



## شبیه‌سازی سه‌بعدی انتقال حرارت و جرم در جریان آشفته دوغاب یخ در لوله‌های افقی

هژیر احمدکرم‌ماج<sup>1</sup>، رضا مداحیان<sup>2\*</sup>، مهدی معرفت<sup>3</sup>

1- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

2- استادیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

3- استاده مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

\* تهران، صندوق پستی 14115-111، maddahian@modares.ac.ir

### اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل

دریافت: 22 آبان 1396

پذیرش: 11 دی 1396

ارائه در سایت: 03 بهمن 1396

کلید واژگان:

تغییر فاز

جریان دو فاز سیال - جامد

انتقال حرارت و جرم

دوغاب یخ

شبیه‌سازی عددی

### چکیده

دوغاب یخ به ترکیبی از ذرات ریز یخ با سیال حامل کننده مایع مانند آب گفته می‌شود. که به‌علت توانایی تغییر فاز، به‌عنوان مبرد سرمایشی مورد استفاده قرار گرفته است. در مطالعه حاضر جریان تغییر فاز دهنده دوغاب یخ در داخل لوله‌های افقی به‌صورت عددی و با استفاده از نرم‌افزار فلوئنت مورد بررسی قرار گرفته است. ماهیت دوفازی ترکیب دوغاب یخ با استفاده از مدل دوفازی اویلر-اویلر و بر پایه تئوری جنبشی جریان‌های دانه‌ای مورد بررسی قرار گرفته است. در این پژوهش اثر تغییر فاز ذرات یخ بر روی میزان حرارت و جرم مبادله شده بین فازی مورد بررسی قرار گرفته و افزایش 12 درصدی ضریب انتقال حرارت محلی برای استفاده از ترکیب دوغاب یخ نسبت به آب خالص تک‌فاز مشاهده شده است. همچنین با بررسی میزان انتقال جرم و انتقال حرارت در طول لوله مشخص شده است که ضریب جابه‌جایی حرارتی در طولی از لوله که بزرگ‌تر از 10-15 برابر قطر لوله است، به‌صورت ثابت باقی می‌ماند. در حالی که تغییرات میزان جرم میانگین مبادله شده در طول 10 الی 15 برابر قطر لوله به بیشترین میزان ممکن (بین 2-5 برابر خروجی) رسیده و پس از آن کاهش می‌یابد ضمن آن‌که که در 20 درصد انتهایی طول لوله، روند کاهش سریعی‌تر است.

## 3 D simulation of heat and mass transfer in turbulent flow of ice slurry in horizontal pipes

Hazhir Ahmadkermaj, Reza Maddahian\*, Mahdi Maerefat

Department of Mechanical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran

\* P.O.B. 14115-111, Tehran, Iran, maddahian@modares.ac.ir

### ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper  
Received 13 November 2017  
Accepted 01 January 2018  
Available Online 23 January 2018

#### Keywords:

Phase change  
Solid-liquid two phases flow  
Heat and mass transfer  
Ice slurry  
Numerical simulation

### ABSTRACT

Ice slurry is called a mixture of fine ice particles with a fluid carrier such as water. The phase change ability is reason for use of this mixture as the refrigerant cooling. In this research, flow of ice slurry in horizontal tubes faring the phase change is numerically investigated using FLUENT software. The two-phase nature of ice slurry mixture is studied using the Euler-Euler two-phase model based on kinetic theory of granular flows. The effect of ice particles phase change on heat and mass transfer between phases are investigated, the obtained results show that the local heat transfer coefficient for the use of the icy slurry mixture is increased 12% compare to the pure water. It is also determined by examining heat and mass transfer rate along tube, that the heat transfer coefficient for the pipe lengths larger than 10-15 times pipe diameter, remains constant. The variation of mean mass transfer is maximum at distance of 10-15 times of pipe diameter. The maximum value is 2-5 times larger than mean mass transfer in the pipe outlet. At the 20% end of the pipe, the decreasing trend of mass transfer accelerates.

### 1- مقدمه

در سال‌های اخیر بحث‌های مربوط به میزان مصرف انرژی در فصول گرم سال جهت ایجاد سرمایش و ورود آلاینده‌های مضر به محیط‌زیست مانند کلروفلوروکربن‌ها<sup>1</sup>، توجه بسیاری از محققین را به خود جلب نموده است [1].

استفاده از مبردهای ذخیره کننده دما که دارای مواد تغییر فاز دهنده می‌باشند مانند ترکیب آب و ذرات ریز یخ، می‌تواند علاوه بر از بین بردن نیاز

<sup>1</sup> CFC

استفاده از مبردهای مخرب محیط‌زیست، از میزان مصرف الکترونیسته در فصول گرم سال بکاهد. در واقع امکان تولید و ذخیره مبردهای دوغابی در ساعاتی که میزان مصرف کم است (12 شب الی 6 صبح) و استفاده از آن در طول روز و ساعات گرم، می‌تواند میزان هزینه‌های ایجاد سرمایش را کاهش دهد [2]. استفاده از ترکیبات دوغابی که امکان تغییر فاز در آن‌ها وجود دارد سبب می‌شود در امر گرمایش از گرمای نهان ذوب بالای ماده تغییر فاز دهنده استفاده شود و به طبع این امر توانایی مبرد را در انجام عمل خنک‌سازی به‌شدت افزایش خواهد داد. همچنین فناوری‌های جدید تولید یخ و استفاده از

در برخورد باهم و در برخورد با دیواره می‌شود. این امر با توجه به اهمیت تبادل مومنوم بین ذرات جامد و دیواره در مطالعه جریان‌های دوغابی، به سبب درصدهای بالای ذرات، سبب بروز خطای بالا در نتایج استخراجی خواهد شد. از این رو استفاده از مدل دوفازی اوپلر-اوپلر در جریان‌های چند فازی با تمرکز ذرات بالا، لازم به نظر می‌رسد [11]. از جمله پژوهش‌های عددی که از روش دوفازی اوپلر-اوپلر برای شبیه‌سازی رفتار جریان سیالات استفاده نموده‌اند می‌توان به مطالعه نیزگودا و زلاوسکی [12]، اشاره کرد. محور اصلی این پژوهش بر روی مقایسه میزان دقت مدل‌های سیال میانگین و مدل دوفازی اوپلر-اوپلر در محاسبه میزان افت فشار بوده است. نتایج این پژوهش نشان دهنده این امر است که دقت روش دوفازی اوپلر-اوپلر نسبت به روش سیال میانگین در محاسبه میزان افت فشار جریان‌های دوغابی بسیار بالاتر است. در پژوهش عددی وانگ و همکاران [13]، نحوه توزیع ذرات یخ موجود در ترکیب در خرجی لوله با تغییر شعاع و درصد ذرات، بررسی شده است و از بررسی‌های مربوط به خواص حرارتی صرف‌نظر نموده‌اند. نتایج گزارش شده این پژوهش نشان‌دهنده تمرکز بیشتر ذرات در نواحی نزدیک دیواره است که می‌تواند ناشی از عدم در نظر گرفتن ترم نیروهای پراکندگی آشفتنگی باشد. مطالعه ژانگ و شی [14]، به بررسی خواص هیدرولیکی و حرارتی دوغاب یخ اختصاص یافته است. نتایج گزارش شده در این پژوهش حاکی از آن است که افزایش شعاع ذرات میزان یکنواختی پروفیل تمرکز ذرات را کاهش می‌دهد. ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی نیز در ناحیه توسعه یافته به صورت تقریباً ثابت تغییر می‌کند و پس از ذوب کامل ذرات شروع به افزایش می‌نماید. در این پژوهش در بخش حرارتی، محور اصلی پژوهش بر روی محاسبه ضریب انتقال حرارت محلی تحت شارهای حرارتی اعمالی بالای 100 کیلووات بر مترمربع بوده است و ترم انتقال جرم و اثر پارامترهای مختلف بر روی نحوه تغییرات آن در طول لوله، مانند شار حرارتی مورد بررسی قرار نگرفته است.

از این رو مطابق با آنچه از پیشینه پژوهش‌های مربوط به جریان‌های دوغابی قابل تفهیم است، مطالعات صورت گرفته در این زمینه غالباً محدود به پژوهش‌های تجربی بوده و کارهای عددی صورت گرفته نیز در زمینه بررسی چگونگی تغییرات ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی و محاسبه میزان افت فشار سیالات دوغابی بوده است. در حالی که چگونگی تغییرات میزان جرم مبادله شده بین فازی، اثرات پارامترهای مختلف مانند شار حرارتی اعمالی بر روی میزان جرم مبادله شده و نحوه تغییرات درصد ذرات فاز پراکنده در راستای محور لوله، مورد بررسی و ارزیابی قرار نگرفته است. لذا در پژوهش حاضر با استفاده از مدل دوفازی اوپلر-اوپلر بر پایه تئوری جنبشی جریان‌های دانه‌ای و با در نظر گرفتن حرارت و جرم مبادله شده بین فاز جامد و سیال در میدان جریان، به بررسی نحوه تغییرات درصد ذرات فاز پراکنده و میزان جرم میانگین مبادله شده بین‌فازی در راستای محور لوله پرداخته شده است. همچنین اثرات تغییر میزان شار حرارتی اعمالی بر دیواره لوله، بر روی میزان جرم میانگین مبادله شده و درصد ذرات فاز پراکنده مورد بررسی و ارزیابی قرار گرفته است.

## 2- مدل‌سازی ریاضی

در پژوهش حاضر از نرم‌افزار فلوئنت 16 جهت شبیه‌سازی عددی جریان دوغاب یخ استفاده شده است. ذرات جامد یخ موجود در ترکیب به صورت ذرات کروی، صاف و غیرالاستیک مدل‌سازی شده‌اند. معادلات حاکم بر مسئله با میانگین‌گیری حجمی از معادلات ناوبراستوکس و با اعمال فرض‌های

مواد کاهنده نقطه ذوب مانند اتیلن‌گلیکول یا اتانول در سیال حامل، شرایط لازم جهت فوق سرد نمودن ترکیب را فراهم می‌آورد [3].

در هر حال مطالعه جریان و مشخصات حرارتی ترکیب دوغاب یخ به دلیل دوفازی بودن، آشفتنگی، تبادل حرارت، جرم و مومنوم میان ذرات جامد و سیال از پیچیدگی‌های خاصی برخوردار است، به همین علت محققین اندکی به صورت تجربی به بررسی خواص هیدرولیکی و حرارتی این ترکیب پرداخته‌اند. در همین راستا وارنوز و همکاران [4]، به روش تجربی، به مقایسه پروفیل‌های سرعت ذرات جامد برای ترکیب دوغاب یخ 13 الی 19 درصد حجمی، در داخل لوله‌های افقی و عمودی با قطر 23 میلی‌متر پرداخته‌اند. نتیجه این پژوهش نشان می‌دهد که میزان افت دبی جریان در لوله‌های افقی بیشتر از لوله‌های عمودی است. استامیشن و کاواجی [5]، به روش تجربی ترکیب دوغاب یخ 9 درصد حجمی را در داخل کانال‌های عمودی مورد بررسی قرار داده و پروفیل‌های سرعت و درصد ذرات پراکنده را در سه ناحیه مختلف دسته‌بندی نموده‌اند. در این پژوهش برای جریان با عدد رینولدز 2000 مشخص شده است که افزایش درصد حجمی ذرات، سبب بیشتر شدن سرعت‌های نوسانی می‌شود. لی و همکاران [6]، به صورت تجربی به بررسی خواص حرارتی ترکیب محلول آب و اتیلن‌گلیکول به همراه ذرات ریز یخ در داخل لوله پرداخته‌اند. در این پژوهش با محاسبه ضریب انتقال حرارت میانگین در کل طول لوله برحسب سرعت‌های ورودی مختلف، مشخص شده است که افزایش سرعت جریان سیال ورودی به لوله، سبب افزایش میزان ضریب انتقال حرارت میانگین می‌شود. واضح است که به علت مشکلات موجود در انجام پژوهش‌های تجربی امکان گزارش ضریب انتقال حرارت محلی در مطالعات تجربی وجود ندارد.

نیزگودا [7,8]، به صورت تجربی به مطالعه جریان تغییر فاز دهنده دوغاب یخ در داخل لوله‌های افقی پرداخته‌اند. در این پژوهش به بررسی اثر میزان سرعت ورودی سیال و درصد حجمی ذرات یخ موجود در ترکیب بر روی ضریب انتقال حرارت و میزان افت فشار پرداخته شده است. نتایج این بررسی نشان می‌دهد که افزایش سرعت ورودی سیال به لوله، سبب افزایش ضریب انتقال حرارت و ضریب افت فشار می‌شود. در حالی که افزایش درصد ذرات یخ، لزوماً میزان انتقال حرارت و افت فشار را افزایش نمی‌دهد. گروودزیک و همکاران [9]، با روش تجربی ضریب انتقال حرارت میانگین و موضعی را برای جریان دوغاب یخ بررسی کرده‌اند. نتایج حاصل از این پژوهش نشان می‌دهد که استفاده از جریان دوغاب یخ با درصدهای حجمی بالا، سبب افزایش ضریب انتقال حرارت میانگین و موضعی نسبت به سیال تکفاز می‌شود. مطابق آنچه از بررسی مطالعات تجربی انجام شده در زمینه مبرد دوغاب یخ قابل درک است در این پژوهش‌ها اشاره‌ای به میزان شار حرارتی لازم برای ذوب کامل ذرات یخ در سیال نشده و مسلماً جهت کاربرد این نوع از سیالات دوفازی لازم است مطالعات بیشتری در این زمینه تحت شرایط متفاوت انجام شود.

در زمینه شبیه‌سازی جریان‌های دوغابی نیز مطالعات اندکی صورت گرفته که بخشی از این مطالعات مانند پژوهش کیتانوفسکی و پرودوس [10]، از روش اوپلر-لاگرانژ جریان دوغاب با 10 الی 25 درصد حجمی یخ را در داخل لوله افقی با قطر 27 میلی‌متر مورد بررسی قرار داده‌اند. در این پژوهش اثر تغییرات درصد و شعاع ذرات یخ بر روی خواص فیزیکی ترکیب، مورد بررسی قرار گرفته و مدلی برای بیان لزجت سیال براساس خواص ذرات موجود در آن ارائه شده است. درحالی‌که واضح است استفاده از مدل اوپلر-لاگرانژ سبب صرف‌نظر از ترم‌های مهمی مانند مومنوم مبادله شده بین ذرات

تراکم‌ناپذیری و وابستگی به دما بیان شده‌اند.

که  $h$  آنتالپی ویژه،  $\tau$  تانسور تنش برشی،  $\vec{q}$  بردار شار حرارتی، ترم  $Q_{pq} - \dot{m}_{pq}h_{pq} - \dot{m}_{qp}h_{qp}$  مربوط به تبادل انرژی به واسطه انتقال جرم و ترم مربوط به شدت تبادل حرارت بین فازهای موجود در ترکیب می‌باشد.

### 1-2- معادله پیوستگی

معادله پیوستگی برای هر دو فاز جامد و سیال به صورت معادله (1) بیان می‌شود [13,14].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = \dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp} \quad (1)$$

$\alpha$  درصد حجمی،  $\rho$  چگالی و  $\vec{v}$  سرعت می‌باشد. زیرنویس  $q$  نشانگر فاز سیال یا جامد و زیر نویس  $p$  نمایانگر فاز مخالف با  $q$  است. در این صورت  $\dot{m}_{pq}$  نمایانگر جرم انتقال یافته از فاز  $p$  به داخل فاز  $q$  است.

### 2-2- معادله مومنتوم

معادله مومنتوم نیز همانند معادله پیوستگی، در دیدگاه اولر-اولر به صورت جداگانه برای هر کدام از فازها در نظر گرفته شده و حل می‌شوند. معادله مومنتوم برای فاز  $q$  به صورت معادله (2) است [13,14].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot \tau_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} + R_{pq} + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp} + \vec{F}_q + \vec{F}_{L,q} + \vec{F}_{vm,q} + \vec{F}_{td,q} \quad (2)$$

که  $p$  فشار محلی،  $\nabla \cdot \tau_q$  تانسور تنش برشی،  $\alpha_q \rho_q \vec{g}$  ترم مربوط به شتاب گرانش،  $R_{pq}$  ترم نیروهای عکس‌العملی بین فازی،  $(\dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp})$  ترم اعمال مومنتوم ناشی از انتقال جرم،  $\vec{F}_q$  نیروهای خارجی وارد بر میدان جریان،  $\vec{F}_{L,q}$  نیرو لیفت،  $\vec{F}_{vm,q}$  نیرو جرم مجازی و  $\vec{F}_{td,q}$  نیرو ناشی از پراکندگی آشفتگی می‌باشد. روابط مربوط به محاسبه ترم تانسور تنش برشی فاز سیال  $\tau_L$  و فاز جامد  $\tau_s$  در پژوهش لان و همکاران [15] به تفصیل مورد بررسی قرار گرفته است.

### 1-2-2- نیروهای بین فازی

بر هم کنش بین فازی که به صورت تابعی از گرادیان سرعت بین فاز سیال و ذرات جامد، ضریب تبادل مومنتوم بین فازی و ضریب دراگ است، با استفاده از روابط ارائه شده در مراجع [16,17]، مدل‌سازی شده‌اند.

ترم نیروهای لیفت وارد بر ذرات به صورت تابعی از سرعت لغزش و گرادیان سرعت سیال مدل می‌شود، که در نواحی نزدیک دیواره به علت وجود گرادیان بالای سرعت، نیروی لیفت از اهمیت بالایی برخوردار است. نیروی لیفت با استفاده از رابطه ارائه شده در پژوهش تومی یاما [18] مدل‌سازی شده است.

حرکت شتابدار ذرات فاز پراکنده نسبت به سیال فاز پیوسته عامل اعمال نیروهایی به میدان جریان سیال است، که نیروی جرم مجازی نامیده می‌شود و به صورت معادله استفاده شده در مرجع [19]، بیان شده است.

نیروی پراکندگی آشفتگی از جمله نیروهای مؤثر در جریان‌های آشفتۀ دوفازی می‌باشد و از مهم‌ترین عوامل یکنواخت نمودن تمرکز ذرات در میدان جریان و عامل بازدارنده تمرکز بالای ذرات در یک منطقه می‌باشد. این نیرو با استفاده از فرمول ارائه شده توسط بارنز و همکاران [20]، مدل شده است.

### 3-2- معادله انرژی

برای هر دو فاز جامد و سیال معادله انرژی به صورت (3) می‌باشد [13,14].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q h_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q h_q) = \tau_q \cdot \nabla \vec{v}_q - \nabla \cdot \vec{q}_q + Q_{pq} + \dot{m}_{pq}h_{pq} - \dot{m}_{qp}h_{qp} \quad (3)$$

### 1-3-2- معرفی ترم شار حرارتی

ترم شار حرارتی برای هر دوفاز پراکنده و پیوسته موجود در ترکیبات دوغابی با استفاده از فرمول فوریه که در معادله (4) ارائه شده، قابل تعریف و جایگذاری در معادلات می‌باشد.

$$\vec{q}_q = -\lambda_{\text{eff},q} \nabla T_q \quad (4)$$

که  $T_q$  دمای مربوط به فاز  $q$  و  $\lambda_{\text{eff},q}$  ضریب هدایت حرارتی بهبود یافته است. در نواحی نزدیک دیواره، حرارت انتقالی از طریق تماس سطحی دیوار با ذرات سیال انتقال می‌یابد و بخش بسیار کمی از حرارت مبادله شده از طریق تماس نقطه‌ای ذرات جامد با دیواره مبادله می‌شود. در نواحی دور از دیواره نیز به دلیل تمرکز بالای ذرات جامد، ضریب هدایت حرارتی به شدت تحت تأثیر قرار خواهد گرفت. از این رو لازم است ضریب هدایت حرارتی در هر دو ناحیه نزدیک دیوار و دور از دیوار، برای هر دو فاز موجود در ترکیب اصلاح شود. چگونگی اصلاح ضریب هدایت حرارتی برای فاز سیال و جامد در معادلات (5) الی (14) ارائه شده است [21,22]. دقت شود که  $\lambda$  ضریب هدایت حرارتی واقعی می‌باشد.

$$\lambda_{\text{eff},l} = (1 - \sqrt{\alpha_s}) \lambda_l \quad \left(\frac{L}{d_s} \geq 0.5\right) \quad (5)$$

$$\lambda_{\text{eff},s} = \sqrt{\alpha_s} (jA + (1-j)K) \lambda_l \quad \left(\frac{L}{d_s} \geq 0.5\right) \quad (6)$$

$$\lambda_{\text{eff},l} = \alpha_l \lambda_l \quad \left(\frac{L}{d_s} \leq 0.5\right) \quad (7)$$

$$\lambda_{\text{eff},s} = 3\lambda_l \alpha_s S \varphi \quad \left(\frac{L}{d_s} \leq 0.5\right) \quad (8)$$

$$K = \frac{2}{1 - \frac{B}{A}} \left[ \frac{A-1}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)^2} \ln\left(\frac{A}{B}\right) - \frac{B-1}{1 - \frac{B}{A}} - 0.5(B+1) \right] \quad (9)$$

$$A = \frac{\lambda_l}{\lambda_s} \quad (10)$$

$$B = 1.25 \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_l}\right)^{\frac{10}{9}} \quad (11)$$

$$j = 7.26 \times 10^{-3} \quad (12)$$

$$S = \frac{2L}{d_s} \quad (13)$$

$$\varphi = \left(\frac{A}{A-1}\right)^2 \left[ \left(1 - \frac{1-S}{A}\right) \ln(A) - \frac{A-1}{A} S \right] \quad (14)$$

اصلاح ضریب هدایت حرارتی برای فاز سیال و جامد در نواحی مجاور و دور از دیواره لوله سبب می‌شود، شار حرارتی اعمالی به میدان جریان سیال به درستی و مطابق با فیزیک حاکم بر مسئله مدل‌سازی شود. واضح است که وجود خطا در میزان و نحوه پخش حرارت در میدان جریان با توجه به اهمیت ترم‌های مربوط به تغییر فاز ذرات فاز پراکنده، در پژوهش حاضر، سبب بروز خطای بسیار در نتایج استخراج شده می‌شود. از این رو لازم است، هدایت حرارتی برای هر دو فاز در میدان جریان سیال اصلاح شود.

### 2-3-2- تبادل حرارت و جرم بین فازی

حرارت مبادله شده بین ذرات با فاز جامد یا سیال  $q$  و فاز مخالف با آن  $p$  با استفاده از فرمول (15) محاسبه می‌شود.

$$Q_{pq} = h_v (T_p - T_q) \quad (15)$$

که  $T$  دما و  $h_v$  ضریب انتقال حرارت بر واحد حجم می‌باشد. ضریب

گرفته‌اند.

### 3- شرایط مرزی

در "شکل 1" شماتیکی از مسئله مورد بررسی قابل مشاهده است.

در ادامه شرایط مرزی در نظر گرفته شده برای حل مسئله بیان می‌شود.

- در ورودی لوله سرعت و دمای جریان یکنواخت فرض شده است.

$$v_s = v_l = U, T_s = T_l = T_{in} \quad (19)$$

- در خروجی لوله فشار نسبی صفر در نظر گرفته شده است تا میزان افت فشار به درستی محاسبه شود.

$$p_{out} = 0 \quad (20)$$

- در مجاور دیوار از شرط مرزی عدم لغزش برای فاز سیال استفاده شده است.

$$v_{lw} = 0 \quad (21)$$

- برای ذرات فاز پراکنده در مجاور دیوار از شرط مرزی لغزش نسبی جانسون جاکسون [26]، به منظور اعمال افت‌های مومنوم ناشی از برخورد ذرات جامد با دیواره، دامنه حل استفاده شده است. توجه شود که  $\Phi$  ضریب ویژه مشخص کننده میزان افت مومنوم ذرات در برخورد با دیوار است.

$$\tau_{sw} = \frac{-\sqrt{3}}{6} \pi \rho_s g_0 \Phi \frac{a_s}{a_{s,max}} \sqrt{\theta_s} v_{sw} \quad (22)$$

- شرط مرزی حرارتی در نظر گرفته شده برای دیواره لوله شار حرارتی یکنواخت می‌باشد.

$$q = \text{مقدار ثابت} \quad (23)$$

نسبت طول به قطر لوله در تمامی نمونه‌ها بزرگ‌تر از 100 در نظر گرفته شده تا از توسعه یافتگی کامل جریان اطمینان حاصل شود. برای کاهش میزان محاسبات، در لحظه شروع محاسبات، شرایط ورودی لوله به عنوان شرط اولیه در نظر گرفته شده است. رابطه بین معادلات سرعت و فشار توسط الگوریتم دوفازی سیمپل<sup>1</sup> اعمال شده است. نحوه گسسته‌سازی معادلات، مرتبه دوم پیش‌رونده، گام زمانی حل  $10^{-2}$  ثانیه و حداقل مقدار باقی‌مانده قابل قبول برای همگرایی معادلات مقدار  $10^{-4}$  در نظر گرفته شده است. همچنین خواص ترکیب دوغاب یخ مورد استفاده در این بررسی، در جدول 1 ارائه شده است.

### 4- استقلال از شبکه و صحت‌سنجی

نحوه شبکه‌بندی هندسه لوله صاف در این بررسی به صورت استفاده از

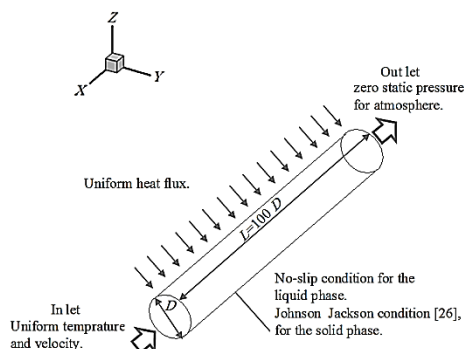


Fig. 1 Schematic of the adopted problem

شکل 1 شماتیک مسئله مورد بررسی

انتقال حرارت با استفاده از فرمول ارائه شده توسط گان و همگاران [23]، که مخصوص جریان‌های دارای فاز پراکنده جامد و با درصد‌های بالای ذرات است، محاسبه شده است.

شبیه‌سازی ترم جرم مبادله شده بین فازی  $\dot{m}$  با استفاده از حرارت مبادله شده  $Q$ ، گرمای نهان ذوب مربوط به ذرات یخ  $\Delta H$ ، به صورت معادله (16) می‌باشد.

$$\dot{m}_{sl} = \frac{Q_{pq}}{\Delta H} \quad (16)$$

### 2-4- معادلات آشفته‌گی

با توجه به این‌که مدل‌سازی مربوط به بخش آشفته‌گی و اغتشاش مسئله از مهم‌ترین بخش‌های اثرگذار در نتایج است، از مدل استاندارد  $k - \epsilon$  برای شبیه‌سازی اغتشاش هردو فاز موجود در ترکیب استفاده شده است [13,14]. علت این امر پایین بودن هزینه محاسباتی و همخوانی با فیزیک مسئله می‌باشد. با توجه به بزرگ بودن اندازه ذرات جامد، واضح است که میزان نوسانات این ذرات نسبت به مولکول‌های فاز مایع متفاوت می‌باشد، لذا لازم است نوسانات هرکدام از فازها جداگانه محاسبه شوند تا میزان خطای مربوط به شبیه‌سازی آشفته‌گی، به حداقل کاهش یابد. فرمول‌های مربوط به آشفته‌گی جریان‌های دوفازی در پژوهش لاندرو و اسپالدینگ [24]، با جزئیات ارائه شده است.

### 2-5- تئوری جنبشی جریان‌های دانه‌ای

وجود درصد بالای ذرات (بیش از 10 درصد) با ابعاد بسیار بزرگتر از ابعاد مولکولی سیال (بزرگتر از 100 میکرون)، سبب می‌شود که میزان اینرسی ناشی از برخورد ذرات با یکدیگر و با دیواره لوله بسیار بالا برود. این عامل سبب می‌شود انتقال مومنوم توسط ذرات علاوه بر مشخصه انتقالی جریان، با مشخصه تصادفی ناشی از برخورد ذرات با یکدیگر و با دیواره لوله نیز صورت پذیرد. از این رو لازم است در خواص رئولوژیکی سیال فاز پراکنده، اثرات حرکت‌های تصادفی و نوسانی نیز اعمال شود. در پژوهش حاضر این امر با استفاده از تئوری جنبشی جریان‌های دانه‌ای صورت گرفته است. بر اساس این تئوری حرکت‌های نوسانی ذرات جامد را می‌توان مانند حرکت ذرات گاز تحت اثر گرادیان‌های دمایی مدل نمود. این مدل نوسانات ذرات جامد موجود در ترکیب را با استفاده از تعریف پارامتری به نام دمای دان‌های  $\theta_s$  مدل می‌نماید. فرمول‌های حاکم بر بحث تئوری جنبشی جریان‌های دانه‌ای در معادلات (17) و (18) ارائه شده است [25].

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \theta_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \theta_s) \right] = (-P_s I + \tau_s) \cdot \nabla \vec{v}_s + \nabla \cdot (k_{\theta_s} \nabla \theta_s) - \gamma_{\theta_s} + \phi_{sl} \quad (17)$$

$$\theta_s = \frac{1}{3} \overline{v_s^2} \quad (18)$$

ترم  $\dot{v}$  نوسانات سرعت،  $P$  فشار ناشی از وجود ذرات جامد،  $I$  بردار یکه واحد و  $\theta$  دمای دان‌های است. ترم  $k_{\theta_s}$  ضریب پخش حرارت دان‌های  $\gamma_{\theta_s}$  مربوط به پخش انرژی به واسطه برخوردهای ناشی از حرکت نوسانی ذرات جامد با یکدیگر و ترم  $\phi_{sl}$  مربوط به تبادل انرژی نوسانی بین ذرات جامد و سیال حمل‌کننده می‌باشد.

اکنون پس از معرفی تئوری جنبشی جریان‌های دانه‌ای می‌توان پارامترهای مختلفی از خواص ذرات فاز پراکنده که وابسته به دمای دانه‌ای است، مانند ترم لزجت فاز پراکنده  $\mu_s$  و برخی از پارامترهای موجود در معادله (17) را مدل نمود که در مراجع [15,17]، به تفصیل مورد بررسی قرار

<sup>1</sup> SIMPLE

جدول 1 خواص محلول پایه و ذرات یخ [27]

معادله	خواصیت
$\rho_l = 987.4 - 2.46 \times e^{(273.15-T)/24.2}$	چگالی آب-چگالی (kgm <sup>-3</sup> )
$Cp_l = 4260 + 96.8 \times e^{(273.15-T)/14.4}$	گرمای ویژه (Jkg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$\mu_l = 0.704 + 2.64 \times e^{(T-273.15)/16.64}$	لزجت (mPas)
$\lambda_l = 0.503 + 0.00123 \times (T - 273.15)$	هدایت حرارتی (Wm <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$\rho_s = 917 - 0.13 \times (T - 273.15)$	چگالی ذرات یخ (kgm <sup>-3</sup> )
$Cp_s = 2120 - 8 \times (T - 273.15)$	گرمای ویژه (Jkg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$\lambda_s = 2.21 - 0.012 \times (T - 273.15)$	هدایت حرارتی (Wm <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$\Delta H = 332.4$	گرمای نهان ذوب (kJkg <sup>-1</sup> )

است. در "شکل 4" تغییرات افت فشار ترکیب دوغاب یخ در داخل لوله، تحت شار حرارتی مورد بررسی قرار گرفته و نتایج نشان‌دهنده افزایش میزان افت فشار با افزایش سرعت ورودی سیال به داخل لوله می‌باشد که مسلماً ناشی از افزایش آشفته‌گی و برخورد میان ذرات جامد با یکدیگر و دیواره لوله است. که سبب افزایش میزان افت مومنوم جریان سیال، و به طبع آن افزایش میزان افت فشار می‌شود.

در "شکل 5" اثر افزایش سرعت ورودی بر روی ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی در بخش توسعه‌یافته لوله مورد بررسی قرار گرفته است. مشخص است که با افزایش سرعت ورودی لوله، اثر افزایش آشفته‌گی جریان سبب می‌شود تا از تمرکز بالا ذرات یخ در نواحی مختلف لوله جلوگیری شود. نتیجه پراکندگی بیشتر ذرات، قرار گرفتن ذرات جامد بیشتری در نواحی جدار لوله می‌باشد. این ذرات با ذوب شدن خود مانع افزایش اختلاف دمای سیال و دیواره لوله می‌شوند، و به طبع آن سبب افزایش ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی دوغاب یخ می‌شوند. میزان خطای کم در مقایسه داده‌های تجربی و عددی برای میزان افت فشار در "شکل 4" و برای ضریب انتقال حرارت

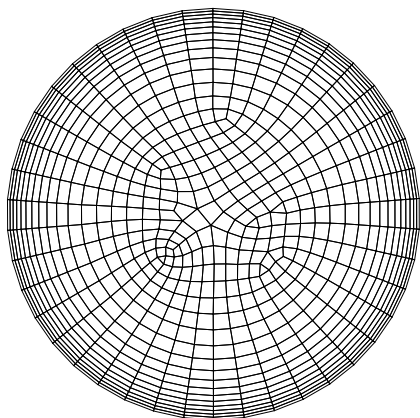


Fig. 2 The selected grid for pipe cross section

شکل 2 شبکه انتخاب شده برای مقطع عرضی لوله

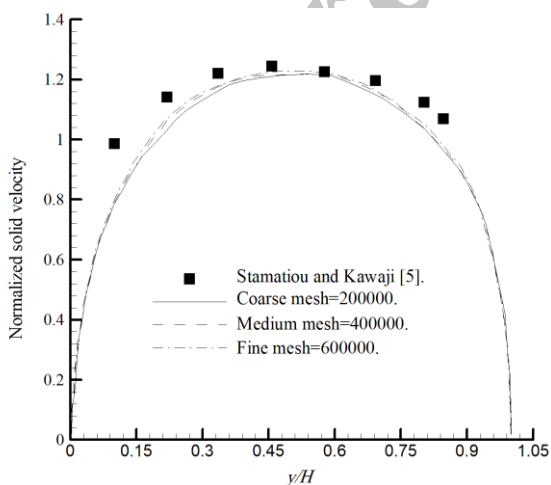


Fig. 3 Comparison of the axial velocity distribution in the pipe for three different grids with experimental results. ( $\alpha = 1.9 \text{ wt\%}$ ,  $U = 0.156 \frac{m}{s}$ ,  $d = 0.1 \text{ mm}$ )

شکل 3 مقایسه توزیع سرعت محوری در لوله برای سه شبکه مختلف با نتایج تجربی. ( $d = 0.1 \text{ mm}$ ,  $\alpha = 1.9 \text{ wt\%}$ ,  $U = 0.156 \text{ m/s}$ )

شبکه‌های با سازمان و مربعی است که در راستای طول لوله به صورت منظم، و در راستای شعاعی مطابق "شکل 2" به صورت نامنظم قرار گرفته‌اند. به جهت افزایش دقت محاسبات و کاهش خطاهای ناشی از شبیه‌سازی ترم‌های آشفته‌گی در مسئله، شبکه‌های نزدیک دیوار لوله، دارای ابعاد کوچک‌تری هستند. به طوری که پارامتر مشخص کننده ارتفاع اولین مش از دیواره در کل طول لوله به صورت  $1 < \gamma^+ < 5$  می‌باشد. به منظور بررسی استقلال از شبکه‌بندی در این پژوهش، پروفیل سرعت ذرات جامد محاسبه شده توسط روش عددی با نتایج تجربی استامیشن و کاواجی [5]، در "شکل 3" مقایسه شده‌اند. همان‌طور که در "شکل 3" مشاهده می‌شود، بزرگ‌تر کردن اندازه شبکه تأثیر قابل‌توجهی در نتایج ندارد، از این رو اندازه شبکه در این پژوهش 400000 نظر گرفته شده است.

اختلاف بین نتایج تجربی و عددی قابل مشاهده در "شکل 3" می‌تواند مربوط به ماهیت استفاده از تئوری جنبشی جریان‌های دانه‌ای باشد. با توجه به این که این مدل توانایی لحاظ نمودن اثرات چرخش ذرات حول محورهای گذرنده از مرکز آن‌ها را ندارد، سبب بروز خطای جزئی در اندازه بردار سرعت کلی هر ذره می‌شود که بخشی از خطای موجود در محاسبات را به خود اختصاص می‌دهد. جهت اطمینان از صحت نتایج نیز پروفیل‌های افت فشار و ضریب انتقال حرارت اندازه‌گیری شده در بخش توسعه یافته جریان، توسط نیزگودا-زلاسکو [7]، به روش عددی نیز محاسبه شده و نتایج در "شکل‌های 4 و 5" مقایسه شده‌اند.

توجه شود که برای محاسبه میزان افت فشار از فرمول (24) استفاده شده است.

$$\Delta p = \frac{p_1 - p_2}{\Delta X} \quad (24)$$

که  $p$ ، انتگرال سطحی فشار در مقطع انتخاب شده و  $\Delta X$ ، اختلاف طول قرار گرفتن دو سطح مقطع انتخابی می‌باشد. مقاطع در نظر گرفته شده برای محاسبه میزان افت فشار، در بخش توسعه یافته جریان بوده‌اند و از اثر ناحیه درحال توسعه در محاسبه میزان افت فشار صرف‌نظر شده است.

برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی محلی  $h_{10}$ ، نیز از معادله (25) استفاده شده است.

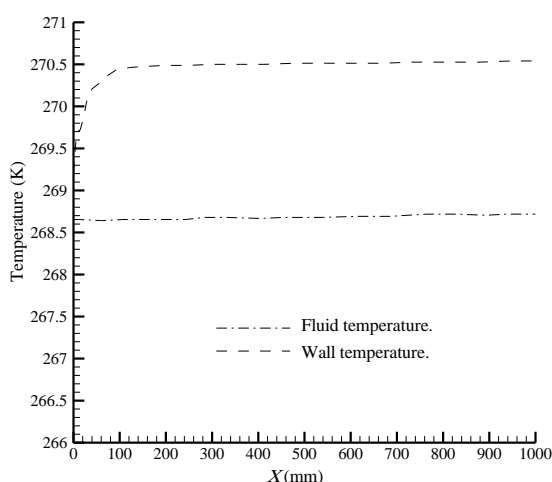
$$h_{10} = \frac{q}{T_w - T_{m,f}} \quad (25)$$

که  $q$ ، شار یکنواخت حرارتی اعمالی به دیواره،  $T_w$  دمای دیوار لوله در مقطع مورد بررسی و  $T_{m,f}$  میانگین دمای سیال در مقطع مورد بررسی

افزایش اختلاف دمای میانگین سیال و دیوار در این بخش از لوله است. رفتار نمودار اختلاف دمای میانگین سیال و دیوار در بخش توسعه‌یافته، نشان می‌دهد که در این بخش میزان اختلاف دما در یک مقدار ثابت باقی می‌ماند به طوری که دمای سیال و دیوار نیز در این ناحیه در مقدارهای تقریباً ثابتی باقی می‌ماند. این در حالی است که دمای دیوار برای حالت استفاده از سیال تک فاز آب در داخل لوله در بخش توسعه یافته به صورت یکنواخت با افزایش همراه است.

در "شکل 7" تغییرات ضریب انتقال حرارت محلی برای ترکیب دوغاب یخ و سیال تک فاز آب نشان داده شده است. وجود ذرات یخ با ابعاد بسیار کوچک، سبب می‌شود سطوح لازم جهت انتقال حرارت بین فازی در میدان جریان فراهم باشد. که اعمال حرارت بر میدان جریان به خوبی سبب تغییر فاز این ذرات می‌شود. پدیده تغییر فاز و آزاد شدن گرمایی نهان بالای ناشی از آن سبب کاهش اختلاف دمای سیال و دیوار می‌شود. نتیجه این امر افزایش ضریب انتقال حرارت موضعی برای ترکیب دوغاب یخ نسبت به سیال تک فاز آب است. به همین علت در "شکل 7" افزایش 12 درصدی ضریب انتقال حرارت محلی ترکیب دوغاب یخ نسبت به سیال تک فاز آب در طول لوله، قابل مشاهده می‌باشد.

لزوم دستیابی به راندمان حداکثری استفاده از ترکیب دوغاب یخ در امر سرمایه‌گذاری، (به واسطه هزینه بر بودن فرایند تولید آن) سبب می‌شود که بررسی نحوه تغییرات درصد حجمی ذرات یخ در ترکیب دوغاب یخ، در طول لوله از اهمیت خاصی برخوردار باشد. از این رو در "شکل 8" تغییرات درصد حجمی ذرات یخ موجود در ترکیب دوغاب یخ، نمایش داده شده است. روند تغییرات درصد حجمی ذرات یخ در طول لوله با کاهش همراه است به طوری که مطابق با انتظار، خروجی لوله دارای کمترین میزان درصد ذرات یخ است. افزایش قدرت شار حرارتی اعمالی به لوله نیز سرعت ذوب ذرات یخ و سرعت کاهش درصد حجمی آن‌ها را افزایش می‌دهد. این امر به واسطه افزایش ضخامت لایه مرزی حرارتی و قدرت گرادیان حرارتی ناشی از آن است، که سبب می‌شود ذرات یخ بیشتری ذوب شوند. به طوری که در خروجی



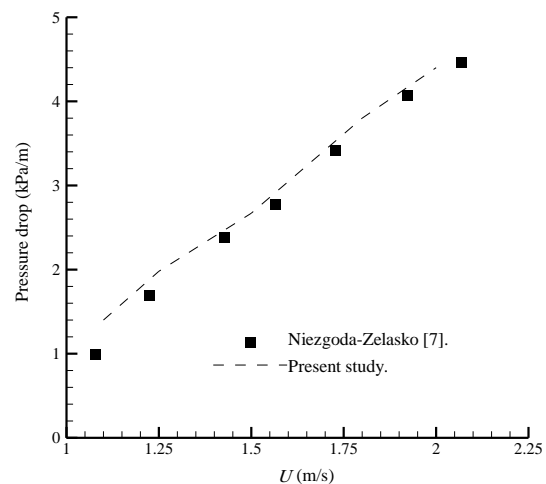
**Fig. 6** Comparison of mean fluid temperature and wall temperature along pipe length. ( $\alpha = 10$  wt%,  $d = 0.1$  mm,  $U = 2$  m/s,  $T_{in} = 268.65$  k,  $D = 16$  mm,  $q = 5$  kW/m<sup>2</sup>)

شکل 6 مقایسه دمای میانگین سیال و دمای دیواره در راستای طول لوله.  
 $\alpha = 10$  wt%,  $d = 0.1$  mm,  $U = 2$  m/s,  $T_{in} = 268.65$  k  
 $(D = 16$  mm,  $q = 5$  kW/m<sup>2</sup>,

جابه‌جایی در "شکل 5"، نشان‌دهنده مناسب بودن مدل‌های انتقال حرارت و جرم بین فازی انتخاب شده می‌باشد.

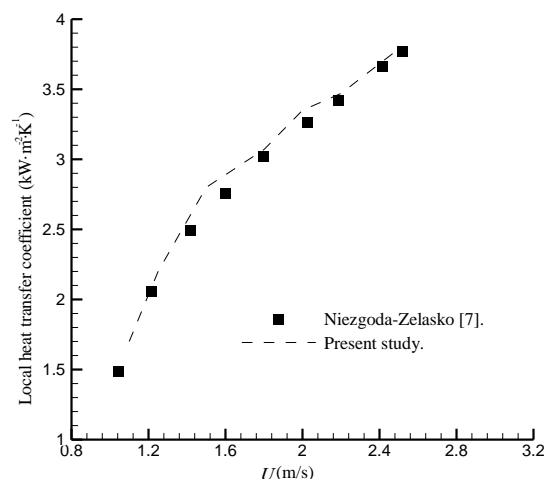
## 5- نتایج

در این بررسی پس از انتخاب یک لوله با قطر معمول 16 میلی‌متر و اندازه ذرات 0.1 میلی‌متر به بررسی چگونگی تغییرات دمای میانگین سیال، درصد ذرات جامد، ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی و میزان جرم مبادله شده در راستای طول لوله پرداخته شده است. در "شکل 6" نحوه تغییرات دمای سیال و دمای دیوار در طول محور لوله نمایش داده شده است. در بخش ورودی لوله چون ذرات یخ هنوز اثرات گرادیان دمایی اعمالی از طرف دیوار را به خوبی درک نکرده‌اند، با میزان تغییر فاز اندکی همراه هستند که نتیجه آن



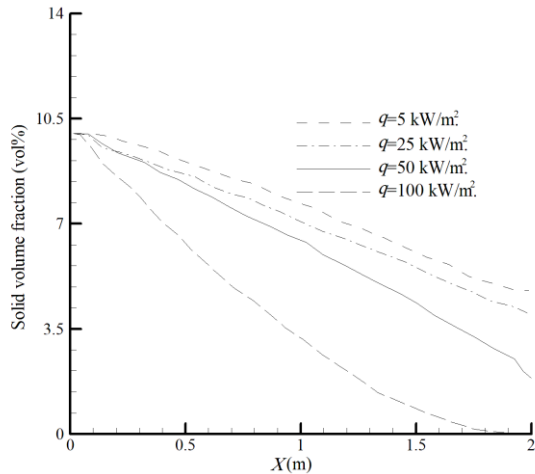
**Fig. 4** Comparison of pressure drop in the pipe for different input velocities with numerical results. ( $\alpha = 12.8$  wt%,  $q = 5$  kW/m<sup>2</sup>,  $d = 0.1$  mm,  $D = 16$  mm)

شکل 4 مقایسه افت فشار در لوله برای سرعت‌های مختلف ورودی با نتایج عددی.  
 $(q = 5$  kW/m<sup>2</sup>,  $d = 0.1$  mm,  $D = 16$  mm,  $\alpha = 12.8$  wt%)



**Fig. 5** Comparison of the local heat transfer coefficient in the pipe for different input velocities with numerical results. ( $\alpha = 12.8$  wt%,  $d = 0.1$  mm,  $D = 16$  mm,  $T_{in} = 268.65$  k,  $q = 5$  kW/m<sup>2</sup>)

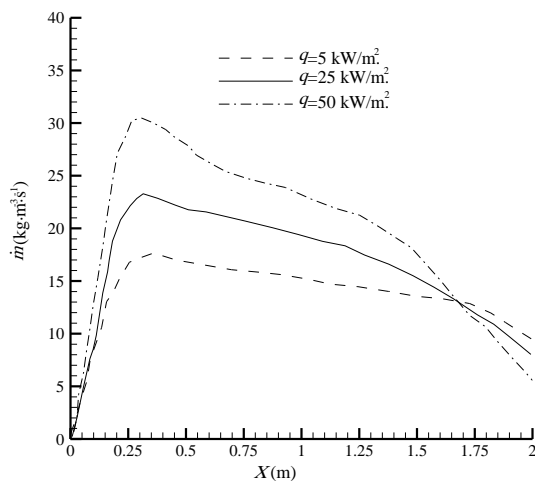
شکل 5 مقایسه ضریب انتقال حرارت محلی در لوله برای سرعت‌های مختلف ورودی با نتایج عددی.  
 $\alpha = 12.8$  wt%,  $d = 0.1$  mm,  $D = 16$  mm)  
 $(T_{in} = 268.65$  k,  $q = 5$  kW/m<sup>2</sup>,



**Fig. 8** The variation in volume fraction of ice particles along the pipe axis for uniform and different heat fluxes.

( $U = 2 \text{ m/s}$ ,  $T_{in} = 268.65 \text{ K}$ ,  $d = 0.1 \text{ mm}$ ,  $D = 16 \text{ mm}$ )

شکل 8 تغییرات کسر حجمی ذرات یخ در راستای محور لوله برای شارهای حرارتی یکنواخت و مختلف. ( $U = 2 \text{ m/s}$ ,  $T_{in} = 268.65 \text{ K}$ ,  $d = 0.1 \text{ mm}$ ,  $D = 16 \text{ mm}$ ).



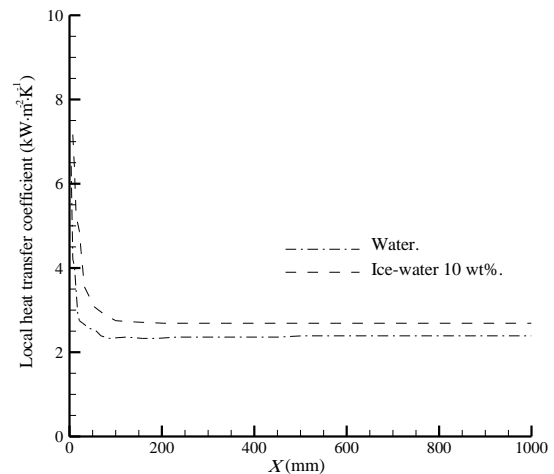
**Fig. 9** The variation of mean mass transfer along the pipe axis for uniform and different heat fluxes ( $\alpha = 10 \text{ wt\%}$ ,  $U = 2 \text{ m/s}$ ,  $T_{in} = 268.65 \text{ K}$ ,  $d = 0.1 \text{ mm}$ ,  $D = 16 \text{ mm}$ )

شکل 9 تغییرات جرم میانگین مبادله شده در راستای طول لوله برای شارهای حرارتی یکنواخت و مختلف. ( $\alpha = 10 \text{ wt\%}$ ,  $U = 2 \text{ m/s}$ ,  $d = 0.1 \text{ mm}$ ,  $T_{in} = 268.65 \text{ K}$ ,  $D = 16 \text{ mm}$ ).

توجه شود که اثر کاهش درصد ذرات یخ در 20 درصد انتهایی طول لوله بسیار بیشتر است، به همین علت در این بخش روند کاهش میزان جرم میانگین با سرعت بالاتری ادامه می‌یابد. از این رو می‌توان این‌گونه برداشت کرد که فراهم نمودن شرایطی برای اختلاط بیشتر جریان، به‌منظور تقویت نیروهای آشفتگی، می‌تواند سبب پراکندگی بیشتر ذرات یخ، پس از توسعه یافتگی جریان و افزایش میزان جرم میانگین مبادله شده در این بخش شود و به طبع می‌توان در طول کمتری از لوله به راندمان بالاتری دست یافت.

#### 6- نتیجه‌گیری و جمع‌بندی

در بررسی حاضر از مدل دوفازی اوپلر-اوپلر بر پایه تئوری جنبشی جریان‌های دانهای برای شبیه‌سازی جریان آشفته ترکیب دوغاب یخ در داخل لوله‌های



**Fig. 7** Comparison of the local heat transfer coefficient of water and ice-water solution. ( $U = 2 \text{ m/s}$ ,  $T_{in} = 268.65 \text{ K}$ ,  $q = 5 \text{ kW/m}^2$ ,  $d = 0.1 \text{ mm}$ ,  $D = 16 \text{ mm}$ )

شکل 7 مقایسه ضریب انتقال حرارت محلی آب با دوغاب یخ 10 درصد جرمی. ( $q = 5 \text{ kW/m}^2$ ,  $d = 0.1 \text{ mm}$ ,  $D = 16 \text{ mm}$ ,  $U = 0.156 \text{ m/s}$ ,  $T_{in} = 268.65 \text{ K}$ ).

لوله به حداقل مقدار ممکن برسند. نکته مهمی که در این جا اهمیت دارد توانایی بالای ترکیب دوغاب یخ در مقابله با ذوب کامل ذرات یخ می‌باشد. عامل این امر گرمای نهان ذوب بسیار بالای ذرات یخ است که سبب می‌شود جریان دوغابی دارای 10 درصد یخ با اعمال شار حرارتی 50 کیلووات بر متر مربع، در خروجی لوله دارای مقدار 3 درصد یخ باشد. بدین معنا که از 70 درصد توانایی حرارتی خود در طول لوله استفاده نموده است. از این رو برای رسیدن به راندمان حداکثری استفاده از این ترکیب می‌توان میزان شار حرارتی بالاتری به دیوار لوله انتقال‌دهنده اعمال نمود. به‌عنوان مثال با اعمال شار حرارتی 100 کیلووات بر متر مربع، ذرات یخ موجود در ترکیب قبل از رسیدن به خروجی لوله به طور کامل ذوب شده‌اند.

بررسی نحوه تغییرات جرم میانگین مبادله شده در راستای طول لوله و تحلیل و تفسیر فیزیکی نحوه تغییرات آن، می‌تواند در تکمیل دانش جریان‌های دوغابی و یافتن ایده‌های مناسب جهت فراهم نمودن شرایط لازم برای رسیدن به حداکثر کارایی استفاده از این ترکیب‌ها، بسیار مفید باشد. در همین راستا روند تغییرات میزان جرم میانگین مبادله شده در راستای محور لوله، برای سه شار حرارتی مختلف در "شکل 9" ارائه شده است. وجود نقطه حداکثری برای میزان جرم میانگین مبادله شده در ابتدای بخش توسعه یافته جریان و کاهش میزان آن، در طول ناحیه توسعه یافته تا خروجی لوله، با دقت در "شکل 9" قابل مشاهده است. تفسیر فیزیکی این پدیده می‌تواند مربوط به ذوب کامل ذرات یخ موجود در نواحی نزدیک دیواره لوله، در بخش ورودی دانست که سبب وجود نقطه حداکثری در ابتدای بخش توسعه یافته می‌شود. پس از این نقطه ذرات یخ موجود در بخش میانی لوله توسط نیروهای وارد بر آن‌ها، مانند نیروهای آشفتگی به سمت نواحی جدار لوله که گرادیان دمایی بالایی دارند، حرکت کرده و ذوب می‌شوند. روند کاهش برای میزان جرم میانگین مبادله شده را نیز می‌توان اینگونه توجیه نمود که با کاهش درصد ذرات یخ در طول لوله به تدریج، اثر نیروهای آشفتگی ذرات کمتری را به سمت دیواره لوله هدایت می‌کند. که این امر عامل کاهش میزان جرم میانگین مبادله شده از ابتدای بخش توسعه یافته تا خروجی لوله می‌باشد.

$S$	نسبت فاصله به شعاع	افقی، با در نظر گرفتن تغییر فاز استفاده شده است. صحت‌سنجی و استقلال
$\vec{v}$	برداری سرعت ( $\text{ms}^{-1}$ )	از شبکه مدل مورد اشاره، با مقایسه نتایج حاصل از حل عددی و نتایج حاصل
$T$	دما (K)	از پژوهش‌های تجربی صورت پذیرفته است. در بخش نتایج، از مدل دوفازی
$U$	سرعت ورودی سیال به داخل لوله ( $\text{ms}^{-1}$ )	معرفی شده جهت بررسی نحوه تغییرات درصد ذرات جامد، دمای فاز سیال و
$X$	فاصله در راستای طول (m)	دیواره، ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی محلی و میزان جرم میانگین مبادله
$Y$	فاصله عمودی در راستای شعاع (m)	شده بین فاز جامد و سیال در طول لوله استفاده شده است.
<b>علائم یونانی</b>		
$\alpha$	درصد حجمی ذرات جامد	اختلاف قابل قبول در مقایسه داده‌های تجربی و عددی متناظر،
$\gamma\theta_s$	پخش انرژی به واسطه برخورد‌های ناشی از حرکت نوسانی ذرات جامد با یکدیگر ( $\text{kgm}^{-3}\text{s}^{-1}$ )	نشان‌دهنده توانایی مدل دوفازی اویلر-اویلر به همراه تئوری جنبشی
$\zeta$	لزجت ظاهری (mPa s)	جریان‌های دانه‌ای، در شبیه‌سازی رفتار حرارتی جریان‌های دوغابی است.
$\theta$	دمای دانه‌ای (K)	مقایسه میزان ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی محلی دارای 10 درصد
$\lambda$	ضریب هدایت حرارتی ( $\text{Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$ )	ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی محلی است.
$\mu$	لزجت دینامیکی (mPa s)	مقایسه میزان درصد ذرات یخ موجود در خروجی لوله که تحت شارهای
$\rho$	چگالی ( $\text{kgm}^{-3}$ )	حرارتی متفاوت قرار گرفته است نشان‌دهنده این امر است که برای رسیدن به
$\sigma$	عدد پراکتل پراکندگی آشفتگی	راندمان حداکثری استفاده از ترکیب دوغاب یخ، لازم است میزان شار حرارتی
$\tau$	تنش برشی (Pa)	اعمالی بر لوله مورد استفاده، طوری در نظر گرفته شود که در خروجی لوله،
$\phi_{sl}$	تبادل انرژی نوسانی بین ذرات جامد و سیال ( $\text{kgm}^{-3}\text{s}^{-1}$ )	ذرات یخ به طور کامل ذوب شوند. این امر نیازمند اعمال شارهای حرارتی
$\Phi$	ضریب ویژه میزان افت مومنتوم ذرات در برخورد با دیوار	بالاتر از 50 کیلووات بر متر مربع بر میدان جریان دوغاب دارای 10 درصد
<b>بالانویس‌ها</b>		
$t$	زمان	حجمی یخ است.
<b>زیرنویس‌ها</b>		
$D$	دراگ	مشاهده تغییرات میزان جرم میانگین مبادله شده در طول لوله نشان داد
eff	مؤثر	که، در ابتدای بخش توسعه یافته و خروجی لوله به ترتیب نقاط حداکثری و
in	ورودی	حداقلی برای میزان جرم میانگین مبادله وجود دارد. از این رو می‌توان با فراهم
$l$	فاز سیال	نمودن شرایط مناسب جهت ذوب هرچه بیشتر ذرات یخ در کمترین طول
lo	محلی	ممکن برای لوله، در راستای بهینه‌سازی استفاده از این ترکیب، گام مهمی
$L$	لیفت	برداشت. به‌عنوان پیشنهاد می‌توان از سطوح افزوده به سطح داخلی لوله‌های
$m$	میانگین	انتقال دهنده جریان دوغاب یخ، جهت اختلاط بیشتر جریان استفاده کرد.
max	حداکثر	
out	خروجی	
$p$	فاز جامد یا سیال	
$q$	فاز سیال یا جامد	
$s$	فاز جامد	
ss	برخورد بین ذرات	
$t$	آشفتگی	
td	پراکندگی آشفتگی	
vm	جرم مجازی	
$w$	دیوار	

**8- مراجع**

- [1] A. Mosaffa, L. G. Farshi, C. I. Ferreira, M. Rosen, Advanced exergy analysis of an air conditioning system incorporating thermal energy storage, *Energy*, Vol. 77, No. 2, pp. 945-952, 2014.
- [2] S. Sanaye, A. Fardad, M. Mostakhdemi, Thermoeconomic optimization of an ice thermal storage system for gas turbine inlet cooling, *Energy*, Vol. 36, No. 2, pp. 1057-1067, 2011
- [3] G. Li, Y. Hwang, R. Radermacher, H. H. Chun, Review of cold storage materials for subzero applications, *Energy*, Vol. 51, No. 3, pp. 1-17, 2013.
- [4] D. Vuarnoz, O. Sari, P. Egolf, H. Liardon, Ultrasonic velocity profiler UVP-XW for ice-slurry flow characterisation, *Proceeding of the Third International Symposium on Ultrasonic Doppler Method for Fluid*

$c_p$	ظرفیت گرمایی ویژه ( $\text{Jkg}^{-1}\text{K}^{-1}$ )	<b>7- فهرست علائم</b>
$C$	ضریب ثابت	
$d$	شعاع ذرات (m)	
$D$	شعاع لوله (m)	
$\vec{F}$	نیرو (N)	
$\vec{g}$	برداری شتاب گرانش زمین ( $\text{ms}^{-2}$ )	
$g_0$	تابه توزیع شعاعی	
$h$	ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی ( $\text{Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$ )	
$H$	آنتالپی ( $\text{Jkg}^{-1}$ )	
$\Delta H$	گرمای نهان ذوب یخ ( $\text{Jkg}^{-1}$ )	
$I$	برداری یک‌ه واحد	
$k_\theta$	ضریب پخش حرارت دانه‌ای	
$L$	فاصله از دیواره لوله (m)	
$\dot{m}$	جرم میانگین مبادله شده ( $\text{kgm}^{-3}\text{s}^{-1}$ )	
$p$	فشار (Pa)	
$\vec{q}$	برداری حرارتی ( $\text{Wm}^{-1}$ )	
$q$	شار حرارتی یکنواخت ( $\text{Wm}^{-2}$ )	
$Q$	حرارت مبادله شده بین فازی ( $\text{Wm}^{-3}$ )	
$R$	نیروی عکس‌العملی (N)	



- 1984.
- [16] K. Ekambara, R. S. Sanders, K. Nandakumar, J. H. Masliyah, Hydrodynamic simulation of horizontal slurry pipeline flow using ANSYS-CFX, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 48, No. 17, pp. 8159-8171, 2009.
- [17] D. Gidaspow, *Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions*, pp. 83-88, London: Academic press, 1994.
- [18] A. Tomiyama, Drag, lift and virtual mass forces acting on a single bubble, *Proceeding of the Third International Symposium on Two-Phase Flow Modeling and Experimentation*, Pisa, Italy, September 22-25, 2004.
- [19] M. R. Maxey, J. J. Riley, Equation of motion for a small rigid sphere in a nonuniform flow, *The Physics of Fluids*, Vol. 26, No. 4, pp. 883-889, 1983.
- [20] A. D. Burns, T. Frank, I. Hamill, J. M. Shi, The Favre averaged drag model for turbulent dispersion in Eulerian multi-phase flows, *Proceeding of the 5th International Conference on Multiphase Flow*, Yokohama, Japan, May 30 - June 4, 2004.
- [21] B. Legawiec, D. Ziolkowski, Structure, voidage and effective thermal conductivity of solids within near-wall region of beds packed with spherical pellets in tubes, *Chemical Engineering Science*, Vol. 49, No. 15, pp. 2513-2520, 1994.
- [22] P. Zehner, E. Schlünder, Wärmeleitfähigkeit von Schüttungen bei mäßigen Temperaturen, *Chemie Ingenieur Technik*, Vol. 42, No. 14, pp. 933-941, 1970.
- [23] D. Gunn, Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidised beds, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 21, No. 4, pp. 467-476, 1978.
- [24] B. E. Launder, D. B. Spalding, *Mathematical Models of Turbulence*, pp. 150-178, London: Academic press, 1972.
- [25] S. Ogawa, A. Umemura, N. Oshima, On the equations of fully fluidized granular materials, *Zeitschrift für Angewandte Mathematik und Physik (ZAMP)*, Vol. 31, No. 4, pp. 483-493, 1980.
- [26] P. C. Johnson, R. Jackson, Frictional-collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 176, No. 7, pp. 67-93, 1987.
- [27] Å. Melinder, Properties and other aspects of aqueous solutions used for single phase and ice slurry applications, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 33, No. 8, pp. 1506-1512, 2010.
- Mechanics and Fluid Engineering*, Lausanne, Switzerland, September 9-11, 2002.
- [5] E. Stamatou, M. Kawaji, Thermal and flow behavior of ice slurries in a vertical rectangular channel—Part II. Forced convective melting heat transfer, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 48, No. 17, pp. 3544-3559, 2005.
- [6] D. W. Lee, E. S. Yoon, M. C. Joo, A. Sharma, Heat transfer characteristics of the ice slurry at melting process in a tube flow, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 29, No. 3, pp. 451-455, 2006.
- [7] B. Niezgoda-Zelasko, Heat transfer of ice slurry flows in tubes, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 29, No. 3, pp. 437-450, 2006.
- [8] B. Niezgoda-Zelasko, J. Zelasko, Melting of ice slurry under forced convection conditions in tubes, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 32, No. 8, pp. 1597-1608, 2008.
- [9] M. Grozdek, R. Khodabandeh, P. Lundqvist, B. Palm, Å. Melinder, Experimental investigation of ice slurry heat transfer in horizontal tube, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 32, No. 6, pp. 1310-1322, 2009.
- [10] A. Kitanovski, A. Poredoš, Concentration distribution and viscosity of ice-slurry in heterogeneous flow, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 25, No. 6, pp. 827-835, 2002.
- [11] M. Eesa, M. Barigou, CFD investigation of the pipe transport of coarse solids in laminar power law fluids, *Chemical Engineering Science*, Vol. 64, No. 2, pp. 322-333, 2009.
- [12] B. Niezgoda-Zelasko, W. Zalewski, Momentum transfer of ice slurry flows in tubes, modeling, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 29, No. 3, pp. 429-436, 2006.
- [13] J. Wang, S. Wang, T. Zhang, Y. Liang, Numerical investigation of ice slurry isothermal flow in various pipes, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 36, No. 1, pp. 70-80, 2013.
- [14] P. Zhang, X. Shi, Thermo-fluidic characteristics of ice slurry in horizontal circular pipes, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 89, No. 6, pp. 950-963, 2015.
- [15] C. Lun, S. B. Savage, D. Jeffrey, N. Chepurnyi, Kinetic theories for granular flow: Inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 140, No. 8, pp. 223-256,