

شبیه‌سازی هیدرودینامیک جریان در جداکننده کم‌حجم سیکلون استوانه‌ای آب-نفت با استفاده از تکنیک‌های CFD

پژوهش‌نفت

سال بیست و سوم
شماره ۷۳
صفحه ۸۰-۶۵، ۱۳۹۲
تاریخ دریافت مقاله: ۹۰/۵/۱۶
تاریخ پذیرش مقاله: ۹۱/۹/۷

محمد کریمی و سیدحسین هاشم‌آبادی*

آزمایشگاه تحقیقاتی CFD، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران

hashemabadi@iust.ac.ir

مقدمه

از جمله پدیده‌های رایج در صنعت نفت، وجود مقادیر زیاد آب همراه هیدروکربن‌های به دست آمده از مخازن نفتی می‌باشد. آب تولید شده معمولاً افزایش می‌یابد و هرچه میدان نفتی اشباع‌تر باشد، آب به عنوان محصول اصلی مطرح است. حجم آب همراه هیدروکربن‌ها (نفت) معمولاً بیشتر از حجم نفتی است که باید تحت فرآیند قرار گیرد. به همین دلیل، وجود آب زیاد، افزایش اندازه و هزینه تجهیزات جداسازی را به دنبال دارد [۱]. در گذشته تکنولوژی جداسازی نفت، آب و گاز در صنعت نفت بر پایه جداکننده‌های ثقلی مرسوم از جمله سیلابه‌گیرهای انگشتی^۱ استوار بود. این جداکننده‌ها عمدتاً حجیم، سنگین و گران هستند. به منظور کاهش هزینه‌های تولید در صنعت نفت، اخیراً جداکننده‌های کم‌حجم با وزن و هزینه کم و بازدهی بالا بیشتر مورد توجه قرار گرفته است [۱ و ۲]. به منظور کاهش هزینه‌های پمپ کردن و همچنین کاهش اندازه تجهیزات صنایع پایین دستی، بهتر است که مقدار آب موجود در مخلوط نزدیک چاه گرفته شود. به این

چکیده

در این مطالعه، یک جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب-نفت جهت جداسازی مخلوط نفت و آب با استفاده از تکنیک CFD شبیه‌سازی شده است. آشفتگی با استفاده از مدل غیرهمگن تنش رینولدز (RSM) و جریان چند فاز با استفاده از دیدگاه اولرین-اولرین (E-E) شبیه‌سازی گردیده است و الگوریتم حل توأمان فشار و سرعت SIMPLE نیز در نظر گرفته شده است. مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی با داده‌های آزمایشگاهی گزارش شده، انطباق خوبی را نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش نسبت جدایش در سیکلون، بازده سیکلون کاهش یافته و گردابه تشکیل شده در قسمت بالای خط خوراک از بین می‌رود. همچنین طول گردابه زیر خط ورودی تا نسبت جدایش ۰/۵۰ افزایش یافته و پس از آن کوتاه‌تر می‌شود. با توجه به طول گردابه در هر نسبت جدایش، می‌توان به بهترین طراحی سیکلون از نظر ارتفاع دست یافت.

واژه‌های کلیدی: جداکننده سیکلون استوانه‌ای مایع-مایع (LLCC)، دینامیک سیالات محاسباتی، نسبت جدایش، بازده جداسازی، مدل تنش رینولدز

در LLCC، باعث جداسازی جریان شده و جریان غنی از نفت از بالا و جریان غنی از آب از پایین خارج می‌شود [۲ و ۳]. بازده جداسازی را بیشترین آب حذف شده از مخلوط با کم‌ترین مقدار محتوای نفت در خروجی پایین تعیین می‌کند [۲].

در گذشته ساختار هیدروسیکلون با اعمال یک‌سری از تغییرات اصلاح یافته، طراحی و تأثیر اصلاحات ساختاری و هندسی بر روی بازده سیکلون بررسی شده است [۴]. اخیراً تحقیقاتی به منظور مطالعه اثر قطر، طول و شکل گردابه‌یاب^۱، همچنین اثر سرعت مخلوط، اندازه قطرات نفت و غلظت نفت در ورودی بر روی بازده جداسازی جداننده LLCC توسط شی و همکاران صورت گرفته است [۵]. همچنین کنترل دینامیکی جداننده LLCC به منظور دست‌یابی به بازدهی بیشتر به صورت آزمایشگاهی و مدل‌های ریاضی مورد مطالعه قرار گرفته است [۶]. در مطالعه‌ای دیگر توسط اسکوبار، جداننده LLCC با ساختاری بهبود یافته و متشکل از گردابه‌یاب در بالای ورودی و یک بخش مخروطی شکل در پایین ورودی مورد بررسی قرار گرفت. در این مطالعه مشخص شد برای جریان‌های دو فازی نفت و آب با غلظت ۸۰ تا ۹۵٪ از آب، نسبت جدایش بهینه (طبق تعریف نسبت دبی ته ریز به دبی ورودی) ۲۰ تا ۲۵٪ بالاتر است [۷].

همچنین علی‌رغم کارآمد بودن تکنیک‌های CFD، تحقیقات انجام شده در گذشته بر روی جداننده LLCC بر مبنای جمع‌آوری داده‌های آزمایشگاهی و توسعه مدل‌های مکانیکی استوار بوده است. به علت زمان‌بر بودن روش‌های CFD در طراحی LLCC، از کاربرد تکنیک‌های CFD جهت مطالعه آن اجتناب شده است [۳]. از این‌رو تا کنون تنها سه کار CFD بر روی این نوع از جداننده‌ها منتشر شده است [۳، ۵ و ۸]. جریان آب و نفت در ورودی جداننده LLCC ممکن است غنی از آب یا غنی از نفت باشد. کارهای انجام شده در رژیم جریان غنی از آب صورت گرفته و الگوی جریان در این رژیم، یکی از الگوهای جریان لایه‌ای^۲،

دلیل جداننده LLCC طراحی شده است. این جداننده در مقایسه با جداننده‌های مرسوم ثقلی، ارزان و کم‌حجم است و هزینه‌های تعمیرات و نگهداری آن پایین می‌باشد [۳].

اکثر مطالعات انجام شده در زمینه جداسازی جریان‌های مایع-مایع بر روی استفاده از هیدروسیکلون‌های مایع از نوع مخروطی متمرکز شده است. مهم‌ترین کاربرد هیدروسیکلون‌ها، حذف مقادیر نفت همراه آب و در واقع کاهش غلظت نفت در جریان ته ریز می‌باشد. این جداننده‌ها قادر به جداسازی کامل دو فاز نفت و آب از یکدیگر نیستند و فقط برای جداسازی آب با مقادیر خیلی کم از نفت مناسب می‌باشند [۱ و ۳]. در حین توسعه هیدروسیکلون‌های مخروطی، تلاش‌هایی نیز به منظور بهره‌گیری از ساختار استوانه‌ای به جای مخروطی صورت گرفته است. استفاده از هیدروسیکلون‌های استوانه‌ای برای جداسازی مایع-مایع به طور عمیق مورد مطالعه قرار نگرفته است. بدین علت که این جداننده‌ها در سرعت‌های خیلی بالا عملکرد مناسبی در جداسازی آب از نفت ندارند. لذا، با به کارگیری سرعت‌های مناسب، هیدروسیکلون‌های استوانه‌ای را می‌توان به عنوان جداننده جریان مایع-مایع به کار برد [۱]. فقدان ابزار لازم جهت پیش‌بینی قابلیت جداسازی در این نوع جداننده و نبود مدل‌های ریاضی مناسب جهت پیش‌بینی رفتار این جداننده از دیگر مواردی است که مانع از کار و مطالعه عمیق در این زمینه شده و به دنبال آن، استفاده از این جداننده چندان توسعه نیافته است [۳]. جداننده سیکلون استوانه‌ای مایع-مایع LLCC تکنولوژی جدیدی در عرصه جداسازی جریان دو فازی می‌باشد که به دنبال مزایایی که جداننده سیکلون استوانه‌ای گاز-مایع GLCC در پی داشت، در دانشگاه تالسا توسعه داده شد [۱]. جداننده سیکلون استوانه‌ای مایع-مایع متشکل از لوله‌ای عمودی به عنوان بدنه اصلی و دارای ورودی افقی مماسی می‌باشد. ورودی افقی جداننده LLCC باعث جداسازی بهتر نفت و آب می‌شود و فازهای مایع از طریق یک نازل با سطح مقطع کاهنده که سبب افزایش سرعت جریان شده، وارد بخش عمودی جداننده (بدنه) می‌شوند. نیروی گریز از مرکز تولید شده

1. Liquid-liquid Cylindrical Cyclone
2. Vortex Finder
3. Stratified Flow (ST)

جریان به درستی نمی‌باشند. از این رو مدل تنش رینولدز (RSM) برای پیش‌بینی رفتار غیر همگن داخل سیکلون و محاسبه ترم‌های تنسور تنش ناشی از اغتشاش $\bar{\tau}$ در معادله ۲ انتخاب شده است [۸ و ۹]. در مدل RSM، دیدگاه ویسکوزیته اغتشاش حذف شده و در عوض مؤلفه‌های تنش رینولدز ($R_{k,ij}$) به طور مستقیم محاسبه می‌شود. تنسور تنش اغتشاش به صورت زیر تعریف می‌شود [۹]:

$$\tau'_k = -\rho_k R_{k,ij}, \quad R_{k,ij} = \overline{u_{k,i} u_{k,j}} \quad (3)$$

مؤلفه‌های تنش اغتشاش را می‌توان از معادله با مشتقات جزئی زیر به دست آورد [۸ و ۹]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha \rho R_{ij}) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\alpha \rho u_i R_{ij}) = P_{ij} + D_{ij} + \Phi_{ij} - \varepsilon_{ij} \quad (4)$$

که در آن α بیان‌گر کسر حجمی فاز و P_{ij} عبارت تولید آشفتگی توسط تنش متوسط است که با فرمول زیر بیان می‌شود:

$$P_{ij} = -\rho \alpha \left(R_{ij} \frac{\partial u_j}{\partial x_i} + R_{ji} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) \quad (5)$$

عبارت نفوذ (D_{ij}) که نفوذ مولکولی (D_{Lij}) و نفوذ آشفتگی (D_{Tij}) را در بردارد، به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$D_{ij} = D_{Lij} + D_{Tij} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\alpha \mu \frac{\partial R_{ij}}{\partial x_i} \right) + C_\mu \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\alpha \frac{\mu_i}{\sigma_k} \frac{\partial R_{ij}}{\partial x_i} \right) \quad (6)$$

ویسکوزیته اغتشاش μ_t را می‌توان از طریق فرمول زیر محاسبه نمود:

$$k = \frac{1}{2} R_{ij}, \quad \mu_t = \rho C_s \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (7)$$

عبارت باز توزیع اغتشاش توسط تنش فشاری است. رابطه تنش فشار نقش مهمی در مدل RSM ایفا می‌کند. در این کار تحقیقاتی، رابطه خطی برای تنش فشاری منظور گشته است [۹]:

$$\Phi_{ij} = \Phi_{ij1} + \Phi_{ij2} \quad (8)$$

$$\Phi_{ij1} = -C_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} \left(R_{ij} - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \right) \quad (9)$$

و تنسور نرخ تلفات انرژی (ε_{ij}) به صورت زیر بیان می‌گردد:

$$\left(\varepsilon_{ij} \right) = \frac{2}{3} \varepsilon \alpha \rho \delta_{ij} \quad (10)$$

$$\frac{\partial(\rho u_i \varepsilon)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(C_\varepsilon \rho \frac{\varepsilon}{k} R_{ij} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right) + \frac{\varepsilon}{k} \left(-2 C_{\varepsilon 1} \rho R_{ij} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon \right) \quad (11)$$

که هشت ثابت معادله RSM عبارتند از:

جریان نفت پراکنده شده در آب و لایه آب^۱، جریان نفت و آب پراکنده شده در هم^۲ و جریان نفت پراکنده شده در آب^۳ می‌باشد [۱ و ۲]. هر جداکننده LLCC دارای یک نسبت جدایش بهینه می‌باشد. نسبت جدایش بهینه وابسته به نوع رژیم جریان است. این نسبت بهینه زمانی به دست می‌آید که جریان آب خروجی از پایین، عاری از هرگونه نفت باشد، به عبارت دیگر خلوص آب در این جریان به ۱۰۰٪ برسد [۱ و ۲]. اکثر کارهای انجام شده در این زمینه به صورت تجربی و مقایسه با مدل بوده است. در این میان کارهای شبیه‌سازی CFD ارائه شده اغتشاش جریان را با استفاده از مدل RNG k-ε در نظر گرفته‌اند [۳ و ۵]. از آنجایی که آشفتگی داخل سیکلون شدید و ناهمگن^۴ است، مدل RSM مناسب‌تر می‌باشد. در کار تحقیقاتی ارائه شده در سال ۲۰۱۰ [۸] مدل RSM به کار برده شده، اما هیدرودینامیک جریان به طور کامل بررسی نشده است. در این تحقیق با استفاده از مدل RSM به بررسی کامل هیدرودینامیک جریان داخل جداکننده LLCC به طور خاص پرداخته شده است و تأثیر نسبت جدایش بر روی تغییر شکل گردابه‌های تشکیل شده در بالا و پایین خط خوراک به طور واضح ارائه شده است. همچنین شکل پروفایل‌های سرعت داخل سیکلون به طور مجزا معلوم شده که می‌تواند در طراحی این سیکلون‌ها به عنوان یک فناوری جدید در صنعت نفت برای جداسازی آب و نفت مورد استفاده قرار گیرد.

معادلات حاکم

معادلات حاکم بر مسأله عبارتند از: معادله بقای جرم و معادله بقای ممنتوم که به صورت زیر می‌باشند [۸]:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot \rho u = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial \rho u}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u u) = -\nabla p + \nabla \cdot (\tau + \tau') + \rho g \quad (2)$$

ویسکوزیته مؤثر از جمع ویسکوزیته مولکولی و ویسکوزیته ناشی از اغتشاش جریان به دست می‌آید. جهت محاسبه ویسکوزیته اغتشاش، انتخاب یک مدل توربولنسی مناسب در شبیه‌سازی سیکلون از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. برای جریان‌های چرخشی قوی در سیکلون، مدل‌های k-ε بر مبنای دیدگاه ویسکوزیته اغتشاش قادر به پیش‌بینی رفتار

1. Oil-in-Water Dispersion & Water Layer Flow (DO/W & W)
2. Double Oil-in-Water Dispersion Flow (D DO/W)
3. Oil-in-Water Dispersion Flow (DO/W)
4. Non-Isotropic

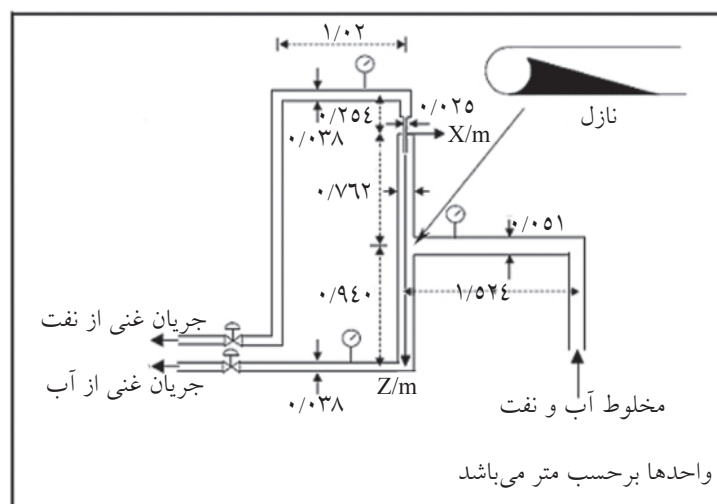
تقریباً ۲۵٪ سطح مقطع کل ورودی است. ورودی به فاصله ۱/۰۱۶ m از بالا به بدنه متصل شده است. لوله‌ای هم محور با بدنه به قطر داخلی ۰/۰۳۸ m در قسمت بالا جهت خروجی نفت تعبیه شده است. همچنین قطر داخلی ته ریز ۰/۰۳۸ m به صورت مماسی در کف سیکلون قرار دارد. [۱]. شکل ۱ نمایی از جداکننده LLCC را نشان می‌دهد. برای کنترل نسبت جدایش در سیکلون، دو شیر کنترل موجود در انتهای خروجی نفت و خروجی آب به کار برده می‌شود. سطح مقطع خط ورودی جریان به سیکلون در تمام طول ثابت و طول آن ۱۰ برابر قطر آن در نظر گرفته شد. تصویر نماهای مختلف سیکلون شبیه‌سازی شده در شکل ۲ آورده شده است.

$$C_{\mu}=0.24, C_l=1.8, C_2=0.6, C_{\varepsilon_1}=1.44, C_{\varepsilon_2}=1.92, C_{\varepsilon}=0.13, \sigma_k=0.82, C_s=0.09.$$

بنابراین، مدل اغتشاش تنش رینولدز با شش معادله با مشتقات جزئی از مؤلفه‌های تنسور تنش رینولدز (معادله ۴) و یک معادله برای نرخ اسکالر اضمحلال آشفتگی (معادله ۱۱) در مجموع با هفت معادله با مشتقات جزئی فرموله می‌شود.

ساختار هندسی، شرایط مرزی و شبیه‌سازی CFD

بدنه جداکننده LLCC با طول و قطر داخلی به ترتیب ۱/۹۵۶ m و ۰/۰۵۱ m دارای ورودی افقی به طول ۱/۵۲۴ m و قطر داخلی ۰/۰۵۱ m می‌باشد. سطح مقطع ورودی مماسی



شکل ۱- نمایی از جداکننده سیکلونی سیلندری مایع-مایع (LLCC) [۱]

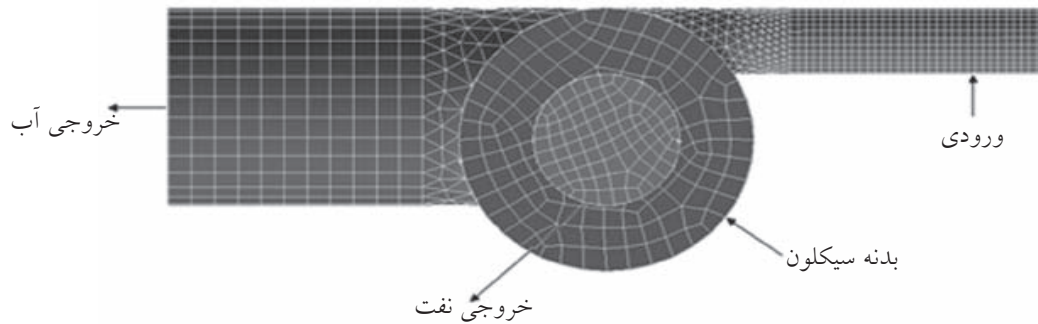


شکل ۲- چهار نمای متفاوت از جداکننده LLCC مورد شبیه‌سازی

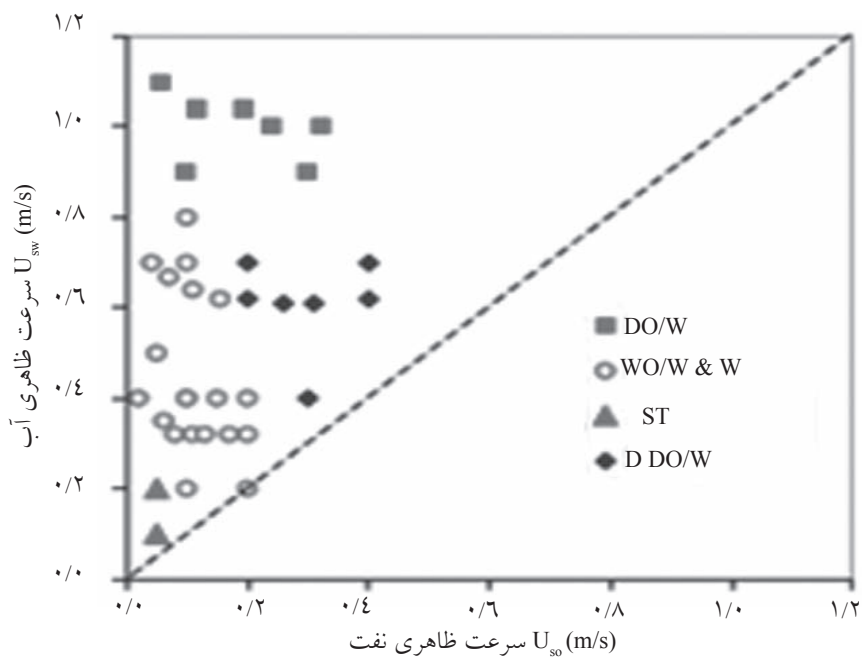
مخلوط برابر با $1/2 \text{ m/s}$ و کسر حجمی نفت در ورودی برابر با 25% می‌باشد. شکل ۴ نقشه الگوهای جریانی به دست آمده از آزمایش را نشان می‌دهد [۱]. سرعت ظاهری نفت بر روی محور افقی و سرعت ظاهری آب بر روی محور عمودی رسم شده است. خط منقطع، منطقه جریان غنی از آب را از منطقه جریان غنی از نفت جدا کرده است. در این شرایط، الگوی جریان در ورودی به صورت جریان نفت پراکنده شده در آب (DO/W) بوده و شبیه‌سازی برای این رژیم جریانی در ورودی صورت گرفته است. فاز پراکنده (نفت) به صورت قطرات کروی با قطر $0/5 \text{ mm}$ (برابر با $500 \mu\text{m}$) در نظر گرفته شده است [۱].

هندسه سیکلون با تعداد سل محاسباتی برابر با ۹۸۴۰۰ عدد مش زده شد و شبکه تولید گردید. غالب هندسه سیکلون با مش‌های شش‌وجهی از نوع کوپر^۱ مش زده شد، به جز دو قسمت نزدیک ورودی با بدنه و خروجی پایین با بدنه که از نوع چهار وجهی تی‌گرید^۲ شبکه‌بندی گردید. نمای بالای سیکلون شبکه‌زده شده در شکل ۳ نشان داده شده است.

مخلوط آب و نفت به عنوان سیالات مورد آزمایش انتخاب شدند. آب با دانسیته 998 kg/m^3 ، ویسکوزیته برابر با 1 cP و سرعت ظاهری $0/9 \text{ m/s}$ به عنوان فاز پیوسته و نفت با دانسیته 857 kg/m^3 ، ویسکوزیته برابر با 27 cP و سرعت ظاهری $0/3 \text{ m/s}$ به عنوان فاز پراکنده می‌باشند. سرعت



شکل ۳- نمای شبکه‌بندی شده جداکننده LLCC از زاویه دید بالا



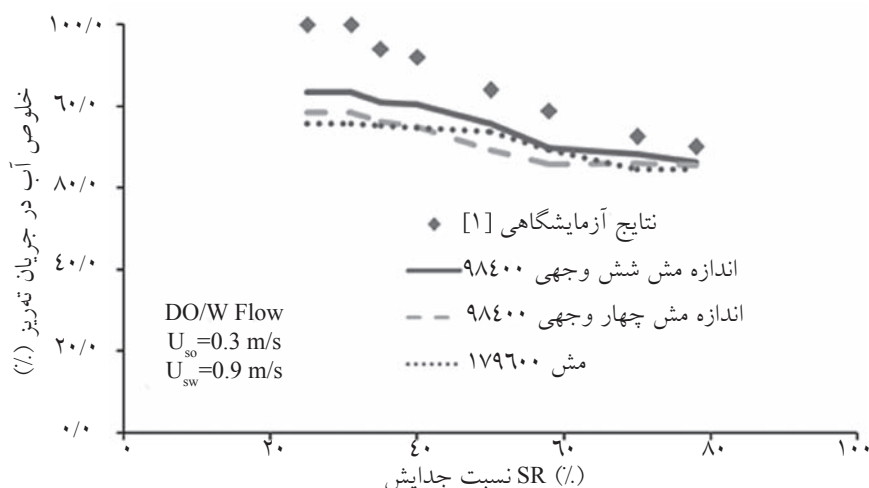
شکل ۴- نقشه آزمایشگاهی الگوهای جریان برای ورودی جداکننده LLCC [۱]

1. Cooper
2. T-Grid

که در واقع کسر جرمی آب در جریان خروجی پایین است و هر چه محتوای آب این جریان بیشتر باشد، نشان‌دهنده بازدهی بالاتر جداکننده می‌باشد. لذا پارامتری است که از مقدار آن می‌توان به بازدهی سیکلون پی برد.

استقلال نتایج از مش برای تعداد اندازه مش حدود ۹۸۴۰۰ سلول برای دو نوع مش شش‌وجهی و چهار‌وجهی بررسی شد. مش شش‌وجهی با میانگین درصد خطای نسبی ۱۱/۵٪ و مش چهار‌وجهی با میانگین درصد خطای نسبی ۱۶/۳٪ قادر به پیش‌بینی خلوص آب در جریان ته ریز در مقابل نسبت جدایش (SR) می‌باشد. همچنین استقلال نتایج از مش برای تعداد اندازه مش حدود ۱۷۹۶۰۰ سلول (بی‌نظم) نیز جهت بررسی دانسیته مش انجام شد و نتایج با میانگین خطای ۱۶/۴٪ به دست آمد. نتایج این بررسی در شکل ۵ نشان داده شده است.

نتایج نشان می‌دهد که شبکه حاصل از سلول‌های شش‌وجهی ساختار یافته با تعداد اندازه مش حدود ۹۸۴۰۰ سلول، خلوص آب در جریان ته‌ریز در مقابل نسبت جدایش را بهتر پیش‌بینی می‌کند، لذا کلیه شبیه‌سازی‌های انجام شده در این مطالعه با این مش صورت گرفته است.



شکل ۵- نتایج حاصل از شبیه‌سازی در مقایسه با داده‌های آزمایشگاهی

مدل اولرین-اولرین^۱ به عنوان مدل چند فازی انتخاب و حل شد. در ورودی سیکلون، شرط مرزی ورودی سرعت^۲ برای جریان به کار گرفته شد. چون در این سیکلون نسبت جدایش برای هر حالت عملیاتی به صورت مجزا توسط شیرهای کنترل تعبیه شده در خروجی نفت و خروجی آب تعیین می‌شود، از این‌رو شرایط مرزی خروجی به صورت جریان خروجی^۳ در نظر گرفته شد. الگوریتم SIMPLE به عنوان الگوریتم حل توأمان فشار و سرعت انتخاب شد. هر کدام از شبیه‌سازی‌ها به صورت پردازش موازی با سیستم پردازشی ۸ هسته‌ای i7 CPU 920@2.67 GHz با 6 GB RAM بر روی سیستم عامل Windows 7 Ultimate 64-bit به طور متوسط ۶ روز طول کشیده است.

تجزیه و تحلیل نتایج

استقلال نتایج از مش و اعتبارسنجی نتایج

محور افقی در شکل ۵ نشان‌دهنده نسبت جدایش (SR) سیکلون است که به صورت رابطه ۱۲ تعریف می‌شود:

$$SR = \frac{q_{under}}{q_{inlet}} \quad (12)$$

محور عمودی شکل ۵، خلوص آب در جریان ته‌ریز می‌باشد

1. Eulerian-Eulerian
2. Velocity Inlet
3. Outflow
4. Split Ratio
5. Unstructured

اعتبار سنجی شبیه‌سازی

بهینه، به دلیل اینکه قطرات فاز نفت به قسمت پایینی سیکلون کشانده می‌شوند، مقدار خلوص آب در جریان خروجی پایین کاهش می‌یابد. اما داده‌های شبیه‌سازی بیشترین خلوص آب در خروجی پایین را ۸۳/۴٪ پیش‌بینی می‌نماید. همان‌طور که مشاهده می‌شود، با افزایش نسبت جدایش، دقت داده‌های شبیه‌سازی بهتر می‌شود. در واقع در نسبت‌های جدایش پایین، نفت بیشتری از سرریز خارج می‌شود، اما به دلیل صرف نظر کردن از اثر گردابه‌یاب در شبیه‌سازی، در نسبت‌های جدایش پایین، اختلاف بیشتری بین نتایج شبیه‌سازی و داده‌های آزمایشگاهی مشاهده می‌شود. با در نظر گرفتن گردابه‌یاب، قطعاً دبی بیشتری را می‌توان از خروجی نفت خارج نمود. بنابراین خلوص آب در خروجی پایین بالاتر رفته و این اختلاف کمتر خواهد شد.

در شکل ۶ تأثیر نسبت جدایش بر بازده جداسازی سیکلون نشان داده شده است. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، در نسبت جدایش ۰/۲۵، بازده جداسازی سیکلون برابر با ۸۵/۹٪ است که بالاترین بازده می‌باشد. در ادامه با افزایش نسبت جدایش، بازده جداسازی کاهش می‌یابد.

جهت اعتبارسنجی روش شبیه‌سازی و مقایسه نتایج آن با داده‌های آزمایشگاهی، جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب-نفت توصیف شده در شکل ۱ با در نظر گرفتن فرضیاتی چند که بدان اشاره شد، مورد شبیه‌سازی قرار گرفت. نتایج حاصل از شبیه‌سازی با نتایج آزمایشگاهی [۱] مقایسه شده که درصد خطای نسبی و بازده سیکلون در جدول ۱ گزارش شده است. لازم به ذکر است که بازده سیکلون به صورت نسبت دبی نفت در جریان خروجی از بالا به کل دبی نفت در جریان ورودی تعریف می‌شود:

$$\eta(\%) = \left(\frac{m_{oil-overflow}}{m_{oil-inlet}} \right) * 100 \quad (13)$$

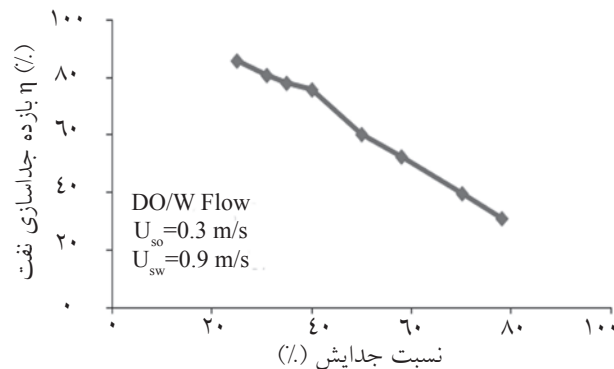
متوسط خطای نسبی به دست آمده با توجه به داده‌های جدول ۱، ۱۱/۵٪ می‌باشد.

نسبت جدایش بهینه^۱ (OSR)، نسبت جدایشی است که در آن خلوص آب در جریان ته ریز برابر با ۱۰۰٪ می‌باشد. این عدد در مورد داده‌های آزمایشگاهی برابر با ۰/۳۱ است و با افزایش نسبت جدایش به بیشتر از نسبت جدایش

جدول ۱- مقایسه داده‌های آزمایشگاهی و شبیه‌سازی برای جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب-نفت در رژیم جریان DO/W

$$(U_{so} = 0.3 \text{ m/s}, U_{sw} = 0.9 \text{ m/s})$$

شبه‌سازی (این کار)	خطای نسبی %	شبه‌سازی (این کار)	داده‌های آزمایشگاهی [۱]	% SR
بازده جداسازی نفت %	۱۶/۶	% $\lambda_{w,under}$	% $\lambda_{w,under}$	
۸۵/۹	۱۶/۶	۸۳/۴	۱۰۰/۰	۲۵
۸۱/۱	۱۳/۸	۸۳/۴	۱۰۰/۰	۳۱
۷۸/۱	۱۲/۵	۸۱/۰	۹۴/۰	۳۵
۷۵/۷	۹/۸	۸۰/۵	۹۲/۰	۴۰
۶۰/۶	۱۱/۶	۷۵/۸	۸۴/۰	۵۰
۵۲/۵	۵/۸	۶۹/۸	۷۸/۹	۵۸
۴۰/۰	۵/۴	۶۸/۳	۷۲/۵	۷۰
۳۱/۵		۶۶/۲	۷۰/۰	۷۸



شکل ۶- بازده جداسازی جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب- نفت بر حسب نسبت جدایش

می‌توان جهت کاهش زمان محاسباتی از این مدل به همراه مدل مخلوط برای جریان دو فازی آب و نفت استفاده کرد. لازم به ذکر است که در این تحقیق، جهت دستیابی به دقت بالاتر، از مدل توربولنسی RSM و مدل چند فازی اولرین- اولرین در شبیه‌سازی استفاده شده است.

توزیع سرعت در سیکلون

دستیابی به میدان جریان در یک سیکلون به فهم چگونگی جداسازی فازها در آن، کمک شایانی می‌نماید. معمولاً جریان داخل سیکلون به صورت ترکیبی از دو بخش زیر توصیف می‌شود [۸]:

- جریان مارپیچی شکل رو به پایین بیرونی، که بیشتر در سمت دیواره مشاهده می‌شود و فاز آب را در برمی‌گیرد.
- جریان مارپیچی شکل رو به بالای درونی، که در نواحی مرکزی به چشم می‌خورد و فاز سبک‌تر (نفت) را شامل می‌شود. در این میان توجه به مؤلفه‌های سرعت داخل سیکلون از جمله سرعت مماسی و سرعت محوری می‌تواند شرایط جداسازی دو فاز در سیکلون را تشریح نماید.

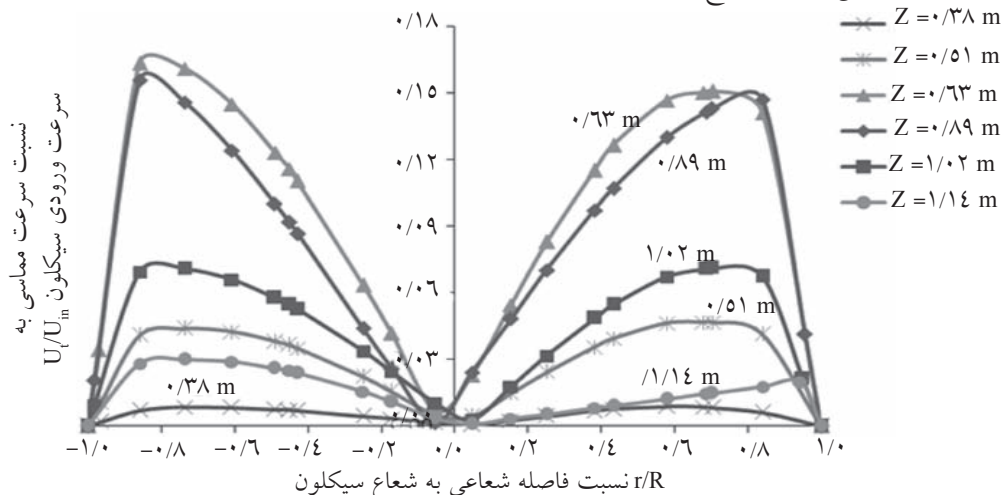
برای مقایسه زمان محاسباتی در یک مورد خاص برای مدل چند فازی مخلوط^۱ به همراه دو مدل توربولنسی RSM و Realizable k-ε (SR=0.78, $\lambda_{w,under}(Experimental)=70\%$) به کار گرفته شد که نتایج جدول ۲ به دست آمد. همان‌گونه که نتایج نشان می‌دهد، استفاده از ترکیب مدل توربولنسی RSM به همراه مدل چند فازی اولرین- اولرین با ۵/۴۳٪ خطا دقیق‌ترین جواب را به دست می‌دهد، اما به طور متوسط هر مورد شبیه‌سازی ۶ روز به طول می‌انجامد. استفاده از مدل مخلوط به عنوان دیدگاه شبیه‌سازی جریان چند فازی و مدل‌های تنش رینولدز (RSM) و مدل Realizable k-ε به عنوان مدل‌های پیش‌بینی اغتشاش، خطای بیشتری دارد، اما هر شبیه‌سازی به طور متوسط ۳ تا ۴ روز به طول می‌انجامد که تقریباً ۵۰٪ کاهش در زمان محاسباتی را نشان می‌دهد. لذا می‌توان جهت کمتر نمودن زمان محاسباتی از ترکیب یکی از دو مدل توربولنسی RSM و Realizable k-ε به همراه مدل چند فازی مخلوط بهره برد. از آنجا که مدل توربولنسی RSM شرایط غیر همگن و پیچش جریان داخل سیکلون را بهتر پیش‌بینی می‌نماید، لذا در شبیه‌سازی‌ها

جدول ۲- مقایسه ترکیب استفاده از مدل توربولنسی و دیدگاه چند فازی جهت کمتر نمودن زمان محاسباتی

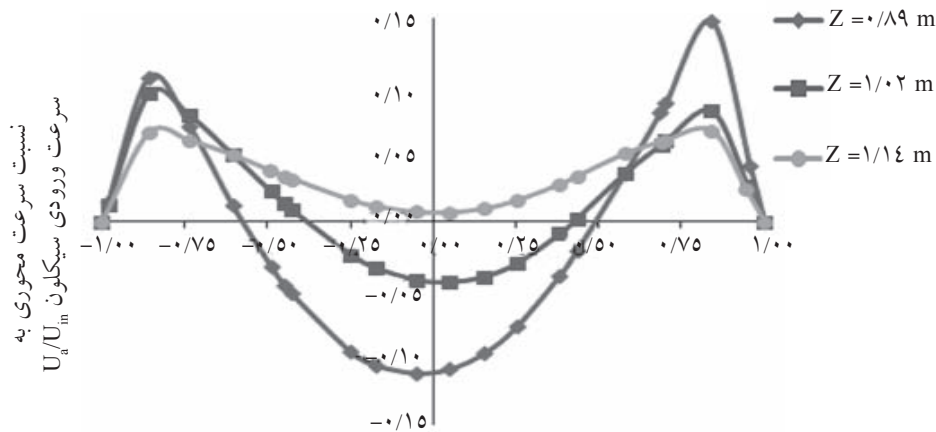
ردیف	مدل چند فازی	مدل آشفتگی	شبیه‌سازی (این کار)		زمان محاسباتی (روز)
			$\lambda_{w,under}$ (%)	خطای نسبی (%)	
۱	Eulerian-Eulerian	RSM	۶۶/۲	۵/۴۳	۶
۲	مخلوط	RSM	۶۳/۸۷	۸/۷۶	۴
۳	مخلوط	Realizable k-ε	۶۳/۴۳	۹/۳۹	۳

شکل ۸ نشان داده شده است. سرعت محوری از بدنه سیکلون به سمت مرکز ابتدا از صفر تا یک مقدار بیشینه افزایش می‌یابد. سپس در مکانی تقریباً برابر با نصف شعاع، مجدداً به صفر می‌رسد. در ادامه مسیر شعاعی به سمت مرکز علامت سرعت به منفی تبدیل شده، اما مقدار مطلق آن در مرکز به یک مقدار بیشینه می‌رسد. اگر در هر مقطع از سیکلون، سرعت‌های محوری برابر با صفر را به یکدیگر وصل کنیم، سطح گردابه حاصل خواهد شد که در دو سوی این سطح، جریان‌های محوری مختلف‌الجهت می‌باشند. در قسمت بیرونی، جریان رو به پایین و در قسمت درونی جریان رو به بالا است. در جداسازی نفت و آب در سیکلون، فاز نفت به عنوان فاز سبک‌تر در قسمت داخلی قرار می‌گیرد و به سمت بالا می‌آید. همان‌گونه که در شکل ۸ مشخص است، با افزایش ارتفاع در راستای طول سیکلون، ناحیه جریان رو به بالا کمتر می‌شود، تا جایی که در $Z=1/14$ m به صفر می‌رسد. پس از این فاصله، دیگر هیچ‌گونه جریان محوری رو به بالا مشاهده نمی‌شود. در واقع از این فاصله به بعد کل جریان رو به پایین خواهد بود و سطح گردابه وجود نخواهد داشت. توجه به این نکته ضروری است که از نظر طراحی، این ارتفاع در پایین خط ورودی تقریباً برای جداسازی آب و نفت در شرایط عملیاتی استفاده شده در شبیه‌سازی ($U_m=1.2$ m/s, $\alpha_{oil}=25\%$) کافی می‌باشد. همین بحث را می‌توان برای پروفایل سرعت محوری بالای خط خوراک نیز در نظر گرفت.

در سیکلون سرعت مماسی از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است، چرا که مقدار نیرو و شتاب گریز از مرکز را تعیین می‌کند [۸]. شکل ۷ توزیع سرعت مماسی را در امتداد شعاع در مقاطع مختلف سیکلون نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، سرعت مماسی تقریباً توزیعی متقارن محوری دارد. به دلیل دیواره ثابت و اثر لایه مرزی، سرعت مماسی نزدیک دیواره سیکلون صفر است و در امتداد شعاع به مقدار بیشینه خود می‌رسد. سپس در نواحی مرکزی سیکلون به خاطر افزایش سرعت محوری، به مقدار کمینه خود کاهش می‌یابد. همان‌گونه که از شکل ۷ پیداست، در مقاطع بالای ورودی سیکلون هر چه به ورودی نزدیک‌تر می‌شویم، شدت سرعت مماسی افزوده می‌شود، به طوری که بیشترین شدت در مقطع $Z=0/63$ m (بالای ورودی) مشاهده می‌گردد. این افزایش شدت با افزایش فاصله از ورودی سیکلون به سمت پایین ادامه می‌یابد به گونه‌ای که شدت سرعت مماسی مشابهی در مقطع $Z=0/89$ m (زیر ورودی) به چشم می‌خورد که از نظر مقداری تقریباً برابر با مقطع $Z=0/63$ m می‌باشد. با ادامه فاصله از زیر ورودی، شدت سرعت مماسی کاهش یافته و گردابه ایجاد شده با افزایش فاصله از ورودی سیکلون کوچک‌تر می‌شود. با توجه به شکل می‌توان گفت که پروفایل سرعت مماسی در زیر ورودی سیکلون به نسبت بالای خط خوراک از شدت بیشتری برخوردار است. در نتیجه حرکت مارپیچی شدیدتری در زیر ورودی مشاهده می‌شود. توزیع سرعت محوری در



شکل ۷- توزیع سرعت مماسی بی بعد در مقاطع مختلف (بالا و پایین) جداکننده LLCC



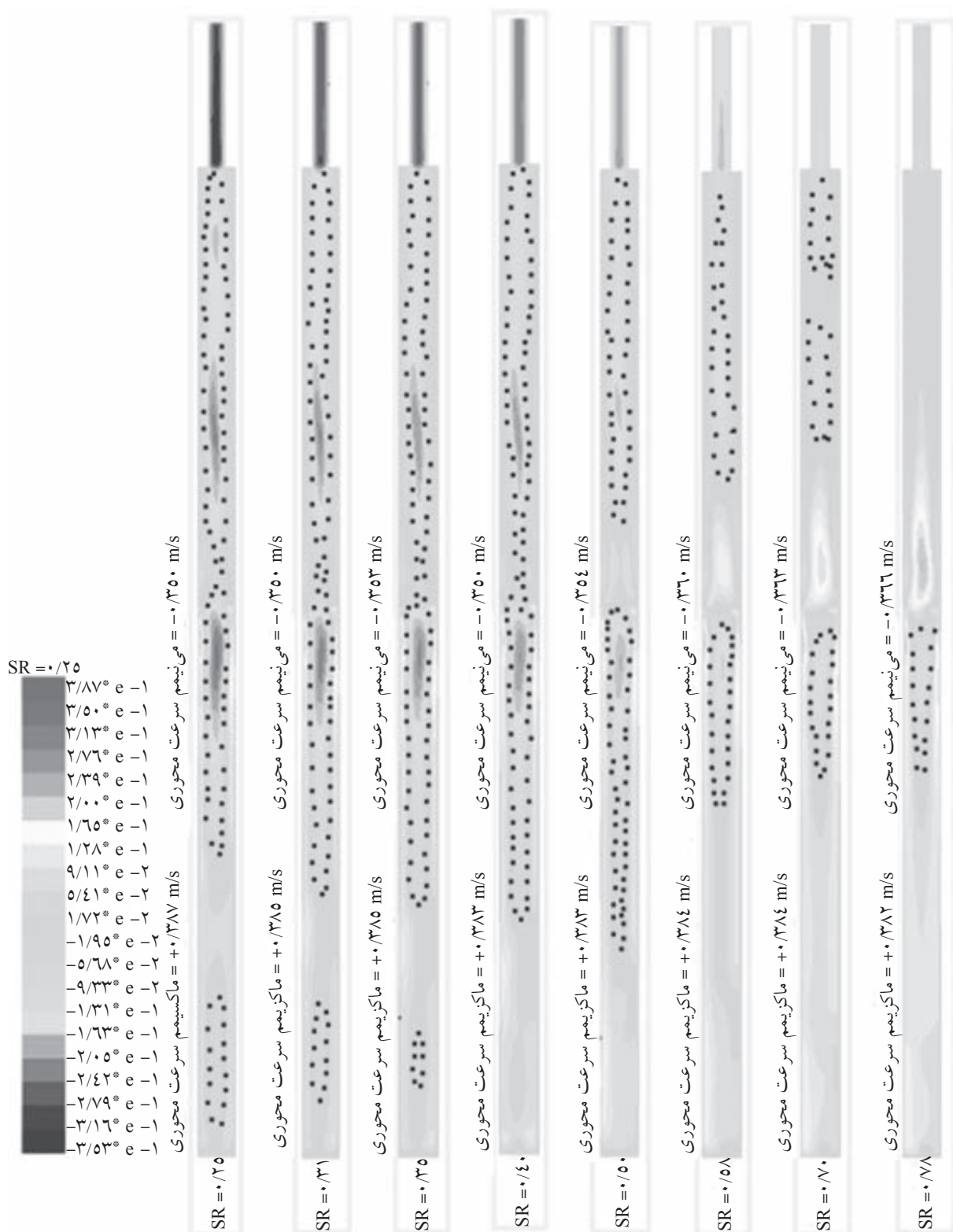
نسبت فاصله شعاعی به شعاع سیکلون

شکل ۸- توزیع سرعت محوری بی‌بعد در مقاطع مختلف زیر ورودی جداکننده LLCC

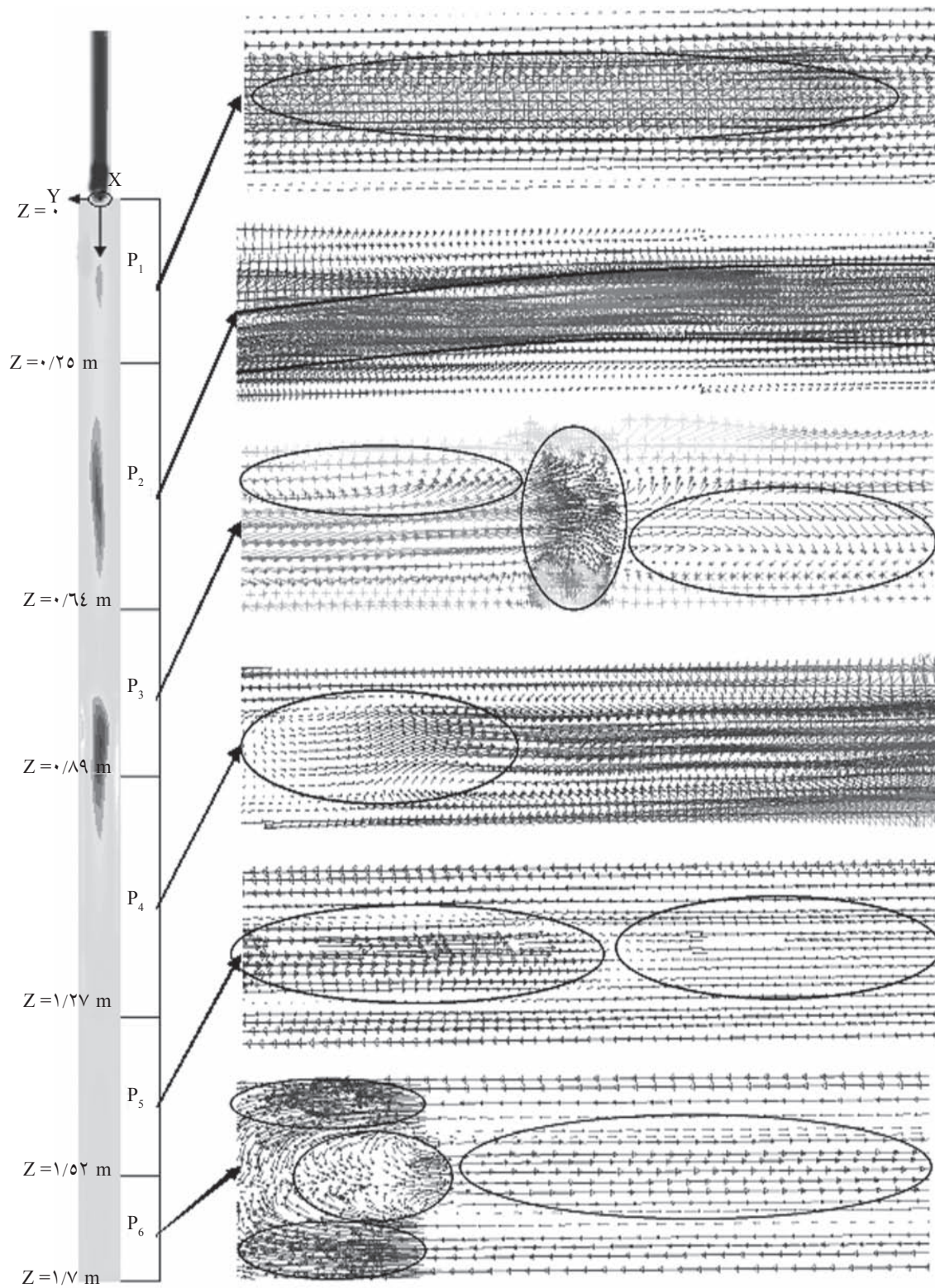
تقسیم شده که در هر ناحیه به طور مجزا بردارهای سرعت رسم شده است. در ناحیه P_1 بردارهای سرعت کنار دیواره روبه پایین هستند و از شدت کمی برخوردارند. اما در فاصله اندکی دور از دیواره، بردارهای سرعت رو به بالا می‌باشند که شدت آن‌ها در قسمت مرکزی بیشتر است. ناحیه P_2 مشابه P_1 بوده با این تفاوت که شکل گردابه در این ناحیه متفاوت است و نواحی پر شدت سرعت به صورت مارپیچ مرکزی مشاهده می‌شود. به دلیل قرار گرفتن ناحیه P_3 در معرض خط خوراک، آشفتگی شدیدی در این نواحی مشاهده می‌شود که این آشفتگی باعث ایجاد یک جریان چرخشی ساعت‌گرد در بالای ورودی و یک جریان چرخشی پادساعت‌گرد در زیر ورودی می‌شود. در ناحیه P_4 شدت بردارهای روبه پایین سرعت در کنار دیواره بیشتر می‌شود و قسمت مرکزی جریان روبه بالای گردابه موجود است که دم گردابه در پایین به اتمام می‌رسد. در بالای ناحیه P_5 یک قسمت از جریان روبه پایین در قسمت مرکزی مشاهده می‌شود و در ناحیه پایینی در قسمت مرکزی جریان روبه بالا وجود دارد و جریان در سمت دیواره رو به پایین است. در ناحیه P_6 بردارهای روبه پایین سرعت در کنار دیواره به محض رسیدن به قسمت انتهایی سیکلون (تلاقی مسیر مماسی خروجی آب با بدنه سیکلون)، ایجاد گردابه‌ای پادساعت‌گرد در سمت چپ دیواره و گردابه‌ای ساعت‌گرد در سمت راست دیواره می‌کند که در قسمت مرکزی با یکدیگر مخلوط شده و جریانی با بردارهای سرعت روبه بالا به وجود می‌آورد.

در شکل ۹ کانتورهای سرعت محوری در داخل سیکلون مورد شبیه‌سازی بر اساس نسبت جدایش رسم شده است. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، مقادیر سرعت محوری بین دو مقدار $+0.4 \text{ m/s}$ و -0.4 m/s تغییر می‌کند. با تغییر نسبت جدایش، تنها شکل سطح گردابه تغییر نموده و محدوده مقادیر سرعت محوری با تغییر نسبت جدایش تحت تأثیر قرار نمی‌گیرد. در نواحی که علامت سرعت منفی است (داخل گردابه)، سرعت محوری رو به بالا مد نظر است که شامل فاز نفت می‌شود. این گردابه هم بالای ورودی و هم پایین ورودی را شامل می‌شود. واضح است که با افزایش نسبت جدایش از شدت و مقدار گردابه تشکیل شده در بالای ورودی کاسته می‌شود، به طوری که در نسبت‌های جدایش 0.58 ، 0.70 و 0.78 به تدریج شکل گردابه بالای خط خوراک از بین رفته و جریان رو به پایین جایگزین آن می‌شود. همچنین با افزایش نسبت جدایش، طول گردابه تشکیل شده در زیر خط خوراک تا نسبت جدایش 0.5 افزایش یافته و پس از آن کاهش می‌یابد. در نسبت جدایش 0.25 علاوه بر گردابه بالا و پایین، ناحیه‌ای بسته با جریان رو به بالا در انتهای سیکلون به وجود می‌آید که با افزایش نسبت جدایش به 0.31 و 0.35 ، به تدریج ناپدید می‌شود.

در شکل ۱۰ بردارهای سرعت داخل جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب-نفت و برای نسبت جدایش 0.25 بر روی صفحه‌ای از برش طولی سیکلون و عمود بر ورودی جریان آورده شده است. ارتفاع سیکلون به شش ناحیه از P_1 تا P_6



شکل ۹- کاتوره‌های سرعت محوری در جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب- نفت در نسبت‌های جدایش متفاوت



شکل ۱۰- بردارهای سرعت (راست) و کانتور سرعت محوری (چپ) داخل جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب- نفت برای نسبت جدایش $SR=0.25$

طبق جدول ۳ تغییر نمی‌کند.

کانتورهای کسر حجمی

مخلوط آب و نفت به صورت مماسی به داخل سیکلون تزریق می‌شود و حرکت گردابه‌ای قوی را تشکیل می‌دهد. به علت تفاوت در دانسیته، نفت و آب توسط نیروی گریز از مرکز از یکدیگر جدا می‌شوند. شکل ۱۲ کانتورهای کسر حجمی فاز نفت را در نسبت‌های جدایش مختلف در جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب-نفت نشان می‌دهد. اکثر فاز نفت ورودی یک هسته مرکزی نفت^۲ را شکل می‌دهد. در یک سطح مقطع یکسان، کسر حجمی نفت در مرکز سیکلون بالاتر و در کناره دیواره کمتر است. هسته مرکزی نفت، مارپیچی شکل است و در بالا و پایین ورودی جریان قرار می‌گیرد. همان‌گونه که در شکل پیداست، کسر حجمی نفت در بالای ورودی بیشتر است. در امتداد ارتفاع سیکلون، هسته مرکزی نفت به سمت باریک و قلمی شدن پیش می‌رود. با افزایش نسبت جدایش (بیشتر از ۰/۵۰) این هسته مرکزی نفت به تدریج ناپدید می‌گردد و تنها بیشترین کسر حجمی نفت در نزدیکی‌های ورودی جریان به چشم می‌خورد.

این ناحیه جریانی روبه بالا، ارتفاعی از سیکلون را بالا آمده تا بالاخره در ناحیه P_5 رو به اضمحلال می‌رود. تحلیل رفتار بردارهای سرعت را می‌توان برای سایر نسبت‌های جدایش نیز بررسی نمود.

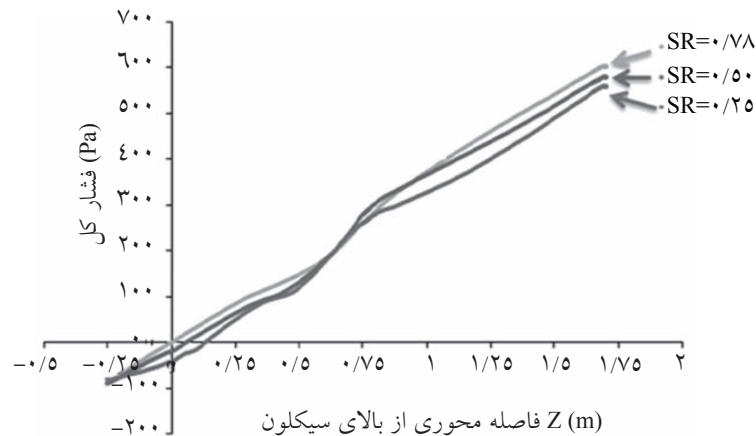
توزیع فشار

در شکل ۱۱ توزیع فشار کل داخل سیکلون بر روی خط مرکزی برای سه نسبت جدایش ۰/۲۵، ۰/۵۰ و ۰/۷۸ رسم شده است. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، تغییرات نسبت جدایش تأثیر چندانی بر روی فشار کل روی خط محوری سیکلون ندارد. با پیشروی در طول سیکلون مقدار فشار افزایش می‌یابد. این افزایش فشار، نشان‌دهنده تشکیل منطقه فشار معکوس است که باعث ایجاد گردابه و سرعت‌های رو به بالا می‌شود. افزایش فشار در نزدیکی‌های ورودی، به علت آشفتگی شدت بیشتری می‌یابد.

پارامتر نسبت اختلاف فشار بالای سیکلون به اختلاف فشار پایین سیکلون (PDR^1) به صورت زیر تعریف می‌شود [۱۰]:

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

مشاهده می‌شود این پارامتر نیز با افزایش نسبت جدایش



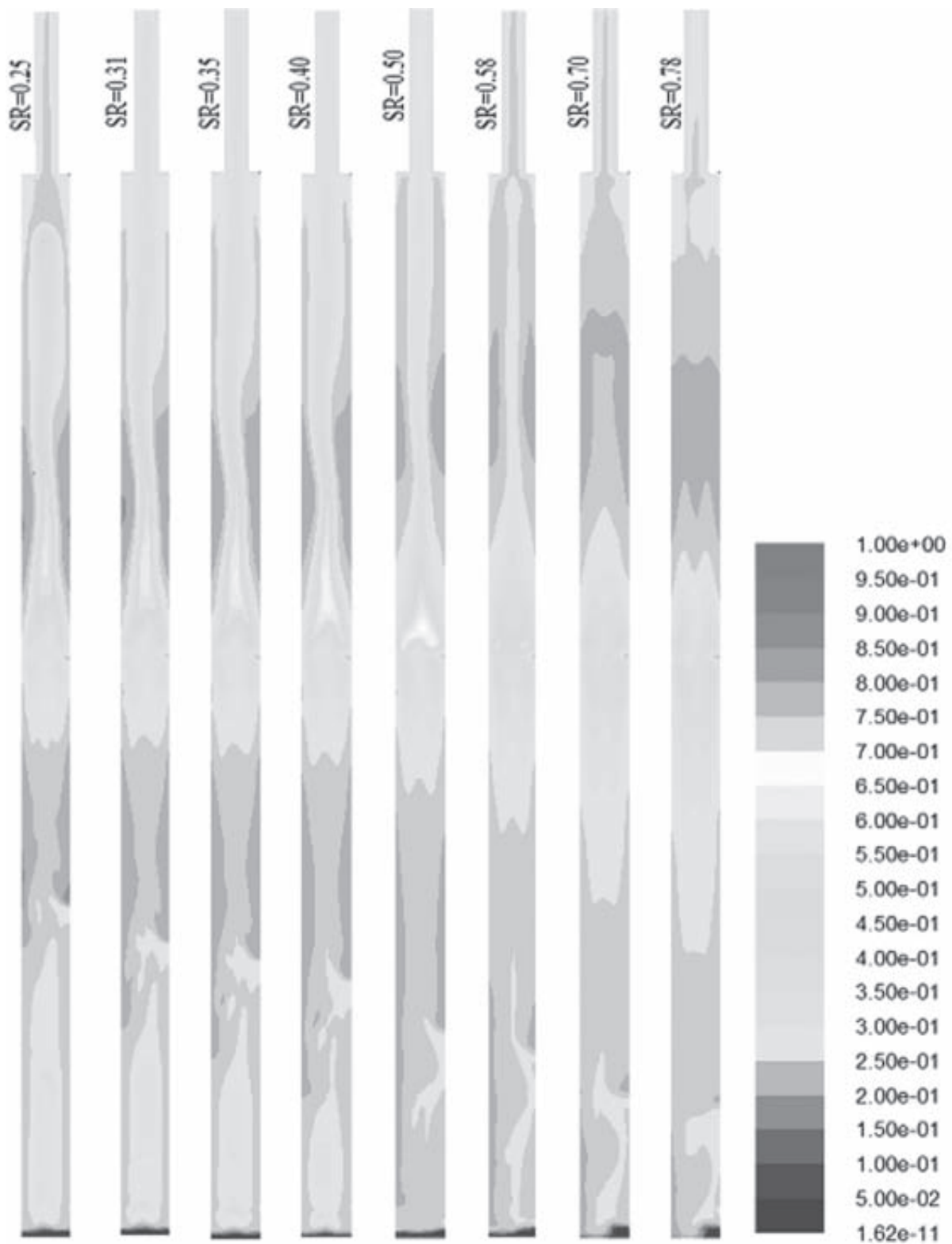
شکل ۱۱- توزیع فشار کل داخل جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب-نفت بر روی خط مرکزی و محوری در راستای طول سیکلون

جدول ۳- پارامتر PDR برای سه نسبت جدایش ۰/۲۵، ۰/۵۰ و ۰/۷۸

SR	PDR	P_u (Pa)	P_o (Pa)	P_{in} (Pa)
۰/۲۵	۱/۰۰۷	۸۲/۹	-۵۶۲/۳	۹۷۴۱۹/۹
۰/۵	۱/۰۰۷	۹۱/۱	-۵۸۰/۸	۹۶۰۰۴/۶
۰/۷۸	۱/۰۰۷	۹۷/۳	-۶۰۱/۴	۹۶۳۵۵/۵

1. Pressure Difference Ratio

2. Oil Core



شکل ۱۲- کانتورهای کسر حجمی نفت (فاز سبک‌تر) در نسبت‌های جدایش متفاوت

نتیجه‌گیری

در این مطالعه، یک جداکننده سیکلون استوانه‌ای آب-نفت مورد شبیه‌سازی قرار گرفته است. به منظور شبیه‌سازی اغتشاش مدل غیر همگن RSM و برای شبیه‌سازی جریان چندفازی دیدگاه اولرین-اولرین انتخاب گردید. خلوص آب در جریان ته‌ریز و بازده سیکلون به دست آمد و معلوم شد که با افزایش نسبت جدایش، هر دو پارامتر کاهش می‌یابند. در مقاطع مختلف بالا و پایین جریان ورودی سیکلون، سرعت‌های مماسی و محوری محاسبه گردید. کانتورهای سرعت محوری بر اساس نسبت جدایش رسم شد و مشخص گردید که با تغییر نسبت جدایش، تنها شکل گردابه تغییر می‌نماید که این گردابه هم بالای ورودی و هم پایین ورودی را شامل می‌شود. از تغییرات طول گردابه می‌توان ارتفاع بهینه سیکلون را طراحی کرد. در ادامه بردار سرعت برای یک مورد خاص (نسبت جدایش ۰/۲۵) بر روی صفحه‌ای از برش طولی سیکلون و عمود بر ورودی جریان به دست آمد و در نواحی مختلف در امتداد طول سیکلون تحلیل و بررسی شد. همچنین با رسم کانتورهای کسر حجمی نفت برای هر نسبت جدایش، مشخص شد که هسته مرکزی نفت، مارپیچی شکل است که در بالا و پایین ورودی جریان قرار می‌گیرد و کسر حجمی نفت در بالای ورودی مقادیر بیشتری دارد. هسته مرکزی نفت در امتداد ارتفاع سیکلون به سمت باریک و قلمی شدن پیش می‌رود.

علائم و نشانه‌ها

$DO/W \& W$: جریان نفت پراکنده شده در آب و لایه آب
 $D DO/W$: جریان نفت و آب پراکنده شده در هم
 DO/W : جریان نفت پراکنده شده در آب
 g : شتاب گرانش، m/s^2
 k : نسبت ویسکوزیته (نسبت ویسکوزیته فاز پراکنده به ویسکوزیته فاز پیوسته)
 m : دبی جرمی، Kg/s
 p : فشار استاتیکی، N/m^2
 q : دبی حجمی، m^3/s
 r : شعاع سیکلون، m

R : مؤلفه‌های تنش رینولدز، N

ST : جریان لایه‌ای

t : زمان، s

U : سرعت، m/s

Z : ارتفاع سیکلون، m

حروف یونانی

α : کسر حجمی فاز، %

δ : دلتای کرانکر

ε : نرخ اضمحلال انرژی سیستیک توربولنسی، J/s

η : بازده جداسازی، %

K : انرژی سیستیک توربولنسی، J

λ : خلوص جریان (کسر جرمی)، %

μ : ویسکوزیته، $Kg/m.s$

ρ : دانسیته، Kg/m^3

τ : تنسور تنش، Pa

زیرنویس‌ها

a : محوری

in : ورودی سیکلون

i, j, k : جهت در محورهای کارتزین

L : آرام

m : مخلوط

O : خروجی بالا

SO : ظاهری نفت

SW : ظاهری آب

t : مماسی

T : آشفته

u : خروجی پایین

w : آب

بالانویس‌ها

$-$: کمیت متوسط زمانی

\sim : کمیت نوسانی زمانی

t : آشفستگی

مراجع

- [1]. Oropeza-Vazquez C., "Multiphase Flow Separation in Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone and Gas-Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separators", Ph.D. Thesis, University of Tulsa, 2001.
- [2]. Oropeza-Vazquez C., Afanador E., Gomez L., Wang S., Mohan R., Shoham O., and Kouba G., "Oil-Water Separation in a Novel Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone (LLCC) Compact Separator Experiments and Modeling", ASME J. Fluids Engineering, Vol. 126, pp. 553-564, July, 2004.
- [3]. Reyes M. A., Pacheco J. E., Marin J. C., Rojas L. R., and Rincon J., "Numerical Simulation and Experiments of the Multiphase Flow in a Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Separator", ASME Joint European Fluids Engineering Summer Meeting, July, 2006.
- [4]. Chu L., Chen W. and Lee X., "Effect of Structural Modification on Hydrocyclone Performance", J. Separation and Purification Technology, Vol. 21, pp. 71-86, May, 2000.
- [5]. Sh. Shi, Y. Wu, J. Zhang, J. Guo, and Sh. Wang, "A Study on Separation Performance of a Vortex Finder in a Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone", 9th International Conference on Hydrodynamics, China, pp. 380-386, October, 2010.
- [6]. R. S. Mathiravedu, Sh. Wang, R. S. Mohan, O. Shoham and J. D. Marrelli, "Performance and Control of Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Separators", ASME J. Energy Resources Technology, Vol. 132, pp. 1-9, March, 2010.
- [7]. Escobar O. M., "Performance Evaluation of A Modified Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone (LLCC) Separator", M.S. thesis, University of Tulsa, 2005.
- [8]. Wu Y., Xu J., Liu H., and Zheng Zh., "Numerical Study on Oil and Water Two-Phase Flow in a Cylindrical Cyclone", J. Hydrodynamics, Vol. 22(5), pp. 790-795, October, 2010.
- [9]. Noroozi S., Hashemabadi S.H., "CFD Simulation of Inlet Design Effects on De-oiling Hydrocyclone Separation Efficiency", J. Chemical Engineering & Technology, Vol. 32, No. 12, pp. 1885-1893, 2009.
- [10]. Bowers B. E., Brownlee R. F. and Schrenkel P. J., "Development of a Downhole Oil/Water Separation and Reinjection System for Offshore Application", SPE(63014), Vol. 15, pp. 115-122, 2000.