامد و در لایه مرزی عامل خشک کننده صورت می‌پذیرد. خشک کن‌های صنعتی به دلیل گرمای نهان زیاد تبخیر آب و بازده حرارتی نسبتاً پایین، نیاز به انرژی مصرفی زیادی

Please cite this article using:

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)

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید:

تجزیه و انجام تحلیل بازده انرژی و انرژی<sup>4</sup>، مصرف بهینه انرژی را بررسی کرد. به عنوان نمونه سیپرول و همکاران [13] اثر پارامترهای دما، سرعت هوای ورودی و رطوبت محصول را بر روی بازده انرژی و انرژی بررسی کردند. نتایج نشان می‌دهد که افزایش سرعت هوای ورودی سبب کاهش بازده انرژی و انرژی و افزایش دمای هوای ورودی باعث کاهش بازده انرژی و افزایش بازده انرژی و افزایش محتوای رطوبت اولیه سبب افزایش بازده انرژی و انرژی می‌شود. کورزو و همکاران [14] محصول را در سه سطح دمایی و سه سطح سرعتی مورد آزمایش قرار دادند و نشان دادند که اثر افزایش سرعت هوا در دو مورد روی مصرف انرژی<sup>5</sup> معنی‌دار است، همچنین نسبت مصرف انرژی<sup>6</sup> به طور معنی‌داری از دما تأثیر می‌پذیرد و تلفات انرژی با افزایش دما و افزایش سرعت هوا، افزایش پیدا می‌کند. آغباشلو و همکاران [15] در تحقیق خود نشان دادند 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 بازده 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 شده است. فرتس و همکاران [16] به تجزیه و تحلیل انرژی و انرژی در خشک‌کن‌های بستر سیال پرداخته‌اند و نشان دادند که در آغاز روند خشک کردن بازده انرژی بیش‌تر از بازده انرژی هست اما هر چه به مراحل نهایی خشک کردن نزدیک شود، بازده انرژی و انرژی به یکدیگر نزدیک‌تر می‌شود.

بیشتر تحقیقاتی که در مورد خشک‌کن‌های بستر سیال انجام شده، عمدتاً موارد، شامل محصولات کشاورزی با رفتار ترموفیزیکی ثابت می‌باشد، 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 انرژی به منظور بهبود عملکرد خشک‌کن مورد استفاده قرار گرفته است. به علاوه، افزون بر توزیع 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 خشک‌کن مورد بررسی، برخلاف شبیه‌سازی‌های موجود، علاوه بر هوای گرم، از مبدل‌های حرارتی داخل خشک‌کن 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 انرژی با نتایج تجربی خشک‌کن پتروشیمی بندر امام مقایسه و ارائه شده است.

## 2- توصیف خشک‌کن مورد مطالعه

خشک‌کن پتروشیمی بندر امام جهت خشک کردن دانه‌های مرطوب پلی ونیل کلراید<sup>7</sup> استفاده می‌شود. ذرات پلی ونیل کلراید پس از آب‌گیری 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 اصلی این خشک‌کن  $12/6 \times 3/5 \times 4/6$  متر است. هوای لازم جهت خشک کردن محصول مرطوب توسط یک دمنده از

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

در میان انواع خشک‌کن‌ها، خشک‌کن‌های بستر سیال از اهمیت و جایگاه خاصی برخوردارند. این نوع خشک‌کن‌ها معمولاً برای مواد دانه‌ای استفاده می‌شود [2] و روش خشک کردن بر اساس عبور دادن هوای داغ از میان توده موادی که روی صفحه مشبک توزیع گاز قرار گرفته‌اند، استوار است. از مزایای اصلی این نوع خشک‌کن‌ها می‌توان به شرایط بسیار خوب انتقال جرم و حرارت، به دلیل تماس خوب بین ذرات و گاز خشک‌کننده، 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 اولیه و نهایی محصول روی کیفیت محصول خشک‌شده تأثیر خواهد گذاشت. در نتیجه مدل‌سازی این فرایند اهمیت قابل توجهی دارد.

اساسی‌ترین مسأله در مدل‌سازی 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 محاسباتی<sup>1</sup> برای درک بهتر پدیده‌های پیچیده‌ای که بین فاز گاز و ذرات ظاهر می‌شوند، به عنوان ابزار دقیق و مطمئنی شناخته شده است.

دو دیدگاه متداول برای مدل‌سازی جریان‌های چندفازی عبارتند از: دیدگاه اوپلر-اوپلری<sup>2</sup> [5] و دیدگاه اوپلر-لاگرانژی<sup>3</sup> [6]. دیدگاه اوپلری-اوپلری متداول‌ترین و مناسب‌ترین گزینه برای مدل‌سازی مسائل بستر سیال به حساب می‌آید [7]. در دیدگاه اوپلر-اوپلری، تمامی فازها به صورت محیط‌های پیوسته با قابلیت نفوذ متقابل در نظر گرفته شده، معادلات بقا برای هر فاز به صورت جداگانه نوشته می‌شود. به عنوان مثال زارع و رنجبران [8] با استفاده از مدل اوپلری-اوپلری 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 می‌یابد؛ سپس به دلیل تولید انرژی گرمایی درون دانه‌ها، دمای هوای خروجی بالاتر از دمای هوای ورودی به بستر می‌شود.

به عنوان نمونه‌های دیگر آلودار و همکارانش [9] با توجه به دمای گاز، مقدار رطوبت، درجه حرارت و مدت زمان توزیع مواد جامد، بهترین مدل را برای خشک‌کن انتخاب کردند. پیپر 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. واکم و همکاران [11] مدل دینامیک سیالات محاسباتی 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 پیش‌بینی افت فشار خشک‌کن‌های 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 کم‌ترین مقدار انرژی است، می‌توان با شناسایی شرایط عملیاتی و با

4- Exergy  
5- Energy Utilization (EU)  
6- Energy Utilization Rate (EUR)  
7- Poly Vinyl Chloride (PVC)

1- Computational Fluid Dynamics (CFD)  
2- Eulerian-Eulerian Approach  
3- Eulerian-Lagrangian Approach

پیوستگی است. در معادله بقای جرم، رابطه (1) معادله بقای جرم است که  $v_i$  سرعت فاز  $i$  ام،  $\dot{m}_{ji}$  شدت جرم انتقال یافته بین فازها در اثر انتقال فاز،  $\omega_i$  کسر حجمی فاز  $i$  ام و  $\rho_i$  چگالی فاز  $i$  ام است [17].

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

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

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_p \rho_p \vec{v}_p) + \nabla \cdot (\omega_p \rho_p \vec{v}_p \vec{v}_p) = -\omega_p \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_p + \omega_p \rho_p \vec{g} + \sum_{i=1}^n [K_{ip} (\vec{v}_i - \vec{v}_p) + \dot{m}_{ip} \vec{v}_{ip}] \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\omega_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\omega_s \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot \bar{\tau}_s + \omega_s \rho_s \vec{g} + \sum_{i=1}^n [K_{is} (\vec{v}_i - \vec{v}_s) + \dot{m}_{is} \vec{v}_{is}] \quad (3)$$

که در روابط مذکور  $\vec{v}_{ij}$  سرعت بین فاز  $i$  است که به شکل زیر تعریف می‌شود.

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

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

$K_{ip}$  و  $K_{is}$  ضرایب انتقال مومنتم بین فاز  $i$  فشار جامد و  $P_s$  تانسور تنش هستند که از رابطه (4) تعریف می‌شود [17].

$$\bar{\tau}_i = \omega_i \mu_i (\nabla \vec{v}_i + \nabla \vec{v}_i^T) + \omega_i \left( \lambda_i - \frac{2}{3} \mu_i \right) \nabla \cdot \vec{v}_i \bar{I} \quad (4)$$

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

$$\frac{\partial}{\partial t}(\omega_i \rho_i h_i) + \nabla \cdot (\omega_i \rho_i \vec{u}_i h_i) = -\omega_i \frac{\partial P_i}{\partial t} + \bar{\tau}_i \cdot \nabla \vec{u}_i - \nabla \cdot (\omega_i k_{con,i} \nabla T_i) + S_{q,i} + \sum_{j=1}^n (Q_{ji} + \dot{m}_{ij} h_{ij}) \quad (5)$$

$$h_i = \int_{T_{ref}}^{T_i} c_{p,i} dT \quad (6)$$

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

$$Q_{ij} = Q_{ji} \quad , \quad Q_{ii} = 0 \quad (7)$$

$Q_{ij}$  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 (8) 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  $Z_1$  و  $Z_{11}$  به ترتیب محتوای رطوبت در فازهای سیال و جامد می‌باشد [17].

$$\frac{\partial \varepsilon_i \rho_i y^z}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_i \rho_i \vec{u}_i y^z - \varepsilon_i \rho_i D_i^z \nabla y^z) = \dot{S}_i^z \quad z = Z_1, Z_{11} \quad (8)$$

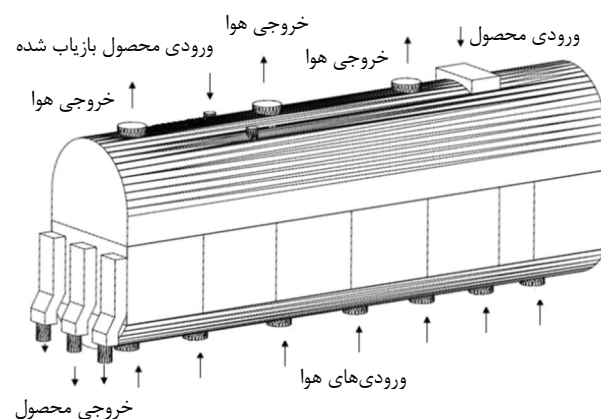
در توصیف رفتار جریان یک مخلوط سیال- جامد، مدل جنبشی دانه‌ای چند سیال [17,18] و مدل جریان آشفته کی-پسپیلون [17,19] معمولاً به

اتمسفر مکیده و پس از عبور از گرم‌کن هوا به قسمت تحتانی خشک‌کن وارد می‌شود. هوای خشک‌کننده از درون صفحه سوراخ دار بستر خشک‌کن، جهت معلق نگه‌داشتن پودر پلی ونیل کلراید که از بالای خشک‌کن وارد می‌شود، جریان پیدا می‌کند. وجود رطوبت همراه با دانه‌های پلی ونیل کلراید ورودی، باعث افت اندکی در دمای هوا می‌شود. به منظور بازیابی دمای هوا و مؤثر بودن آن در تبادل حرارت و خشک کردن دانه‌های محصول از مبدل‌های حرارتی مدد جسته شده است؛ بنابراین قسمت اعظم انرژی جهت خشک کردن، توسط مبدل‌های حرارتی تأمین می‌شود. حرارت این منابع حرارتی، توسط چرخش آب گرم تأمین می‌گردد. هوای خروجی از خشک‌کن دارای مقدار کمی دانه‌های پلی ونیل کلراید است که از طریق جداکننده، محصول به خشک‌کن بازگردانده می‌شود. در شکل 2 جزئیات داخلی خشک‌کن آورده شده است.

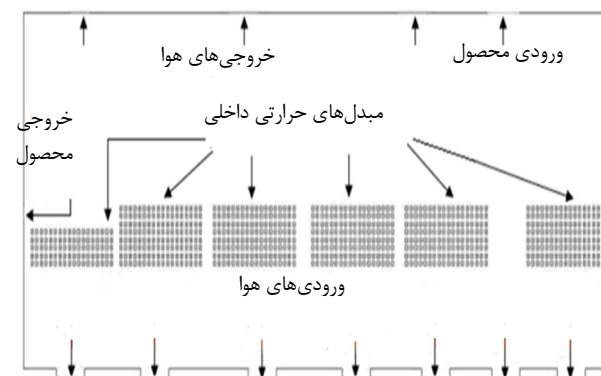
### 3- مدل‌سازی خشک‌کن و معادلات حاکم بر آن

دینامیک سیالات محاسباتی در برگزیده مدل‌سازی انتقال جرم و حرارت است، لذا توزیع مقادیر اسکالری نظیر دما، کسرهای جرمی اجزاء، 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 فاز  $i$  بدست می‌آید. معادلات حاکم، معادلات بقای جرم و



شکل 1 نمای خشک‌کن مورد مطالعه



شکل 2 نمای داخلی خشک‌کن

$$K = \frac{D_s \pi^2}{R^2} \quad (16)$$

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].

$$\frac{X - X_{me}}{X_i - X_{me}} = \frac{L_2}{L_1} \quad (17)$$

$$L_1 = \sqrt{(x - 10.3)^2 + (y - 4.5)^2} \quad (18)$$

$$L_2 = \sqrt{(x - 0)^2 + (y - 1.97)^2} \quad (19)$$

اساساً شرایط خارجی و ساختار داخلی مواد مرطوبی که خشک می‌شوند، 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

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  $\varepsilon$  به ترتیب از طریق رابطه (9) و (10) محاسبه می‌شوند.  $\mu_t$  ویسکوزیته تلاطم،  $\bar{u}_i$  سرعت وزنی فاز،  $\sigma_\varepsilon$  و  $\sigma_k$  اعداد پراوتل متلاطم برای  $K$  و  $\varepsilon$ ، تولید انرژی سینتیکی متلاطم،  $I_k$  و  $I_\varepsilon$  جملات تبادل بین فازی و  $C_{1\varepsilon}$ ،  $C_{2\varepsilon}$  و  $C_{3\varepsilon}$  نیز پارامترهای تجربی هستند [17].

$$\frac{\partial}{\partial t} (\omega_i \rho_i k_i) + \nabla \cdot (\omega_i \rho_i \bar{u}_i k_i) = \nabla \cdot \left( \omega_i \frac{\mu_{t,i}}{\sigma_k} \nabla k_i \right) + (\omega_i G_{k,i} - \omega_i \rho_i \varepsilon_i) + I_{k,ij} \quad (9)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\omega_i \rho_i \varepsilon_i) + \nabla \cdot (\omega_i \rho_i \bar{u}_i \varepsilon_i) = \nabla \cdot \left( \omega_i \frac{\mu_{t,i}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon_i \right) + \frac{\varepsilon_i}{K_i} (C_{1\varepsilon} \omega_i G_{k,i} - C_{2\varepsilon} \omega_i \rho_i \varepsilon_i + C_{3\varepsilon} I_{\varepsilon,ij}) \quad (10)$$

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 نوشته شده 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 ( $\rho$ )، ویسکوزیته سیال ( $\mu$ ) و قطر دانه محصول ( $d$ ) هستند. تابع‌های ورودی عدد رینولدز ( $Re$ )، عدد اشمیت ( $Sc$ ) و انتالپی تبخیر ( $\Delta H_v$ ) است. عدد رینولدز از رابطه (11) و عدد اشمیت که نسبت نفوذ مومنت به نفوذپذیری جرمی می‌باشد [17] از رابطه (12) و انتالپی تبخیر با توجه به داده‌های تجربی از رابطه (13) حاصل می‌شود [21].

$$Re = (\rho v d / \mu) \quad (11)$$

$$Sc = (\mu / \rho D) \quad (12)$$

$$\Delta H_v = C_1 \times (1 - T_r)^{C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r^2} \quad (13)$$

$D$  ضریب نفوذ رطوبت در هوا و ضرایب  $C_1$ ،  $C_2$ ،  $C_3$  و  $C_4$  به ترتیب  $5.10^7 \times 2053$ ،  $0.3199$ ،  $-0.212$  و  $0.25795$  است.

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

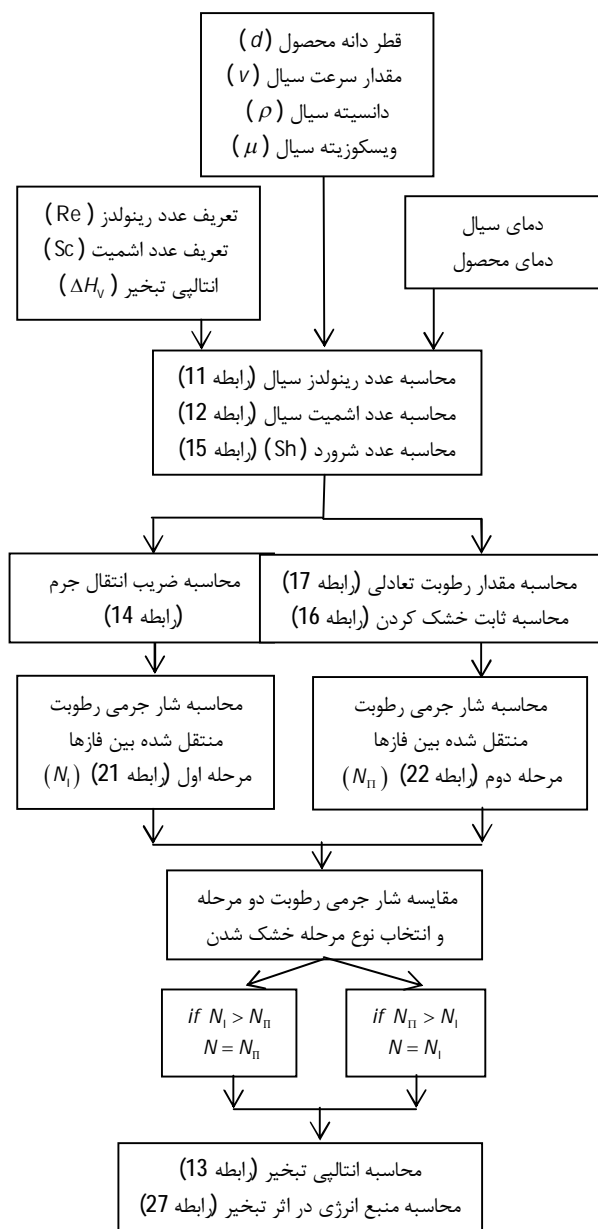
$$\beta = (Sh \cdot D / d) \quad (14)$$

$$Sh = (7 - 10(1 - \omega_s) + 5(1 - \omega_s)^2) (1 + 0.7 Re_s^{0.2} Sc^{1/3}) + (1.33 - 2.4(1 - \omega_s) + 1.2(1 - \omega_s)^2) (Re_s^{0.7} Sc^{1/3}) \quad (15)$$

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

شماره عدد شورو (ناسلت جرمی) است و نفوذپذیری انتقال جرم را بیان می‌کند.

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.



شکل 3 الگوریتم تابع اضافی تعریف شده توسط کاربر

شکل آدیباتیک 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 مدل‌سازی در نظر گرفته شده است و شکل 4 شبکه‌بندی هندسه خشک‌کن را نشان می‌دهد.

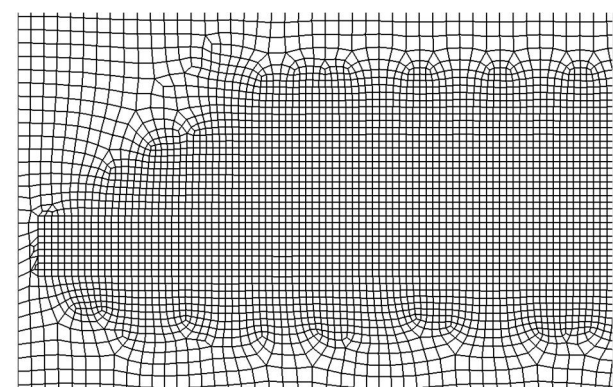
در محاسبات چند فازی اولیری، روش کوپله شده فازی سیمپل برای ارتباط فشار- سرعت به کار گرفته می‌شود. برای بررسی همگرایی، باقی‌مانده‌ها مشاهده و بررسی شده‌اند. برای حل گذرا مقادیر باقی‌مانده‌های کم‌تر از  $1 \times 10^{-4}$  در متغیرها، به عنوان معیار همگرایی استفاده شده است.

### 5- نتایج مدل‌سازی

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 368 K 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 ( $\text{ms}^{-1}$ )
0/012	کسر جرمی رطوبت اولیه هوا ( $\text{kgkg}^{-1}$ )
$2/8 \times 10^{-12}$	ضریب نفوذ رطوبت در هوا ( $\text{m}^2\text{s}^{-1}$ )
368	دمای هوای ورودی (k)
101325	فشار عملیاتی (pa)
0/63	حد پرشوندگی
700	دانسیته جامد خشک‌شونده ( $\text{kgm}^{-3}$ )
$7 \times 10^{-5}$	قطر ذرات جامد یکنواخت (m)
0/22	کسر جرمی رطوبت اولیه ذرات ( $\text{kgkg}^{-1}$ )
$2/334 \times 10^{-12}$	ضریب نفوذ رطوبت در دانه جامد ( $\text{m}^2\text{s}^{-1}$ )
10	شدت توربولانس (%)
0/315	قطر هیدرولیکی (m)



شکل 4 شبکه‌بندی خشک‌کن در اطراف دو مبدل انتهایی و خروجی محصول

مرحله قابل تشخیص می‌باشد. مرحله اول شدت ثابت، زمانی که مقاومت خارجی در مقابل انتقال جرم بسیار بیش‌تر از مقاومت داخلی است و فرایند انتقال حرارت و جرم به مکانیزم انتقال در لایه مرزی بستگی داشته [17]، 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 ( $N_1$ ) را بیان می‌کند [17].

$$N_1 = \beta \frac{P}{R_g \frac{T_p + T_g}{2}} M_m \times \left( \ln \frac{1 - y_{\sigma}}{1 - y_p} + \ln \frac{M_m (1 - y_p) + M_a y_p}{M_m (1 - y_{\sigma}) + M_a y_{\sigma}} \right) \quad (20)$$

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 می‌باشد. شار جرمی رطوبت تبخیر شده از سطح دانه در مرحله دوم خشک کردن ( $N_{II}$ ) از رابطه (21) بدست می‌آید.

$$N_{II} = K (\bar{X} - \bar{X}_{me}) \frac{P_s}{A_s} \quad (21)$$

برای تعیین دوره خشک کردن در هر حجم کنترل، شار رطوبت باید مقایسه شود. از این‌رو چنانچه  $N_{II} > N_1$  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 ( $S_z^i$ ) را توصیف می‌کند. سطح ذره  $A_s$  (نسبت مساحت به حجم)، از رابطه (23) بدست می‌آید [17].

$$\dot{S}_p^{z1} = -\dot{S}_s^{z1} = N \omega_p \omega_s A_s \quad (22)$$

$$A_s = \frac{6}{d_s} \quad (23)$$

شار حرارتی تبادل یافته بین سطح ذره و جریان سیال به وسیله رابطه (24) بیان شده که  $T_p$  و  $T_{\sigma}$  به ترتیب دماهای جریان گاز و سطح ذره می‌باشند.  $\alpha$  ضریب انتقال حرارت است که از طریق رابطه گان (رابطه 25) محاسبه می‌شود [17].

$$q_{ps} = \alpha (T_{\sigma} - T_p) \quad (24)$$

$$Nu = (7 - 10(1 - \omega_s) + 5(1 - \omega_s)^2) (1 + 0.7 Re_s^{0.2} Pr^{1/3}) + (1.33 - 2.4(1 - \omega_s) + 1.2(1 - \omega_s)^2) (Re_s^{0.7} Pr^{1/3}) \quad (25)$$

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

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

$$Q_{ps} = q_{ps} \omega_s \omega_p A_s \quad (26)$$

$$S_{q,s} = \dot{S}_s^{z1} H_{vap} \quad (27)$$

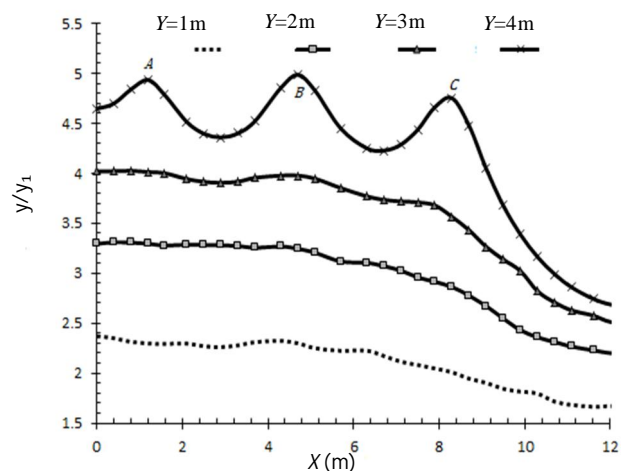
### 4- مدل‌سازی عددی

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

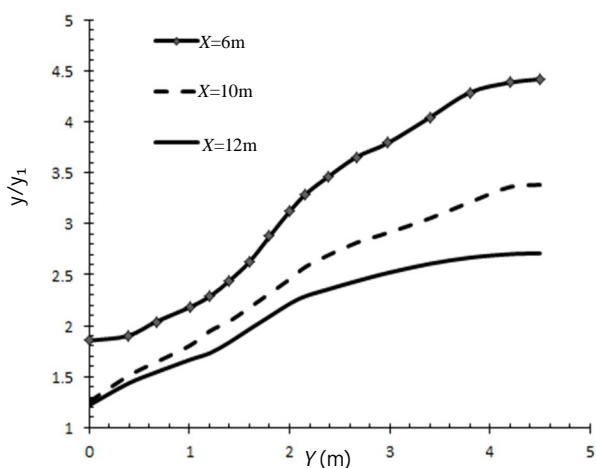
می‌باشد. شکل 7 توزیع رطوبت در فاز جامد (محصول) را نشان می‌دهد و تأییدکننده شکل 6 می‌باشد و بیانگر کاهش میزان رطوبت فاز جامد در مسیر حرکت به سمت خروجی ذرات است. رطوبت عملاً توسط هوا جذب و از خشک‌کن خارج می‌شود. در نزدیکی ورودی هوا مشاهده می‌شود که به دلیل خشک بودن نسبی هوا، تغییر شدیدی در میزان رطوبت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

نتایج نشان می‌دهد که مقدار رطوبت در ذرات خروجی برابر 0/00384 است، 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 1% می‌شود. این میزان خطا نمایان‌گر مدل‌سازی مناسب خشک‌کن است.

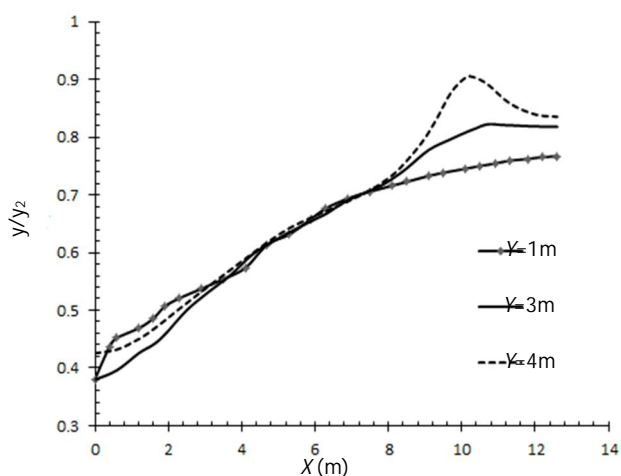
برای وضوح هر چه بیشتر توزیع رطوبت، ساختار توزیع طولی و ارتفاعی رطوبت در فاز هوا در شکل‌های 8 و 9 و فاز جامد در شکل‌های 10 و 11 نشان داده شده است. جریان هوا در اختلاط با جریان مرطوب محصول، عملاً رطوبت محصول را جذب کرده و لذا میزان رطوبت هوا از پایین خشک‌کن به بالای آن افزایش می‌یابد. رویه کاهش رطوبت در طول مبدل‌ها و همین‌طور 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



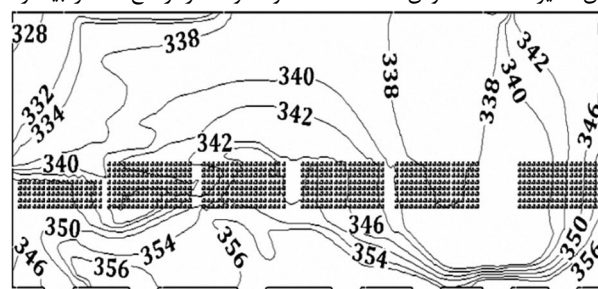
شکل 8 نمودار توزیع طولی رطوبت در فاز گاز



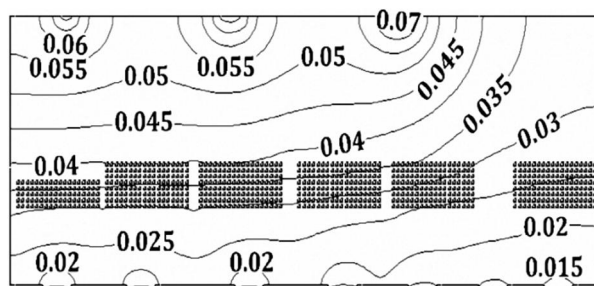
شکل 9 نمودار توزیع ارتفاعی رطوبت در فاز گاز



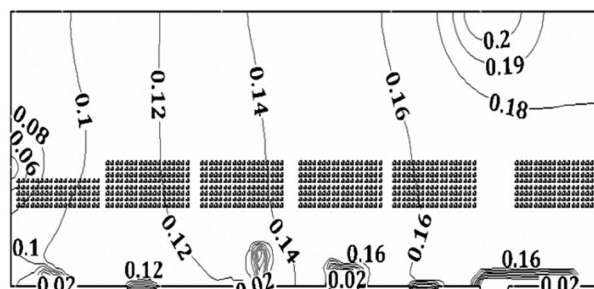
شکل 10 نمودار توزیع طولی رطوبت در فاز جامد



شکل 5 توزیع دما



شکل 6 توزیع رطوبت در فاز گاز



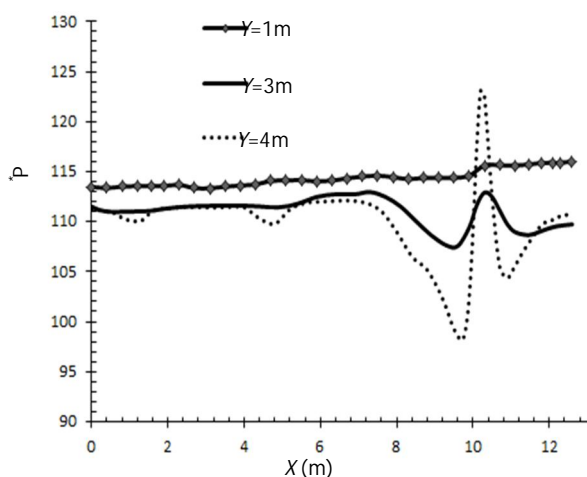
شکل 7 توزیع رطوبت در فاز جامد

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

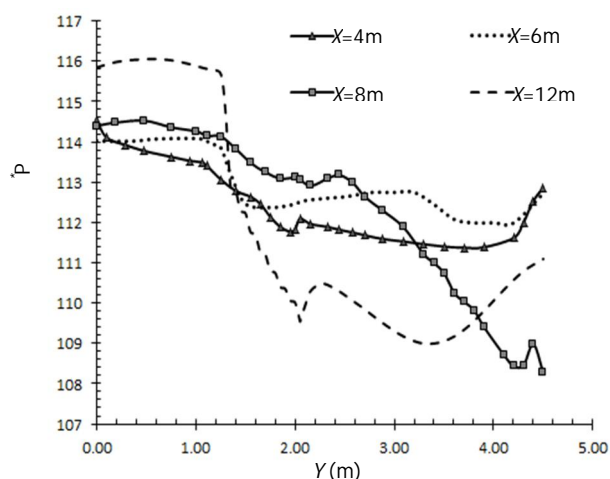
$$P^* = (P - P_{\min,b}) / \rho U^2 \quad (28)$$

### 6- تحلیل انرژی و انرژی

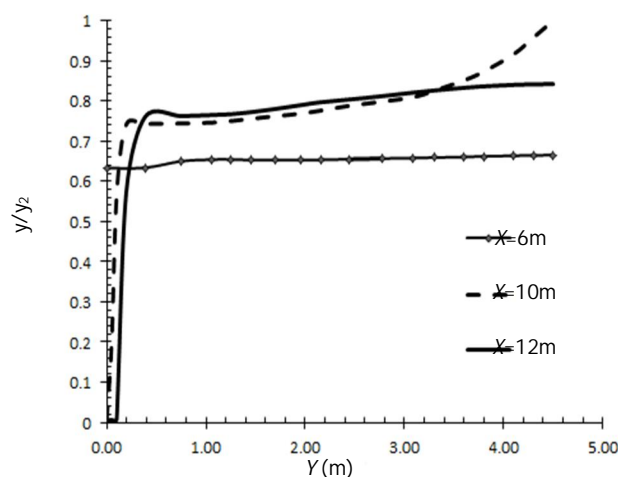
حداکثر کار مفید خروجی که در طول یک فرایند، در یک سیستم می‌توان بدست آورد به شرطی که حالت نهایی، حالت مرده باشد، انرژی نامیده می‌شود. حالت مرده، حالتی است که در آن دما و فشار سیستم با محیط یکی می‌شود. تحلیل انرژی اطلاعات مفیدی در انتخاب اجزا و عملکرد سیستم‌ها مهیا می‌کند. این اطلاعات در تعیین قیمت محصول 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.



شکل 12 نمودار توزیع طولی فشار



شکل 13 نمودار توزیع ارتفاعی فشار



شکل 11 نمودار توزیع ارتفاعی رطوبت در فاز جامد

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 ایجاد شده 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 خشک‌کن 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 می‌باشد. 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 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 13 کاهش عمومی فشار همراه با افزایش ارتفاع خشک‌کن، برای خروج هوا قابل مشاهده است. این رفتار بیانگر گردان 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.

$$\{(R_a + \omega_3 R_v) \ln \frac{1+1.6078\omega^0}{1+1.6078\omega_3} + 1.6078\omega_3 R_a \ln \frac{\omega_3}{\omega^0}\} \quad (39)$$

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،  $h_g$  انتالپی بخار اشباع،  $\dot{E}x_d$  انرژی تخریب-شده و  $\omega^0$  نسبت رطوبت در شرایط محیط می‌باشد. انرژی مخصوص محصولات ( $ex_p$ ) از رابطه (40)، انرژی مخصوص مبدل‌ها ( $ex_{hx}$ ) از رابطه (41) و انرژی مخصوص رطوبت موجود در محصولات ( $ex_w$ ) از رابطه (42) بدست می‌آید [24,25].

$$ex_p = [h_p(T, P) - h_p(T_0, P_0)] - T_0 [s_p(T, P) - s_p(T_0, P_0)] \quad (40)$$

$$ex_{hx} = [h_{hx}(T, P) - h_{hx}(T_0, P_0)] - T_0 [s_{hx}(T, P) - s_{hx}(T_0, P_0)] \quad (41)$$

$$ex_w = [h_f(T) - h_g(T_0)] + v_f [P - P_g(T)] - T_0 [s_f(T) - s_g(T_0)] + T_0 R_v \ln \frac{P_g(T_0)}{x_v^0 P_0} \quad (42)$$

$s_p$  انتروپی مخصوص محصولات،  $s_{hx}$  انتروپی مخصوص مبدل‌ها،  $P_g$  فشار اشباع و  $x_v^0$  کسر مولی بخار آب در هوا می‌باشد.

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].

$$EU = \dot{m}_a (h_1 - h_3) + \dot{m}_{hx} (h_5 - h_6) \quad (43)$$

$$EUR = \frac{EU}{\dot{m}_a (h_1(T) - h_1(T_0)) + \dot{m}_{hx} (h_5(T) - h_5(T_0))} \quad (44)$$

بازده انرژی ( $\eta$ ) بر اساس قانون اول ترمودینامیک و بازده انرژی ( $\psi$ ) بر اساس قانون دوم ترمودینامیک بیان می‌شوند. 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 می‌شود و از رابطه (45) بدست می‌آید. بازده انرژی نسبت انرژی خروجی به انرژی ورودی به سیستم است. بازده انرژی برای خشک کردن، نسبت استفاده از انرژی (سرمایه‌گذاری) در خشک کردن محصول به انرژی خشک کردن عرضه شده به سیستم و یا به صورت نسبت انرژی مورد استفاده برای تبخیر رطوبت مواد به انرژی ارسال شده به سیستم تعریف می‌شود و از رابطه (46) بدست می‌آید. در روابط (45) و (46)،  $(\dot{m}_w)_{ev}$  دبی جرمی آب تبخیر شده است که از رابطه (47) بدست می‌آید [25].

$$\eta = \frac{(\dot{m}_w)_{ev} [(h_w)_3 - (h_w)_2]}{\dot{m}_a h_1 + \dot{Q}_{hx}} \quad (45)$$

$$\psi = \frac{(\dot{m}_w)_{ev} [(ex_w)_3 - (ex_w)_2]}{\dot{m}_a ex_1 + \dot{m}_{hx} (ex_5 - ex_6)} \quad (46)$$

با توجه به شکل 2 سیستم خشک‌کن 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- خروجی محصول که رطوبت آن کاسته شده؛
- 5- آب گرم ورودی به مبدل‌ها؛
- 6- آب گرم خروجی از مبدل‌ها.

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].

$$(\dot{m}_p)_2 = (\dot{m}_p)_4 = \dot{m}_p \quad (29)$$

$$(\dot{m}_a)_1 = (\dot{m}_a)_3 = \dot{m}_a \quad (30)$$

$$(\dot{m}_{hx})_5 = (\dot{m}_{hx})_6 = \dot{m}_{hx} \quad (31)$$

$$\omega_1 \dot{m}_a + (\dot{m}_w)_2 = \omega_3 \dot{m}_3 + (\dot{m}_w)_4 \quad (32)$$

$\dot{m}_p$  دبی جرمی محصول،  $\dot{m}_a$  دبی جرمی هوای خشک،  $\dot{m}_{hx}$  دبی جرمی آب مبدل‌ها و  $\omega$  نسبت رطوبت است که از رابطه (33) بدست می‌آید.

$$\omega = \frac{m_v}{m_a} \quad (33)$$

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

$$\dot{m}_a h_1 + \dot{m}_p (h_p)_2 + (\dot{m}_w)_2 (h_w)_2 + \dot{Q}_{hx} = \dot{m}_a h_3 + \dot{m}_p (h_p)_4 + (\dot{m}_w)_4 (h_w)_4 \quad (34)$$

$$\dot{m}_a ex_1 + \dot{m}_p (ex_p)_2 + (\dot{m}_w)_2 (ex_w)_2 + \dot{E}x_{hx} = \dot{m}_a ex_3 + \dot{m}_p (ex_p)_4 + (\dot{m}_w)_4 (ex_w)_4 + \dot{E}x_d \quad (35)$$

انتالپی هوای ورودی ( $h_1$ ) و انتالپی هوای خروجی ( $h_3$ ) مجموع انتالپی هوای خشک و انتالپی بخار آب است که از روابط (36) و (37) بدست می‌آید [24].

$$h_1 = (h_a)_1 + \omega_1 (h_v)_1 = (h_a)_1 + \omega_1 (h_g)_1 \quad (36)$$

$$h_3 = (h_a)_3 + \omega_3 (h_v)_3 \quad (37)$$

انرژی مخصوص هوای ورودی ( $ex_1$ ) و هوای خروجی ( $ex_3$ ) از روابط (38) و (39) بدست می‌آید [24].

$$ex_1 = [(c_p)_a + \omega_1 (c_p)_v] (T_1 - T_0) - T_0 \times \{(c_p)_a + \omega_1 (c_p)_v \ln \frac{T_1}{T_0} - (R_a + \omega_1 R_v) \ln \frac{P_1}{P_0}\} + T_0 \times \{(R_a + \omega_1 R_v) \ln \frac{1+1.6078\omega^0}{1+1.6078\omega_1} + 1.6078\omega_1 R_a \ln \frac{\omega_1}{\omega^0}\} \quad (38)$$

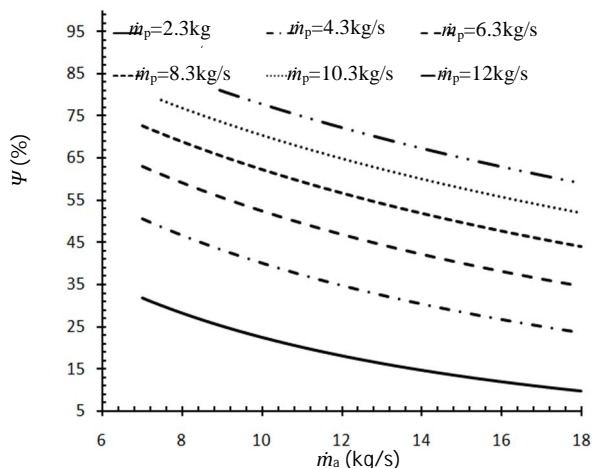
$$ex_3 = [(c_p)_a + \omega_3 (c_p)_v] (T_3 - T_0) - T_0 \times \{(c_p)_a + \omega_3 (c_p)_v \ln \frac{T_3}{T_0} - (R_a + \omega_3 R_v) \ln \frac{P_3}{P_0}\} + T_0 \times$$



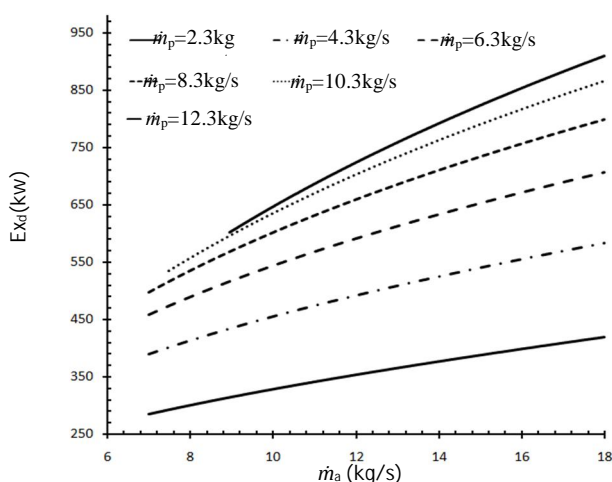
19، تغییرات نسبت مصرف انرژی در دبی‌های مختلف محصول در سه دمای مختلف ورودی هوا ( $T_1$ ) و ورودی مبدل‌ها ( $T_5$ ) را نشان می‌دهد. با افزایش دمای هوا و آب ورودی به مبدل‌ها آنتالپی ورودی به محفظه خشک‌کن زیاد شده، افزایش آنتالپی ورودی، افزایش انتقال حرارت و جرم را منجر شده و به تبع آن مصرف انرژی و نسبت مصرف انرژی بیش‌تر می‌گردد و در نتیجه مقدار رطوبت بیش‌تری از محصول گرفته می‌شود. یافته‌های مشابهی توسط چندین محقق گزارش شده است [14، 15].

جدول 2 نتایج حاصل از مدل ترمودینامیکی خشک‌کن

پارامتر	مقدار
انرژی ورودی (kW)	2324
انرژی خروجی (kW)	1835/3
انرژی تخریب شده (kW)	488/7
دبی جرمی آب تبخیر شده ( $\text{kgs}^{-1}$ )	1/218
بازده انرژی (%)	38/62
بازده انرژی (%)	35/16



شکل 14 تغییرات بازده انرژی با دبی جرمی هوا



شکل 15 تغییرات تخریب انرژی با دبی جرمی هوا

$$(\dot{m}_W)_{ev} = (\dot{m}_W)_2 - (\dot{m}_W)_4 \quad (47)$$

### 7- نتایج تحلیل انرژی و انرژی

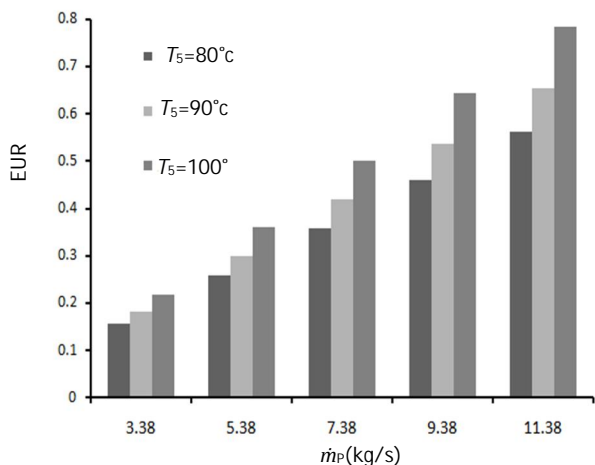
نتایج حاصل از آنالیز انرژی و انرژی در جدول 2 محاسبه شده که بازده انرژی خشک‌کن 38/62% و بازده انرژی 35/16% است.

شکل 14 تغییرات بازده انرژی 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 انرژی ورودی به سیستم می‌شود که با توجه به رابطه (45) و (46) موجب کاهش بازده انرژی و انرژی 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 به طور قابل ملاحظه‌ای بر روی بازده انرژی و انرژی تأثیر می‌گذارد و بازده با افزایش دبی محصول افزایش می‌یابد. 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 انرژی ( $EX_d$ ) افزایش می‌یابد. البته تخریب انرژی با افزایش دبی محصول با رشد کم‌تری افزایش می‌یابد.

شکل 15 تغییرات تخریب انرژی با دبی جرمی هوا را نشان می‌دهد؛ بنابراین هر چه قدر دبی هوای ورودی کاهش پیدا کند، مصرف انرژی، نسبت مصرف انرژی و تخریب انرژی کاهش و بازده انرژی و انرژی 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 انرژی با انرژی 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 انرژی ( $EX_d$ ) افزایش می‌یابد. البته تخریب انرژی با افزایش دبی محصول با رشد کم‌تری افزایش می‌یابد. همان‌طور که انتظار می‌رود، با افزایش انرژی مخصوص هوای ورودی به خشک‌کن، راندمان انرژی کاهش می‌یابد. با توجه به رابطه (46)، 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 بازده انرژی به میزان تفاوت انرژی مخصوص تبخیری و هوا وابسته است. در این ارتباط، افزایش میزان این تفاوت، موجب کاهش بازده انرژی می‌شود. همچنین از نمودار شکل 16 به وضوح روشن است که هنگامی که انرژی مخصوص ورودی هوا ثابت باشد، هر قدر دبی جرمی محصول بیش‌تر باشد، بازده انرژی بیش‌تر است. یافته‌های مشابهی توسط دینسر و مارک گزارش شده است [24].

شکل 17 تغییرات بازده انرژی با درجه حرارت آب ورودی به مبدل‌ها ( $T_5$ )، برای دبی‌های مختلف محصول را نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل 17 می‌توان دید، افزایش درجه حرارت آب ورودی، کاهش راندمان انرژی و افزایش تخریب انرژی را به دنبال داشته است تا جایی که می‌توان گفت، بازده انرژی با درجه حرارت آب مبدل‌ها رابطه عکس دارد. شکل 18 و شکل

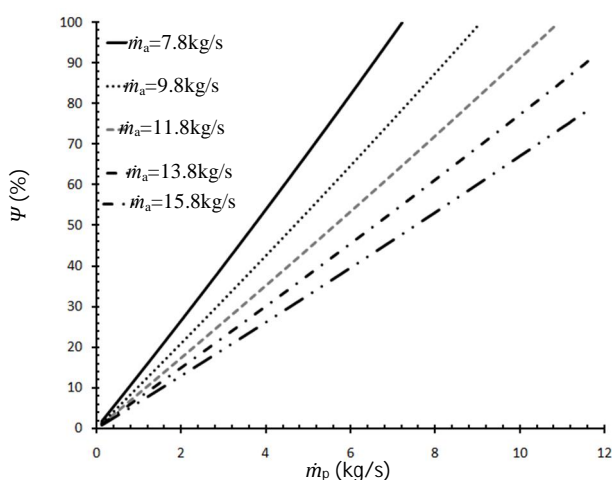


شکل 19 تأثیر دبی جرمی محصول بر نسبت مصرف انرژی در درجه حرارت‌های ورودی مبدل

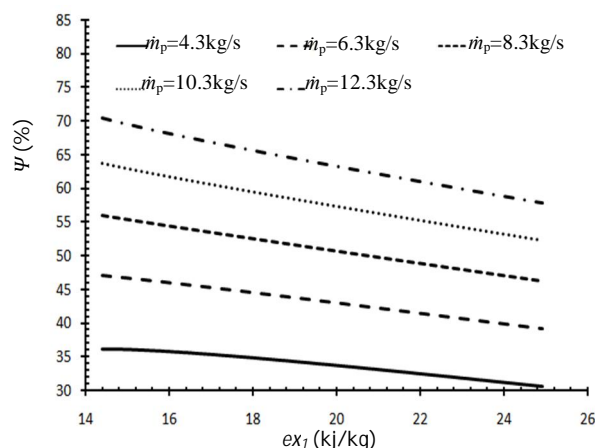
همان‌طور که از شکل 20 می‌توان مشاهده کرد، بازده انرژی با دبی محصول، به صورت خطی تغییر کرده و با افزایش دبی محصول، برخلاف دبی هوا، بازده انرژی افزایش می‌یابد. این افزایش خطی بازده با دبی محصول، نشان‌دهنده این است که نسبت انرژی تبخیری ماده، به انرژی ورودی هوا برای دبی‌های متفاوت محصول، ثابت باقی می‌ماند. یافته‌های مشابهی توسط چندین محقق گزارش شده است [14,24].

شکل 21 تغییرات بازده انرژی فرایند خشک شدن را در مقابل نسبت رطوبت هوای ورودی به خشک‌کن ( $w_1$ ) در شدت جریان‌های مختلف جرمی را نشان می‌دهد. با افزایش میزان رطوبت هوا، بازده انرژی کاهش می‌یابد. دلیل این کاهش، افزایش انرژی هوا با افزایش رطوبت هوا است.

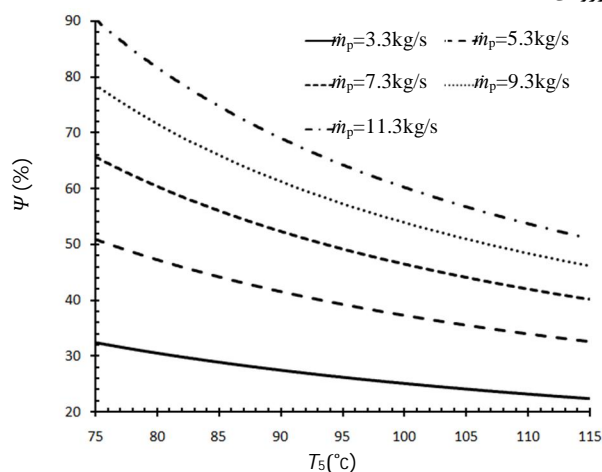
تأثیر شدت کاهش بازده انرژی در دبی جرمی کم به مراتب بیشتر از دبی‌های بالاتر است، با افزایش نسبت رطوبت هوای ورودی، هر چقدر دبی هوای ورودی افزایش پیدا می‌کند تغییرات بازده کم‌تر می‌شود. می‌توان ذکر کرد، هر چه هوای خشک‌کننده رطوبت کم‌تری داشته باشد قابلیت خشک کردن بیشتر خواهد داشت؛ بنابراین مصرف انرژی را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



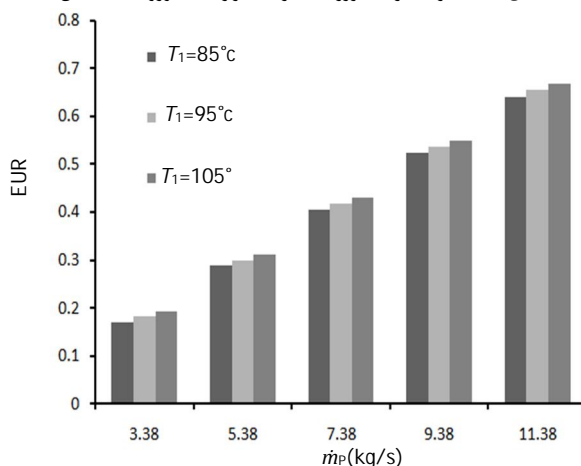
شکل 20 تغییرات بازده انرژی با دبی جرمی محصول



شکل 16 تغییرات بازده انرژی با انرژی ورودی مخصوص ورودی هوا 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.



شکل 17 تغییرات بازده انرژی با درجه حرارت آب ورودی به مبدل‌ها

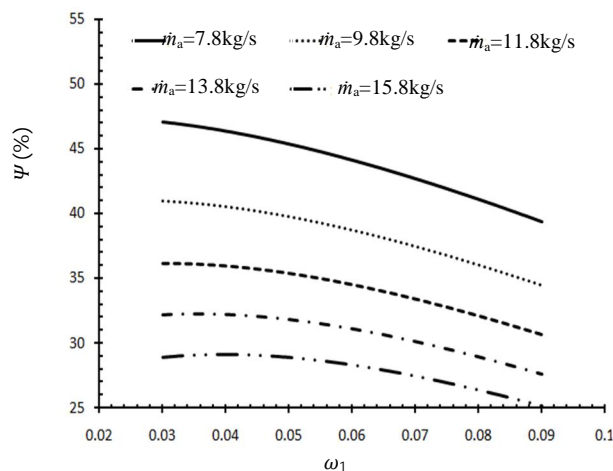


شکل 18 تأثیر دبی جرمی محصول بر نسبت مصرف انرژی در درجه حرارت‌های مختلف ورودی هوا

نتیجه حاصل از تحلیل انرژی و انرژی را به طور کلی می‌توان این‌گونه بیان کرد که افزایش در پارامترهای دبی جرمی و دمای هوای ورودی 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 انرژی خشک‌کن بستر سیال پتروشیمی بندر امام با افزایش 15 درصدی دبی محصول ورودی بازده انرژی خشک‌کن از 38/62% به 42% و بازده انرژی از 35/16% به 39/5% افزایش می‌یابد و رطوبت موجود در ذرات به میزان 0/00314 کاهش می‌یابد. بنابراین رطوبت نهایی محصول با کاهش 18% همراه است.

#### 9- فهرست علائم

A	مساحت ( $m^2$ )
$c_p$	ظرفیت حرارتی در فشار ثابت ( $kJkg^{-1}K^{-1}$ )
$c_v$	ظرفیت حرارتی در فشار ثابت ( $kJkg^{-1}K^{-1}$ )
D	ضریب نفوذ ( $m^2s^{-1}$ )
d	قطر (m)
EX	انرژی ( $kW$ )
ex	انرژی مخصوص ( $kJkg^{-1}$ )
EU	مصرف انرژی ( $kW$ )
EUR	نسبت مصرف انرژی
G	تولید انرژی سینتیکی متلاطم ( $kgm^{-1}s^{-3}$ )
H	انتالپی تبخیر ( $Jkg^{-1}$ )
h	انتالپی مخصوص ( $kJkg^{-1}$ )
$\bar{T}$	تانسور مشخصه
$I_k, I_e$	جملات تبادل بین فازی ( $kgm^{-1}s^{-3}$ )
K	ثابت خشک کردن ( $s^{-1}$ )
$k_{con}$	ضریب هدایت حرارتی ( $Wm^{-1}K^{-1}$ )
$K_{ip}, K_{is}$	ضرایب انتقال مومنت بین فازی ( $kgm^{-3}s^{-1}$ )
M	وزن مولکولی ( $kgkmol^{-1}$ )
$\dot{m}$	دبی جرمی ( $kg s^{-1}$ )
N	شار جرمی ( $kgm^{-2}s^{-1}$ )
Nu	عدد ناسلت
$p$	فشار (kpa)
Pr	عدد پرانتل
q	شار حرارتی ( $W m^{-2}$ )
Q	شدت حرارت انتقال یافته بین فازها ( $W m^{-3}$ )
$\dot{Q}$	شدت انتقال حرارت ( $kW$ )
R	ثابت جهانی گازها ( $Jkmol^{-1}K^{-1}$ )، شعاع (m)
Re	عدد رینولدز
S	منبع انرژی در اثر تبخیر رطوبت ( $W m^{-3}$ )
Sc	عدد اشمیت
Sh	عدد شرورد
$\dot{s}$	ترم منبع جرم در فازها ( $kgm^{-3}s^{-1}$ )
s	انترپوی مخصوص ( $kJkg^{-1}$ )
T	دما (K)
u	سرعت ( $ms^{-1}$ )
$\bar{u}$	سرعت وزنی ( $ms^{-1}$ )



شکل 21 تغییرات بازده انرژی 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 محاسبه شده برابر 1 درصد می‌شود. این میزان خطا نمایانگر مدل‌سازی مناسب خشک‌کن و پدیده‌های انتقال مرتبط است.

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

- بازده انرژی خشک‌کن 38/62% و بازده انرژی 35/16% است.
- افزایش سرعت یا دبی هوای ورودی باعث افزایش مصرف انرژی و تخریب انرژی و کاهش بازده انرژی و انرژی 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 انرژی 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 بیش تر بودن دبی جرمی، به مراتب بیش تر از ورودی هوا می‌باشد.
- با افزایش رطوبت هوای ورودی به سیستم، انرژی هوا افزایش یافته و راندمان انرژی کاهش می‌یابد.
- افزایش سرعت یا دبی محصول ورودی باعث افزایش بازده انرژی و انرژی می‌شود.

- [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)
- [4] M.A.Gilbertson, J.G. Yates, The motion of particles near a bubble in a gas-fluidized bed, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 323, pp. 377-385, 1996.
- [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 Recirculating Fluidized Beds, *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 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.

$v$	حجم مخصوص ( $m^3 kg^{-1}$ )
$x$	مقدار رطوبت متوسط ( $kg kg^{-1}$ )
$y$	کسر جرمی ( $kg kg^{-1}$ )
<b>علائم یونانی</b>	
$\eta$	بازده انرژی (%)
$\psi$	بازده انرژی (%)
$\phi$	رطوبت نسبی
$\beta$	ثابت درگ بین فازی ( $kg m^{-2} s$ )
$\omega$	کسر حجمی
$\rho$	چگالی ( $kg m^{-3}$ )
$\bar{c}$	تانسور تنش (pa)
$\mu$	ویسکوزیته برشی (pa.s)
$\varepsilon$	نرخ اتلاف انرژی جنبشی اغتشاش ( $m^2 s^{-3}$ )
$\sigma_x, \sigma_y$	اعداد پراختل آشفته
$\lambda$	ویسکوزیته توده (pa.s)
<b>بالانویس‌ها</b>	
$z$	کمیت اسکالر
<b>زیرنویس‌ها</b>	
0	حالت مرده و دمای محیط
1, 2, ...	نقاط ورودی و خروجی خشک کن
a	هوای خشک
d	تخریب شده
ev	تبخیر شده
f	مایع اشباع
g	فاز گاز و بخار اشباع
hx	میدل
I	مرحله اول خشک کردن
II	مرحله دوم خشک کردن
m	مولکولی
me	تعادلی
p	محصول و ذره
s	جامد
v	بخار آب
vap	تبخیر
w	آب
$\sigma$	گاز

**10 - مراجع**

- [1] 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 Engineering Science*, Vol. 59, No. 22- 23, pp. 5157-5165, 2004.