

مقایسه و تحلیل نتایج تجربی و عددی جداسازی جریان گاز-مایع در جداساز سیکلونی جریان محوری

محمد اخلاقی*

استادیار، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

شیرزاد ایرانمهر

کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

چکیده

عملکرد جداساز سیکلونی جریان محوری I-Sep، برای جداسازی جریان گاز-مایع آب و هوا بررسی شده است. نتایج تجربی موجود که با همکاری شرکت کالتک انگلستان در دانشگاه کرانفیلد به دست آمده است با نتایج عددی در کسرهای حجمی و شرایط مختلف ورودی جریان، مقایسه شده‌اند. با انجام تحلیل حساسیت شبیه‌سازی به اندازه قطر قطره، مشخص گردید که با افزایش اندازه قطر قطره، بازدهی جداسازی افزایش و افت فشار کاهش می‌یابد. شبیه‌سازی دو کسر حجمی گاز ورودی ۹۰٪ و ۹۷/۵٪ مبتنی بر استفاده از مدل اویلری با قطر قطره ۱۰ میکرون و مدل تنش‌های رینولدز انجام شده است. نتایج شبیه‌سازی برای بازدهی جداسازی و افت فشار با نتایج تجربی هم‌خوانی قابل قبولی را نشان داده است. نتایج تجربی و شبیه‌سازی نشان می‌دهند که با افزایش دبی ورودی جریان، بازدهی جداسازی برای کسر حجمی ۹۷/۵٪ دارای مقدار بهینه ۸۸٪ برای دبی جرمی ورودی ۰/۷۹۹ کیلوگرم بر ثانیه است. برای کسر حجمی ۹۰٪ دو نقطه بیشینه بازدهی و یک نقطه کمینه مشاهده می‌شود.

واژه‌های کلیدی: جداسازی جریان گاز-مایع، سیکلون جریان محوری I-Sep، مدل چندفازی اویلری، مدل چندفازی حجم سیال، مدل آشفتگی تنش‌های رینولدز.

Comparison and Analysis of the Experimental and Numerical Results of Gas-Liquid Flow Separation in Axial-Flow Cyclonic Separator

M. Akhlaghi

School of Mechanical Engineering, Iran University of Science and Technology, Tehran, Iran

Sh. Iranmehr

School of Mechanical Engineering, Iran University of Science and Technology, Tehran, Iran

Abstract

The performance of the axial flow cyclone separator known as I-Sep, with the aim of separation of gas-liquid flow of air and water is analysed. The experimental tests which have been done in collaboration with Caltec Company in Cranfield University are compared with numerical tests in different gas volume fractions and inlet flow conditions. The sensitivity analysis of simulation to the droplet size with the Eulerian model are performed and it is shown that the efficiency of the separation increases and the pressure loss decreases by increasing the droplet size. For two inlet gas volume fractions, 90% and 97.5%, the simulation was performed using Eulerian and RSM models with 10 micron diameter droplets. The simulation results for the efficiency of separation and pressure loss were in well accordance with experimental results. For GVF equals to 97.5%, optimum value is 88% for 0.799 (kg/s) of inlet mass flow rate. For GVF equals to 90%, two maximum and one minimum point can be observed.

Keywords: Gas-liquid flow separation, Uniflow I-Sep cyclone, Eulerian multiphase model, Volume of fluid multiphase model, Turbulent RSM model.

نخستین بار توسط شرکت دانش‌بنیان گروه هیدرودینامیک انگلستان^۲ معرفی گردید. شرکت کالتک^۳ که در حال حاضر به عنوان یک شرکت زیرمجموعه‌ای شرکت نفتی پتروفاک^۴ به فعالیت‌های اجرایی و تحقیقاتی می‌پردازد و قریب ۱۵ سال پیش از گروه هیدرودینامیک انگلستان مجزا گردید، صاحب امتیاز دانش طراحی و ساخت این نوع جداساز است. شرکت کالتک طراحی‌های مختلفی را از جداساز جریان محوری با کاربرد جداسازی مایع-جامد، گاز-جامد و گاز-مایع ارائه نموده است. با همکاری دانشگاه کرانفیلد انگلستان و شرکت کالتک و با حمایت بخش پژوهشی کشور انگلستان، چند دستگاه آزمایشگاهی برای انجام

۱- مقدمه

جداسازی جریان‌های چندفازی در صنایع مختلف و به طور ویژه صنعت نفت و گاز مورد توجه می‌باشد. نیاز به جداساز برای تولید محصول خالص از هر فاز و همچنین برای انتقال مایعات و گازها دارای اهمیت ویژه ای است. با توجه به معایب جداسازهای ثقلی، از جمله زمان بر بودن جداسازی و فضای مورد نیاز قابل ملاحظه، جداسازهای سیکلونی توسعه گسترده‌ای یافته‌اند.

جداساز سیکلونی جریان محوری I-Sep که از جمله ترکیبی جداساز حلزونی^۱ برگرفته شده است، به عنوان یک ثبت اختراع برای

^۲ British Hydrodynamic group

^۳ Caltec

^۴ Petrofac

^۱ Involute-Separator

آزمایشات مبتنی بر کاربرد جداساز جریان محوری در دانشگاه کرانفیلد ساخته شده و مورد آزمایش قرار گرفته‌اند. آزمایشات انجام شده در راستای جداسازی گاز-مایع توسط محققان مختلفی انجام گرفته است. یکی از محققان، نویسنده اول مقاله حاضر است.

جداسازهای سیکلونی جریان معکوس دارای افت فشار زیاد و بازدهی کمتر نسبت به جداسازهای سیکلونی جریان محوری می-باشند. از این دید، جداساز سیکلونی جریان محوری I-Sep در شمار یکی از مناسب ترین جداسازها قرار گرفته است. از جمله مزایای این مدل جداساز، بازدهی قابل توجه جداسازی در کسرهای حجمی مختلف به همراه افت فشار پایین است. همچنین می‌توان به ابعاد صنعتی کوچک‌تر این جداساز در مقایسه با جداسازهای جریان معکوس اشاره کرد. این ویژگی سبب می‌شود که در پاپینگ مجموعه بتوان این جداساز را به صورت خطی به کار برد. دیگر ویژگی این جداساز قابلیت ترکیب خطی آنهاست؛ به گونه‌ای که بر حسب نیاز می‌توان چند جداساز را با هم سری کرد تا به بازدهی بالای جداسازی دست یافت. این جداساز، با استفاده از یک ورودی مماسی حلزونی و ایجاد یک جریان چرخشی در درون محفظه جداسازی، با استفاده از اختلاف جرم مخصوص بر جریان دو فازی، عمل جداسازی را انجام می‌دهد. وجود ورودی‌ها و خروجی‌ها با هندسه مناسب سبب می‌شود که فشار معکوس موجود در سیستم سبب کاهش بازدهی جداساز نشود.

طی سالیان متمادی توجه محققان بیشتر به جانب جداسازهای جریان معکوس بوده است، به گونه‌ای که جداسازهای جریان محوری همواره کمتر مورد ملاحظه و التفات قرار گرفته‌اند. آنچنان که اندرو کالین استون در پایان نامه دکتری خویش گزارش نموده است، سابقه طراحی و کاربرد جداسازهای سیکلونی جریان محوری، به کارهای آملی و دنیل باز می‌گردد. در طراحی ارائه شده توسط آنها، برای ایجاد جریان چرخشی از پره‌های تعبیه شده در ورودی جداساز استفاده گردیده است. در تحقیقات فوق‌الذکر، هندسه جداساز به گونه‌ای بوده است که فاز سبک از طریق گرداب‌یاب و فاز سنگین نیز از طریق فضای بین گرداب‌یاب و جداره جداساز خارج می‌شدند [۱]. در ادامه توسعه جداسازهای جریان محوری، گالتیر بر روی جداساز سیکلونی جریان محوری تحقیقات آزمایشگاهی انجام و طراحی جدیدی ارائه داد. وی از این طراحی جدید جهت جداسازی جریان‌های جامد-گاز و مایع-گاز در ترکیبات داغ با سرعت بالا، استفاده کرد. در جداساز سیکلونی مدل گالتیر، جریان چند فاز از طریق یک محفظه پیچشی، به صورت چرخان وارد محفظه جدایش می‌شود و از گرداب‌یاب و فضای محیطی آن خارج می‌گردد [۲]. وایت نیز طراحی جداساز موسوم به WELLSEP را ارائه کرد. در این طرح، فاز سنگین از خروجی مماسی و فاز سبک از گرداب‌یاب خارج می‌شد. او پروفیل سرعت مماسی را با استفاده از مشاهدات تجربی به صورت گردابه رانکین مشاهده کرد [۳]. جداساز WELLSEP که برای جداسازی گاز-جامد طراحی شده بود، در ادامه توسط دیکسون برای جداسازی گاز-مایع بهینه شد [۴]. الاستف روی مدل اصلاح شده‌ای از جداساز WELLSEP تحقیق نمود. او با اعمال اصلاحاتی در طراحی ورودی جداساز و همچنین با تغییر ورودی محوری به ورودی مماسی از نوع حلزونی، این جداساز را برای امر جدا نمودن جریان مخلوط گاز-مایع به کار برد [۵]. این جداساز در ادامه در شرکت کالتک نیز مورد مطالعه قرار گرفت و تحت عنوان جداساز

سیکلونی جریان محوری I-Sep عرضه شد. شبیه‌سازی عددی رفتار جریان در جداساز و کارایی آن نیز با توجه به توسعه تکنیک‌ها و حل عددی انجام شده است. گرانولد و درکسون، مدل‌های نایبر-استوکس متوسط‌گیری شده‌ی رینولدز^۱ را با مدل شبیه‌سازی گردابه‌های بزرگ^۲ مقایسه کردند. آنها دریافتند که شبیه‌سازی ناپایدار مبتنی بر معادلات نایبر-استوکس متوسط‌گیری شده‌ی رینولدز در یک شبکه درشت با توان محاسباتی کمتر، نتایج قابل قبول‌تری در مقایسه با نتایج مدل شبیه‌سازی گردابه‌های بزرگ ارائه می‌دهد [۶]. قاسمی و همکاران، روش‌های مدل تنش‌های رینولدز^۳ و $K - \epsilon RNG$ را برای پیش‌بینی سرعت مماسی در داخل جداساز با هم مقایسه نمودند. مبتنی بر گزارشات ارائه شده آنها، تصریح شده است که روش مدل تنش‌های رینولدز تطابق بهتری را در مقایسه با نتایج تجربی نشان می‌دهد [۷]. اسلاک و همکاران از روش مدل تنش‌های رینولدز برای شبیه‌سازی جریان در داخل یک جداساز سیکلونی رایج استیرماند با بازده بالا استفاده کردند. نتایج حاصله مطابقت قابل قبولی را با نتایج تجربی اندازه‌گیری شده با استفاده از سرعت سنجی دوپلری لیزری داشت [۸]. ماتسوزاکی و همکاران از روش ذرات گسسته^۴ مبتنی بر روش اویلری-لاگرانژی در ترکیب با مدل آشفته‌گی مدل شبیه‌سازی گردابه‌های بزرگ برای بررسی حرکت ذرات در درون یک جریان چرخشی ایجاد شده در یک جداساز سیکلونی، استفاده کرده‌اند. این روش قادر به محاسبه بازدهی جداسازی مبتنی بر مسیر حرکت ذرات بوده است [۹]. همچنین السید و لاکور اثر اندازه لوله ورودی را روی عملکرد جداساز با استفاده از شبیه‌سازی مسیر حرکت ذرات به کمک مدل ذرات گسسته انجام دادند [۱۰]. ماکنی و همکاران از روش ذرات گسسته در ترکیب با مدل تنش‌های رینولدز برای شبیه‌سازی جریان در داخل یک جداساز سیکلونی جریان محوری استفاده کردند. مقایسه نتایج حاصله برای بازدهی و افت فشار با نتایج تجربی جداساز سیکلونی مدل گالتیر، تطابق قابل قبولی را نشان می‌دادند [۱۱]. ماکنی و همکاران در کار دیگری با استفاده از روش ذرات گسسته برای تعقیب ذرات، و مدل حجم سیال برای بررسی سطح مشترک دو فاز، به بررسی تأثیر طول جداساز بر بازدهی جداسازی پرداختند [۱۲]. هاشم آبادی و همکاران برای بررسی به هم چسبیدن و شکستن قطرات در داخل یک جداساز مایع-مایع نفت و آب، از مدل اویلری و مدل تنش‌های رینولدز به همراه مدل موازنه جمعیت استفاده کردند [۱۳]. ژیانگ و همکاران نیز چنین کاری را با استفاده از مدل تنش‌های رینولدز و ذرات گسسته با به کار بردن مدل TAB برای بررسی شکستن قطرات انجام دادند [۱۴].

در تحقیق حاضر، رفتار جریان سیال مخلوط عبوری درون جداساز سیکلونی محوری گاز-مایع I-Sep با استفاده از مدل چندفازی اویلری و همچنین مدل آشفته‌گی تنش‌های رینولدز مورد بررسی قرار گرفته است. در این تحقیق ابتدا، به بررسی اثر اندازه قطر قطره پرداخته شده

¹RANS

² LES

³ RSM

⁴ Descrete Particle Model

مشاهدات انجام شده توسط نویسنده نخست این مقاله، مبین آن است که کاربرد حلزونی سوم در ناحیه بالادست امتیاز ویژه‌ای را در راستای افزایش عملکرد مطلوب فراهم نمی‌نماید.

مشاهدات تجربی انجام شده همچنین بر این امر تصریح می‌نماید که وجود یک فشار معکوس در ناحیه خروجی حلزونی پایین دست می‌تواند باعث آن بشود که گاز خروجی از ناحیه پایین دست به میزان حداقل برسد. با این وجود نتایج آزمایشگاهی مبین آن هستند که هرگاه افزایش فشار معکوس در ناحیه مزبور بیش از حد بهینه باشد، عملاً مقدار قابل ملاحظه‌ای از فاز مایع به همراه گاز راهی خروجی بالادست خواهد شد که این امر کاهش بازدهی را در پی خواهد داشت.

۲-۲- توصیف مدل‌ها

مدل اولیری، اجازه مدل‌سازی فازهای چندگانه مجزا با برهم-کنش فازها، را می‌دهد. کسر حجمی بیانگر فضای اشغال شده توسط هر فاز، در هر لحظه است. این پارامتر از مفهوم محیط‌های پیوسته در هم نفوذکننده که برای توصیف جریان‌های چندفازی به کار می‌رود، آمده است. در رابطه (۱)، به ترتیب، حجم هر فاز، مجموع کسرهای حجمی و چگالی مؤثر هر فاز آورده شده است.

$$V_q = \int \alpha_q dV, \sum_{k=1}^n \alpha_k = 1, \bar{\rho} = \alpha_q \rho_q \quad (1)$$

معادله پیوستگی برای هر کدام از فازها به صورت رابطه (۲) نوشته می‌شود. حل این معادله برای تمامی فازهای ثانویه همراه با این شرط است که مجموع کسرهای حجمی باید برابر یک شود.

$$\frac{1}{\rho_{Tq}} \left(\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) \right) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) \quad (2)$$

معادله مومنتوم سیال-سیال نیز به صورت رابطه (۳) نوشته می‌شود.

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = & -\alpha_q \nabla P + \nabla \cdot \vec{\tau}_q \\ & + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \sum_{p=1}^n (k_{pq} (\vec{v}_p - \vec{v}_q) + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp}) \\ & + (\vec{F}_q + \vec{F}_{lift,q} + \vec{F}_{vmq}) \end{aligned} \quad (3)$$

رابطه $\vec{\tau}_q$ با میدان سرعت به صورت رابطه (۴) است:

$$\vec{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \cdot \vec{v}_q \vec{I} \quad (4)$$

نیروی برای عمل کننده روی فاز ثانویه p در فاز اولیه q، از رابطه (۵) محاسبه می‌شود:

$$\vec{F}_{lift} = -0.5 \rho_q \alpha_q (\vec{v}_q - \vec{v}_p) \times (\nabla \times \vec{v}_q) \quad (5)$$

طبق قانون سوم نیوتن، نیروی برای حاصله از معادله مومنتوم، به صورت یکسان بر هر دو فاز اعمال می‌شود.

نیروی جرم مجازی طبق رابطه (۶) از میدان سرعت به دست می‌آید

$$\vec{F}_{vm} = 0.5 \rho_q \alpha_p \left(\frac{d_q \vec{v}_q}{dt} - \frac{d_p \vec{v}_p}{dt} \right) \quad (6)$$

نیروی جرم مجازی نیز به عنوان یک برهم‌کنش بین دو فاز، به طرف راست معادله مومنتوم برای هر دو فاز اضافه می‌شود.

یکی از مهم‌ترین مؤلفه‌های معادله بقای مومنتوم چندفازی، نیروی برهم‌کنش و تأثیر متقابل میان فازها می‌باشد. این نیرو از رابطه (۷)

است. در ادامه، تأثیر پارامترهای ورودی در کسرهای حجمی و سرعت‌ها و فشارهای مختلف جریان روی بازدهی جداسازی و افت فشار ارزیابی و نتایج حاصله با نتایج تجربی مورد مقایسه قرار گرفته‌اند. قابل ذکر است که مدل حاضر برای جریان آب-هوا ارائه شده و قابلیت کاربرد برای جداسازی ترکیباتی مانند نفت و گاز را نیز دارا می‌باشد.

۲- مدل‌ها و روش‌ها

۲-۱- توصیف هندسه جداساز سیکلونی

هندسه جداساز سیکلونی جریان محوری I-Sep از ۸ بخش تشکیل شده است. این ۸ بخش در شکل ۱ مشخص شده‌اند.

۱- کانال ورودی

۲- حلزونی ورود مخلوط

۳- محفظه جداسازی

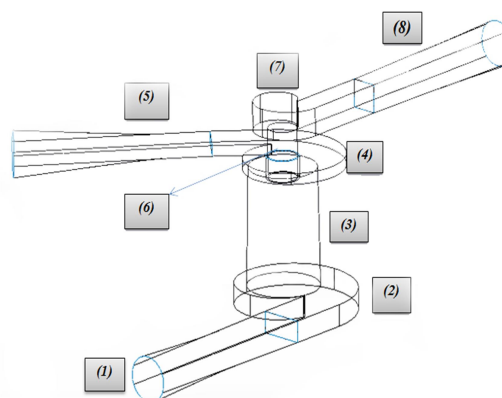
۴- حلزونی خروجی فاز سنگین

۵- کانال واگرای خروجی فاز سنگین

۶- گرداب‌یاب

۷- حلزونی خروجی فاز سبک

۸- کانال واگرای خروجی فاز سبک



شکل ۱- بخش‌های مختلف I-Sep

جریان مخلوط با یک سرعت بهینه می‌بایستی وارد جداساز محوری بشود. علاوه بر پارامتر سرعت، فشار حاکم بر جریان ورودی در شمار پارامترهای مؤثر در عملکرد جداسازی می‌باشد. محفظه جداسازی که در واقع یک مخروط ناقص است، باعث می‌شود تا گاز موجود در مخلوط جدا شده و به جانب مرکز راهی شود. مایع نیز در ناحیه میانی تا جداره خارجی محفظه جداسازی مجتمع خواهد گردید. هندسه مخروط ناقص زمینه مطلوبی را فراهم می‌کند تا گازها فشرده‌تر شده و آماده ورود به گرداب‌یاب گردند. بدیهی است که قطر مطلوب گرداب‌یاب یکی از پارامترهای بسیار مؤثر و کارآمد در راندمان جداسازی است. قطر بیش از حد گرداب‌یاب باعث می‌شود که مایع منتقل شده به ناحیه بالادست افزایش یافته و در نتیجه کارآمدی جداسازی را نامطلوب بنماید. از سوی دیگر قطر کمتر از بهینه گرداب‌یاب نیز باعث می‌شود که مقدار گاز بیشتری به خروجی پایین دست راهی شود که همین امر باعث کاهش بازدهی جداسازی می‌گردد.

داده می‌شود:

$$\sum_{p=1}^n \vec{R}_{pq} = \sum_{p=1}^n (k_{pq}(\vec{v}_p - \vec{v}_q)) \quad (7)$$

برای محاسبه ضریب اختلاف سرعت در رابطه (۷)، از رابطه (۸) استفاده می‌شود:

$$K_{pq} = \frac{\alpha_q \alpha_p \rho_p f}{\tau_p} \quad (8)$$

برای محاسبه تابع پسا نیز از روابط شیلر-ناومن استفاده شده است. با توجه به مطالعات انجام شده شبیه‌سازی عددی در خصوص جریان‌های چرخشی درون جداساز و با تلفات به ویژگی‌های مدل تنش‌های رینولدز که قادر به محاسبه ی تمام ترم‌های تانسور تنش رینولدزی به صورت مستقیم می باشد، از این مدل برای انجام شبیه‌سازی‌های تحقیق حاضر بهره‌گیری شد. آن چه مسلم است شیوه مطروحه دارای دقت مطلوب و مناسب برای امر شبیه سازی بوده که بر اساس آن برای محاسبه تنش رینولدزی از معادله دیفرانسیل با مشتقات جزئی مطابق رابطه (۹) بهره برده شده است:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial(\rho R_{ij})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_k R_{ij})}{\partial x_k} + \frac{\partial}{\partial x_l} \left(\mu \frac{\partial R_{ij}}{\partial x_l} \right) \\ & + C_\mu \frac{\partial}{\partial x_l} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial R_{ij}}{\partial x_l} \right) - C_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} \left(R_{ij} - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \right) \\ & - C_2 \left(P_{ij} - \frac{2}{3} \delta_{ij} G \right) - \frac{2}{3} \varepsilon \rho \delta_{ij} \end{aligned} \quad (9)$$

در معادله فوق μ_t و k به ترتیب لزجت آشفتگی و نرخ تولید انرژی جنبشی بوده که از روابط (۱۰) بدست می‌آیند:

$$\mu_t = \rho C_s \frac{k^2}{\varepsilon}, k = \frac{1}{2} R_{ij} \quad (10)$$

ثوابت بکار رفته در مدل تنش‌های رینولدز به صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$C_\mu = 0.24, C_1 = 1.8, C_2 = 0.6, C_{\varepsilon 1} = 1.44, C_{\varepsilon 2} = 1.92,$$

$$C_\varepsilon = 0.13, \sigma_k = 0.82, C_s = 0.09$$

برای بررسی کارایی جداساز و مقایسه نتایج مدل‌ها، از روابط بازدهی جداسازی خروجی فاز سنگین، خروجی فاز سبک، بازدهی کلی و نسبت افت فشار به صورت روابط (۱۱) تا (۱۴) استفاده شده است.

$$\eta_{Underflow} = \frac{(\dot{m}_{Heavy Phase})_{Under Flow}}{(\dot{m}_{Heavy Phase})_{Inlet Flow}} \quad (11)$$

$$\eta_{Overflow} = \frac{(\dot{m}_{Light phase})_{Overflow}}{(\dot{m}_{Light phase})_{Inlet flow}} \quad (12)$$

$$\eta_{Overall} = \eta_{Overflow} * \eta_{Underflow} \quad (13)$$

$$PDR = \frac{P_t - P_o}{P_t - P_u} \quad (14)$$

۲-۳- شبکه و شرایط مرزی

برای تولید شبکه، از نرم‌افزار Gambit استفاده و شبکه با ساختار منظم و المان‌های شش وجهی تولید شده است. از نرم‌افزار Ansys-Fluent برای حل معادلات حاکم بر میدان جریان استفاده شده است. شرط مرزی دبی جرمی برای ورودی در نظر گرفته شد. برای هر کدام از خروجی‌ها نیز شرط مرزی فشار خروجی لحاظ گردید. برای دیواره‌ها، از شرط عدم لغزش استفاده گردید.

شرایط مرزی به صورت روابط (۱۵) است:

$$\text{At Inlet: } \dot{m}_{air} = \alpha_{air} * \dot{m}_{mix}; \dot{m}_{water} = \alpha_{water} * \dot{m}_{mix}$$

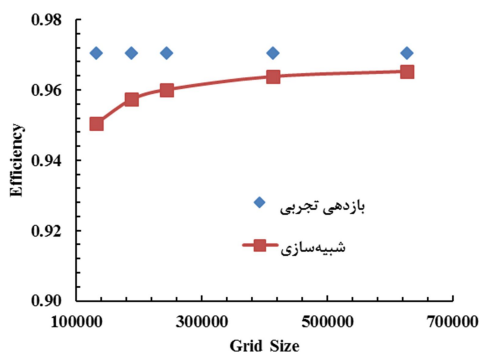
$$\alpha_{air} + \alpha_{water} = 1; \alpha_{air} = \text{const}$$

$$\text{At each outlet: } P_{exit} = P_{atm} \quad (15)$$

$$\text{At walls: } u = v = w = 0$$

از آب و هوا به عنوان فازهای مخلوط جریان استفاده شده است. برای مدل اویلری توزیع یکنواخت کسر حجمی فاز ثانویه در ورودی، در نظر گرفته شد. شبیه‌سازی به صورت ناپایا با گام زمانی 10^{-4} انجام شده است. برای بررسی همگرایی حل، مقدار مانده‌ها روی برای معادله پیوستگی، مؤلفه‌های سرعت و کسر حجمی فاز ثانویه و برای پارامترهای آشفتگی تنظیم شده‌اند. حداکثر تعداد تکرار در هر گام زمانی، ۲۵۰ انتخاب شد. برای اطمینان از همگرایی و رسیدن به حالت پایا، دبی جرمی خروجی فاز سبک و سنگین در خروجی‌های مربوطه نیز بررسی و اصل بقای جرم مورد بررسی نهایی قرار گرفته است. برای وابستگی سرعت و فشار از الگوریتم SIMPLE هم بسته فازی در مدل اویلری استفاده شده است.

برای بررسی استقلال نتایج از شبکه، از چهار حالت شبکه با اندازه‌های مختلف ۱۳۲۱۰۸، ۲۴۳۹۷۶، ۴۱۳۱۴۶ و ۶۲۷۰۲۸ استفاده شده است. جریان ورودی با دبی جرمی ۲/۳۵۱۵ کیلوگرم بر ثانیه با قطراتی با قطر ۱۰ میکرون وارد جداساز می‌شود. نتایج برای بازدهی کلی جداسازی بر حسب تعداد المان‌های شبکه در شکل ۲ آورده شده است. آنچه از نتایج استقلال شبکه مستفاد گردید مبین آن است که با مقایسه بازدهی جداسازی، شبکه‌های با اندازه بین دویست تا سیصد هزار المان، به عنوان یک شبکه بهینه و مطلوب می‌توانند مورد استفاده قرار گیرند. بنابراین در تحقیق حاضر از شبکه دوم با تعداد المان‌های ۲۴۳۹۷۶ استفاده شده است. توزیع شبکه یکنواخت بوده است؛ با این توضیح که در نزدیکی دیواره برای مدل کردن دیوار در مدل تنش‌های رینولدز، شبکه ریزتر شده است.



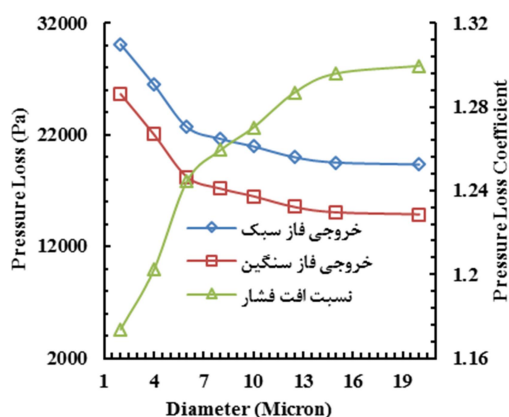
شکل ۲- تغییرات بازدهی کلی با اندازه شبکه

۳- نتایج

۳-۱- تحلیل حساسیت به اندازه قطر قطره

با توجه به این نکته اساسی که در نتایج تجربی، اندازه قطر قطره

برای اندازه قطرهای مختلف انجام شده است، می‌توان نتیجه گرفت افت فشار نسبت به خروجی فاز سبک بیشتر است. در هر دو مورد خروجی فاز سبک و سنگین، روند کاهش افت فشار مشابه است. از طرف دیگر نسبت افت فشار، با افزایش اندازه قطر قطرات ورودی، افزایش می‌یابد. این به این معنی است که اختلاف فشار بین ورودی و خروجی فاز سبک نسبت به اختلاف فشار بین ورودی و خروجی فاز سنگین افزایش بیشتری دارد.



شکل ۴- تغییرات افت فشار با اندازه قطر قطره در مدل اوپلری

برای بررسی اثر اندازه قطر، در یک رژیم مه-حلقوی که در آن به صورت طبیعی قطرات با قطرهای مختلفی وجود دارد، با استفاده از روش موازنه جمعیت، شبیه‌سازی با حضور ۵ دسته اندازه قطر قطره مختلف انجام شد. این اندازه‌ها ۵، ۸/۸۹، ۱۵/۸۱، ۲۸/۱۲ و ۵۰ میکرون بوده‌اند. رژیم به کار برده شده برای شبیه‌سازی در جدول ۶ آورده شده است.

جدول ۶- رژیم جریان شبیه سازی شده با روش موازنه جمعیت

۰/۰۰۰۷۸۲۸	سطح مقطع ورودی (m ²)
۳۶/۱۴۳۸	سرعت ظاهری ورودی هوا (m/s)
۰/۹۵۹۷	سرعت ظاهری ورودی آب (m/s)
۳۷/۱۰۳۵	سرعت مخلوط ورودی (m/s)
۰/۷۹۸۸	دبی جرمی مخلوط ورودی (kg/s)

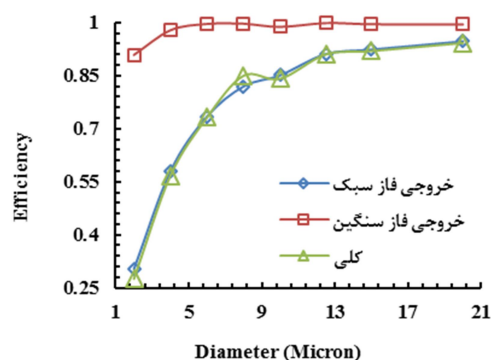
در جدول ۷، توزیع جرم‌های ذرات مختلف در ورودی و خروجی‌ها و همچنین مقدار انتقال جرم بین ذرات بر اثر شکستن و به هم چسبیدن، آورده شده است. می‌توان دید که قطرات ۵ میکرونی بر اثر فرآیند چسبیدن مقدار جرم موجودشان کاهش یافته است. از طرف دیگر قطرات ۵۰ و ۲۸/۱ میکرونی دچار فرآیند شکستن شده و جرم موجودشان کاهش یافته است. این جرم‌های از دست رفته، تبدیل به جرم‌های اضافی از جنس قطرات ۸/۹ و ۱۵/۸ میکرومتری شده است. همچنین قابل ذکر است که جرم مایع خروجی از خروجی فاز سبک متشکل از قطرات ریزتر است و قطرات درشت به طور کامل از خروجی فاز سنگین خارج شده‌اند. بنابراین می‌توان نتیجه گرفت که مدل اوپلری

گزارش نشده است، در این قسمت تحلیل حساسیت عملکرد جداسازی به اندازه قطر قطره ارائه می‌شود تا با استفاده از آن بتوان اندازه قطر معقولی را برای شبیه‌سازی‌های نهایی انتخاب کرد. مشابه روش به کار برده شده در این مقاله، در مرجع [۱] و [۱۵] برای جریان در لوله‌های کوپل ماریچ به کار برده شده است.

با توجه به شکل ۳، با افزایش قطر قطره، بازدهی جداسازی نیز افزایش می‌یابد. این در حالی است که قطرات زیر ۴ میکرون، عملاً بازدهی زیر ۵۰٪ دارند. به منظور اعتبار سنجی مصلحت آن دیده شد که مبتنی بر میزان بازدهی قابل حصول، قطر قطرات در یک بازه ۸ الی ۱۰ میکرونی مورد توجه قرار گیرد. بدیهی است که چالش اصلی جداسازی، برای قطرات کوچک و به طور ویژه زیر ۸ میکرومتر باشد. همچنین با توجه به شکل ۳ می‌توان دید که برای اندازه قطرهای مختلف، مقدار مایع حمل شده از خروجی فاز سبک به مراتب از مقدار گاز حمل شده از پایین دست جریان کمتر است. به عبارت دیگر عامل اصلی افت بازدهی جداسازی، مقدار گاز حمل شده از خروجی فاز سنگین است. برای قطرات با قطر بیشتر از ۸ میکرومتر عملاً بازدهی بر اساس خروجی فاز سنگین، به بیشینه مقدار ممکن می‌رسد در حالی که مقدار گاز حمل شده از خروجی فاز سنگین هنوز مقدار قابل ملاحظه‌ای دارد. دلیل مشاهده این روند را می‌توان در چگالی بالای قطرات آب در جداساز یافت. به قطرات سنگین آب با افزایش قطر قطره نیروی بیشتری وارد می‌شود. این افزایش نیروی وارد، قطره را به جداره بیرونی جداساز می‌فرستد که باعث بهبود بازدهی جداسازی فاز سنگین می‌شود. از طرفی حل شدن هوا در آب و اندازه غیر بهینه گردآبیاب را می‌توان دلیل کاهش بازدهی جداسازی فاز سبک دانست.

جدول ۵- رژیم جریان ورودی برای آنالیز حساسیت به اندازه قطره

کسر حجمی مایع ورودی	فشار ورودی (Pa)	دبی جرمی گاز ورودی (kg/s)	دبی جرمی مایع ورودی (kg/s)
۰/۰۹۱۸	۱۴۴۷۴	۰/۰۱۱۰	۰/۸۲۱۴



شکل ۳- بازدهی بر حسب قطر قطره ورودی به جداساز

در شکل ۴، افت فشار ورودی نسبت به افت فشار خروجی‌های فاز سبک و سنگین و همچنین نسبت افت فشار آورده شده است. با توجه به شکل ۴، می‌توان دریافت که با افزایش قطر قطره، افت فشار تا حدودی کاهش می‌یابد. از آنجا که شبیه‌سازی در یک مورد مطالعاتی

با اندازه قطر ثابت، می‌تواند تا حدود زیادی دقت حل مورد نیاز برای شبیه‌سازی را فراهم نماید. با توجه به نتایج حاصله، اندازه قطره ۱۰ میکرون برای شبیه‌سازی‌ها در ادامه تحقیق انتخاب شده است. این اندازه قطر، در مقایسه با نتایج تجربی نتایج معقولانه‌ای ارائه می‌دهد.

جدول ۷- بررسی بازدهی و نسبت افت فشار روش اویلری با اندازه قطر

ثابت و روش PBM				
روش	خروجی سنگین	خروجی سبک	کلی	افت فشار
تجربی	۰/۹۹۶۸	۰/۸۷۸۳	۰/۸۷۵۵	۱/۰۹۷۷
اویلری: قطر ثابت ۱۰ م.	۰/۹۹۹۲	۰/۸۸۵۴	۰/۸۸۴۷	۱/۰۶۲۷
اویلری+PBM با چس. و شک. قطرات	۰/۹۹۹۹	۰/۸۷۱۹	۰/۸۷۱۸	۱/۰۹۰۶
اویلری+PBM بدون چس. و شک. قطرات	۰/۹۹۹۹	۰/۹۳۱۵	۰/۹۳۱۴	۱/۰۸۷۳

جدول ۸- جداسازی برای هر یک از دسته قطره‌های ۵ گانه به کار رفته در

روش PBM				
قطره (μm)	د. ورودی (kg/s)	د. ف. سنگین (kg)	د. ف. سبک (kg)	جمع جبری جرم افزوده (kg)
۵	۰/۱۴۹۶	۰/۰۶۰۲	۳/۷۱۳*۱۰ ^{-۶}	-۰/۰۸۹۴
۸/۹	۰/۱۴۹۶	۰/۲۹۵۰	۳/۶۷*۱۰ ^{-۵}	-۰/۱۴۵۴
۱۵/۸	۰/۱۴۹۶	۰/۲۰۷۰	۴/۲۶۷*۱۰ ^{-۹}	-۰/۰۵۷۴
۲۸/۱	۰/۱۴۹۶	۰/۱۳۲۳	۴*۱۰ ^{-۱۳}	-۰/۰۱۷۳
۵۰	۰/۱۴۹۶	۰/۰۵۳۶	۲*۱۰ ^{-۱۶}	-۰/۰۹۶۰

۳-۲- عملکرد جداسازی بازدهی

آنچه مسلم است، هر گاه دبی جرمی مخلوط ورودی افزایش یابد، نیروی گریز از مرکز در داخل جداساز افزایش، زمان اقامت جریان و ذرات در جداساز کاهش، آشفته‌گی جریان افزایش و برهم‌کنش‌های بین فازی و بین ذرات نیز افزایش می‌یابد. این امر با تغییر الگوی جریان‌های ورودی و خروجی به جداساز و افزودن بر پیچیدگی هیدرودینامیک جریان در داخل جداساز همراه می‌باشد. هر کدام از این آثار، تأثیر خاص خود را بر مسیر حرکت فازها و بازدهی جداسازی دارد. از آنجا که بعضی از این آثار مانند افزایش چرخش جریان اثر مثبت بر بازدهی جداسازی و برخی مانند افزایش آشفته‌گی جریان اثر منفی بر بازدهی جداسازی دارند، می‌توان انتظار داشت که به ازای دبی جرمی مخلوط ورودی مشخص، بازدهی جداسازی بهینه حاصل آید.

همچنین وجود فیزیک‌های متفاوتی از لحاظ الگوی جریان گاز-مایع در ورودی و در جداساز، آشفته‌گی در هندسه دارای انحناء و چرخش و برهم‌کنش‌های در مقیاس‌های مختلف طولی و زمانی، امکان شبیه‌سازی دقیق چنین پدیده‌ای را با دشواری‌های ویژه توأمان می‌نماید. بنابراین می‌توان انتظار داشت که برای همه محدوده‌های دبی

جرمی مخلوط ورودی در یک کسر حجمی ثابت، دقت شبیه‌سازی یکسانی با یک مدل انتخابی، به دست نیاید.

در شکل‌های ۵ و ۶ نمودار تغییرات بازدهی جداسازی کلی، خروجی فاز سنگین و خروجی فاز سبک بر حسب دبی جرمی مخلوط ورودی به جداساز در کسر حجمی ثابت، آورده شده است. می‌توان دید که خطای شبیه‌سازی در مقایسه با نتایج تجربی قابل قبول است. در دبی‌های ورودی پایین، این خطا تا حدودی افزایش می‌یابد. می‌توان این امر را به ناتوانی مدل در پیش‌بینی الگوی جریان ورودی و همچنین توزیع قطر انتخاب شده برای فاز ثانویه ربط داد. در همه محدوده‌های دبی‌های در نظر گرفته شده، بازدهی شبیه‌سازی از نتایج تجربی بهتر بوده است. این امر به ناتوانی مدل از در نظر گرفتن دقیق اثرات منفی فیزیک‌هایی مانند برهم‌کنش‌های بین فازی و الگوی جریان برمی‌گردد. همچنین اندازه قطر انتخاب شده برای شبیه‌سازی دیگر عامل مؤثر بر این امر است. در هر صورت در این دبی‌های ورودی نیز نتایج قابل قبول و معتبر هستند.

برای کسر حجمی گاز ورودی ۹۷/۵٪ با افزایش دبی جرمی ورودی بازدهی خروجی فاز سنگین به صد درصد میل می‌کند. به عبارت دیگر همه آب وارد شده از خروجی تعبیه شده برای فاز سنگین خارج می‌شود. در دبی ورودی پایین (سرعت ورودی پایین)، مقدار حمل آب از خروجی فاز سبک قابل توجه است. از طرف دیگر در دبی ورودی بیشینه نیز بازدهی کاهش می‌یابد. این امر می‌تواند متأثر از آشفته‌گی جریان و کنده شدن قطرات از فیلم مایع تشکیل شده روی دیوار باشد. بازدهی خروجی فاز سبک نیز، ابتدا افزایش یافته سپس کاهش می‌یابد. با ادامه افزایش سرعت و دبی ورودی، مایع موجود در جریان مقدار گاز بیشتری را با خود به خروجی فاز سنگین می‌کشد. با مقایسه روند تغییرات بازدهی خروجی‌های فازهای سبک و سنگین، می‌توان دریافت که بازدهی کلی جداسازی بیشتر متأثر از پدیده حمل گاز از خروجی فاز سنگین است. به عبارت دیگر می‌توان انتظار داشت که حمل مایع از خروجی فاز سبک در سرعت‌های بالا به صفر میل کند و از خروجی فاز سبک تنها گاز خالص بیرون داده شود.

باتوجه به شکل ۵ می‌توان دید که بازدهی جداسازی بر حسب دبی جرمی مخلوط ورودی، دارای یک نقطه بهینه در دبی جرمی مخلوط ورودی ۰/۷۹۹ کیلوگرم بر ثانیه است. با افزایش دبی جرمی ورودی، بازدهی به طور قابل ملاحظه‌ای از ۸۸٪ به ۷۲٪ کاهش می‌یابد. همچنین بازدهی جداسازی در کمترین دبی ورودی نیز ۸۶٪ پیش‌بینی شده است که با مقدار تجربی آن یعنی ۷۵٪ خطایی در حدود ۱۴٪ را نشان می‌دهد.

می‌دهند که بازدهی کلی جداسازی همچنان متأثر از بازدهی خروجی فاز سبک می‌باشد. به عبارت دیگر علی‌رغم اینکه در خروجی فاز سبک، می‌توان گاز با خلوص بالا دریافت کرد، در خروجی فاز سنگین آب خارج شده مقداری گاز با خود حمل می‌کند.

آنچه از نتایج فوق‌الشاره مستفاد می‌گردد مبین آن است که به احتمال بسیار زیاد، سطح مقطع گردابیاب به میزان مطلوب انتخاب نشده و بخش قابل ملاحظه‌ای از گاز راهی پایین دست می‌شود. ذکر این نکته نیز ضرورت دارد که ممکن است قطر گردابیاب مطلوب باشد ولیکن مقدار گاز خروجی در حلزونی پایین دست شامل آن مقدار گازی باشد که در عمل جداسازی سیکلونی تکمیل نشده و در فاز مایع مستقر مانده است. در چنین وضعیتی ضرورت ایجاد می‌نماید تا هندسه محفظه جداساز به گونه‌ای بهینه طراحی شود. گزینه‌های مطلوب طراحی نمودن محفظه جداساز شامل اقطار ورودی و خروجی و ارتفاع جداساز می‌باشد.

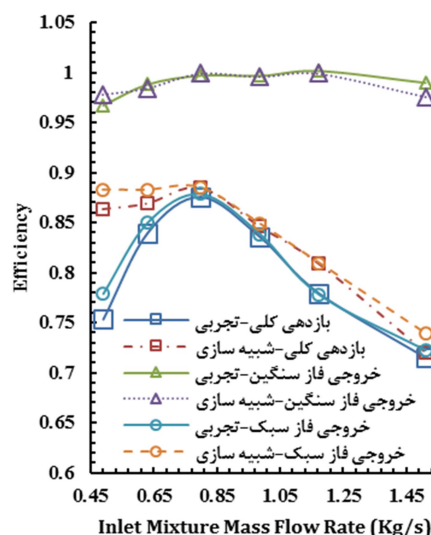
۳-۳- عملکرد جداسازی: افت فشار

افت فشار که در درون جداساز جریان محوری به وقوع می‌پیوندد در شمار یکی از پارامترهای اساسی و مهم در طراحی جداساز محسوب می‌شود. حاصل افت فشار بین ورودی و خروجی پایین دست، میزان فشار حاکم در خروجی پایین دست را مشخص می‌نماید. فشار حاکم بر خروجی بالادست نیز از حاصل تفاضل مجموع افت فشارهای درون محفظه جداسازی، گردابیاب و حلزونی فاز سبک حاصل می‌شود. شایان ذکر است که فشارهای حاکم بر دو خروجی بالادست و پایین دست نیز از پارامترهای مؤثر در میزان عملکرد مطلوب جداساز قلمداد می‌شوند. بالا بودن افت فشار به معنی نیاز به مصرف انرژی بیشتر و اتلاف بیشتر است. برای به دست آوردن دبی بالاتر، نیاز به فشار تزریقی بیشتر به جداساز است. از طرفی فشار تزریقی بالاتر به معنی مصرف انرژی بیشتر است. اگرچه بازدهی تابعی از دبی جرمی مخلوط به شمار می‌آید، ولیکن شرایط عملکردی جداساز به گونه‌ای است که با افزایش دبی جرمی ورودی به میزان مشخص بازدهی حداکثری قابل تحصیل خواهد بود. بنابراین باید مقدار فشار مناسبی برای حاصل شدن بازدهی بهینه جداسازی یافته شود.

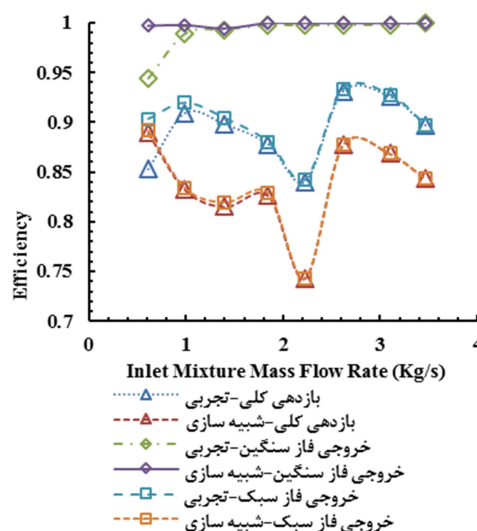
در شکل‌های ۷ و ۸، افت فشار برای خروجی فاز سنگین و فاز سبک نسبت به ورودی آورده شده است. همچنین نسبت افت فشار، یعنی نسبت افت فشار نسبت به خروجی فاز سبک به افت فشار نسبت به خروجی فاز سنگین نیز آورده شده است.

همان گونه که در نمودار بازدهی بر حسب دبی جرمی مخلوط ورودی مشاهده می‌شود، در دبی‌های ورودی پایین خطای شبیه‌سازی بیشتر است. با تمام این وجود خطای شبیه‌سازی در حد معقولی می‌باشد و برای دبی‌های بالاتر این خطا به مقدار بسیار کمی کاهش می‌یابد.

برای کسر حجمی ۹۷/۵٪ گاز ورودی، با افزایش دبی جرمی ورودی، افت فشار بین ورودی و خروجی‌های فاز سبک و سنگین افزایش می‌یابد. این افزایش به صورت پیوسته است. پس می‌توان نتیجه گرفت که از منظر میزان فشار حاکم از یک سو و افت فشار اعمالی از سوی دیگر، یافتن نقطه بهینه برای بازدهی جداسازی متناسب با فشار حاکم بر جداساز، امر دشواری است. آنچنان که در شکل ۷ قابل



شکل ۵- بازدهی جداسازی بر حسب دبی جرمی مخلوط ورودی در کسر حجمی گاز ورودی ۹۷/۵٪



شکل ۶- بازدهی جداسازی بر حسب دبی جرمی مخلوط ورودی در کسر حجمی ۹۰٪ گاز ورودی

روند تغییرات بازدهی خروجی فاز سنگین برای کسر حجمی ۹۰٪ مشابه روند تغییرات برای کسر حجمی گاز ورودی ۹۷/۵٪ است. نتایج حاصل برای مقدار بازدهی خروجی فاز سبک روند مشابهی را در شرایط کسر حجمی ۹۷/۵٪ را نشان نمی‌دهد. این نمودار دو نقطه بیشینه و یک نقطه کمینه از خود نشان می‌دهد. در دبی‌های ورودی ۰/۹۸۷ و ۲/۶۱۸ کیلوگرم بر ثانیه بازدهی ۹۱٪ و ۹۳٪ است. مع‌الوصف در شرایطی که دبی جرمی مخلوط ورودی برابر ۲/۲۲۷ کیلوگرم بر ثانیه است، میزان بازدهی حدود ۸۴٪ به دست آمده است. دلیل این امر می‌تواند به روند تغییرات فشارهای خروجی برگردد که در بخش ۳-۵ مورد بحث و مذاقه قرار خواهد گرفت. شایان ذکر است که نتایج نشان

۳-۴- تغییرات بازدهی با اختلاف فشارهای خروجی

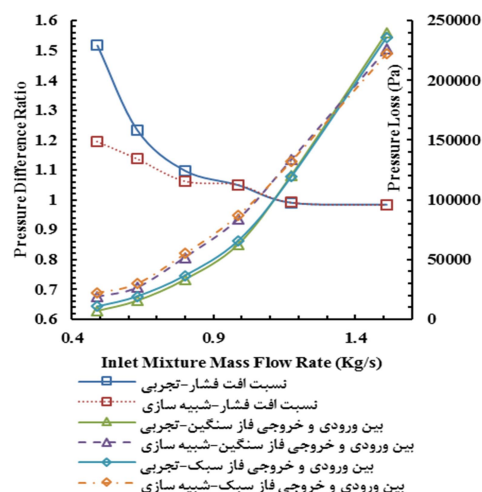
اختلاف فشار بین خروجی‌ها و فشار معکوس احتمالی که از جانب هر یک از هندسه خروجی‌های پایین دست و بالادست بر سیستم عملکردی جداساز اعمال می‌گردد، باعث تغییر در بازدهی جداسازی می‌شود. آزمایشات تجربی که در تحقیق حاضر مورد بهره‌برداری قرار گرفته‌اند از میان آن دسته نتایج تجربی‌ای انتخاب گردیده‌اند که در آنها هیچ گونه فشار معکوسی در نواحی خروجی اعمال نشده و شیرهای کنترل جریان سیال عبوری در نواحی پایین دست و بالادست کاملاً باز بوده‌اند. با التفات به اینکه آزمایشات تجربی مورد استفاده مبتنی بر نتایج حاصل از شرایط شیرهای تمام باز در خروجی‌ها بوده‌اند، بنابراین تغییرات بازدهی بر حسب شرایط عملیاتی ورودی، مستقل از اعمال اختلاف فشار معکوس بین خروجی‌ها بوده است. در شکل‌های ۹ و ۱۰، برای دو مقدار متفاوت بازدهی و اختلاف فشار خروجی‌ها بر حسب دبی جرمی جریان ورودی ارائه گردیده‌اند. با توجه به ارتباط و وابستگی بین گذر جرمی جریان ورودی مخلوط و مقادیر فشار در ناحیه ورودی و هر دو ناحیه خروجی می‌توان نتیجه‌گیری نمود که علاوه بر اختلاف فشار در نواحی خروجی، میزان فشار ناحیه ورودی نیز در شمار پارامترهای اساسی در بهبود بازدهی جداساز می‌باشد. با افزایش فشار معکوس خروجی فاز سنگین، مقدار حمل مایع از خروجی فاز سبک افزایش یافته و لاجرم بازدهی جداسازی کاهش می‌یابد. از سوی دیگر با افزایش فشار معکوس خروجی فاز سبک، مقدار حمل گاز از سطح مقطع خروجی فاز سنگین افزایش یافته که مجدداً این امر باعث کاهش بازدهی جداسازی می‌گردد. آنچه از نتایج تجربی مستفاد شده، مبین آن است که میزان ضریب تأثیر گذر مایع از خروجی پایین دست در اغلب موارد به گونه‌ای بسیار مطلوب حاصل شده است که این امر طراحی مطلوب خروجی پایین دست را نشان می‌دهد. با این وجود میزان گاز خروجی از سطح مقطع حلزونی پایین دست به گونه‌ای است که ضریب تأثیر عملکرد گاز فرار به ناحیه پایین دست تا حدودی بالا به نظر می‌رسد. انتقال گاز از خروجی فاز مایع باعث کاهش بازدهی کلی جداسازی می‌گردد.

آنچه‌ای که در شکل ۹ مشاهده می‌شود، برای کسر حجمی ۹۷/۵٪ نقطه بیشینه بازدهی در شرایطی به دست آمده است که اختلاف فشار خروجی‌ها تغییر چندانی نداشته است. افزایش فشار خروجی فاز سبک نسبت به خروجی فاز سنگین در کنار اثرات داخلی مانند افزایش آشفستگی جریان ناشی از افزایش سرعت ورودی، باعث زیاد شدن حمل گاز از خروجی فاز سنگین و در نتیجه کاهش ضریب تأثیر جداسازی فاز سبک و کاهش بازدهی کلی جداسازی می‌گردد. مع‌الوصف نتایج نشان می‌دهند که بازدهی کلی از مقدار بیشینه ۸۸٪ که متناظر با دبی جرمی مخلوط ورودی ۰/۷۹۹ کیلوگرم بر ثانیه است، به مقدار ۷۲٪ در دبی جرمی مخلوط ورودی متناظر با ۱/۵۱۱ کیلوگرم بر ثانیه کاهش یافته است. روند فوق‌الشاره در خصوص کسر حجمی گاز ورودی ۹۰٪ تا حدودی رفتار متفاوت گونه‌ای را نشان داده است. با توجه به شکل ۱۰ چنین نتیجه‌گیری می‌شود که در کسر حجمی ۹۰٪، با کاهش تدریجی اختلاف فشار خروجی‌ها، هرگاه افزایش دبی جرمی جریان ورودی حاصل آید، بازدهی کلی کاهش می‌یابد.

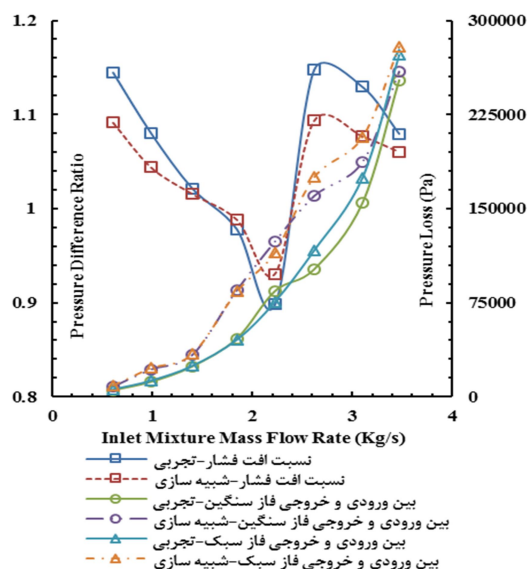
نتایج بیانگر آن است که هرگاه فشار خروجی فاز سبک به مقدار ۸۶ میلی‌بار از فشار خروجی فاز سنگین بیشتر شود، آنگاه بازدهی کلی

ملاحظه است، نسبت افت فشار با افزایش دبی جرمی ورودی در کسر حجمی ثابت، کاهش می‌یابد. این امر بدین معنی است که با افزایش دبی جرمی ورودی، تغییرات افت فشار در خروجی فاز سنگین نسبت به خروجی فاز سبک به مراتب بیشتر است.

برای کسر حجمی گاز ورودی برابر ۹۰٪، روند تغییرات افت فشار بین ورودی و هر دو خروجی مشابه روند مشاهده شده در کسر حجمی ۹۷/۵٪ است. از طرف دیگر روند تغییرات نسبت افت فشار، مشابه روند تغییرات بازدهی جداسازی است. بنابراین می‌توان تغییرات بازدهی جداسازی را متأثر از فشارهای خروجی و نسبت افت فشار نیز دانست.



شکل ۷- تغییرات افت فشار و نسبت افت فشار برای کسر حجمی ۹۷/۵٪ گاز ورودی



شکل ۸- تغییرات افت فشار و نسبت افت فشار برای کسر حجمی ۹۰٪ گاز ورودی

و سرعت‌های ورودی مختلف با همکاری شرکت کالتک در دانشگاه کرانفیلد انجام شدند. با تحلیل حساسیت مبتنی به روش اویلری و با توجه به اندازه قطره، نشان داده شد که با افزایش قطر قطره بازدهی جداسازی افزایش و افت فشار کاهش می‌یابد. با انتخاب قطر ده (۱۰) میکرومتری، ادامه شبیه‌سازی‌ها در دو کسر حجمی ۹۰٪ و ۹۷/۵٪ گاز ورودی انجام شد. نتایج مبتنی بر مدل مدل تنش‌های رینولدز در ترکیب با مدل اویلری با درصد خطای کمی نسبت به نتایج تجربی، رفتار جداساز را پیش‌بینی نموده است. به منظور ارزیابی مطلوب‌تر، نقاط بهینه در بازدهی جداسازی در دبی‌های مختلف مورد ملاحظه قرار گرفت. میزان فشار ورودی به انضمام اختلاف فشارهای ورودی و هر دو خروجی فاز سنگین و سبک و همچنین به طور مؤثر اختلاف بین فشار دو خروجی به عنوان پارامترهای اساسی و تأثیرگذار روی بازدهی جداسازی می‌بایستی مورد ارزیابی قرار گیرند. نتایج تجربی و شبیه‌سازی نشان می‌دهند که با افزایش دبی ورودی جریان، بازدهی جداسازی برای کسر حجمی ۹۷/۵٪ دارای مقدار بهینه ۸۸٪ برای دبی جرمی ورودی ۰/۷۹۹ کیلوگرم بر ثانیه است. برای کسر حجمی ۹۰٪ دو نقطه بیشینه بازدهی و یک نقطه کمینه مشاهده می‌شود. آنچه از محاسبات قابل استناد می‌باشند، مبین آن است که تغییر فشارهای خروجی می‌بایستی به عنوان یک عامل اصلی و پارامتر تأثیرگذار بر روی عملکرد جداسازی مورد ارزیابی واقع قرار گیرد.

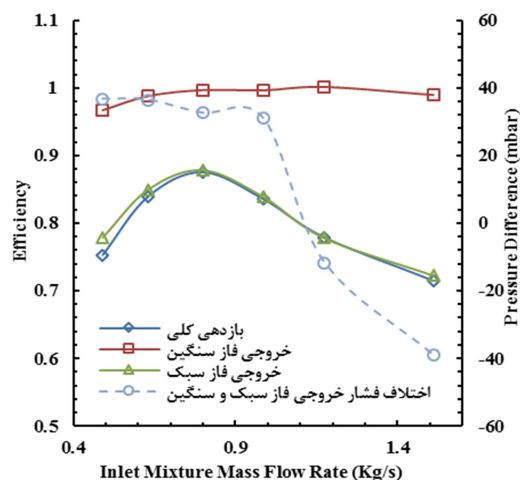
۵- سپاسگزاری

نتایج تجربی این مقاله، توسط نویسنده‌ی مخاطب مقاله طی آزمایش‌های متعدد در دانشگاه کرانفیلد انگلستان به دست آمده و ارائه شده است. تمامی نتایج متعلق به شرکت کالتک انگلستان می‌باشد که توسط این شرکت در اختیار آقای محمد اخلاقی قرار گرفته‌است. نویسندگان مقاله فرصت را مغتنم شمرده از دانشگاه کرانفیلد و شرکت کالتک انگلستان نهایت سپاسگذاری را دارند.

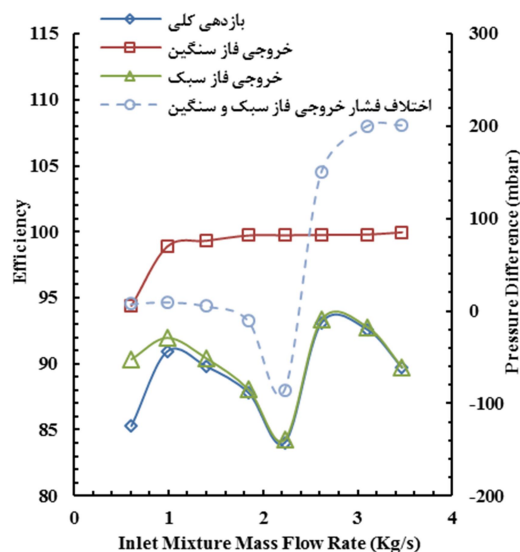
۶- نمادها

علامت	کمیت و واحد
ρ	چگالی فاز (kg/m^3)
ρ_{rq}	چگالی مرجع فاز یا چگالی متوسط حجمی فاز qام در دامنه حل (kg/m^3)
$\vec{v}_q$	سرعت حرکت فاز (m/s)
P	فشار مخلوط (Pa)
α	کسر حجمی
$\dot{m}_{pq}$	انتقال جرم از فاز p به فاز qام (kg/s)
$\dot{m}_{pq}$	انتقال جرم از فاز qام به فاز pام (kg/s)
$\bar{\tau}_q$	تانسور تنش-کرنش فاز q-ام (Pa)
μ_q	لزجت برشی (N.s)
λ_q	لزجت توده‌ای فاز q (N.s)
$\vec{F}_{vm}$	نیروی جرم مجازی (N)
$\vec{F}_{lift}$	نیروی برآ (N)

به کمترین مقدار خود یعنی ۸۴٪ می‌رسد. با افزایش اختلاف فشار خروجی فاز سنگین نسبت به فشار خروجی فاز سبک، بازدهی کلی مجدداً افزایش می‌یابد و به بیشینه ۹۳٪ می‌رسد. مجدداً در حالی که اختلاف فشار خروجی‌ها تغییرات چندانی ندارد، بازدهی کلی کاهش می‌یابد. می‌توان این کاهش را مستقیماً به افزایش دبی و سرعت ورودی جریان مرتبط دانست.



شکل ۹- تغییرات بازدهی و اختلاف فشار خروجی‌ها با دبی جرمی مخلوط ورودی برای کسر حجمی ۹۷/۵٪ گاز ورودی



شکل ۱۰- تغییرات بازدهی و اختلاف فشار خروجی‌ها با دبی جرمی مخلوط ورودی برای کسر حجمی ۹۰٪ گاز ورودی

۴- نتیجه‌گیری

در این کار شبیه‌سازی جریان دوفازی گاز-مایع در جداساز سیکلونی جریان محوری I-Sep انجام شد. آزمایشات تجربی در کسرهای حجمی

۷- مراجع

- [1] Stone A., *Oil/Water Separation in a Novel Cyclone Separator*, PhD Thesis, School of Mechanical Engineering, Cranfield University, 2007.
- [2] Gauthier T., Briens C., Bergounou M. and Galtier P.; Uniflow Cyclone Efficiency Study, *Powder Technology*, Vol. 62, pp. 217-225, 1990.
- [3] White T., *Investigating Gas/Solid Separation Using a Novel Compact Inline Separator*, PhD Thesis, School of Mechanical Engineering, Cranfield University, 1999.
- [4] Dickson P., *Gas Liquid Separation within a Novel Axial Flow Cyclone Separator*, PhD Thesis, School of Mechanical Engineering, Cranfield University, 1998.
- [5] Allstaff E. J., *Gas-Liquid Separation in an I-Sep Cyclone*, PhD Thesis, School of Mechanical Engineering, Cranfield University, 2002.
- [6] Gronald G., Derksen J., Simulating Turbulent Swirling Flow in a Gas Cyclone: a Comparison of Various Modeling Approaches, *Powder Technology*, Vol. 205, No. 1, pp. 160-171, 2011.
- [7] Ghasemi A., Shams M., Heyhat M., Modelling Gas-Liquid Cyclone Separator and Optimizing the Effective Geometrical Parameters, *Mechanical Engineering Moddares*, Vol. 15, No. 4, pp. 67-75, 2015. (in Persian فارسی)
- [8] Slack M., Prasad R., Bakker A., Boysan F., Advances in Cyclone Modelling Using Unstructured Grids, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 78, No. 8, pp. 1098-1104, 2000.
- [9] Matsuzaki K., Ushijima H., Munkata Ohba H., Numerical Study on Particle Motions in Swirling Flows in a Cyclone Separator, *Journal of Thermal Science*, Vol. 15, No. 2, pp. 181-185, 2006.
- [10] Elsayed K., Lacor C., The Effect of Cyclone Inlet Dimensions on the Flow Pattern and Performance, *Applied Mathematical Modelling*, Vol. 35, No. 4, pp. 1952-1968, 2011.
- [11] Mokni I., Dhaouadi H., Mhiri H. and Bournot P., CFD Comparative Investigation of the Performances of Reverse Flow and Uni-Flow Hydrocyclones in the Enrichment of the Phosphate Pulp, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 7 (1), 2009.
- [12] Mokni I., Dhaouadi H., Bournot P. and Mhiri H., Numerical Investigation of the Effect of the Cylindrical Height on Separation Performances of Uniflow Hydrocyclone, *Chemical Engineering Science*, 122, 500-513, 2015.
- [13] Noroozi S., Hashemabadi S., Chamkha A., Numerical Analysis of Drops Coalescence and Breakage Effects on De-Oiling Hydrocyclone Performance, *Separation Science and Technology*, Vol. 48, No. 7, pp. 991-1002, 2013.
- [14] Gao X., Chen J., Feng J., Peng X., Numerical and Experimental Investigations of the Effects of the Breakup of Oil Droplets on the Performance of Oil-Gas Cyclone Separators in Oil-Injected Compressor Systems, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 36, No. 7, pp. 1894-1904, 2013.
- [15] Colombo M., Cammi A., Guedon G. R., Inzoli F., Ricotti M. E., CFD study of an air-water flow inside