



Two-dimensional simulation of nucleation pool boiling and investigation of phase change mechanism at low heat fluxes

M. Hassani, R. Kouhikamali*

Faculty of Mechanical Engineering, Guilan University, Rasht, Iran

ABSTRACT: In the present study, nucleation pool boiling of the saturated refrigerant R-245fa on the horizontal tube at a pressure of 123.8 kPa and temperature of 20°C under different heat fluxes (18-27 kW/m²) has been numerically simulated and the details of the flow are investigated. Numerical simulation is carried out based on the volume of fluid model with a piecewise linear interface construction method, without pre-determined bubbles by Lee phase change model and surface tension model of continuum surface force. The importance of this study and the numerical model, in addition to its industrial applications at nuclear reactors and flooded evaporators, is the model validation at predicting boiling portion of forced falling or climbing flows on horizontal tubes or bundle of tubes. The heat transfer coefficient of the present model, in comparison with the experimental data at two heat fluxes of 18 and 24 kW/m² and the results of pool boiling Cooper correlation at heat fluxes of 18-27 kW/m² has the maximum error of 6.67% and 8.64%, respectively. In addition, in this study, bubble nucleation and its departure from the tube wall and superheated liquid beside the wall, liquid and bubble temperature and modality of fluid movement due to the generated bubbles around the tube have been studied.

Review History:

Received: Sep. 23, 2019
Revised: Dec. 16, 2019
Accepted: Jan. 26, 2020
Available Online: Feb. 02, 2020

Keywords:

Pool Boiling nucleation
Heat Transfer Coefficient
Numerical Simulation
Volume Of Fluid Model

1- Introduction

Boiling is one of the efficient ways of heat transfer and can be a proper solution for the present modern industry to develop efficient equipment. In spite of significant progress in the realization of boiling, accurate prediction of the boiling curve has not been possible fundamentally.

There are lots of experimental and analytical studies to understand boiling phenomena. Moreno et al. [1] studied heat transfer coefficient and critical heat flux of R-245fa at low saturation temperatures at hydrogen precooling applications.

Among numerical modeling, Liu et al. [2] simulated nucleate, transient, and film boiling of liquid nitrogen on a flat surface. Tian et al. [3] simulated pool boiling over a vertical tube bundle by using the volume of fluid method and Lee phase change model. Hosseini and Kouhikamali [4] studied Lee and Tanasawa phase change models to investigate the effects of surface type on bubble dynamics. They found out that the Lee phase change model predicts boiling more accurately.

This article has simulated pool boiling of R-245fa over a horizontal tube at low heat fluxes and studies the details of the flow. Alongside the validation of the present numerical model in simulation of boiling, this model can be used in the design of some industrial applications such as flooded evaporators.

2- Numerical Modeling

According to the experiment of Chien and Tsai [5], the present numerical modeling of pool boiling is carried out around a single tube with 19 mm diameter in the middle of a 59×38 mm² reservoir which is filled with saturated R-245fa at saturation pressure of 123.8 kPa. Different heat fluxes (18, 21, 24, and 27 kW/m²) are applied to the tube wall to start the natural convection and boiling around the tube.

Liquid and vapor are considered as Newtonian flows, described by continuity, momentum, and energy equations as follows:

$$\frac{\partial(\alpha_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) = s_g \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\rho \vec{v})}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla P + \nabla \cdot (\mu (\nabla \vec{v} + \nabla \vec{v}^T)) + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{v} (\rho E + P)) = \nabla \cdot (k \nabla T) + s_e \quad (3)$$

where α is the vapor volume fraction, \vec{v} is the velocity, P is the pressure, \vec{g} is the gravitational acceleration, E is the energy per unit mass and T is the temperature. In order to track the phases' interface, the volume of fluid model is

*Corresponding author's email: kouhikamali@guilan.ac.ir



table 1. Comparison of experimental heat data [5] and numerical simulated heat transfer coefficient

Heat flux (kW/m ²)	Heat transfer coefficient (W/m ² K)		Error (%)
	Experimental data	Numerical simulation	
18	1800	1920	6.67
24	2400	2420	0.83

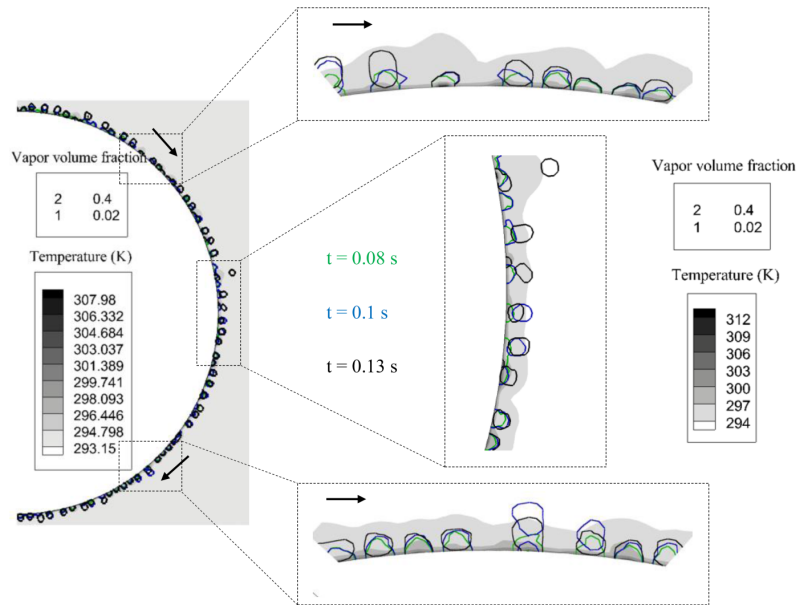


Fig. 1. Bubble growth with temperature contour for the heat flux of 18 kW/m²

used by which the continuity equation is solved for vapor (subscript g) and $\alpha_g + \alpha_f = 1$ specifies liquid (subscript f) volume fraction. In addition, one single momentum and energy equation is solved for phases in which density ρ , dynamic viscosity μ , and conductivity k , is calculated based on the phases' properties and volume fractions. s_g is the mass source term of continuity equation and is modeled based on Lee phase change model [6]. s_e , the energy source term, supplements the energy equation by resulting latent heat of phase change. The volumetric force \vec{F} is due to surface tension which is modeled by Continuum Surface Force (CSF) model.

For pressure-velocity coupling, the Pressure Implicit with Splitting Operators (PISO) is implemented. For discretization of pressure and momentum/energy equations, PRESTO! and 2nd-order upwind are used. The interface is tracked by the Geo-reconstruct method. The variable time step size with the average value of 10^{-6} s is used for the problem with the highest heat flux.

The boundary layer mesh is used near the tube wall and farther parts are meshed with pave ones. Four grids are

generated for the mesh independency procedure. The result of the heat transfer coefficient of the grid with 133319 cells differs maximally 3% with the grid with the smallest cells for all studied cases and is chosen as the final grid.

3- Results and Discussion

In order to validate the numerical model, the simulated heat transfer coefficient of heat fluxes of 18 and 24 kW/m² is compared with the experimental data of Chien and Tsai [5] in Table 1. The errors are 6.67% and 0.83%, respectively. As an example, Fig. 1 shows the bubble growth procedure of heat flux of 18 kW/m² at three times of 0.08, 0.1, and 0.13 s by green, blue and black colors, respectively, alongside the superheated temperature of liquid near the tube wall at 0.13 s. The thermal boundary layer around the tube has caused the nucleation. The nucleus has grown and the shape of the superheated liquid layer changes. The grown bubble starts to detach from the wall at times less than 0.13 s. Meanwhile, a nucleus in the thermal micro-layer is growing. Fig. 2 shows the influence of bubble presence, growth, and detachment on the flow around the tube. The bubbles which are departing

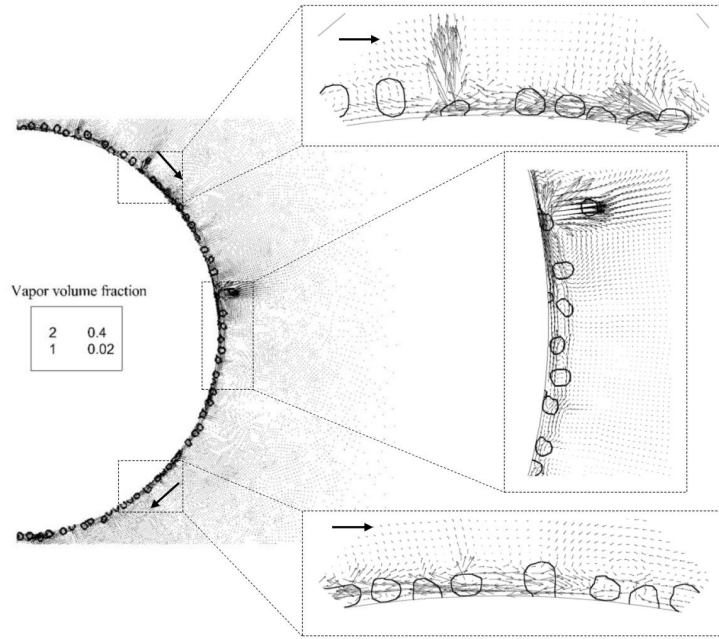


Fig. 2. The influence of bubbles on the velocity vectors for the heat flux of 18 kW/m² at 0.13 s

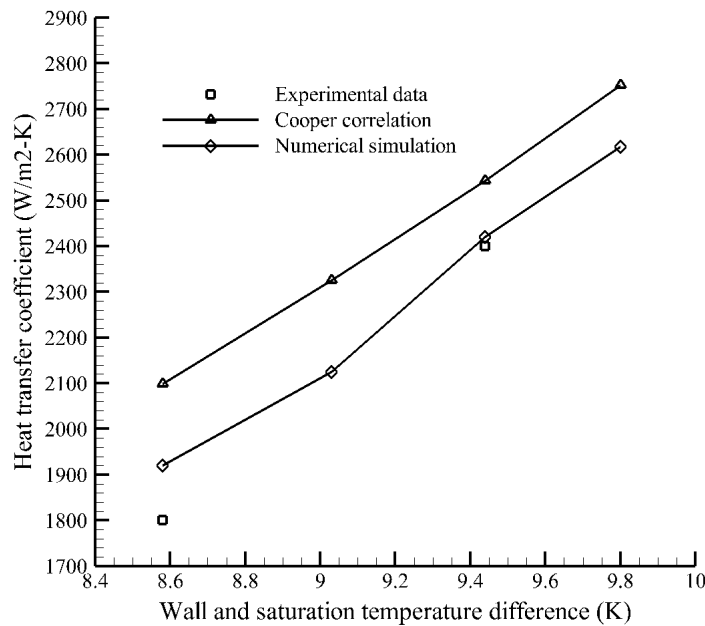


Fig. 3. Heat transfer coefficient of experimental data [5], Cooper correlation [7], and numerical simulation

from the wall move faster upward. Meanwhile, a vortex has been forming. This case is not seen much at the lower part of the tube.

According to Fig. 3 Cooper correlation [7] predicts heat transfer coefficient with a maximum error of 16.56%

in comparison with the experimental data for the heat flux of 18 kW/m². The present numerical is maximally 8.64% different from the correlation result for the heat flux of 21 kW/m².

4- Conclusions

This article has numerically studied pool boiling of R-245fa over a horizontal tube at different heat fluxes (18-27 kW/m²). The volume of fluid and Lee phase change models are used and the details of the flow are studied alongside the validation of the numerical model in simulation of boiling. The effects of wall heat flux are investigated on the nucleation, bubble detachment, liquid superheating, and flow movement.

References

- [1] G. Moreno, B. Kekelia, H. Sitaraman, S. Narumanchi, K. Bennion, Nucleate pool boiling of R-245fa at low saturation temperatures for hydrogen precooling applications, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 132 (2019) 172-183.
- [2] Y. Liu, T. Olewski, L.N. Vechot, Modeling of a cryogenic liquid pool boiling by CFD simulation, *J. Loss Prev. Process. Ind.*, 35 (2015) 125-134.
- [3] Y. Tian, K. Zhang, N. Wang, Z. Cui, L. Cheng, Numerical study of pool boiling heat transfer in a large-scale confined space, *Applied Thermal Engineering* 118 (2017) 188-198.
- [4] S.A. Hosseini, R. Kouhikamali, The effect of surface types on bubble dynamic formation during nucleate pool boiling by use of Lee and Tanasawa phase change models, *Amirkabir Journal of Mechanical Engineering*, (2019).
- [5] L.-H. Chien, Y.-L. Tsai, An experimental study of pool boiling and falling film vaporization on horizontal tubes in R-245fa, *Appl Therm Eng*, 31 (2011) 4044-4054.
- [6] W. Lee, A pressure iteration scheme for two-phase flow modeling, Hemisphere Publishing, Washington, DC, 1980.
- [7] M.G. Cooper, Saturation nucleate pool boiling - a simple correlation, *International Chemical Engineering Symposium*, 86 (1984) 785-792.

HOW TO CITE THIS ARTICLE

M. Hassani, R. Kouhikamali, *Two-dimensional simulation of nucleation pool boiling and investigation of phase change mechanism at low heat fluxes*. *Amirkabir J. Mech. Eng.*, 53(special issue 3) (2021). 453-456.

DOI: [10.22060/mej.2020.17100.6511](https://doi.org/10.22060/mej.2020.17100.6511)





شبیه‌سازی دو بُعدی جوش هسته‌ای استخری و بررسی مکانیزم تغییر فاز در شارهای حرارتی پایین

مریم حسنی، رامین کوهی‌کمالی*

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت، ایران

تاریخچه داوری:

دریافت: ۱۳۹۸/۰۷/۰۱

بازنگری: ۱۳۹۸/۰۹/۲۵

پذیرش: ۱۳۹۸/۱۱/۰۶

ارائه آنلاین: ۱۳۹۸/۱۱/۱۳

کلمات کلیدی:

جوش استخری

حباب‌زایی

ضریب انتقال حرارت

شبیه‌سازی عددی

روش حجم سیال

خلاصه: در پژوهش حاضر، جوش هسته‌ای استخری مبرد R245fa در شرایط اشباع روی یک لوله افقی در فشار ۱۲۳/۸ kPa و دمای ۲۰°C تحت شارهای حرارتی مختلف (بین ۱۸ kW/m² تا ۲۷) به صورت عددی شبیه‌سازی شده و جزئیات جریان در آن مورد بررسی قرار گرفته است. شبیه‌سازی عددی توسط مدل چندفازی حجم سیال با بازسازی هندسی سطح مشترک، بدون ایجاد هسته‌ی حباب‌های اولیه توسط مدل تغییر فاز لی و مدل کشش سطحی نیروی سطحی پیوسته صورت پذیرفته است. اهمیت این مطالعه و ایجاد این مدل عددی، علاوه بر اهمیت صنعتی جوش استخری در طراحی رآکتورهای هسته‌ای و اواپراتورهای مغروق در سیال، در اعتبارسنجی مدل عددی در پیش‌بینی سهم جوش در جریان‌های اجباری فیلم‌ریزان یا بالارونده روی لوله یا دسته‌لوله‌ی افقی است. ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی مدل عددی ایجادشده در مقایسه با داده‌های تجربی در دو شار حرارتی ۱۸ kW/m² و ۲۴، حداکثر ۶/۶۷٪ خطا داشته و در مقایسه با رابطه‌ی جوشش کوپر در شارهای حرارتی ۱۸ kW/m² تا ۲۷، حداکثر ۸/۶۴٪ متفاوت است. علاوه بر این، در این بررسی، روند حباب‌زایی و کنده‌شدن حباب‌ها از دیواره‌ی لوله و مایع مافوق اشباع کناره‌ی آن، دمای مایع و حباب و نحوه‌ی حرکت جریان تحت اثر حباب‌های ایجادشده در اطراف لوله مورد مطالعه قرار گرفته است.

۱- مقدمه

جوشش یکی از مؤثرترین شیوه‌های انتقال حرارت است و استفاده از آن می‌تواند راه‌حل مناسبی برای صنایع مدرن کنونی باشد و سبب توسعه‌ی تجهیزاتی با راندمان بالاتر شود. هم‌اکنون نیز در کاربردهایی نظیر تولید برق، خنک‌کاری لوازم الکترونیکی، پروسه‌های شیمیایی، مهندسی هسته‌ای و غیره استفاده می‌شود.

در طی هشت دهه‌ی گذشته پیشرفت چشمگیری در درک پدیده‌ی جوشش حاصل شده است، اما هم‌چنان پیش‌بینی دقیق منحنی جوشش، از منظر مفاهیم پایه‌ای ناممکن است. از میان سه حالت جوشش (هسته‌ای، گذرا و فیلمی)، تحلیل جوشش فیلمی

* نویسنده عهده‌دار مکاتبات: kouhikamali@guilan.ac.ir

کم‌چالش‌تر است. جوشش هسته‌ای و گذرا پدیده‌هایی پیچیده‌ترند که شامل برهم‌کنش‌هایی غیرخطی از چندین فرآیند هستند [۱]. مطالعات تجربی و تحلیلی بسیاری در درک پدیده‌ی جوشش صورت گرفته است. به عنوان مثال، گورنفلو و همکارانش [۲] تغییر دمای پیرامونی دیواره‌ی لوله را در جوشش هسته‌ای و جابه‌جایی آزاد مطالعه کردند. مطابق این تحقیق در جوشش هسته‌ای، کمترین دمای دیواره در پایین لوله ایجاد می‌شود، در حالی که در جابه‌جایی طبیعی، بیشینه‌ی دمای دیواره در پایین لوله اتفاق می‌افتد که اندازه‌ی آن کمی بالاتر از دمای اشباع است. کیم و همکارانش [۳] به کمک روش اندازه‌گیری دو بُعدی سرعت‌سنج تصویری ذره سرعت جریان تک‌فازی و دوفازی در جریان جابه‌جایی طبیعی و استراتیفیکیشن و هم‌چنین



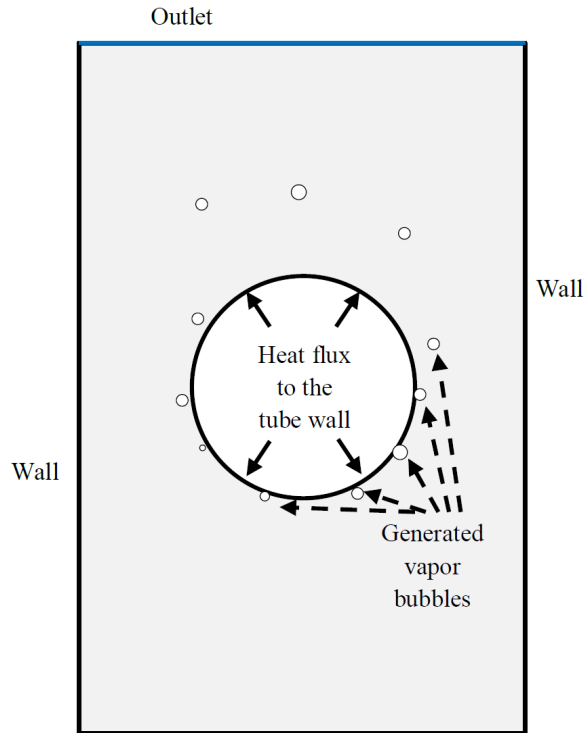
شدت آشفته‌گی و انرژی جنبشی آشفته‌گی محلی را اندازه‌گیری کردند. روه [۴] براساس قانون بقای انرژی، یک تئوری بر مبنای ترمودینامیک آماری در شرایط تعادلی، شبه‌تعادلی و غیرتعادلی ارائه کرد و برای اعتبارسنجی تئوری خود، مشخصه‌های جوشش استخری را در چهار رژیم جابه‌جایی طبیعی، جوشش هسته‌ای، گذرا و فیلمی مورد بررسی قرار داد. مورنو و همکارانش [۵]، در کاربردهای پیش‌خنک‌سازی هیدروژن، خصوصاً در سوخت‌رسانی خودروهای الکتریکی با سلول‌های سوختی، ضریب انتقال حرارت و شار حرارتی بحرانی را در جوشش استخری R245fa در دماهای اشباع پایین مورد مطالعه قرار دادند. طبق نتایج آنها، عملکرد جوشش در دماهای اشباع پایین ضعیف‌تر است که به دلیل کاهش سایت‌های هسته‌زایی و پوشش بخار ایجاد می‌شود.

در کنار آزمایش‌های تجربی، روابط تجربی متعددی نیز برای پیش‌بینی مشخصه‌های جوشش هسته‌ای و جابه‌جایی طبیعی در اختلاف دماهای پایین [۶-۱۱] ارائه شده است. اگرچه این روابط در طراحی سیستم‌های مهندسی به کار رفته‌اند، اما توانایی آنها در پیش‌بینی شرایط جدید طراحی، شک‌برانگیز است. علاوه بر این، بسیاری از این روابط ممکن است در سطوح کلی معتبر باشند، اما به ندرت نماینده‌ی فرآیندهای رخ‌دهنده هستند. مدل‌هایی که بر پایه‌ی مکانیزم جوشش هسته‌ای [۱۲، ۱۳] و با هدف کاهش وابستگی به روابط تجربی و ضرایب موجود در آنها توسعه یافته‌اند نیز نیازمند آگاهی از پارامترهایی نظیر چگالی سایت‌های فعال، قطر حباب هنگام جدایش، فرکانس جداشدن حباب و غیره هستند که به علت پیچیدگی بسیار چندان موفق نبودند [۱].

با هدف دستیابی به جزئیات جریان‌های پیچیده مثل جوشش و درک عمیق‌تر از فرآیندهایی که رخ می‌دهند، مدل‌سازی عددی چنین جریان‌هایی آغاز شد. کرپر و همکارانش [۱۴] با استفاده از کد حجم محدود در نرم‌افزار سی‌اف‌ایکس ۴ منطقه‌ی جابه‌جایی آزاد منحنی جوشش را مورد مطالعه قرار دادند. کاربرد صنعتی فرآیندهایی با جابه‌جایی آزاد، در کندانسور اضطراری راکتور هسته‌ای آب جوشان دیده می‌شود. لیو و همکارانش [۱۵] با استفاده از روش حجم سیال، جوشش هسته‌ای، گذرا و فیلمی نیتروژن مایع را روی یک سطح صاف مدل‌سازی کردند. وقتی دمای محلی از دمای اشباع بالاتر رود، مدل جوشش آنها کل حجم مایع را براساس دو شیوه‌ی تشکیل حباب

مد نظر قرار می‌دهد: تشکیل حباب از سطح گرم و تشکیل حباب در توده‌ی مایع. هشت نقطه در مناطق متفاوتی از نمودار جوشش استخری نیتروژن شامل بخش جوشش هسته‌ای، گذرا و فیلمی مورد شبیه‌سازی عددی قرار گرفت. مدل عددی ارائه‌شده، شار حرارتی مناطق هسته‌ای و گذرا را کمتر از مقدار تجربی و شار حرارتی منطقه‌ی فیلمی را با دقت قابل قبولی پیش‌بینی می‌کند. ساتو و نیسنو [۱۶] با استفاده از روش تعقیب ذره و اعمال تابع رنگ، مدل تغییر فاز سطح مشترک تیز و با در نظر گرفتن میکروولایه‌ی مایع زیر حباب، هسته‌زایی جوشش آب در شرایط اتمسفر را به وسیله‌ی دینامیک سیالات محاسباتی مدل‌سازی کردند که در مقایسه با داده‌های تجربی تطابق خوبی داشت. تیان و همکارانش [۱۷] با استفاده از مدل چندفازی حجم سیال و مدل تغییر فاز لی [۱۸]، جوشش استخری روی دسته‌لوله‌های عمودی نیروگاه هسته‌ای را شبیه‌سازی کردند. دینامیک حباب و مشخصه‌های انتقال حرارت جوشش مورد بررسی قرار گرفت و مدل عددی ارائه‌شده توسط آنها با روابط تجربی مقایسه شد که تطابق قابل قبولی داشت. نوری رحیم‌آبادی و همکارانش [۱۹] جوشش استخری روی دسته‌لوله‌ی عمودی را با استفاده از مدل نیمه تجربی جزءبندی شار شبیه‌سازی کردند و اثر سیال کاری، دمای اشباع و چیدمان لوله‌ها را بررسی نمودند. آنها دلیل استفاده از روش جزءبندی شار و مدل RPI در مقابل روش تعقیب ذره را هزینه‌ی محاسباتی بالای روش تعقیب ذره و عدم احتیاج به دقت این روش در کاربردهای صنعتی هم‌چون جریان روی دسته‌لوله اعلام کردند. چنگ و همکارانش [۲۰] با استفاده از روش چندفازی حجم سیال و مدل تغییر فاز لی، رشد یک حباب را در جوشش مادون سرد به صورت دوبعدی شبیه‌سازی کردند که در مقایسه با داده‌های تجربی تطابق خوبی داشت. حسینی و کوهی‌کمالی [۲۱] مدل‌های تغییر فاز لی و تاناساوا را برای بررسی اثر انواع سطوح بر دینامیک حباب در جوشش هسته‌ای مورد مطالعه قرار دادند. یافته‌های آنها نشان داد که مدل لی مدل مناسب‌تری برای پیش‌بینی جوشش است؛ چراکه نه تنها اندازه‌ی مناسبی از حباب را تولید می‌کند، بلکه برخلاف مدل تاناساوا، طبق این مدل در نواحی با گرادیان دمای کمتر، حبابی تولید نمی‌شود.

به طور خلاصه، فرآیند پیچیده‌ی جوشش در اختلاف دماهای پایین سطح و سیال به آسانی توسط مدل‌های تحلیلی قابل مطالعه نیست. در کنار تمام مزایای روش‌های تجربی، روابط ارائه شده شامل



شکل ۱: شماتیک هندسه‌ی مسأله و مرزهای آن

Fig. 1. Schematic geometry of the problem and its boundaries

جدول ۱: شرایط مرزی در نظر گرفته شده

Table 1. Considered boundary conditions

رابطه‌ی ریاضی مربوطه	شرط مرزی
$u = 0, v = 0, q'' = 0$	دیواره‌ی چپ، راست و پایین مخزن (Wall)
$u = 0, v = 0, q'' = 18, 21, 24, 27 \text{ kW/m}^2$	لوله (tube wall)
$u = 0, \partial v / \partial y = 0, T = T_{sat}$	خروجی (Outlet)

جدول ۲: مشخصات ترموفیزیکی مایع و بخار اشباع مبرد R-245fa در فشار اشباع ۱۲۳/۸ kPa و ۲۰ °C [۲۴، ۲۳]

Table 2. Thermo-physical properties of saturated liquid and vapor of R-245fa at saturation conditions of 123.8 kPa and 20°C [23, 24]

بخار	مایع	مشخصه
۷/۱۵۶۸	۱۳۵۲/۲	چگالی (kg/m ³)
$1/0 \times 10^{-5}$	$4/32 \times 10^{-4}$	لزجت دینامیکی (Pa-s)
۰/۸۹۲۸۶	۱/۳۲۸۳	گرمای ویژه در فشار ثابت (kJ/kg-K)
۰/۰۱۳۵	۰/۰۹۱۵۶	ضریب هدایت (W/m ² -K)
	۱۹۳/۷۸	گرمای نهان تبخیر (kJ/kg)
	۰/۰۱۴۶۹۰	کشش سطحی (N/m)

وجود مایع مافوق اشباع اطراف لوله، چگالی آب و بخار به صورت خطی متغیر با دما در نظر گرفته شده است.

۱-۲- معادلات حاکم

جریان‌های مایع و بخار به صورت سیال نیوتنی در نظر گرفته شده‌اند و توسط معادلات پیوستگی، مومنتم و انرژی به صورت زیر توصیف می‌شوند:

$$\frac{\partial(\alpha_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) = s_g \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\rho \vec{v})}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla P + \nabla \cdot (\mu(\nabla \vec{v} + \nabla \vec{v}^T)) + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{v}(\rho E + P)) = \nabla \cdot (k \nabla T) + s_e \quad (3)$$

در این روابط، α کسر حجمی، \vec{v} سرعت، s_g و s_e چشمه‌های جرمی و انرژی، P فشار، \vec{g} شتاب گرانش، \vec{F} نیروی حجمی حاصل از کشش سطحی و T دماست. برای دست‌یابی به سطح مشترک فازها از مدل حجم سیال [۲۲] استفاده شده که در آن معادله پیوستگی برای فاز ثانویه (بخار در این مطالعه) حل می‌شود و کسر حجمی فاز مایع بر اساس رابطه $\alpha_g + \alpha_f = 1$ به دست می‌آید (هر سلول محاسباتی توسط فازهای مایع (با زیروند f) و بخار (با زیروند g) پر می‌شود). علاوه بر این، تنها یک معادله مومنتم و یک معادله انرژی برای فازها حل می‌شود که در آنها چگالی ρ ، ویسکوزیته μ و هدایت حرارتی k بر اساس مشخصات فازها و وزن حجمی‌شان به صورت زیر تعیین می‌شوند:

$$\phi \equiv \rho, \mu, k \quad (4)$$

انرژی بر واحد جرم، E نیز به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$E = (\alpha \rho_g E_g + (1-\alpha) \rho_f E_f) / (\alpha \rho_g + (1-\alpha) \rho_f) \quad (5)$$

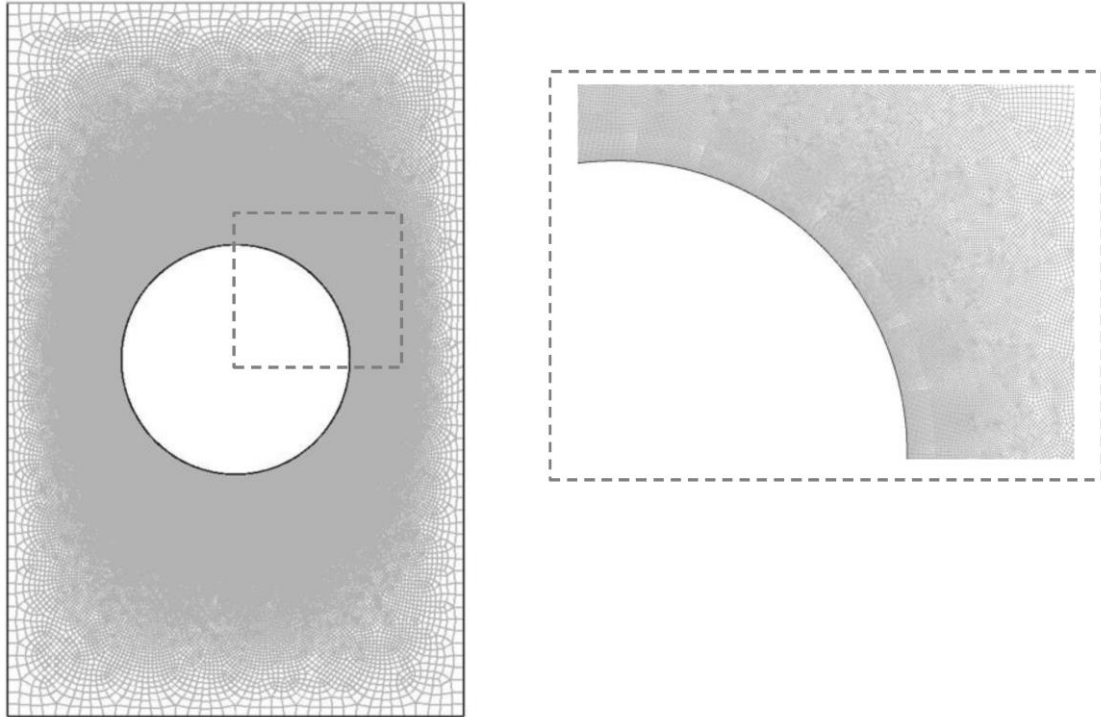
برای در نظر گرفتن شرایط پرسی سطح مشترک که با تغییر فاز نیز همراه است، نیاز است تا معادلات حاکم با اضافه شدن عبارتهای

ضرایبی تجربی هستند که مختص سیال کاری و گستره‌ی خاصی از پارامترها می‌باشند. این مسائل در کنار اهمیت و کاربردهای وسیع جوشش استخری اهمیت مطالعه‌ی عددی آن را روشن می‌سازد. به همین دلیل، این پژوهش تلاش می‌کند تا جوشش استخری مبرد 245fa-R را روی یک لوله‌ی افقی در شارهای حرارتی و اختلاف دماهای پایین سطح و سیال را به صورت جزئی مورد بررسی قرار دهد و عملکرد روش چندفازی حجم سیال [۲۲] و مدل تغییر فاز لی [۱۸] را مطالعه کند. این مبرد به علت سازگاری با محیط زیست، جایگزین مناسبی برای مبردهایی است که به عنوان سیال کاری در چیلرهای آب فشار پایین مورد استفاده قرار می‌گیرند. مدل عددی حاضر و بررسی جزئیات چنین جریان‌هایی می‌تواند در طراحی کاربردهای صنعتی بسیاری هم‌چون رآکتورهای هسته‌ای و اواپراتورهایی از نوع مغروق در سیال استفاده شود.

۲- مدل عددی

مدل فیزیکی این مطالعه، براساس جوشش استخری مبرد R245fa در فشار اشباع ۱۲۳/۸ kPa مطابق آزمایش تجربی چین و تی‌سای [۲۳] روی لوله‌ای افقی با قطر ۱۹ mm ایجاد شده است. مخزن دستگاه از مبرد تا ارتفاع ۲۰ mm بالای لوله‌ی آزمایش که لوله‌ی پایینی از سه لوله‌ی زیر هم دستگاه است، پر شده است. دیواره‌ی لوله به صورت الکتریکی و یکنواخت تحت شار حرارتی قرار می‌گیرد. با اعمال شار حرارتی به دیواره‌ی لوله، هسته‌های حباب از کناره‌های آن رشد کرده و به علت نیروی شناوری به سمت بالا و خروجی حرکت می‌کنند. شماتیک هندسه‌ی مدل‌سازی شده و شروط مرزی در نظر گرفته شده در شکل ۱ دیده می‌شود. علاوه بر این، روابط ریاضی شرایط مرزی در «جدول ۱» ارائه شده است. آنجا که در آزمایش تجربی مربوط به جوشش استخری تنها لوله‌ی پایینی مورد آزمایش قرار گرفته، مدل‌سازی عددی نیز با تک‌لوله‌ی پایینی که در مرکز مخزنی به ابعاد ۵۹×۳۸ mm² قرار گرفته، انجام شده است.

در مدل‌سازی ابتدا میدان حل توسط مایع اشباع پر شده و شارهای حرارتی متفاوتی (۱۸، ۲۱، ۲۴ و ۲۷) به دیواره‌ی لوله اعمال می‌شود تا فرآیند جابه‌جایی طبیعی و جوشش در اطراف لوله آغاز شود. مشخصات ترموفیزیکی مایع و بخار مبرد 245fa-R در فشار اشباع ۱۲۳/۸ kPa در «جدول ۲» ارائه شده است. به علت



شکل ۲: شبکه‌بندی میدان حل و نزدیک دیواره‌ی لوله در تعداد سلول ۱۳۳۳۱۹
 Fig. 2. Grid of the domain and near the tube wall with 133319 cells

$$s_g = -s_f = r_f \alpha_f \rho_f \left(\frac{T - T_{sat}}{T_{sat}} \right) \quad T > T_{sat}$$

که در آن s_{at} به اشباع اشاره دارد. مدل تغییر فاز لی [۱۸]، با فرض فشار ثابت و شرایط شبه‌تعادلی و بر اساس تفاوت دمای سلول محاسباتی از دمای اشباع، نرخ تغییر فاز را متناسب با این انحراف دما محاسبه می‌کند. در عین حال، تقابل نیروهای کشش سطحی، اینرسی، شناوری و لزجت، شکل حباب حین رشد و جدایش آن را تعیین می‌کنند. ضریب تخفیف زمانی، I_1 برای حفظ دمای سطح مشترک در دمای اشباع تعبیه شده است. این ضریب، یک ضریب تجربی است و مطالعات مختلف [۲۵] مقادیر متفاوتی از آن را در گستره‌ی 0.1 تا 10^7 گزارش کرده‌اند. برخی محققین معتقدند که می‌توان با تغییر این ضریب به تطابق نتایج عددی با داده‌های تجربی دست یافت و برخی دیگر اعتقاد دارند که افزایش این ضریب تنها سبب سخت‌شدن همگرایی مسأله شده و در نتایج تغییری حاصل نمی‌کند [۲۵].

چشمه تکمیل شوند. s_g در معادله‌ی پیوستگی (معادله‌ی (۱))، عبارت چشمه‌ی جرمی مربوط به انتقال جرم است که اندازه‌ی تبدیل فازها به یکدیگر را تعیین می‌کند و به تبع آن، گرمای نهان تبخیر حاصل، s_e (عبارت چشمه‌ی انرژی در معادله‌ی انرژی (معادله‌ی (۳))، سبب حفظ دمای سطح مشترک فازها در دمای اشباع می‌شود. مطابق روش حجم سیال، عبارت چشمه‌ی معادله‌ی مومنتم تنها شامل نیروی حاصل از کشش سطحی است و اثر عبارات چشمه ناشی از فشار، تنش برشی و شارهای مومنتم در تک - معادله‌ی مومنتم گنجانده شده است.

نرخ جریان جرمی سطح مشترک مایع - بخار به صورت زیر و براساس مدل لی [۱۸] به دست می‌آید که به ترتیب شامل دو بخش میعان و تبخیر است:

$$s_g = -s_f = r_f \alpha_g \rho_g \left(\frac{T - T_{sat}}{T_{sat}} \right) \quad T < T_{sat} \quad (6)$$

مورد استفاده قرار گرفته‌اند. سطح مشترک نیز توسط مدل بازسازی هندسی ردگیری می‌شود. از گام زمانی متغیر با اندازه‌ی متوسط S 1×10^{-6} (در بزرگ‌ترین شار حرارتی اعمال شده (27 kW/m^2)) استفاده شده است. این گام زمانی بزرگ‌ترین گام زمانی است که نتایج حاصل از آن از اندازه‌ی گام زمانی مستقل است. مدل‌سازی و اعمال روش عددی توصیف شده روی مدل فیزیکی توسط نرم‌افزار انسیس فلونت ۱۸ انجام شده است.

همان‌طور که در شکل ۲ دیده می‌شود، برای شبکه‌بندی نزدیک دیواره از سلول‌های لایه مرزی استفاده شده است. سایر قسمت‌ها توسط سلول‌های چهارگوش سنگ‌فرشی شبکه‌بندی شده‌اند. استفاده از شبکه‌ی متراکم نزدیک دیواره به علت گرادیان بالای دما و به تبع آن ایجاد جریان در این قسمت است. اهمیت ناچیز پدیده‌ها در دیواره‌های چپ، راست، پایین و خروجی جریان سبب شده تا سلول‌های محاسباتی در این نواحی نسبتاً بزرگ‌تر باشند.

برای بررسی استقلال حل از شبکه، از شبکه‌هایی با تعداد سلول‌های ۱۸۷۴۵، ۶۳۹۲۰، ۱۳۳۳۱۹ و ۲۴۲۸۶۴ استفاده شده است. این شبکه‌ها هربار با کوچک کردن ضخامت اولین سلول کنار لوله به اندازه‌ی ۰/۷۵ ضخامت اولین سلول شبکه‌ی درشت‌تر، با حفظ نرخ رشد سلول‌ها و عمق لایه مرزی تولید شده‌اند. کاهش ضخامت

نیروی حجمی کشش سطحی بر اساس مدل نیروی سطحی پیوسته به صورت زیر مدل شده است [۲۶]:

$$\vec{F} = \sigma \kappa \delta_s \vec{n} \frac{2\rho}{\rho_f + \rho_g}, \quad \vec{n} = \nabla \alpha \quad (7)$$

$$\kappa = -\nabla \cdot \left(\frac{\vec{n}}{|\vec{n}|} \right)$$

در این رابطه σ کشش سطحی، \vec{n} و κ بردار عمود بر سطح و انحنای سطح مشترکند. δ_s تابع دلتای دیراک است که برای سلول‌های غیر از سطح مشترک صفر می‌باشد.

عبارت چشمه‌ی انرژی نیز به صورت زیر به دست می‌آید:

$$\dot{q}'' = s_e = s_g h_{fg} \quad (8)$$

که در آن \dot{q}'' شار حرارتی در راستای سطح مشترک است.

۲-۲- روش عددی

در این مطالعه از روش فشار ضمنی با جداسازی اپراتورها برای کوپل کردن سرعت - فشار استفاده شده است. روش‌های پرستو و مرتبه‌ی دوم بادبالا برای گسسته‌سازی معادلات فشار و مومنتم/انرژی

جدول ۳: بررسی استقلال حل از شبکه در اندازه‌ی ضریب انتقال حرارت در شرایط مسأله و شار حرارتی ۲۷ kW/m²

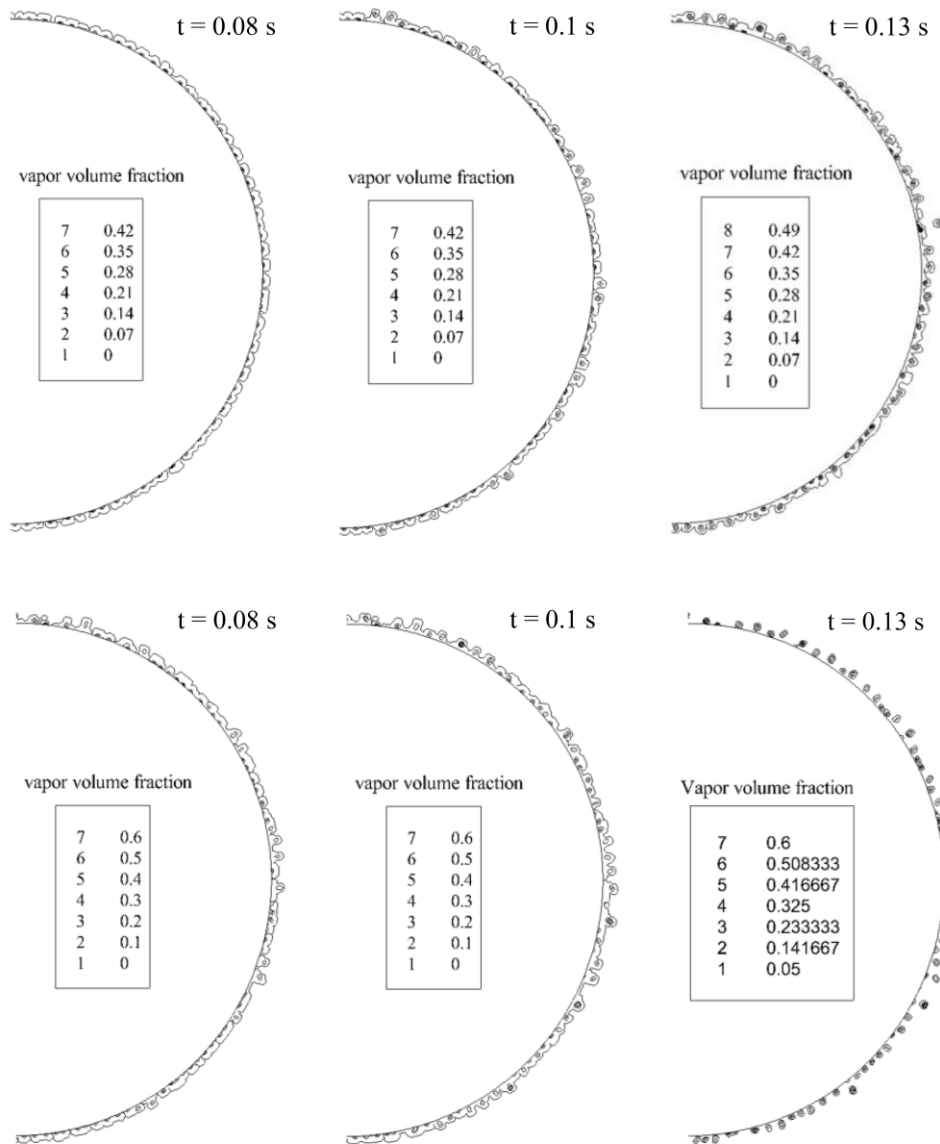
Table 3. Study of mesh independence for heat transfer coefficient of the problem with heat flux of 27 kW/m²

تعداد سلول محاسباتی	ضریب انتقال حرارت (W/m ² K)
۱۸۷۴۵	۹۱۱
۶۳۹۲۰	۲۲۶۰
۱۳۳۳۱۹	۲۶۱۸
۲۴۲۸۶۴	۲۶۹۲

جدول ۴: مقایسه‌ی ضریب انتقال حرارت تجربی [۲۳] و شبیه‌سازی عددی حاضر در فشار اشباع ۱۲۳/۸ kPa و شار حرارتی ۱۸ و ۲۴ kW/m²

Table 4. Comparison of experimental heat transfer coefficient [23] with the present numerical result at saturation pressure of 123.8 kPa and heat flux of 18 and 24 kW/m²

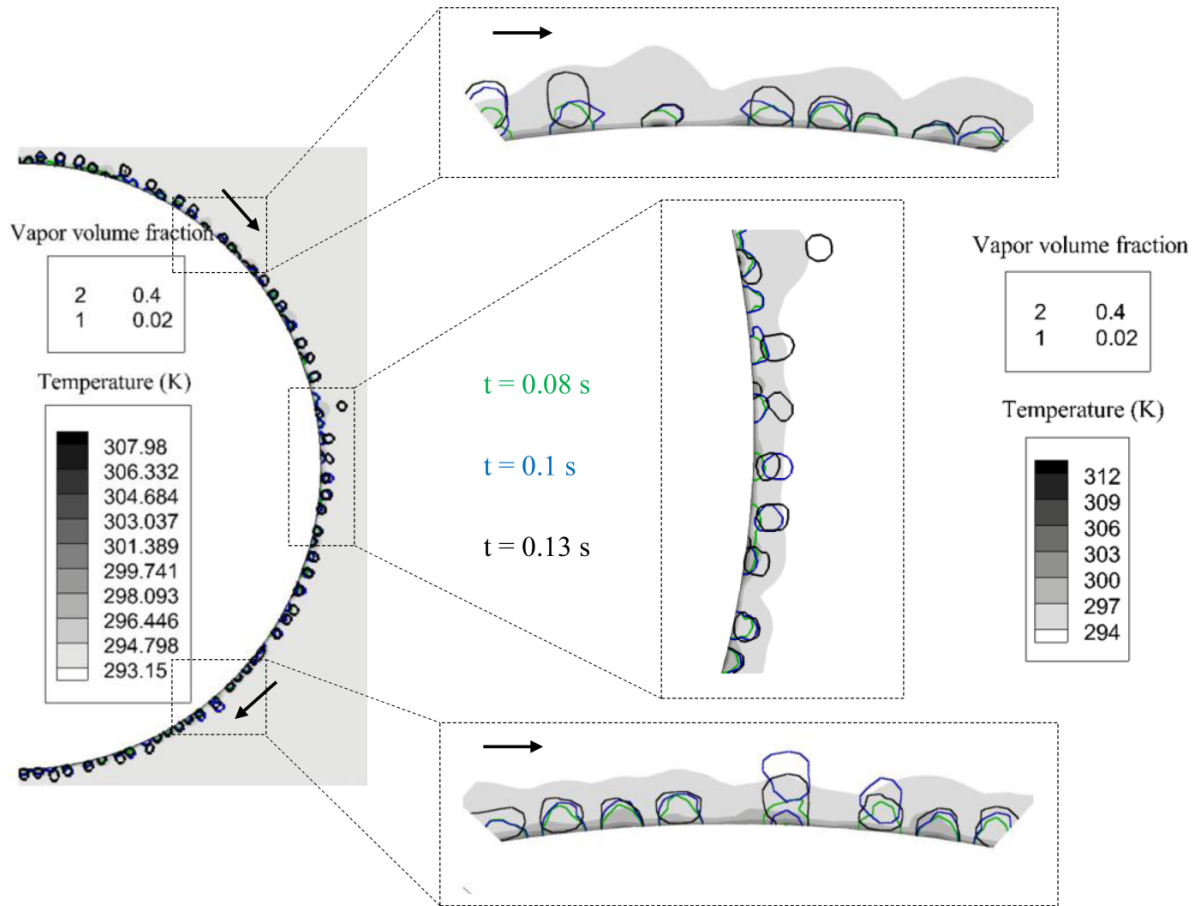
خطا (%)	ضریب انتقال حرارت (W/m ² K)		شار حرارتی (kW/m ²)
	مدل عددی حاضر	مدل تجربی [۲۳]	
۶/۶۷	۱۹۲۰	۱۸۰۰	۱۸
۰/۸۳	۲۴۲۰	۲۴۰۰	۲۴



شکل ۳: روند حباب‌زایی و رشد و کنده شدن آن از دیواره در (آ) شار حرارتی 18 kW/m^2 و (ب) 27 kW/m^2
Fig. 3. Nucleation, growth and detachment of bubbles for the heat flux of (a) 18 kW/m^2 and (b) 27 kW/m^2

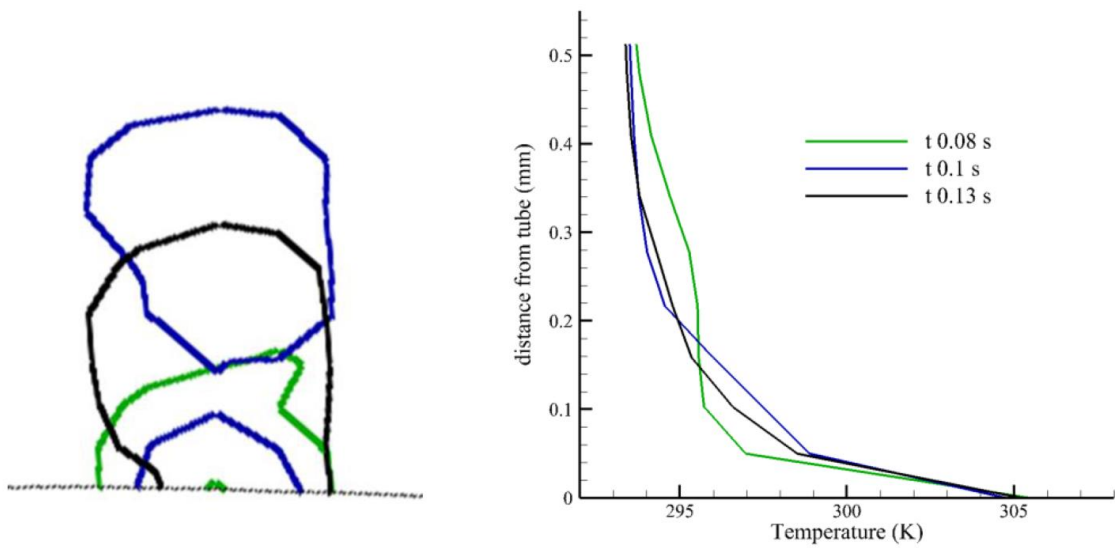
حرارتی) نسبت به شبکه با سلول‌های کوچک‌تر تنها کمتر از ۳٪ متفاوت است و در نتیجه شبکه با تعداد سلول‌های 133319 به عنوان شبکه‌ی نهایی برای بررسی انتخاب شده است. سایر شارهای حرارتی مورد مطالعه نیز که اندازه‌هایی پایین‌تر از 27 kW/m^2 دارند نیز با شبکه‌ی نهایی و شبکه‌ی ریزتر حل شده و از نظر اندازه‌ی ضریب انتقال حرارت و میزان حباب تولیدی مقایسه شده‌اند که نسبت به خطای استقلال از شبکه در شار حرارتی 27 kW/m^2 تفاوت کمتری داشته‌اند.

سلول‌ها با افزایش تعداد آنها روی لوله همراه است؛ به نحوی که کیفیت سلول‌ها حفظ شود. با توجه به اینکه در کناره‌ی لوله از مش سازمان‌یافته استفاده شده است، کیفیت سلول‌های این ناحیه از نظر اعوجاج ایده‌آل است (اعوجاج حدودی صفر). علاوه بر این اولین سلول کنار دیواره کاملاً مربعی تولید شده و بدترین نسبت ابعاد سلول‌ها در کل میدان، اندازه‌ای برابر ۳ دارد. سلول همان‌طور که در جدول ۳ دیده می‌شود، اندازه‌ی ضریب انتقال حرارت در شبکه با تعداد سلول‌های 133319 در شار حرارتی 27 kW/m^2 (بیشترین شار

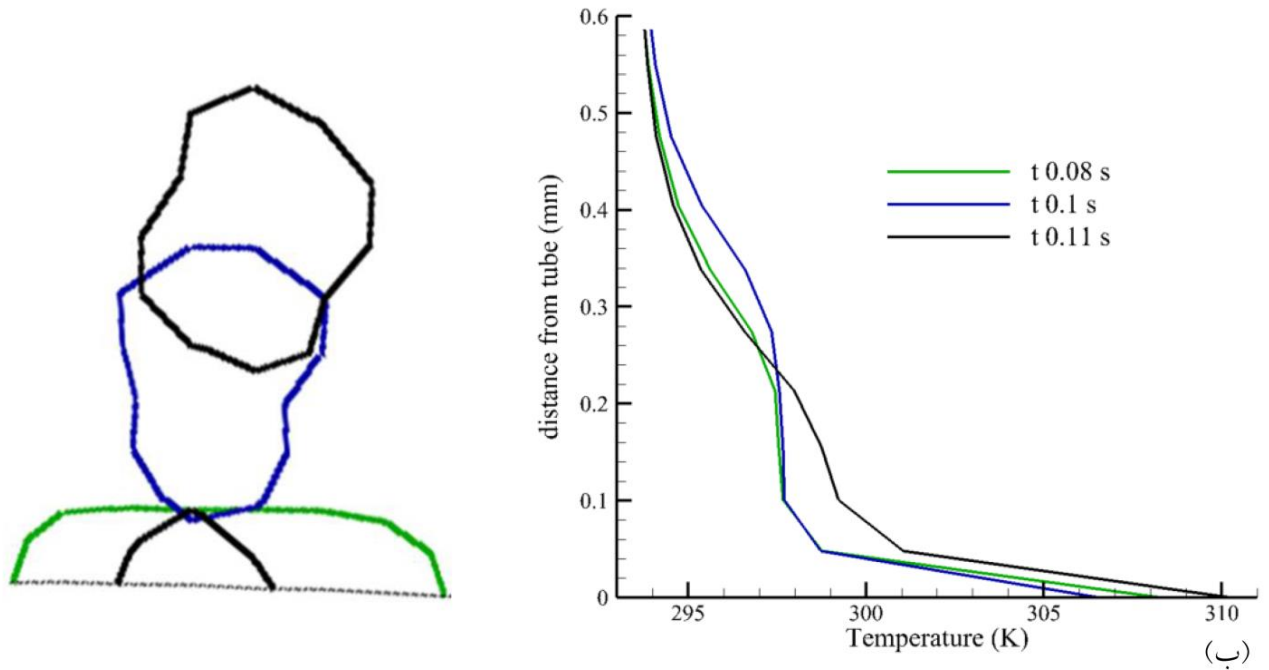


شکل ۴: رشد حباب در کنار کانتور دمای سیال در شار حرارتی 18 kW/m^2

Fig. 4. Bubble growth alongside fluid temperature contour at heat flux of 18 kW/m^2

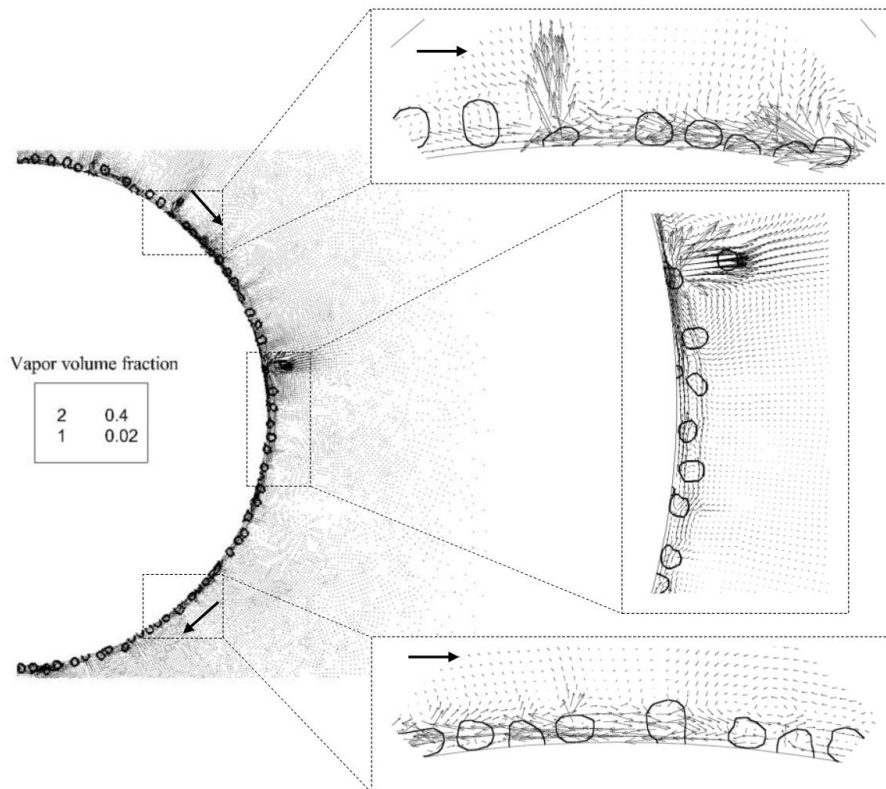


(i)



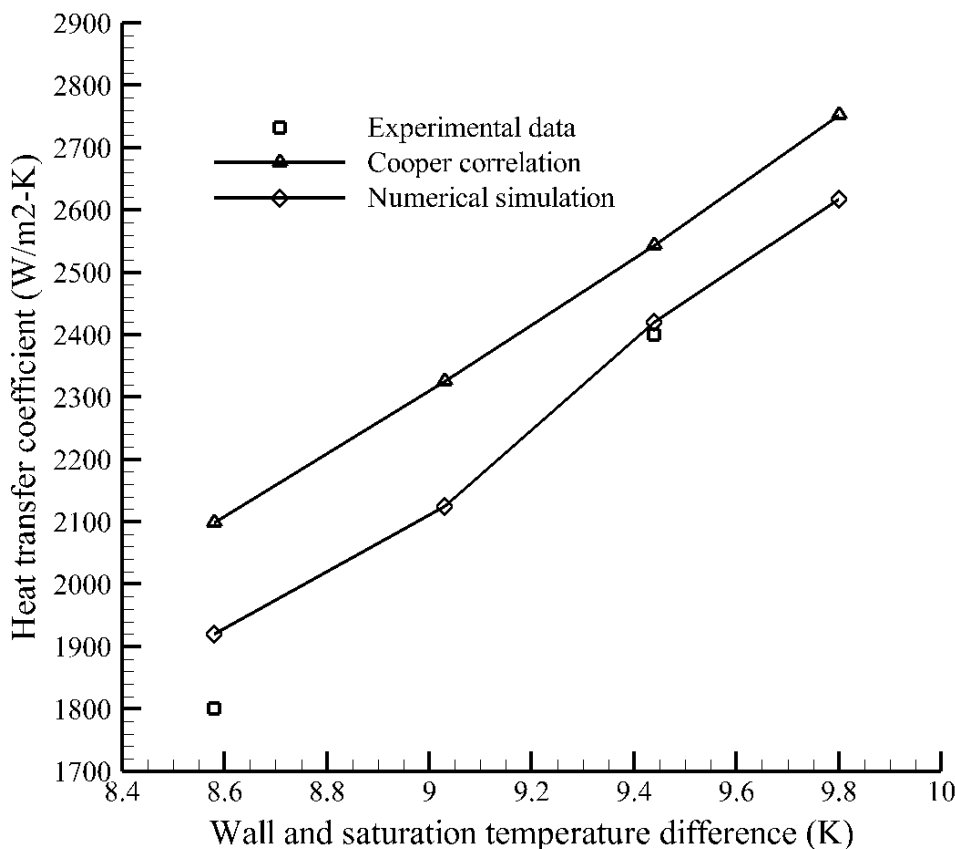
شکل ۵: مقایسه‌ی تغییر دمای حباب نمونه در حین رشد و کنده‌شدن آن در موقعیت و زمان تقریبی یکسان برای شار حرارتی (آ) 18 kW/m^2 و (ب) 27 kW/m^2

Fig. 5. Temperature change of a typical bubble in growing and detachment at an approximate similar position and time for the heat flux of (a) 18 kW/m^2 and (b) 27 kW/m^2



شکل ۶: اثر حباب بر بردارهای سرعت جریان حاصل‌شده در شار حرارتی 18 kW/m^2 در زمان 0.13 s

Fig. 6. The influence of bubbles on the velocity vectors for the heat flux of 18 kW/m^2 at 0.13 s



شکل ۷: تغییر ضریب انتقال حرارت جوشش استخری بر حسب اختلاف دمای سطح و اشباع با نتایج تجربی [۲۳] و رابطه‌ی کوپر [۲۸]

Fig. 7. Variation of heat transfer coefficient of pool boiling vs. wall and saturation temperature difference with experimental data [23] and Cooper correlation [28]

جابه‌جایی مدل عددی در شار حرارتی 18 kW/m^2 و 24 با اندازه‌ی تجربی آن در آزمایش چین و تی‌سای [۲۳] در جدول ۴ مورد مقایسه قرار گرفته است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، اندازه‌ی عددی حاصل شده به ترتیب $6/67\%$ و $0/83\%$ با اندازه‌ی تجربی آن متفاوت است. مطالعه‌ی مربوط به دینامیک رشد یک حباب روی سطح صاف قبلاً انجام شده و مورد اعتبارسنجی قرار گرفته است [۲۷].

ضریب انتقال حرارت برای جریان ورودی اشباع، مطابق مدل تجربی [۲۳] و بر اساس رابطه‌ی زیر حاصل شده است:

$$h = \frac{\dot{q}''}{T_{wall} - T_{sat}} \quad (9)$$

که در آن، \dot{q}'' شار حرارتی اعمال شده به دیواره و T_{wall} و T_{sat} به

۴-۳- نتایج و بحث

برای شبیه‌سازی عددی حباب‌زایی و جوشش هسته‌ای، مدل‌سازی انتقال جرم بین فازها و پیش‌بینی تولید حباب، یکی از مهم‌ترین قسمت‌هاست. برای این منظور در این مطالعه از مدل تغییر فاز لی [۱۸] استفاده است. این مدل شامل یک ضریب تجربی، Γ_i است که تغییر آن می‌تواند در صورت مدل‌سازی غلط سبب تغییر در نتایج شود. دیده شده است که در صورتی که جواب مسأله از نظر شبکه و گام زمانی مستقل باشد، نتیجه از اندازه‌ی این ضریب تجربی نیز مستقل می‌شود. در این مطالعه، تغییر این ضریب بین بازه‌ی 10^{-5} تا $0/1$ تغییراتی در نتایج ایجاد نکرده و از اندازه‌ی $0/5 \cdot 10^{-5}$ برای مدل‌سازی استفاده شده است.

به منظور اعتبارسنجی مدل عددی حاضر، ضریب انتقال حرارت

ترتیب دمای دیواره و دمای اشباع هستند.

در ادامه اثر تغییر شار حرارتی اعمال شده به دیواره‌ی لوله روی حباب تولیدشده، دمای دیواره، پروفیل دمای حباب، سرعت جریان ایجاد شده اطراف آن و ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی مورد بررسی قرار می‌گیرد.

اندازه‌ی حباب‌ها، شکل‌گیری و کنده‌شدن‌شان از کناره‌ی دیواره‌ی گرم در دو شار حرارتی 18 kW/m^2 و 27 kW/m^2 در گذر زمان در شکل ۳ دیده می‌شود. در مقایسه‌ی دو شار حرارتی، شار حرارتی بزرگ‌تر، حباب‌هایی بزرگ‌تر ایجاد کرده که سریع‌تر نیز کنده شده‌اند. به عنوان نمونه در شار حرارتی 18 kW/m^2 ، روند رشد حباب‌ها در سه زمان 0.08 ، 0.1 و 0.13 s به ترتیب با رنگ‌های سبز، آبی و مشکی در شکل ۴ در کنار دمای مافوق گرم سیال کنار دیواره در زمان آخر، ارائه شده است. در این شکل دیده می‌شود که لایه‌ی مرزی حرارتی که اطراف لوله‌ی گرم ایجاد شده سبب تشکیل حباب شده است. حباب رشد کرده و لایه‌ی مایع مافوق گرم را دچار تغییر شکل می‌کند. در شار حرارتی 18 kW/m^2 ، حباب رشد کرده در زمانی کمتر از 0.13 s ثانیه شروع به کنده‌شدن از دیواره می‌کند. در عین حال، هسته‌ای کنار دیواره در میکروولایه‌ی حرارتی آن شروع به رشد می‌کند. حباب کنده‌شده از دیواره، حرارت لایه‌ی مرزی را با خود حمل می‌کند که با برآمدگی‌هایی از سیال گرم در کانتور دمای حباب جدا شده در شکل ۴ مشخص است.

شکل ۵ دما را به صورت کمی و برای نمونه‌ای از حباب در دو شار حرارتی و در حین رشد آن در زمان‌ها و مکان تقریبی یکسان، نشان می‌دهد. مکان حباب در نظر گرفته شده برای مطالعه در این بخش، قسمت پایینی لوله در شکل ۴ می‌باشد. همانند حالت قبل، رنگ‌های سبز، آبی و مشکی نماینده‌ی ترتیب زمان‌های بررسی شده است. پروفیل دما در این شکل بر حسب فاصله از دیواره‌ی لوله از نقطه‌ی مرکزی حباب‌ها رسم شده و محور عمودی آن، هم‌ردیف حباب‌ها و رشد و جدایش آنهاست.

مطابق شکل ۵-آ در هر سه زمان بررسی شده، کناره‌ی دیواره در تماس با یک حباب است و دمای دیواره مقدار تقریباً یکسانی را برای هر سه زمان نشان می‌دهد. در زمان 0.08 s، در کنار حباب بزرگ‌تر سبز رنگ، یک هسته‌ی حباب نیز در حال شکل‌گیری است. انرژی اعمال شده به واسطه‌ی تشکیل حباب، دمای آن را که با رنگ سبز

در پروفیل دما دیده می‌شود، نسبت به حالات دیگر کم کرده است. این هسته‌ی حباب در ادامه بزرگ‌تر شده و در زمان 0.13 s با حباب مجاور خود آمیخته شده و حباب مشکی را حاصل کرده است. حباب‌ها با فاصله از دیواره، حرارت آن را به سمت مایع اطراف که در دمای تقریبی اشباع است، حمل کرده‌اند. دمای بالاتر دیواره‌ی لوله در شار حرارتی 27 kW/m^2 در شکل ۵-ب نسبت به شار حرارتی کمتر (شکل ۵-آ) در قسمت پایینی لوله، یعنی محلی که گزارش‌گیری به صورت نمونه در آن قسمت انجام شده است، جالب توجه است. با توجه به افزایش ضریب انتقال حرارت شار بزرگ‌تر، به نظر می‌رسد، انتقال حرارت و حباب‌زایی و حرکت حباب‌ها در نیمه‌ی بالایی لوله در شار حرارتی بالاتر، جایی که حباب‌ها فضای مناسب‌تری برای کنده‌شدن و جریان دارند، بسیار بیشتر است.

شکل ۶ نشان می‌دهد که چگونه حباب‌های بخار و مایع مافوق گرم، سبب ایجاد جریان، در موقعیت‌های مختلف اطراف لوله شده‌اند. حباب‌هایی که از کناره‌ی دیواره کنده شده یا در حال کنده شدن هستند، به علت چگالی کمتر نسبت به مایع اطراف، با سرعت زیاد و با تمایل به حرکت به سمت بالا جریان می‌یابند. در عین حال، یک جریان چرخشی در کنار آنها نیز تشکیل شده است. این اتفاق برای حباب‌های قسمت پایین لوله، خیلی مشاهده نمی‌شود. به نظر می‌رسد، حضور لوله مانع از حرکت رو به بالای حباب‌ها شده و تمایل آنها برای کنده‌شدن از دیواره و حرکت، کم شده است.

شکل ۷ ضریب انتقال حرارت حاصل شده از شبیه‌سازی عددی حاضر را با مقادیر تجربی آن [۲۳] و رابطه‌ی تجربی کوپر [۲۸] (رابطه‌ی (۱۰)) بر حسب اختلاف دمای دیواره و اشباع نشان می‌دهد.

$$h = 537 P_r^{0.12-0.21 \log Ra} (-\log P_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{*0.67} \quad (10)$$

در این رابطه، P_r فشار کاهیده (نسبت فشار کاری به فشار بحرانی $M R245fa$ جرم مولکولی و Ra زبری سطح است. شار حرارتی (q^*) بر حسب kW/m^2 جاگذاری شده و h بر حسب kW/m^2 بر K به دست می‌آید.

ضریب انتقال حرارت محاسبه شده توسط رابطه‌ی کوپر نیز در تطابق مناسبی با داده‌های تجربی و شبیه‌سازی عددی قرار دارد؛ به نحوی که نتایج آن حداکثر $16/56\%$ با ضریب انتقال حرارت تجربی در شار حرارتی 18 kW/m^2 خطا دارد. ضریب انتقال حرارت

h_{fg}	گرمای نهان تبخیر، J/kg
k	ضریب هدایت، W/mK
M	وزن مولکولی، kJ/kmole
\vec{n}	بردار عمود بر سطح مشترک
P	فشار، Pa
P_r	فشار کاهشدهنده، Pa
\dot{q}''	شار حرارتی، W/m ²
r_i	ضریب تخفیف زمانی، s/l
Ra	زبری سطح، μm
s_e	چشمه‌ی انرژی، W/m ³
s_f	چشمه‌ی جرمی معادله‌ی کسر حجمی مایع، kg/m ³ s
s_g	چشمه‌ی جرمی معادله‌ی کسر حجمی بخار، kg/m ³ s
T	دما، K
t	زمان، s
u	اندازه‌ی سرعت در راستای مختصات x ، m/s
v	اندازه‌ی سرعت در راستای مختصات y ، m/s
\vec{v}	سرعت، m/s

علائم یونانی

α	کسر حجمی
δ_s	تابع دلتای دبراک
κ	انحنای سطح مشترک
μ	لزجت دینامیکی، Pa-s
ρ	چگالی، kg/m ³
σ	کشش سطحی، N/m

زیرنویس

f	مایع
g	بخار
sat	اشباع
$wall$	دیواره

مراجع

- [1] V.K. Dhir, G.R. Warrier, E. Aktinol, Numerical simulation of pool boiling: a review, Journal of Heat Transfer, Transaction of the ASME, 061517-061502 (2013) (6)135.
- [2] D. Gorenflo, E. Baumhögger, T. Windmann, G. Herres, Nucleate pool boiling, film boiling and single-phase free convection at pressures up to the critical state. Part II: Circumferential variation of the wall superheat for a horizontal 25mm copper cylinder, International Journal

شبه‌سازی عددی حاضر، حداکثر ۸/۶۴٪ در شار حرارتی kw/m^2 با نتایج رابطه متفاوت است.

۴- نتیجه‌گیری

جوشش استخری هسته‌ای، کاربردهای صنعتی فراوانی هم‌چون اوپراتورهای مغروق در سیال یا رآکتورهای هسته‌ای دارد. این در حالی است که به علت پیچیدگی بسیار، توسط مدل‌های تحلیلی قابل مطالعه نیست و روابط تجربی موجود، عمدتاً بر اساس ضرایب تجربی مختص سطح و سیال فرموله شده‌اند. بنابراین، مدل‌سازی عددی چنین جریان‌هایی بسیار سودمند خواهد بود. به همین دلیل، در این مطالعه، جوشش استخری مبرد $R245fa$ روی یک لوله‌ی افقی و در شارهای حرارتی مختلف (18 تا 27 kW/m^2) به صورت عددی مدل‌سازی شده است. در این مدل، از روش حجم سیال و مدل تغییر فاز لی استفاده شده است، تا ضمن بررسی جزئیات جریان جوشش استخری هسته‌ای، اعتبار مدل عددی در پیش‌بینی جوشش ارزیابی شود. مدل عددی حاضر، ضریب انتقال حرارت را در دو شار حرارتی 18 و 24 kW/m^2 در مقایسه با داده‌های تجربی، با $6/67\%$ و $0/83\%$ خطا پیش‌بینی می‌کند. در مقایسه با رابطه‌ی جوشش کوپر، ضریب انتقال حرارت مدل عددی، حداکثر $8/64\%$ در شار حرارتی 21 kW/m^2 متفاوت است. در این مطالعه، اثر شار حرارتی در نحوه‌ی حباب‌زایی و کنده‌شدن حباب از دیواره، همین‌طور مافوق اشباع‌شدن مایع کنار دیواره، دمای مایع و حباب و چگونگی حرکت جریان به واسطه‌ی حضور حباب‌ها نیز بررسی شده است.

تشکر و قدردانی

از مرکز پردازش‌های سریع دانشگاه شهید چمران اهواز به علت فراهم‌آوردن امکانات سخت‌افزاری پردازش این تحقیق سپاسگزاریم.

فهرست علائم

علائم انگلیسی

E	انرژی بر واحد جرم، J/kg
\vec{F}	نیرو، N/m^3
\vec{g}	شتاب گرانش، m/s^2
h	ضریب انتقال حرارت، $\text{W/m}^2\text{K}$

- 365–359 (2002) 23.
- [15] Y. Liu, T. Olewski, L.N. Vechot, Modeling of a cryogenic liquid pool boiling by CFD simulation, *J. Loss Prev. Process. Ind.*, 134–125 (2015) 35.
- [16] Y. Sato, B. Niceno, Nucleate pool boiling simulations using the interface tracking method: boiling regime from discrete bubble to vapour mushroom region, *Int. J. Heat Mass Tran.*, 524–505 (2017) 105.
- [17] Y. Tian, K. Zhang, N. Wang, Z. Cui, L. Cheng, Numerical study of pool boiling heat transfer in a large-scale confined space, *Applied Thermal Engineering* 198–188 (2017) 118.
- [18] W. Lee, A pressure iteration scheme for two-phase flow modeling, Hemisphere Publishing, Washington, DC, 1980.
- [19] S.M.A. Noori Rahim Abadia, A. Ahmadpour, J.P. Meyer, Numerical simulation of pool boiling on smooth, vertically aligned tandem tubes, *International Journal of Thermal Sciences*, 644–628 (2019) 132.
- [20] N. Cheng, Y. Guo, C. Peng, A numerical simulation of single bubble growth in subcooled boiling water, *Annals of Nuclear Energy*, 186–179 (2019) 124.
- [21] S.A. Hosseini, R. Kouhikamali, The effect of surface types on bubble dynamic formation during nucleate pool boiling by use of Lee and Tanasawa phase change models, *Amirkabir Journal of Mechanical Engineering*, (2019) (In Persian).
- [22] W.J. Rider, D.B. Kothe, Reconstructing volume tracking, *J Comput Phys* 152-112 (1998) 141.
- [23] L.-H. Chien, Y.-L. Tsai, An experimental study of pool boiling and falling film vaporization on horizontal tubes in R245-fa, *Appl Therm Eng* 4054-4044 (2011) 31.
- [24] National Institute of Standard and Technology (2018) Thermophysical properties of fluid systems <https://webbook.nist.gov/chemistry/fluid>
- [25] C.R. Kharangate, I. Mudawar, Review of computational studies on boiling and condensation, *Int J Heat Mass Tran.*, 1196–1164 (2017) 108.
- [26] J.U. Brackbill, D.B. Kothe, C. Zemach, A continuum method for modeling surface tension, *J Comput Phys*, 354-335 (1992) (2)100.
- of Refrigeration, 1263-1251 (2010) 33.
- [3] S. Kim, D.E. Kim, S.U. Ryu, S.T. Lee, D.-J. Euh, Experimental investigation on the natural convection flow in pool boiling, *Nuclear Engineering and Design*, 280 361-349 (2014).
- [4] H.-S. Roh, Heat transfer mechanisms in pool boiling, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, (2014) 68 342-332.
- [5] G. Moreno, B. Kekelia, H. Sitaraman, S. Narumanchi, K. Bennion, Nucleate pool boiling of R245-fa at low saturation temperatures for hydrogen precooling applications, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 183-172 (2019) 132.
- [6] S.S. Kutateladze, V.M. Borishanskii, A Concise Encyclopedia of Heat Transfer, Pergamon Press, New York, NY, USA, 1966.
- [7] D.A. Labuntsov, Heat transfer problems with nucleate boiling of liquids, *Thermal Engineering* –21 (1972) (9)19 28.
- [8] I.L. Pioro, Experimental evaluation of constants for the Rohsenow pool boiling correlation, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 2013–2003 (1999) 42.
- [9] W.M. Rohsenow, A method of correlating heat transfer data for surface boiling of liquids, M.I.T. Division of Industrial Cooperation, 1951.
- [10] W.M. Rohsenow, J.P. Hartnett, Y.I. Cho, *Handbook of Heat Transfer*, 3rd edition ed., New York, NY, USA, 1998.
- [11] G.R. Warrier, V.K. Dhir, Heat transfer and wall heat flux partitioning during subcooled flow nucleate boiling—A review, *ASME J. Heat Transfer*, 1256–1243 (2006) (12)128.
- [12] S. Bailey, G.R. Warrier, V.K. Dhir, Wall heat flux partitioning during subcooled flow boiling: part II—model validation, *ASME J. Heat Transfer*, (2005) (2)127 148–141.
- [13] N. Basu, G.R. Warrier, V.K. Dhir, Wall heat flux partitioning during subcooled flow boiling: part I—model development, *ASME J. Heat Transfer*, –131 (2005) (2)127 140.
- [14] E. Krepper, E.F. Hicken, H. Jaegers, Investigation of natural convection in large pools, *Int. J. Heat Fluid Flow*,

[28] M.G. Cooper, Saturation nucleate pool boiling - a simple correlation, International Chemical Engineering Symposium, 792-785 (1984) 86.

[27] S.A. Hosseini, R. Kouhikamali, Simulation of film boiling heat transfer on flat plate and the impact of various phase change models on it, Modares Mechanical Engineering, 177-169 (2016) (5)16 (In Persian).

چگونه به این مقاله ارجاع دهیم

M. Hassani, R. Kouhikamali. Two-dimensional simulation of nucleation pool boiling and investigation of phase change mechanism at low heat fluxes . Amirkabir J. Mech Eng., 53(special issue 3) (2021). 1883-1896.

DOI: [10.22060/mej.2020.17100.6511](https://doi.org/10.22060/mej.2020.17100.6511)

