

# مدل سازی عددی دستگاه تولید پودر میکرونیزه مواد آلی و پیش بینی رفتار قطره های مذاب در درون آن

پرویز احمدی اول

گروه پژوهشی طراحی فرایندهای شیمیایی، سازمان جهاد دانشگاهی دانشگاه تهران، تهران، ایران

فتح اله پورفایض\*<sup>+</sup>

گروه انرژی های نو و محیط زیست، دانشکده علوم و فنون نوین، دانشگاه تهران، تهران، ایران

زهرا شیبانی فرد، مرتضی جعفری کجور

گروه پژوهشی طراحی فرایندهای شیمیایی، سازمان جهاد دانشگاهی دانشگاه تهران، تهران، ایران

**چکیده:** استفاده از دستگاه تولید پودر میکرونیزه افشانه ای در فشار اتمسفری یک روش نوین برای پودری شکل کردن مواد مذاب حساس به گرما است. ماده مذاب ورودی می تواند به صورت خالص، با ذره های معلق پراکنده شده در آن و یا با مواد دیگر حل شده استفاده شود. در این پژوهش استتاریک اسید به عنوان ماده آلی مذاب برای تولید پودر مورد استفاده قرار گرفت و محاسبه ها برای طراحی دستگاه با ظرفیت تا  $500 \text{ kg/h}$  و برای تولید پودرهای با قطر تا  $300 \mu\text{m}$  انجام شد. به منظور درک هرچه بیش تر از انتقال گرما و مومنتم در درون محفظه و همچنین چگونگی انجماد و پودری شدن ذره ها در درون محفظه مدل سازی فرایند انجماد و سردسازی قطره های مذاب استتاریک اسید انجام شد. بدین منظور با ترکیب و حل هم زمان معادله های حرکت و انتقال گرما، پروفیل دما و سرعت برای انجماد کامل در محفظه محاسبه شد. بر اساس نتیجه های مدل سازی، دمای هوای خنک کننده ورودی تأثیر فراوانی بر قطر محفظه دارد و تغییر دمای آن از  $5^\circ\text{C}$  تا  $30^\circ\text{C}$  در شدت جریان های گوناگون خوراک به طور متوسط قطر مورد نیاز محفظه را تا دو برابر افزایش می دهد. همچنین دمای جداره محفظه از دیگر پارامترهای مهم است و استفاده از سامانه خنک کننده برای آن، تأثیر شگرفی بر زمان خشک شدن پودرها و ارتفاع مورد نیاز دستگاه دارد.

**واژه های کلیدی:** دستگاه پودر میکرونیزه افشانه ای؛ مدل سازی ریاضی؛ استتاریک اسید؛ ضریب انتقال گرمای جابه جایی؛ پروفیل سرعت و دما.

**KEYWORDS:** Spraying micronized powder device; Mathematical Modelling; Stearic acid; Convective heat transfer coefficient, Temperature and velocity profile.

## مقدمه

در حال توسعه است که در آن ها از روش های مکانیکی و هیدرودینامیکی استفاده می شود که می توانند بر پیوستگی درونی

امروزه میکروپودرها در صنایع گوناگون کاربردهای متنوعی می توانند داشته باشند. در حال حاضر به سرعت فناوری هایی

\*عده دار مکاتبات

+E-mail: pourfayaz@ut.ac.ir

اطلاعات ارزشمندی در راستای پیش‌بینی رفتار و طراحی مطمئن‌تر آن در اختیار قرار دهد. مقاله‌ها و پژوهش‌های بسیاری در مورد مدل‌سازی رفتار خشک‌کن‌های افشانه‌ای در منابع وجود دارد. با این حال در مورد این فرایند یعنی پودر سازی از سیال مذاب حساس به گرماهای بالا که در اساس در آن‌ها فرایند انجماد تند مطرح است مطالعه‌های بسیار کمی صورت پذیرفته است [۷].

در این مقاله نخست اصول طراحی دستگاه پودر میکرونیزه مورد بررسی قرار گرفت تا دستگاهی با ظرفیت تولید ۵۰۰ kg/h ساخته شود. در ادامه تغییرهای دمایی و پروفیل سرعت قطره‌های تشکیل شده در محفظه پاششی با طراحی نوین و برای تولید پودرهای میکرونیزه از یک سیال آلی (استتاریک اسید) مذاب مدل شد و اثر پارامترهای گوناگون بر این تغییرهای مورد بررسی قرار گرفت است. همچنین مدت‌زمان مورد نیاز و ارتفاع مناسب محفظه برای رسیدن به پودرهای با ویژگی‌های مورد نظر مورد تحلیل و بررسی قرار گرفت.

### بخش تجربی

استتاریک اسید به‌عنوان ماده آلی اصلی در این پژوهش مورد استفاده قرار گرفت. اصلی‌ترین جزء فرایند تولید پودرهای میکرونیزه محفظه پاششی است که در آن هر دو فرایند افشانه سازی و خشک شدن (انجماد قطره‌ها) صورت می‌پذیرد. شکل ۱ نمای شمایی از این دستگاه را نشان می‌دهد. در قسمت بالایی محفظه پاششی ۶ نازل وجود دارد که در دهانه آن‌ها هم‌زمان با ورود سیال مذاب (استتاریک اسید) جریان هوای پرفشار نیز به آن برخورد می‌کند و در نتیجه موجب افشانه‌ای شدن مواد مذاب به درون محفظه می‌شود. ویژگی‌های فیزیکی - شیمیایی هوای خشک‌کننده، ماده مذاب، پودرهای میکرونیزه که در مدل‌سازی این فرایند مورد استفاده قرار گرفته‌اند و همچنین شرایط عملیاتی آزمایش در جدول ۱ دیده می‌شود.

### بخش نظری

#### معادله‌های حاکم بر طراحی محفظه دستگاه

نخست با در نظر گرفتن ظرفیت L طبق رابطه زیر نرخ انتقال گرما برای رسیدن به پودرهای با دمای  $T_f$  در خروجی محاسبه می‌شود (معادله (۱)).

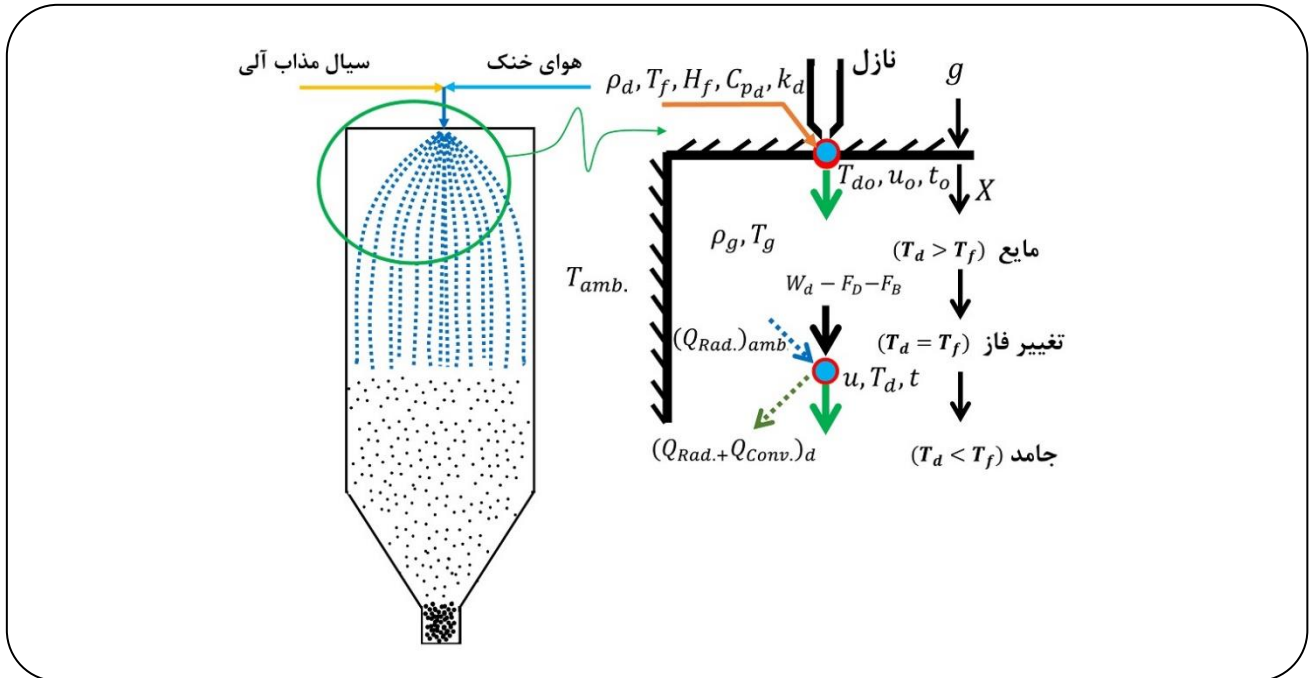
$$Q = L \times \{C_1 \times (T_0 - T_1) + I + C_s \times (T_1 - T_f)\} \quad (1)$$

ذره‌ها غلبه کرده و منجر به کاهش اندازه ذره‌ها شوند. کاهش اندازه ذره‌ها می‌تواند منجر به تغییر بعضی از خواص آن‌ها شود. به‌واسطه همین تغییر ویژگی‌ها، پودرهای ریز می‌توانند در زمینه‌های گسترده‌ای از جمله سرامیک‌ها، صنایع الکترونیک، صنایع داروسازی، صنایع غذایی، صنایع شیمیایی و صنایع نفت و گاز کاربردهای گوناگونی داشته باشند [۱، ۲].

فرایند تولید پودرهای میکرونیزه با افشانه سازی فرایندی است که در آن یک مخلوط مذاب داغ درون یک محفظه به صورت افشانه‌ای وارد می‌شود و هم‌زمان توسط سیال خشک‌کننده (هوا و گاهی نیتروژن) موجب انجماد ماده مذاب شده و پودر میکرونیزه را تولید می‌نماید. ماده مذاب ورودی می‌تواند شامل یک یا چند ذره اصلی باشد که می‌تواند به صورت مذاب، جامد معلق و یا حل شده در حلال ساختار مذاب آلی وجود داشته باشند. ذره اصلی فعال، مذاب آلی و ذره‌های میکرونیزه خروجی در مراجع علمی به ترتیب با عنوان دارو/هسته، حامل و ذره‌های میکرونیزه نیز شناخته می‌شوند. ماده مذاب حامل به طور معمول دارای نقطه ذوب بین  $100^\circ\text{C}$  تا  $150^\circ\text{C}$  هستند و باید در دمای محیط به صورت جامد باشد. تغییر حالت ماده مذاب به جامد پودری به دلیل گرفتن انرژی گرمایی از قطره‌های ریز مذاب و انتقال گرما میان آن‌ها و هوا یا گاز خشک‌کن است [۳، ۴].

فرایند تغییر فاز و پودر سازی در محفظه به دلیل انتقال گرما به روش جابه‌جایی اجباری میان هوای خشک‌کننده و قطره‌های مذاب صورت می‌پذیرد. این روش منجر به تولید پودرهای با اندازه یکنواخت میکرونیزه می‌شود و می‌تواند به طور مستقیم ذخیره شود. همچنین این فرایند یعنی انجماد سریع قطره‌ها همچنین موجب کم شدن امکان بلوره شدن مذاب حل شونده و پیرو آن تغییرها و غیریکنواختی غلظت حل‌شونده و pH شود. همچنین در مقایسه با روش‌های سنتی خشک نمودن افشانه‌ای در این روش تنش گرمایی و مکانیکی کم‌تری به ذره‌ها وارد می‌شود [۵، ۳]. اگرچه این روش در حال حاضر با چالش‌هایی برای بزرگ‌نمایی و صنعتی شدن مواجه است، پژوهش‌ها بر روی ایجاد تغییر در ویژگی‌های نازل و شرایط اسپری نشان داده است که این روش در ایجاد پودرهایی با اندازه ذره‌ها، سطح ویژه و چگالی‌های گوناگون و قابل کنترل، بسیار منعطف و کارا است [۶].

با توجه به هزینه‌های به نسبت بالای ساخت این دستگاه در مقیاس بزرگ به نظر می‌رسد مدل‌سازی رفتار قطره‌ها در درون این دستگاه و بررسی روند تغییر تحول‌های دمایی، سرعتی در آن



شکل ۱- نمای شمایی سامانه تولید پودرهای میکرونیزه.

بدون بعد رینولدز ( $Re$ ) مربوط به هر پودر در حال سقوط را به دست آورد. بنابراین نخست باید سرعت قطره‌ها در محفظه به دست آید. برای محاسبه سرعت سقوط ذره از روش حدس و خطا استفاده شد. نخست یک سرعت متوسط برای قطره حدس زده شد ( $v_r$ ) و با داشتن ویژگی‌های فیزیکی ماده، سرعت قطره‌ها و همچنین اندازه آن می‌توان  $Re$  آن را محاسبه نمود.

$$Re = \frac{\rho_g \times v_r \times d_p}{\mu_g} \quad (4)$$

مقدار ضریب مقاومت حرکت سقوطی قطره<sup>(۱)</sup> ( $C_w$ ) را بر اساس  $Re$  می‌توان از رابطه زیر که توسط چنگ<sup>(۲)</sup> ارائه شد به دست آورد [۹]:

$$C_w = \frac{24}{Re} (1 + 0.27 Re)^{0.43} + 0.47 [1 - \exp(-0.04 Re^{0.38})] \quad (5)$$

و سپس با داشتن  $v_r$  و  $C_w$  باید تساوی دو طرف معادله زیر را بررسی نمود و در صورت عدم تساوی حدس سرعت  $v_r$  را تغییر داد تا معادله برقرار شود [۱۰]:

$$\frac{\pi}{6} \times (d_p)^3 \times (\rho_s - \rho_g) \times g = C_w \frac{\pi}{4} \times (d_p)^2 \times \frac{1}{2} \rho_g \times v_r^2 \quad (6)$$

با داشتن نرخ انتقال گرما کلی در دستگاه و با در نظر گرفتن این که این نرخ انتقال گرما باید توسط جریان هوای ورودی به مذاب انتقال یابد می‌توان دبی جریان هوای ورودی مورد نیاز را محاسبه نمود (معادله (۲)).

$$G = \frac{Q}{C_g (T_i - T_f)} \quad (2)$$

سرعت متوسط هوا در درون محفظه به طور عموم  $0.5$  تا  $u = 1/5$  m/s در نظر گرفته می‌شود و از رابطه زیر می‌توان قطر دستگاه را به دست آورد [۸]:

$$D = \sqrt{\frac{G}{\pi \times u}} \quad (3)$$

در ادامه هدف به دست آوردن زمان مورد نیاز برای انجماد کامل قطره‌های مذاب و سرد شدن پودرهای به دست آمده است. بنابراین دو زمان مورد نیاز است و با ضرب این زمان‌ها در سرعت سقوط پودرها می‌توان طول مورد نیاز برای رسیدن به پودر مورد نظر را به دست آورد که در واقع همان ارتفاع دلخواه دستگاه خواهد بود.

برای محاسبه ضرایب انتقال گرما در درجه اول باید عدد

(1) Resistance Coefficient

(2) Cheng

جدول ۱- ویژگی‌های فیزیکی شیمیایی و شرایط عملیاتی فرایند تولید پودرهای میکرونیزه.

پارامتر	مقدار
دمای اولیه و ورودی ماده مذاب	$T_0 = 130\text{ }^\circ\text{C}$
دمای پودر خروجی از محفظه	$T_f = 30\text{ }^\circ\text{C}$
دمای هوای خنک‌کننده ورودی	$T_i = 15\text{ }^\circ\text{C}$
دمای نقطه انجماد قطرات	$T_1 = 70\text{ }^\circ\text{C}$
گرمای نهان ذوب ماده	$I = 215/161\text{ kJ/kg}$
چگالی مذاب	$\rho_l = 839\text{ kg/m}^3$
چگالی جامد	$\rho_s = 1009\text{ kg/m}^3$
ظرفیت گرمایی ویژه مذاب	$C_l = 2306\text{ J/kg.K}$
ظرفیت گرمایی ویژه جامد	$C_s = 2077\text{ J/kg.K}$
رسانندگی گرمایی مذاب	$K_l = 0.170\text{ W/m.K}$
رسانندگی گرمایی جامد	$K_s = 0.175\text{ W/m.K}$
ویسکوزیته مذاب	$\mu_l = 77 \times 10^{-3}\text{ N.s/m}^3$
ویسکوزیته هوا	$\mu_g = 182 \times 10^{-5}\text{ N.s/m}^3$
ظرفیت گرمایی ویژه هوا	$C_g = 1010.7\text{ J/kg.K}$
رسانندگی گرمایی هوا	$K_g = 0.0257\text{ W/m.K}$
چگالی هوا	$\rho_g = 1.202\text{ kg/m}^3$

همه انرژی انتقالی از قطره به هوای خنک‌کن منجر به تغییر فاز می‌شود و نه کاهش بیش‌تر در دما [۱۱].

قطره مذاب در مسیر سقوط در درون دستگاه نخست خنک شده تا به نقطه انجماد برسد. پس از انجماد نیز انتقال گرما همچنان صورت می‌پذیرد تا پودر تولیدشده خنک‌تر شود و به دمای موردنظر برسد. بنابراین باید دو زمان را محاسبه نمود (زمان انجماد قطره ( $t_{s1}$ ) و زمان خنک شدن پودر ( $t_c$ ) محاسبه شد). برای به دست آوردن زمان انجماد قطره ( $t_{s1}$ ) از رابطه ارائه شده توسط بورتزکی استفاده شد [۱۲]. عدد انتقال فاز با داشتن دماهای آغازین و پایانی و گرمای نهان ذوب (گرمای بلوره شدن) به دست می‌آید:

$$Ph = \frac{1 + C_1 \times (T_0 - T_1)}{C_s \times (T_1 - T_f)} \quad (8)$$

عدد بایوت که در واقع از تقسیم مقاومت درونی انتقال گرما بر مقاومت درونی در برابر انتقال گرما است، به صورت زیر به دست می‌آید:

$$Bi = \frac{h \times d_p}{2 \times K_s} \quad (9)$$

عدد فوریه که در بسیاری از مسائل مرتبط با انتقال گرما غیر پایدار کاربرد دارد را می‌توان با داشتن عدد بایوت و عدد تغییر فاز به دست آورد:

$$Fo = Ph \times \left( \frac{1}{6} + \frac{1}{3 \times Bi} \right) \quad (10)$$

ضریب تصحیح a به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$a = \frac{K_s}{C_s \times \rho_s} \quad (11)$$

نمودار شکل ۲ مکانیسم انجماد درون قطره‌ها را نشان می‌دهد.

طبق شکل ۲ معادله دیفرانسیل تغییرهای فاز در کره به صورت زیر نوشته می‌شود:

$$h 4 \pi R^2 (T_1 - T_f) dt = -\rho_s 4 \pi r^2 \cdot dr \quad (12)$$

با انتگرال‌گیری از این معادله از  $r=0$  تا  $r=R$  و جایگذاری عدد  $F_0$  معادله زیر برای زمان مورد نیاز برای انجماد کامل قطره به دست می‌آید:

$$t_{s1} = \frac{F_0 \times d_p^2}{4 \times \alpha} \quad (13)$$

سقوط، از معادله فراسلینگ<sup>(۱)</sup> استفاده شد. با محاسبه عدد پرتل و عدد رینولدز، عدد ناسلت هوا محاسبه می‌شود:

$$Nu = \frac{hd_p}{K_g} = 2 + 0.552 \times Re^{1/2} \times Pr^{1/3} \quad (7)$$

این معادله بر اساس فرض یکپارچه بودن انتقال گرما در درون قطره‌ها است. زیرا به علت کوچک بودن اندازه ذره‌ها، انتقال گرما به روش رسانش بسیار سریع‌تر از انتقال گرما جابه‌جایی میان هوای خنک‌کننده و قطره‌ها است. بنابراین پروفیل دمایی در درون هر قطره ثابت در نظر گرفته شده است و یک دما به عنوان نماینده دمای قطره در نظر گرفته می‌شود. این فرض ساده کننده به این دلیل مورد استفاده قرار گرفت که عدد بدون بایوت برای این قطره‌ها کم‌تر از ۰/۱ محاسبه شد. با در نظر گرفتن رفتار ماده خالص، هم‌زمان که دمای قطره به نقطه انجماد ( $T_1$ ) می‌رسد،

(۱) Resistance Coefficient

(۲) Cheng

$$t_c = \frac{\rho_s C_s d_p}{6k_c} \times \log \frac{T_1 - \bar{T}}{T_o - \bar{T}} \quad (17)$$

با ضرب نمودن زمان مورد نیاز برای سرد شدن پودر که در بخش قبل محاسبه شد در سرعت سقوط ذره می توان طول مورد نیاز برای انجماد قطره به دست آورد. ارتفاع کل مورد نیاز برای رسیدن به پودرهای موردنظر از جمع دو ارتفاع به دست آمده محاسبه می شود.

### مدل سازی انجماد و انتقال قطره های مذاب

این مدل باید تحول های سرعت، دما و تغییر فاز را در یک قطره مذاب در حال حرکت در سیکلون که همزمان در حال جامد شدن است نشان دهد. تغییرها در یک قطره در ادامه می تواند توسعه یابد و در مورد توده ی قطره ها و همه پودرهای تشکیل شده در محفظه موردبررسی قرار گیرد. به طور خاص مدت زمان رسیدن یک قطره مذاب از بالا به پایین، انجماد آن و افتادن آن به شکل پودر جامد قابل محاسبه خواهد بود. این کار با ترکیب و حل همزمان معادله های حرکت و انرژی برای یک قطره کوچک منجمد شده قابل انجام است. نمای شماتیک سیکلون برای این مدل سازی در شکل ۱ دیده می شود. با صرف نظر از نیروی شناوری  $F_B$  و انتقال جرم در طول فرایند، حرکت یک قطره با قطر  $d_d$ ، جرم  $m_d$  و وزن  $W_d$  به صورت زیر تعریف می شود [۷]:

$$\frac{d_u}{dt} = g \frac{F_D}{m_d} \quad (18)$$

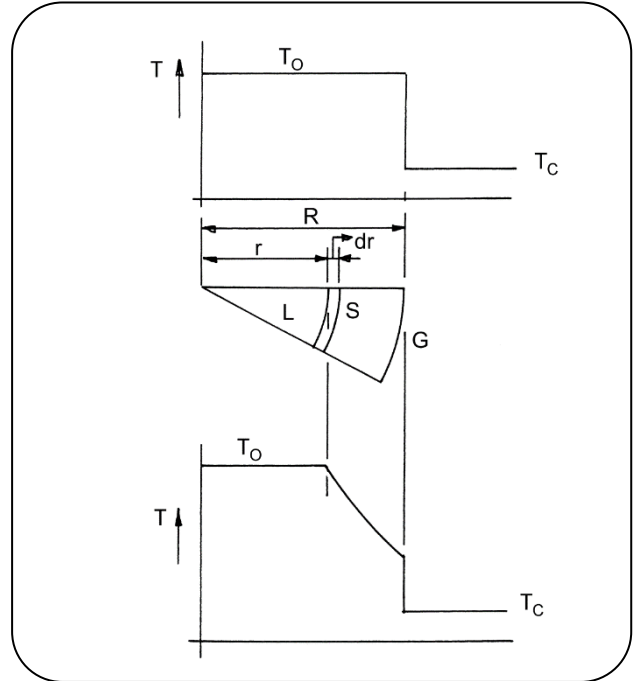
که در آن  $u$ ،  $F_D$  و  $g$  به ترتیب سرعت قطره، زمان، نیروی درگ و ثابت گرانش در جهت عمودی و رو به پایین هستند. نیروی درگ با داشتن ضریب درگ  $C_D$  نیز آنچنان که گفته شد توسط معادله چنگ محاسبه است [۷، ۹]:

$$F_D = \frac{\pi d_d^2}{8} C_w \rho_g u^2 \quad (19)$$

با در نظر گرفتن انتقال گرما به روش جابه جایی و تابشی میان قطره ها و محیط اطراف، معادله بقای انرژی منجر به نرخ انتقال گرما می شود.

$$\frac{dQ_d}{dt} = \pi d_d^2 \left[ \epsilon \sigma (T_{amb}^4 - T_d^4) + h (T_g - T_d) \right] \quad (20)$$

که در آن  $T_d$ ،  $T_g$  و  $T_{amb}$  به ترتیب دمای قطره ها، هوای درون سیکلون و جداره درونی سیکلون است. این معادله



شکل ۲- پروفیل دمایی در درون قطره های کروی در حال انجماد.

با ضرب نمودن زمان مورد نیاز برای انجماد که در بخش پیش محاسبه شد در سرعت سقوط قطره می توان طول مورد نیاز برای انجماد قطره به دست آورد. هنگام سرد شدن پودر منجمد شده معادله انتقال گرما سرد شدن پودر همچون معادله (۱۴) حاکم است [۸]:

$$Q_c = \phi_p C_s (T_1 - \bar{T}) W \quad (14)$$

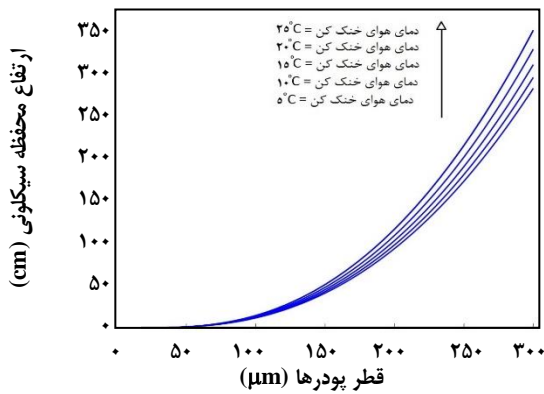
فرض بر این است که قطره در نقطه انجماد وارد ناحیه سرد شدن می شود. میزان گرمایی که از کره خارج می شود از معادله (۱۵) محاسبه می شود.

$$Q_c = k_c \times F \times \Delta T_m \times W \quad (15)$$

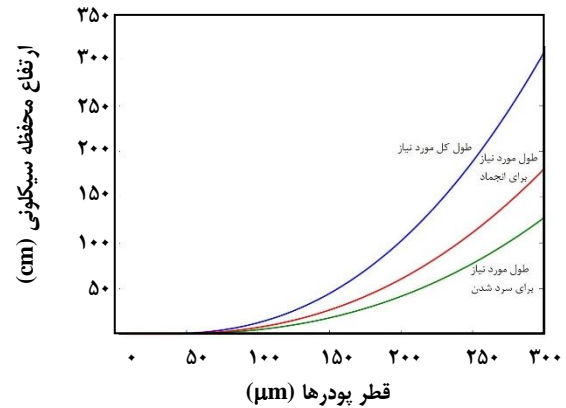
ضریب انتقال گرمای  $k_{ch}$  از معادله (۱۶) به دست می آید.

$$\frac{1}{k_{ch} R^2} = h + \frac{2 \times \left( R - \frac{R}{2} \right)}{K_s R^2} \quad (16)$$

با داشتن ضریب انتقال گرمای جابه جایی  $(\alpha_0)$  و شعاع قطره  $(R)$  خواهیم داشت  $k_c$  به دست می آید و در ادامه زمان مورد نیاز برای سرد شدن پودر تا دمای پایانی  $T_f$  به دست می آید:



شکل ۴- اثر دمای هوای خنک‌کننده بر ارتفاع مورد نیاز سیکلون.



شکل ۳- تأثیر قطر پودر بر ارتفاع مورد نیاز برای محفظه پاششی.

و در واقع دمای این دو برابر در نظر گرفته شده است ( $T_g = T_{amb}$ ). از آنجایی که نیروی محرکه انتقال گرما در این دستگاه اختلاف دمای میان قطره‌ها و دمای جداره یا هوای درون سیکلون است ( $T_d - T_{amb}$ ) است، این انتقال گرما تا جایی صورت می‌پذیرد که این اختلاف دما به صفر میل کند و این مسئله می‌تواند پایان حل ریاضی معادله دیفرانسیل باشد.

## نتیجه‌ها و بحث

### ساختار دستگاه طراحی شده

با در نظر گرفتن ظرفیت تولید ۱۰ تا ۵۰۰ kg/h و تولید پودرهای از ۱۰ تا ۳۰۰ μm و دیگر شرایط موجود در جدول ۱ محاسبه‌های طول و قطر مورد نیاز برای دستگاه بر اساس آنچه در بخش پیش گفته شد صورت پذیرفت.

شکل ۳ طول مورد نیاز برای محفظه با در نظر گرفتن قطر پودرهای میکرونیزه از ۱۰ تا ۳۰۰ μm را نشان می‌دهد. این شکل همچنین طول مورد نیاز برای انجماد و پس از آن سرد شدن پودر تا دمای نهایی  $T_f$  را نشان می‌دهد. آن‌چنان که از شکل مشخص است برای تهیه پودرهای با قطر بیش‌تر سیکلون با ارتفاع بالاتری نیاز است.

شکل ۵ اثر شدت جریان جرمی ماده مذاب را بر قطر مورد نیاز محفظه جهت دستیابی به پودرهای با قطر ۳۰۰ μm در دماهای گوناگون هوای خنک‌کن نشان می‌دهد. آن‌چنان که از شکل مشخص است با افزایش ظرفیت دستگاه قطر مورد نیاز برای تولید پودرها نیز افزایش می‌یابد که البته قابل پیش‌بینی هم بود. همچنین دیده می‌شود در یک دبی جرمی ثابت از مایع مذاب با کاهش دمای سیال خنک‌کننده قطر مورد نیاز دستگاه کم‌تر می‌شود.

همچنین می‌تواند به صورت نرخ تغییرهای دمای قطره‌ها نیز نوشته شود و می‌تواند برای توضیح تغییرها در دمای قطره در طول فرایند و در فازهای مایع و جامد قبل و بعد از انجماد مورد استفاده قرار گیرد.

$$\frac{dT_d}{dt} = \frac{6}{\rho_d C_{pd} d_d} \left[ \epsilon \sigma (T_{amb}^4 - T_d^4) + h (T_g - T_d) \right] \quad (21)$$

در این معادله،  $\sigma$  ثابت استفن بولتزمن، ظرفیت گرمایی ویژه قطره‌ها در فشار ثابت و  $\epsilon$  نسبت نشر است که برابر با ۱ فرض می‌شود. ضریب انتقال گرمای جابه‌جایی  $h$  با استفاده از عدد بدون بعد ناسلت محاسبه می‌شود.

شایان ذکر است که معادله‌های سرعت و تغییرهای دمایی باید با یک‌دیگر و به صورت دستگاه معادله‌های دیفرانسیل حل شوند چراکه هردوی  $F_D$  و  $Nu$  به دما و سرعت بستگی دارند. برای این کار روش رانگ - کاتای مرتبه ۴ با در نظر گرفتن بازه‌های زمانی یکسان  $\Delta t = 10 \mu s$  مورد استفاده قرار گرفت و از نرم‌افزار MATLAB برای حل آن استفاده شد. شرایط مرزی مورد استفاده در حل این معادله‌ها به صورت زیر است:

$$U(t=0) = u_0 = 5.05 \text{ m/s} \quad (22)$$

$$T_d(t=0) = T_{d0} = 130^\circ \text{C} \quad (23)$$

سرعت ابتدایی با توجه به ویژگی‌های نازل و شدت جریان تعیین شد. البته پژوهش‌ها نشان می‌دهد که در  $d_d$  های یکسان، تغییرها در  $u_0$  تغییر چندانی در پروفایل دمایی و سرعت نمی‌گذارد. همچنین شایان ذکر است که در این مدل و در همه محاسبه‌ها، تعادل دمایی میان گاز درون سیکلون و جداره دستگاه فرض شده است

بر اساس محاسبه‌ها انجام شده در این بخش و با در نظر گرفتن ظرفیت بیشینه ۵۰۰ kg/h و قطر پودرهای از ۱۰ تا ۳۰۰ μm، با فرض تأمین دمای ورودی هوای برابر با ۱۵ °C طول مورد نیاز دستگاه برابر با ۱۹۶ cm و قطر آن برابر با ۸۲ cm به دست آمد.

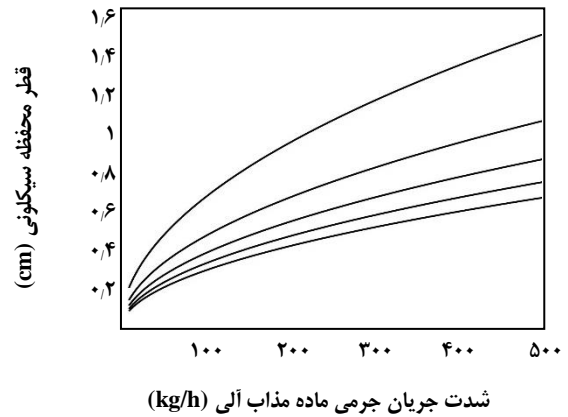
### تغییرهای سرعت و دمای پودر درون بستر پاششی

با حل دستگاه معادله‌های دیفرانسیل معمولی (۱۹ و ۲۱) و با اعمال شرایط مرزی (معادله‌های ۲۲ و ۲۳) به روش رانگ - کاتا مرتبه ۴ و با برنامه‌نویسی در نرم‌افزار MATLAB پروفیل دمایی پودرها و همچنین سرعت آن‌ها در سیکلون محاسبه شد. شکل‌های ۷ و ۸ نمودار تغییرهای سرعت یک قطره و تغییرهای دمایی آن را از بالا تا پایین سیکلون نمایش می‌دهد. این دو نمودار در واقع جواب دستگاه معادله‌های دیفرانسیل حل شده هستند. البته در حل این معادله‌های این‌گونه فرض شد که جداره سیکلون با هوای درون آن در تعادل گرمایی است ( $T_g = T_{amb}$ ). در این دو نمودار اندازه متوسط پودرها از ۱۰ تا ۳۰۰ μm میکرومتر در نظر گرفته شد. نمودار سرعت (شکل ۶) نشان می‌دهد که این قطره‌ها نخست با سرعت بسیار بالا وارد محفظه شده و در ادامه در چند لحظه اول سرعت آن‌ها به مقدار نهایی و پایدار می‌رسد.

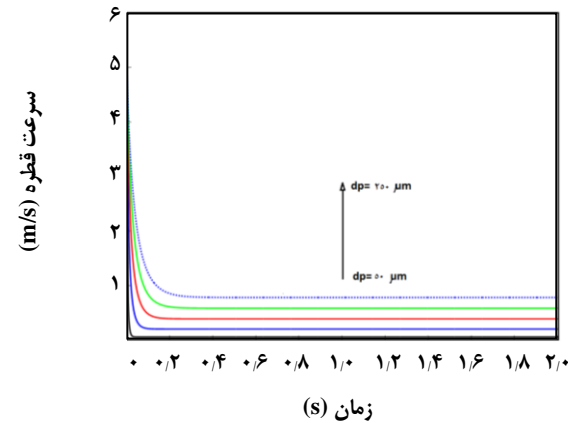
شکل ۷ تغییر دمای یک قطره را نشان می‌دهد که همان‌گونه که مشخص است با افزایش زمان و در واقع حرکت قطره رو به پایین از دمای آن کاسته می‌شود و این روند تا دمای انجاماد ماده پیش می‌رود و در این دما تغییر فاز در آن صورت می‌پذیرد و قطره مایع به‌طور کامل به جامد و پودر تبدیل می‌شود. با در دست داشتن گرمای نهان ذوب ماده و ابعاد متوسط قطره‌ها می‌توان زمان حدودی تغییر فاز از مایع به جامد را نیز محاسبه نمود (ناحیه افقی در نمودار). پس از انجاماد کامل (زمان انجاماد نهایی) منحنی دوباره حالت کاهشی می‌گیرد و در واقع در این مرحله دمای پودر کاهش می‌یابد. این روند ادامه می‌یابد و تا دمای پودر به دمای جداره محفظه ( $T_{amb}$ ) یا دمای هوای خنک‌کننده در آن برسد. این نمودار همچنین اثر اندازه پودرها را بر پروفیل دمایی قطره در آن نشان می‌دهد. همان‌گونه که دیده می‌شود با کاهش قطر پودرها زمان پایانی رسیدن دمای پودر به دمای خروجی به‌طور ملموسی کاهش می‌یابد.

### نتیجه‌گیری

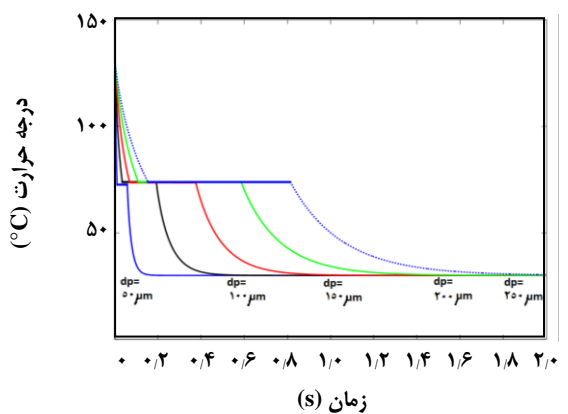
در این مطالعه، نخست اصول طراحی محفظه پاششی تولید پودرهای میکرونیزه با اندازه قطر تا ۳۰۰ μm مورد بررسی قرار گرفت



شکل ۵ - اثر شدت جریان جرمی ماده مذاب بر قطر مورد نیاز محفظه پاششی در دماهای گوناگون هوای خنک‌کننده.



شکل ۶ - پروفیل سرعت قطرات در درون محفظه.



شکل ۷ - تغییر دمای قطره‌ها در محفظه با زمان و با در نظر گرفتن پودرهای با قطرهای گوناگون.

اثر بسیار زیادی بر زمان انجماد قطره‌ها دارد. این مسئله به دلیل تأثیر بالای انتقال گرما به طریقه جابه‌جایی در درون محفظه است. در واقع اختلاف دمای میان قطره‌ها و جداره محفظه نیروی محرکه این انتقال گرما است و به همین دلیل می‌توان با کاهش دمای جداره یا تأمین هوای خنک‌تر در ورودی محفظه دستگاهی با اندازه‌های کوچک‌تر طراحی نمود.

و بر اساس آن دستگاهی برای این منظور ساخته شد. تغییرهای دمایی، تغییر فاز و سرعت قطره‌های مذاب آلی افشانه شده درون یک سیکلون با طراحی خاص مدل‌سازی شد و مورد بررسی قرار گرفت. معادله‌های انتقال گرما و حرکت به‌صورت هم‌زمان و با در نظر گرفتن شرایط مرزی مناسب حل شد و در نتیجه مشخص شد که سیکلون طراحی شده برای تولید پودرهای میکرونیزه با قطر متوسط تا بیش از  $300 \mu\text{m}$  و ظرفیت تولید تا  $500 \text{ kg/h}$  کاربرد دارد. مشخص شد که دمای جداره سیکلون و همچنین دمای هوای خنک‌کن ورودی

تاریخ دریافت: ۱۳۹۷/۴/۹ ؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۷/۷/۱۶

## مراجع

- [1] Chen T., Zhang M., Bhandari B., Yang Z., [Micronisation and Nanosizing of Particles for an Enhanced Quality of Food: A Review](#), *Crit. Rev. Food Sci. Nutr.*, **58**: 993-1001 (2018).
- [۲] قمرطالع، علی؛ صبوری، رحمت اله؛ صباغی، صمد؛ شبیه‌سازی اثر نانو و میکرو ذره‌ها بر میزان افت فشار درون خطوط انتقال نفت، نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران، (۲): ۶ تا ۱۹۳ (۲۰۰۶) (۱۳۹۶).
- [3] Ganguly A., Nail S.L., Alexeenko A., [Experimental Determination of the Key Heat Transfer Mechanisms in Pharmaceutical Freeze-Drying](#), *J. Pharm. Sci.*, **102**: 1610-1625 (2013).
- [4] Wanning S., Süverkrüp R., Lamprecht A., [Pharmaceutical Spray Freeze Drying](#), *Int. J. Pharm.*, **488**: 136-153 (2015).
- [5] Patel S.M., Pikal M.J., [Emerging Freeze-Drying Process Development and Scale-up Issues](#), *AAPS PharmSciTech.*, **12**: 372-378 (2011).
- [6] Wang Z., Finlay W., Peppler M., Sweeney L., [Powder Formation by Atmospheric Spray-Freeze-Drying](#), *Powder Technol.*, **170**: 45-52 (2006).
- [7] Sebastião I.B., Robinson T.D., Alexeenko A., [Atmospheric Spray Freeze-Drying: Numerical Modeling and Comparison with Experimental Measurements](#), *J. Pharm. Sci.*, **106**: 183-192 (2017).
- [8] Van't Land C., "Industrial Crystallization of Melts", CRC Press (2004).
- [9] Cheng N.-S., [Comparison of Formulas for Drag Coefficient and Settling Velocity of Spherical Particles](#), *Powder Technol.*, **189**: 395-398 (2009).
- [10] Smith J., Stammers E., Janssen L., "Physical Transport Phenomena I", Delft University Press: Delft, **106**: 91-92 (1981).
- [11] Bergman T.L., Incropera F.P., [Fundamentals of Heat and Mass Transfer](#), John Wiley & Sons, Inc. (2011).
- [12] Boretzky W., [Schmelzgranulierung-ein Neues Verfahren Zur Bildung Fester Kügelchen Mit Definiertem Korn Aus Schmelzen](#), *Eur. J. Lipid Sci. Technol.*, **69**: 263-268 (1967).