بررسی هیدرولیک سینیهای غربالی با استفاده از دیدگاه حجم سیال

شاهین محمدی زرغان^۱،سپیده رشدی^۱، نورالله کثیری^{۱®} و جواد ایوک پور^۲ ۱- مرکز تحقیقاتی CAPE ،دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت، تهران، ایران ۲- بخش پالایش نفت، پژوهشگاه صنعت نفت ایران، تهران، ایران تاریخ دریافت: ۹۲/۱۲/۲۰ تاریخ پذیرش: ۹۳/۷/۱

چکیدہ

در این تحقیق به مدلسازی حجم سیال سینی غربالی با استفاده از مدل اغتشاش ٤-k در بازه فاکتور ظاهری گاز ۴۶۲/۲۳ و ۱/۴۶۲ و دبی مایع ۲۰۰۲×۶/۹۴ تا ۶۰۱ ماید ۳ ۲۰۰۰×۱۷/۸ پرداخته شده است. مقایسه نتایج شبیهسازی VOF و Eulerian (نتایج تحقیق پیشین مولفان) با دادههای تجربی (Solari و Bell) نشان داد که خطای شبیهسازی از ۱۶٪ اولرین به ۲٪ VOF برای ارتفاع زلال مایع کاهش می یابد، هنگامی که ارتفاع زلال مایع در فاکتورهای ظاهری مختلف گاز بررسی شود. با تغییرات دبی مایع، خطای ارتفاع زلال مایع کاهش می یابد، از ۳۵٪ به ۷٪ در دیدگاه VOF در مقایسه با دادههای تجربی (Solari و Bell) کاهش یافت. ارتفاع سرکف همخوانی بهتری را با رابطه Orwerl نقاع زلال مایع در فاکتورهای ظاهری مختلف گاز بررسی شود. با تغییرات دبی مایع، خطای ارتفاع زلال مایع در دیدگاه اولرین از ۳۵٪ به ۷٪ در دیدگاه VOF در مقایسه با دادههای تجربی (Solari و Bell) کاهش یافت. ارتفاع سرکف همخوانی بهتری را با رابطه Orwerl نقاع تعربی نشان داد. همچنین سطح تماس مایع و گاز از نقاط قوت دیدگاه حجم سیال است. نتایج تحقیق نشان داد که مقدار سطح تماس از ۲۰۸۲ به ۱۳ در برابر افزایش فاکتور ظاهری گاز از ۲۹۲/۰ تا ۱/۴۶۴، افزایش می یابد. همچنین نیمرخ فشار در

کلمات کلیدی: سینی غربالی، VOF، ار تفاع زلال مایع، پروفایل فشار، سطح تماس

مقدمه

تقطیر یکی از مهمترین فرآیندهای جداسازی میباشد. اگرچه هزینه انرژی آن بسیار زیاد است، به دلیل اینکه در مقیاسهای بزرگ، امکان جداسازی را مهیا می کند، هنوز هم یکی از اولویتهای اول در فرآیندهای جداسازی است. اجزای داخلی برج تقطیر از اجزای پرهزینه سیستمهای فرآیندی محسوب میشوند. ارتباط مستقیم این تجهیزات در خلوص و مقدار محصول تولیدی واحدهای پالایشگاهی و پتروشیمی، سبب توجه بسیار زیاد پژوهشگران و محققان به آنها در طول سالیان شده است. تلاشهای متعددی

> *مسؤول مكاتبات آدرس الكترونيكي

capepub@cape.iust.ac.ir

متا و همکاران مسیر جریان فاز مایع را با حل معادلههای متوسط زمانی پیوستگی جرم و مومنتم فقط برای فاز مایع، تحلیل و از مدل کردن فاز گاز صرف نظر کردند. مدل آنها نمی توانست جهت بررسی الگوهای جریان مایع و گاز مورد استفاده واقع شود [۱]. فیشر و کوارینی، مدل سه بعدی گذرا برای هیدرودینامیک مایع و گاز با ضریب درگ ثابت ۲۴/۰٫۱ ارائه کردند، این ضریب درگ برای سینیهایی که در رژیم سرکف و یا اسپری هستند مقدار مناسبی نمی باشد. زیرا برهم کنش حاصله بر حسب سرعت گاز و مایع و ماندگی مایع و گاز در قسمتهای اولیه سینی متفاوت خواهد بود [۲].

برای مدل کردن سینی غربالی با CFD صورت گرفته است.

کریشنا و همکاران، مدل ۳ بعدی دو فازی برای سینی غربالی به قطر ۲/۳ متر استفاده کردند. مدل آن ها ارتفاع مایع زلال و موجودی فاز مایع را پیش بینی و شامل ناودان نمی شد. در نظر گرفتن ناودان در شبیه سازی ها ضروری است، زیرا ممکن است در ناودان هم انتقال جرم صورت یذیرد [۳ و ۴].

گسیت و همکاران رابطه بنت و رابطه کولول را برای تخمین متوسط کسر حجمی مایع به کاربردند [۵]. مقدار پیشبینی شده ارتفاع زلال مایع بیشتر از مقدار برآورد شده نتایج و روابط تجربی بود که این از عدم قطعیت رابطه تجربی به کاربرده شده در نیروی درگ بود که در هیدرودینامیک جریان دوفازی تأثیر گذار بود [۶]. با تعویض پارامتر برهم کنش بین فازی فاز گاز و مایع در سینی غربالی، معادلاای جهت پیشبینی پارامتر برهم کنش بین فازی در مورد سینیهای دریچهای به دست آمد. با توجه به عدم دسترسی به رابطهای که بتواند پیش بینی مناسبی از دانسیته سرکف در مورد این نوع از سینیها داشته باشد، از فرم رابطه بنت برای تخمین این کمیت استفاده شد و مقدار ثوابت این معادله به طریق آزمایشــگاهی برای سینی دریچهای به دست آمد [۷]. بعد از آن تلاشهایی جهت تأثیر وزن دریچه (شــیر) در چگونگی توزیع مایع و گاز در سینیهای دریچهای صورت گرفت و از ۳ نوع دریچه با شکل و اندازه یکسان اما با وزن متفاوت (۵، ۱۰/ ۱۳ و ۲۰ gr) استفاده شـد. برای حل معادلات از دیدگاه VOF استفاده شد. نتایج تحقیق نشان دادکه با سنگین ترشدن وزن شیر، برهم کنش بین فازی و بازده انتقال جرمی بیشــتر میشود اما افت فشارهم متناسب با أن بيشتر مي شود كه بايد بهینهسازیهایی در این راستا انجام بگیرد [۸]. زارعی و همکاران پیشبینی رفتار سینی غربالی حاوی ورودیهای خاص منافذ بخار را انجام دادند و آن را با نتایج سینی غربالی آزمایشگاهی سولاری و بل مقایسه کردند. مطالعات آنها نشان داد که در این نوع از سینیها افت فشار و ارتفاع زلال کمتر از سینیهای غربالی معمولی است و به دلیل مسیر مماسی حرکت گاز برخلاف سینی غربالی که به حالت قائم میباشد، زمان ماند بیشتری برای فاز گاز بر روی سینی مهیاست، بنابراین در بهبود راندمان انتقال جرمی www.SID.ir

میتواند تأثیر بهتری داشــته باشد [۹]. رشدی و همکاران شبیهسـازی سـینی غربالی همراه با آکنه را با استفاده از دیدگاه اولرین- اولرین انجام دادند. برای به دســت آوردن تـرم برهمکنش بین دوفازی از ضرایـب درگ متفاوت در ناحیه متخلخل سینی و نواحی غیر متخلخل سینی استفاده کردند. به منظور تخمین این ضرایب از روابط تجربی موجود برای ماندگی متوسـط مایع در ناحیه سـرکف و در ناحیه متخلخل استفاده شد [۱۰].

در تحقیق حاضر به مدل سازی سینی غربالی با استفاده از دیدگاه VOF پرداخته شده است. با توجه به خطای مشاهده شده در دیدگاه اولرین در تحقیقات پیشین [۳، ۴، ۶، ۹–۱۱] نیاز به مدلی احساس می شد که بتواند خطاهای موجود را بهبود بخشد که در این تحقیق به این موضوع پرداخته شده است. علاوه بر این پرداختن به پروفایل های فشاری نیز از موارد مهم می باشد که به عنوان خلا در هندسه سینی نیازمند کنکاش عمیق از دیدگاه پارامترهای فشاری می باشد که سبب افت فشار مازاد نگردد. علاوه بر این سطح تماس بین فازها به عنوان عامل مهم تاثیر گذار در راندمان انتقال جرمی است که در این دیدگاه مدل سازی به آن پرداخته شد که بر آورد آن در دیدگاه اولرین می سر نبود.

مدل حجم سیال، تکنیک ردگیری سطح مشترک فازها برای مش اولری ثابت است. این مدل برای دو یا چند سیال غیر قابل امتزاج، که مکان فصل مشترک آنها مورد نظر است، طراحی شده است [۱۳ و ۱۲].

ردیاب_ی فصل مشــترکهای میـان فازها با حـل معادله پیوســتگی برای کسر حجمی یک (یا بیشتر) از فازها انجام میگیرد. برای فاز p ام، این معادله به شکل زیر است [۱۳]: میگیرد. برای فاز p ام، این معادله به شکل زیر است [۱۳]: میگیرد. برای فاز p ام، این معادله به شکل زیر است (۱۳] در مطالعـه حاضـر از پارامترهای انتقال جـرم بین فازی در مطالعـه حاضـر از پارامتر چشمه م_ه S صرف نظر شده است.

1. Valve Tray

بررسی هیدرولیک سینیهای ...

معادله کســر حجمی بــرای فاز اصلی حل نمیشــود. این معادله برای فاز اصلی از معادله ۲ به دست میآید. $\sum^{"} \alpha_q = 1$ (٢) معادله اندازه حرکت یارامتر در سرتاسر دامنه، حل می شود و میدان سرعت حاصل به صورت مشترک در اختیار همه فازها قرار می گیرد. معادله مومنتم نشان داده شده در زیر، وابسته به کسرهای حجمی همه فازها و خواص سیال شامل دانسیته و ویسکوزیته می باشد [۱۳]: $\frac{\partial}{\partial t} \left(\rho \vec{v} \right) + \nabla (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla P + \nabla \left[\mu \left(\nabla \vec{v} + \nabla \vec{v} \right) \right] + \rho \vec{g} + \vec{F}$ (٣) کشش سطحی در نتیجه نیروهای جاذبه میان مولکول ها در سیال به وجود می آید. مدل کشش سطحی در نرمافزار، مدل نيروى سطحى پيوسته پيشنهاد شده توسط براكبيل و همكارانش است. با این مدل، اضافه شدن كشش سطحی به محاسبات حجم سيال منجر به يک يارامتر چشمه در معادلات اندازه حرکت می شود (معادله ۳) [۱۴]. به منظور مدلسازی نیروی کشش سطحی، از مدل نیروی سطحے, ییوسته '(CSF)، (معادله ۴) استفاده گردید. $F = \sigma \frac{\rho k_p \nabla \alpha_q}{0/5(\rho_p + \rho_q)}$ (۴) در معادله بالا k، انحنا و σ کشش سطحی برحسب N/m و میزان اعتبار مطلوب این مدل در جریانهای دوفازی گاز و مایع در مبحث جریان سینی در تحقیقات پیشین نیز مشاهده شده است [٨] . برای مدل سازی اغتشاش از معادله k-ε استاندارد استفاده شـد که شامل معادله انتقال انرژی جنبشی در جریان مغشوش (k) و معادلات تلفات انرژی در جریان درهم (٤) میباشد. بدون شک این مدل یکی از

در جریان درهم (٤) میباشـد. بدون شک این مدل یکی از رایجترین مدلها در بررسی اغتشاش در سینی های غربالی می باشد که به دفعات به کار رفته است [۱۲ و ۱۳].

تشریح هندسه حاکم بر حل مساله و شرایط مرزی

مشخصات هندسی سینی غربالی مورد استفاده قرار گرفته توسط سولاری و بل، در جدول ۱ خلاصه شده است [۱۴]. برخی از مشخصات سینی مانند درازای بند خروجی و قطر حفرات و ناحیه فعال مجهول بودند که از روابط ریاضی برای یافتن این کمیتها استفاده شد. مساحت اختصاص داده شده به ناودان ۱۳٪ از کل مساحت را به خود اختصاص

میدهد. برای این منظور با به دست آوردن مساحت قطاع دایرهای با شعاع r و قطاع مثلثی در شکل ۱، و کسر مساحت قطاع مثلثی از مساحت قطاع دایرهای، مساحت تخصیص یافته به ناودان به دست آمد و با ۱۳٪ از مساحت کل سینی برابر قرار داده شد. در این صورت با معلوم شدن زاویه ۵، درازای بند (W) از معادله ۵ به دست آمد. با توجه به این که هندسه متقارن است، نصف مقدار بالا در محاسبات دخالت داده شده است [۶].

$$W = 2r\sin\frac{\theta}{2}$$

جدول ۱- ابعاد هندسی سینی سولاری و بل [۱۵]

(۵)

قطر سینی (m)	١ / ٢ ١
فاصله بین دو سینی (m)	۰/۶۱
ارتفاع بند خروجی (m)	•/•۵
قطر سوراخها و فاصله بين سوراخها (m)	۰/۰۱۲۷ و
	•/•۵
درصد کسر مساحت سوراخها، بر مبنای ناحیه	7.Δ
حبابي	
درصد ناحيه تخصيص يافته به ناودان بر	7.18
مبنای مساحت کل	
ارتفاع ناحیه ورود مایع در زیر ناودان (m)	۰/۰۳۸



شکل ۱ – شمای دید از بالای سینی با درازای بند W

درصد ناحیه حبابی^۲، از تفریق مساحت اختصاص داده شده به دو ناودان از ناحیه کل به دست آمد که ۷۴٪ مساحت کل سینی میباشد. مقدار مساحت اختصاص داده شده به ناحیه حفرهای، ۵٪ از سطح حبابی را شامل میشد. در این جا تعداد سوراخهای واقعی سینی، ۱۷۵ سوراخ (برای نصف سینی [۱۵]) و آرایش سوراخها به صورت مثلثی در نظر گرفته شد.

^{1.} Continum Surface Force

^{2.} Bubbling Area

با این فرضیات هندسـه حاکم بر مدل به صورت شکل ۲ به دسـت آمد. در جدول ۲ به شـرایط مرزی به کاربرده شده پرداخته شده است که مشابه تحقیق پیشین مولفان(مرجع [۱۰] با شماره صفحه ۵۶۶) می باشد که به منظور اجتناب از تکرار در اینجا به توضیح آن پرداخته نشده است.



١٠	مرزى	شرايط	معادلات	-۲	جدول
----	------	-------	---------	----	------

$u_{l,inlet} = \frac{Q}{h_{\rho} W}$ $u_{l,inlet} = \frac{Q_{v}}{h_{\ell} W} (1 - (\frac{z}{W})^{v})$	شرایط مرزی برای ورودی و خروجی مایع وابسته به پارامتر جریان [۶ و ۱۰]
$F_s = v_s \sqrt{\rho}_G$	شرایط مرزی برای ورودی
$v_{hole,i} = \frac{v_s A_b}{n A_{hole}}$	و خروجی سوراخهای گاز

الگوريتم حل

برای حل مساله از الگوریتم کوپل شده سرعت – فشاری سیمپل^۱ استفاده شد. مقدار ضرایب پسماند^۲ تاثیر زیادی در روند حل مساله دارند. ضرایب پسماند بسته به ساختار هندسی سینی و مشربندی و شرایط عملیاتی مساله تغییر میکنند. برای این منظور این مقادیر برای سرعت گاز و www.SID.ir

مایع و فشارو دانسیته و k-٤ در اکثر شبیهسازیها کمتر از ۵ / ۰ درنظر گرفته شــد. اندازه گام زمانی تاثیر زیادی در همگرایی مساله دارد. گامهای زمانی بزرگتر سبب واگرایی مساله می شود. با تغییر تعداد سلول های محاسباتی، اندازه گام زمانی نیز تغییر می کند. در تعداد سلول محاسباتی ۷۱۲۵۶۹، مقدار گام زمانی به کاربرده شده برابر ۱/۰۰۰۰ میباشد. شرایط پایا برای حل مساله زمانی مطرح میشود که کسر حجمی متوسط مایع بر روی سینی به مقدار پایا برسد و برای این منظور از گزارش ارتفاع زلال مایع برای همگرایی استفاده شد. برای گسسته سازی معادلات، از روش آپویند ۳ درجه اول استفاده شد. همچنین از طرح بازسازی هندسه برای تخمین سطح تماس بین فازی استفاده شده است. انتخاب شرایط اولیه مناسب علاوه بر اینکه در زمان همگرایی تاثیرگذار است؛ مانع از عدم همگرایی میشود. همچنین از همگرایی به جوابهای غیرواقعی هم ممانعت می کند. برای این منظور از روش پیشنهادی مشابه تحقیق قبلی نویسندگان این مقاله استفاده شده است [۱۰].

برهث نفت و شماره ۸۱

نتايج و بحث

در این بخش در ابتدا به عدم وابستگی نتایج از تعداد سلولهای پرداخته شده است و سپس به ارائه نتایج دیدگاه حجم محدود سینی غربالی پرداخته شده است. استقلال از سلولهای محاسباتی

به طور ایدهآل اندازه شـ بکه باید به قدر کافی ریز باشد که با افزایش بیشـ تر تعداد آن نتایج تغییـ ر نکنند. به منظور اطمینان از اسـ تقلال نتایج از اندازه شبکه، هندسه سینی با استفاده از سه اندازه شبکه مختلف مش بندی شده است و سـ طح بین فازی گاز-مایع حاصل از نتایج شبیه سازی در فاکتور ظاهری گاز و مایـع به ترتیب ۱۹۶۲ ^{۱۰} s⁻¹ kg/m^{0.5} فاکتور ظاهری گاز و مایـع به ترتیب ۱۰۶۶۲ ^{۱۰} s⁻¹ بیه سازی در ت⁻¹ × ۱۷/۸ متر مکعب بر ثانیه مقایسه شده است. بر طبق جدول ۳، به علت شـ بکه ریزتر در مرحله دوم، مسـ احت سـ طح بین فازی محاسبه شده تقریباً ۱۵٪ بیشتر از شبکه اول می باشد.

- 1. Simple
- 2. Under Relaxation Factors
- 3. First Order Upwind

نوع شبكه	تعداد سلولها	مساحت بین فازی (m ²)	ارتفاع زلال مايع			
شبکه ۱	2.0166	•/1947	۰/۰۵۸۱۰			
شبکه ۲	V17089	•/189٣	۰/۰۶۲۳۱			
شبکه ۳	184944	•/1947	•/•9741			

جدول ۳- اثر اندازه شبکه روی مساحت سطح بین فازی پیشبینی شده

دارای پراکندگی مناسب و یکنواخت تری بر روی سینی میباشد.

تاثیر شرایط عملیاتی بر روی پارامترهای هیدرولیکی سینی غربالی بر طبق تئوری لاکت^۱، ارتفاع مایع زلال از انتگرال گیری عمودی کسر حجمی مایع بر روی سینی به دست میآید در نتیجه ارتفاع مایع زلال از رابطه زیر قابل محاسبه خواهد بود [۱۶]:

$$h_{cl} = \int \alpha_{ave} dy = \int \left(\frac{\int \alpha_i dA}{A}\right) dy = \frac{\int \alpha_i dv}{A} = \frac{\sum \alpha_i v_i}{A}$$
(%)

 $A \downarrow \backslash \downarrow$ نحوه محاسبه ارتفاع زلال مایع نظیر رویکردی است که در تحقيق قبلي مولفان به آن يرداخته شده است كه به منظور اجتناب از تکرار در این جا به آن پرداخته نشده است[۱۰]. در معادله بالا _i v حجم مربوط به سلول محاسباتی i و A برابر مساحت ناحيه حبابي ميباشد. نمودار تغييرات ارتفاع مایع زلال بر حسب سرعت گاز و مایع در شکل های زیر نشان داده شده است. تغییرات ارتفاع زلال مایع با تغییرات دبی مایع در شکل ۵ نشان داده شده است.چنانچه در شکل ۶ مشاهده می شود، با افزایش سرعت گاز، ارتفاع مایع زلال كاهش می یابد. با افزایش سرعت گاز، بر هم كنش بین فاز مایع و گاز بیشــتر خواهد شـد و مقدار بیشتری از مایع به سمت ناودان سرازیر و یا به صورت ماندگی از سینی بالایی خارج می شود، بنابراین ارتفاع مایع زلال کاهش می یابد [۱۰]. مقایســه نتایج تحقیق پیشــین مولفان با نتایج کار حاض_ (VOF) بیان گر نزدیک تر شدن نتایج به دادههای تجربی سولاری^۲ میباشد. دلیل این امر این میباشد که در روش اولرین- اولرین [۱۰ و ۱۴]، برای هر فاز، معادلات اندازه حرکت حل می شود و برای پیش بینی بر هم کنش های بین فازی از روابط تجربی (مانند روابطی که برای ضریب درگ استفاده می شود) استفاده می شود که باعث به وجود آمدن خطا در محاسبات می شود.

اما اختلاف چشـم گیری بین مقادیر سطح تماس محاسبه شده با استفاده از شبکه ۲ و ۳ مشاهده نمی شود. به منظور اطمینان از صحت تعداد سلولهای محاسباتی، تاثیرات تعداد سلولهای محاسباتی بر روی ارتفاع زلال مایع و افت فشلرنیز بررسلی گردید. همان طور که ملاحظه می شود، تفاوتی که بین شبکه ۲ و ۳ مشاهده می شود، می تواند قابل صرف نظر باشد. نظیر مراحل ذکر شده برای افت فشار نیز تکرار شد و افت فشار هم خوانی نزدیک تری را با وابستگی ارتفاع زلال مایع به شبکه نشان داد. بنابراین شبکه دوم به عنوان بهترین ساختار سلول محاسباتی در شبیه سازی ها استفاده شد. شماتیک شبکه بندی استفاده شده در شکل ۳ نشان داده شده است.



شکل ۳– شماتیک شبکهبندی مورد استفاده برای هندسه سینی غربالی

کانتورهای کسر حجمی مایع برروی سینی

در شـكل ۴ مشـاهده مىشـود كه تجمع مايع در اطراف ديواره (قسـمت سهموى سـينى) نسبت به سـاير نقاط روى سينى(قسـمت چهار وجهى) به دليـل اثرات ديواره و پراكندگى نادرست گاز، بيشـتر شده و سبب پراكندگى نامناسب گاز در مايع مى شود در نتيجه ميزان انتقال جرم و بازده در اين قسمت از سينى كمتر از ساير نقاط مى باشد. همچنين در شـكل ۴ مشاهده مىشـود كه در نواحى دور از ديواره (قسـمت چهار وجهى سينى) و به خصوص اطراف خط مركزى سينى پراكندگى دو فاز مايع و گاز بهتر صورت مى گيـرد، به همين دليل مايع تا ارتفاع بالاترى نسـبت به نواحى اطراف ديواره مىرسد. همچنين در اين نواحى مايع نواحى اطراف ديواره مىرسد. همچنين در اين نواحى مايع

^{1.} Lockket

^{2.} Soalri & Bell





شکل ۴–کسر حجمی مایع در ارتفاعات مختلف سینی



شکل ۵- نمودار تغییرات ارتفاع مایع زلال در دبیهای مختلف مایع و فاکتور ظاهری گاز (kg/m)^{0.5}.s⁻¹/



شکل ۶- نمودار تغییرات ارتفاع مایع زلال درسرعتهای متفاوت گاز در دبی مایع (m³/s) × ۱۰۰× ۸/ ۱۷

در صورتی که در روش ارائه شـده در این تحقیق معادلات ممنتوم فقط برای مخلوط حل میشـود در نتیجه خطای موجود در روش اولرین – اولرین حذف میشـود. همچنین دربعضی از شـرایط عملیاتی مانند نقطه ابتدایی در شکل ۶ نتایج پیشبینی شـده با استفاده از مدل ارائه شده بهتر از نتایج پیشبینی روابط تجربی (روابط بنت^۲ و کولول^۲) در مقایسه با دادههای سولاری و بل میباشد [۱۱]. در مجموع مدل VOF پیشبینی بهتری را نسـبت به روابط تجربی و مدل شبیهسازی شده اولرین ارائه میدهد.

بررسی هیدرولیک سینیهای ...

به منظور به دست آوردن ارتفاع سر کف و دانسیته سر کف مشابه روش تحقیق پیشین عمل گردید [۱۰]. با افزایش سرعت گاز، ارتفاع سر کف برروی سینی افزایش مییابد، زیرا برهم کنش بین فاز مایع و گاز بیشتر شده و مایع به ارتفاعات بالاتری از سینی منتقل میشود (انتقال از بخش ارتفاع مایع زلال به بخش ارتفاع سرکف). رابطه بنت بر www.SID.ir

طبق تحلیلهای تحقیقات گذشته جزء روابط تجربی میباشد که دانسیته مایع در سرکف را بیشتر از حد مورد نظر پیشبینی می کند [۳، ۴، ۴، ۹ و ۱۰] در نتیجه به دلیل دقت بالای مدلسازی، دانسیته سرکف مشاهده شده از نتایج شبیهسازی کمتر از رابطه پیشبینی شده بنت است (شکل ۷). با افزایش سرعت گاز، ارتفاع سر کف بر روی سینی افزایش مییابد، زیرا برهم کنش بین فاز مایع و گاز بیشتر شده و مایع به ارتفاعات بالاتری از سینی منتقل میشود (انتقال از بخش ارتفاع مایع زلال به بخش ارتفاع سر کف شکل ۸) البته از آنجایی که مقدار دقیق تجربی برای ارتفاع سر کف و همچنین دانسیته سر کف وجود ندارد، بنابراین نمیتوان به صورت قاطع در مورد دقت روش ارائه شده و رابطه تجربی کولول اظهار نظر کرد.

^{1.} Bennet

^{2.} Colwell



شکل ۸– نمودار تغییرات ارتفاع سرکف در دبیهای مختلف گاز و دبی مایع (m³/s) ۲۰۰× ۸/ ۱۷

اما از آنجا که روش ارائه شده نسبت به روشهای بنت و اولرین- اولرین هم گرایی بیشتری به رابطه نسبتا دقیق کولول را داراست، میتوان نتایج روش ارائه شده را قابل قبول دانست. همچنین در شکل ۹ به ترسیم کانتورهای ارتفاع زلال مایع (با رنگ قرمز) پرداخته شده است.

تغییرات موجودی متوسط مایع برحسب ارتفاع از کف سینی

به منظور بیان توزیع عمودی فاز مایع در ارتفاعات مختلف از سینی و بررسی اثر سرعت جریان گاز ورودی بر پراکندگی فاز مایع، مقادیر کسر حجمی فاز مایع برای سه دبی از گاز ورودی در ارتفاعهای مختلف و صفحات افقی متوسط گیری شده و در شکل (الف-۱۰) ترسیم گردیده است. در فاکتور ظاهری 1.015=Fs مشاهده می شود تا ارتفاع ۲/۳ از کف سینی، کسرهای حجمی مایع مشاهده می شود که نتایج شکل ۷ را تایید می کند. همچنین در دبیهای بیشتر

مایع کسرهای حجمی بیشتر مایع مشاهده میشود (شکل ب-۱۰).

بررسى فشار مخلوط در دامنه محاسباتي

به منظور محاسبه نحوه توزیع فشار نسبت به ارتفاع، صفحاتی به موازات سینی در نظر گرفته شد. این صفحات با مساحت برابر و در راستای x و z میباشند. با استفاده از فرمول (۷)، می توان فشار متوسط را به صورت زیر محاسبه کرد. از معادله ۷ برای محاسبه فشار استاتیک و فشار کل نیز استفاده گردید. در معادله (۷) A_i و P_i به ترتیب سطح و فشار مربوط به سلول محاسباتی i میباشند.

$$P_{aw} = \frac{\int PaA}{A} = \frac{\sum P_i A_i}{\sum A_i}$$
(Y)

چنانچه در شکل ۱۱ مشاهده می شود، در مدل VOF فشار کل، مجموع فشار استاتیک و دینامیک برای مخلوط گاز و مایع می باشد.



(m³/s) المکل P- کانتورهای ارتفاع زلال مایع در فاکتورهای ظاهری مختلف گاز در دبی مایع $^{*-1}$ × ۸/ ۱۷ (m³/s)

www.SID.ir



شکل ۱۰- تغییرات موجودی مایع در ارتفاعات مختلف از کف سینی الف) دبیهای مختلف گازو دبی مایع (m³s) × ۱۷/۸ (ب) در Fs=۰/۴۶۲ (kg/m)^{0.5} s⁻¹) دبیهای مختلف مایع و فاکتور ظاهری گاز برابر (kg/m)^{0.5} s⁻¹/۴۶۲



شکل ۱۱−توزیع فشار استاتیک الف) افت فشار کل ب) در ارتفاعات متفاوت از کف سینی و شرایط عملیاتی دبی مایع (m³/s) ^۳۰۰× ۱۷/۸ و فاکتورهای ظاهری گاز متفاوت

مایع کمتر، در نتیجه افت فشار گاز در کل کمتر خواهد شد. بنابراین از آنجا که افت فشار گاز، افت فشار غالب در مخلوط میباشد، درنتیجه با افزایش سرعت ظاهری گاز، افت فشار مخلوط کمتر خواهد شد (شکل ۱۱). افت فشار دینامیکی گاز در مقایسه با افت فشار استاتیکی قابل صرف نظر کردن است.

سطح تماس بین فازی

یکی از مزیتهای مهم مدل چندفازی حجم سیال (VOF)، محاسبه نسبتاً دقیق سطح تماس بین فازی میباشد. امکان گزارش گیری مستقیم سطح تماس از نرمافزار فولوئنت وجود ندارد. بنابراین برای محاسبه این پارامتر از رابطه زیر وجود ندارد. بنابراین برای محاسبه این V.a

نمودارهای فشار استاتیک در ابتدا دارای روند نزولی با شیب تند می باشند که انتهای این شیب تند به طور تقریبی همان انتهای ناحیه ارتفاع مایع شفاف است. به علت تجمع مايع با چگالی بسيار زياد در اين ناحيه، تفاوت قابل توجه در فشار استاتیک با تغییر اندکی از ارتفاع اتفاق میافتد. بعد از این ناحیه، در هر دو نمودار فشار استاتیک و فشار کل (نمودار مربوط به فشار کل به دلیل تشابه با روند نمودار فشار استاتیک در اینجا آورده نشده است)، شیب خطوط کمتر می شود که نمایان گر تغییر ناحیه از ارتفاع مایع زلال به ناحیه سرکف می باشد که به علت مقدار کم مایع در این ناحیه تغییرات فشار آنچنان شدید نخواهد بود. همچنین با افزایش سرعت گاز، برهم کنش فازی بیشتر، ارتفاع زلال مایع کمتر، ناحیه دارای شیب زیاد کوچکتر می شود. با افزایش سے عت ظاہری گاز، به دلیل کاهش ارتفاع زلال مایع و کاهش حد مایع ، افت فشار گاز در مواجهه با هد www.SID.ir

در معادله بالا _{۲۰۰} حجم سلول محاسباتی و ∞ موجودی فاز پراکنده می باشـد. در شـکل ۱۲ میزان سطح تماس بین فازی در سرعتهای ظاهری مختلف گاز ورودی ترسیم شده است. همان طور که از نمودار مشخص است با افزایش میزان دبی گاز ورودی، به علت پخش شـدن قطرات مایع بر روی سـینی و کاهش اندازه آنها، سطح تماس بین فازی افزایش مییابد. همچنین روند نمودار در دبیهای بالا نشان میدهد که شدت افزایش سطح تماس با افزایش دبی از ۱/۰۱ به ۱/۴۶ نسبت به دبیهای کمتر کاهش پیدا کرده است. این بدین معنی اسـت که افزایش دبی گاز بیشـتر از ۱/۰۱ تأثیر بدای روی توزیع و پخش مایع بر روی سینی ندارد.



نتيجه گيرى

در این تحقیق به مدل سازی سینی غربالی در ۳ بعد از دیدگاه VOF با معادلات اغتشاشی ۲-۵ پرداخته شده است. شرایط عملیاتی و هندسه سینی غربالی دقیقا منطبق بر هندسه سولاری با تعداد سوراخهای واقعی انتخاب گردید. برای مدل سازی از معادله اندازه حرکت برای فاز مخلوط استفاده گردید. در نتیجه این دیدگاه از مدل سازی نیازمند استفاده از نیروی درگ نبود که یکی از عوامل خطای مهم مدل های اولرین در مقایسه پارامترهای هیدرولیکی با نتایج تجربی بود. بنابراین نتایج مدل حجم سیال توانست ارتفاع زلال و سرکف را دقیق تر از مدل اولرین پیش بینی نماید. پیش بینی پارامترهای هیدرولیکی و کانتورهای کسر نماید. پیش بینی و محاسبه پروفایل کسر حجمی مایع در نقاط مختلف سینی و پروفایل های فشار و محاسبه افت

فشار کل سینی در شرایط عملیاتی متفاوت از نتایج این تحقیق به شرار میآیند. همچنین یکی از مشخصههای مهم دیدگاه VOF، ارزیابی سطح تماس مشترک گاز – مایع می باشد. که نتایج این تحقیق پیش بینی نمود که با افزایش سرعت ظاهری گاز، سرطح تماس بین گاز و مایع افزایش می یابد. اما در سرعت های بیشتر گاز، این افزایش به مقادیر ثابت می رسد. بنابراین در مجموع، دیدگاه VOF اطلاعات کامل تری با درجه صحت مطلوب را نشان می دهد. تحقیق در مورد تغییرات در هندسه سینی که بتواند سطح تماس را به میزان مطلوب بهبود بخشد به نحوی که سبب افزایش راندمان سرینی های غربالی شود، از گام های بعدی ضروری این تحقیق به شرمار می آید به گونه ای که سرب افزایش

علايم و نشانهها

(m²) ۶ مساحت ناحیه حبابی مورد استفاده در معادله A (m^2) مساحت مربوط به ناحیه حبابی A_h (m^2) :مساحت مربوط به حفره گاز (A_{hoole} (m^2) مساحت حفرهای A_{hoolei} (N/m^{-3}) (۳ معادله مومنتم (معادله) جشمه در معادله F $(kg/m)^{0.5}s^{-1}$ فاکتور ظاهری گاز: F_s g: شتاب گرانشی (ms⁻²) (m) ارتفاع ناودان h_{m} (m) ارتفاع زلال مایع h_{cl} (m) ارتفاع بند. K: انرژی سینتیک اغتشاش (m²s-²) n: تعداد سوراخها t: زمان (Sec) P: فشار (Pa) (m³s⁻¹) دبی مایع:*QL* (ms^{-1}) : شرط مرزی ورودی مایع به سینی u_{linlet} (ms^{-1}) بردار سرعت v (ms^{-1}) سرعت ظاہری گاز بر مبنای ناحیہ حبابی V_{s} (ms^{-1}) :سرعت حفرهای گاز $v_{hole,i}$ (m) درازای بند: *W*

بروش نفت و شماره ۸۱

δ:تابع دلتای دیراک σ: کشش سطحی (^۱-nm) *p*: فاز q ام *q*: فاز q ام G: پسوند مربوط به فاز گاز

علایم یونانی ۵: حجم مربوط به فاز ۶: نرخ اتلاف انرژی سینتیکی اغتشاش (m²s⁻³) *µ*: ویسکوزیته دینامیک (kgm⁻¹s⁻¹) *µ*_{eff} : ویسکوزیته مؤثر (kgm⁻¹s⁻¹) *ρ*: جرم مخصوص (kgm⁻¹s⁻¹)

مراجع

 Mehta B., Chuang K. T., and Nandakumar K., "Model for liquid phase flow on sieve trays", Chem.Eng.Res. Des., Vol. 76, Issue 7, pp. 843–848, 1998.

[2]. Fischer C. H. and Quarini J. L., *Three-dimensional heterogeneous modeling of distillation tray hydraulics*, AIChE Meeting, Miami Beach, 1998.

[3]. Krishna R., van baten J. M., Ellenberger J., Higler A. P., and Taylor R., "CFD simulations of sieve tray hydrodynamics", Chem. Eng. Res. Des., Vol. 76, Issue 7, pp. 639–646, 1999.

[4]. van Baten J. M. and Krishna R., "Modelling sieve tray hydraulics using computational fluid dynamics", Chem.I Eng. J., Vol. 77, Issue 3, pp. 143-151, 2000.

[5]. Bennett D. L., Agrawal., and P.J Cook., "New pressure drop correlation for sieve tray distillation columns", AIChE J., Vol. 29, Issue 3, pp. 434–442, 1983.

[6]. Gesit G., Nandakumar K., and Chuang K. T., "CFD modeling of flow patterns and hydraulics of commercialscale sieve trays", AICHE J, Vol. 49, Issue 4, pp. 910-924, 2003.

[7]. Li X.Gang, Liu D. Xin, Xu S. Min, and Li H., "CFD simulation of hydrodynamics of valve tray", Chem. Eng. and Proc., Vol. 48, Issue 1, pp. 145, 2009.

[8]. Alizadehdakhel A., Rahimi M., Alsairaf A., and Abdulaziz, "*CFD and experimental studies on the effect of valve weight on performance of valve tray column*" Comp.& Chem.Eng. Volume 34, Issue 1, ,pp. 1–8, 2010.

[9]. Zarei T., Rahim R., Zidvar M., "Computational fluid dynamic of MVG tray hydraulic", Korean J. of Chem. Eng., Vol. 26, Issue5, pp. 1213-1219, 2009.

[10]. Roshdi S., Kasiri N., Hashemabadi S. H., and Ivakpour J., "Computational fluid dynamics simulation of multiphase flow in packed sieve tray of distillation column", Korean J. Chem. Eng., Vol. 30, Issue3, pp. 563-573, 2013.
[11]. Rahimi R., Ameri A. and Setoodeh N. "Effect of Inlet Downcomer on the HydrodynamicParameters of Sieve Trays Using CFD Analysis" Journal of Chemical and Petroleum Engineering", Vol. 45, Issue 1, pp. 27-38, 2011.

[1۲]. دکتر هاشم آبادی، دکتر دهنوی، "شبیهسازی CFD جریانهای چندفازی با نرم افزار فلوئنت"، انتشارات اندیشه سرا. [13]. Rahimi R., Sotoodeh M. M., and Bahramifar E., "The effect of tray geometry on the sieve tray efficiency", Chem. Eng. Sci., Vol. 76, Issue 9, pp. 90-98, 2012.

[14]. ANSYS FLUENT 14.5 Theory Guide, April 2012.

[15]. Solari B. and Bell R. L., "fluid flow patterns and velocity distribution on commercial-scale sieve trays", AIChE J., Vol.32, Issue 4, pages 640-649, 1986.

[16]. Lockett M. J., Distillation tray fundamental, Cambridge University Press, Cambridge, 1968.

۱۸۰