



شبیه سازی CFD نحوه اثر شرایط عملیاتی در کیفیت اختلاط جریان دوفازی گاز-مایع در مخزن همزن دار

امیر حیدری

استادیار، مهندسی شیمی، دانشگاه سمنان، سمنان
* سمنان، صندوق پستی 3513119111, amirheidari@semnan.ac.ir

چکیده

در این تحقیق چگونگی اثر شرایط عملیاتی بر نحوه توزیع فاز گاز در مخزن همزن دار دوفازی گاز-مایع با پره راشتون به کمک تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) مورد بررسی قرار گرفت. به منظور شبیه سازی رفتار جریان چند فازی در مخزن دو فازی گاز-مایع از دیدگاه اولری-اولری و شبیه سازی رفتار جریان آشفته در مخزن بر اساس مدل RNG k-ε استفاده شد. با بررسی شرایط عملیاتی بر اساس عدد بی بعد هوادهی و عدد رینولدز پره، چگونگی توزیع کسر حجمی فاز گاز در مخزن و تاثیر نواحی گردابه ای در نحوه تجمع فاز گاز مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که در شرایط عملیاتی مورد بررسی میزان کسر حجمی متوسط فاز گاز در ناحیه بالای پره، به مقدار 2.4 برابر میزان کسر حجمی متوسط فاز گاز در ناحیه کف مخزن الی زیر پره است. با افزایش عدد رینولدز پره مشاهده شد که کیفیت اختلاط فاز گاز به علت تشکیل نواحی گردابه ای بزرگتر در مخزن افزایش پیدا می کند که بر مبنای انحراف معیار توزیع فاز گاز در مخزن، در حدود 22٪ بهبود در کیفیت اختلاط مشاهده گردید. همچنین نتایج نشان داد با افزایش عدد هوادهی و عدد رینولدز پره میزان ماندگی فاز گاز در مخزن به ترتیب به میزان 49٪ و 56٪ افزایش پیدا می کند. با بررسی عدد توان پره مشاهده شد که با افزایش عدد هوادهی در رینولدز ثابت پره میزان توان مورد نیاز برای اختلاط به میزان 23٪ کاهش و در عدد هوادهی ثابت با افزایش عدد رینولدز میزان توان مصرفی به میزان 32٪ افزایش پیدا می کند.

اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل
دریافت: 24 بهمن 1396
پذیرش: 19 فروردین 1397
ارائه در سایت: 21 اردیبهشت 1397
کلید واژگان:
مخزن همزن دار دو فازی
شبیه سازی CFD
مدل اولری-اولری
توزیع فاز گاز
توان پره

CFD Simulation of Operational Parameters Effects on Mixing Quality of Two-phase Gas-Liquid Flow in Agitated Vessel

Amir Heidari

Faculty of Chemical, Petroleum and Gas Engineering, Semnan University, Semnan, Iran.
* P.O.B. 3513119111 Semnan, Iran, amirheidari@semnan.ac.ir

ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper
Received 13 February 2018
Accepted 08 April 2018
Available Online 11 May 2018

Keywords:

Two phase stirred vessel
CFD simulation
Eulerian-Eulerian model
gas phase distribution
impeller power

ABSTRACT

In this contribution, behavior of gas phase distribution in a two phase gas-liquid stirred vessel with Rushton turbine was studied by computational fluid dynamic (CFD) technique at different operational conditions. The multiphase flow regime in the vessel was simulated by Eulerian-Eulerian multiphase flow approach and turbulent flow behavior was described by RNG k-ε model. By studying the operating conditions based on the aeration number and Reynolds number of the impeller, the volume fraction distribution of the gas phase in the vessel and the effect of the vortices in the gas phase accumulation were investigated. The results showed that, the volume fraction of the gas phase in the upper region of the blade is 2.4 times the average volume fraction of gas fraction in the down region of the blade. By increase in the Reynolds number of the impeller, the gas phase mixing quality increased due to the formation of larger vortex regions, which showed a 22% improvement in the mixing quality based on the standard deviation of gas phase distribution. Also, the results showed that increasing the aeration number and the Reynolds number of the impeller, the gas phase holdup in the vessel enhanced by 49% and 56%, respectively. With study of the power number, it was observed that with increasing the aeration rate in the fixed impeller Reynolds number, the amount of power required for mixing decreased by 23%, and in the constant aeration number with increasing impeller Reynolds number the power consumption increased by 32%.

1- مقدمه

همزن دار به کیفیت پخش شوندگی و اندازه حباب های فاز گاز در مخزن وابسته است. بنابراین می توان گفت که عملکرد پره نقش مهمی در افزایش عملکرد مخزن دارد. بنابراین شناخت چگونگی اثر پره در هیدرودینامیک مخزن و کیفیت اختلاط تأثیر قابل توجهی در بهبود عملکرد مخازن همزن دار دوفازی گاز-مایع دارد.
در چند سال اخیر با توسعه روش های عددی، بهبود مدل های پیش بینی

مخازن همزن دار دوفازی گاز-مایع از جمله تجهیزات پرکاربرد در صنایع شیمیایی، نفت و گاز، پتروشیمی، بیوتکنولوژی و معدنی می باشند. در این نوع از مخازن به منظور افزایش سطح تماس فاز گاز و مایع با یکدیگر و افزایش بازدهی عملکرد فرآیندهای انتقال جرم، فاز گاز درون مخزن تزریق شده و توسط یک پره درون مخزن پخش می گردد. افزایش بازدهی در مخازن

مورتی و همکاران [20] برای نخستین بار به کمک روش CFD حفره‌های تزریق گاز به مایع در مخزن همزن‌دار با همزن تزریق کننده گاز را بهینه‌سازی کردند. در مدل CFD آن‌ها از دیدگاه اولری-اولری و دیدگاه جریان مغشوش $k-\epsilon$ در شبیه‌سازی استفاده شد. نتایج شبیه‌سازی نشان داد که به منظور حداکثر کردن نرخ خروجی گاز از پره، حفرات تزریق گاز باید در مکان‌هایی از پره قرار بگیرند که در آن میزان فشار حداقل باشد. این نواحی در سیستم تک فاز و سیستم دو فاز در یک موقعیت قرار دارند و بنابراین می‌توان از نتایج سیستم تک فاز برای بهینه کردن موقعیت حفرات تزریق گاز برای سیستم دو فاز استفاده کرد.

اسکارگیالی و همکاران [21] با برشمردن اثر جرم مجازی نشان دادند که میزان پیش‌بینی مدل CFD ماندگی کلی فاز گاز می‌تواند به میزان اندکی از 4.36٪ به 4.60٪ افزایش پیدا کند. آن‌ها نشان دادند که اثر ضریب درگ عامل تعیین کننده در شبیه‌سازی رفتار هیدرودینامیک مخزن همزن‌دار گاز مایع می‌باشد.

در شبیه‌سازی مخزن چند همزن‌دار گاز-مایع ماین و همکاران [22] به بررسی اثر سرعت‌های مختلف پره به کمک دیدگاه چند فاز اولری-اولری و معادله موازنه جمعیت پرداختند. در معادله موازنه جمعیت آن‌ها از قطر حباب متوسط ثابت استفاده شد. پدیده‌های به هم پیوستگی و شکست حباب‌های گاز در مدل آن‌ها مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان دهنده دقت معادله موازنه جمعیت در پیش‌بینی کسر حجمی با نتایج آزمایشگاهی بود.

پهلوانی و همکاران [23] با بررسی یک مخزن سه‌فازی گاز-مایع-جامد مقیاس صنعتی به کمک دیدگاه اولری-اولری و مدل جریان مغشوش RNG $k-\epsilon$ پرداختند. نتایج آن‌ها نشان داد همزن توربینی با جریان بالا رونده باعث افزایش زمان ماندگی فاز گاز و کیفیت اختلاط درون مخزن می‌شود. همچنین با بررسی همزن با جریان پایین رونده نشان داده شد هیدرودینامیک مخزن در این شرایط باعث تجمع فاز گاز در مخزن می‌گردد.

در شبیه‌سازی CFD رفتار هیدرودینامیکی مخزن همزن‌دار گاز-مایع استفاده از دیدگاه اولری-اولری، دیدگاه غالب شبیه‌سازی رفتار چندفازی این دسته از فرآیندهاست. پژوهش‌گران متعددی با کمک دیدگاه اولری-اولری توانسته‌اند نتایج قابل قبولی بین نتایج آزمایشگاهی و CFD با استفاده از این دیدگاه ارائه کنند. ژانگ و همکاران [24] به کمک دیدگاه اولری-اولری اثر پارامترهای عملیاتی مختلف شامل محل ورود خوراک، سرعت پره و دبی گاز ورودی را بر روی زمان اختلاط مورد بررسی قرار دادند. نتایج آن‌ها نشان داد که مدل مورد استفاده توزیع غلظت و زمان اختلاط را می‌تواند به خوبی در مخزن، پیش‌بینی نماید. پتی و همکاران [14] با بررسی یک مخزن همزن‌دار دوفازی گاز مایع همراه با در نظر گرفتن معادله موازنه جمعیت رفتار حباب‌ها و میدان جریان را درون مخزن مورد بررسی قرار دادند. نتایج آزمایشگاهی و عددی نشان دهنده توانایی مدل CFD در پیش‌بینی رفتار هیدرودینامیک مخزن و اندازه حباب‌های فاز گاز بود. ژانگ و همکاران [13] به کمک دیدگاه اولری-اولری اثر نیروهای درگ، لیفت و نیروی جرم مجازی را در مخزن همزن‌دار دوفازی گاز-مایع مورد بررسی قرار دادند. نتایج آن‌ها نشان داد که نیروی درگ در مخزن همزن‌دار گاز-مایع نسبت به اثر نیروی لیفت و جرم مجازی، نیروی بسیار قوی‌تر و موثرتری می‌باشد. بائو و همکاران [4, 5] اثر قطر پره را بر ماندگی محلی و کلی فاز گاز در یک مخزن همزن‌دار با سه همزن (دو پره هیدروفویل با جهت پمپاژ به سمت پایین همراه با یک پره با 6 تیغه سهموی) و به کمک دیدگاه اولری-اولری و موازنه جمعیت مورد

رفتار جریان در شرایط مغشوش و شرایط جریانی چندفازی و همچنین افزایش قدرت محاسباتی کامپیوترها، شبیه‌سازی مخازن همزن‌دار چند فاز به کمک روش دینامیک سیالات محاسباتی¹ (CFD) به طور گسترده‌ای در بررسی رفتار جریان در مخازن همزن‌دار تک فاز مورد استفاده قرار گرفته است [1, 2]. غالب اهداف اصلی در پژوهش‌های صورت گرفته در مخازن همزن‌دار تک فاز می‌تواند در بررسی عملکرد پره [3-5]، شکل پره [6-10] و شرایط عملیاتی مختلف و ارائه مدل‌های جدید به منظور بررسی کیفیت اختلاط [11-14] در این دسته از مخازن دانست. با توجه به نتایج قابل قبول محاسبات CFD در شبیه‌سازی رفتار هیدرودینامیک مخازن همزن‌دار تک فاز، شبیه‌سازی هیدرودینامیک مخازن همزن‌دار چند فاز به کمک روش CFD نیز به عنوان یکی از اولویت‌های تحقیقاتی در سال‌های اخیر مورد توجه محققین قرار گرفته است.

خُپکار و همکاران [15] یک مخزن همزن‌دار با پره توربینی و تیغه زاویه دار را به کمک روش آزمایشگاهی PIV و شبیه‌سازی CFD مورد بررسی قرار دادند. نتایج مدل عددی به خوبی میدان جریان ایجاد شده توسط پره را پیش‌بینی کرد. نتایج عددی آن‌ها مقادیر بالاتری را نسبت به داده‌های آزمایشگاهی در پیش‌بینی سرعت محوری و همچنین میزان انرژی سینتیکی جریان مغشوش نزدیک پره‌های توربین را ارائه کرد. همچنین مدل عددی به خوبی پخش شدگی فاز گاز را درون مخزن پیش‌بینی کرد اما مقدار کسر حجمی فاز گاز مقداری بیش از نتایج آزمایشگاهی پیش‌بینی گردید. خُپکار و همکاران [16] با توسعه مدل قبلی خود [15] به بررسی رژیم طغیان و رژیم حفره² که توسط پره استاندارد راشتون در مخزن همزن‌دار ایجاد شده پرداختند. نتایج شبیه‌سازی به خوبی میدان کلی جریان درون مخزن را شامل چرخه‌های ثانویه جریان در پایین پره پیش‌بینی کرده است. کاهش در ظرفیت پمپاژ و اتلاف توان توسط پره به واسطه افزایش نرخ هوادهی به طور منطقی پیش‌بینی شد. همچنین افزایش اتلاف توان برای رژیم جریان طغیانی در مقایسه با رژیم جریان حفره‌ای مشاهده شد. نتایج نشان داد که مدل ارائه شده در پیش‌بینی سرعت‌های محوری و شعاعی مقدار بالاتری نسبت به داده‌های آزمایشگاهی در ناحیه تخلیه پره دارد. توزیع زمان چرخش محاسبه شده در توافق خوبی با داده‌های آزمایشگاهی بود و مدل نشان داد که افزایش در زمان چرخش با افزایش نرخ گاز دهی به سیستم افزایش پیدا می‌کند. در مطالعه آن‌ها از قطر ثابت 4 میلی‌متر برای پیش‌بینی ضریب درگ استفاده شد. همچنین آن‌ها به بررسی اثر جریان مغشوش بر روی ضریب درگ پرداختند. با مقایسه توزیع کسر حجمی فاز گاز با داده‌های آزمایشگاهی، آن‌ها یک ضریب تصحیح بر مبنای کار بروکاتو و همکاران [17] در مدل خود اعمال کردند که ثابت کوچکتری نسبت به ثابت معادله اصلی داشت.

کردوس و همکاران [18] به کمک شبیه‌سازی CFD جریان دوفازی مغشوش را با در نظر گرفتن اثر شکست و پیوستگی حباب‌ها در یک مخزن همزن‌دار با پره‌های هوا دهنده مورد بررسی قرار دادند. هدف اصلی در کار آن‌ها انجام یک شبیه‌سازی سه‌بعدی (3D) به منظور مدلسازی نتایج آزمایشگاهی آلوز و همکاران [19] با در نظر گرفتن اثر شکست و به هم پیوستگی حباب‌ها بود. سه پارامتر آزاد در مدل ضریب درگ، مدل نرخ شکست و مدل به هم پیوستگی ذرات به منظور تنظیم آن پارامترها برای انطباق بر نتایج آزمایشگاهی [19] در نظر گرفته شد. نتایج عددی پس از محاسبه پارامترها نشان داد که توافق کمی خوبی با نتایج آزمایشگاهی دارد.

¹ Computational Fluid Dynamics (CFD)² Cavity regime

است. معادله پیوستگی و ممنتوم برای فاز گاز $q = L$ و فاز مایع $q = G$ در شرایط عدم انتقال جرم بین فازی در شرایط متوسط گیری شده رینولدز (RANS⁴) در دیدگاه اولری بر اساس روابط (1) و (2) ارائه می‌شوند:

$$\frac{\partial(\alpha_q \rho_q)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q u_q) = 0 \quad q = L \text{ or } G \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_q \rho_q u_q)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q u_q u_q) \\ = -\alpha_q \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_{q,eff} + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \vec{F}_{D,LG} \\ + \vec{F}_{lift,LG} + \vec{F}_{vm,LG} + \vec{F}_{td,LG} \end{aligned} \quad (2)$$

در روابط فوق $\bar{\tau}_{q,eff}$ ، α_q ، ρ_q ، P و $\vec{g}$ به ترتیب تانسور تنش-کرنش موثر در شرایط جریان مغشوش، کسر حجمی، دانسیته، بردار سرعت متوسط، فشار، شتاب گرانش و عبارت زیرنویس q ، فاز گاز (L) و مایع (G) می‌باشند.

در رابطه (2) پارامترهای $\vec{F}_{D,LG}$ ، $\vec{F}_{td,LG}$ ، $\vec{F}_{vm,LG}$ ، $\vec{F}_{lift,LG}$ به ترتیب نیروهای بین فازی گاز-مایع لیفت، جرم مجازی، انتشار آشفته‌گی و درگ می‌باشند. بر اساس مطالعات انجام شده از میان نیروهای فوق، نیروهای لیفت، جرم مجازی، انتشار آشفته‌گی نسبت به نیروی درگ قابل صرف نظر کردن می‌باشند [15، 28]. در مدل CFD در این پژوهش اثر نیروی درگ بر اساس شرایط جریان مغشوش توسط رابطه (3) بیان می‌شود [17، 27]:

$$F_{D,LG} = \frac{3}{4} C_{D,LG} \rho_L \alpha_G \alpha_L \frac{1}{d_p} |u_G - u_L| (u_G - u_L) \quad (3)$$

$$\frac{C_{D,LG} - C_{D0}}{C_{D0}} = C \times \left(\frac{d_b}{\lambda}\right)^3 \quad C = 6.5 \times 10^{-6} \quad (4)$$

که d_p به ترتیب قطر حباب‌های فاز گاز و مقیاس طولی کولموگروفر می‌باشند. پارامترهای رابطه (4) بر اساس روابط (5) الی (8) محاسبه می‌گردند:

$$C_{D0} = \max\left(\left(\frac{2.667E\sigma}{E\sigma + 4}\right), \left(\frac{24}{Re}\right)(1 + 0.15Re^{0.687})\right) \quad (5)$$

$$Re_b = \frac{d_b |\vec{v}_G - \vec{v}_L|}{\nu_L} \quad (6)$$

$$\lambda = \left(\frac{\nu_L^3}{\varepsilon_L}\right) \quad (7)$$

$$d_b = 0.493 \left(\frac{\sigma}{\rho_L}\right)^{0.6} \varepsilon_L^{-0.4} \quad (8)$$

در روابط فوق پارامترهای ν_L ، ε_L و σ به ترتیب ویسکوزیته سینماتیک جریان آرام، جمله اتلاف در جریان مغشوش و کشش سطحی می‌باشند. لازم به ذکر است که رابطه ضریب درگ توسط UDF⁵ در نرم افزار فلوئنت تعریف می‌شود.

2-3- معادله جریان مغشوش

در این تحقیق برای شبیه‌سازی رفتار جریان مغشوش از معادله $k - \varepsilon$ RNG استفاده شده است. در میان مدل‌های $k - \varepsilon$ مدل $k - \varepsilon$ RNG به علت برشمردن اثرات جریان چرخشی توانایی بهتری در پیش‌بینی رفتار جریان مغشوش درون مخازن همزن‌دار را دارد. معادلات بقای انرژی جنبشی گردابه‌ها k و اتلاف انرژی گردابه‌ها ε برای مدل $k - \varepsilon$ RNG برای فاز مخلوط بر اساس روابط (9) و (10) بیان می‌شوند [29]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_m k_m)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m u_m k_m) \\ = \nabla \cdot (\gamma_k (\mu_{lam,m} + \mu_{t,m}) \nabla k_m) + G_{k,m} \\ - \rho_m \varepsilon_m \end{aligned} \quad (9)$$

بررسی قرار دادند. با بررسی اثر قطر همزن سهموی بر میزان توان مورد نیاز همزن نشان داده شده که میزان توان مورد نیاز مخزن با افزایش قطر همزن اندکی افزایش پیدا می‌کند و همچنین با افزایش قطر مخزن در سرعت ظاهری ثابت فاز گاز، میزان ماندگی فاز گاز (محلی و کلی) نیز افزایش پیدا خواهد کرد. داده‌های شبیه‌سازی آن‌ها با داده‌های آزمایشگاهی مورد مقایسه قرار گرفت و نتایج نشان دهنده توافق خوب داده‌های شبیه‌سازی CFD با داده‌های آزمایشگاهی بود.

در شبیه‌سازی مخازن همزن‌دار، انتخاب مدل مناسب به منظور پیش‌بینی رفتار جریان مغشوش نیز از مهمترین عوامل در کیفیت شبیه‌سازی است. در زمینه شبیه‌سازی CFD مخازن همزن‌دار مدل‌های مختلفی توسط محققین برای شبیه‌سازی رفتار جریان مغشوش استفاده شده است. در این میان، مدل جریان مغشوش $k - \varepsilon$ استاندارد و زیر مجموعه‌های آن، مدل غالب مورد استفاده در تحقیقات می‌باشد [11، 13، 25-27]. بر اساس نتایج حاصل از مطالعات انجام شده می‌توان دریافت که انطباق مناسبی میان داده‌های آزمایشگاهی و عددی در پیش‌بینی رفتار هیدرودینامیکی مخازن همزن‌دار دوفازی گاز-مایع وجود دارد. بنابراین با توجه به هزینه محاسباتی پایین‌تر مدل جریان مغشوش $k - \varepsilon$ نسبت به سایر مدل‌های جریان مغشوش (مانند LES1، RSM2 و DNS3)، مدل جریان مغشوش $k - \varepsilon$ و زیر مجموعه‌هایی می‌تواند انتخاب مناسبی در بیان رفتار هیدرودینامیک مخازن دوفازی گاز-مایع باشد.

در این مقاله، با ارائه یک مدل CFD هیدرودینامیک مخزن همزن‌دار دوفازی گاز-مایع با پره رشتون 6 تیغه مورد بررسی قرار گرفته است. با اعمال مدل مناسب به منظور پیش‌بینی ضریب درگ حباب‌های هوا در شرایط جریان مغشوش مخزن، کیفیت اختلاط فاز گاز در مخزن و اثر هیدرودینامیک جریان بر نحوه توزیع فاز گاز در شرایط عملیاتی مختلف مورد بحث و بررسی قرار گرفته است. تفاوت اصلی کار حاضر با تحقیقات گذشته بررسی تشکیل نواحی گردابه‌ای در مخزن می‌باشد. با توجه به اهمیت اثر تشکیل نواحی گردابه‌ای در کیفیت اختلاط مخازن همزن‌دار، در این پژوهش سعی شده است با بررسی رفتار دقیق‌تر هیدرودینامیک مخزن، اثر محل تشکیل نواحی گردابه‌ای، تعداد و اندازه آن‌ها در کیفیت اختلاط مورد بررسی دقیق‌تری قرار بگیرد. همچنین میزان توان مصرفی پره توسط عدد بی‌بعد توان در مقادیر مختلف عدد رینولدز پره و عدد هوادهی اسپارجر ارائه شده است.

2- مدل CFD

2-1- معادلات حاکم

پیش از ارائه معادلات حاکم، لازم است فرضیات در نظر گرفته شده در طی شبیه‌سازی ارائه گردند. فرضیات اصلی مورد استفاده عبارتند از:

- فاز گاز (هوا) به علت شرایط حاکم در مسئله تراکم ناپذیر است و دانسیته ثابت دارد.
- دمای فرآیند اختلاط ثابت در نظر گرفته شده و از حل معادله انرژی صرف نظر شده است.

2-2- معادله پیوستگی و ممنتوم

در این پژوهش از دیدگاه چندفازی اولری-اولری به منظور شبیه‌سازی شرایط جریان چند فازی مخزن همزن‌دار دوفازی گاز-مایع استفاده شده

¹ Large Eddy Simulation (LES)

² Reynolds Stress Model (RSM)

³ Direct Numerical Simulation (DNS)

⁴ Reynolds-averaged Navier-Stokes

⁵ User Defined Function (UDF)

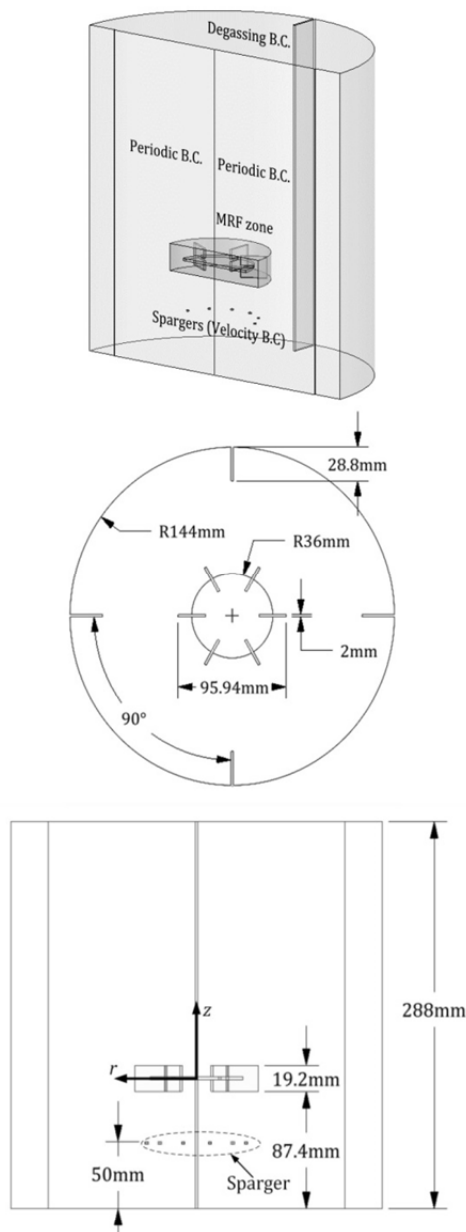


Fig. 1 Geometry, dimensions and boundary conditions of the vessel
 شکل 1 هندسه، ابعاد و شرایط مرزی مخزن

به منظور حل معادلات حاکم از نرم افزار آنسیس فلونت ورژن 18 استفاده شده است. این نرم‌افزار بر اساس روش حل عددی حجم محدود معادلات را گسسته‌سازی و حل می‌نماید. با توجه به شرایط ناپایا در مسئله، شبیه‌سازی‌ها در شرایط غیردائم و با گام زمانی 0.0005 ثانیه حل گردید. برای حل میدان فشار-سرعت در مسئله از روش سیمپل و برای گسسته‌سازی معادلات ممنتوم و پیوستگی از روش کوئیک و برای گسسته‌سازی معادلات جریان آشفته از روش آپ‌ویند² مرتبه 2 استفاده شد. در طی حل معیار همگرایی عددی 10⁻⁵ برای تمام معادلات در نظر گرفته شده است به طوری که مقدار متوسط عدد کورانت در دامنه محاسباتی برابر با 0.19 گردید. محاسبات CFD توسط یک سیستم محاسباتی با 16 گیگا بایت رم و پردازنده 12 هسته‌ای مدل Core™ i7-5820K شرکت اینتل انجام شده است.

$$\frac{\partial(\rho_m \varepsilon_m)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m u_m \varepsilon_m) = \nabla \cdot (\gamma_\varepsilon (\mu_{lam,m} + \mu_{t,m}) \nabla \varepsilon) + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon_m}{k_m} G_{k,m} - C_{2\varepsilon} \rho_m \frac{\varepsilon_m^2}{k_m} - R_\varepsilon \quad (10)$$

که $C_{2\varepsilon}$ و $C_{1\varepsilon}$ اعداد ثابت با مقادیر 1.42 و 1.68 می‌باشند [30، 31]. در روابط فوق زیر نویس m بیانگر فاز مخلوط است. همچنین در این پژوهش به منظور مدل‌سازی رفتار کنار دیواره از قانون تابع دیواره استفاده شده است.

3- هندسه مخزن، شرایط مرزی و روش حل

در شبیه‌سازی CFD مخزن همزن‌دار دوفازی گاز-مایع در این کار، از ابعاد ارائه شده مقاله آزمایشگاهی لو و جو [32] استفاده شده است. مخزن مورد بررسی یک پره راشتون 6 تیغه می‌باشد که جریان هوا به کمک یک اسپارجر شامل 12 سوراخ، به زیر پره تزریق می‌شود. در شکل 1 ابعاد و مشخصات هندسی مخزن مورد بررسی ارائه شده است. به منظور ساده‌سازی محاسبات و جلوگیری از ایجاد مشکلات محاسباتی برای سطوح مدور با قطر کم، از شفت پره و همچنین رینگ اسپارجر در هندسه مورد استفاده در شبیه‌سازی، صرف نظر شده است. در این شبیه‌سازی به منظور کاهش حجم محاسبات از شرط مرزی تکرار شونده¹ و برای شبیه‌سازی اثر پره در مخزن از دیدگاه MRF استفاده گردیده است. در شکل 1 شرایط مرزی مورد استفاده و ابعاد مخزن ارائه شده است. همچنین در جدول 1 شرایط مرزی با جزئیات بیشتر ارائه شده است.

جدول 1 شرایط مرزی

Table 1 Boundary Conditions

شرایط مرزی	مرز
• سرعت ورودی (مقادیر سرعت فاز گاز متناسب با شرایط عملیاتی جدول 3 محاسبه می‌شود)	اسپارجر
• کسر حجمی فاز گاز برابر با 1	
• شرایط مرزی آشفتگی:	
• قطر هیدرولیک (l) 2 میلی متر (معادل قطر محل خروج هوا در اسپارجر)	
• محاسبه شدت اغتشاش بر اساس رابطه زیر: $l = 0.16(Re_d)^{-1/8}$	
• محاسبه k و ε در مرز بر اساس شدت اغتشاش و قطر هیدرولیک بر اساس روابط زیر توسط نرم‌افزار:	
$k = \frac{3}{2}(u_{average} l)^2$ $\varepsilon = k^{3/2} / l$	
• کسر حجمی فاز گاز برابر با 1	
• در این مرز فقط فاز گاز می‌تواند از مرز خارج شود (در نرم افزار فاز دوم (فاز گاز) از دامنه محاسباتی خارج می‌گردد)	گاززدایی
• مقدار سرعت فازها برابر با صفر است.	شرط مرزی
• تخمین توزیع سرعت در کنار دیواره بر اساس قانون تابع دیواره انجام می‌شود.	دیواره
• مقادیر k و ε بر اساس سرعت اصطکاکی قانون تابع دیواره محاسبه می‌شوند.	
• نوع شرط مرزی تکرار شونده: چرخشی	شرط مرزی
• در این شرط مرزی، تمام داده‌های هیدرودینامیکی و خواص سیال در سطوح تکرار شونده با یکدیگر برابر است	تکرار شونده

² Upwind

¹ Periodic Boundary Condition

2-4- اعتبار سنجی نتایج

در این پژوهش به منظور اعتبار سنجی نتایج شبیه‌سازی CFD از داده‌های آزمایشگاهی ارائه شده توسط لو و جو [33] استفاده شده است. در شکل 3-الف نتایج CFD سرعت متوسط پره بر روی سرعت نوک پره ($\bar{u}/u_{tip}$) در مقطع $z=0$ m (مقطع پره) و در راستای شعاع برای دبی هوای خروجی از اسپارجر برابر با $Q_{air} = 3.41 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ در سرعت همزن $N = 10 \text{ rev/s}$ در برابر نتایج آزمایشگاهی [33] رسم شده است. میزان متوسط خطای نسبی بین نتایج عددی و آزمایشگاهی برابر با 6.8٪ حاصل شد که نشان دهنده توانایی مناسب مدل CFD در پیش‌بینی رفتار هیدرودینامیک مخزن می‌باشد. همچنین در شکل 3-ب نتایج حاصل از کار حاضر با نتایج CFD ژانگ و همکاران [13] مقایسه گردیده است. بر اساس نتایج ارائه شده مشاهده می‌شود که مدل CFD کار حاضر در حدود 15٪ خطای نسبی کمتری نسبت به داده‌های CFD ژانگ و همکاران [13] در پیش‌بینی نتایج آزمایشگاهی دارد.

3-3- بررسی اثر دبی هوای اسپارجر

به منظور بررسی اثر دبی هوای اسپارجر بر رفتار هیدرودینامیکی مخزن، از عدد بی‌بعد هواهی¹ استفاده شده است. این عدد بر اساس رابطه (11) تعریف می‌گردد:

$$N_Q = \frac{Q}{ND^3} \quad (11)$$

در رابطه فوق N_Q عدد هواهی، Q دبی حجمی فاز گاز، N سرعت پره بر اساس دور بر ثانیه (rev/s) و D قطر پره است. در این بخش سرعت پره ثابت و برابر با $N = 10 \text{ rev/s}$ در نظر گرفته شده است. در جدول 3 شرایط عملیاتی مورد بررسی ارائه شده است.

در شکل 4 توزیع متوسط شعاعی کسر حجمی فاز گاز در راستای z ارائه شده است. لازم به ذکر است نتایج متوسط کسر حجمی فاز گاز در شکل 4 علاوه بر متوسط شعاعی، حاصل متوسط زمانی 5 ثانیه فرآیندی نیز می‌باشند. همانطور که شکل 4 نشان می‌دهد، با افزایش عدد هواهی N_Q میزان کسر حجمی فاز گاز به خصوص در قسمت بالایی پره نسبت به مقادیر کوچکتر عدد هواهی افزایش پیدا می‌کند. با توجه به اینکه با افزایش عدد هواهی میزان دبی هوای ورودی از اسپارجر به مخزن، افزایش پیدا می‌کند بنابراین میزان تجمع فاز گاز در مخزن برای مقادیر بزرگتر N_Q نسبت به مقادیر کوچکتر N_Q بیشتر است.

همانطور که شکل 4 نشان می‌دهد توزیع کسر حجمی فاز گاز به خصوص با افزایش N_Q یک توزیع غیر یکنواخت با روند افزایشی است. نکته اول که باید به آن اشاره نمود، میزان تجمع و نحوه توزیع فاز گاز در ناحیه زیر پره است. با توجه به اینکه چگونگی توزیع فاز گاز در مخازن همزن‌دار تابع شدیدی از نوع پره، جهت جریان ایجاد شده توسط پره و سرعت چرخش آن است می‌توان گفت که پره راشتون در شرایط مورد بررسی در این مسئله توانایی اختلاط مناسب فاز گاز در ناحیه زیر پره را ندارد. همچنین در ناحیه زیر پره، بین محدوده اسپارجر و پره به علت تزریق فاز گاز به مخزن، به طور ناگهانی روند صعودی کسر حجمی فاز گاز درون مخزن مشاهده می‌گردد.

با توجه به شکل 4 در محدوده بین پایین و بالای پره (ناحیه پره) شدیدترین تغییرات توزیع کسر حجمی مشاهده می‌گردد. همچنین بیشترین مقدار کسر حجمی فاز گاز در شرایط عملیاتی مختلف برای پره مقدار کسر

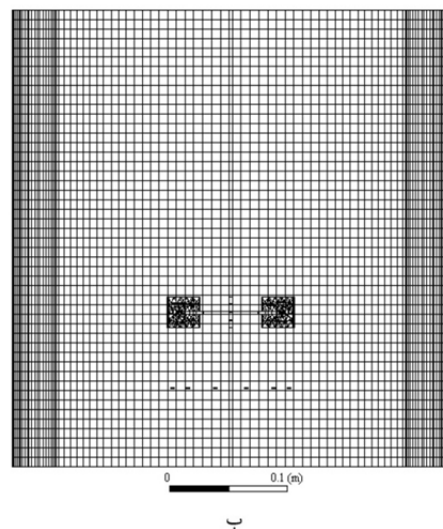
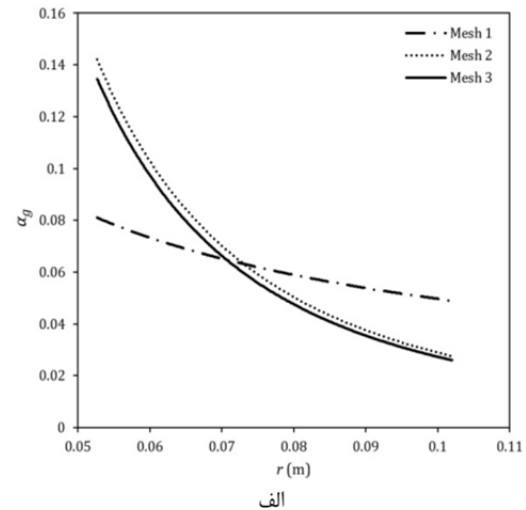


Fig. 2 a) Mesh independency b) Mesh type 2 schematic of Table 2

شکل 2 الف) بررسی استقلال از مش ب) نمای مش نوع 2 جدول 2

4- نتایج

4-1- بررسی استقلال از مش

به منظور بررسی استقلال جواب از مش، 3 مش مختلف از نوع Hexcore مورد بررسی قرار گرفته است (جدول 2). معیار بررسی استقلال از مش کسر حجمی متوسط مکانی و زمانی فاز گاز در جهت شعاعی از مرکز پره می‌باشد. در شکل 2 الف نتایج کسر حجمی در راستای شعاع در صفحه $z=0$ m (مقطع پره) نمایش داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود با تغییر تعداد مش از نوع 2 به نوع 3 تغییر قابل توجهی در پیش‌بینی توزیع شعاعی کسر حجمی فاز گاز مشاهده نمی‌شود. بنابراین با توجه به این که زمان محاسبات مش 2 در حدود نصف زمان محاسبات مش نوع 3 است، بنابراین از تعداد مش نوع 2 برای انجام محاسبات و ارائه نتایج، استفاده شده است. همچنین در شکل 2 ب نمای شبکه محاسباتی در حالت مش نوع 2 نشان داده شده است.

جدول 2 نتایج حاصل از استقلال مش

Table 2 Mesh independency results

مش	تعداد سلول	زمان محاسبات (hr)
Mesh 1	164463	100
Mesh 2	239990	220
Mesh 3	472985	430

¹ Aeration Number

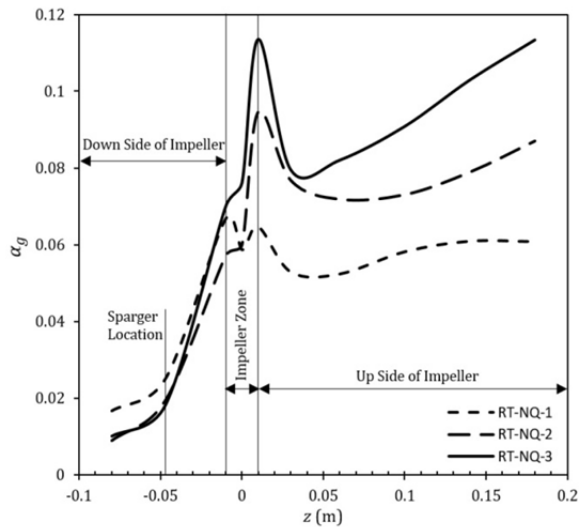


Fig. 4 Radial average of gas phase volume fraction in the z direction at different aeration number (N_Q)

شکل 4 متوسط شعاعی کسر حجمی فاز گاز در راستای z در مقادیر مختلف عدد هوادهی (N_Q)

می‌شود. همچنین در پشت پره به علت وجود جریان‌های برگشتی، فاز گاز در این ناحیه انباشته شده و باعث افزایش کسر حجمی فاز در ناحیه اطراف پره می‌شود. بعلاوه، هیدرودینامیک جریان در این شکل نشان می‌دهد که در پایین پره به علت شکل پره و شرایط عملیاتی مخزن تجمع بسیار کم فاز گاز در مخزن وجود دارد. در این ناحیه شرایط هیدرودینامیک مخزن توانایی غلبه بر نیروی شناوری فاز گاز را نداشته و فاز گاز در اطراف پره و ناحیه بالای پره تا خروجی مخزن تجمع پیدا می‌کند.

به منظور ارائه معیاری کمی برای میزان یکنواختی توزیع فاز گاز در شرایط عملیاتی مورد بررسی میزان انحراف معیار کسر حجمی مخزن در راستای z محاسبه شده است. برای محاسبه انحراف معیار رابطه (12) مورد استفاده قرار گرفته است:

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})^2} \quad (12)$$

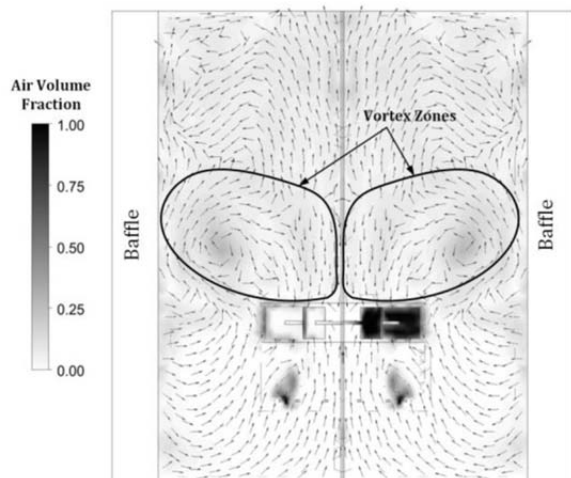


Fig. 5 Contour of volume fraction and velocity vector of gas phase

شکل 5 کانتور کسر حجمی و بردارهای سرعت فاز گاز

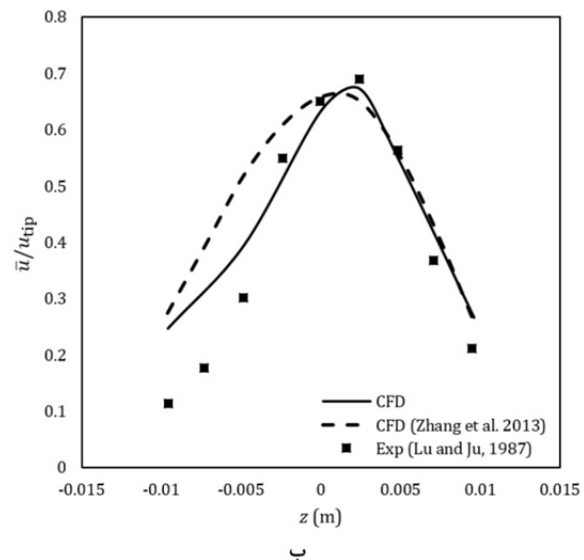
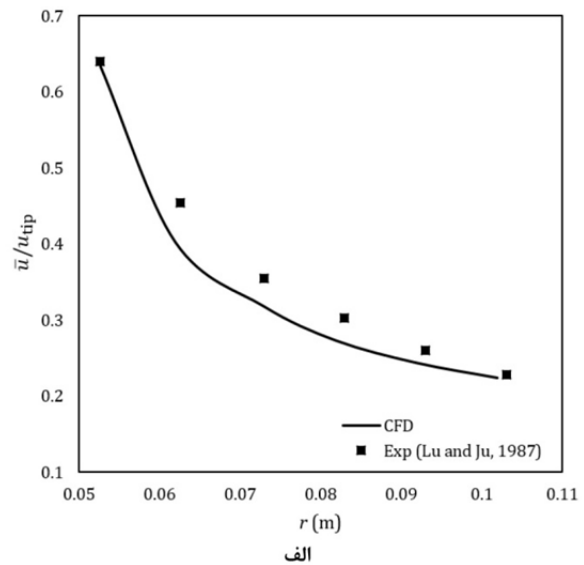


Fig. 3 a) Comparison between CFD and experimental data [26] for $\bar{u}/u_{tip}$ at $z=0$ m b) Comparison of CFD results with experimental data [26] and Numerical data [13] for $\bar{u}/u_{tip}$ at $r = 0.053$ m

شکل 3 الف) مقایسه نتایج CFD و داده‌های آزمایشگاهی [33] برای $\bar{u}/u_{tip}$ در مقطع $z = 0$ m ب) مقایسه نتایج CFD و داده‌های آزمایشگاهی [33] و نتایج حل عددی [13] برای $\bar{u}/u_{tip}$ در مقطع $r = 0.053$ m

جدول 3 شرایط عملیاتی مورد بررسی در مقادیر مختلف N_Q

Table 3 Operational conditions at different N_Q values

σ	N_Q	$Q(m^3/s)$	شرایط عملیاتی
0.016	0.039	3.43×10^{-4}	RT-NQ-1
0.027	0.058	5.10×10^{-4}	RT-NQ-2
0.034	0.077	6.77×10^{-4}	RT-NQ-3
0.039	0.090	7.90×10^{-4}	RT-NQ-4

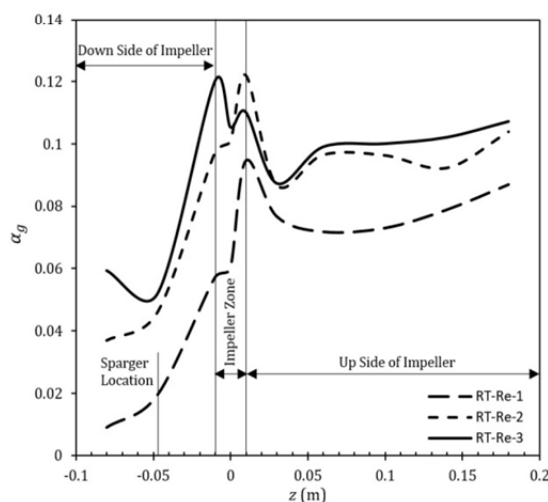
حجمی فاز گاز در شرایط عملیاتی مختلف برای پره راشتون در ناحیه بالای پره قرار دارد. به منظور بررسی علت تجمع گاز در بالای پره کانتور کسر حجمی و بردارهای سرعت فاز گاز در شکل 5 رسم شده است. همانطور که در این شکل مشاهده می‌شود، در بالای پره به علت وجود نواحی گردابه‌ای، جریان فاز گاز به بالای پره برگشته و باعث تجمع فاز گاز در این ناحیه

جدول 4 شرایط عملیاتی مورد بررسی در مقادیر مختلف $Re_{impeller}$ Table 4 Operational conditions at different $Re_{impeller}$ values

σ	$Re_{impeller}$	$N(\text{rev/s})$	شرایط عملیاتی
0.027	91719	10	RT-Re-1
0.025	137578	15	RT-Re-2
0.021	183438	20	RT-Re-3
0.016	229297	25	RT-Re-4

در شکل 7 توزیع متوسط شعاعی کسر حجمی در راستای z در شرایط عملیاتی جدول 4 ارائه شده است. نتایج متوسط کسر حجمی فاز گاز در شکل 7 علاوه بر متوسط شعاعی، حاصل متوسط زمانی 5 ثانیه فرآیندی نیز می‌باشند. در این شکل مشاهده می‌شود که با افزایش سرعت همزن (افزایش عدد رینولدز پره)، توزیع محوری کسر حجمی فاز گاز در مخزن رفتار یکنواخت‌تری نشان می‌دهد. در جدول 4 میزان انحراف معیار کسر حجمی فاز گاز در راستای z ارائه شده است. همانطور که در این جدول نیز مشاهده می‌گردد با افزایش رینولدز پره میزان انحراف معیار کاهش می‌یابد. این رفتار نشان دهنده اثر مثبت افزایش سرعت پره در افزایش میزان اختلاط در مخازن همزن‌دار گاز-مایع است. به منظور بررسی بهتر اثر افزایش میزان رینولدز و چگونگی تأثیر آن بر میزان اختلاط، کانتور و بردار سرعت فاز گاز در شرایط عملیاتی جدول 4 در شکل 8 رسم شده است. در این شکل کانتور سرعت در محدوده 0 الی 4 متر بر ثانیه محدود شده و بردارهای سرعت مماسی در مقطع طولی مخزن رسم شده‌اند. در حالتی که کانتور سرعت مورد بررسی قرار گیرد (شکل 8)، مشاهده می‌شود که با افزایش سرعت پره، میزان سرعت فاز گاز در کل مخزن افزایش پیدا می‌کند. با بررسی اثر افزایش سرعت فاز گاز در مخزن توسط بردارهای سرعت، مشاهده می‌شود که با افزایش سرعت پره، نواحی گردابه‌ای بیشتر و بزرگتری در مخزن شکل می‌گیرد. تشکیل نواحی گردابه‌ای بزرگ‌تر و بیشتر در مخزن باعث اختلاط بهتر فاز گاز و توزیع یکنواخت‌تر این فاز در مخزن می‌گردد.

در شکل 7 تفاوتی در نقطه ماکزیمم کسر حجمی فاز گاز در شرایط عملیاتی RT-Re-3 نسبت به دو شرایط دیگر جدول 4 مشاهده می‌شود. این شکل نشان می‌دهد که نقطه ماکزیمم کسر حجمی فاز گاز در شرایط RT-Re-3 در زیر پره و برای شرایط RT-Re-1 و RT-Re-2 در بالای پره تشکیل

Fig. 7 Radial average of gas phase volume fraction in the z direction at different impeller Reynolds number ($Re_{impeller}$)

شکل 8 توزیع متوسط شعاعی کسر حجمی فاز گاز در راستای z در مقادیر مختلف عدد رینولدز پره $Re_{impeller}$

در جدول 3 میزان انحراف استاندارد کسر حجمی فاز گاز در شرایط مختلف عملیاتی ارائه شده است. بر اساس نتایج ارائه شده در جدول مشاهده می‌شود که با افزایش N_Q مقدار انحراف از معیار افزایش یافته است که این مسئله به معنی اثر نامطلوب افزایش نرخ هوادهی در توزیع یکنواخت فاز گاز در مخزن است.

4-3-1- بررسی ماندگی فاز گاز در مقادیر مختلف عدد هوادهی

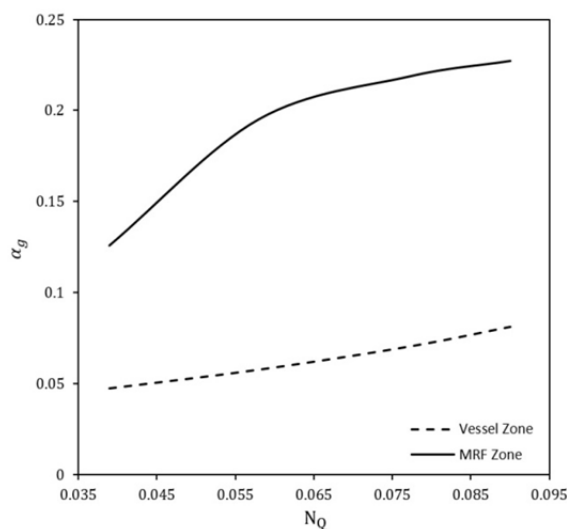
در شکل 6 میزان ماندگی فاز گاز در ناحیه شامل پره (ناحیه MRF)، به شکل 1 رجوع شود) و در ناحیه خارج از پره (ناحیه مخزن) نشان داده شده است. با توجه به شکل، میزان متوسط کسر حجمی فاز گاز در ناحیه پره بیش از 3 برابر کسر حجمی فاز گاز در مخزن است. علت این تفاوت با توجه به کانتور شکل 5، تجمع فاز گاز در پشت پره به علت حضور جریان‌های برگشتی در پشت پره است. همچنین شکل 6 نشان می‌دهد با افزایش عدد هوادهی، میزان کسر حجمی فاز گاز در کل مخزن افزایش پیدا می‌کند. با توجه به شکل 6، نرخ افزایش کسر حجمی فاز گاز با افزایش عدد هوادهی برای ناحیه پره در حدود 4 برابر بیشتر از ناحیه مخزن است. به نظر می‌رسد به علت قرار گرفتن هواده در زیر پره و تزریق مستقیم هوا به پره از سمت هواده، پیش از آنکه هیدرودینامیک مخزن بتواند جریان هوای ورودی به مخزن را در مخزن پخش کند، این جریان با ناحیه پره وارد شده و در آنجا تجمع پیدا می‌کند.

4-4- بررسی اثر سرعت همزن

به منظور بررسی اثر سرعت همزن بر کیفیت اختلاط، از عدد رینولدز پره، $Re_{impeller}$ ، استفاده شده است. این عدد بر مبنای خواص فاز مایع بر اساس رابطه 13 تعریف می‌شود:

$$Re_{impeller} = \frac{\rho_L N D^2}{\mu_L} \quad (13)$$

برای بررسی اثر سرعت همزن بر کیفیت اختلاط سه سرعت مختلف مورد بررسی قرار گرفته است. شرایط عملیاتی مورد بررسی در جدول 4 ارائه شده است. همچنین عدد هوادهی اسپارجر در مقادیر مختلف عدد رینولدز پره، ثابت و برابر $N_Q = 0.058$ در نظر گرفته شده است.

Fig. 6 Gas phase liquid holdup in different aeration numbers (N_Q), Table 2 conditions

شکل 6 مقدار متوسط ماندگی فاز گاز در مقادیر مختلف N_Q (شرایط جدول 3)

فاز گاز نسبت به حالت RT-Re-2 به سمت پره می‌باشد و در نتیجه تجمع گاز کمتری در ناحیه پره در حالت RT-Re-3 مشاهده می‌شود.

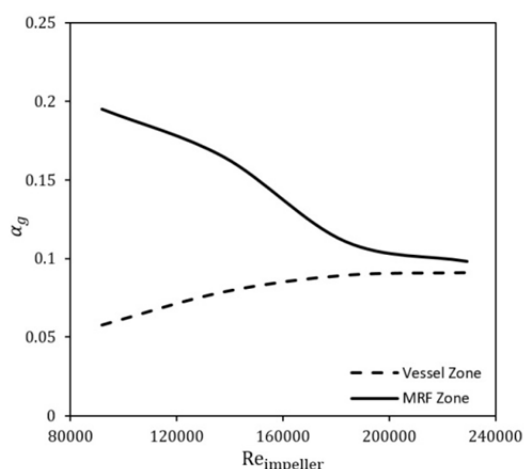


Fig. 9 Gas phase liquid holdup in different Reynolds numbers ($Re_{impeller}$), Table 4 conditions

شکل 9 مقدار ماندگی فاز گاز در مقادیر مختلف رینولدز پره $Re_{impeller}$ (شرایط جدول 4)

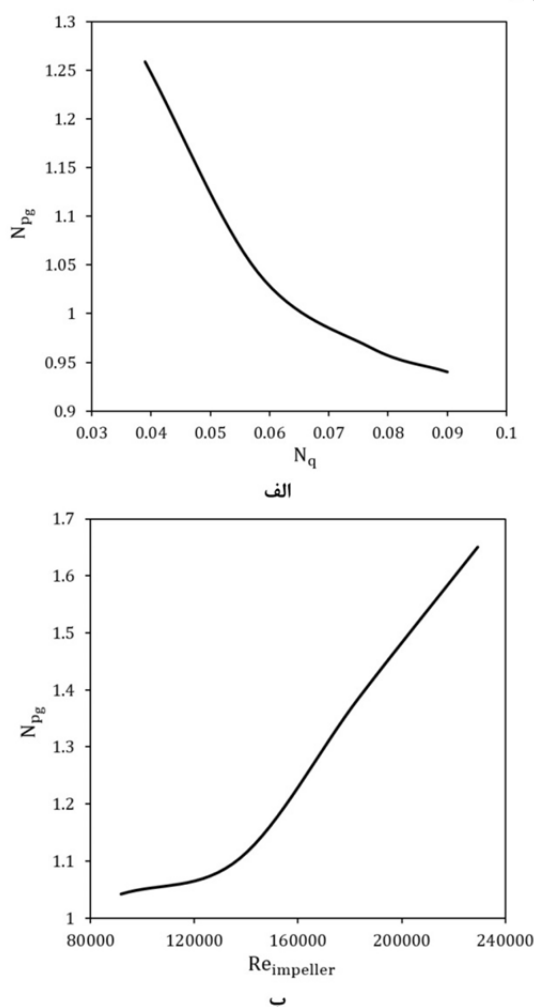


Fig. 10 a) Effect of aeration number and b) effect of impeller Reynolds number on Power number

شکل 10 الف) اثر عدد هوادهی و ب) اثر عدد رینولدز پره بر عدد توان

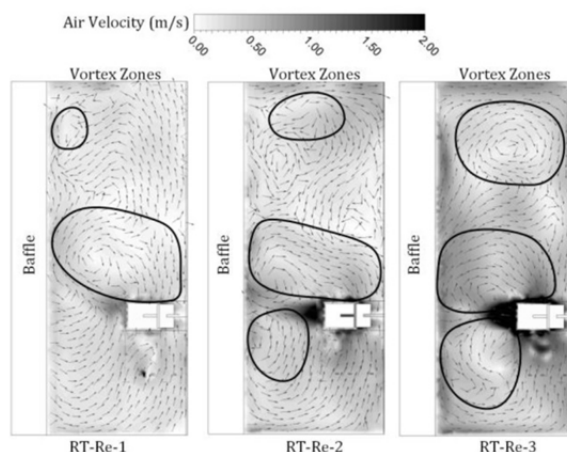


Fig. 8 Contour and vector of gas phase velocity vector at operational conditions of table 4

شکل 8 کانطور و بردار سرعت فاز گاز در شرایط عملیاتی جدول 8

می‌شود. علت این تفاوت را می‌توان در تغییر هیدرودینامیک مخزن در سرعت‌های بالا دانست. همانطور که بردارهای سرعت شکل 8 نشان می‌دهد، یک ناحیه گردابه‌ای بزرگ در زیر پره در حالت RT-Re-3 ایجاد شده و عرض ناحیه گردابه‌ای بالای پره در این شرایط نسبت به دو حالت قبلی کوچکتر گردیده است. در این حالت، کوچک شدن عرض ناحیه گردابه‌ای بالای پره و در مقابل تشکیل ناحیه گردابه‌ای بزرگتر در زیر پره باعث تجمع فاز گاز در زیر پره گردیده و نقطه ماکزیمم کسر حجمی فاز گاز از بالای پره به زیر پره منتقل شده است.

4-1- بررسی ماندگی فاز گاز در مقادیر مختلف عدد رینولدز پره

در شکل 9 مقدار ماندگی فاز گاز در مقادیر مختلف رینولدز پره (جدول 4) رسم شده است. در این شکل مشاهده می‌شود با افزایش سرعت پره، مقدار متوسط کسر حجمی در مخزن افزایش یافته و در مقابل متوسط کسر حجمی فاز گاز در محدوده پره، ناحیه MRF، کاهش می‌یابد. نکته قابل توجه در این شکل نزدیک شدن متوسط کسر حجمی متوسط مخزن و ناحیه پره با افزایش سرعت پره است. این رفتار نشان دهنده تأثیر مثبت افزایش سرعت اختلاط بر یکنواخت‌تر شدن میزان کسر حجمی فاز گاز در نواحی مختلف مخزن است. رفتار دیگری که در این نمودار وجود دارد، روند افزایشی کسر حجمی فاز گاز در مخزن و روند کاهشی کسر حجمی فاز گاز در ناحیه پره با افزایش رینولدز پره (سرعت پره) است. علت افزایش کسر حجمی فاز گاز در مخزن را می‌توان به تغییر هیدرودینامیک مخزن و تشکیل نواحی گردابه‌ای بیشتر و بزرگتر (شکل 8) در سرعت‌های بالای مخزن دانست. تشکیل این نواحی باعث افزایش ماندگاری فاز گاز در مخزن شده و در نتیجه کسر حجمی فاز گاز در مخزن با افزایش سرعت پره افزایش پیدا می‌کند. کاهش کسر حجمی فاز گاز در ناحیه پره را نیز می‌توان متأثر از تشکیل ناحیه گردابه‌ای در زیر پره دانست. در مقایسه بردارهای سرعت در حالت‌های مختلف شکل 8 مشاهده می‌شود که بردارهای سرعت در زیر پره در حالت RT-Re-1 جریان زیر پره را به ناحیه پره هدایت می‌کنند در حالی که در دو حالت دیگر، با تشکیل ناحیه گردابه‌ای در زیر پره، جریان کمتری به سمت پره منتقل شده و این مسئله باعث می‌شود تا حجم کمتری از جریان فاز گاز به پره منتقل شود و در آنجا تجمع پیدا کند. در مقایسه دو حالت RT-Re-2 و RT-Re-3 می‌توان مشاهده کرد که در حالت عملیاتی RT-Re-3 جهت تعداد کمتری از بردارهای سرعت

4-5- توان مصرفی پره

در این بخش میزان توان مصرفی پره را شتون در شرایط مختلف عملیاتی مورد بررسی قرار گرفته است. به منظور محاسبه توان مصرفی پره در مخازن همزن‌دار دو روش کلی وجود دارد. روش اول بر مبنای محاسبه انتگرال میزان اتلاف انرژی E در مخزن است [28] و روش دوم بر اساس محاسبه ممان نیرو بر روی پره است. در میان این دو روش، روش دوم از دقت بالاتری به منظور محاسبه توان مصرفی پره برخوردار است و در این پژوهش از روش دوم برای محاسبه توان پره استفاده شده است. در مخازن همزن‌دار دوفازی ذکر این نکته ضروری است که به علت حضور فاز گاز در مخزن و تشکیل سلول‌های هوا¹ در پشت پره میزان توان مصرفی در پره در مقایسه با شرایط مخزن تک فاز مایع کمتر است [34]. در مخازن همزن‌دار عدد توان پره بر اساس رابطه (14) محاسبه می‌شود:

$$N_{pg} = \frac{2\pi NT}{\rho N^3 D^5} \quad (14)$$

که N_{pg} عدد توان گازی² پره، T گشتاور، N سرعت چرخش و D قطر پره است.

در شکل 10 اثر عدد هوادهی و رینولدز پره بر عدد توان (توان مصرفی پره) رسم شده است. شکل 10-الف نشان می‌دهد که با افزایش عدد هوادهی مقدار عدد توان یا به عبارتی دیگر میزان توان مورد نیاز برای اختلاط با دور ثابت پره در مخزن کاهش پیدا می‌کند. با افزایش عدد هوادهی به علت تجمع فاز گاز در مخزن و اطراف پره (تشکیل سلول‌های هوا) نیروهای ویسکوز و درگ در اطراف پره کاهش یافته و در نتیجه توان مورد نیاز برای اختلاط کاهش پیدا می‌کند. شکل 10-ب نشان می‌دهد با افزایش رینولدز پره، توان مورد نیاز برای اختلاط در مخزن همزن‌دار دو فازی گاز-مایع افزایش پیدا می‌کند. با توجه به اینکه با افزایش سرعت پره اثر نیروهای اینرسی به علت برهمکنش قوی‌تر پره با سیال افزایش می‌یابد بنابراین افزایش عدد رینولدز پره باعث افزایش عدد توان (توان مصرفی) می‌گردد.

6- جمع‌بندی

در این مقاله مخزن همزن‌دار دوفازی گاز-مایع شامل یک پره از نوع 6 تیغه را شتون به کمک روش دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) شبیه‌سازی شد. در این پژوهش با بررسی اثر محل تشکیل نواحی گردابه‌ای، تعداد و مکان آن‌ها اثر این نواحی در رفتار هیدرودینامیک مخزن و نحوه توزیع فاز گاز مورد بررسی قرار گرفت. دستاوردهای پژوهش حاضر عبارتند از:

- بر اساس مقایسه با داده‌های آزمایشگاهی، مدل CFD با دیدگاه اولری-اولری همراه با مدل جریان مغشوش $k-\epsilon$ RNG می‌تواند نحوه توزیع فاز گاز در مخزن را با دقت مناسبی پیش‌بینی کند.
- با بررسی هیدرودینامیک مخزن نشان داده شده که افزایش تعداد و نواحی گردابه‌ای در مخزن عامل اصلی ایجاد اختلاط مناسب فاز گاز در مخزن است.
- نتایج نشان داد تشکیل نواحی گردابه‌ای بزرگتر با افزایش رینولدز پره، عامل اصلی انتقال محل تجمع فاز گاز از زیر پره به بالای پره می‌باشد.
- توزیع فاز گاز در شرایط مختلف عملیاتی به شکلی است که بیشترین تغییرات توزیع محوری فاز گاز از کف مخزن تا ناحیه پره شکل می‌گیرد در حالی که ناحیه بالای پره تا خروجی مخزن تغییرات یکنواخت‌تری از

توزیع فاز گاز را دارد. علت این مسئله تأثیر قوی‌تر هیدرودینامیک بالای پره بر کیفیت اختلاط و غلبه بر نیروی شناوری فاز گاز است.

- در ناحیه پره به علت تشکیل سلول‌های فاز گاز در پشت پره، تراکم فاز گاز در این ناحیه وجود دارد و در نتیجه ناحیه پره بیشترین کسر حجمی فاز گاز در مخزن را دارد.
- با افزایش عدد هوادهی در مخزن به علت افزایش نرخ هوادهی، میزان تجمع فاز گاز در مخزن افزایش پیدا می‌کند. همچنین افزایش عدد هوادهی باعث توزیع محوری غیریکنواخت فاز گاز در مخزن می‌شود. در مقابل، با افزایش عدد رینولدز پره به علت ایجاد نواحی چرخشی بیشتر در مخزن کیفیت اختلاط و کسر حجمی فاز گاز در مخزن افزایش پیدا می‌کند.
- نتایج نشان داد اگرچه با افزایش عدد رینولدز پره و عدد هوادهی میزان ماندگی فاز گاز افزایش پیدا می‌کند اما ایجاد توزیع ماندگی یکنواخت‌تر فاز گاز فقط توسط اثر عدد رینولدز انجام می‌شود.
- با بررسی عدد توان پره نشان داده شد که با افزایش عدد هوادهی، به علت تجمع فاز گاز در اطراف پره و در مخزن، توان مورد نیاز برای چرخش پره در رینولدز ثابت پره کاهش پیدا می‌کند. در مقابل با افزایش عدد رینولدز پره در عدد هوادهی ثابت، به علت افزایش نیروهای اینرسی عدد توان و یا به عبارتی دیگر توان مورد نیاز برای اختلاط سیال در مخزن روند افزایشی دارد.

7- تشکر و قدردانی

نویسنده مقاله از معاونت پژوهشی دانشگاه سمنان به علت حمایت مالی این پژوهش تشکر می‌نماید.

8- مراجع

- [1] J. B. Joshi, N. K. Nere, C. V. Rane, B. N. Murthy, et al., CFD simulation of stirred tanks: Comparison of turbulence models (Part II: Axial flow impellers, multiple impellers and multiphase dispersions), *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 89, No. 4, pp. 754-816, 2011.
- [2] J. B. Joshi, N. K. Nere, C. V. Rane, B. N. Murthy, et al., CFD simulation of stirred tanks: Comparison of turbulence models. Part I: Radial flow impellers, *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 89, No. 1, pp. 23-82, 2011.
- [3] G. Montante, A. Paglianti, Gas hold-up distribution and mixing time in gas-liquid stirred tanks, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 279, pp. 648-658, 2015.
- [4] Y. Bao, J. Yang, B. Wang, Z. Gao, Influence of impeller diameter on local gas dispersion properties in a sparged multi-impeller stirred tank, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, Vol. 23, No. 4, pp. 615-622, 2015.
- [5] Y. Bao, B. Wang, M. Lin, Z. Gao, et al., Influence of impeller diameter on overall gas dispersion properties in a sparged multi-impeller stirred tank, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, Vol. 23, No. 6, pp. 890-896, 2015.
- [6] R. Afshar Ghotli, A. R. Abdul Aziz, S. Ibrahim, S. Baroutian, et al., Study of various curved-blade impeller geometries on power consumption in stirred vessel using response surface methodology, *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, Vol. 44, No. 2, pp. 192-201, 2013.
- [7] T. T. Devi, B. Kumar, Analyzing Flow Hydrodynamics in Stirred Tank with CD-6 and Rushton Impeller, *International Review of Chemical Engineering*, Vol. 3, No. 4, 2011.
- [8] T. Kumaresan, J. B. Joshi, Effect of impeller design on the flow pattern and mixing in stirred tanks, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 115, No. 3, pp. 173-193, 2006.
- [9] D. Chapple, S. M. Kresta, A. Wall, A. Afacan, The effect of impeller and tank geometry on power number for a pitched blade turbine, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 80, No. 4, pp. 364-372, 2002.
- [10] J. B. Joshi, A. W. Patwardhan, S. S. Patil, CFD modelling from the design of hollow pipe gas inducing impellers, *3rd International Symposium on Mixing in Industrial Processes*, Osaka, Japan, pp. 297-304, 1999.
- [11] H. Wang, X. Jia, X. Wang, Z. Zhou, et al., CFD modeling of hydrodynamic characteristics of a gas-liquid two-phase stirred tank, *Applied Mathematical Modelling*, Vol. 38, No. 1, pp. 63-92, 2014.

¹ Cavity² Gassed Power Number

- complex (STPC), *Journal of Petroleum Science and Technology*, Vol. 24, No. 79, pp. 83-94, 2014. (in Persian فارسی)
- [24] Q. Zhang, C. Yang, Z. S. Mao, J. Mu, Large Eddy Simulation of turbulent flow and mixing time in a Gas-Liquid stirred tank, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Vol. 51, No. 30, pp. 10124-10131, 2012.
- [25] G. L. Lane, M. P. Schwarz, G. M. Evans, Numerical modelling of gas-liquid flow in stirred tanks, *Chemical Engineering Science*, Vol. 60, No. 8-9 SPEC. ISS., pp. 2203-2214, 2005.
- [26] B. N. Murthy, R. S. Ghadge, J. B. Joshi, CFD simulations of gas-liquid-solid stirred reactor: Prediction of critical impeller speed for solid suspension, *Chemical Engineering Science*, Vol. 62, No. 24, pp. 7184-7195, 2007.
- [27] Y. H. Zhang, Y. M. Yong, Z. S. Mao, C. Yang, et al., Numerical simulation of Gas-Liquid flow in a stirred tank with swirl modification, *Chemical Engineering & Technology*, Vol. 32, No. 8, pp. 1266-1273, 2009.
- [28] A. R. Khopkar, V. V. Ranade, CFD simulation of gas-liquid stirred vessel: VC, S33, and L33 flow regimes, *AIChE Journal*, Vol. 52, No. 5, pp. 1654-1672, 2006.
- [29] S. A. Orszag, V. Yakhot, W. S. Flannery, F. Boysan, et al., Renormalization group modeling and turbulence simulations, *International Conference on Near-Wall Turbulent Flows*, Tempe, Arizona, pp. 1031-1046, 1993.
- [30] V. Yakhot, L. M. Smith, The renormalization group, the ϵ -expansion and derivation of turbulence models, *Journal of Scientific Computing*, Vol. 7, No. 1, pp. 35-61, 1992.
- [31] V. Yakhot, S. A. Orszag, S. Thangam, T. B. Gatski, et al., Development of turbulence models for shear flows by a double expansion technique, *Physics of Fluids A: Fluid Dynamics*, Vol. 4, No. 7, pp. 1510-1520, 1992.
- [32] W. M. Lu, S. J. Ju, Application of hot-film anemometry to air-water flow in aerated stirred tanks, *Chemical Engineering Communications*, Vol. 56, No. 1-6, pp. 57-75, 1987.
- [33] W. M. Lu, S. J. Ju, Local gas holdup, mean liquid velocity and turbulence in an aerated stirred tank using hot-film anemometry, *The Chemical Engineering Journal*, Vol. 35, No. 1, pp. 9-17, 1987.
- [34] F. Scargiali, *Gas-Liquid Dispersions in Mechanically Agitated Contactors*, Ph.D Thesis, University of Palermo, Palermo, Italy, 2006.
- [12] B. W. Lee, M. P. Dudukovic, Determination of flow regime and gas holdup in gas-liquid stirred tanks, *Chemical Engineering Science*, Vol. 109, pp. 264-275, 2014.
- [13] Y. Zhang, Y. Bai, H. Wang, CFD analysis of inter-phase forces in a bubble stirred vessel, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 91, No. 1, pp. 29-35, 2013.
- [14] M. Petitti, M. Vanni, D. L. Marchisio, A. Buffo, F. Podenzani, Simulation of coalescence, break-up and mass transfer in a gas-liquid stirred tank with CQMOM, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 228, pp. 1182-1194, 2013.
- [15] A. R. Khopkar, J. Aubin, C. Xuereb, N. Le Sauze, et al., Gas-liquid flow generated by a pitched-blade turbine: Particle image velocimetry measurements and computational fluid dynamics simulations, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Vol. 42, No. 21, pp. 5318-5332, 2003.
- [16] A. R. Khopkar, A. R. Rammohan, V. V. Ranade, M. P. Dudukovic, Gas-liquid flow generated by a Rushton turbine in stirred vessel: CARPT/CT measurements and CFD simulations, *Chemical Engineering Science*, Vol. 60, No. 8-9, pp. 2215-2229, 2005.
- [17] A. Brucato, F. Grisafi, G. Montante, Particle drag coefficients in turbulent fluids, *Chemical Engineering Science*, Vol. 53, No. 18, pp. 3295-3314, 1998.
- [18] F. Kerdouss, A. Bannari, P. Proulx, CFD modeling of gas dispersion and bubble size in a double turbine stirred tank, *Chemical Engineering Science*, Vol. 61, No. 10, pp. 3313-3322, 2006.
- [19] S. S. Alves, C. I. Maia, J. M. T. Vasconcelos, A. J. Serralheiro, Bubble size in aerated stirred tanks, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 89, No. 1-3, pp. 109-117, 2002.
- [20] B. N. Murthy, N. A. Deshmukh, A. W. Patwardhan, J. B. Joshi, Hollow self-inducing impellers: Flow visualization and CFD simulation, *Chemical Engineering Science*, Vol. 62, No. 14, pp. 3839-3848, 2007.
- [21] F. Scargiali, A. D'Orazio, F. Grisafi, A. Brucato, Modelling and simulation of gas - Liquid hydrodynamics in mechanically stirred tanks, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 85, No. 5 A, pp. 637-646, 2007.
- [22] J. Min, Y. Bao, L. Chen, Z. Gao, et al., Numerical simulation of gas dispersion in an aerated stirred reactor with multiple impellers, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Vol. 47, No. 18, pp. 7112-7117, 2008.
- [23] S. Pahlevani, S. H. Hashemabadi, A. Heidari, A CFD simulation of agitated Slurry-bubble CTA production reactor of shahid tondgooyan petrochemical