

## استفاده از مفاهیم پایه‌ای مکانیک سیالات برای حل چند مسئله کاربردی در صنایع نفت و گاز: الگویی برای مهندسان شیمی و نفت

مهدی پناهی<sup>۱</sup>، مهدی کریمی<sup>۲</sup> و حسینعلی اخلاقی امیری<sup>۳</sup>

(دریافت مقاله: ۱۳۹۷/۹/۱۲)، (پذیرش مقاله: ۱۳۹۸/۲/۲۱)

DOI: 10.22047/ijee. 2019.159567.1597

**چکیده:** بدون تردید، مکانیک سیالات یکی از دروس پایه‌ای و بسیار پرکاربرد در آموزش رشته‌های مهندسی شیمی و مهندسی نفت است. آموزش عمیق برخی از مفاهیم پایه‌ای در مکانیک سیالات و انتظار درک آن توسط دانشجویان صرفاً از طریق نوشتن برخی از روابط ریاضی مورد نیاز به‌سادگی امکان‌پذیر نیست. در این مقاله با ارائه چهار مثال صنعتی و کاربردی، که حاصل چندین سال تجارب نویسندگان این مقاله در مشارکت در طراحی و اجرای چندین پروژه صنعتی در زمینه صنایع نفت و گاز است، برخی از این مفاهیم به زبانی ساده ارائه شده است. مطالعه این مقاله به درک و آموزش مفاهیم مرتبط با سیالات دوفازی، استفاده از معادلات ناویر-استوکس و شرایط مرزی، چگونگی تنظیم سطح نفت پایدار نشده در جداکننده‌های میانی پروژه‌های فرآورش نفت و گاز در تأسیسات سطح‌الارضی<sup>۴</sup>، چگونگی استفاده از منحنی پمپ‌ها و کمپرسورهای دور ثابت و دور متغیر در طراحی و همچنین محاسبات افت فشار در خط لوله گاز کمک می‌کند. این مقاله به‌عنوان الگویی به عموم مهندسان شاغل در صنعت کمک می‌کند تا به همین نحو بتوانند مسائل آموزشی را از فرایندهایی که به‌صورت روزمره با آن سروکار دارند، چه در زمان طراحی و چه در زمان بهره‌برداری، استخراج و با طرح مسائل کاربردی و ارائه راه‌حل به‌طور هم‌زمان، آموزش و درک مفاهیم مهندسی را در انواع فرایندها و تجهیزات در صنایع گوناگون تسهیل کنند.

**واژگان کلیدی:** آموزش، مکانیک سیالات کاربردی، معادلات ناویر استوکس، تنظیم سطح نفت، جداکننده سه فازی، استاتیک سیالات، منحنی پمپ و کمپرسور، افت فشار گاز

۱- استادیار مهندسی شیمی، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران. (نویسنده مسئول)  
mehdi.panahi@um.ac.ir

۲- استادیار مهندسی شیمی، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران. mehdkarimi@um.ac.ir  
۳- استادیار مهندسی نفت، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران. ha.akhlaghi@um.ac.ir

## ۱. مقدمه

مکانیک سیالات از دروس اصلی و مهم در آموزش مهندسی نفت و مهندسی شیمی است و به جرأت می‌توان این درس را یکی از اساسی‌ترین دروس دوره کارشناسی برای این رشته‌ها دانست. این مهندسان عموماً با سیالات و انتقال یا گردش آنها در مخازن نفت و گاز و نیز درون لوله‌ها در فرایندهای بسیار متنوع بالادستی و پایین دستی سروکار دارند. گنجاندن مباحث عمیق کاربردی در طرح درس مکانیک سیالات و نیز تفهیم مطالب علمی و نظری با مثال‌های واقعی و صنعتی در این حوزه، به درک صحیح و عمیق‌تر مفاهیم و اصول حاکم بر جریان‌های سیال کمک می‌کند، خلاقیت و دید مهندسی دانشجویان را تقویت می‌سازد و آنان را برای مواجهه با فعالیت‌های صنعتی آماده می‌کند.

توجه به این ضرورت، نویسندگان این مقاله را، که دانش‌آموخته دکتری مهندسی شیمی و مهندسی نفت هستند و در حال حاضر دروس مکانیک سیالات را در دوره‌های کارشناسی و کارشناسی ارشد رشته‌های مهندسی شیمی و نفت آموزش می‌دهند، بر آن داشت تا چند مثال مهم و کاربردی را تشریح کنند که از طریق آموزش آنها، مفاهیم اساسی مکانیک سیالات به زبانی ملموس و ساده بیان می‌شوند. استفاده از محتوای این مقاله به عنوان یک منبع درسی در تدریس درس مکانیک سیالات می‌تواند بر انگیزه یادگیری دانشجویان تأثیر بگذارد. مهدیه (Mahdieh, 2018) نشان داد که چگونه یک منبع با کیفیت درسی در افزایش انگیزه یادگیری دانشجویان تأثیر می‌گذارد. علاوه بر این، باید توجه داشت که دانشگاه‌های نسل چهارم به سمت حرفه‌ای شدن گام برمی‌دارند (Goudarzvand chegini, 2018) و استفاده از چنین محتوایی در تدریس به موفقیت آموزشی دانشگاه‌ها در جهت اهداف جدید تعیین شده کمک می‌کند. موضوعاتی که در این مقاله به تشریح آنها پرداخته شده است، عبارت‌اند از:

- شبیه‌سازی جریان سیال دوفازی درون کانال با استفاده از نرم‌افزار کامسول<sup>۲</sup> و مقایسه نتایج با حل تحلیلی
- تنظیم ارتفاع نفت خام پایدار تشده در یک جداکننده سه‌فازی<sup>۳</sup> در پروژه‌های سطح‌الارضی فرآورش نفت و گاز، به نحوی که نفت بعد از خروج از یک جداکننده میانی و تا قبل از شیر کنترل سطح، تبخیر نشود و هیچ‌گونه حبابی در جریان نفت جدا شده شکل نگیرد؛
- تعیین حداقل فشار طراحی<sup>۴</sup> خط لوله انتقال نفت خام در یک سکوی نفتی فراساحل<sup>۵</sup> با توجه به چیدمان تجهیزات نصب شده بر روی سکو از طریق تحلیل بدترین سناریوی ممکن برای فشار تخلیه پمپ ارسال نفت خام؛

۱- گفتنی است که نویسندگان مقاله به‌عنوان مهندس فرایند و مهندس مخزن در دانشگاه‌های معتبر نروژ تحصیل و در پروژه‌های متعدد طراحی در شرکت‌های قدیمی و معتبر آکرسولوشنز (AkerSolutions)، ایبل (Aibel)، دانگ انرژی (Dong Energy) نروژ فعالیت کرده‌اند و مثال‌های ذکر شده برگرفته از تجربه‌های علمی و کاری آنان است.

- بررسی اثر افت فشار ناشی از لوله‌ها و تجهیزات بر روی فشار نهایی خط لوله گاز ارسالی به بازارهای مصرف.

## ۲. حل مثال‌های کاربردی و بحث درباره نتایج

۱-۲. حل تحلیلی جریان یک بعدی دو سیال موازی درون کانال و مقایسه با نتایج شبیه‌سازی عددی جریان دوفازی (آب و نفت، نفت و گاز و ...) در بسیاری از فرایندهای بالادستی (در محیط متخلخل مخزن، چاه تولیدی و ...) و پایین دستی (در لوله‌ها، مسیرهای جریان، بسترهای پک شده و ...) مطرح است و پیش‌بینی رفتار سیالات در این جریان‌ها اهمیت بسزایی دارد. لذا، شبیه‌سازی این جریان‌ها همواره مد نظر متخصصان این حوزه بوده است.

هدف از اولین مثال طراحی شده، درک و به‌کارگیری معادلات بقای مومنتوم سیال (معادله ناویر-استوکس)، اعمال صحیح شرایط مرزی و استفاده از نرم‌افزار شبیه‌ساز در پیش‌بینی رفتار جریان سیالات است. در این مسئله، که معمولاً به‌عنوان اعتبارسنجی شبیه‌سازها به‌کار می‌رود، دو سیال به‌طور موازی درون یک کانال (یا لوله) افقی حرکت می‌کنند، به‌طوری‌که سیال ترکنده<sup>۱</sup> بر روی دیواره کانال (یا لوله) جریان دارد و سیال دیگر در وسط کانال (یا لوله) حرکت می‌کند. این مسئله به جریان پوزی<sup>۲</sup> نیز معروف است. بررسی تأثیر اختلاف لزجت دو سیال و ضخامت آنها در پروفایل سرعت و نیز تراوایی نسبی<sup>۳</sup> می‌تواند به فهم تحلیلی جریان سیال کمک کند.

در این بخش برای نمونه، مدل جریان دوفازی یک بعدی در کانال و معادلات حل تحلیلی و نیز نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار کامسول ارائه شده است. معادلات جریان داخل لوله نیز مشابه جریان داخل کانال است، با این تفاوت که در مختصات استوانه‌ای تعریف و حل می‌شود. در شکل ۱ شماتیک جریان در کانال نشان داده شده است. ضخامت فاز ترکنده بر روی دیواره کانال  $h$  و عرض کانال  $H$  است. به‌دست آوردن معادله پروفایل سرعت دو فاز و نیز تراوایی نسبی دو فاز بر حسب اشباع<sup>۴</sup> فاز ترکنده مطلوب این مسئله است. اشباع یک فاز برابر با حجم آن فاز به حجم کل دو سیال است که در این مسئله با ضخامت آنها ارتباط مستقیم دارد. در این مسئله حل تحلیلی به همراه حل شبیه‌سازی ارائه و مقایسه می‌شوند.

در این مسئله فرض می‌شود که جریان لایه‌ای<sup>۵</sup>، یک بعدی و پایاست و سیالات تراکم‌ناپذیر و نیوتنی است و از اثرهای ابتدا و انتهای کانال چشمپوشی می‌شود. همچنین فرض شده است که کانال افقی است و حرکت دو سیال به‌صورت موازی در طول کانال باقی خواهد ماند. از آنجا که مسئله حول محور مرکز کانال متقارن است، محور مختصات مطابق شکل در مرکز کانال فرض و مسئله برای نیمه بالایی

1- Wetting phase  
4- Saturation

2- Poiseuille flow  
5- Laminar flow

3- Relative Permeability

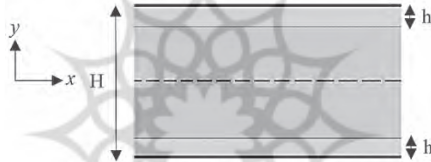
حل می‌شود. برای بدون بعدسازی مسئله، پارامترهای بدون بعد شامل سرعت بدون بعد  $(0 < y < H/2)$  و ضخامت بدون بعد  $(y_D)$  و نسبت لزجت  $(\beta)$  طبق روابط ۱ تا ۳ تعریف می‌شوند.

$$v_D = \frac{v_x \mu_w}{\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right) H^2} \quad (1)$$

$$y_D = \frac{y}{H} \quad (2)$$

$$\beta = \frac{\mu_{nw}}{\mu_w} \quad (3)$$

که در این روابط  $v_x$  مؤلفه سرعت در جهت جریان،  $\mu_w$  و  $\mu_{nw}$  به ترتیب لزجت فازهای ترکنده (مجاور دیواره کانال) و غیرترکنده (در میانه کانال) و  $\frac{\partial p}{\partial x}$  گرادیان فشار در جهت جریان هستند. همچنین اشباع فاز ترکنده  $(S_w)$ ، که برابر با حجم فاز ترکنده به حجم کل است، در این مسئله برابر با  $2h/H$  می‌شود.



شکل ۱: نمودار شماتیک جریان موازی درون کانال به ضخامت  $H$ . فاز ترکنده به ضخامت  $h$  بر روی دیواره کانال و فاز دیگر در میانه کانال جریان دارد. مبدأ محور مختصات در مرکز کانال فرض می‌شود.

به منظور به دست آوردن جواب تحلیلی مسئله (معادله دقیق سرعت دو فاز)، معادلات حرکت (۴) در راستای جریان سیالات (محور  $x$ ) ساده و مطابق مراحل زیرانتگرال گیری می‌شود:

$$\rho \left[ \frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} \right] = - \frac{\partial p}{\partial x} + \left[ \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} \right] + \rho g_x \quad (4)$$

$$\rightarrow \frac{\partial p}{\partial x} = \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} \quad (5)$$

$$\rightarrow \tau_{yx} = \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)y + C_1 \quad (6)$$

با اعمال شرط مرزی تنش برابر در سطح مشترک دو فاز، ضریب ثابت برای هر دو فاز در معادله تنش برابر می‌شود.

$$B.C. \quad y = \frac{H}{2} - h \quad : \quad \tau_{yx}^w = \tau_{yx}^{nw} \quad \rightarrow \quad C_1^w = C_1^{nw} = C_1 \quad (7)$$

با اعمال قانون لزجت نیوتن، معادلات سرعت برای فازهای موجود در مسئله به دست می‌آید:

$$\tau_{yx} = -\mu \frac{dv_x}{dy} \quad \rightarrow \quad v_x = -\frac{1}{2\mu} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \right) y^2 - \frac{C_1}{\mu} y + C_2 \quad (۸)$$

$$v_x^w = -\frac{1}{2\mu_w} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \right) y^2 - \frac{C_1}{\mu_w} y + C_2^w \quad (۹)$$

$$v_x^{nw} = -\frac{1}{2\mu_{nw}} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \right) y^2 - \frac{C_1}{\mu_{nw}} y + C_2^{nw} \quad (۱۰)$$

با اعمال شرایط مرزی، ضرایب ثابت معادلات محاسبه می شوند:

$$B.C.: y = \frac{H}{2} \quad : \quad v_x^w = 0 \quad (۱۱)$$

$$B.C.: y = \frac{H}{2} - h \quad : \quad v_x^w = v_x^{nw} \quad (۱۲)$$

$$B.C.: y = 0 \quad : \quad \frac{dv_x^{nw}}{dy} = 0 \quad (۱۳)$$

در نهایت، معادلات سرعت و سرعت بدون بعد برای دو فاز به صورت تحلیلی به دست می آید:

$$v_x^w = \frac{1}{2\mu_w} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \right) \left( \frac{H^2}{4} - y^2 \right) \quad \rightarrow \quad v_D^w = \frac{1}{2} (0.25 - y_D^2) \quad (۱۴)$$

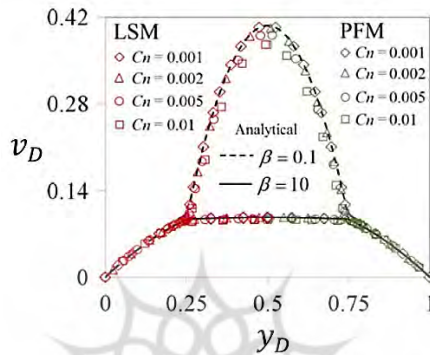
$$v_x^{nw} = -\frac{1}{2\mu_{nw}} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \right) y^2 + \frac{1}{2\mu_w} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \right) \frac{H^2}{4} - \frac{1}{2} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \right) \left( \frac{1}{\mu_w} - \frac{1}{\mu_{nw}} \right) \left( \frac{H}{2} - h \right)^2$$

$$\rightarrow \quad v_D^{nw} = \frac{1}{2} \left( 0.25 - \frac{1}{\beta} y_D^2 \right) - \frac{1}{8} \left( 1 - \frac{1}{\beta} \right) (1 - S_w)^2 \quad (۱۵)$$

پروفایل سرعت بدون بعد بر حسب ضخامت بدون بعد برای فازهای ترکنده و غیر ترکنده درون کانال در دو نسبت لزجت ۱۰ و ۰/۱ در شکل ۲ با خطوط ممتد و خط چین رسم شده است. در این مسئله فرض شده که اشباع فاز ترکنده ۵۰٪ ( $2h/H = 0.5$ ) است.

شبیه سازی جریان دوفازی با مدل های PFM و LSM در نرم افزار کامسول با روش المان محدود صورت گرفته است. روش های یادشده با در نظر گرفتن یک سطح مشترک به ضخامت  $\epsilon$  بین دو فاز و میانگین گیری خواص سیالات و حل معادلات نفوذ در این سطح مشترک با ترکیب با معادلات ناویراستوکس<sup>۳</sup> جریان دوفازی را شبیه سازی می کنند. جزئیات معادلات در این روش ها و سایر پارامترهای عددی مربوط به آنها در منابع (Akhlaghi Amiri & Hamouda, 2013, 2014; Rokhforouz & Akhlaghi Amiri, 2017a, 2017b; Rokhforouz & Akhlaghi Amiri, 2018) موجود است. در شکل ۲ نمودارهای تحلیلی با حل عددی

در مقادیر مختلف عدد بدون بعد کن<sup>۱</sup> مقایسه شده‌اند. عدد کن در این مسئله برابر با نسبت ضخامت سطح مشترک دو فاز ( $\varepsilon$ ) به ضخامت کانال ( $H$ ) است و همچنین اندازه مش‌ها با اندازه ضخامت سطح مشترک برابر در نظر گرفته شده است. همان طور که در شکل ۲ مشخص است، جواب تحلیلی و عددی در پروفایل سرعت فاز ترکنده و نیز سرعت فاز میانی برای حالت  $\beta = 10$  انطباق دارند.

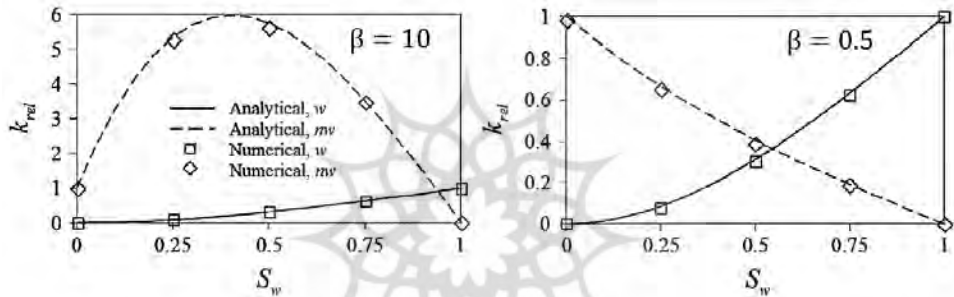


شکل ۲: مقایسه حل تحلیلی جریان پوازی درون کانال (خطوط ممتد و خط چین) و جواب‌های حل عددی به روش‌های LSM و PFM (نقاط سبز و قرمز) در حالت اشباع ۵۰٪ فاز ترکنده و برای دو نسبت مختلف لزجت ۱/۰ و ۱۰/۰. نتایج عددی برای مقادیر مختلف Cn رسم و با نتایج تحلیلی مقایسه شده است (Akhlaghi Amiri & Hamouda, 2013).

لیکن در اعداد کن بزرگ‌تر، در حالت  $\beta = 0.5$  (سیال میانی دارای لزجت کمتر از سیال ترکنده است)، پروفایل سرعت پیش‌بینی شده توسط شبیه‌ساز برای فاز میانی کوچک‌تر از حل تحلیلی است. با کوچک‌تر کردن ضخامت سطح مشترک (و هم‌زمان کوچک‌تر شدن ابعاد مش)، مدل شبیه‌سازی شده به مدل واقعی نزدیک‌تر می‌شود و در نتیجه، جواب عددی به جواب تحلیلی میل می‌کند و در نهایت، منطبق می‌شوند.

بررسی تراوایی نسبی (krel) فازهای ترکنده و فاز غیرترکنده (که نسبت دبی حجمی هر فاز در حالت جریان دوفازی به دبی آن فاز در حالت جریان تک‌فاز است) در این مسئله می‌تواند به فهم سیالاتی مسئله کمک کند. روش محاسبه مقادیر تراوایی نسبی بر حسب اشباع هر فاز در مقاله اخلاقی امیری و هموده<sup>۲</sup> (Akhlaghi Amiri & Hamouda, 2014) آمده است. در شکل ۳ حل عددی و تحلیلی تراوایی نسبی فازهای ترکنده و میانی بر حسب اشباع فاز ترکنده در دو حالت  $\beta = 0.5$  و  $\beta = 10$  مقایسه شده است. همخوانی بسیار خوبی بین نتایج تحلیلی و عددی مشاهده می‌شود. بدیهی است که در اشباع صفر فاز ترکنده (جریان تک‌فاز سیال غیرترکنده)، تراوایی نسبی فاز ترکنده صفر و تراوایی نسبی

فاز غیرترکننده یک است و برعکس. در اشباع‌های میانی (حضور هر دو فاز درون کانال) تراوایی نسبی دو فاز بین صفر و یک تغییر می‌کند که در حالت  $\beta = 0.5$  مشاهده می‌شود. نکته قابل توجه در این مسئله مقادیر تراوایی نسبی در اشباع‌های میانی در حالت  $\beta = 10$  است. به طور جالبی می‌توان مشاهده کرد که تراوایی نسبی فاز غیرترکننده در حالت  $\beta = 10$  برای تقریباً تمام اشباع‌های میانی از یک فراتر رفته است و در اشباع فاز ترکننده حدود  $0.4$ ، تراوایی نسبی فاز غیرترکننده به  $6$  می‌رسد؛ به بیان دیگر، حضور فاز ترکننده با لزجت کمتر (نسبت به فاز غیرترکننده) موجب افزایش دبی جریان سیال غیرترکننده درون کانال (یا لوله) می‌شود. این پدیده که کوپلینگ لزجی<sup>۱</sup> نام دارد، به دلیل اثر روغن کاری<sup>۲</sup> فاز ترکننده ایجاد می‌شود و سیال غیرترکننده را با سرعت بیشتری (نسبت به حالت تک فاز آن) به جریان می‌اندازد. بنابراین، حل عددی و حل تحلیلی این مسئله توانسته‌اند این اثر فیزیکی را پیش بینی کنند.



شکل ۳: مقایسه حل تحلیلی و عددی تراوایی نسبی دو فاز ترکننده و میانی در جریان یوازی درون کانال بر حسب اشباع فاز ترکننده برای

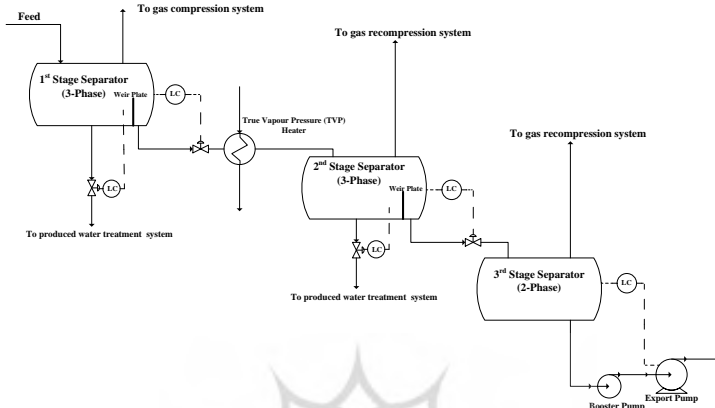
دو نسبت لزجت  $\beta = 0.5$  و  $\beta = 10$  (Akhlaghi Amiri & Hamouda, 2014)

۲-۲. تنظیم ارتفاع نفت خام در یک جدا کننده سه فاز

در این مثال از مفاهیم فشار بخار، ارتفاع استاتیکی و رابطه برنولی برای تنظیم ارتفاع نفت پایدار نشده در یک جدا کننده سه فاز استفاده می‌شود.

در استخراج نفت از مخازن نفتی و در پایین دست این مخازن، تأسیسات فرآورش نفت و گاز که در اصطلاح تأسیسات سطح الارضی نامیده می‌شوند، برای جداسازی نفت، گاز و آب نصب می‌شوند تا پس از انجام فرآوری لازم، نفت خام با مشخصات تعیین شده به مصرف کننده نهایی تحویل داده شود. سیال خروجی از مخزن، پس از عبور از شیر فشار شکن اصلی<sup>۲</sup>، که تنظیم کننده ظرفیت فرآوری واحد است، وارد جدا کننده مرحله اول می‌شود و در آنجا گاز از مایع جدا می‌شود. با توجه به زمان اقامت<sup>۳</sup> تا ۴ دقیقه‌ای جدا کننده، مقدار زیادی آب نیز از نفت به صورت ثقیلی و بر اساس اختلاف دانسیته جدا

می‌شود. نفت جدا شده معمولاً پس از عبور از دو یا سه جداکننده مراحل بعدی که با کاهش فشار در هر مرحله نیز همراه است، در آخرین مرحله به نفت پایدار تبدیل می‌شود. در شکل ۴ نمودار ساده‌ای از یک واحد سه مرحله‌ای جداسازی نفت، گاز و آب نشان داده شده است.

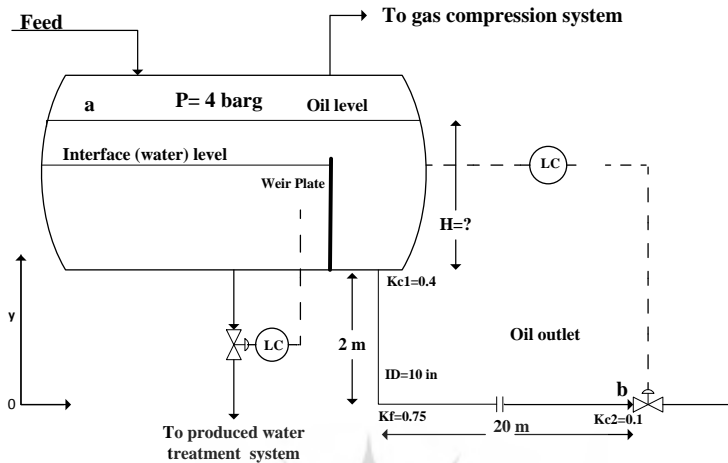


شکل ۴: نمودار ساده فرایند سه مرحله‌ای جداسازی نفت، گاز و آب در تأسیسات سطح‌الارضی فرآورش نفت و گاز

فشار هر مرحله جداسازی به وسیله کمپرسور انتقال گاز همان مرحله در مقدار تعیین شده کنترل می‌شود. بنابراین، فشار بخار مایع خروجی از هر مرحله (عمدتاً نفت و مقدار بسیار کمتری آب) برابر با فشار جداکننده در همان مرحله جداسازی است. سطح نفت و آب جدا شده در جداکننده نیز به وسیله شیر کنترل‌های نصب شده در مسیرهای خروجی آب و نفت کنترل می‌شوند. نفت جدا شده در مراحل اول و دوم، پس از عبور از شیر کنترل سطح نفت مجدداً کاهش فشار می‌یابد و گاز تولید شده در جداکننده پایین دست جدا می‌شود. نکته مهم در انتقال نفت تا شیر کنترل آن است که به دلیل جلوگیری از خوردگی، هیچ‌گونه حباب گازی نباید در مایع تا قبل از شیر کنترل ایجاد شود. اما در هر صورت، افت اصطکاکی موجود در لوله انتقال می‌تواند فشار مایع قبل از رسیدن به شیر کنترل را به کمتر از فشار بخار آن در این مرحله جداسازی برساند که طبیعتاً به تشکیل حباب‌های گاز منجر می‌شود. به همین دلیل، با در نظر گرفتن سطح مایع در جداکننده، باید در طراحی مسیر انتقال نفت تا شیر کنترل دقت کرد که انرژی حاصل از ارتفاع مایع در جداکننده بتواند برافت انرژی اصطکاکی سیال در لوله غلبه کند تا فشار مایع در مسیر رسیدن به شیر کنترل، پایین‌تر از فشار بخار مایع در همان مرحله نباشد. در شکل ۵ یک جداکننده فرضی سه‌فازی نشان داده شده است که در آن مایع پس از جداسازی گاز و آب، از طریق یک لوله چدنی به شیر کنترل انتقال داده می‌شود. در این مسئله فرض شده است که سرعت مایع در لوله با توجه به تغییرات دبی ورودی به جداکننده می‌تواند در شرایطی به  $5\text{ m/s}$  نیز برسد.



دانسیتته و ویسکوزیته نفت نیز به ترتیب مقدار دانسیته، ۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب (kg/m<sup>3</sup>) و 2cP است.



شکل ۵: تعیین سطح نفت در جداکننده به نحوی که هیچ‌گونه بخاری (حبابی) در نفت خروجی تا شیر کنترل تشکیل نشود

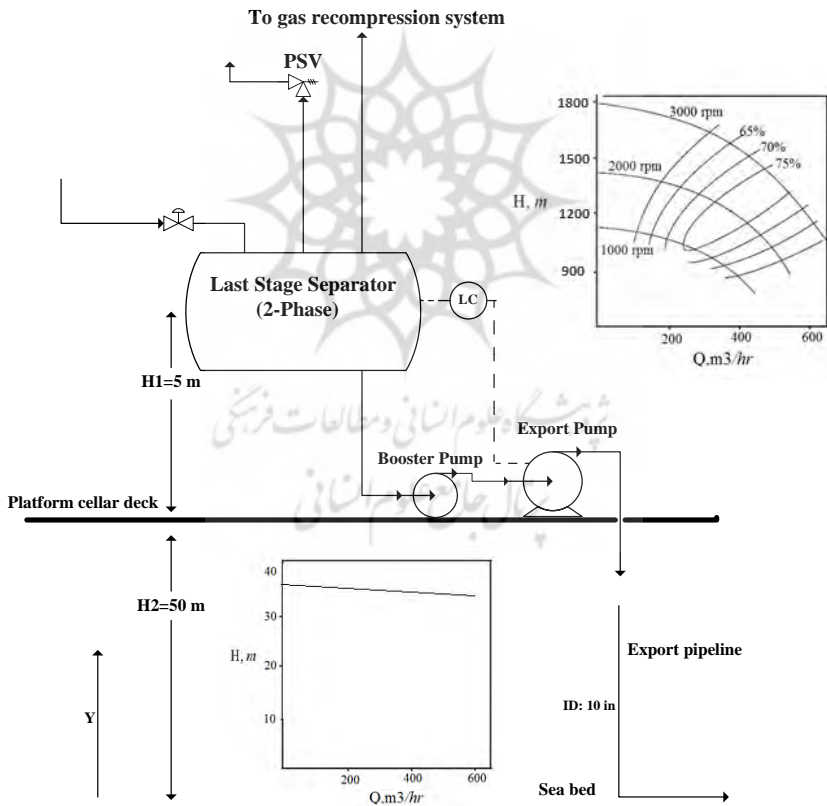
با نوشتن رابطه برنولی بین سطح نفت در تانک (نقطه a) و ورودی شیر کنترل (نقطه b) و مساوی قرار دادن فشار نقطه b با فشار نقطه a، حداقل ارتفاع نفت در جداکننده برای اینکه مانع تبخیر نفت تا شیر کنترل شود،  $H=3.1\text{m}$  به دست می‌آید. رابطه (۱۶) شکل ساده شده رابطه برنولی برای این محاسبات است (McCabe, Smith & Harriott, 2005).

$$9.8(H + 2) = \frac{5^2}{2} + (4 \times 0.005 \times \frac{22}{0.254} + 0.4 + 0.75 + 0.1) \frac{5^2}{2} \quad (16)$$

بنابراین، مقدار مقرر کنترلر سطح نفت در جداکننده باید از 3.1m بیشتر باشد. این محاسبات به سادگی نشان می‌دهد که محل قرار گرفتن شیر کنترل باید به گونه‌ای باشد که ارتفاع استاتیکی نفت برافت‌های مسیر غلبه کند. بنابراین، طبیعی است که در طراحی، مهندسان فرایند نسبت به محل قرار گرفتن این شیر کنترل باید حساسیت لازم را داشته باشند و ضرورت‌های محل قرار گرفتن شیر کنترل را در P&ID واحد متذکر شوند. از همین مفهوم می‌توان برای تنظیم فشار قسمت مکش پمپ‌ها به گونه‌ای که NPSH مثبت باشد و نیز آموزش این مفهوم پایه‌ای استفاده کرد.

۲-۳. تعیین حداقل فشار طراحی خط لوله انتقال نفت خام در یک پروژه فراساحل در این مثال نحوه استفاده از منحنی پمپ‌های دور متغیر و دور ثابت در شرایط معمول بهره‌برداری و همچنین در زمان خاموش شدن پمپ‌ها آموزش داده می‌شود.

در شکل ۶ چیدمان مرحله سوم جداسازی (آخرین مرحله جداسازی) و ارسال نفت پایدار شده (دانسیته  $780 \text{ kg/m}^3$  و ویسکوزیته  $2 \text{ cP}$ ) در یک پروژۀ فرضی فرآورش نفت و گاز نشان داده شده است. در این پروژۀ فشار عملیاتی آخرین مرحله جداسازی برابر با  $1 \text{ barg}$  است که به وسیله کمپرسور انتقال گاز کنترل می‌شود. بر روی این جداکننده شیر اطمینانی وجود دارد که مقدار مقرر آن  $12 \text{ barg}$  تعیین شده است. نفت خروجی از جداکننده ابتدا به وسیله یک پمپ دور ثابت تقویت فشار<sup>۱</sup> مطابق منحنی ارائه شده در شکل ۶ به میزان تقریبی  $3 \text{ bar}$  افزایش فشار می‌یابد تا حداقل فشار مورد نیاز بخش مکش پمپ دور متغیر ارسال نفت خام (حدود  $4 \text{ barg}$ ) که سازنده این پمپ آن را الزام آور کرده است، تأمین شود. نفت از طریق لوله‌ای که در فاصله  $50 \text{ m}$  پایین تر از محل قرار گرفتن پمپ و در کف دریا نصب شده است، ارسال می‌شود. با توجه به داده‌های پروژۀ، حداقل فشار طراحی خط لوله انتقال نفت خام به گونه‌ای طراحی می‌شود که بدترین سناریوی محتمل فشار را تحمل کند.



شکل ۶: تعیین حداقل فشار طراحی خط لوله انتقال نفت خام در یک پروژۀ فراساحل

بدترین (بیشترین) سناریوی فشاری که احتمال رخ دادن آن در لوله انتقال کف دریا وجود دارد، زمانی است که فشار جداکننده در مقدار مقرر<sup>۱</sup> PSV باشد و پمپ ارسال نفت خام در حداکثر دور خاموش شود که در این شرایط هد این پمپ حدود ۱۸۰۰ متر خواهد بود. در چنین حالتی با فرض صرف نظر کردن از افت‌های اصطکاکی، فشار سیال در لوله کف دریا با احتساب هد استاتیکی سیال و افزایش فشار در دو پمپ از رابطه ۱۷ محاسبه می‌شود.

$$\begin{aligned}
 & \frac{12}{\text{PSV set pressure}} + \frac{780 \times 9.8 \times (5+50)}{10^5} + \frac{780 \times 9.8 \times 38}{10^5} + \frac{780 \times 9.8 \times 1800}{10^5} = 157 \text{ barg} \\
 & \text{Equivalent pressure for static head of fluid} \quad \text{booster pump} \quad \text{export pump correspond to maximum head}
 \end{aligned}$$

توجه شود که رابطه ۱۷، حاصل جمع حداکثر میزان افزایش فشار در دو پمپ، هد استاتیکی ناشی از اختلاف ارتفاع سطح مایع در جداکننده تا کف دریا و حداکثر فشار ممکن گاز موجود در جداکننده است. بدین ترتیب، حداقل فشار طراحی خط لوله انتقال نفت خام باید چند بار بالاتر از مقدار به دست آمده مذکور باشد تا در بدترین شرایط عملیاتی نیز دچار شکستگی نشود.

۲-۴. بررسی اثرات فشار ناشی از لوله‌ها و تجهیزات بر روی فشار نهایی خط لوله گاز ارسال شده به بازارهای مصرف

در مخازن نفتی معمولاً نفت، گاز و آب به صورت همزمان از چاه خارج می‌شوند. در طول عمر یک مخزن نفتی معمولاً نسبت گاز به نفت<sup>۲</sup> و مقدار آب<sup>۳</sup> در حال تغییر است. در تأسیسات سطح الارضی یک سکوی نفتی دوران ساحل، اولین کار جداسازی این سه از یکدیگر است. در جداکننده‌های دوفازی یا سه‌فازی گاز در چند مرحله از نفت جدا می‌شود. گاز خروجی از جداکننده‌ها دارای فشار یکسان نیست و باید در چند مرحله فشرده شود تا برای استفاده نهایی آماده شود. از گاز به دست آمده بسته به میزان گاز، در یک یا چند مورد زیر استفاده می‌شود:

- استفاده به عنوان سوخت برای تولید انرژی الکتریکی؛
- تزریق مجدد به مخزن برای ازدیاد برداشت؛
- استفاده برای افزایش تولید و برگشت به تأسیسات سرچاهی و پایین دست شیر فشارشکن اصلی<sup>۴</sup> به منظور جبران افت فشار مخزن و بالا بردن تولید؛
- صدور به بازارهای مصرف از طریق خط انتقال گاز به صورت جداگانه یا از طریق شبکه خط لوله‌های موجود برای انتقال گاز از چند سکوی مختلف.

در بیشتر موارد فشار نهایی خروجی از مرحله آخر یکی از پارامترهای مهم طراحی و کاربردی است. گاز خروجی از مراحل مختلف جداسازی بسته به تعداد جداکننده‌های نفت و گاز در یک یا چند مرحله در کمپرسورهایی به نام فشرده‌ساز مجدداً به فشار جداکننده مرحله اول می‌رسد و پس از مخلوط شدن با گاز خروجی از مرحله اول به کمپرسورهای اصلی فرستاده و در یک کمپرسور چند مرحله‌ای تا فشار لازم فشرده می‌شود. پس از هر مرحله فشرده‌سازی گاز خنک می‌شود و با استفاده از یک جداکننده دوفازی، میعانات به دست آمده جدا و به جداکننده‌های اصلی نفت فرستاده می‌شود. با این عمل، گاز پس از هر مرحله فشرده‌سازی خشک می‌شود. با جدا شدن آب و هیدروکربن‌های سنگین از فاز گاز، دمای تشکیل هیدرات کاهش می‌یابد. اگر درصد رطوبت و دمای تشکیل هیدرات به اندازه کافی کاهش پیدا نکند، باید از واحد آبیگری از گاز استفاده شود. بسته به فناوری به‌کارگرفته شده برای آبیگری، محل قرار گرفتن واحد آبیگری متفاوت خواهد بود.

همان‌طور که اشاره شد، فشار نهایی گاز یکی از پارامترهای مهم طراحی است. بسته به تجهیزات به‌کارگرفته شده در خط گاز، اندازه، کلاس کاری و مسیر لوله‌ها، افت فشار بالادست کمپرسورها متفاوت خواهد بود و افت فشار تأثیر بسزایی در فشار نهایی خواهد داشت. در این مطالعه اثر افت فشار ناشی از لوله‌ها و تجهیزات بر فشار نهایی خط بررسی شده است.

در یکی از پروژه‌های دوران ساحل قرار است گاز از طریق خط لوله موجود به همراه گاز چند سکوی دیگر به ساحل منتقل شود. برای اینکه بتوان این گاز را منتقل کرد، فشار خروجی از مرحله آخر کمپرسور باید 200bar باشد. به دلیل طولانی بودن زمان تحویل کمپرسور، این تجهیز قبلاً سفارش داده شده است. در یکی از مراحل طراحی از گروه جانمایی/لوله‌کشی گزارش می‌رسد که فضای پیش‌بینی شده برای اسکرابر ورودی کمپرسور خط گاز کافی نیست. برای حل این مشکل دوراه حل زیر وجود دارد:

- انتقال اسکرابر به محلی دیگر. در این جابه‌جایی به علت افزایش طول لوله‌ها و تعداد اتصالات، معادل 1bar افت فشار به سیستم اضافه می‌شود؛
  - تماس با تأمین‌کننده کمپرسور و درخواست برای تغییر کمپرسور با توجه به شرایط جدید.
- راه حل اول هزینه کمی دارد. اگر این راه حل عملی باشد، بهترین راه حل است که در کمترین زمان و با کمترین هزینه عملی خواهد شد. اما راه حل دوم علاوه بر اینکه هزینه زیادی را بر پروژه تحمیل می‌کند، ممکن است زمان بندی کل پروژه را نیز به مخاطره بیندازد. بر همین اساس، از گروه طراحی فرایند درخواست می‌شود تا امکان به‌کار بردن راه حل اول را بررسی کنند. اضافه شدن افت فشار در قسمت ساکشن یک کمپرسور موجب افت فشار خروجی از کمپرسور می‌شود که به دو دلیل زیر اتفاق می‌افتد:

- کاهش فشار ورودی که ارتباط مستقیم با فشار خروجی دارد؛
- کاهش فشار در ورودی موجب انبساط گاز و افزایش حجم گاز ورودی به کمپرسور می‌شود. با

توجه به منحنی کمپرسور با افزایش حجم ورودی فشار خروجی کاهش پیدا می‌کند. با توجه به نکات ذکر شده، برای اینکه کمپرسور بتواند در شرایط جدید فشار خروجی معادل شرایط طراحی داشته باشد، باید در شرایط طراحی دارای ظرفیت اضافه باشد. برای این کار باید با استفاده از منحنی کمپرسور بررسی شود. کمپرسور طراحی شده یک کمپرسور دور متغیر است. منحنی کمپرسور که تأمین‌کننده این تجهیز آن را تهیه کرده است، در ماکزیمم دور کمپرسور (9000rpm) در جدول ۱ آمده است.

جدول ۱: مقادیر عددی نقاط مختلف منحنی کمپرسور خط انتقال گاز

Actual Volumetric Flow (m <sup>3</sup> /hr)	Head (m)	Efficiency
۳۳۵۹	۱۷۹۴۸	۸۰٫۲
۳۴۷۸	۱۷۷۵۶	۸۰٫۹
۳۶۹۷	۱۷۳۸۹	۸۱٫۹
۳۹۸۹	۱۶۸۷۴	۸۲٫۷
۴۲۹۵	۱۶۷۴۲	۸۲٫۹
۴۳۶۰	۱۶۵۷۲	۸۲٫۸
۴۴۴۲	۱۶۱۲۴	۸۲٫۷
۴۶۴۴	۱۵۸۸۹	۸۲٫۳
۴۷۴۵	۱۵۱۶۱	۸۲٫۰
۵۰۰۸	۱۴۷۹۲	۸۰٫۶
۵۱۱۶	۱۴۰۱۰	۷۹٫۷
۵۳۰۶	۱۳۵۵۳	۷۷٫۴
۵۳۹۳	۱۲۷۴۹	۷۵٫۳

اگر کمپرسور بتواند در بالاترین ظرفیت و شرایط طراحی فشاری (ارتفاعی) بالاتر از ارتفاع لازم (به ازای خوراک ثابت) داشته باشد، بدین معناست که کمپرسور دارای ظرفیت اضافه است. مشخصات گاز ورودی به کمپرسور در شرایط طراحی به شرح جدول ۲ است.

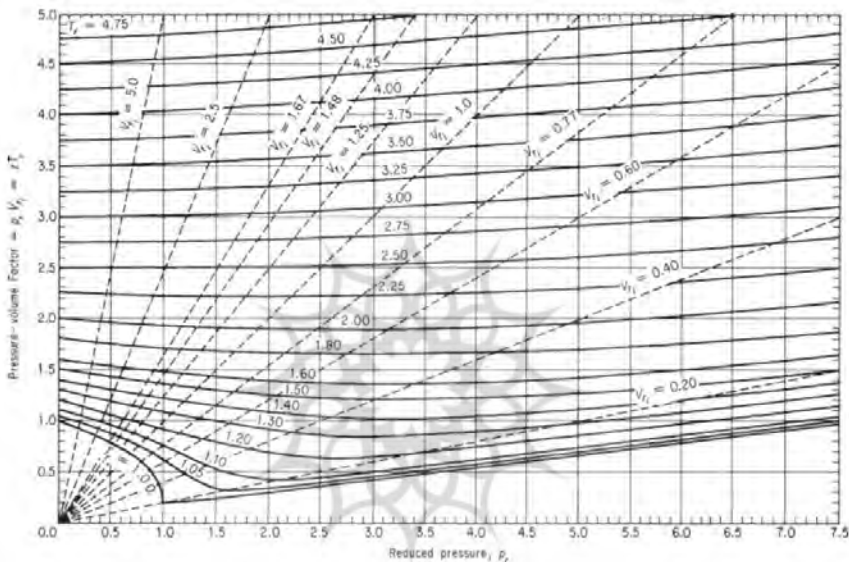
جدول ۲: مشخصات گاز در قسمت مکش کمپرسور

Temperature [C]	27
Pressure [bar]	75
Mass Flow [kg/hr]	288000
Act. Volume Flow [m <sup>3</sup> /hr]	4445
Molecular Weight	18.61
k (Cp/Cv)	1.602
Tc [oC]	-70
Pc [bar]	55.35

با محاسبه خواص نقصانی می‌توان ضریب تراکم‌پذیری را به دست آورد (Himmelblau & Riggs, 2012):

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{273.15 + 27}{273 - 70} = 1.479$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{75}{55.35} = 1.355$$



شکل ۷: منحنی محاسبه ضریب تراکم‌پذیری با استفاده از خواص نقصانی (Himmelblau & Riggs, 2012).

با استفاده از منحنی شکل ۷ داریم:

$$Z T_r = 1.28 \quad \rightarrow \quad Z = 0.865 \quad (18)$$

فشار لازم خروجی گاز از کمپرسور 200bar است. با توجه به منحنی کمپرسور دبی ورودی (4442 m<sup>3</sup>/hr)،

بازده پلی‌تروپیک برابر ۸۲/۷ است:

$$\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{k} \times \frac{1}{\eta_{Poly}} = \frac{1.602-1}{1.602} \times \frac{1}{0.827} \quad \rightarrow \quad n = 1.833 \quad (19)$$

n: نسبت پلی‌تروپیک

$\eta_{Poly}$ : بازده پلی‌تروپیک

برای یک کمپرسور رابطه ارتفاع پلی‌تروپیک به صورت زیر است (Gas Processors Suppliers & Gas)

(Processors, 2012)

$$Head_{poly} = \left( \frac{n}{n-1} \right) \left( \frac{ZRT_1}{gM_w} \right) \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (20)$$

Z: ضریب تراکم‌پذیری متوسط. در مرحله اول محاسبات از ضریب تراکم‌پذیری ورودی استفاده و پس از محاسبه شرایط خروجی محاسبات تکرار می‌شود. با قرار دادن داده‌ها در این معادله به ازای 200bar فشار خروجی، ارتفاع پلی‌تروپیک ۱۴۶۱۲m می‌شود.

$$r = \frac{P_2}{P_1} = \frac{200}{75} = 2.67 \quad (21)$$

r: نسبت فشار

$$T_2 = T_1 r^{\frac{n-1}{n}} = (273 + 27) \times 2.67^{\frac{0.888}{1.888}} = 468.8 \text{ K} = 195.8 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (22)$$

در دمای  $195.8/^\circ\text{C}$  و فشار 200bar ضریب تراکم‌پذیری طبق مرحله قبل و با استفاده از منحنی داده شده قابل محاسبه است. با محاسبه خواص نقصانی می‌توان ضریب تراکم‌پذیری را به دست آورد (Himmelblau & Riggs, 2012):

$$T_r = \frac{T}{T_C} = \frac{468.8}{273-70} = 2.31 \quad (23)$$

$$P_r = \frac{P}{P_C} = \frac{200}{55.35} = 3.613 \quad (24)$$

با استفاده از منحنی ضریب تراکم‌پذیری قابل محاسبه است:

$$ZT_r = 2.3 \rightarrow Z = 0.996 \quad (25)$$

مقدار ارتفاع پلی‌تروپیک به ازای ضریب تراکم‌پذیری متوسط (۰/۹۳۱) برابر ۱۵۷۲۷m است. ارتفاع پلی‌تروپیک از روی منحنی کمپرسور ۱۶۱۲۴m است که بیشتر از ارتفاع پلی‌تروپیک لازم برای فشار 200bar است.

برای محاسبه کار کمپرسور از رابطه زیر استفاده می‌شود (Pro-Gas Processors Suppliers & Gas Processors, 2012):

$$W = \frac{mgHead_{poly}}{\eta_{poly}} \quad (26)$$

m: دبی جرمی (g)، شتاب جاذبه، HeadPoly: ارتفاع پلی‌تروپیک (m)،  $\eta_{poly}$ : بازده پلی‌تروپیک و W: توان کمپرسور (Watt) است.

$$W = \frac{80 \times 9.8 \times 15727}{0.827} = 14,909,272 \text{ W} = 14.91 \text{ MW} \quad (27)$$

تا این مرحله از محاسبات می‌توان نتیجه گرفت که کمپرسور موجود دارای ظرفیت اضافی است که در صورت افت فشار بیشتر و کاهش فشار ورودی به کمپرسور می‌تواند برای تأمین فشار خروجی مورد نیاز به کار گرفته شود.

با توجه به راه حل پیشنهادی قرار است 1bar افت فشار به سیستم اضافه شود. در این حالت فشار ورودی به کمپرسور 74bar خواهد بود. فرض بر این است که دمای گاز ثابت باشد. Pr نیز تغییر چندانی نمی‌کند و می‌توان ضریب تراکم‌پذیری را ثابت فرض کرد. در فشار جدید می‌توان دبی حجمی را به صورت زیر محاسبه کرد:

$$\frac{Z_1 P_1 V_1}{RT_1} = \frac{Z_2 P_2 V_2}{RT_2} \rightarrow P_1 V_1 = P_2 V_2 \rightarrow \quad (28)$$

$$75 \times 4445 = 74 \times V_2 \rightarrow V_2 = 4505 \text{ m}^3/\text{hr}$$

در دبی حجمی جدید محاسبه شده، ارتفاع و بازده پلی‌تروپیک از روی منحنی کمپرسور به دست می‌آید. با درون‌یابی از مقادیر موجود در منحنی کمپرسور، ارتفاع و بازده پلی‌تروپیک به ازای 4505 m<sup>3</sup>/hr به ترتیب ۱۶۰۵۱m و ۸۲/۵۸ خواهد شد. در شرایط جدید، مشخصات خوراک کمپرسور در جدول ۳ آمده است.

جدول ۳: مشخصات خوراک در قسمت مکش کمپرسور

Temperature [°C]	۲۷
Pressure [bar]	۷۴
Mass Flow [kg/hr]	۲۸۸۰۰۰
Act. Volume Flow [m <sup>3</sup> /hr]	۴۵۰۵
Molecular Weight	۱۸٫۶۱
k (Cp/Cv)	۱٫۵۹۷
Tc [°C]	۷۰-
Pc [bar]	۵۵٫۳۵

در این حالت نیز کمپرسور باید فشار خروجی 200bar را داشته باشد تا بتواند گاز را از طریق خط لوله موجود انتقال دهد (Gas Processors Suppliers & Gas Processors, 2012).

$$\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{k} \times \frac{1}{\eta_{Poly}} = \frac{1.597-1}{1.597} \times \frac{1}{0.8258} \rightarrow n = 1.827 \quad (29)$$

با استفاده از معادله محاسبه ارتفاع و ضریب تراکم‌پذیری متوسط (۰/۹۳۱) کمپرسور به ازای 200bar فشار خروجی، ارتفاع پلی‌تروپیک ۱۵۹۸۰m می‌شود که کمتر از ارتفاع پلی‌تروپیک منحنی کمپرسور (۱۶۰۵۱m) است.



$$r = \frac{P_2}{P_1} = \frac{200}{74} = 2.70 \quad (30)$$

f: نسبت فشار

$$T_2 = T_1 r^{\frac{n-1}{n}} = (273 + 27) \times 2.7^{\frac{0.827}{1.827}} = 470.3 \text{ K} = 197.3 \text{ }^\circ\text{C} \quad (31)$$

با توجه به اینکه دما و فشار خروجی نسبت به حالت اول تغییر زیادی نکرده است، ضریب تراکم‌پذیری متوسط استفاده شده درست است و خطای ناچیزی خواهد داشت. توان کمپرسور در این حالت برابر است با:

$$W = \frac{80 \times 9.8 \times 15980}{0.8258} = 15,171,131 \text{ W} = 15.17 \text{ MW} \quad (32)$$

طبق انتظار توان لازم کمپرسور در این حالت افزایش می‌یابد.

پس از انجام دادن این محاسبات گروه فرایندی نتیجه می‌گیرد که کمپرسور موجود توانایی فشرده‌سازی گاز تا 200bar را در شرایط جدید دارد و احتیاجی به طراحی مجدد کمپرسور نیست.

### ۳. نتیجه‌گیری

در این مقاله ۴ نمونه از مسائل صنعتی در بخش نفت و گاز که در طراحی و آنالیز آنها از مفاهیم پایه مکانیک سیالات استفاده می‌شود، ارائه شد که به قرار زیر است:

- در اولین مثال کاربردی، نتایج تحلیلی پروفایل سرعت در جریان پیواری داخل کانال، که از ساده‌سازی معادلات ناویر-استوکس به دست آمد، با نتایج شبیه‌سازی مقایسه و با اعمال پارامترهای عددی مناسب تطابق مطلوبی بین حل تحلیلی و عددی حاصل شد. همچنین با بررسی منحنی‌های تراوایی نسبی پدیده کویلینگ لزجی در حالت فاز میانی لزج در تطابق با فیزیک مسئله مشاهده شد. حل تحلیلی و شبیه‌سازی این مسئله کاربردی جریان دوفازی سیالات به درک دانشجویان از معادلات حرکت و نیز کاربرد شبیه‌سازها در پیش‌بینی رفتار سیالات کمک شایانی می‌کند.
- در مثال دوم، چگونگی تنظیم سطح نفت پایدارنشده در یک جداکننده میانی تأسیسات سطح‌الارضی فرآورش نفت و گاز شرح داده شد. حل این مثال به آموزش مفهوم مهم NPSH در پمپ‌ها بسیار کمک می‌کند.
- در مسئله سوم، ترکیب استاتیک سیالات و استفاده از منحنی پمپ‌های دور ثابت و دور متغیر ارائه شد. این مثال نشان می‌دهد که چه اطلاعاتی را می‌توان از منحنی پمپ‌ها استخراج و چگونه از این منحنی‌ها در طراحی استفاده کرد.
- در مثال چهارم، اثرات فشار گاز بر عملکرد کمپرسور بررسی و نحوه استفاده از منحنی عملکرد

کمپرسور برای جبران کاهش فشار ناشی از افت فشار بیان شد. علاوه بر این، این مثال اهمیت محاسبات ترمودینامیکی و روابط حاکم بر کمپرسور را برای استفاده در پروژه‌های صنعتی برای خواننده نشان می‌دهد.

همه این مثال‌ها برگرفته از تجارب نویسندگان این مقاله در پروژه‌های صنعتی است که علاوه بر استفاده در آموزش مکانیک سیالات در دروس دانشگاهی، می‌تواند به‌عنوان یک نمونه از چگونگی تلفیق تجارب صنعتی و تطابق آن با آموخته‌های دانشگاهی، مورد استفاده افراد شاغل در دانشگاه‌ها و صنایع به‌منظور ارتقای سطح کیفی آموزش مهندسی نیز قرار گیرد.

### علائم و اختصارات

نماد	واحد	نام
Cn	--	عدد بدون بعد کن
Cp	kJ/kg.oC	ظرفیت حرارتی در فشار ثابت
Cv	kJ/kg.oC	ظرفیت حرارتی در حجم ثابت
g	m/s <sup>2</sup>	شتاب جاذبه
h	M	ضخامت فاز ترکنده
H	M	عرض کانال
HeadPoly	M	ارتفاع پلی‌تروپیک
$\dot{m}$	kg/s	دبی جرمی
n	--	نسبت پلی‌تروپیک
k	--	نسبت ظرفیت حرارتی
krel	--	تراوایی نسبی
P	bar	فشار
Pc	bar	فشار بحرانی
Pr	--	فشار نقصانی
r	--	نسبت فشار
Sw	--	اشباع فاز ترکنده
T	K و °C	دما
Tc	K و °C	دمای بحرانی
Tr	--	دمای نقصانی
vD	--	سرعت بدون بعد
$\vec{V}_x$	m/s	مؤلفه سرعت در جهت جریان (x)

نماد	واحد	نام
$v_y$	m/s	مؤلفه سرعت در جهت y
$v_z$	m/s	مؤلفه سرعت در جهت z
W	Watt	توان
yD	--	مؤلفه عرضی بدون بعد
Z	--	ضریب تراکم پذیری
$\beta$	--	نسبت لزجت
$\xi$	m	ضخامت سطح مشترک دوفاز
$\eta_{peiy}$	--	بازده پلی تروپیک
$w\mu$	Pa's	لزجت فاز ترکنده
$nw\mu$	Pa's	لزجت فاز غیرترکنده
$\rho$	kg/m <sup>3</sup>	چگالی سیال
$\tau_{xy}$	Pa	مؤلفه اول تنسور تنش برشی
$\tau_{yz}$	Pa	مؤلفه چهارم تنسور تنش برشی
$\tau_{zx}$	Pa	مؤلفه هفتم تنسور تنش برشی
$\frac{\partial p}{\partial x}$	Pa/m	گرادیان فشار

## References

- Akhlaghi Amiri, H. A., & Hamouda, A. (2013). Evaluation of level set and phase field methods in modeling two phase flow with viscosity contrast through dual-per- meability porous medium. . *Int. J. Multiphase Flow*, 52, 22-34.
- Akhlaghi Amiri, H. A., & Hamouda, A. (2014). Pore-scale modeling of non-isothermal two phase flow in 2D porous media: influences of viscosity, capillarity, wet- tability and heterogeneity. *Int. J. Multiphase Flow*, 61, 14-27.
- Gas Processors Suppliers, A., & Gas Processors, A. (2012). *Engineering data book: SI version*. Tulsa, Okla.: Gas Processors Suppliers Association.
- Goudarzvand Chegini, M. (2018). The fourth generation university labor; and action approach (case studies: Cambridge, Stanford, and Harvard universities). *Iranian Journal of Engineering Education*,

20(78), 1-16 (in Persian).

- Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2012). *Basic principles and calculations in chemical engineering*. Prentice Hall.
- Mahdieh, O. (2018). Investigation and explanation of the effect of motivation on student learning (with the emphasis on the features of university textbooks. *Iranian Journal of Engineering Education*, 20(79), 98-118 (in Persian).
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2005). *Unit operations of chemical engineering*. Boston: McGraw-Hill.
- Rokhforouz, M. R., & Akhlaghi Amiri, H. A. (2017a). Phase-field simulation of counter-currents spontaneous imbibition in a fractured heterogeneous porous medium. *Phys. Fluids*, 29, 062104.
- Rokhforouz, M. R., & Akhlaghi Amiri, H. A. (2017b). Pore-level influence of wettability on counter-current spontaneous imbibition. Paper presented at the 79th EAGE Conference and Exhibition, Paris, France.
- Rokhforouz, M. R., & Akhlaghi Amiri, H. A. (2018). Pore-level influence of micro-fracture parameters on visco-capillary behavior of two-phase displacements in porous media. *Advances in Water Resources*, 113, 260-271.



#### ◀ **دکتر مهدی پناه‌ی:** در سال ۱۳۹۰ مدرک دکترای خود را در رشته

مهندسی شیمی از دانشگاه علوم و تکنولوژی نروژ (NTNU) اخذ نمود. ایشان پس از فارغ‌التحصیلی در مقطع دکتری، به استخدام دپارتمان فرایند شرکت Aker Solutions نروژ درآمد و به عنوان مهندس ارشد فرایند در پروژه‌های متعدد طراحی تاسیسات فرآورش نفت و گاز و در فازهای مختلف طراحی (از طراحی مفهومی تا طراحی تفصیلی) کسب تجربه نمود. ایشان از شهریور ۱۳۹۳ به عضویت هیات علمی دانشگاه فردوسی مشهد درآمد و در حال حاضر علاوه بر پژوهش در زمینه طراحی فرایند، بهینه‌سازی و طراحی ساختار کنترل برای فرایندهای شیمیایی، دروس مکانیک سیالات و کنترل فرایند را در مقطع کارشناسی و دروس طراحی فرایندهای شیمیایی به کمک کامپیوتر و کنترل گسترده فرایندهای شیمیایی را در مقطع کارشناسی ارشد تدریس می‌نماید.



◀ **دکتر مهدی کریمی:** مدرک دکترای خود را در رشته مهندسی شیمی از دانشگاه علوم و تکنولوژی نروژ (NTNU) در سال ۱۳۹۰ اخذ نمود. پس از اخذ دکتری، به عنوان مهندس ارشد فرایند در شرکت Aibel AS نروژ مشغول به کار شد و در پروژه‌های مختلف بین‌المللی در سطوح مختلف طراحی مفهومی و پایه و همچنین پروژه‌های طراحی تفصیلی (Detailed Design) کسب تجربه کرد. در طول این سال‌ها بعنوان فرد کلیدی و مشاور شبیه‌سازی در پروژه‌های مختلف محسوب می‌شد. ایشان از شهریور ۱۳۹۶ کار خود را به عنوان عضو هیات علمی دانشگاه فردوسی مشهد آغاز نمود. ایشان در زمینه آموزشی دروسی مانند موازنه جرم و انرژی، مهندسی احتراق و طراحی برج و مبدل در مقطع کارشناسی و طراحی تجهیزات فرایندی و ایمنی در فرایندهای شیمیایی در مقطع کارشناسی ارشد ارائه کرده است.



◀ **دکتر حسینعلی اخلاقی امیری:** مدرک دکترای خود را در مهندسی نفت از دانشگاه استوانگر نروژ در سال ۱۳۹۳ اخذ نمود. ایشان پس از اخذ دکتری، به مدت یک سال دوره تحقیقاتی پسادکتری در دانشگاه استوانگر نروژ را نیز سپری کرده و در طول دوره‌های دکتری و پسادکتری در انجام پروژه‌های متعددی در حوزه مهندسی نفت برای شرکت‌های نفتی بزرگ دنیا فعالیت نموده است. ایشان از بهمن ۱۳۹۳ کار خود را به عنوان عضو هیات علمی دانشگاه فردوسی مشهد آغاز نموده و در زمینه آموزشی، دروسی مانند مکانیک سیالات در مقطع کارشناسی و مکانیک سیالات پیشرفته و مهندسی مخازن گازی در مقطع کارشناسی ارشد ارائه کرده است.