



FLARE

نشریه علمی تخصصی شاخه دانشجویی انجمن مهندسی گاز ایران

شماره ششم / بهار ۱۴۰۱

دانشکده نفت اهواز



بِسْمِ اللّٰهِ الرَّحْمٰنِ الرَّحِیْمِ

نشریه علمی تخصصی فلر

سال یازدهم | شماره ششم | بهار ۱۴۰۱

نشانی دانشکده نفت: اهواز، بلوار آیت الله بهبهانی، میدان امام علی(ع)، دانشکده نفت اهواز، گروه مهندسی گاز، شاخه دانشجویی انجمن مهندسی گاز ایران.

صندوق پستی: ۶۳۵۳۱

نشانی انجمن مهندسی گاز ایران: تهران، خیابان استاد مطهری، پلاک ۳۰۷

کد پستی: ۱۵۹۶۹-۱۶۵۱۱

ارتباط با ما:

Telegram: @IGI_PUT

Instagram: @IGI_PUT

Email: flare.journal.igi@gmail.com

ارتباط با سردبیر:

Email: morteza.amanieh@gmail.com

فهرست

- ۱ ----- معرفی دانشگاه صنعت نفت
- ۵ ----- تاریخچه انجمن مهندسی گاز ایران
- ۱۲ ----- حفاری با فشار مدیریت شده
- ۱۶ ----- بخش اول
- ۲۱ ----- بخش دوم
- ۲۵ ----- بخش سوم
- ۳۹ ----- بخش چهارم
- ۴۹ ----- روش های ازدیاد برداشت
- ۶۷ ----- روش های بازیابی گاز فلر در پالایشگاه عسلویه
- ۷۸ ----- بازیابی هلیوم از گاز طبیعی
- ۱۰۲ ----- منابع



1

صاحب امتیاز: انجمن مهندسی گاز ایران

مدیر مسئول: مهران ابوالقاسم

سر دبیر: مرتضی معلائی امانیه

2

مدیر اجرایی: مجید حسینی

مدیران داخلی: رضاحیمی، مصطفی داروغه

3

صفحه آرایی: پریناز معینی، نیما میرزایی راد، مجید حسینی

طراح جلد: مرتضی معلائی امانیه

4

هیئت تحریریه:

عرفان حافظی، میکائیل رزمجو، امیرحسین گرامی،

نازنین فتحعلی پور، پریناز معینی، سید محمدجواد

قریشی، احمدرضا رستمی، محمد علی قدری، اتابک

مرادی، نرگس لطفی، پردیس پورکاظم، اعظم مردانی،

فاطمه ژبان فرد، محدثه مختاری، سهیل مشتاق زاده،

مائده شعبانی، سمیه شرفی، حمیدرضا کشتکار، سید

محمد محمدیان اصل علوی، پونه غلاسوند، فاطمه

دشتی، امیر ارسلان همتی لرکی

5

با تشکر از:

سارینا جلالی فخر، محمد وفایی، فاطمه نمکین، سمیه

سلیمی



جناب آقای مهندس منصور و قریبان
رئیس محترم هیئت مدیره انجمن مهندسی گاز ایران

انجمن در گسترش دانش و توسعه علوم تخصصی و با توجیه
مدی، پیرنویسید مراتب تقدیر و سپاس خود را از خدمات و
ام می دارم.
ان کام های بزرگی در جهت تحقق اهداف عالی نظام

جمهوری اسلامی
معاون پژوهش و فناوری
و رئیس کمیسیون انجمن های علمی ایران

بسم الله الرحمن الرحيم

جناب آقای مهندس منصور و قریبان
رئیس محترم انجمن مهندسی گاز ایران

باسلام

برپایی تمدن نوین ایرانی - اسلامی که از اهداف انقلاب اسلامی ایران بوده، در سایه تلاش مسکوران، پژوهشگران و
نوآوران عرصه علم و فناوری تحقق یافته و غنایت های نامذکار ایشان شاکر منم و بست و الای فرخنده نظام
مقدس جمهوری اسلامی برای در شرفت هر جا بگذرد است. پیرنویسید از زحمات و تلاشهای ارزشمند حضرتعالی و
اعضاء محترم هیئت مدیره انجمن مهندسی گاز ایران قدردانی نموده و کسب عنوان انجمن برتر با بالاترین امتیاز در
سال ۱۳۹۹ (گلگه ۹۸) را امیدوارم تبریک عرض می نمایم. از درگاه ایزد منان توفیقات روز افزون شما را در تحقیق
این رسالت خیر مسکت می نمایم.

کام بیاتان استوار و تلاش های عالمانه تان در راه اعتلای ایران اسلامی ستادام باد.

محمد جلیلی
دیرر کمیسیون انجمن های علمی ایران



سخنی با سردبیر

در دنیای که سوخت های فسیلی ۸۴ درصد انرژی جهان را تأمین می کنند بی شک تولید و مصرف بهینه این منابع تجدید ناپذیر انرژی یکی از مهم ترین دغدغه های جهان امروز است. حال آنکه اهمیت پیشرو بودن کشور ما در این زمینه به عنوان یکی از بزرگترین تولید کنندگان نفت و گاز و فرآورده های نفتی در دنیا دو چندان است. ما در این مجله بر آن آمدم که با بررسی دستاوردهای جدید پژوهشی و ایجاد زمینه های تبادل اندیشه و طرح مسائل علمی تازه ، در راستای افزایش بازده و کاهش مضرات زیست محیطی استخراج و بهره برداری از این منابع، تکنیک ها و تکنولوژی های جدید و بهینه تر صنایع نفت و گاز را معرفی کنیم. در پایان همکاری بی شائبه تمام همکاران و کسانی که ما را در این امر یاری نمودند می ستاییم که باعث شد بتوانیم در مسیر علمی پژوهشی دانشگاه گامی هر چند جزئی برداریم ، باشد که این حرکت سرآغاز حرکت های پژوهشی بزرگتر برای پیش برد اهداف جامعه دانشگاهی قرار گیرد.

با سپاس و احترام بی کران
مرتضی معلائی امانیه



دانشگاه صنعت نفت

معرفی دانشگاه:

دانشگاه صنعت نفت با ۷۹ سال سابقه درخشان علمی، پس از دانشگاه تهران، قدیمی‌ترین موسسه آموزش عالی کشور می‌باشد. این دانشگاه متولی اصلی تربیت نیروی انسانی در زمینه صنایع نفت و گاز بوده و با تربیت نیروی انسانی متخصص در مقاطع مختلف تحصیلی، نقش کلیدی در حرکت

در حرکت چرخ عظیم صنعت نفت و خودکفایی آن داشته است. دانشگاه صنعت نفت با در اختیار داشتن کادر علمی توانا و ارتباط نظام‌مند خود با صنعت نفت کشور، همکاری با مراکز علمی و دانشگاه‌های معتبر داخلی و خارجی را در دستور کار خود قرار داده و انجام پروژه‌ها و طرح‌های تحقیقاتی و پژوهشی را به سمت کاربردی نمودن آن‌ها هدایت نموده است. این دانشگاه، با شرکت‌های مختلف و معتبر صنعت نفت کشور در ارتباط بوده و پروژه‌های تحقیقاتی بسیاری را در زمینه‌های مختلف به انجام رسانده و یا در حال انجام دارد. حضور دانش‌آموختگان پرورش‌یافته این دانشگاه در دانشگاه‌های معتبر کشور و دنیا و همچنین شرکت‌های معتبر نفتی موید سابقه‌ی درخشان و تاریخی این دانشگاه می‌باشد.

تاریخچه دانشگاه صنعت نفت:

دانشگاه صنعت نفت که تحت پوشش شرکت ملی نفت ایران است، در سال ۱۳۱۸ و با عنوان مدرسه عالی فنی آبادان تاسیس شد. با توسعه این آموزشگاه، نام آن به دانشکده فنی آبادان و سپس به دانشکده نفت آبادان (Abadan Institute of Technology) تغییر یافت. در سال ۱۳۶۸ با توجه به حجم گسترده فعالیت‌های آموزشی و سابقه‌ی موفق آن و همچنین افزایش مطالبات ملی و فوری به منظور تامین نیروهای انسانی متخصص، بر اساس مصوب شورای گسترش وزارت علوم، تحقیقات و فناوری به دانشگاه صنعت نفت تبدیل و فعالیت تمامی واحدهای آموزشی وزارت نفت (متشکل از دانشکده‌ی نفت آبادان، دانشکده‌ی نفت اهواز، دانشکده‌ی حسابداری تهران، پرستاری و آموزشکده‌ی های فنی اصفهان، اهواز، محمودآباد، ملایر و علوم دریایی) در این دانشگاه متمرکز گردید. در ابتدا برنامه‌های آموزشی در آموزشگاه فنی آبادان توأم با کار بود و دانشجویان که به عنوان کارمند استخدام می‌شدند، دو پنجم وقت خود را

در آموزشگاه و سه پنجم آن را در پالایشگاه آبادان صرف کارآموزی می‌کردند. بدین ترتیب پس از یک سال آموزش مقدماتی تمام‌وقت و چهار سال آموزش توأم با کار با درجه کارشناس فنی در رشته‌های شیمی نفت، مهندسی پالایش، مهندسی مکانیک و مهندسی برق فارغ‌التحصیل و عهده‌دار مسئولیت‌های مختلف، عموماً در پالایشگاه آبادان می‌شدند.

در سال ۱۳۳۵ با تغییر سیستم آموزشی در صنعت نفت کشور که متأثر از زمان و شرایط موجود بود، نام آموزشگاه به دانشکده فنی آبادان تغییر یافت. برنامه‌های آموزشی بر روی رشته مهندسی عمومی متمرکز گردید و دانشجویان از سال چهارم دبیرستان و از طریق امتحان ورودی و مصاحبه، پذیرفته می‌شدند. سال ۱۳۴۰ آخرین سال پذیرش دانشجو در این دوره بود که دانشجویان به مرور تا سال ۱۳۴۵ فارغ‌التحصیل شدند. در سال ۱۳۴۱ مجدداً با تغییر برنامه‌های آموزشی، نام دانشکده فنی آبادان نیز به دانشکده نفت آبادان تغییر یافت. برنامه جدید تحصیلی نیز در رشته مهندسی نفت در گرایش‌های پالایش، اکتشاف و معدن و همچنین رشته بازرگانی و علوم اداری در گرایش‌های مدیریت و حسابداری تدوین گردید. در این دوره نیز برنامه‌های آموزشی، شامل تحصیل توأم با کارآموزی بود که سه سال آموزش تمام وقت و یک سال کارآموزی در واحدهای مختلف صنعت نفت را در بر می‌گرفت. دانشجویان در پایان تحصیل با درجه کارشناسی فارغ‌التحصیل و عموماً در صنعت نفت استخدام می‌شدند. از سال ۱۳۴۵ تا ۱۳۵۹ بنا به نیاز صنعت نفت، برخی از رشته‌ها راه‌اندازی و یا از گردونه برنامه‌های آموزشی خارج شدند.



عکس ۱. دانشجویان آموزشگاه فنی آبادان سال‌های دهه ۱۳۲۰ ش

روند پذیرش دانشجو در رشته‌های مختلف تحصیلی در مقطع کارشناسی تا سال ۱۳۵۸ در آبادان ادامه داشته و پس از آن به دلیل تعطیلی دانشگاه‌ها (انقلاب فرهنگی) و همچنین شروع جنگ تحمیلی، پذیرش دانشجو در این دانشکده متوقف گردید. با بازگشایی دانشگاه‌ها، این دانشکده فعالیت مجدد خود را در خارج از آبادان (شهرستان گچساران) آغاز و پس از خارج شدن شهر اهواز از تیررس حملات توپ و خمپاره دشمن بعثی، به اهواز منتقل و در این شهر ادامه حیات داد و اقدام به پذیرش دانشجو نمود. پس از پایان جنگ تحمیلی و شروع بازسازی آبادان، در سال ۱۳۷۰ دانشکده نفت آبادان مجدداً فعالیت خود را تحت عنوان دانشکده نفت آبادان شروع و به عنوان یک دانشکده زیر مجموعه دانشگاه صنعت نفت، در چند رشته تحصیلی اقدام به جذب دانشجو نمود.

آشنایی با دانشگاه

با توجه به اهمیت صیانت منابع عظیم نفت و گاز در کشور، تربیت نیروی انسانی متخصص جهت توسعه و بهره‌برداری بهینه از این منابع در زمره اولویت‌ها و اهداف راهبردی وزارت نفت قرار دارد. جهت نیل به این هدف، دانشگاه صنعت

ماموریت دارد تا با بسیج تمامی امکانات در مقاطع کارشناسی، کارشناسی ارشد و دکترا، این نیاز مهم را برآورده سازد. لذا دانشگاه صنعت نفت علاوه بر ارائه دوره‌های تخصصی در مقاطع مختلف، با ایجاد زمینه همکاری با دانشگاه‌های داخل و خارج از کشور، به این امر مهم اهتمام ورزیده و گام‌های اساسی برداشته است. از آن میان می‌توان به اعزام دانشجو به خارج از کشور در مقاطع کارشناسی ارشد و همکاری با دانشگاه‌های داخل کشور جهت راه‌اندازی رشته‌های بالادستی نفت اشاره نمود. از سوی دیگر، دانشگاه صنعت نفت در کنار انجام امور آموزشی، از پیشرفته‌ترین امکانات پژوهشی نیز برخوردار بوده و با ایجاد رابطه نزدیک با صنعت نفت کشور و مراکز علمی تحقیقاتی خارج از کشور، به سطح توانمندی نیروهای تربیت شده هرچه بیشتر افزوده است. این دانشگاه با مجموع فضای بالغ بر ۳۷۰۰۰۰ متر مربع و با بیش از ۷۰ عضو هیات علمی، فعالیت گسترده‌ای را برای تربیت نیروهای متخصص جهت رفع نیازهای صنعت نفت کشور انجام داده است.

در حال حاضر دانشگاه صنعت نفت دارای چهار دانشکده و چهار مرکز تحقیقات می‌باشد. این مراکز علمی عبارتند از:

- دانشکده نفت آبادان
- دانشکده نفت اهواز
- دانشکده نفت تهران
- دانشکده علوم دریایی محمودآباد
- مرکز تحقیقات دانشکده نفت آبادان
- مرکز تحقیقات دانشکده نفت اهواز
- مرکز تحقیقات دانشکده نفت تهران
- مرکز تحقیقات صنایع فراساحل نفت و گاز دانشکده علوم دریایی محمودآباد

رشته‌های بالادستی و سایر رشته‌های مرتبط با صنعت نفت در این دانشگاه عبارتند از:

مقطع کارشناسی:

- مهندسی ایمنی و بازرسی فنی
- مهندسی شیمی
- مهندسی نفت
- مهندسی مکانیک
- مهندسی برق
- حسابداری

مقطع کارشناسی ارشد:

- مهندسی شیمی - HSE
- مهندسی اکتشاف نفت
- مهندسی مکانیک - طراحی کاربردی
- مهندسی عمران - مهندسی سواحل، بنادر و سازه‌های دریایی
- مهندسی بازرسی فنی
- مهندسی نفت - بهره‌برداری
- مهندسی نفت - مخازن هیدروکربوری
- مهندسی نفت - حفاری

- مهندسی فرآوری و انتقال گاز
- مهندسی ابزار دقیق و اتوماسیون
- مالی - تامین مالی و سرمایه‌گذاری در نفت و گاز
- حقوق نفت و گاز
- اقتصاد نفت و گاز
- مدیریت مخازن هیدروکربوری
- مهندسی صنایع - مدیریت پروژه

رتبه دانشگاه صنعت نفت:

دانشگاه صنعت نفت علاوه بر آموزش دروس تخصصی رشته‌های مختلف برای ایجاد زمینه همکاری، در دانشگاه‌های داخل و خارج از کشور در مقاطع تحصیلی مختلف دوره‌های تخصصی برگزار می‌کند. علاوه بر این دانشجویان زیادی پس از فارغ‌التحصیلی در دوره‌های کارشناسی و کارشناسی ارشد از دانشگاه صنعت نفت اهواز به دانشگاه‌های مطرح در جهان اعزام شده‌اند. این موضوع نشان از اهمیت و رتبه قابل توجه دانشگاه صنعت نفت دارد. همچنین این دانشگاه تاکنون ۱۸۱۱ مقاله علمی در نشریات و همایش‌های داخلی و ۲۰۰۴ مقاله تخصصی بین‌المللی منتشر کرده، صاحب امتیاز ۱ مجله تخصصی است. از این رو رتبه دانشگاه صنعت نفت خوزستان در جایگاه هفتم جهان در حوزه مهندسی، و رتبه آن در بین دانشگاه‌های دولتی مطرح در ایران رتبه ۴۸ است.

جایگاه دانشگاه در جهان:

دانشگاه صنعت نفت با تربیت مناسب دانشجویان در زمینه‌های مرتبط با صنعت نفت توانسته است مهندسان و متخصصان زبده‌ای به صنعت تحویل دهد که نقش موثری در رشد و گسترش آن در سراسر جهان داشته‌اند. آوازه چشمگیر متخصصان ایرانی، پرورش‌یافته در این دانشگاه، در اکثر دانشگاه‌ها و شرکت‌های معتبر جهان همواره به گوش می‌رسد.

واضح است که این اراده و پشتکار در دانشگاه صنعت نفت هر روز بیش از پیش عمق و شتاب خواهد گرفت و صنعت نفت می‌تواند همچنان چشم امید به ایجاد تحولاتی شگرف، توسط متخصصان و کارشناسان این دانشگاه داشته باشد.

تاریخچه انجمن مهندسی گاز ایران

تاسیس انجمن مهندسی گاز ایران

مقدمات راه‌اندازی انجمن مهندسی گاز ایران از ابتدای سال ۱۳۸۳ به همت جمعی از صاحب نظران با تجربه صنعت نفت و گاز، اعضاء هیئت علمی دانشگاه‌ها و علاقمندان با اهداف فراگیر در زمینه های مختلف انرژی و ایجاد کانونی علمی جهت فعالیت استادان، محققین و متخصصین صنعت نفت، گاز و پتروشیمی کشور آغاز گردید. در ادامه هیئت مؤسس انجمن مهندسی گاز ایران نسبت به تشکیل مجمع عمومی اقدام نمود و در تاریخ ۱۳۸۳/۰۲/۱۹ اساسنامه انجمن تصویب شد، بعد از طی مراحل قانونی و اخذ مجوز از کمیسیون انجمن‌های علمی ایران در گروه تخصصی فنی و مهندسی در تاریخ ۱۳۸۳/۱۱/۱۴ پروانه تأسیس دریافت گردید. و در نهایت در تاریخ ۱۳۸۳/۱۲/۱۵ با تایید وزارت علوم، تحقیقات و فناوری، انجمن مهندسی گاز ایران تاسیس گردید.

برنامه و دستاوردهای انجمن

- گسترش، پیشبرد و ارتقای علمی صنعت گاز.
- توسعه کمی و کیفی نیروهای متخصص.
- انجام تحقیقات علمی و فرهنگی در سطح ملی و بین‌المللی با محققان و متخصصانی که به گونه‌ای با علوم صنعت گاز سر و کار دارند.
- همکاری با نهادهای اجرائی، علمی و پژوهشی در زمینه ارزیابی و بازنگری و اجرای طرح‌ها و برنامه‌های مربوط به امور آموزش و پژوهش در زمینه علمی موضوع فعالیت انجمن.
- ترغیب و تشویق پژوهشگران و تجلیل از محققان و استادان ممتاز.
- ارائه خدمات آموزشی و پژوهشی و فنی.
- برگزاری گردهمایی علمی در سطح ملی، منطقه ای و بین‌المللی.
- انتشارات کتب و نشریات علمی.
- همانطور که در فهرست فعالیت‌های انجمن مهندسی گاز ایران که در پایگاه اینترنتی انجمن درج شده است مستفاد میگردد از بدو تأسیس، فعالیت‌های آموزشی و اطلاع‌رسانی و همچنین مطالعات و پژوهشهای کاربردی و راهبردی انجمن مهندسی گاز ایران با همکاری نزدیک و

مؤثر دانشگاه‌ها و مجامع علمی داخلی و بین‌المللی در کلیه بخش‌های اقتصادی، سیاسی - علمی و فنی بصورت بسیار گسترده و چشمگیر بوده است. انجمن مهندسی گاز ایران بر مبنای مطالعات و فعالیت‌های مذکور عملاً در تصمیم‌گیری مسئولان مجلس شورای اسلامی و مسئولین وزارت نفت به میزان چشمگیری تأثیرگذار بوده است. لازم به ذکر می‌باشد که تاکنون انجمن در جلسات متعددی که در کمیسیون انرژی مجلس شورای اسلامی، مجمع تشخیص مصلحت نظام، هیئت مدیره شرکت ملی نفت ایران، هیئت مدیره شرکت ملی گاز ایران، هیئت مدیره شرکت نفت و گاز پارس جنوبی، مدیران عامل شرکت ملی صنایع پتروشیمی و شرکت مپنا داشته نتایج مطالعات پژوهشی را همراه با راهبردهای پیشنهادی ارائه نموده است و در نتیجه تعداد قابل ملاحظه‌ای از پیشنهادات انجمن به مرحله اجرایی نیز رسیده است.

شرح اهداف و فعالیت‌های انجمن مهندسی گاز ایران

انجمن مهندسی گاز ایران با توجه به اهمیت موضوع انرژی، علی‌رغم پیگیری‌های مستمر، به نتایج مورد نظر برای اصلاح سبد و الگوی مصرف انرژی در کشور دست نیافته است و کماکان با جدیت بیشتر حرکت در مسیر اصلاح سبد و الگوی مصرف انرژی را در دستور کار خود قرار داده است. مطالعات انجمن مهندسی گاز ایران با توجه به تجارب سال و الگوی مصرف انرژی را در دستور کار خود قرار داده است. مطالعات انجمن مهندسی گاز ایران با توجه به تجارب سال‌های گذشته در کشور و همچنین تجارب جهانی در زمینه مدیریت انرژی، نشان می‌دهد که تشکیل و ساماندهی کارگروه‌هایی به منظور مدیریت انرژی بسیار ضروری است. در این راستا کمیته صنایع انجمن مهندسی گاز ایران نسبت به تشکیل ۲۵ جلسه فنی/توجیهی با صاحبان و کارشناسان کارشناسان صنایع تولیدی ماشین‌آلات و لوازم انرژی و مدیران و مسئولین سازمان ملی استاندارد و همچنین ارسال نامه شماره ام‌گ/۳۲۵۴/۹۴/۰۰ مورخ ۱۳۹۴/۹/۲۹ خطاب به وزیر محترم صنعت، معدن و تجارت و تشکیل جلسات جداگانه حضوری با وزیر صنعت، معدن و تجارت و جلسه مورخ ۱۳۹۴/۱۰/۱۶ با حضور جناب آقای دکتر توفیق (مشاور محترم وزیر در حوزه معاونت آموزش، پژوهش و فناوری وزارت صنعت، معدن و تجارت) و مدیران مربوطه پیشنهادات خود را به منظور اصلاح الگوی مصرف انرژی در بخش صنایع کشور ارائه نموده است و پیگیری موضوع را تا اخذ نتیجه در دستور کار دارد.

همچنین کمیته‌های راهبردی و پتروشیمی انجمن مهندسی گاز ایران مشترکاً مطالعات راهبردی را جهت ارزیابی تبعات زیست‌محیطی سبد مصرف غیرمعارف سوخت در کشور و تأثیرات آن بر سلامت شهروندان را انجام داده و پیشنهادات مشخص خود را برای استفاده از اهرم‌های قانونی به منظور (۱) کاهش و پایش میزان بنزن و سولفور در بنزین و گازوئیل توزیعی در کشور، (۲) جایگزینی تدریجی گازوئیل با

دی متیل اتر، ۳) جایگزینی بنزین با گاز مایع (ال پی جی) در کلیه خودروهای عمومی بنزین سوز در کلانشهرها، ۴) نصب کاتالیزور روی اگزوز تمام خودروهای کلانشهرها با سیکل آتو و نصب فیلتر مناسب روی اگزوز خودروهای با سیکل دیزل که در کلانشهرها تردد دارند و ۵) ایجاد سیل گیر در حومه شهرهای بزرگ با هدف افزایش سطوح آبی کلانشهرها تا حد میسر به منظور ایجاد و وزش باد ارائه و پیگیری می نمایند. از جمله موضوع بند ۲ مذکور را در جلسات مورخ ۱۳۹۴/۱۱/۱۳ با سازمان حفاظت محیط زیست و مورخ ۱۳۹۴/۱۱/۱۷ با مدیرعامل و مدیران وقت شرکت بهینه سازی مصرف سوخت مطرح و تقاضا شده که پیشنهادات انجمن مهندسی گاز با استفاده از اختیارات قانونی دو سازمان مذکور تا مرحله نهایی پیگیری شود.

انجمن مهندسی گاز ایران پیگیری تمامی موارد پیشنهادی را از طریق شورای عالی انرژی تا اخذ نتیجه قطعی در دستور کار دارد. کمیته های پژوهشی و اکتشاف و تولید انجمن مهندسی گاز ایران انجام تحقیقات با هدف دستیابی به دانش فنی تغییر ترشوندگی سنگ مخزن در مخازن گاز میعانی را در دست اقدام دارند. این تحقیقات با همکاری دانشگاه علم و صنعت و دانشگاه تهران انجام میشود. الحمدلله نتایج آزمایشگاهی مثبت از تحقیقات مذکور تا کنون حاصل شده و ثبت اختراع نیز انجام گردیده است. سیال میدان بزرگ پارس جنوبی و تعدادی دیگر از مخازن گازی کشور ما از نوع "گاز میعانی" می باشد. بنابراین با توجه به حجم عظیم گاز میدان پارس جنوبی، بخش اعظم ذخائر گازی ایران را مخازن گاز میعانی تشکیل میدهند. در مخازن گاز میعانی بعد از اینکه فشار مخزن به پایینتر از فشار شبنم هیدروکربوری سیال مخزن کاهش می یابد، به دلیل پدیده "میعان معکوس" بخشی از گاز در مخزن به مایع تبدیل شده و مایعات حاصله در سنگ مخزن ریزش می نماید. این مایعات علاوه بر اینکه برای همیشه قابل استحصال نخواهد بود، موجب تخریب سنگ مخزن و در نتیجه کاهش تدریجی تولید چاه های گاز و در نهایت نیز موجب کاهش قابل ملاحظه میزان گاز و مایعات گازی قابل استحصال از مخزن نیز می گردد.

محاسبات انجام شده در مورد میدان پارس جنوبی نشان می دهد که در شرایط موجود حدود ۳ میلیارد بشکه مایعات حاصله از پدیده میعان معکوس در مخزن ریزش می نماید و برای همیشه قابل استحصال نیست. چنانچه بتوانیم خاصیت ترشوندگی سنگ مخزن را از حالت مایع به حالت گاز تغییر دهیم سنگ مخزن به دلیل تغییر ماهیت ترشوندگی مایعات را دفع می نماید و بنابراین مایعات حاصله به جای نفوذ و تخریب سنگ مخزن همراه با گاز از مخزن خارج گردیده و از بروز مشکلات و زیان های ذکر شده در بالا نیز پیشگیری می شود. تحقیقات مرتبط با تغییر ترشوندگی سنگ مخزن با هدف پیشگیری از زیان های اقتصادی تولید از مخازن گاز میعانی در دو دهه اخیر به صورت گسترده در سطح جهان در حال انجام می باشد. در تحقیقات انجمن مهندسی گاز ایران که با همکاری دانشگاه علم و صنعت و دانشگاه تهران انجام شده است، تاثیرات نانوفلوئید که توسط گروه تحقیقاتی این طرح با هدف تغییر ترشوندگی سنگ مخزن سنتز شده، ضمن پایداری شرایط، حدوداً ۵۰ درصد مؤثرتر از نتایج حاصله در تحقیقات مشابه در سطح جهانی می باشد و در حدی است که نیل به هدف پیشگیری از هرزرفت مایعات گازی و جلوگیری از



تخریب سنگ مخزن و کاهش میزان برداشت گاز و مایعات گازی از مخازن گاز میعانی را میسر می‌نماید. کمیته راهبردی انجمن مهندسی گاز ایران نسبت به انجام مطالعات و تهیه نقشه راه ارتقاء مدیریت بهره برداری و حداکثرسازی پتانسیل تولید نفت و گاز از مخازن کشور اقدام نموده است. مطالعات مذکور شامل شناخت منابع و پتانسیل‌های بالقوه، تنگناهای موجود و شناسایی و ارزیابی نقش و تأثیرگذاری فناوری‌های جدید و ارائه راهبرد در جهت نیل به اهداف تعریف شده می‌باشد. گزارش مطالعات مذکور و راهبردهای پیشنهادی انجمن مهندسی گاز ایران بدو در جلسه مورخ ۱۳۹۳/۷/۱۶ در حضور معاونت وقت وزیر و مدیرعامل شرکت ملی نفت ایران، مدیران عامل شرکت‌های تابعه شرکت ملی نفت ایران و مدیر برنامه‌ریزی تلفیقی شرکت ملی نفت ارائه گردیده است. در این گزارش وضعیت موجود مدیریت بهره برداری در مخازن منتخب، تبعات اقتصادی مرتبط و راهبردهای کاربردی و فناوری‌های جدید با ملاحظات فنی و اقتصادی در هر مورد به صورت جداگانه ارائه گردید.

کمیته‌های راهبردی و اکتشاف و تولید انجمن مهندسی گاز ایران انجام مطالعات زمین‌شناسی و ژئوشیمی را به منظور شناسایی پتانسیل‌های شناخته نشده و جدید نفت و گاز کشور، در مناطق جنوب دریای خزر، البرز و شرق ایران مرکزی در دست اقدام دارند. تا کنون بالغ بر ۱۸۰۰ نمونه از سنگ‌های مناطق مذکور برداشته و مورد بررسی قرار گرفته و بالغ بر ۲۰۰ نمونه از مناطق مذکور مورد آزمایش ژئوشیمی نیز قرار گرفته است. خاطرنشان می‌سازد که در جریان مطالعات مذکور یک چشمه نفتی در طبس نیز کشف و دو چشمه نفتی دیگر در منطقه البرز شناسایی شده است. مضافاً در مناطق مذکور بخصوص در طبس و کرمان ده‌ها مقاطع نشت گاز طبیعی کشف شده است. این اکتشافات از نظر زمین‌شناسی و اثبات پتانسیل وجود منابع هیدروکربوری در منطقه حائز اهمیت ویژه‌ای می‌باشد. بررسی‌های کمیته پتروشیمی انجمن مهندسی گاز ایران نشان می‌دهد که در حالی که تولیدکنندگان متانول به دلیل نازل بودن قیمت گاز سود قابل ملاحظه‌ای می‌برند، اقتصاد کشور با توجه به اینکه قیمت واقعی متانول حدود ۴۰۰ دلار در تن می‌باشد و قیمت صادراتی متانول بین ۲۰۰ تا ۳۰۰ دلار در تن بوده، از بابت تولید متانول متضرر می‌شود. انجمن مهندسی گاز ایران نتیجه مطالعات و پیشنهادات خود را در این مورد در گزارشات شماره ۱۷۳۹ و ۳۰۰۲ منعکس نموده است. انجمن مهندسی گاز ایران همچنین با ملاحظات اقتصادی و به منظور بالا بردن ارزش افزوده گاز طبیعی و همچنین ایجاد فرصت‌های جدید شغلی مطالعات مبسوطی را در شناخت تکنولوژی و اقتصاد تولید انواع پلیمرها در دست اقدام دارد.

بررسی‌های مشترک کمیته‌های راهبردی انجمن نفت ایران و انجمن مهندسی گاز ایران نشان می‌دهد که متعاقباً افزایش قابل ملاحظه قیمت جهانی نفت در سال ۱۹۷۳، کشورهای غربی با همکاری سایر کشورهای صنعتی جهان، با هدف کاهش میزان تقاضا و زمینه‌سازی برای کاهش قیمت‌های جهانی نفت به صورت هماهنگ تصمیم گرفتند که به نحو گسترده از ذغال سنگ به جای نفت برای سوخت نیروگاه‌های برق استفاده نمایند. اقدامات مذکور که در سال ۱۹۸۰ عملاً محقق گردید و موجب کاهش چشمگیر تقاضای جهانی نفت گردید تا حدی که تقاضای بازار برای



نفت اوپک از ۳۲ میلیون بشکه در روز در دهه ۷۰ میلادی به ۱۶ میلیون بشکه در روز در نیمه دهه ۸۰ میلادی کاهش یافت و به تبع آن قیمت‌های جهانی نفت نیز به صورت چشمگیر (حتی تا حد ۸ دلار در بشکه) تنزل یافت. انجمن نفت ایران و متعاقباً انجمن مهندسی گاز ایران از سال ۱۹۹۲ میلادی (پانزدهمین کنگره جهانی نفت ۱۹۹۲ میلادی در پکن) به بعد در مجامع علمی بین‌المللی، هشدار داده‌اند که استفاده گسترده از ذغال سنگ برای تولید برق موجب گرمایش فزاینده و تخریب اکوسیستم‌های کره زمین می‌گردد.

انجمن مهندسی گاز ایران در توجیه نظریه فوق در مجامع مختلف بین‌المللی از هر فرصت استفاده و تأکید نموده و می‌نماید که استفاده غیرمتعارف سوخت ذغال سنگ موجب آلودگی شدید هوا در حومه نیروگاه‌های ذغال سنگی و افزایش فزاینده و تدریجی میزان گازهای گلخانه‌ای در اتمسفر و در نتیجه باعث گرمایش و تخریب اکوسیستم‌های کره زمین، از قبیل کاهش شدید و فزاینده میزان بارندگی و افزایش PH خاک‌های زراعی در بخش‌هایی از کره زمین، نظیر منطقه خاورمیانه و افزایش میزان بارش و سیل و تخریب محصولات کشاورزی در بخش‌های دیگر کره زمین، ایجاد و انتشار فزاینده ریزگردها در مناطق نسبتاً خشک (نظیر بخش‌هایی در آفریقا، چین، استرالیا و خاورمیانه) به دلیل گرم شدن و تبخیر رطوبت پوسته کره زمین، بروز طوفان‌ها و گردبادهای شدید و تخریب مناطق ساحلی، گسترش بیابان‌زایی، افزایش شدید و غیر قابل کنترل میزان و بروز سایر حوادث ناگوار طبیعی از قبیل آتش‌سوزی و همچنین کاهش تدریجی سطوح جنگل‌ها در کره زمین، آب شدن یخ‌های قطبی، اسیدی شدن تدریجی و بالا آمدن سطح آب اقیانوس‌ها، تصاعد گاز متان از هیدرات‌های گازی که زیر لایه یخ‌های قطبی محبوس شده‌اند به اتمسفر و در نتیجه افزایش فزاینده گرمایش کره زمین (لازم به توضیح می‌باشد که پتانسیل گرمایشی هر مولکول گاز متان ۲۲ برابر پتانسیل گرمایشی هر مولکول گاز دی‌اکسید کربن می‌باشد) می‌گردد.

بررسی‌های کمیته اکتشاف و تولید انجمن مهندسی گاز ایران در ارتباط با امکان سنجی ازدیاد برداشت از مخازن نفتی کشور نشان می‌دهد انجام تحقیقات و آزمایشات و در نتیجه سنتز آب هوشمند (smart water) با خواص شیمیایی و با غلظت یون‌های مناسب می‌تواند «آب دوستی» سطح کربناته سنگ مخزن را بهبود ببخشد و جابجایی نفت را با آشام خود به خودی افزایش داده و موجب ازدیاد برداشت قابل ملاحظه (بالاتر از ۱۰ درصد) نفت در مخازن کربناته شکاف‌دار کشور خواهد شد.

انجمن مهندسی گاز برای رشد و پرورش مهندسیین توانا در عرصه نفت و گاز، از طریق شاخه دانشجویی انجمن با بهترین دانشگاه‌های مرتبط کشور که در رشته‌های مختلف مهندسی هر ساله دانشجو می‌پذیرند در ارتباط است و در این راستا دانشجویان علاقه‌مند به پژوهش را هر ساله در قالب شاخه دانشجویی به عضویت انجمن در می‌آورد تا در زمینه‌های مختلف

مرتبط با انرژی مطالعات گسترده‌ای انجام دهند.



برنامه راهبردی پنج ساله انجمن مهندسی گاز ایران

۱. انجام مطالعات مهندسی / اقتصادی، تعیین تنگناها، برآورد تبعات اقتصادی تنگناها و ارائه راهبردهای ارتقاء وضعیت (فهرست فعالیت‌های جاری مورخ تیرماه ۱۳۹۶ انجمن مهندسی گاز ایران در این ارتباط با پیوست این برنامه می‌باشد) به وزارت نفت و کمیسیون انرژی مجلس شورای اسلامی برای صیانت از ذخایر و بهره‌برداری صحیح و مناسب از منابع نفت و گاز و نگهداری و حفظ تأسیسات آن و همچنین ارتقاء اقتصاد صنایع پتروشیمی کشور
۲. کمک به توسعه‌ی دانش فنی صنایع بالادستی و پائین دستی نفت و گاز و صنعت پتروشیمی در جهت خودکفایی هرچه بیشتر و کاهش وابستگی به خارج از کشور
۳. بررسی و ارائه‌ی وضعیت فناوری در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی با تأکید بر فناوری و نیاز بازار نفت، گاز و پتروشیمی
۴. همکاری با صنعت نفت و گاز و پتروشیمی برای نظارت علمی بر قراردادهای کلان نفت، گاز و پتروشیمی
۵. همکاری با کمیسیون انرژی مجلس شورای اسلامی و وزارت نفت در زمینه انجام مطالعات و ارائه راهبرد به منظور ایجاد ساختار مدیریت مصرف انرژی و همچنین سیاست‌گذاری به منظور مدیریت مخازن نفت و گاز کشور
۶. همکاری با وزارت علوم، تحقیقات و فناوری در تدوین سرفصل دروس مقاطع مختلف آموزشی در رشته مهندسی نفت و گاز و پتروشیمی
۷. تلاش به منظور اختصاص سهم تحقیق و پژوهش در صنعت نفت از تولید ناخالص داخلی، سالانه به میزان نیم درصد (۰/۵٪) و تا پایان برنامه به میزان سه درصد (۰/۳٪)
۸. تلاش برای توسعه آموزش و تحقیقات و فناوری در زمینه صنعت نفت براساس نقشه جامع علمی کشور
۹. همکاری با وزارت نفت برای عملیاتی شدن بند الف ماده ۱۲۵ قانون برنامه پنج ساله پنجم توسعه وزارت نفت را مجاز نموده است تا با ایجاد فضا و شرایط رقابتی، نسبت به صدور پروانه اکتشاف، توسعه و تولید مورد نیاز برای بهره‌برداری از حداکثر ظرفیت‌ها برای توسعه میدان‌های نفت و گاز و افزایش تولید صیانت شده با حفظ ظرفیت تولید سال ۱۳۸۹ تا سقف تولید اضافه روزانه یک میلیون بشکه نفت خام و دوپست و پنجاه میلیون مترمکعب گاز طبیعی با اولویت میادین مشترک، با تأکید بر توسعه میدان گازی پارس جنوبی، پس از تصویب، توجیه فنی و اقتصادی طرح‌ها در شورای اقتصاد و درج در قوانین بودجه سنواتی و نیز مبادله موافقت‌نامه با معاونت برنامه‌ریزی ریاست جمهوری با استفاده از روش‌های زیر اقدام نماید:
 - استفاده از انواع روشهای اکتشاف، توسعه، تولید در دوره زمانی معین در میادین نفت و گاز
 - تهیه مقدمات انتشار اوراق مالی ریالی و ارزی در داخل و خارج از کشور با رعایت قوانین و مقررات مربوط، بدون تضمین دولت و استفاده از روش بیع متقابل با رعایت اصول و شرایط موضوع بند (ب) ماده (۱۴) قانون برنامه چهارم توسعه.



*تبصره: وزارت نفت می‌تواند در طول برنامه نسبت به انعقاد قرارداد توسعه و تولید از کلیه میادین مشترک شناخته شده اقدام و تلاش لازم را به عمل آورد.

۱۰. همکاری با دولت برای عملیاتی شدن بند (ب) ماده (۱۲۵) قانون برنامه پنج ساله پنجم توسعه که دولت را مکلف نموده است تا بر مبنای سند چشم انداز بیست ساله کشور و سیاست‌های کلی نظام در بخش انرژی، ابلاغی از سوی مقام معظم رهبری

و با پشتوانه کامل کارشناسی با عنوان «سند ملی راهبرد انرژی کشور» به عنوان سند بالادستی بخش انرژی، برای یک دوره زمانی بیست و پنج ساله ظرف حداکثر شش ماه پس از تصویب قانون، تهیه و به تصویب مجلس شورای اسلامی برساند.

۱۱. همکاری برای عملیاتی شدن برنامه اجرایی طرح جامع انرژی کشور پس از تصویب قانون سند ملی راهبرد انرژی در هیأت وزیران

۱۲. همکاری با وزارت نفت در جهت شناسایی و اکتشاف هرچه بیشتر منابع نفت و گاز در سراسر کشور و نیز انتقال و بکارگیری فناوری‌های جدید در عملیات اکتشافی، در کلیه مناطق کشور به استثناء استان‌های خوزستان، بوشهر و کهگیلویه و بویراحمد با تأکید بر مناطق دریایی و خشکی مشترک با همسایگان

۱۳. همکاری با وزارت نفت در راستای اعمال حق حاکمیت و مالکیت بر منابع نفت و گاز و انجام وظایف قانونی خود، ضمن ایجاد مدیریت اکتشاف، توسعه و تولید و با تجهیز پست‌های سازمانی، نسبت به بکارگیری نیروهای متخصص لازم از طریق انتقال نیروی انسانی موجود برای انجام وظایف مندرج در این قانون و قوانین مرتبط

۱۴. همکاری با وزارت نفت در راستای فعالیت‌های اکتشاف، توسعه، استخراج و تولید نفت و گاز

۱۵. برگزاری کنگره ملی مهندسی گاز ایران سالی یکبار و در پایان برنامه پنج ساله برگزاری کنگره بین‌المللی مهندسی گاز ایران

۱۶. برگزاری کارگاه‌ها و دوره‌های آموزش تخصصی در دانشگاه‌ها، مراکز علمی و تحقیقاتی و مناطق عملیاتی صنعت نفت

۱۷. تولید و گسترش علم مهندسی گاز در سطح ملی، منطقه‌ای و جهانی به منظور ارتقاء جایگاه ایران در تولید علم

۱۸. ایجاد، راه اندازی و تجهیز آزمایشگاه‌های کاربردی استاندارد در زمینه‌ی مهندسی گاز برای انجام تحقیقات و ارائه خدمات علمی به صنعت نفت، گاز و پتروشیمی

۱۹. راه اندازی بولتن خبری، نشریه علمی ترویجی و نشریه علمی پژوهشی در زمینه‌ی مهندسی گاز

۲۰. تاسیس و راه اندازی کتابخانه تخصصی مهندسی نفت و گاز



حفاری تحت فشار مدیریت شده

چکیده:

حفاری با فشار مدیریت شده موضوعی بسیار گسترده است که از دیدگاه کنترلی فرآیند اتوماسیون کردن حفاری و کنترل پروفایل‌های مختلف فشار می‌باشد. برای محقق ساختن این سیستم حفاری چالش‌ها و مشکلات بسیاری وجود دارد که از دیدگاه کنترلی جای بحث و تحقیق دارد. در این قسمت از نشریه به بررسی چندین چالش مختلف و ارائه راه‌حل و مدل‌سازی آنها و همچنین شبیه‌سازی آنها در برنامه‌های مختلف شبیه‌سازی حفاری خواهیم پرداخت.

کنند که باید قبل از پذیرش گسترده فناوری به آنها پرداخته شود. این چالش‌ها، در بخش کوچکی از فعل و انفعالات بین تجهیزات مختلف (اغلب غیر پیش‌پا افتاده) و نیاز به کنترل هماهنگ عملکرد آنها ناشی می‌شود. فرایندهای عملیاتی که در صنعت به خوبی پذیرفته شده اند (و بیشتر مبتنی بر مداخلات انسانی هستند) باید برای استفاده در حفاری با فشار مدیریت شده، سازگار شده و توسعه یابند. از همه مهم‌تر، با توجه به توانایی محدود انسان در مدیریت شرایطی که شامل چندین متغیر متقابل به طور همزمان هستند، فرایندهایی که بیشتر مبتنی بر واکنش انسان هستند هنگامی که در حفاری با فشار مدیریت شده اعمال می‌شوند، به محدودیت‌های خود می‌رسند و عدم توانایی مدیریت مطلوب چنین شرایطی منجر به از دست دادن زمان تولید می‌شود. یک راه‌حل برای این مشکل احتمالی استفاده از ابزارهای اتوماسیون فعال است. چنین ابزاری، یکپارچه‌سازی قابل اعتماد فعالیت‌های مربوط به این سیستم حفاری را فراهم می‌کنند و به انسان اجازه می‌دهد تا در تصمیمات سطح بالاتر تمرکز کند، در حالی که اجرای قابل اعتماد تصمیمات سطح پایین را به اتوماسیون می‌سپارد. اتوماسیون حفاری با فشار مدیریت شده تا به امروز در این زمینه محدود شده است اما پتانسیل آن در حال رشد است. اتوماسیون قابلیت اطمینان، ایمنی و توانایی خود را برای پیشی گرفتن از انسان در تصفیه روغن ثابت کرده است و همچنین پتانسیل آن در مدیریت ترافیک و کنترل هوافضا اصل اساسی این رویکرد این است که انسان‌ها در تعیین اهداف و محدودیت‌های سیستم نقشی اساسی دارند، در حالی که سیستم اتوماسیون به طور اساسی اطمینان حاصل می‌کند که اهداف و محدودیت‌ها برآورده می‌شوند.

در این سیستم حفاری یکی از مهمترین چالش‌ها کنترل فشار سیال حفاری است. این سیال حفاری با فشار زیاد به داخل رشته مته بالای چاه پمپ می‌شود و از طریق سوراخ حفاری به داخل چاه تزریق می‌شود و مواد حفاری شده را به سطح حلقه چاه انتقال می‌دهد. در سطح، گل از مواد حفاری شده جدا می‌شود و دوباره از طریق پمپ اصلی به رشته مته تزریق می‌شود. علاوه بر انتقال مواد حفاری شده، گل مورد نیاز است تا فشار در فضای حلقوی در حد مطلوبی حفظ شود. این کنترل فشار در تمام عملیات

حفر چاه برای تولید هیدروکربن از نظر فنی، عملیاتی چالش برانگیز و گران است. عملیات حفاری ترکیبی از عناصر یک سیستم مکانیکی و یک فرایند عملیات واحد است. تمام نگرانی‌های مرتبط با سیستم‌های مکانیکی مانند یکپارچگی و انعطاف‌پذیری مکانیکی، کنترل ارتعاش، نظارت بر سلامت تجهیزات و نگهداری با سیستم های حفاری دریایی باید مورد توجه قرار گیرد. با توجه به اینکه یک رشته حفاری چند هزار فوت از طریق آب دریا و ساختار سنگ‌ها عبور می‌کند، مسائل کنترل فرآیند، مانند جریان و ثبات سیال حفاری، مدیریت فشار در گمانه، و مدیریت تاسیسات سطح (مانند پمپ‌ها، میکسرها و مخازن ذخیره‌سازی) بسیار مهم هستند و به دلیل کارایی و ایمنی، این موضوع تعجب‌آور نیست. برای افزایش انعطاف‌پذیری، کارایی و ایمنی، حفاری تحت فشار مدیریت شده (MPD) به عنوان یک فناوری قدرتمند برای کنترل دقیق فشار چاه پدید آمده است. تعریف رسمی SPE / IADC از حفاری تحت فشار مدیریت شده، (یک فرایند حفاری تطبیقی است که برای کنترل دقیق‌تر پروفایل فشار حلقوی در سراسر چاه استفاده می‌شود.) برخلاف سیستم‌های متداول، که در آن گل با فشار اتمسفر از طریق یک خط باز بر می‌گردد، حفاری با فشار مدیریت شده به طور معمول از یک سیستم گردش فشار بسته گل استفاده می‌کند. از آنجا که حفاری با فشار مدیریت شده به جای سیستم باز، سیستم گردش گل را به عنوان یک ظرف بسته در نظر می‌گیرد، انعطاف‌پذیری و دقت بالاتری نسبت به تنظیم فشار به سبک سنتی بر اساس وزن گل و تنظیمات سرعت پمپ گل ارائه می‌دهد. حفاری با فشار مدیریت شده در انواع مختلفی وجود دارد مانند PMCD (حفاری تحت فشار گل و لای)، CBHP (فشار ثابت ته چاه)، RC (گردش معکوس) و DGD (حفاری گرادیان دوتایی). برای امکان پذیر بودن حفاری با فشار مدیریت شده به تجهیزاتی مانند شیرهای برگشتی رشته مته (NRV)، دستگاه کنترل چرخش، چوک منیفولد، سیستم جداسازی سطح و پمپ‌های مختلف نیاز می‌باشد. در حالی که چنین تجهیزاتی قابلیت‌های بی‌سابقه‌ای را ارائه می‌دهند، اما چالش‌های عملیاتی بسیاری نیز ایجاد می

BPP (Back Pressure Pump) - پمپ فشار عقب:

هنگامی که پمپ‌های اصلی که سیال حفاری را از طریق لوله مته (پایپ) به درون چاه تزریق می‌کنند، برای اتصال رشته مته جدید خاموش می‌شوند، پمپ فشار عقب جریان سیال را حفظ می‌کند تا سیال حفاری از حرکت نایستد.

BOP (Blowout preventer) - فوران گیر:

دریچه و دستگاهی مکانیکی است که برای آب‌بندی، کنترل و نظارت بر چاه‌های نفت و گاز برای جلوگیری از انفجار، انتشار بی‌رویه نفت خام یا گاز طبیعی از چاه استفاده می‌شود. آنها معمولاً در پشت شیرهای دیگر نصب می‌شوند. این دستگاه برای مقابله با فشارهای بی‌نظم شدید و جریان کنترل نشده (ضربه) ناشی از مخزن چاه در حین حفاری ساخته شده است. ضربات می‌تواند منجر به یک اتفاق بالقوه فاجعه‌بار شود. وجود این دستگاه برای کنترل فشار و جریان نفت و گاز، جلوگیری از انفجار برای ایمنی خدمه دکل (سیستم تجهیزات مورد استفاده برای حفر چاه) و محیط و نظارت و حفظ یکپارچگی چاه بسیار مهم است. به وسیله این دستگاه در صورت اضطرار میتوان ارتباط چاه را با دکل حفاری قطع کرد و به اصطلاح چاه را کشت. دستگاه برای کنترل فشار و جریان نفت و گاز، جلوگیری از انفجار برای ایمنی خدمه دکل (سیستم تجهیزات مورد استفاده برای حفر چاه) و محیط و نظارت و حفظ یکپارچگی چاه بسیار مهم است. به وسیله این دستگاه در صورت اضطرار میتوان ارتباط چاه را با دکل حفاری قطع کرد و به اصطلاح چاه را کشت.

Kick - ضربه:

به ورود آب، گاز، روغن یا سایر مایعات سازندها به داخل چاه در حین حفاری می‌گویند. این اتفاق هنگامی می‌افتد که فشار وارد شده توسط ستون مایع حفاری (فشار هیدرواستاتیک) آنقدر زیاد نیست که بتواند بر فشار وارد شده توسط مایعات در سازه حفر شده غلبه کند. این پدیده به شدت خطرناک است و باید سریعاً شناسایی و کنترل گردد.

حفاری بسیار مهم است، زیرا فشار باید بین مرزهای خاصی باشد. به طور خاص، باید از فشار منافذ بالاتر باشد تا از ورود ناخواسته هیدروکربن‌ها از سازندهای اطراف به چاه جلوگیری شود. همچنین برای جلوگیری از شکستگی سازندها نباید از مقاومت سنگ سازندهای اطراف فراتر رود. مسئله دیگر ریزش احتمالی چاه در صورت کم شدن فشار است. بدون کنترل فشار مناسب، همه این مسائل می‌تواند عواقبی از جمله از دست رفتن گردش سیال، از بین رفتن چاه و فاجعه‌های ناشی از ضربات گاز و منفجر شدن را به همراه داشته باشد.

در ادامه ما ابتدا یک نمای کلی از یک ساختار کنترل یکپارچه برای کنترل خودکار حفاری با فشار مدیریت شده ارائه می‌دهیم. سپس در مورد ماهیت چند سطحی مسئله بحث می‌کنیم و ساختاری را ارائه می‌دهیم که وظایف کنترلی خاص و متغیرهای مرتبط را مشخص می‌کند. سپس به بررسی چندین مورد خاص و چالش‌های مربوطه و مدل‌سازی و شبیه‌سازی آنها می‌پردازیم.

تجهیزات مورد نیاز و تعریف‌ها

در این بخش به معرفی برخی از تجهیزات اصلی مورد نیاز برای محقق ساختن MPD می‌پردازیم.

RCD (Rotating Control device) - دستگاه

کنترل چرخش:

RCDها برای مدیریت فشار در حین حفاری به منظور ایجاد یک مهر و موم و آب‌بندی در اطراف رشته حفاری در هنگام چرخش رشته حفاری استفاده می‌شوند و حاوی هیدروکربن‌ها و سایر مایعات چاه هستند و از انتشار آنها به محیط اطراف جلوگیری می‌کند. این دستگاه سیال برگشتی از چاه را به چوک هدایت می‌کند که یک وسیله کنترلی برای کنترل فشار حلقوی است.

Choke - چوک:

دریچه چوک، که بعضاً به آن شیر چوک نیز گفته می‌شود، نوعی شیر کنترلی است که برای کنترل جریان سیال چاه مورد استفاده قرار می‌گیرد. دریچه چوک اجازه عبور جریان سیال از یک دهانه بسیار کوچک را هد و با آن میتوان فشار فضای حلقوی را تنظیم نمود.

Loss Circulation - ضعیف شدن و از دست رفتن

جریان گردش سیال:

به اتلاف کل یا جزئی سیال حفاری و ورود آن به مناطق با نفوذپذیری بالا در سازندها به علت شکستگی‌های طبیعی یا ناشی از حفر چاه اطلاق می‌گردد. این پدیده معمولاً هنگامی رخ می‌دهد که فشار چاه آنقدر زیاد است که باعث شکستگی سازندهای دیواره چاه می‌گردد. این پدیده نیز باید کنترل گردد چرا که می‌تواند به تجهیزات

حفاری آسیب وارد کند.

تجهیزات بسیار دیگری نیز وجود دارند مانند سنسورهای اندازه‌گیری جریان و فشار که وظیفه اندازه‌گیری سرعت و فشار را بر عهده دارند و یا جدا کننده گاز که وظیفه جدا سازی گاز موجود در سیال برگشتی از چاه را دارد و... که از توضیح مفصل آنها صرف نظر می‌کنیم چرا که موضوع اصلی مورد بحث نیست.



بخش اول

حفاری با فشار مدیریت شده - سیستم گرادیان دوتایی (DGD)

۱ با ارائه تعدادی از متغیرها که از طریق آنها می‌توان فشارها و جریان‌ها را کنترل کرد، انعطاف‌پذیری و چالش‌های کنترلی آشکاری را ایجاد می‌کند. به دلیل تعاملات بین همه متغیرها، کنترل چند متغیره ضروری است. علاوه بر این، از آنجا که محدودیت‌های عملیاتی (عمدتاً در فشار در امتداد گمانه و دبی، برای اطمینان از حذف قلمه‌ها) از اهمیت زیادی برخوردار هستند، مدل کنترلی پیش‌بینی، یک انتخاب معقول برای یک استراتژی کنترل چند متغیره ترجیحی است. در این بخش ما روی یک نوع خاص از MPD تمرکز داریم، یعنی حفاری دو شیب (DGD) با سیستم برگشت کم افزایش. یک مثال با تمرکز بر یک نوع خاص از این روش اتوماسیون که کنترل خودکار فشار ته چاه و موقعیت قلاب در یک سیستم DGD می‌باشد، ارائه شده است. سیستم اتوماسیون از مدل کنترلی پیش‌بینی (MPC) به عنوان فناوری اتوماسیون برای هماهنگی سرعت جریان اصلی پمپ گل، سرعت جریان پمپ زیر دریا و سرعت رشته حفاری استفاده می‌کند.

شماتیک یک سیستم حفاری تحت فشار مدیریت شده عمومی در شکل ۱ نشان داده شده است. عملیات حفاری متکی به چرخش مته در پایین یک رشته مته است که از یک جرثقیل روی یک دستگاه حفاری در سطح، بالا رفته است. کنترل وزنی که توسط رشته مته روی بیت قرار می‌گیرد برای اطمینان از نفوذ زیاد به داخل سازند سنگ مهم است. کنترل چرخش و وزن گل، چالش‌های مهمی در کنترل ایجاد می‌کنند که بررسی آنها برای عملیات حفاری و پمپاژ سیال حفاری از طریق رشته حفاری ضروری است. سیال حفاری چندین هدف مهم را انجام می‌دهد، مانند روان‌کاری رشته حفاری در حال چرخش، برداشتن قلمه‌ها (مواد حفاری شده) از پایین چاه و انتقال از طریق فضای حلقوی به سطح و حفظ فشار در پایین چاه در حد مطلوب (برای جلوگیری از انتقال مایعات از مخزن به داخل چاه یا آسیب به ساختار سازند سنگ). دلیل دوم، اصلی‌ترین دلیل استفاده از این سیستم حفاری است. آنچه بین حفاری استاندارد و MPD تفاوت دارد، استفاده از فضای حلقوی بسته و شیرآلات و پمپ‌ها علاوه بر پمپ اصلی است. پیکربندی نشان داده شده در شکل

در برنامه MPC که در اینجا مورد مطالعه قرار میگیرد، q_{pump} دبی جریان از پمپ گل اصلی می باشد، همچنین q_{sub} سرعت جریان پمپ زیر دریا و v_{ds} سرعت رشته مته می باشد. برای کنترل فشار ته چاه و موقعیت قلاب (هوک) که به ترتیب با X_1 و X_2 نشان می دهند از این علائم استفاده میکنیم. بنابراین، بردار ورودی به این شکل می باشد:

$$u = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} q_{pump} \\ q_{sub} \\ v_{ds} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Main mud pump} \\ \text{sub sea pump} \\ \text{Drill string velocity} \end{bmatrix} \quad (1)$$

و بردار خروجی کنترل شده:

$$y = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{BHP} \\ \text{Hook position} \end{bmatrix} \quad (2)$$

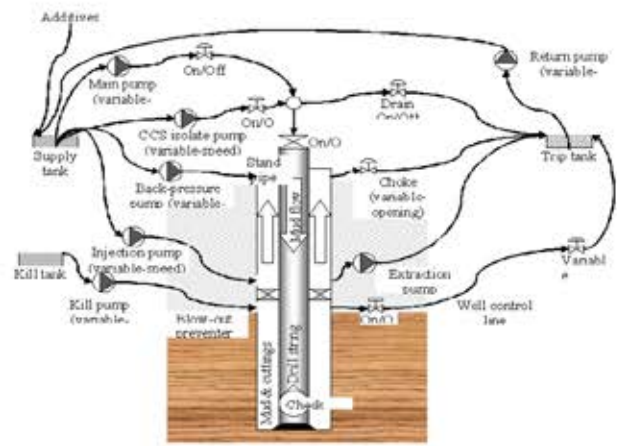
از بردارهای فوق، می توان دریافت که سیستم در هر زمان دارای یک درجه آزادی اضافی است، به این معنی که در برنامه کنترل، یک ورودی دستکاری شده، بیشتر از خروجی ها وجود دارد که باید کنترل شود. این در برنامه کنترل به عنوان مقدار استراحت ایده آل برای پمپ گل اصلی مورد استفاده قرار می گیرد. با این کار اطمینان حاصل می شود که میزان جریان دلخواه از پمپ گل اصلی در حالت پایدار به شکل زیر بدست می آید:

$$u_1^{set} = q_{pump}^{set} \quad (3)$$

اعمال محدودیت های فشار دلیل اصلی استفاده از حفاری با فشار مدیریت شده است. برای موفقیت در عملیات حفاری بسیار مهم است که فشار در همه جای چاه (p_{well})، زیر فشار شکست سازند (p_{frac})، و بالاتر از فشار فروپاشی سازند (p_{coll}) و فشار منافذ مخزن یعنی p_{res} در همه زمانها باشد:

$$\max(p_{coll}(t, x), p_{res}(t, x)) \leq p_{well}(t, x) \leq p_{frac}(t, x) \quad (4)$$

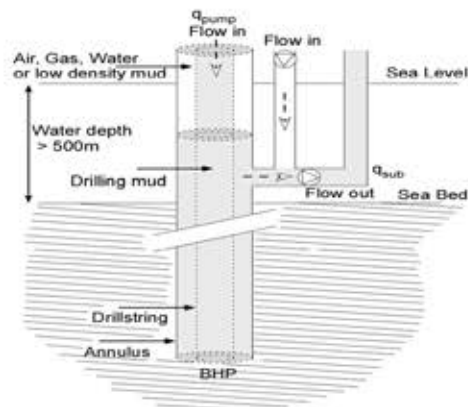
X موقعیتی در امتداد قسمت حفره باز و t زمان است. برای برخی از عملیات حفاری دستیابی به هدف مورد نظر با فناوری معمولی و بدون عبور از پنجره فشار غیرممکن است. در برنامه MPC که در اینجا مورد مطالعه قرار میگیرد، ما بر فشار در یک مکان واحد، یعنی فشار ته چاه تمرکز می کنیم، که برای آن محدودیتهایی را اعمال می کنیم:



شکل ۱. حفاری با فشار مدیریت شده

۱- شرح سیستم و مدل سازی:

نوع MPD که با آن سرو کار داریم می تواند به طور معمول به عنوان یک حفاری دو شیب (گرادیان دو تایی - DGD) با سیستم بازگشت کم افزایش طبقه بندی شود. DGD یک تکنولوژی حفاری نسبتاً جدید است که در دهه ۹۰ معرفی شد. اصطلاح DGD شامل چندین مفهوم مختلف حفاری است، بحث مشترک این است که پروفایل فشار در فضای حلقوی خطی نیست، بلکه به دلیل استفاده از مایعات با تراکم متفاوت در امتداد دیواره، از یک پروفایل خطی در ناحیه ای محدود و یا یک منحنی جداگانه پیروی می کند. چگالی می تواند بر اساس رویکردهای مختلف مبتنی بر رقیق شدگی، از جمله تزریق مواد افزودنی جامد سبک وزن برای کاهش چگالی و یا تزریق مایعات سبک وزن به دستگاه افزایش دهنده برای کاهش تراکم مایع با کارآمد بالاتر از نقطه تزریق تغییر کند. معمولاً در تمام مفاهیم DGD از گل با تراکم بالاتر از حد نرمال استفاده می شود. سیستم نشان داده شده در شکل ۲ در این گروه قرار می گیرد.



شکل ۲. شماتیک جریان حفاری دو شیب.

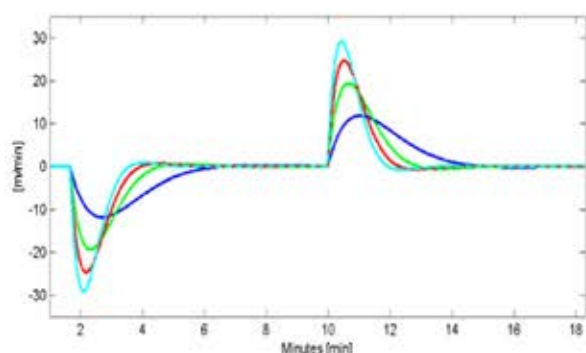
انتخاب‌های مختلف برای ماتریس وزن در MPC است. برای مقایسه مفهومی بین سناریوها، با و بدون MPC، پروفایل‌های سرعت رشته مته حاصل از اجرای MPC نیز برای سناریوهای بدون MPC انتخاب می‌شوند.

جدول ۱. شرح پرونده

Case #	Symbol	Mode	Observed maximum drill string velocity
1a	---	No MPC $u_1 \doteq q_{pump} = 1000 [l/min]$	$v_{ds} \leq 12$ [m/min]
2a	-.-.-		$v_{ds} \leq 19$ [m/min]
3a	-.-.-		$v_{ds} \leq 24$ [m/min]
4a	-.-.-		$v_{ds} \leq 28$ [m/min]
1b	—	MPC $u_1^{set} \doteq q_{pump} = 1000 [l/min]$	$v_{ds} \leq 12$ [m/min]
2b	—		$v_{ds} \leq 19$ [m/min]
3b	—		$v_{ds} \leq 24$ [m/min]
4b	—		$v_{ds} \leq 28$ [m/min]

۳- نتایج شبیه‌سازی:

نتایج حاصل از تمام شبیه‌سازی‌ها در شکل ۳ تا شکل ۶ ارائه شده است. همانطور که در جدول ۱ توضیح داده شده است، شبیه‌سازی‌های رسم شده با خط نقطه‌ای، شبیه‌سازی‌هایی است که رشته مته بدون کنترل هماهنگ جابجا می‌شود و خطوط جامد (solid - توپر) ترسیم شده شبیه‌سازی‌ها هستند. با کنترل هماهنگ، شبیه‌سازی‌ها نیز با توجه به سرعت رشته مته در رنگ‌ها جفت می‌شوند. شکل ۳ سرعت رشته مته را در واحد متر بر دقیقه نشان می‌دهد، و سرعت برای هر دو حالت، با و بدون MPC یکسان است.



شکل ۳. سرعت رشته مته

$$BHP_{min} \leq BHP \leq BHP_{max} \quad (5)$$

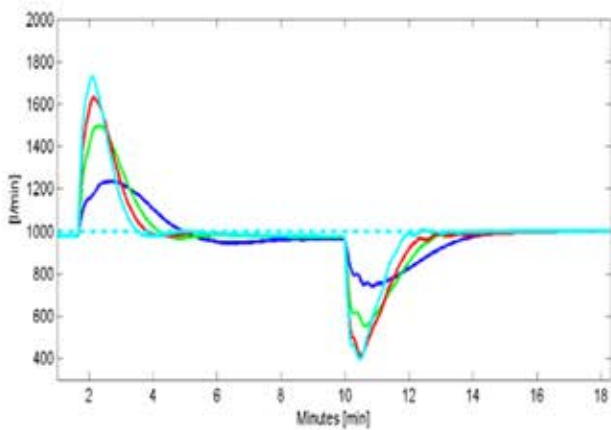
علاوه بر این، مرزهای بالا و پایین در خروجی کنترل شده دوم (موقعیت قلاب یا همان هوک) قرار می‌گیرند، یعنی:

$$y_{2,min} \leq y_2 \leq y_{2,max} \quad (6)$$

مرزهای بالا و پایین نیز روی کلیه ورودی‌های دستکاری شده و نرخ تغییر آنها قرار می‌گیرد.

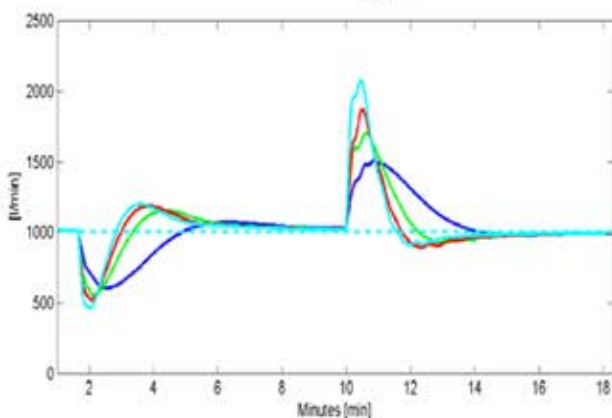
۲- شبیه‌سازی:

تمام شبیه‌سازی‌ها با یک مدل با کیفیت بالا به عنوان یک فرایند مجازی انجام می‌شود. این مدل از طریق چندین آزمایش نزدیک و دور از دریا به اثبات رسیده است. سناریوی آزمون برای کنترل‌کننده ارائه شده در این بخش، بر اساس یک چاه عمودی نزدیک به عمق ۹۶۰۰ متر در خلیج مکزیک است. یک سنسور فشار در ابزار MWD، قرائت فشار ته چاه یا همان BHP را از طریق یک لوله تله متری به طور مداوم به سطح منتقل می‌کند (هرناندرز و همکارانش، ۲۰۰۸). این سیستم در زمان کم‌گردش یا فاقد گردش گل محدودیتی ندارد زیرا سیستم‌های دورسنگ پالس را تجزیه می‌کنند. همه پارامترهای موجود در مدل مرتبه پایین بر اساس آزمایش‌های پاسخ گام، قبل از انجام شبیه‌سازی، به طور آزمایشی به مدل مرتبه بالا تنظیم می‌شوند. می‌توان تصور کرد که شناسایی پارامتر مدل نیز می‌تواند تحت شرایط عملیاتی انجام شود، به شرط آنکه اطلاعات کافی در دسترس باشد. کنترل‌کننده چند متغیره معرفی شده در موردی آزمایش می‌شود که یک قطعه از لوله مته از گمانه خارج شده است. این عملیات با تغییر نقطه تنظیم شده روی قلاب (هوک) از ۰ متر به ۲۷ متر انجام می‌شود. موقعیت هوک در کنترل‌کننده گنجانده شده است، و کنترل‌کننده به طور خودکار سعی می‌کند موقعیت هوک را به موقعیت جدید خود تغییر دهد در حالی که تلاش می‌کند تغییرات فشار در ته چاه را به حداقل برساند. بعد از اینکه قلاب در ۲۷ متری قرار گرفت و فشار به مقدار دلخواه خود رسید، نقطه تنظیم (ستپوینت) قلاب از ۲۷ متر به مقدار اولیه خود یعنی صفر تنظیم می‌شود. توجه داشته باشید که چهار تنظیم MPC مختلف در نظر گرفته شده است، که مربوط به



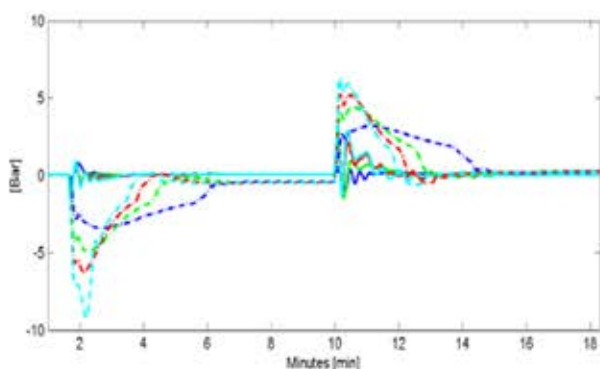
شکل ۵. سرعت جریان حجم از پمپ گل اصلی.

در شکل ۶ دبی حجمی از پمپ زیر دریا با واحد لیتر در دقیقه رسم شده است. برای تمام شبیه‌سازی‌های بدون MPC، میزان جریان در ۱۰۰۰ لیتر در دقیقه پایدار نگه داشته می‌شود. می‌توان مشاهده کرد که برنامه MPC همچنین به طور فعال در زیر دریا برای جبران حرکات رشته مته استفاده می‌شود.



شکل ۶. سرعت جریان حجم از پمپ زیر دریا. لجن حاصل از این پمپ از طریق یک خط برگشت جداگانه به سطح زمین می‌چرخد.

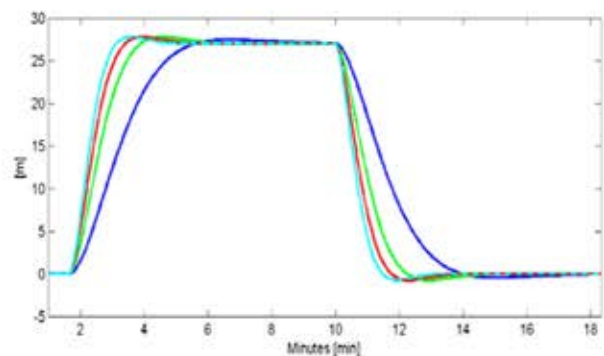
در شکل ۷ نمودار فشار ته چاه (BHP) رسم شده است، و تغییرات فشار با و بدون کنترل چند متغیره برای سرعت‌های مختلف را می‌توان مشاهده کرد.



شکل ۷. تغییر در فشار گودال هنگام حفر و خارج شدن از سوراخ.

منحنی‌های سرعت برای رشته مته در موارد "بدون" MPC (۴a-۱a) مشابه موارد با MPC (۴b-۱b) برای ساده‌سازی مقایسه عملکرد کنترل‌کننده انتخاب شده‌اند. بنابراین خطوط نقطه چین و توپر در شکل ۳ برای یکسان بودن انتخاب شده‌اند. توجه به این نکته ضروری است که مته نمی‌تواند سرعت رشته مته را مستقیماً تنظیم کند، اما فقط می‌تواند نقطه تنظیم موقعیت قلاب را در مورد MPC تغییر دهد. سرعت رشته حفاری نتیجه پارامترهای تنظیم در ماتریس‌های وزنی برای حالت‌ها و ورودی‌های دستکاری شده است، که به گونه‌ای انتخاب می‌شوند که ثبات و عملکرد تضمین شود.

در موارد بدون MPC، نقطه تنظیم مته به موقعیت رشته مته به یک منحنی سرعت تبدیل می‌شود تا اختلال فشار را به حداقل برساند. همانطور که مشاهده می‌شود، منحنی سرعت یک منحنی نسبتاً صاف است، شبیه به اینکه یک شخص باتجربه حرکت رشته مته را تنظیم می‌کند. یک منحنی سرعت صاف باعث کاهش شتاب رشته مته می‌شود که باز هم اختلالات فشار را در چاه کاهش می‌دهد. در شکل ۴ موقعیت قلاب رسم شده است. این نمودار از نزدیک با نمودار سرعت ارتباط دارد، و خطوط نقطه چین و توپر یکسان انتخاب شده‌اند.



شکل ۴. وضعیت هوک

در شکل ۵ سرعت جریان حجمی از پمپ گل اصلی در هر دو حالت (با و بدون MPC) با واحد لیتر در دقیقه رسم شده است. برای تمام شبیه‌سازی‌های بدون MPC، میزان جریان پمپ گل در ۱۰۰۰ لیتر در دقیقه پایدار نگه داشته می‌شود. در موارد با MPC، کنترل‌کننده به طور خودکار سرعت جریان را از پمپ گل اصلی تغییر می‌دهد تا نوسانات فشار ناشی از رشته مته را جبران کند.

۴- نتیجه‌گیری:

بر اساس تجربیات عملیاتی قبلی (Nygaard و همکارانش، ۲۰۰۷) حرکت رشته مته در صورت جبران نکردن اختلالات فشار، باعث ایجاد اختلالات فشار می‌شود. در این مطالعه، ما در ابتدا راه‌حل بدون MPC را ارائه می‌دهیم، که سیگنال موقعیت مته را به سیگنال سرعت رشته مته تبدیل می‌کند که باعث کاهش شتاب رشته مته می‌شود، بنابراین از افزایش فشار جلوگیری می‌کند. همانطور که در شکل ۷ دیده می‌شود، این منحنی سرعت برای جلوگیری از تغییرات فشار زیاد کافی نیست. جبران فعال اختلال فشار ناشی از رشته مته با دستکاری پمپ اصلی نشان داده شده است که منجر به تغییرات فشار بسیار کمتری می‌شود. توجه داشته باشید که در مورد MPC می‌توان نوسانات فشار کمی را مشاهده کرد. چنین نوساناتی را می‌توان با افزایش وزن در ورودی‌های دستکاری شده در MPC در ازای پاسخ کندتر کاهش داد.

در این مورد DGD، استفاده از سطح در بالا برای جبران اختلالات فشار ناشی از حرکت رشته مته بسیار کند است و نمی‌تواند موثر باشد. بنابراین، ضروری است که برای جبران اختلالات فشار، از پمپ اصلی مایع حفاری به طور فعال استفاده شود. نتایج در شکل ۷ نشان می‌دهد که با استفاده از MPC یک چارچوب موثر برای هماهنگ‌سازی میزان جریان اصلی پمپ با حرکت رشته مته برای رفع بهتر اختلالات فشار ارائه می‌شود، در حالی که تمام محدودیت‌های مربوطه حفظ می‌شود. در عملیات حفاری متداول، استفاده فعال از میزان جریان پمپ اصلی مایع حفاری برای جبران اختلالات فشار معمولاً انجام نمی‌شود. دلیل این امر آنست که

گذرهای فشار ناشی از تغییر میزان جریان پمپ اصلی، ممکن است برای درک و هماهنگی دستی با سایر متغیرهای مورد استفاده جهت کنترل بسیار پیچیده باشند. مطمئناً، ایده انتقال کنترل از انسان به کامپیوتر با تردید و مقاومت بالقوه روبرو خواهد شد. این در واقع همان اتفاقی است که در کاربرد اولیه مفاهیم مشابه در صنایع دیگر مانند تصفیه روغن رخ داده است (نیکلائو، ۲۰۰۸). با این حال، تجربه نشان داده است که کامپیوترها می‌توانند با کنترل چند متغیره، به روشی مطمئن و ایمن، از انسان‌ها بهتر عمل کنند.

یک کلید برای پذیرش اتوماسیون مبتنی بر رایانه این است که ارتباطات انسان و ماشین را به اندازه کافی فراهم کنیم تا اپراتورهای انسانی با آنچه کامپیوتر انجام می‌دهد احساس راحتی کنند و هر زمان که احساس شود عملکرد سیستم کنترل شده در معرض خطر است، از استفاده از حالت دستی فرایند جلوگیری کنند.

در این بخش ما توانایی MPC را برای کنترل موقعیت قلاب و فشار ته چاه از طریق دستکاری هماهنگ نرخ جریان پمپ گل، نرخ جریان پمپ زیر دریا و سرعت رشته مته، در حالی که محدودیت‌های مختلف مهم را برآورده می‌کند در شبیه‌سازی‌های کامپیوتری نشان دادیم.

این بخش نشان داد که چگونه MPC می‌تواند به عنوان یک چارچوب کنترل چند متغیره برای کنترل هماهنگ متغیرهای متعدد استفاده شود. البته مباحث ذکر شده بر روی کنترل همزمان دو متغیر متمرکز بود، اما می‌توان از چارچوب یکسانی برای ادغام و کنترل چندین متغیر مهمتر، مانند وزن روی بیت و نرخ نفوذ استفاده کرد.



بخش دوم

ناظر تطبیقی برای تشخیص ضربه و سوئیچ کنترل برای تنظیم فشار ته چاه و تضعیف ضربه هنگام حفاری تحت فشار مدیریت شده

تشخیص و کنترل ضربه وجود دارد، که موضوع اصلی این بخش است.

کنترل فشار حلقوی در حین حفر چاه یک کار چالش برانگیز است. سیستم حفاری با فشار مدیریت شده ابزاری برای تأثیر سریع فشار برای خنثی کردن اختلالات با اجازه دادن به دستکاری پمپها و چوک قسمت بالا فراهم می‌کند. هدف این بخش بهبود برآورد موجود و طرح کنترل برای تشخیص و تضعیف ضربه / از دست رفتن گردش سیال و در نتیجه بهبود کارایی و ایمنی حفاری است. ناظران جدید برای تشخیص ضربه / از دست رفتن گردش سیال برای تخمین میزان جریان از طریق رشته حفاری و فضای حلقوی ساخته شده اند. روش کنترل خودکار توسعه یافته است تا در سیستم حفاری با یک چوک منیفرود و پمپ فضای حلقوی که فشار ته چاه را کنترل می‌کند، اجرا شود. سوئیچ کنترل‌کننده دارای دو حالت عملکرد است. در عملکرد عادی، فشار ته چاه در یک نقطه تنظیم ثابت، نگه داشته می‌شود. اگر یک ضربه یا اتلاف گردش سیال شناسایی شود، کنترلر به حالت کنترل جریان خالص سوئیچ می‌شود و این باعث ضعیف شدن ضربه یا اتلاف گردش سیال می‌شود. یک ناظر سازگار جدید برای تخمین فشار منافذ مخزن ایجاد شده است، که برای تنظیم جدید برای فشار ته چاه استفاده می‌شود.

هنگام حفاری در بخش مخزن، ممکن است در یک قسمت مخزن با فشار منافذی بالا و غیر منتظره مانند محفظه گاز با فشار بالا سوراخ شود. نفوذ مایعات سازند در داخل چاه باعث ضربه (kick) می‌شود. اگر خنثی نشود، اثر ناپایدار آن می‌تواند منجر به خسارات شدید مالی، آلودگی محیط زیست و بالقوه به خطر افتادن جان انسان‌ها شود. بنابراین، توانایی تشخیص ضربات در مرحله اولیه آن از اهمیت زیادی برخوردار است به طوری که می‌توان آن را به صورت کنترل شده تضعیف کرد. به طور گسترده‌ای پذیرفته شده است که اندازه‌گیری جریان سریعترین نشانه از یک ضربه را میدهد. در صورت مشکوک شدن به ضربه، روش خاموش کردن استاندارد با خاموش کردن پمپ‌های اصلی مایعات، یعنی پمپ گل و پمپ فضای حلقوی آغاز می‌شود. سپس میزان جریان خارج از چاه برای چند دقیقه کنترل می‌شود و اگر مواد حفاری به سرعت افزایش یابد، می‌توان نتیجه گرفت که پدیده ضربه در حال اتفاق افتادن است. مرحله بعدی جداسازی چاه با بستن شیر ایمن‌ساز فضای حلقوی بر روی سطح به نام Bop است. در این حالت چوک کاملاً بسته می‌شود و باعث می‌شود فشار در چاه به سرعت افزایش یابد تا جایی که فشار ته چاه با فشار منافذ مخزن برابر شود و هنگامی که چاه در تعادل است، اقدام به کشتن چاه می‌کنند. با این حال، یک پتانسیل قابل توجه برای بهبود روش‌های

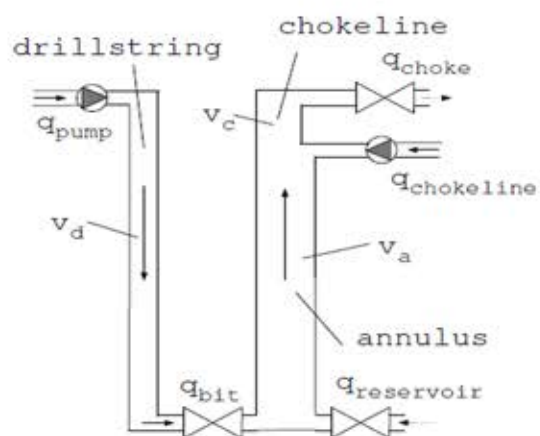
۱- مدل سازی:

در این بخش، یک مدل ساده ارائه شده است که پدیده های غالب سیستم های حفاری را به تصویر می کشد و طراحی ناظر و کنترل کننده را تشکیل می دهد. شکل ۱ دو فرایند کنترلی را نشان می دهد، یک فرایند کنترلی برای رشته مته و دیگری برای فضای حلقوی که توسط جریان از طریق سر مته (دریل) به هم متصل می شوند. پویایی دقیق سیستم حفاری را می توان با معادلات زیر توصیف کرد:

$$\frac{V_d}{\beta_d} \dot{p}_p = q_{pump} - q_{bit} \quad (1)$$

$$\frac{V_a}{\beta_a} \dot{p}_c = q_a + q_{back} - q_{choke} \quad (2)$$

که در آن حالت p_c و p_p ورودی پمپ گل و فشار خروجی چوک بر حسب bar است، q_a و q_{bit} دبی جریان از طریق مته و فضای حلقوی بر حسب متر مکعب بر ثانیه، q_{pump} ، q_{back} و q_{choke} نرخ جریان بر حسب متر مکعب بر ثانیه به ترتیب از طریق پمپ گل، پمپ فشار عقب و دریچه چوک می باشند. β_a و β_d ماژول رشته مته و فضای حلقوی بر حسب، v_a و v_d حجم رشته مته و فضای حلقوی بر حسب متر مکعب هستند. این پارامترها در عملکرد طبیعی ثابت شناخته می شوند. در حین حفاری، ممکن است از مخزن پدیده هجوم مایعات مخزن به وجود آید و یا مایع حفاری به سازندها وارد شود (از دست رفتن گردش سیال). مهمترین اختلال در سیستم، هجوم مایعات مخزن با مولفه q_{res} است (در صورت مثبت بودن ورودی یا در صورت منفی بودن جریان خروجی)، زیرا هجوم مایعات بر روی فشار



شکل ۱. یک نقشه ساده از سیستم حفاری.

چاه تأثیر می گذارد و باعث نوسان فشار می شود.

$$q_{res} = q_a - q_{bit} \quad (3)$$

که حد ناشناخته ای دارد و در شرایط عادی باید صفر باشد.

۲- طراحی ناظر تطبیقی:

در این بخش، ما ناظران سازگار جدیدی ایجاد خواهیم کرد که برای تخمین میزان جریان از طریق مته q_{bit} و فضای حلقوی q_a استفاده می شود. فرضیه های زیر در مورد محدودیت و دانش سیگنال ها ارائه خواهد شد:

- فرض ۱: p_c و p_a اندازه گیری و محدود می شوند.
- فرض ۲: q_{pump} ، q_{back} ثابت های شناخته شده هستند.
- فرض ۳: متغیر کنترلی q_{choke} شناخته شده است و با محدوده مشخص در زیر بخش بعدی طراحی شده است.

۱-۲- اندازه گیری سرعت جریان:

هنگام حفاری، از اندازه گیری های سرعت جریان برای کاهش خطرات بالقوه کنترل چاه استفاده می شود:

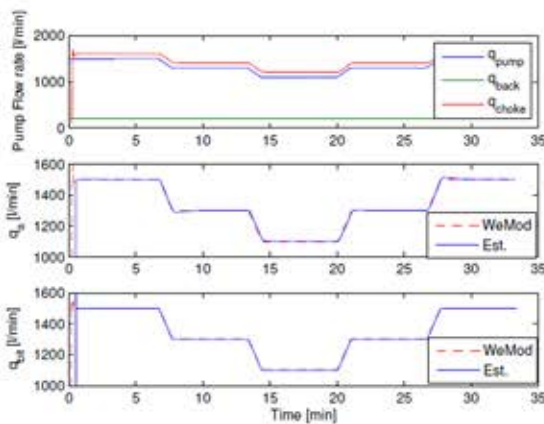
- تشخیص ضربه، که شامل هجوم مایعات از سازندهای نفوذ پذیر یا شکسته به چاه است. q_{res} مثبت است.
- تشخیص از دست رفتن گردش گل حفاری؛ نفوذ مایع حفاری از چاه به داخل سازندهای نفوذ پذیر یا شکسته می باشد. q_{res} منفی است.

از بین بردن یا به حداقل رساندن هجوم و تلفات مایع حفاری، هزینه ها را کاهش می دهد، ایمنی را بهبود می بخشد، پایداری چاه را افزایش می دهد و آسیب به ساختمان چاه را کاهش می دهد. علاوه بر این، می توان از تخمین میزان جریان برای تخمین فشار ته چاه نیز استفاده کرد.

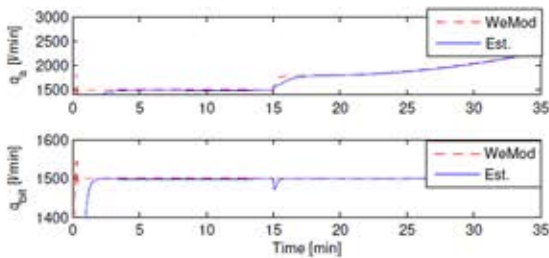
۳- شبیه سازی:

روش پیشنهادی بر اساس الزامات حاصل از عملیات حفاری در ساحل چاه دریای شمال در شبیه ساز حفاری با ظرافت بالا، به نام WeMod ارزیابی می شود. این مدل از طریق چندین آزمایش نزدیک و دور از دریا به اثبات رسیده است.

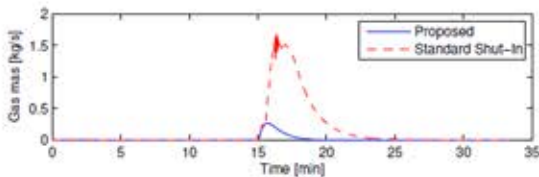
روش توسعه یافته تضعیف ضربه خودکار با شبیه سازی یک روش استاندارد خاموش کردن، برای یک حادثه ضربه مقایسه می شود. در روش خاموش کردن استاندارد، پمپ های گل ۲۰ ثانیه پس از وقوع ضربه خاموش می شوند. سپس، میزان جریان خارج از چاه به مدت ۱ دقیقه کنترل می شود، می توان نتیجه گرفت که وضعیت ضربات در حال بهبود هستند. در این رویداد، چوک بسته می شود. شکل ۵ هجوم گاز حاصل از مخزن را مقایسه می کند. واضح است که هجوم گاز مخزن برای رویکرد تضعیف ضربه اتوماتیک ما بسیار کمتر در روش خاموش کردن است



شکل ۳. نرخ جریان در رشته مته q_{bit} و فضای حلقوی (فضای حلقوی) $q_a [m^3/s]$



شکل ۴. نرخ جریان در رشته مته q_{bit} و فضای حلقوی (فضای حلقوی) $q_a [m^3/s]$



شکل ۵. نرخ جرم گاز مخزن [kg/s]

۳-۳- کنترل فشار سوئیچ شده:

وقتی تنظیم کننده فشار خاموش شود، فشار ته چاه رانده می شود. بنابراین، به محض محاسبه یک نقطه تنظیم

سیگنال کنترل به $u = q_{back} - q_{choke}(z_c)$ مربوط می شود، که در آن شکل دقیق معادله شیر $q_{choke}(z_c)$ به طور کلی ناشناخته است. ما از یک کنترل کننده PI استفاده خواهیم کرد:

$$e_c(k) = q_{choke}^{set}(k) - q_{choke}(k) \quad (4)$$

$$z_c(k) = z_c(k-1) + k_{cp}(e_c(k) - e_c(k-1)) + \frac{\Delta t}{\tau_{ci}} e_c(k) \quad (5)$$

$$q_{choke}^{set}(k) = q_{back}(k) - u(k) \quad (6)$$

که $k_{cp}, \Delta t, \tau_{ci}$ ثابت های مثبت هستند. پارامترهای فیزیکی در جدول ۱ خلاصه شده اند. پارامترهای طراحی کنترل کننده $\tau_{ci} = 5, l_3 = 0.2, l_2 = 0.02, l_1 = 0.05$ و $K_p = 4 \times 10^{-3}, \gamma_3 = 1, \gamma_2 = 0.0004, \gamma_1 = 0.015$ و $T_\omega = 360 \text{ sec}, T_c = 30 \text{ sec}$ انتخاب میشوند. ناظران و کنترلرها در $t = 30 \text{ sec}$ روشن می شوند، با مقادیر اولیه $\hat{q}_{bit}(0) = \hat{q}_a(0) = 1/20, \hat{p}_{res}(0) = 790$

جدول ۱. دیتاهای چاه و مخزن در برنامه WeMod

Param.	Value	Param.	Value
V_d	55 (m^3)	V_a	211 (m^3)
β_d	13000 (bar)	β_a	7317 (bar)
ρ_d	1580 ($\frac{kg}{m^3}$)	ρ_a	1580 ($\frac{kg}{m^3}$)
F_d	217000 ($\frac{bar \cdot s^2}{m^6}$)	h_{bit}	4700 (m)
q_{pump}	1500 (l/min)	q_{back}	200 (l/min)

۳-۱- برآورد نرخ جریان:

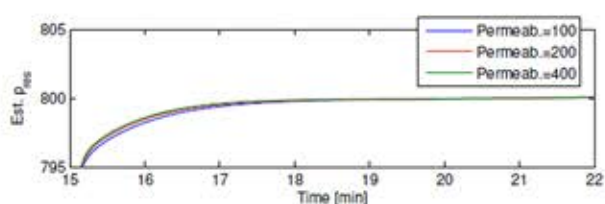
در حین حفاری، پمپ فشار برگشتی را با نرخ ۲۰۰، یعنی $q_{back} = 200$ و میزان گشایش چوک را $z_c = 0.1$ تنظیم می کنیم. میزان نرخ پمپ گل یعنی q_{pump} از ۱۵۰۰ به ۱۱۰۰ با گام $\Delta = 200$ تغییر می کند. شکل ۳ نشان می دهد که با تغییرات مرحله ای در میزان جریان پمپ گل، متغیرهای واقعی به خوبی تخمین زده می شوند.

۳-۲- تشخیص و میرایی ضربات:

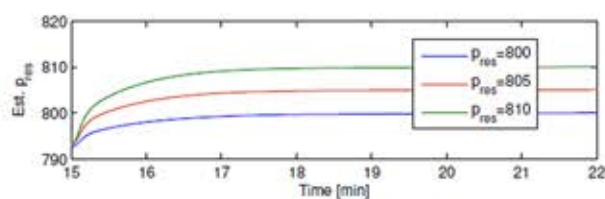
ما نشان می دهیم که تخمین میزان جریان می تواند ضربه را نشان دهد و کنترل جریان یک روش موثر برای کاهش ضربه است. ضربه در $t = 900 \text{ s}$ اتفاق می افتد. برآورد میزان جریان در شکل ۴ نشان می دهد که سرعت جریان حلقوی یعنی \hat{q}_a با مقداری برابر با میزان هجوم مایعات مخزن افزایش می یابد که این نشانه ای از ضربات است.

۴- نتیجه گیری:

در این بخش، ناظران جدیدی برای تخمین میزان جریان و فشار منافذ ساخته شده‌اند و یک سوئیچ کنترل اتوماتیک برای تضعیف ضربه/اتلاف گردش سیال ایجاد شده است. روش پیشنهادی در یک شبیه‌ساز حفاری با ظرافت بالا ارزیابی شده است. نتایج در WeMod نشان می‌دهد که ناظران پیشنهادی برای تشخیص ضربه/اتلاف گردش سیال در فاز اولیه موثر هستند و طرح کنترل اتوماتیک، هجوم مایع مخزن را در هنگام ضربه کاهش می‌دهد و قابلیت‌های کنترل ضربه را بهبود می‌بخشد.



شکل ۷. برآورد فشار منافذ مخزن [bar]



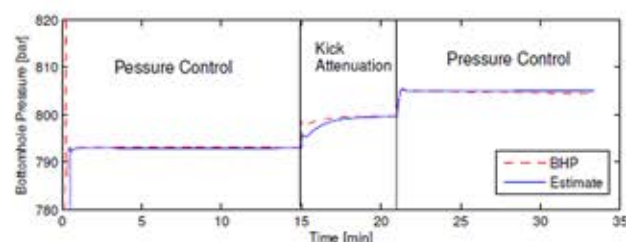
شکل ۸. برآورد فشار منافذ مخزن [bar]

فشار جدید که بالاتر از فشار منافذ محفظه گاز است (یادآوری می‌کنیم که فشار منافذ ناشناخته است) تنظیم‌کننده فشار باید دوباره برگردانده شود؛ دقت شود که $p_{ref} = 488 \text{ bar}$ نتیجه شبیه‌سازی در شکل ۶ نشان می‌دهد که الگوریتم کنترل سوئیچ پیشنهادی برای کاهش ضربات حین حفاری موثر است.

۴-۳- برآورد فشار منافذ مخزن:

در این بخش، ما تخمین فشار مخزن را برای دو مورد آزمایش می‌کنیم:

- فشار منافذ مخزن زمانی تخمین زده می‌شود، زمانی که نفوذپذیری متفاوت باشد، ۱۰۰، ۲۰۰، ۴۰۰.
- تفاوت فشار منافذ مختلف مخزن به میزان تقریبی $p_{res} = 800, 805, 810 \text{ (bar)}$ تخمین زده می‌شود.



شکل ۹. فشار ته چاه



بخش سوم

مدل سازی و کنترل نوسانات فشار ناشی از حرکت مته در حفاری تحت فشار مدیریت شده

حفاری با فشار مدیریت شده را می توان در تعدادی از مقاله ها یافت. در اینجا، یک مدل دینامیکی مرتبه سوم با رویکرد Lyapunov که با اصطکاک و تراکم ناشناخته سازگار است، استفاده می شود و نشان داده شده است که نتایج امیدوار کننده ای را در مورد داده های واقعی از یک چاه نفت دریای شمال ارائه می دهد. در این بخش، یک مدل ساده از هیدرولیک چاه برای طراحی کنترلر استفاده شد که در شبیه سازی به خوبی کار کرد اما در آزمایش کامل در شرایط واقعی شکست خورد. با دانش فعلی، مسئله جبران نوسانات فشار در MPD هنوز یک مشکل است. فرضیه ای که در این بخش ساخته شده و از آن دفاع می شود این است که می توان نوسانات فشار را با طراحی سیستم کنترل خودکار بر اساس مدل مرتبه بالا از هیدرولیک چاه و استفاده از تکنیک های پیشرفته کنترل غیرخطی جبران کرد. در این مقاله، ما ابتدا مدلی از نوسانات فشار را ارائه می دهیم که با دقت کافی با داده های تجربی مطابقت دارد. دوم، ما دو استراتژی کنترل را برای جبران یا کاهش نوسانات فشار ارائه می دهیم. سوم، ما کارایی این کنترل کننده ها را در شبیه سازی در برابر مدل توسعه یافته در شرایط ایده آل و همچنین در برابر یک شبیه ساز با اطمینان بالا از هیدرولیک چاه ارزیابی می کنیم. هدف نشان دادن کارایی کنترلرهای پیشنهادی با استفاده از شبیه سازی و مقایسه با داده های اندازه گیری موجود از آزمایشات مقیاس کامل قبلی است. است.

حرکت عمودی رشته مته باعث نوسانات شدید فشار می شود که باید به طور فعال کاهش یابد. در این بخش، ما دو استراتژی مختلف رفع اختلال را بر اساس معادلات دیفرانسیل جزئی گسسته برای سیستم هیدرولیک چاه ارائه می دهیم. عملکرد کنترل کننده ها از طریق شبیه سازی هم در شرایط ایده آل و هم در شبیه ساز حفاری با اطمینان بالا نشان داده می شود. حرکت عمودی رشته مته می تواند باعث نوسانات قابل توجه فشار در چاه شود. این حرکت مربوط به چندین روش عملیاتی است، اما به طور خاص، این مسئله هنگام حفاری از یک دکل شناور به وجود می آید. در این حالت، امواج دکل را تحت تأثیر قرار می دهند و باعث حرکت عمودی آن می شوند، اصطلاحاً حرکت شدید. در حین حفاری، این حرکت تأثیر زیادی بر روی فشار در چاه ندارد زیرا سایر مکانیزم های جبران کننده ارتفاع، اتصال رشته مته را از حرکت شدید دکل جدا می کنند. با این حال، در حین اتصالات، هنگامی که رشته مته با قسمت دیگری گسترش می یابد، مکانیزم های جبران کننده فشار غیرفعال می شوند و رشته مته به سختی به دکل متصل می شود. این به نوبه خود منجر به این می شود که رشته مته مانند پیستونی به درون چاه عمل کند و باعث نوسانات فشار نسبتاً زیادی شود. طراحی سیستم کنترل اتوماتیک حفاری با فشار مدیریت شده با جبران فعال چنین نوسانات فشار ناشی از موارد بالا، موضوع اصلی این بخش است. نتایج مربوط به طراحی و اجرای سیستم کنترل

بخشهای زیر مدل هیدرولیکی حلقه، از جمله یک مدل اصطکاک دقیق، و یک مدل توصیف حرکت نوسانی رشته مته را ارائه خواهیم داد.

۱-۱- مدل سازی خط انتقال هیدرولیک:

ما فضای حلقوی چاه با گل حفاری را به عنوان یک خط انتقال هیدرولیک ۱-D مدل می کنیم. مدل خط انتقال هیدرولیک از توازن جرم و مومنوم برای یک حجم کنترلی دیفرانسیلی Adx ، که در آن A سطح مقطع و x مختصات مکانی در جهت جریان مثبت است، گرفته شده است (شکل ۲ را ببینید). حجم حاوی سیال قابل فشاری با تراکم $\rho(x,t)$ است.

با نگاهی به سرعت متوسط مایع در سطح مقطع، می توان تعادل جرم را برای حجم پیدا کرد. ابتدا جریان جرمی w بر سطح مقطع توسط این رابطه داده می شود:

$$\omega(x,t) = \int_A \rho v dA = \rho \bar{v} A \quad (1)$$

بنابراین، برای این مسئله ساده ۱-D، تعادل جرم تا عبارت زیر کاهش می یابد:

$$A dx \frac{\partial \rho}{\partial t} = \omega - (\omega + d\omega) = -d\omega \quad (2)$$

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = -\frac{1}{A} \frac{\partial \omega}{\partial x} \quad (3)$$

که به شکل یک معادله دیفرانسیل است که پویایی چگالی حجمی را توصیف می کند. در عوض، ما می خواهیم متغیرها را به فشار تغییر دهیم، و این با در نظر گرفتن سرعت صدای c در مایع امکان پذیر است:

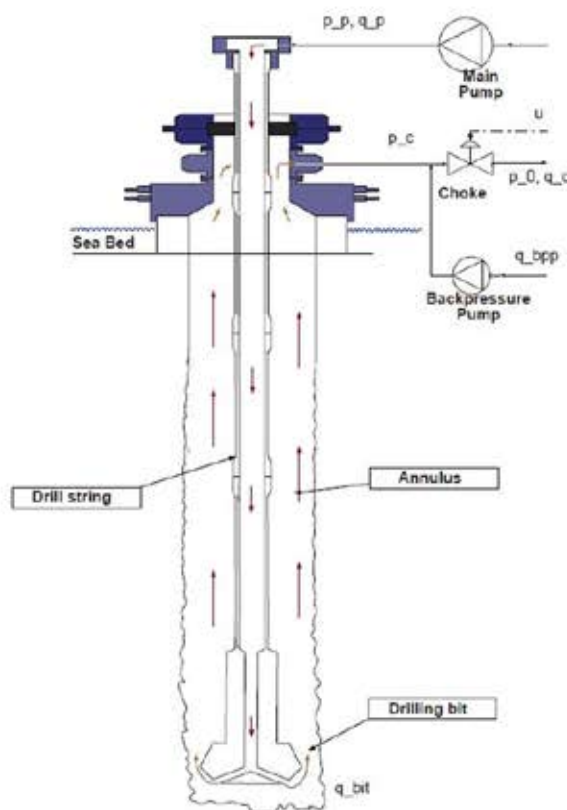
$$c = \sqrt{\frac{\beta}{\rho}} \quad (4)$$

که در آن β ماژول است که خاصیت تراکم پذیری مایع را مشخص می کند. با استفاده از این رابطه، می توان رابطه بین تغییر فشار و تغییر چگالی را به همان اندازه یافت:

$$dp = \frac{\beta}{\rho} d\rho \quad (5)$$

با جایگزینی (۵) در (۳)، به معادله دینامیک فشار می رسیم:

$$\frac{\partial p}{\partial t} = -\frac{\beta}{A} \frac{\partial q}{\partial x} \quad (6)$$



شکل ۱. پیکربندی خوب و سخت افزاری در سیستم حفاری تحت فشار مدیریت شده

۱- شرح مسئله و مدل سازی:

هدف اصلی سیستم کنترل حفاری با فشار مدیریت شده، نگه داشتن فشار در یک مکان مشخص در چاه در یک نقطه تنظیم دلخواه مشخص شده توسط اپراتور است. این مهم باید بدون توجه به شرایط مختلف کارکرد (به عنوان مثال، تغییرات دبی از پمپ اصلی و پمپ های فشار عقب) و اختلالات موجود در گل حفاری حاصل شود. در این بخش، ما کنترل فشار پایین چاه را مد نظر قرار می دهیم. اختلال اصلی که در نظر می گیریم حرکت عمودی رشته مته به دنبال حرکت زیاد دکل شناور روی امواج است. از آنجا که این وضعیت در هنگام اتصال رشته های مته رخ می دهد، پمپ اصلی قطع شده و از طریق رشته مته هیچ جریانی وجود نخواهد داشت (مته مجهز به یک شیر یک طرفه است که مانع از برگشت جریان از فضای حلقوی به داخل رشته مته می شود). در این حالت، پویایی اصلی مورد بحث، پویایی هیدرولیکی در فضای حلقوی است که تحت تأثیر حرکت عمودی رشته مته، باز شدن چوک کنترل شده و جریان پمپ فشار برگشتی قرار دارد. در

فشارها و جریان‌ها را در موقعیت‌های مختلف چاه توصیف می‌کند.

برای ترکیب پویایی فشار ایجاد شده توسط حرکت رشته مته، دو اثر اصلی وجود دارد که باید مورد توجه قرار گیرند. اول، حجم دیواره به طور مداوم توسط $v_d(t)A_d$ تغییر می‌کند، که در آن A_d مقطع رشته مته است، به دلیل اینکه بالای رشته مته با سرعت v_d در داخل و خارج از چاه حرکت می‌کند. دوم، باید این واقعیت را نیز در نظر گرفت که سطح مقطع مته به طور کلی از بقیه رشته مته بزرگتر خواهد بود. این امر باعث می‌شود تا جریان تولید شده در سطح مقطع کوچکتر و "فشرده شود"، و سرعت و در نتیجه اصطکاک اطراف قطعه حفاری را افزایش دهد (شکل ۴ را نیز ببینید). با در نظر گرفتن همه این مسائل، روش حجم محدود منجر به مجموعه‌ای از معادلات زیر می‌شود:

$$\begin{aligned} \dot{p}_1 &= \frac{\beta_1}{A_1 l_1} (-q_1 - v_d A_d) \\ \dot{p}_i &= \frac{\beta_i}{A_i l_i} (q_{i-1} - q_i) \\ \dot{p}_N &= \frac{\beta_N}{A_N l_N} (q_{(N-1)} - q_c + q_{bpp}) \quad (12) \\ q_i &= \frac{A_i}{l_i p_i} (p_i - p_{i+1}) - \frac{F_i(q_i)A_i}{\rho_i l_i} - A_i g \frac{\Delta h_i}{l_i} \\ \text{for } i &= 1, 2, \dots, N-1 \quad (13) \end{aligned}$$

در اینجا، اعداد ۱، ...، N به عدد کنترل‌کننده اشاره می‌کند، ۱ کمترین میزان کنترلی است که نشان‌دهنده فشار پایین چاه ($p_1 = p_{bit}$) است و N نمایانگر فشار چوک است. $(p_N = p_c)$ طول هر ولوم کنترل با l نشان داده می‌شود و اختلاف ارتفاع Δh است. توجه داشته باشید که، از آنجا که ممکن است چاه غیرعمودی باشد، l و Δh به طور کلی ممکن است با یکدیگر متفاوت باشند. همچنین توجه داشته باشید که سطح مقطع A_i با سطح مقطع کل چاه منهای سطح مقطع رشته مته یا مته داخل آن داده می‌شود. این باعث می‌شود که سطح مقطع A_1 در ته چاه از بقیه حلقه کوچکتر باشد زیرا مته بزرگتر از مقطع رشته مته است، بنابراین اثر «فشار» ذکر شده در بالا را در خود دارد. همچنین توجه داشته باشید که F_i استفاده شده در اینجا متفاوت از \bar{F} در (۱۱) است. در اینجا، F_i دارای واحدهای پاسکال (Pa) است.

در اینجا، ما چگالی را به عنوان یک ثابت در نظر گرفتیم؛ $w = \rho_0 q$ ، $\rho = \rho_0$ که در آن q سرعت جریان حجمی است. برای یافتن معادله‌ای برای میزان جریان q ، تعادل تکانه را برای همان حجم کنترلی در نظر می‌گیریم که به رابطه زیر کاهش می‌یابد:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \bar{v}) A dx = A p - A(p + dp) + \int_A \rho v^2 dA - \int_A [\rho v^2 + d(\rho v^2)] dA - \int_A [F + A \rho g \cos(a(x))] dx \quad (7)$$

که در آن اصطلاح $\alpha(x)$ به عنوان زاویه بین جهت جریان مثبت و گرانش در موقعیت x تعریف می‌شود. برای بررسی دقیق‌تر این تعریف به شکل ۳ مراجعه کنید. $\bar{F} dx$ اصطکاک است که بر روی حجم کار می‌کند و باعث کاهش فشار اصطکاکی در واحد طول می‌شود. با ساده سازی این موضوع می‌توان دریافت:

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} = -A \frac{\partial p}{\partial x} - A \frac{\partial}{\partial x} \int_A \rho v^2 dA - \bar{F} + A \rho g \cos(a(x)) \quad (8)$$

با فرض اینکه تغییر $\partial/\partial x \int_A \rho v^2 dA$ کوچک باشد، آن را نادیده می‌گیریم و مانند گذشته، چگالی را به عنوان یک ثابت در نظر می‌گیریم. این به ما معادله سرعت جریان حجمی را می‌دهد:

$$\frac{\partial q}{\partial t} = -\frac{A}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} - \frac{\bar{F}}{\rho} + A g \cos(a(x)) \quad (9)$$

به طور خلاصه، معادلات دیفرانسیل جزئی پیوسته (PDE) توصیف خط انتقال هیدرولیک به صورت زیر می‌باشند:

$$\frac{\partial p}{\partial t} = -\frac{\beta}{A} \frac{\partial q}{\partial x} \quad (10)$$

$$\frac{\partial q}{\partial t} = -\frac{A}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} - \frac{\bar{F}}{\rho} + A g \cos(a(x)) \quad (11)$$

در این معادلات $p(x, t)$ ، $q(x, t)$ به ترتیب با فشار و میزان جریان حجمی در محل x و زمان t مطابقت دارند (شکل ۴ را ببینید).

ما با استفاده از روش حجم محدود، (۱۰) و (۱۱) را گسسته می‌کنیم. همانطور که در شکل ۴ نشان داده شده ادغام (۱۰) و (۱۱) بر روی هر حجم کنترلی با تقسیم حلقه به تعدادی از حجم‌های کنترل انجام می‌شود. مجموعه‌ای از معادلات دیفرانسیل معمولی که دینامیک

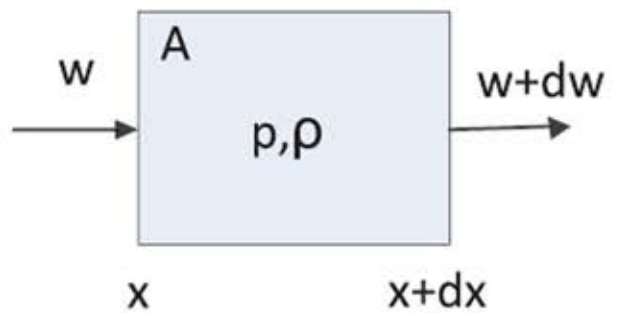
در این فرایند کنترلی، جریان پمپ فشار برگشتی q_{bpp} و جریان چوک q_c است. جریان از پمپ فشار برگشتی q_{bpp} به طور خطی به فرکانس پمپ مربوط است و نمی‌تواند به اندازه کافی سریع تغییر کند تا بتواند نوسانات فشار را جبران کند. بنابراین، این جریان چوک است که در درجه اول برای کنترل استفاده می‌شود. توسط معادله روزنه مدل‌سازی می‌شود:

$$q_c = K_c \sqrt{p_c - p_0} G(u) \quad (14)$$

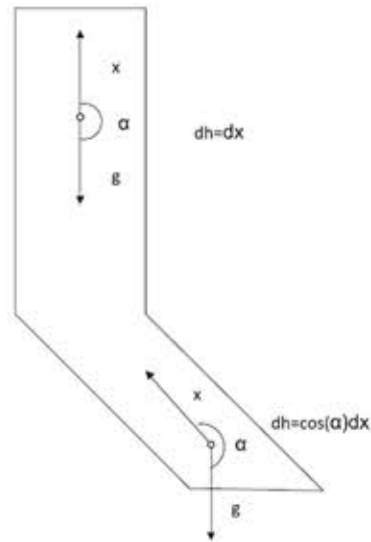
در اینجا، K_c ثابت چوک مربوط به ناحیه چوک و چگالی مایع حفاری است. p_0 فشار (جو) پایین دست چوک است. $G(u)$ یک عملکرد کاملاً قابل افزایش و وارون است که سیگنال کنترل را به بازشدگی واقعی متصل می‌کند و مقادیر آن را در بازه (۰,۱) قرار می‌گیرد. همانطور که در مقدمه ذکر شد، هدف سیستم حفاری با فشار مدیریت شده این است که فشار گل را در حفرة ته چاه درون یک بازه مشخص نگه دارد تا تعادل را در برابر فشار مایعات ساختاری حفظ کند در حالی که هنوز سازندها دچار شکست نشده‌اند. این فشار ته چاه عمدتاً از سه جز تشکیل شده است:

$$p_1 = p_{choke} + \rho_{mud} g \Delta h + \sum F_i(q_i)$$

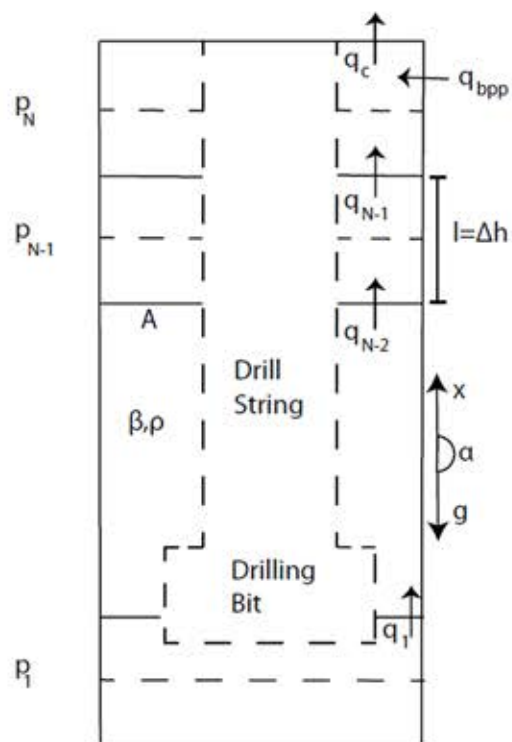
به این معنی که، فشار ته چاه خلاصه‌ای از فشار چوک، فشار هیدرواستاتیک حاصل از وزن گل و از دست دادن اصطکاک در فضای حلقوی با سرعت جریان در حال گردش است. با این دانش و این واقعیت که جریان پمپ فشار برگشتی دارای محدودیت شدید سرعت است، استراتژی کنترل این است که q_{bpp} را در یک سطح ثابت نگه داشته شود و از دهانه چوک برای خنثی کردن نوسانات فشار ناشی از افزایش ارتفاع استفاده شود. بنابراین q_{bpp} ثابت به گونه‌ای انتخاب می‌شود که هنگامی که تأثیر موج v_d صفر باشد و دهانه چوک در ۵۰٪ باشد، فشار ته چاه برابر با فشار نقطه تنظیم باشد. هنگامی که مدل اصطکاک شناخته شده باشد، این مقدار ثابت به راحتی محاسبه شده و یک مقدار ثابت منحصر به فرد را برای جریان پمپ فشار برگشتی فراهم می‌کند و در عین حال حداکثر عملکرد کنترلی موجود را از چوک در هر جهت برای لغو اختلال موج فراهم می‌کند.



شکل ۲. عنصر حجم برای خط انتقال هیدرولیک.



شکل ۳. زاویه بین جهت جریان و گرانش.



شکل ۴. حجم کنترل مدل هیدرولیک آنولوس.

۲-۱- مدل اصطکاک:

گل حفاری غالباً سیال بسیار پیچیده‌ای است که در مورد داشتن رابطه خطی بین تنش برشی و پروفایل سرعت، رفتار کلاسیک نیوتنی از خود نشان نمی‌دهد. برای مایعات نیوتنی داریم:

$$\tau = \mu \frac{\partial v}{\partial y} \quad (15)$$

که در آن τ تنش برشی است، μ گرانیوی است، v سرعت است و y مختصات فضایی عمود بر جهت جریان است. در مقابل، گل و لای‌های حفاری اغلب رفتاری را نشان می‌دهند که مربوط به تنش حاصل است و بین تنش برشی و پروفایل سرعت رابطه غیرخطی ایجاد می‌کند. این خاصیت مطلوبی از گل و لای است، زیرا منجر به یک رفتار تولید کننده ژل (گل سفت شده) برای جریان صفر می‌شود، اطمینان حاصل کنید که مواد حفاری شده منتقل شده از چاه توسط نیروی گرانش به عقب کشیده نمی‌شوند حتی در زمان پمپ‌های خاموش. هنوز هم، مدل‌سازی تلفات فشار ناشی از اصطکاک پیچیده است. در برخی از کاربردها، می‌توان از یک مدل رئولوژیکی غیر نیوتنی، مانند مدل پلاستیکی بینگهام، برای ایجاد یک بیان برای افت فشار اصطکاکی استفاده کرد. با این حال، این می‌تواند منجر به عدم پیوستگی تلفات فشار در انتقال از جریان صفر به جریان مثبت شود. این مسئله در اینجا کافی نیست، که رفتار جالب گل حفاری دقیقاً در رفتار ژل در انتقال از جریان صفر به جریان مثبت باشد.

برای مدل‌سازی تلفات اصطکاک به روشی که با آنچه در واقعیت مشاهده می‌کنیم مطابقت داشته باشد، ابتدا اختلاف فشار واقعی حالت پایدار را که در آزمایشات کامل با دستگاه حفاری اولریگ اندازه‌گیری شده است، بررسی می‌کنیم. اولریگ (Ullrigg) یک مرکز آزمایش حفاری در مقیاس کامل است که در انستیتوی تحقیقات بین‌المللی استوانگر (IRIS) واقع شده است. این تلفات فشار در شکل ۵ به تصویر کشیده شده است. همانطور که می‌بینیم، به نظر می‌رسد که افت فشار کاملاً خطی باشد چون تابعی از سرعت جریان برای دبی کم تا متوسط می‌باشد، اما برای دبی بیشتر رشد غیرخطی دارد. این امر به طرز شگفت‌آوری با نظریه مایعات نیوتنی مطابقت دارد و نیروهای اصطکاک خطی را برای جریان آرام و عبارات

پیچیده‌تری را برای جریان آشفته فراهم می‌کند. بنابراین، ما از این تئوری برای همه دبی‌های غیر صفر استفاده خواهیم کرد. برای سرعت جریان صفر، قطعاً اصطکاک تلفاتی ندارد، اما به دلیل رفتار تنش برشی ژله‌ای گل حفاری، باید مراقب زمانی که جریان از صفر به جریان غیر صفر انتقال می‌یابد، باشیم. برای یک مایع نیوتنی در جریان ثابت پایدار در یک لوله دایره‌ای، به راحتی می‌توان نشان داد که یک روش مناسب برای بیان افت فشار توسط فرمول روبرو به دست می‌آید:

$$\Delta p = \frac{f l \rho v^2}{r} \quad (16)$$

که در آن l طول لوله است، r شعاع است، v سرعت سیال است و f فاکتور اصطکاک فنینگ بدون بعد است. وقتی افت فشار به این صورت نوشته می‌شود، ضریب اصطکاک به صورت زیر بیان می‌شود:

$$f = \frac{16}{Re} \quad (17)$$

که در آن عدد رینولدز بدون بعد توسط رابطه زیر داده می‌شود:

$$Re = \frac{2\rho v r}{\mu} \quad (18)$$

این به ما، وسیله‌ای برای محاسبه تلفات فشار ناشی از اصطکاک برای یک لوله دایره‌ای می‌دهد. با این حال، حلقه چاه توسط دو دایره متحدالمرکز محدود شده و هندسه را به چالشی تبدیل کرده است. در اینجا، فاکتور اصطکاک به صورت زیر بیان می‌شود:

$$f = \frac{16}{Re^*} \quad (19)$$

جایی که عدد تعمیم یافته رینولدز توسط رابطه زیر داده می‌شود:

$$Re^* = \frac{\rho v^{2-n} r_h^n}{2^{n-3} K^*} \quad (20)$$

در اینجا، r_h شعاع هیدرولیکی است، $r_h = (d_2 - d_1) / 4$ و d_1 و d_2 قطر خارجی و داخلی هستند. پارامترهای K^* و n^* معنی بسیار خاصی دارند، اما برای کنار گذاشتن برخی از جزئیات، کافی است بگوییم که، برای مدل ساده نیوتنی، آنها $n^* = 1$ و $K^* = \mu(a+b)$ می‌باشند در حالی که a و b ثابت‌های مربوط به نسبت بین قطر حلقه هستند. اکنون در موقعیتی هستیم که می‌توان تلفات اصطکاک جریان آرام را در فضای حلقوی محاسبه کرد. ما آنها را با

ترکیب معادلات فوق محاسبه خواهیم کرد:

$$F_i(q_i) = \frac{k_{fric,i} q_i}{A_i} \quad (21)$$

که در آن:

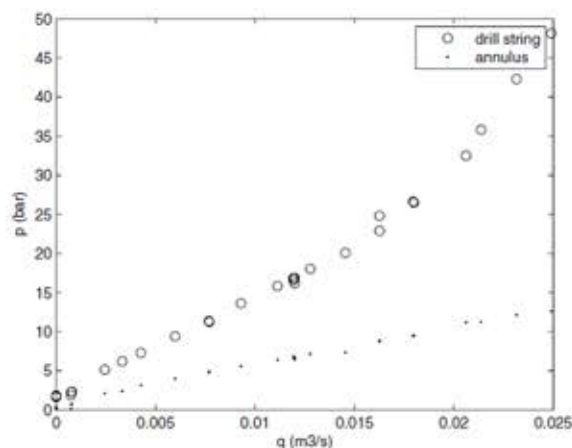
$$k_{fric,i} = \frac{64 l_i \mu_i (a_i + b_i)}{r_{h,i}^2} \quad (22)$$

خطی فرض شده از جریان لایه‌ای خواهد داشت. فاکتور اصطکاک آشفته فقط برای اهداف شبیه‌سازی استفاده می‌شود و عدد حیاتی رینولدز برای انتقال از جریان آرام به تلاطمی در این مورد به صورت آزمایشی از تلفات اصطکاک اندازه‌گیری شده در آزمون‌های اولریگ، تعیین شده است.

یکی از قابل توجه‌ترین خصوصیات گل حفاری قابلیت تبدیل آن به ژل در هنگام توقف جریان است. این توانایی به این معنی است که قبل از بازده و شروع جریان، مقدار مشخصی از نیرو در هنگام تلاش برای جابجایی و برقراری مجدد جریان مقاومت خواهد کرد. این را نمی‌توان به عنوان یک نیروی تجزیه ایستا به معنای اصطکاک کلاسیک تفسیر کرد، زیرا این امر منجر به تجمع اختلاف فشار بین پمپ و چوک هنگام راه اندازی مجدد پمپ‌ها می‌شود، تجمعی که در داده‌های اندازه‌گیری مشاهده نمی‌شود. در عوض، می‌توان این پدیده را ماده‌ای تصور کرد که توسط نیروی پمپ طی یک بازه زمانی خاص تحت فشار قرار می‌گیرد تا زمانی که دیگر نتواند در برابر این نیرو مقاومت کند. در آن مرحله، گل تولید شده و شروع به جاری شدن می‌کند. توجه داشته باشید که این قسمت از مدل اصطکاک بیشتر برای نشان دادن برخی از چالش‌های مربوط به کنترل فشار گل حفاری گنجانده شده است و نقشی در طراحی کنترل استفاده شده در این بخش ندارد. فرض بر این بود که گل زمان کافی برای نشست و جامد شدن در میان امواج یا در نقاط زمانی که حرکت موج معکوس است، نخواهد داشت. به علاوه، مشخصات این پدیده خاص توسط داده‌های تجربی موجود قابل تأیید نیست و احتمالاً به آزمایش‌های تخصصی نیاز دارد. با این حال، از داده‌های تست شناسایی مشخص بود که چنین اثری زمانی به وجود می‌آید که همه پمپ‌ها خاموش می‌شوند و قبل از روشن شدن مجدد پمپ‌ها زمان قابل توجهی برای تبدیل شدن به ژل، به گل داده می‌شود.

۳-۱- تأیید مدل:

برای اهداف رفع اختلال، ما حرکت شدید رشته مته را به عنوان یک حرکت نوسانی هدایت شده توسط امواج



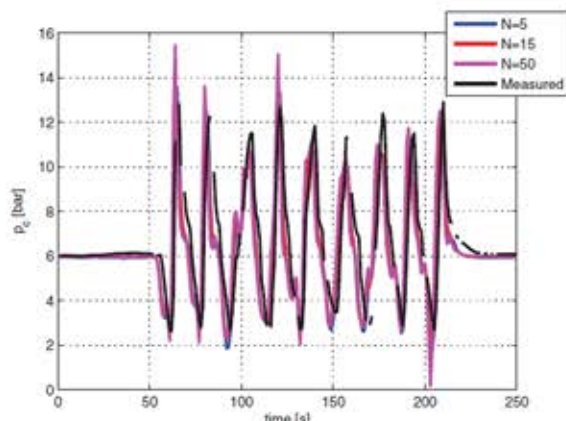
شکل ۵. تلفات اصطکاک حاصل از داده‌های آزمایش در مقیاس کامل.

در جریان آشفته، تلفات اصطکاک دیگر یک عملکرد خطی خوب از سرعت جریان نخواهد بود. روش معمول محاسبه تلفات اصطکاک برای جریان آشفته مایعات نیوتنی با استفاده از یک معادله ضمنی، به عنوان مثال معادله کولبروک (Colebrook)، و استفاده از یک روش تکراری برای حل آن است. با این حال، تقریبی صریح برای معادله کولبروک وجود دارد، یکی از آنها معادله هالند (Haaland) است:

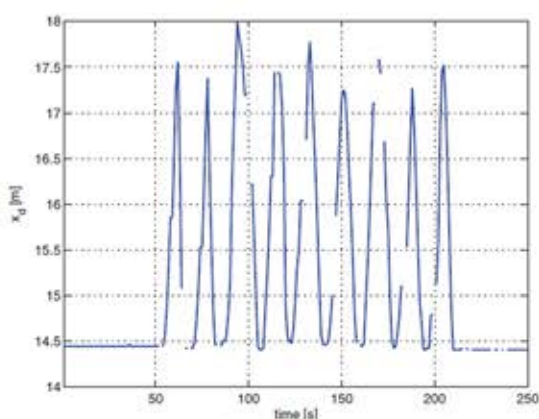
$$\frac{1}{\sqrt{f_D}} = -1.8 \log \left[\left(\frac{\delta}{3.7} \right)^{1.11} + \frac{6.9}{Re} \right] \quad (23)$$

در اینجا، اندیس D به این واقعیت اشاره دارد که این فاکتور اصطکاک داری است، که مربوط به فاکتور اصطکاک فنینگ است: $f = 4 f_D$. همچنین، معادله هالند با درج اصطلاح δ که زبری لوله را دربرمی‌گیرد، برای سطوح ناهموار در لوله حساب می‌شود. ما برای محاسبه ضریب اصطکاک آشفته در مدل خود از معادله هالند استفاده خواهیم کرد. با این حال توجه داشته باشید که سناریوی کنترلی ارائه شده بعداً هیچگونه جریان اجباری خارجی از پمپ اصلی را در نظر نخواهد گرفت، در نتیجه سرعت جریان متوسط و یک اصطکاک

که در آن p_{ref} یک نقطه تنظیم شده (ستپوینت) است.



شکل ۶. نتایج شبیه‌سازی در مقایسه P_{bit} داده اندازه‌گیری شده برای تعداد مختلف حجم کنترل.



شکل ۸. حرکت شدید رشته مته برای موقعیت نسبی X_d

این هدف کنترلی باید صرف نظر از حرکت رشته مته (v_d) تولید شده توسط (۲۴) حاصل شود. در حقیقت، (۲۵) را می‌توان با نیاز به تنظیم عملی، یعنی بعد از حالت گذرا، جایگزین کرد:

$$|p_{bit}(t) - p_{ref}| < \epsilon \quad (26)$$

برای برخی از ϵ های کوچک.

۲- رفع اختلال / کنترلرهای تضعیف‌کننده:

در این بخش، ما دو کنترل‌کننده غیرخطی و خطی را برای حل مسئله / تضعیف اختلال بیان شده در بخش قبلی در نظر می‌گیریم. ریشه هر دو کنترل‌کننده در نظریه تنظیم خروجی است.

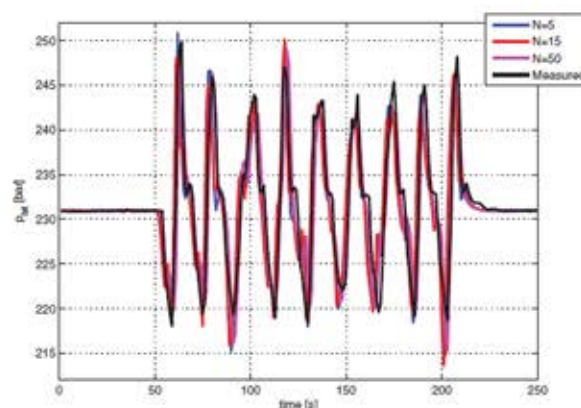
۲-۱- کنترل‌کننده غیرخطی تنظیم خروجی:

وقتی مدل کل سیستم (۱۲) را در نظر بگیریم و جریان آرام با اصطکاک خطی را فرض کنیم، روشن است که تنها

در دریای آزاد مدل می‌کنیم. برای این منظور، ما از طیف JONSWAP بهره برده ایم، که نتیجه یک پروژه اندازه‌گیری بزرگ است که برای یافتن طیف فرکانسی امواج در اقیانوس اطلس شمالی طراحی شده است. به نظر می‌رسد که اوج این طیف در فرکانس $\omega_{waves} = 2\pi / 12$ (rad/s) است. بنابراین ما تصمیم می‌گیریم سرعت رشته مته یعنی v_d را خروجی نوسان‌ساز هارمونیک با این فرکانس در نظر بگیریم:

$$\begin{aligned} \dot{\omega}_1 &= \omega_2 \\ \dot{\omega}_2 &= -\omega_{waves}^2 \omega_1 \\ v_d &= \omega_2 \end{aligned} \quad (24)$$

در این حالت دامنه نوسان با مقادیر اولیه ω_1 و ω_2 داده می‌شود. ما در شبیه‌سازی‌های ارائه شده در اینجا، از دامنه ۱ متر استفاده خواهیم کرد. اگر بخواهیم در مدل موج خود کمی پیچیده‌تر باشیم، تولید یک سیگنال v_d که در محدوده فرکانس طیف JONSWAP قرار دارد با اضافه کردن چندین نوسانگر هارمونیک با فرکانس‌ها و دامنه‌های مختلف با توجه به طیف، کاملاً ساده است.



شکل ۸. نتایج شبیه‌سازی در مقایسه P_{bit} داده اندازه‌گیری شده برای تعداد مختلف حجم کنترل.

۴-۱- بیان مسأله:

با مدل‌های موجود می‌توان مشکل کنترل را به صورت زیر رسمیت داد. با توجه به مدل هیدرولیک فضای حلقوی (۱۲) با مدل جریان چوک (۱۴) و مدل اصطکاک (۲۱)، کنترل‌کننده‌ای به صورت:

$$|p_{bit}(t) - p_{ref}| \rightarrow 0 \quad (25)$$

را می‌توان به شکل زیر پیدا کرد:

$$u = c(\omega) + K(x - \pi(\omega)) \quad (31)$$

در اینجا، K یک ماتریس مناسب است که ثبات سیستم حلقه بسته خطی و بدون مزاحمت را تضمین می‌کند، و $c(\omega)$ و $\pi(\omega)$ راه‌حل‌های به اصطلاح معادلات تنظیم‌کننده هستند:

$$\frac{d}{dt}\pi(\omega) = f(\pi(\omega), c(\omega), \omega) \quad (32)$$

$$0 = \pi_1(\omega) - p_{ref} \quad (33)$$

هنگام حل معادلات تنظیم‌کننده، ساختار کنترل‌کننده (۳۱) مناسب به نظر می‌رسد. قسمت اول، به عنوان مثال، $c(\omega)$ ، می‌تواند به عنوان یک سیگنال کنترل حلقه باز دیده شود، که بر اساس دانش فرضیه اختلال یعنی $w(t)$ ، سیگنال کنترلی دقیقی را فراهم می‌کند که اختلال را در خروجی تنظیم شده رفع می‌کند. خروجی $\pi(w(t))$ مربوط به مسیر صفر خروجی مربوطه است. قسمت دوم، به عنوان مثال، $K(x - \pi(w))$ ، می‌تواند به عنوان یک کنترل‌کننده متناسب دیده شود که مسیر صفر خروجی را تثبیت کند. این بینش مستقیماً از حل معادلات تنظیم‌کننده ناشی می‌شود، که در آن $c(\omega)$ مربوط به نگهدارنده مکان برای سیگنال ورودی u است و $\pi(w)$ مربوط به حالت‌های منفرد سیستم پویا است. حل معادلات تنظیم‌کننده با تعویض مجدد از (۳۳) برای هر تعداد حجم کنترلی، یک کار ساده (البته بزرگ) است. اگرچه ما مدل جا به جایی ناشی از حرکت مته را یک اسیلاتور هارمونیک خطی با یک هارمونیک فرض کردیم: (۲۴)، اما می‌توان آن را گسترش داد تا شامل هر تعداد دلخواه هارمونیک باشد. این مسئله پیچیدگی معادلات تنظیم‌کننده را افزایش می‌دهد، اما حل آنها هنوز هم ساده است. کنترل‌کننده (۳۱) با $\pi(w)$ و $c(w)$ محاسبه شده محدودیت راه‌حل‌های سیستم حلقه بسته را تضمین می‌کند و $0 \rightarrow |p_{bit}(t) - p_{ref}|$ به طوری که $t \rightarrow +\infty$ برای دامنه‌های موج به اندازه کافی کوچک و شرایط اولیه به اندازه کافی نزدیک به تعادل و برابر با $w = 0$ می‌باشد. به عبارت دیگر، کنترل‌کننده پیشنهادی، مسئله تنظیم خروجی را به صورت محلی حل می‌کند. با استفاده از نتایج مربوط به پایداری درجه دوم، می‌توان ماهیت محلی کنترلر را پیشرفته‌تر کرد، که در آنجا

غیرخطی بودن، تنها در جریان چوک است. بنابراین، یافتن یک فیدبک خطی‌ساز و استفاده از برخی استراتژی‌های کنترل خطی بر روی نقشه ورودی-خروجی خطی باید ساده باشد. با این حال، سعی خواهیم کرد از نظریه تنظیم خروجی غیرخطی در سیستم کامل غیرخطی استفاده کنیم. این نظریه یک سیستم کلی غیرخطی از فرم زیر را در نظر می‌گیرد:

$$\dot{x} = f(x, u, \omega) \quad (27)$$

$$e = h_r(x, \omega) \quad (28)$$

$$y = h_m(x, \omega) \quad (29)$$

در اینجا $\omega \in R^m$ بردار حالت است، $u \in R^k$ ورودی کنترل است، $e \in R^{l_r}$ خروجی تنظیم شده است و $\omega \in R^m$ خروجی اندازه‌گیری شده است. ورودی خارجی $x \in R^n$ توسط اصطلاحاً آگروسیستم به فرم زیر تولید می‌شود:

$$\dot{\omega} = S\omega \quad (30)$$

این آگروسیستم در اینجا به عنوان یک سیستم خطی نوشته شده است، اما به طور کلی می‌تواند غیرخطی نیز باشد. این می‌تواند شامل هر تعداد اختلال هارمونیک فرم (۲۴) و همچنین طیف وسیعی از سیگنال‌های مرجع برای خروجی تنظیم شده باشد. در اینجا، به وضوح می‌بینیم که مسئله ارائه شده در بخش قبلی می‌تواند به عنوان یک مورد خاص از مسئله تنظیم خروجی در نظر گرفته شود. به طور دقیقتر، سمت راست در (۲۷) می‌تواند با توجه به (۱۲) - (۱۴) و (۲۱) انتخاب شود، خروجی تنظیم شده می‌تواند برابر با $e = p_{bit} - p_{ref}$ باشد، و خروجی اندازه‌گیری شده یعنی y می‌تواند بسته به اطلاعات موجود در سیستم انتخاب می‌شود. در این بخش، برای سادگی، فرض می‌کنیم که همه حالت‌های سیستم و آگروسیستم برای اندازه‌گیری در دسترس هستند. در واقع، حالت‌های آگروسیستم (مربوط به موقعیت عمودی و شتاب رشته مته) می‌توانند همراه با برخی از دبی‌ها و فشارهای موجود در سیستم برای اندازه‌گیری در دسترس باشند. ما در بخش شبیه‌سازی ها بحث خواهیم کرد که چگونه می‌توان نیاز به اندازه‌گیری حالات دیگر سیستم را برطرف کرد. تحت این مفروضات، یک کنترل‌کننده تنظیم خروجی را می‌توان

نشان داده شده است که چگونه ماتریس K را برای دستیابی به تنظیمات خروجی برای مجموعه‌ای از شرایط اولیه حاوی تعادل و برای همه امواج با دامنه انتخاب می‌کنند. با یک حد فوقانی مشخص به طور کلی، انتخاب یک ماتریس تثبیت‌کننده بهره K ، به طور گذرا، بر دینامیک حالت پایدار کنترل شده، توسط $\pi(w)$ و $c(w)$ تأثیرگذار است و به همین دلیل باید برای جلوگیری از گذراهای بزرگ انتخاب شود. در شبیه‌سازی‌های ارائه شده در بخش‌های بعدی، K به طور آزمایشی تنظیم می‌شد تا زمانی که یک گذرای قابل قبول حاصل شود.

۲-۲- کنترل‌کننده مدل خطی داخلی:

حتی اگر رشته مته یک موج سینوسی ساده از یک فرکانس را دنبال کند، خروجی کنترل‌کننده ارائه شده در بخش قبلی، به دلیل ماهیت غیرخطی بودن استراتژی کنترل، حاوی تعداد زیادی هارمونیک است. (کنترل حلقه باز سیگنال $c(w)$ ، به طور کلی، یک تابع غیر خطی از w است). در عمل اما فقط برخی از هارمونیک‌های غالب می‌توانند مهم‌ترین باشند. در این بخش، ما یک کنترل‌کننده خطی را پیشنهاد می‌دهیم که قادر به تولید اولین هارمونیک فرکانس موج برای جبران نوسانات فشار باشد. این یک کنترل‌کننده مبتنی بر اصل مدل داخلی است که یک ابزار طراحی کنترل خطی محبوب برای رفع اختلالات هارمونیک است. ایده این است که، اگر کسی بتواند چند جمله‌ای به اصطلاح ایجاد اختلال را پیدا کند و آن را در یک سیستم کنترل بازخورد خطای بسته پایدار قرار دهد، اختلال به صورت مجانبی از بین می‌رود (در مورد یک سیستم خطی). در مورد ما، ما این استراتژی طراحی را برای یک سیستم غیرخطی اعمال می‌کنیم، که منجر به رفع دقیق اختلال نمی‌شود، بلکه منجر به کاهش نوسانات فشار مربوطه می‌شود. اگر همان مدل اختلال هارمونیک (۲۴) را در نظر بگیریم، می‌توان به راحتی چند جمله‌ای ایجاد کننده اختلال را پیدا کرد:

$$\Gamma(s) = s^2 + \omega_{waves}^2 \quad (34)$$

یک روش بسیار ساده برای ایجاد چنین کنترل‌کننده‌ای:

$$C(s) = Q_0 + \frac{Q_1}{s} + \frac{Q_2 s}{s^2 + \omega_{waves}^2} \quad (35)$$

که علاوه بر مدل داخلی مبتنی بر چند جمله‌ای ایجاد

اختلال شامل یک کنترل‌کننده انتگرالی متناسب است. در اینجا، Q_i ثابت‌های مناسبی هستند و می‌توانند به عنوان مثال با استفاده از روش‌های کلاسیک حوزه فرکانس تنظیم شوند. در نمونه‌های شبیه‌سازی در انتهای این بخش، ثابت‌ها با بررسی نمودار حلقه بسته Bode، مدل سیستمی نصب شده‌ی (۱۲) و کنترل‌کننده (۳۵)، با استفاده از (۳۶) غیر خطی بودن را برطرف می‌کنند. این کار تکرار می‌شود تا زمانی که نمودار نشان‌دهنده یک سیستم حلقه بسته پایدار باشد. باز هم، این روش را می‌توان به راحتی به هر تعداد فرکانس گسترش داد. این کنترل‌کننده همچنین با کاهش دانش لازم در مورد اختلال و اندازه‌گیری یا برآورد فرکانس‌های اصلی، اجرای عملی را ساده می‌کند.

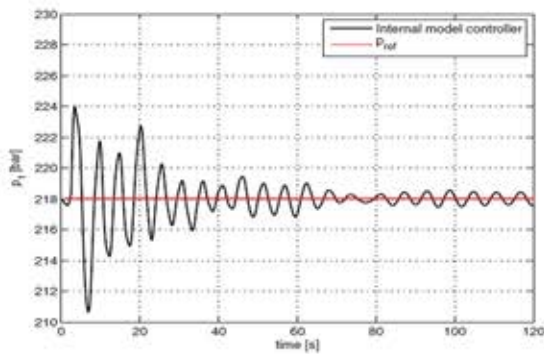
خط انتقال هیدرولیک به دلیل نیروی اصطکاک کاملاً پراکنده است، اما برای اطمینان از عملکرد کنترل صحیح اعمال شده بر روی چوک، باید یک قدم دیگر برداریم. سیگنال خروجی را از کنترل‌کننده (۳۵)، $v(t)$ نامگذاری کنیم (یعنی C (ها) عملکرد انتقال از سیگنال خطای $e(t)$ به سیگنال $v(t)$ است) و سیگنال کنترلی زیر را به چوک پیشنهاد می‌دهیم:

$$u(t) = G^{-1}(-v(t)) \quad (36)$$

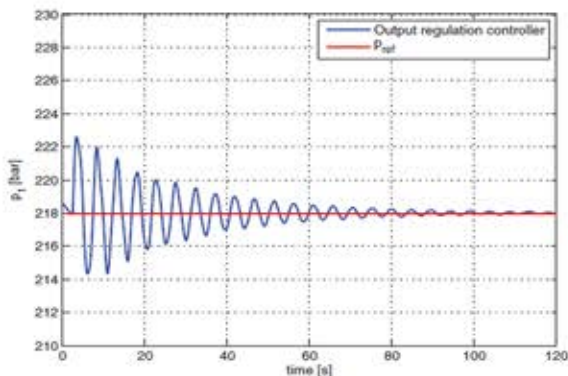
در اینجا، G یک تابع غیرخطی است که مشخص‌کننده دهانه چوک است، از معادله (۱۴). قطب $-v$ باید اجرا شود تا اطمینان حاصل شود که خط انتقال با ورودی v و خروجی p_1 منفعل است. بنابراین ما در واقع یک کنترلر داریم که کاملاً از پارامترهای سیستم مستقل است و تنها اطلاعات مورد نیاز، فرکانس موج اختلال است. در این زمینه همچنین باید توجه داشت که می‌توان گزینه‌های دیگری از مدل داخلی را انجام داد که ممکن است رفع اختلال را موثرتر کند یا نکند. یکی از این گزینه‌ها می‌تواند یک فیلتر با دامنه فرکانس بیشتر باشد اما میرایی کمتری نسبت به دامنه فرکانس داشته باشد. اما، در این بخش، (۳۴) انتخاب شده است تا بتوان آن را راحت‌تر با کنترل‌کننده غیرخطی مقایسه کرد.

۳- نتایج شبیه‌سازی تحت شرایط کامل:

برای نشان دادن اثربخشی کنترلرهای پیشنهادی، با فرض اطلاعات کامل، نتایج شبیه‌سازی را برای دو کنترل‌کننده



شکل ۹. عملکرد شبیه‌سازی شده از کنترل‌کننده مدل داخلی خطی تحت اطلاعات کامل



شکل ۱۰. عملکرد شبیه‌سازی شده کنترل‌کننده تنظیم خروجی غیر خطی تحت اطلاعات کامل.

۴- نتایج شبیه‌سازی که نشان‌دهنده مقاومت در برابر خطاهای مدل پراکنده است:

برای نشان دادن مقاومت استراتژی‌های کنترل در برابر خطاهای مدل اختلال، نتایج شبیه‌سازی را نشان خواهیم داد، که در آن اختلال توصیف شده کاملاً مشخص نیست، به دو روش مختلف: یا با داشتن یک خطای جزئی در فرکانس اختلال، یا معرفی یک فرکانس غیر اشباع اضافی.

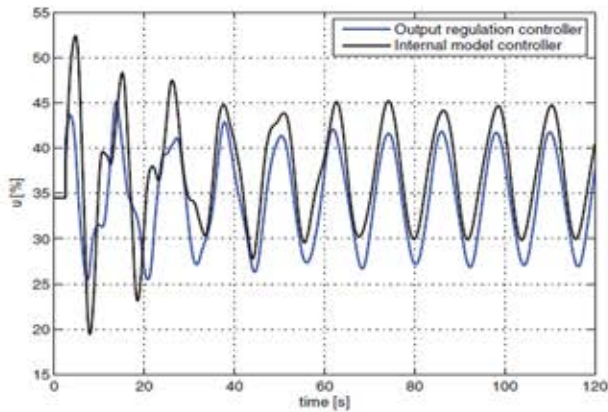
اولین مورد را می‌توان در شکل ۱۳ و ۱۴ مشاهده کرد. در اینجا، یک خطای ۱۰٪ در فرکانس اختلال توسط دو کنترل‌کننده وارد شده و سعی در کاهش آن وجود دارد. همانطور که انتظار می‌رود، میرایی کامل در هر دو مورد حاصل نمی‌شود. هنوز، کنترل‌کننده‌های غیر خطی تنظیم خروجی به طور موثر نوسانات فشار را به ۱ bar در اطراف نقطه تنظیم، کاهش می‌دهند. کنترل‌کننده مدل داخلی عملکرد بدتری دارد اما با این وجود دامنه نوسانات فشار را حدود ۵۰٪ در مقایسه با مورد کنترل نشده کاهش می‌دهد. این موارد را می‌توان با حالت

با آشفتگی توصیف شده (۲۴) نشان خواهیم داد. یعنی می‌توانیم حالت کامل (۱۲) و هر دو حالت اسپلاتور (۲۴) را اندازه‌گیری کنیم. کنترل‌کننده تنظیم خروجی به دلیل کار زیاد در حل معادلات تنظیم‌کننده، برای مدلی با پنج پروفایل کنترل ساخته شده است، اما به طور کلی، هیچ محدودیتی در تعداد پروفایل‌های کنترل وجود ندارد که بتوان برای آنها حل کرد. پارامترهای مدل هیدرولیکی و کنترل‌کننده‌ها را می‌توان در جدول ۱ یافت. نتایج شبیه‌سازی را می‌توان در شکل مشاهده کرد: ۹-۱۲. در این سناریو، به دلیل فرض داشتن اطلاعات کامل، مدل چاه نیز از پنج ولوم کنترل ساخته شده است، به این معنی که همه حالت‌های هیدرولیک و مزاحمت شناخته شده است. توجه داشته باشید که تمام حالت‌های اختلال اطلاعات لازم برای کنترل‌کننده مدل داخلی خطی نیستند، که در آن فقط به فرکانس نیاز است. اختلال هارمونیک به گونه‌ای است که موقعیت رشته مته نسبی توسط $x_d = 1.0 \cos(2\pi/12t)$ داده می‌شود، که در آن $2\pi/12$ مربوط به نزدیکترین غالب فرکانس موج در اقیانوس اطلس شمالی است، با اشاره به طیف JONSWAP. می‌توانیم ببینیم که کنترل‌کننده تنظیم خروجی به رفع مجانبی اختلالات در فشار سوراخ پایین دست پیدا می‌کند، در حالی که کنترل‌کننده مدل داخلی خطی پایدار است و نوسانات فشار را به یک باند بسیار باریک در اطراف نقطه تنظیم فشار محدود می‌کند. در شکل ۱۱، این مورد با حالت کنترل نشده نیز مقایسه می‌شود، که مشخص می‌تواند چوک را در دهانه مورد نیاز برای رسیدن به نقطه تنظیم فشار بدون حرکت رشته مته نگه دارد.

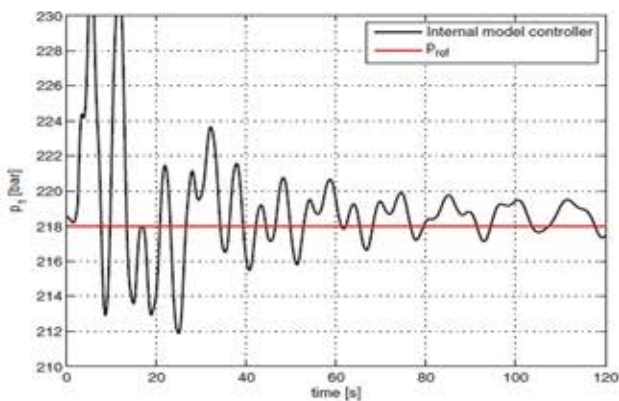
جدول ۱. پارامترهای مورد استفاده در شبیه‌سازی‌های مصنوعی

Parameter	Value
$\frac{\beta}{\Delta l}$	$1.17 \times 10^8 \frac{Pa}{m^3}$
$\frac{A}{l_p}$	$4.29 \times 10^{-8} \frac{m^4}{kg}$
$\rho g \Delta h$	$4.29 \times 10^6 Pa$
k_{fric}	$2.86 \times 10^6 \frac{sPa}{m^3}$
K	[10^{-7} 1 10^{-7} 1 ... 1 10^{-7}]
$Q_i, i = 1, 2, 3$	10^{-7}

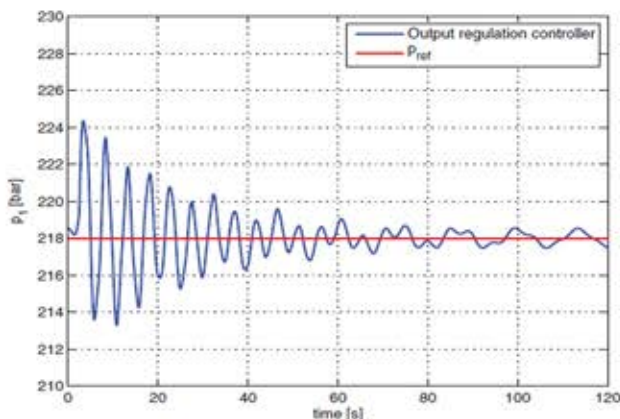
"MATLAB برای IRISDrill" ارائه می‌دهیم که توسط IRIS تهیه شده است. این شبیه‌ساز بر اساس گسسته سازی خوب PDE در توصیف هیدرولیک در حلقه مشابه PDE های (۱۰)-(۱۱) ساخته شده است، اما با در نظر گرفتن اثرات هیدرولیکی بیشتر و داشتن یک مدل اصطکاک غیرخطی پیشرفته‌تر.



شکل ۱۲. سیگنال کنترل اعمال شده برای شبیه‌سازی خفه کردن با اطلاعات کامل

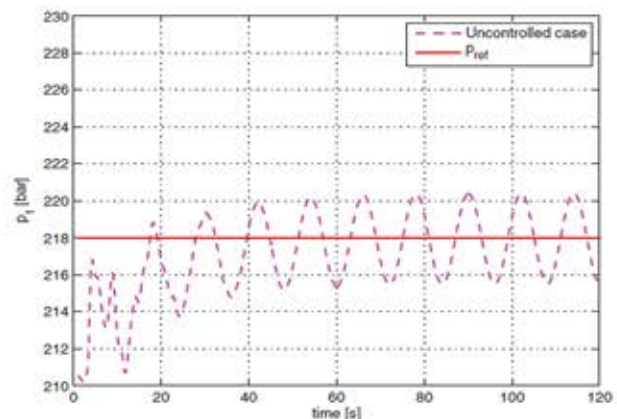


شکل ۱۳. عملکرد شبیه‌سازی شده کنترل‌کننده مدل داخلی خطی با خطای ۱۰٪ در فرکانس اختلال.



شکل ۱۴. عملکرد شبیه‌سازی شده کنترل‌کننده تنظیم خروجی غیر خطی با خطای ۱۰٪ در فرکانس اختلال.

کنترل نشده مقایسه کرد، که تقریباً مشابه موارد قبلی در شکل ۱۱ است. حالت دوم را می‌توان در شکل ۱۵-۱۷ مشاهده کرد. در اینجا، فرکانس دوم با ۲۰٪ جابجایی از فرکانس کنترل شده و با ۲۰٪ کاهش دامنه معرفی می‌شود. این مربوط به طیف JONSWAP است به طوری که از چندین مولفه متمرکز بر روی یک فرکانس اصلی با بزرگترین دامنه تشکیل شده است. دوباره، همانطور که انتظار می‌رود، می‌توانیم ببینیم که کنترل‌کننده‌ها، پس از مدتی، به طور موثر، فرکانس اصلی شناخته شده را فیلتر می‌کنند اما فرکانس دیگر به طور کامل فیلتر نمی‌شود و به عنوان یک اختلال باقی می‌ماند. این مورد هم هنوز در مقایسه با موارد کنترل نشده به شدت کاهش می‌یابد و عملکرد تقریباً خوبی در مورد قبلی دارد. لازم به ذکر است که، در این حالت، کنترل‌کننده‌ها می‌توانند به سادگی گسترش یابند تا یک مجموعه بزرگتر از فرکانس‌ها را فیلتر کنند تا حتی از میرایی بهتر نیز برخوردار شوند. در هر صورت، میرایی نسبتاً خوب فرکانس‌های دیگر به غیر از فرکانس اختلال فرض شده، قدرت آنان را نشان می‌دهد و می‌توان اینگونه تفسیر کرد که هر دو کنترل‌کننده به عنوان فیلترهایی با یک بازه توقف کمی بزرگتر از یک فرکانس واحد عمل می‌کنند.



شکل ۱۵. عملکرد شبیه‌سازی شده پرونده غیرقابل کنترل تحت اطلاعات کامل.

۵- شبیه‌سازی با شبیه‌ساز حفاری با قابلیت اطمینان بالا:

برای ارزیابی عملکرد کنترلرهای پیشنهادی در شرایط واقع بینانه و غیر ایده‌آل، نتایج شبیه‌سازی را با استفاده از یک برنامه شبیه‌ساز حفاری با اطمینان بالا به نام

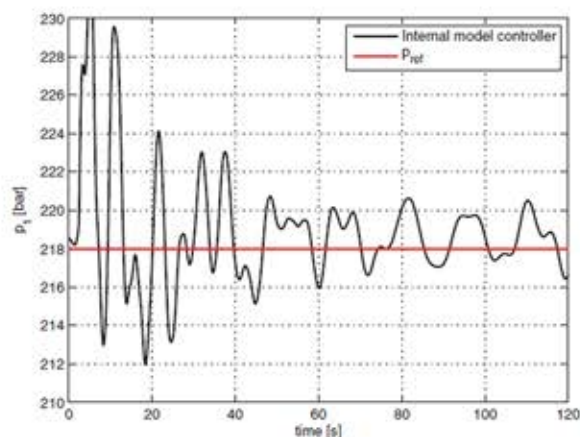
بنابراین بسیار نزدیکتر به واقعیت است تا اینکه از مدل ساده شده (۱۲) برای اهداف طراحی کنترل کننده استفاده شود.

از همان کنترل کننده‌های بخش آخر استفاده شده است، اما این بار کنترل کننده تنظیم خروجی مجبور بود برای حالت‌های اندازه‌گیری نشده مدل هیدرولیک به یک ناظر اعتماد کند. برآورد حالت استفاده شده در این مورد، یک ناظر ساده بر اساس مدل هیدرولیکی به این فرم بود:

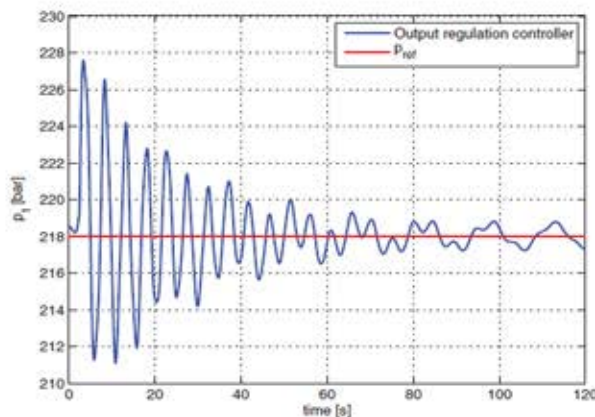
$$\dot{x} = f(\hat{x}, u, \omega) + k_o 9y - \hat{y} \quad (37)$$

$$y = [p_1 p_N]^T \quad (38)$$

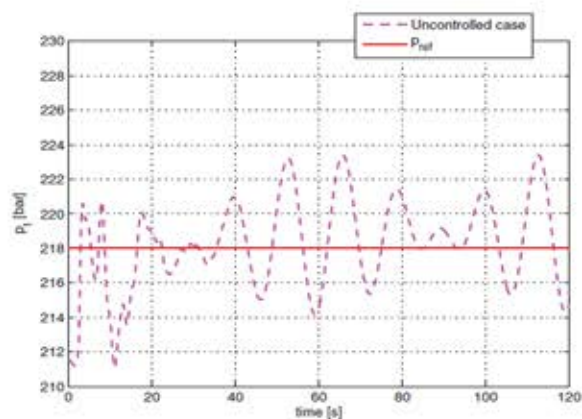
به طوری که فرض می‌کنیم حالت‌های اختلال هارمونیک شناخته شده است. این موارد به طور کلی می‌توانند در ناظر نیز گنجانده شوند، اما کاملاً منطقی است که فرض کنیم سیستم‌های اندازه‌گیری با عملکرد خوبی، برای حرکت دکل حفاری در اکثر دکل‌ها وجود دارد. پارامترهای لازم باید از طریق آزمایشات اولیه با برنامه شبیه‌ساز شناسایی شوند و مقادیر آنها را می‌توان در جدول ۲ یافت. پارامترهای کنترل کننده مانند گذشته بودند. یکی از محدودیت‌های اصلی در استفاده از مدل مرتبه پایین برای طراحی کنترل کننده این است که پویایی آن به سرعت پویایی سیستم واقعی نیست، همانطور که در بخش‌های قبلی بحث شده است. هنوز هم، مدل مرتبه پایین به سرعت شبیه‌ساز IRISDrill نیست. شبیه‌ساز با همان اختلال در بخش قبلی اجرا شد، و نتایج شبیه‌سازی را می‌توان در شکل ۱۸-۲۱ مشاهده کرد. می‌توانیم ببینیم که در حالت کنترل نشده، حرکت شدید رشته مته به نوسانات با فشار bar ۱۰ بار منجر می‌شود. کنترل کننده غیرخطی تنظیم خروجی دارای یک دوره گذرای بسیار کوتاه است و نوسانات فشار حاصل به ± 2 bar محدود می‌شوند، در حالی که کنترل کننده مبتنی بر مدل داخلی خطی، پس از حالت گذرا، نوسانات را به ± 4 bar محدود می‌کند. از نظر عملی، کاهش نوسانات فشار در هر دو مورد قابل توجه است، به ویژه در مورد کنترل کننده غیرخطی (یک دقت صحت استاندارد برای یک سیستم کنترل اتوماتیک حفاری تحت فشار مدیریت شده $\pm 2/5$ bar



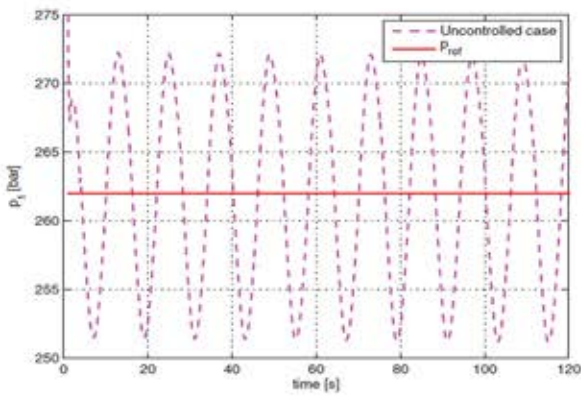
شکل ۱۵. عملکرد شبیه‌سازی شده کنترل کننده مدل داخلی خطی با یک اختلال اضافی اضافه شده.



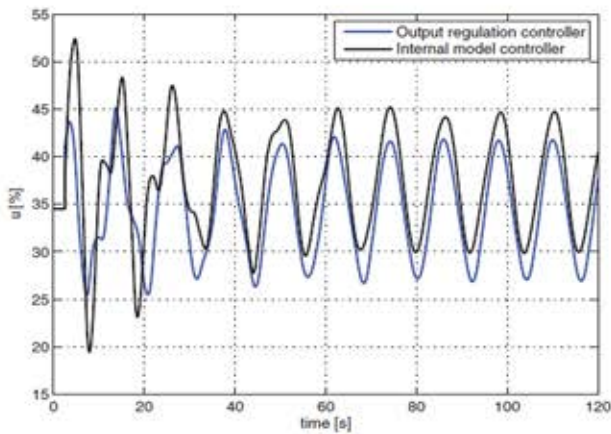
شکل ۱۶. عملکرد شبیه‌سازی شده کنترل کننده تنظیم خروجی غیر خطی با فرکانس اضافی اضافه شده.



شکل ۱۷. عملکرد شبیه‌سازی شده مورد کنترل نشده با فرکانس اضافی



شکل ۲۰. مورد غیرقابل کنترل شبیه‌سازی شده در شبیه‌ساز IRISDrill

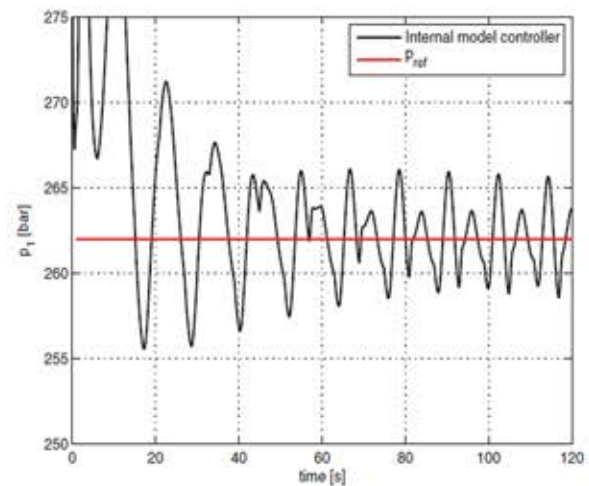


شکل ۲۱. سیگنال کنترل اعمال شده برای خفه کردن: شبیه‌سازی های IRISDrill

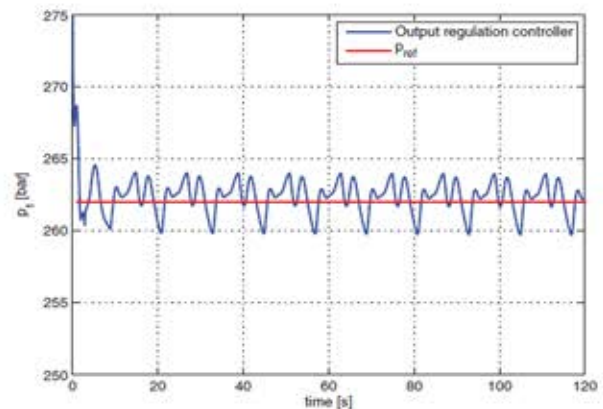
است). این تفاوت در عملکرد دو کنترل‌کننده نتیجه معامله بین دانش سیستم و سهولت اجرا است.

جدول ۲. پارامترهایی که از شبیه‌ساز RISDRILL مشخص شده اند

Parameter	Value
$\frac{\beta}{Al}$	$1.91 \times 10^8 \frac{Pa}{m^3}$
$\frac{A}{l\rho}$	$5.1477 \times 10^{-8} \frac{m^4}{kg}$
$\rho g \Delta h$	$6.1569 \times 10^6 Pa$
k_{fric}	$9.1030 \times 10^6 \frac{sPa}{m^3}$



شکل ۱۸. عملکرد شبیه‌سازی شده مدل کنترل‌کننده داخلی خطی در شبیه‌ساز IRISDrill



شکل ۱۹. عملکرد شبیه‌سازی شده کنترل‌کننده غیرخطی تنظیم خروجی در شبیه‌ساز IRISDrill

۶- نتیجه گیری:

ما مشکل جبران نوسانات فشار در عملیات حفاری با فشار مدیریت شده را در نظر گرفتیم. ابتدا، ما یک مدل را ارائه دادیم که دقیقاً پویایی این فرآیند را توصیف می کند، از جمله مدل های اصطکاک دقیق و مدلی برای حرکت بالا. صحت مدل در برابر داده های حاصل از آزمون های مقیاس کامل تأیید شد. دوم، بر اساس این مدل، دو کنترل کننده برای رفع / کاهش این نوسانات فشار ارائه داده ایم. این کنترل کننده ها از نظر عملی، میرایی قابل قبول نوسانات فشار را نشان می دهند. این

نتیجه گیری توسط شبیه سازی با یک شبیه ساز حفاری با قابلیت اطمینان بالا پشتیبانی شده است. تحقیقات و فعالیت های آینده در مورد این موضوع باید به سمت کاهش نیاز به اندازه گیری برخی از سیگنال ها، به ویژه فرکانس امواج و P_{bit} فشار پایین چاه باشد، که این کنترل کننده ها را حتی با استفاده از تجهیزات فعلی نیز، در اکثر دکل های حفاری مفید می کند. با این حال، با توجه به پیشرفت های فناوری، به عنوان مثال، در ناحیه لوله حفاری، توانایی اندازه گیری دکل های حفاری در آینده می تواند به خوبی این روش را عملی تر کند.



بخش چهارم

ارزیابی طرح‌های کنترلی برای هماهنگی سرعت پمپ‌ها و شیر چوک در حین عملیات حفاری تحت فشار مدیریت شده

فشار لازم چاه را در کل عملیات حفاری حفظ کنند. چنین سیستم‌های حفاری سیستم‌های اضافی پمپ و دریچه‌های چوک را معرفی می‌کنند که می‌توانند برای جبران اختلالات فشار فعال شوند. به طور معمول، چنین سیستم‌هایی به طور دستی توسط خدمه حفاری کار می‌کنند. با این حال، برای به حداقل رساندن اختلالات عملیاتی فشار، لازم است عملکرد تجهیزات مختلف هماهنگ شود. این بخش استفاده از طرح‌های مختلف کنترلی را برای هماهنگی ورودی‌های سیستم ارزیابی می‌کند. یک کنترل‌کننده تک ورودی تک خروجی (SISO) و انتگرال گیر تناسبی (PI) برای حفظ فشار ته چاه با استفاده از چوک به عنوان کنترل‌کننده مرجع استفاده می‌شود. تمرکز بر ارزیابی طرح کنترل قابل پیش بینی مدل غیر خطی (NMPC) برای هماهنگی ورودی‌های مختلف سیستم هاست. این قسمت به شش بخش تقسیم شده است. بخش زیر، فرآیند حفاری را با استفاده از تجهیزات برای برنامه‌های حفاری تحت فشار مدیریت شده توصیف می‌کند. بخش سوم طرح کنترل را ارائه می‌دهد، از جمله مدل مورد استفاده برای پیش‌بینی، و ناظری که برای فشار ته چاه (BHP) طراحی شده است. بخش چهارم سناریوها و موارد مختلف شبیه‌سازی شده را توصیف می‌کند. در بخش پنجم، نتایج حاصل از استفاده از طرح‌های کنترل بر روی یک مدل فرآیند دقیق ارائه شده است.

در این بخش چندین طرح کنترل اتوماتیک را برای هماهنگی پمپ و چوک در طی عملیات حفاری تحت فشار مدیریت شده ارزیابی می‌کنیم. تمرکز اصلی بر ارزیابی یک کنترل‌کننده پیش‌بینی‌کننده با مدل غیرخطی بر اساس یک مدل کم مرتبه برای هماهنگی خودکار پمپ گل اصلی، پمپ فشار برگشتی و باز شدن چوک سطح بالا، برای کنترل فشار ته چاه است. مدل‌های کنترلی پیش‌بینی‌کننده با مدل غیرخطی، با یک کنترل‌کننده PI تک ورودی تک خروجی مقایسه می‌شود. علاوه بر این، طراحی‌های کنترلی نیز با یک ناظر فشار ته چاه همراه هستند. طرح‌های کنترلی با شبیه‌سازی رایانه ای با یک مدل جریان چند فاز دینامیکی با اطمینان بالا بر اساس یک عملیات حفاری از ساحل دریای شمال ارزیابی می‌شوند. نتایج نشان می‌دهد که ارائه یک مدل کنترلی پیش‌بینی‌کننده با مدل غیرخطی برای هماهنگی میزان جریان پمپ و شیر چوک، هم کنترل فشار ته چاه را بهبود می‌بخشد و هم روش کار خدمه حفاری را به طور قابل توجهی ساده می‌کند. خدمه حفاری مراحل عملیاتی را انجام می‌دهند که ممکن است منجر به اختلال در فشار چاه شود. فشار ته چاه بسیار مهم است. لازم است که فشار در یک حد بالا و یک حد پایین نگه داشته شود تا از آسیب رسیدن به چاه و سازند جلوگیری شود. در حال حاضر تمرکز بر روی طراحی سیستم های حفاری است که باعث می‌شود خدمه حفاری بتوانند

۱-۱- محدودیت‌های فشار:

کنترل فشار ته چاه برای موفقیت در روند حفاری بسیار مهم است. همان طور که در بخش‌های قبل نیز اشاره شد فشار چاه یعنی p_{well} باید در محدوده فشار سازندها باشد. حد بالایی محدوده فشار، فشار شکست است که با p_{frac} نشان می‌دهند و حد پایین محدوده فشار، فشار فروپاشی منافذ است که با p_{coll} نشان می‌دهند. در برنامه‌های حفاری با فشار مدیریت شده تمرکز بر استفاده از سیستم‌های پمپ و دریچه‌های چوک برای کنترل فشار چاه بالای فشار منافذ مخزن و زیر فشار شکست مخزن در کل مدت زمان عملیات حفاری است:

$$\max(p_{coll}(t, x), p_{res}(t, x)) \leq p_{well}(t, x) \leq p_{frac}(t, x)$$

که X موقعیتی در امتداد قسمت چاه و t زمان است. فشار منافذ مخزن تابع زمان و موقعیت در امتداد مسیر چاه می‌باشند.

هنگام حفاری در سازندها، سازند در معرض فشار چاه قرار می‌گیرد. از آنجا که چگالی در سازند معمولاً بیشتر از مایع حفاری است، فشار چاه در قسمت فوقانی چاه در نزدیکی p_{frac} و در قسمت پایین چاه در نزدیکی p_{res} خواهد بود. به همین دلیل، فرایند کیسینگ باید انجام شود تا از سازند محافظت شود و حفاری ادامه یابد. کیسینگ پوشش لوله‌ای است که به پایین چاه باز آمده و به طور دائم در محل خود سیمان می‌شود. هدف از کیسینگ محافظت از سازند و امکان ادامه حفاری است. هنگام حفاری در یک مخزن تخلیه شده، ممکن است حاشیه فشار بین p_{frac} و p_{res} به ۱۰ bar برسد. حفظ فشار در چاه در این محدودیت‌ها بدون کنترل خودکار چالش برانگیز و مشکل است.

جدول ۱. متغیرهای کنترل شده

#	Input name	Notation, unit
u_1	Main Pump Volume Rate	q_{pump} , [l/min]
u_2	Choke Opening	$C_v(z)$, [%]
u_3	Annulus Pump Volume Rate	q_{back} , [l/min]
u_4	Fluid Density	ρ , [SG]

۱-۲- ابزار حفاری:

شکل ۱، یک طرح از سیستم را برای حفاری در مخزن نفت نشان می‌دهد. فشار چاه با دستکاری تراکم سیال حفاری که از طریق رشته حفاری و مته در گردش است، تنظیم می‌شود. مته مجهز به شیر یکطرفه است که از بازگشت مایع حفاری در فضای حلقوی به داخل چاه حفاری جلوگیری می‌کند. سیال حفاری از طریق فضای حلقوی بین رشته مته و دیواره‌های چاه عبور می‌کند. فشار چاه را می‌توان با تنظیم جریان و چگالی مایع حفاری پمپ اصلی، کنترل کرد. علاوه بر این، اپراتور می‌تواند با تنظیم میزان جریان از طریق پمپ فشار فضای حلقوی و محدود کردن جریان خارج از چاه، با استفاده از شیر چوک، فشار آن را تنظیم کند. در جدول ۱ ورودی‌های مختلف استفاده شده در حین عملیات حفاری تعریف شده است. در طول عملیات حفاری، اندازه‌گیری‌های مختلفی برای خدمه حفاری در دسترس است. با این حال، برخی از پارامترهای اصلی به طور معمول اندازه‌گیری نمی‌شوند، مانند فشارهای ته چاه و میزان جریان در فضای حلقوی. اندازه‌گیری‌های ته چاه، از جمله فشار ته چاه (BHP)، معمولاً توسط سیستم تله متری پالس گل و لای به سطح زمین ارسال می‌شود. این سیستم دارای نرخ بیت پایین (۶ bps)، و کم دقت است و اگر سرعت جریان کم باشد، کار نمی‌کند. اخیراً یک پیشرفت عمده در ارتباط بین مونتاز ته چاه و سطح از طریق فناوری لوله مته تله متری با سرعت انتقال ۱ مگابیت در ثانیه حاصل شده است. این فناوری از کابل سیگنال استفاده می‌کند که در رشته حفاری یکپارچه است و اخیراً در عملیات حفاری دریایی و خشکی مورد استفاده قرار گرفته است. با اینکه لوله تله متری پیشرفت چشمگیری در کیفیت و کمیت اندازه‌گیری‌ها داشته است، به دلیل هزینه بالا تقریباً همه چاه‌ها با لوله مته معمولی حفر می‌شوند، با این حال، احتمالاً تعداد چاه‌های حفر شده با این فناوری افزایش می‌یابد.

فشار قرار داد. عملکرد این ورودی‌ها نیاز به هماهنگی دارد، در حالی که اثرات مختلف سیال مانند فشارپذیری سیال و تغییرات ویسکوزیته سیال را نیز در بر می‌گیرد. سایر اختلالات عملیاتی شامل روش downlink یا اتصال از پایین است. در روش اتصال از پایین پالس‌های سرعت جریان، به مونتاژ ته چاه فرستاده می‌شوند تا ابزار حفاری جهت‌دار فعال شود. مشابه روش اتصال لوله، تغییر در دبی باعث تغییر افت فشار مایع اصطکاکی و در نتیجه نوسانات فشار ته چاه می‌شود.

۴-۱- وضعیت و تحولات فناوری عملیاتی:

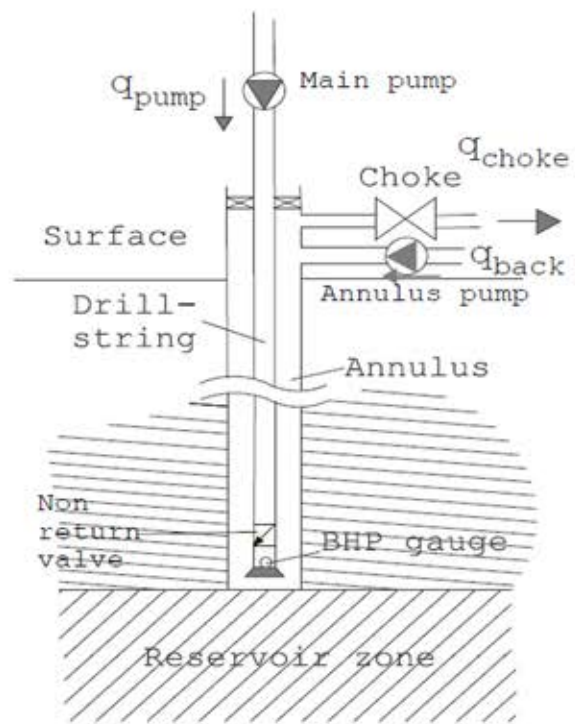
کنترل ورودی‌های ذکر شده در جدول ۱ به طور دستی انجام می‌شود. با این حال، برخی از تحولات اخیر به طور خودکار فشار را از طریق شیر چوک تنظیم می‌کنند تا برخی از نوسانات فشار ته چاه را جبران کنند. تا به امروز، فقط چند حلقه چاه با سیستم‌های کنترل فشار اتوماتیک حفر شده‌اند. تئوری کنترل پیشرفته همراه با فناوری در حال ظهور لوله تله متری، پتانسیلی را برای افزایش شدید کنترل مشخصات فشار در چاه فراهم می‌کند. عملیاتی مانند به راه اندازی جریان، کاهش و یا قطع جریان، اتصالات لوله، تمیز کردن چاه، ورود و خروج و کنترل حوادث می‌تواند از بهبود کنترل بهره مند شود. چندین مقاله و تحقیقات وجود دارد که به موضوع MPD اتوماتیک با کنترل دریچه چوک در بالا و یا پمپ فشار عقب می‌پردازد، اما هیچ یک از آنها پیشنهاد نمی‌کنند تا کنترل همه پمپ‌ها و چوک‌های کنار آن را هماهنگ کنند.

۲- نظریه کاربردی:

این بخش، مدل مرتبه پایینی از تجهیزات چاه را ارائه می‌دهد. این مدل هم برای اهداف پیش‌بینی و هم برای پیاده سازی یک ناظر برای فشار ته چاه استفاده خواهد شد. همچنین معادلات کلیدی ناظر ارائه شده است و در مورد نحوه اجرای کنترل‌کننده‌ها بحث شده است.

۱-۲- مدل‌سازی:

هنگام مدل‌سازی چاه، فرایند به دو قسمت کنترلی تقسیم می‌شود که توسط جریان مته، یعنی q_{bit} به یکدیگر مرتبط میشوند. قسمت سمت چپ شکل ۲ و اولین زیرسیستم،



شکل ۱. حفر چاه در مخزن روغن.

جدول ۲. متغیرهای اندازه‌گیری شده

#	Measurement name	Notation, unit
x_1	Main Pump Pressure	p_p , [bar]
x_2	Bottom Hole Pressure	p_{bit} , [bar]
x_3	Annulus Pump Pressure	p_b , [bar]
x_4	Choke Valve Upstream Pressure	p_c , [bar]

۳-۱- اغتشاشات عملیاتی:

روش اتصال لوله یکی از روش‌های حفاری است که ممکن است باعث اختلال در فشار ته چاه (BHP) شود. با عمیق شدن چاه، یک لوله مته جدید باید به رشته مته اضافه شود تا بتواند عمیق‌تر شود. در طی این روش اتصال لوله، سرعت جریان سیال از طریق رشته مته باید به صفر برسد مگر اینکه از تجهیزات خاصی استفاده شود (به عنوان مثال سیستم گردش مداوم). این فرآیند، برای اینکه بتوان یک لوله مته جدید را به رشته مته سوار کرد، انجام شده است. پس از اتصال موفقیت‌آمیز لوله مته جدید، سرعت جریان باید دوباره افزایش یابد. در طی این روش اتصال لوله، به دلیل از دست دادن فشار اصطکاکی در قسمت فضای حلقوی چاه، فشار در چاه کاهش می‌یابد. برای جبران این افت فشار، می‌توان با استفاده از ترکیبی از افزایش دبی از طریق پمپ فضای حلقوی و کاهش دهانه دریچه چوک، قسمت بالای فضای حلقوی را تحت

$$p_{bit} = p_c + F_a(q_{bit} + q_{res})(q_{bit} + q_{res}) + M_a(\dot{q}_{bit} + \dot{q}_{res}) + \rho_a g h_{bit} \quad (5)$$

در طی عملیات حفاری با فشار مدیریت شده رشته مته به حداقل یک شیر یکطرفه مجهز است. این باعث می شود که گل و لای به داخل لوله مته برنگردد (به عنوان مثال وقتی پمپ اصلی در طی روش اتصال لوله جدا شود): $q_{bit} \geq 0$. در حین شبیه‌سازی‌های ارائه شده در این مقاله، هجوم از مخزن صفر فرض می‌شود: $q_{res} = 0$. چوک در قسمت بالا یک قسمت اساسی از تجهیزات این سیستم حفاری است. (۶) معادله استاندارد چوک را توصیف می‌کند.

$$q_{choke} = C_v(z) \sqrt{\frac{2(p_c - p_0)}{\rho_a}} \quad (6)$$

که در آن C_v ثابت چوک است، Z میزان گشایش شیر، و p_0 فشار اتمسفر است. $C_v(z)$ در بقیه مقاله به عنوان u_2 نشان داده می‌شود، که مطابق با جدول ۱ است. معادله (۶) در معادله (۲) جایگذاری می‌شود که نتیجه آن:

$$\dot{p}_c = \frac{\beta_a}{V_a} \left(q_{bit} + q_{choke} - u_2 \sqrt{\frac{2(p_c - p_0)}{\rho_a}} - \dot{V}_a \right) \quad (7)$$

۲-۲-۲- ناظر:

اگر چاه با یک لوله مته متداول حفر شود، فشار ته چاه باید محاسبه شود. پارامترهای ناشناخته به شکل زیر نشان داده می‌شوند:

$$\theta_1 = \frac{F_a + F_d}{M} > 0 \Rightarrow F_a = M\theta_1 - F_d \quad (8)$$

$$\theta_2 = \frac{\rho_d + \rho_a}{M} \Rightarrow \rho_a = \rho_d - \frac{M}{g}\theta_2 \quad (9)$$

که $M = M_a + M_d$ می‌باشد. روش پیشنهادی در Stamnes، تغییر مختصات را برای توسعه یک ناظر برای جریان مته انجام می‌دهد.

$$\hat{q}_{bit} = \xi - l_1 p_p \quad (10)$$

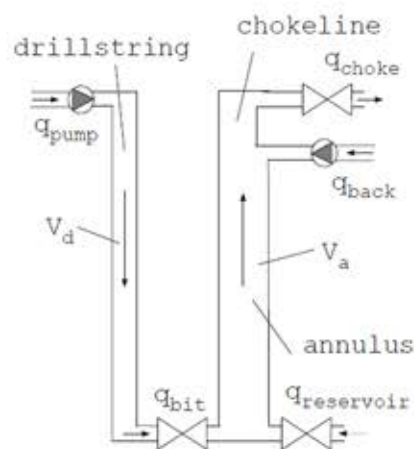
که در آن l_1 فیدبک است و عبارت \hat{q}_{bit} جریان تخمینی مته را نشان می‌دهد. دینامیک و پویایی ξ به شکل زیر است:

$$\dot{\xi}_1 = -l_1 \frac{\beta_d}{V_d} \hat{q}_{bit} - \hat{\theta}_1 |\hat{q}_{bit}| \hat{q}_{bit} + \hat{\theta}_2 h_{bit} + \frac{1}{M} (p_p - p_c) + l_1 \frac{\beta_d}{V_d} q_{pump} \quad (11)$$

رشته مته است. قسمت سمت راست یعنی فضای حلقوی، زیرسیستم دوم محسوب می‌شود. مدل مورد استفاده یک مدل تک فاز با مرتبه پایین است. ابتدا حفاظت از جرم برای دو زیرسیستم در نظر گرفته شده است. رشته حفاری:

$$\dot{p}_p = \frac{\beta_d}{V_d} (q_{pump} - q_{bit} - \dot{V}_d) \quad (1)$$

که p_p فشار پمپ است، β_d ضریب تراکم در رشته مته، V_d حجم در رشته مته q_{pump} حجم از طریق پمپ اصلی و q_{bit} حجم جریان از مته است.



شکل ۲. شماتیک جریان حفاری تحت فشار مدیریت شده

فضای حلقوی:

$$\dot{p}_p = \frac{\beta_d}{V_d} (q_{bit} + q_{res} + q_{back} - q_{choke} - \dot{V}_a) \quad (2)$$

که در آن p_c فشار چوک است، β_d عامل تراکم در فضای حلقوی، V_a حجم در فضای حلقوی، q_{res} هجوم مایعات مخزن، q_{back} حجم جریان از پمپ فشار برگشت و q_{choke} حجم جریان در چوک می‌باشد. با فرض جریان آشفته، نتایج حرکت در معادله

$$\dot{q}_{bit} = \frac{1}{M_d + M_a} (p_p - p_c - F_a |q_{bit}| q_{bit} - F_a (q_{bit} + q_{res})(q_{bit} + q_{res}) + (\rho_d - \rho_a) g h_{bit} \quad (3)$$

که در آن M_d جرم در رشته حفاری، M_a جرم در فضای حلقوی، F_d پارامتر اصطکاک در رشته مته، F_a پارامتر اصطکاک در فضای حلقوی، ρ_a تراکم در فضای حلقوی، ρ_d تراکم در رشته مته، g گرانش و h_{bit} کل عمق عمودی چاه می‌باشد. در نهایت می‌توان فشار ته چاه را از طریق رابطه زیر محاسبه کرد:

$$p_{bit} = p_p - F_a |q_{bit}| q_{bit} + \rho_a g h_{bit} - M_d \dot{q}_{bit} \quad (4)$$

سپس فشار ته چاه را می توان از طریق رابطه زیر محاسبه کرد:

$$\begin{aligned} \hat{p}_{bit} = & p_c + (M\hat{\theta}_1 - F_d)|\hat{q}_{bit}|\hat{q}_{bit} + \\ & M_a \left(\frac{1}{M} (p_p - p_c) - \hat{\theta}_1 |\hat{q}_{bit}|\hat{q}_{bit} + \theta_2 h_{bit} \right) + \\ & (\rho_a g - M\theta_2) h_{bit} \end{aligned} \quad (12)$$

متغیرهای موجود در مدل و ناظر به صورت دستی در داده های چاه قرار گرفته اند.

۳-۲- کنترلر:

برنامه NMPC برای کنترل فرآیند پیشرفته، پیاده سازی شده است. مدل توصیف شده در زیر بخش اول از بخش دوم (۲-۱) روی فرم گسسته پیاده سازی شده است.

$$x_{k+1} = f(x_k, u_k) \quad (13)$$

که منوط به محدودیت های ورودی و حالت است:

$$x_k \in X \quad (14)$$

$$u_k \in U \quad (15)$$

$x_k \in \mathcal{R}_n$ بردار حالت سیستم را در زمان k نشان می دهد، و u_k بردار کنترل است. X یک مجموعه بسته است و U یک مجموعه فشرده است، هر دو مبدا را شامل می شوند. مسئله بهینه سازی MPC با گستره محدود به صورت زیر تنظیم شده است:

$$\min_{\bar{u}(k)} V(\bar{x}(k), \bar{u}(k)) \quad (16)$$

منوط به:

$$\bar{x}_{k+1} = f(\bar{x}_k, \bar{u}_k) \quad (17)$$

$$\bar{x}(k+j|k) \in X, \forall j = 1, \dots, H_p \quad (18)$$

$$\bar{u}(k+j|k) \in U, \forall j = 1, \dots, H_u \quad (19)$$

\bar{u} بردار ورودی را نشان می دهد، و \bar{x} پاسخ سیستم به بردار ورودی است. تابع هزینه $V(\bar{x}(k), \bar{u}(k))$ به صورت زیر انتخاب می شود:

$$\begin{aligned} V(\bar{x}(k), \bar{u}(k)) = & \sum_{i=1}^{H_p} \|\bar{x}(k+i|k) - x_{set}(k+i|k)\|_{Q(i)}^2 \\ & + \sum_{i=0}^{H_u-1} \|\Delta \bar{u}(k+i|k)\|_{R(i)}^2 + \|\bar{u}(k+i|k) - u_{set}\|_{S(i)}^2 \end{aligned} \quad (20)$$

که در آن H_p گستره پیش بینی است، H_u گستره ورودی کنترل، x_{set} وضعیت های تنظیم شده (نقطه تنظیم ها) و u_{set} مقدار استراحت ایده آل بردار ورودی است. ماتریس های $Q(i)$ و $S(i)$ نیمه قطعی مثبت هستند،

$Q(i) \geq 0, S(i) \geq 0$ و $R(i)$ قطعاً مثبت است ($R(i) > 0$). حل کننده غیرخطی مورد استفاده در کنترلر یک روش شبه نیوتن چند مرحله ای تک خوانی است. برنامه MPC دارای سلسله مراتب اولویت است، در نتیجه کنترل کننده ابتدا سعی می کند کل مشکل را بهینه کند. اگر این امکان وجود نداشته باشد، فرایندها و کارهای با اولویت کمتر را حذف کرده و دوباره امتحان می کند. اگر راه حلی برای مشکل بهینه سازی وجود داشته باشد، برنامه همچنان کارهای با اولویت کمتر را حذف می کند تا زمانی که بتواند مشکل را حل کند. در شبیه سازی های ارائه شده در این مقاله، از سلسله مراتب اولویت استفاده می شود تا هر دو ورودی از سه ورودی را شامل یک نقطه تنظیم کند. (گشایش چوک، پمپ اصلی و یا پمپ فشار برگشتی). حفظ نقطه تنظیم ها روی ورودی های کنترل نسبت به حفظ فشار ته چاه اولویت کمتری دارد. ایده اصلی روش ارائه شده در این بخش، توانایی استفاده از سلسله مراتب اولویت و نقاط تنظیم شده (ستپوینت) بر روی خروجی ها (BHP) و ترکیبی از ورودی ها برای اتوماسیون کامل اتصال لوله و روش های اتصال از پایین است در حالی که تغییرات فشار ته چاه را به حداقل می رساند.

کنترل کننده پیش بینی مدل با یک کنترل کننده استاندارد PI گسسته مقایسه می شود، که در حال حاضر راه حل صنعتی مورد استفاده برای عملیات MPD خودکار است.

$$u_2(k) = u_2(k-1) + k_p(e(k) - e(k-1))$$

$$+ \frac{k_p T_s e(k) + e(k-1)}{\tau_i} \quad (21)$$

که در آن u_2 گشایش چوک است، $e(k)$ انحراف بین فشار ته چاه اندازه گیری شده و نقطه تنظیم در زمان k است، T_s فاصله (گام) نمونه گیری است و k_p و τ_i پارامترهای تنظیم کننده کنترلر هستند ($k_p = -0.001, \tau_i = 10$) هنگامی که کنترلر به صورت دستی است، کنترل کننده با انجام عملیات روی قسمت بالایی چوک تنظیم می شود. سپس متناسب با Ziegler-Nichols تنظیم می شود، که یکی از روش های مورد استفاده در این صنعت است. هنگام تنظیم کنترلر، توجه به این نکته مهم است که دینامیک سیستم غیرخطی است. تنظیم باید در شرایطی انجام شود که بیشترین بازده را داشته باشد. در غیر این صورت، ممکن است منجر به بی ثباتی شود.

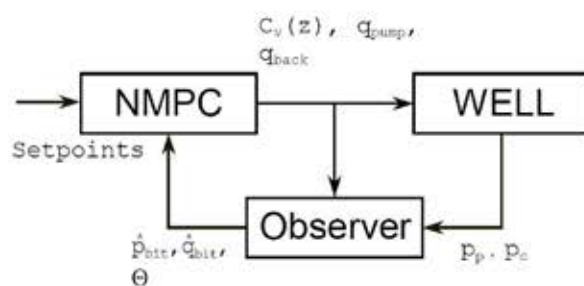
رویکردهای مختلف در مورد چگونگی بهبود کنترل خودکار توضیح داده و بررسی می‌شود.

مورد ۱: اولین روش این است که به مته اجازه دهید کنترل مستقیم جریان پمپ را حفظ کند، اما جریانها را به عنوان اختلال در برنامه NMPC لحاظ کند. فرض بر این است که مته در طول همان مدت، نرخ پمپ اصلی و فشار برگشتی را به طور خطی تغییر می‌دهد. سپس برنامه NMPC دهانه چوک را به طور بهینه محاسبه می‌کند. این نشان‌دهنده یک گام برای رسیدن به یک عملیات کاملاً خودکار حفاری با فشار مدیریت شده است، اما هنوز به قدر کافی به روش سنتی نزدیک است که خدمه حفاری بتوانند بدون استفاده از عناصر جدید زیاد با آن کار کنند. متغیرهای مختلف مورد استفاده در مسئله بهینه‌سازی در جدول ۴ ذکر شده است. روش دوم این است که روش اتصال لوله به طور کامل خودکار شود و کل کار با فشار یک دکمه به صورت اتوماتیک انجام شود. به جای اینکه اجازه دهد خدمه حفاری کنترل مستقیم پمپ‌ها را داشته باشند، آنها فقط باید بتوانند به طور غیرمستقیم آنها را با تغییر نقاط تنظیم (ستپوینت‌ها)، تنظیم و کنترل کنند. با استفاده از برنامه NMPC ارائه شده، از سه ورودی مختلف برای کنترل یک خروجی استفاده می‌شود. این مسئله فرصت را برای معرفی نقاط تنظیم در دو ورودی از سه ورودی فراهم می‌کند. اگر برنامه NMPC با متغیرهای جدول ۵ تنظیم شده باشد، می‌توان با دستکاری در تنظیمات، تمام روش اتصال لوله را خودکار کرد.

جدول ۵. متغیرهای NMPC

MV	u_1	Main pump volume rate
	u_2	Topside choke opening
	u_3	Annulus pump volume rate
CV	x_2	Bottom hole pressure

مورد ۲- الف: در شروع روش اتصال لوله جریان اصلی پمپ ۱۰۰۰ لیتر در دقیقه است. سپس مقدار تنظیم شده (ستپوینت) برای پمپ اصلی به صفر تغییر می‌کند، و مقدار تنظیم شده برای پمپ فشار برگشتی افزایش می‌یابد (افزایش جریان پمپ فشار برگشتی یک قسمت اساسی از فرایند اتصال لوله نیست). بعد از اتصال، مقدار



شکل ۳. نمودار شناور

۳- شرح مسائل برای شبیه‌سازی:

تمام شبیه‌سازی‌ها با یک مدل با قابلیت اطمینان بالا به عنوان فرایند انجام می‌شود. این مدل نیز از طریق چندین آزمایش دور و نزدیک به دریا به اثبات رسیده است. مورد آزمایشی استفاده شده در این مقاله بر اساس یک چاه مایل است که دارای ۲۰۰۰ متر عمق و ۳۶۰۰ متر طول است. در حین عملیات هیچ گونه حفاری‌ای انجام نمی‌شود. مایعی که در شبیه‌سازی‌ها استفاده می‌شود مخلوطی از آب و باریت است. پارامترهای مختلف شبیه‌سازی در جدول ۳ یافت می‌شوند.

جدول ۳. داده‌های چاه و مخزن

Parameter	Value
Well length, h_a	3600 m
Well vertical depth, L_a	2000 m
Casing diameter, D_a	0.22 m
Drillstring diameter, D_d	0.10 m
Standard main pump flow rate, q_p	1000 l/min
Standard choke pump flow rate, q_p	200 l/min
Water density, ρ	1000 kg/m ³
Baryte density, ρ	4000 kg/m ³
Drilling fluid mixture density, ρ	1250 kg/m ³

جدول ۴. متغیرهای NMPC: مورد ۱

MV	u_2	Topside choke opening
DV	q_{pump} q_{back}	Main pump volume rate Annulus pump volume rate
CV	x_2	Bottom hole pressure

۳-۱- اتصال لوله:

سه مورد اول (۳-۱) نشان‌دهنده یک روش اتصال لوله است که در آن سرعت اصلی پمپ به صفر رسیده و دوباره پشتیبانی می‌شود. نقطه تنظیم فشار ته چاه در تمام شبیه‌سازی‌ها ثابت نگه داشته خواهد شد.

یک پالس کوتاه و سپس یک پالس بلند و در آخر یک پالس کوتاه خواهند بود. این پالس‌ها با تغییر میزان تنظیم شده (نقطه تنظیم - ستپوینت) روی جریان از پمپ اصلی تولید می‌شوند. با کنترل‌کننده ارائه شده در این بخش، این روش همچنین، می‌تواند کاملاً خودکار باشد.

مورد ۴-الف: در این سناریو، برنامه NMPC با همان تنظیم مورد ۲-الف استفاده خواهد شد. (تنظیم ورودی های زیر: پمپ اصلی و پمپ فشار برگشتی).

مورد ۴-ب: در این سناریو از برنامه NMPC نیز استفاده می‌شود، اما تنظیم برابر با مورد ۲-ب خواهد بود. (تنظیم در: باز کردن چوک و پمپ اصلی).

۴- نتایج:

نتایج حاصل از موارد ۱-۳ در شکل ۴-۷ رسم شده است. شکل ۴ نشان می‌دهد که چگونه برای همه موارد چوک قسمت بالایی کار می‌کند. در شکل ۵ میزان دبی از پمپ اصلی، یعنی q_{pump} ، نشان داده شده است و میزان جریان از پمپ فشار برگشتی، یعنی q_{back} را می‌توان در شکل ۶ یافت. در حالت ۱ و ۳ میزان پمپ به صورت دستی کار می‌کند و برای مورد ۲ توسط کنترل‌کننده تعیین می‌شود. شکل ۷ نشان می‌دهد که چگونه روش اتصال لوله با کنترل‌کننده‌های مختلف بر فشار ته چاه تأثیر می‌گذارد. برخی از نتایج کلیدی، بزرگترین انحراف از نقطه تنظیم فشار ته چاه و خطای مربع میانگین، را می‌توان در جدول ۶ یافت. همانطور که پیش‌بینی می‌شود، برنامه NMPC در مقایسه با کنترل‌کننده PI یک پیشرفت عمده است. نتایج حاصل از موارد ۱ تا ۳ نشان می‌دهد که با استفاده از یک برنامه NMPC می‌توان دهانه چوک قسمت بالایی و جریان پمپ را به گونه‌ای هماهنگ کرد که تغییرات فشار ته چاه به حداقل کاهش یابد. تنظیمات کنترلر، که از همه کارآمدتر است، اجازه می‌دهد تا برنامه NMPC کنترل همه ورودی‌ها را هماهنگ کند. تغییرات در BHP تقریباً به طور کامل سرکوب شده است و عملیات به راحتی می‌تواند کاملاً خودکار باشد. موارد ۱، ۲-الف و ۲-ب مزایای مختلفی دارند. مورد ۱ نزدیک به راه‌حل‌های موجود است، مورد ۲-الف به طور موثری تغییرات موجود در فشار ته چاه را سرکوب می‌کند و مورد ۲-ب می‌تواند برای جلوگیری از بسته شدن چوک استفاده شود. مورد ۲-ج نشان می‌دهد

تنظیم شده برای پمپ اصلی دوباره روی ۱۰۰۰ لیتر در دقیقه و نقطه تنظیم پمپ فشار برگشتی به ۲۰۰ لیتر در دقیقه تنظیم می‌شود.

مورد ۲-ب: هنگام حفاری با چوک در قسمت بالایی، همیشه خطر ورود مواد حفاری شده به چوک و بسته شدن دهانه چوک وجود دارد. اگر این اتفاق افتاد، زمان بسیار کمی برای انجام اقدامات لازم وجود دارد. در صورت عدم مقابله، فشار ممکن است تا حدی افزایش یابد که چاه آسیب ببیند (به عنوان مثال شکستن سازندها). برای کاهش خطر ورود، می‌توان دهانه چوک را بدون تأثیر بر فشار ته چاه، با اعمال حجم جریان بیشتر از پمپ فشار برگشت، افزایش داد. در این سناریو به جای پمپ فشار برگشتی از یک نقطه تنظیم شده در دهانه چوک (۵۰٪ دهانه) استفاده خواهد شد. پمپ فشار برگشتی حداکثر دبی ۸۰۰ لیتر در دقیقه خواهد داشت و پمپ اصلی مانند حالت ۲-الف کار خواهد کرد.

مورد ۲-ج: شبیه‌سازی روش اتصال لوله بدون لوله تله متری نیز انجام خواهد شد. تنظیمات این مورد مشابه مورد ۲-الف خواهد بود، اما در این حالت کنترل‌کننده از مقدار فشار ته چاه تخمین زده شده (که در بخش ۲-۲ شرح داده شده) به عنوان متغیر قابل کنترل (CV) در مسئله بهینه‌سازی استفاده خواهد کرد.

مورد ۳-الف: از کنترل‌کننده PI در روش اتصال لوله استفاده می‌شود تا عملکرد پیشرفته‌ترین راه‌حل فعلی را در مقایسه با برنامه NMPC نشان دهد. از یک لوله تله متری استفاده خواهد شد که فشار ته چاه را قابل اندازه‌گیری می‌کند.

مورد ۳-ب: لوله تله متری با یک لوله معمولی جایگزین می‌شود و همان روش تکرار می‌شود. کنترل‌کننده PI مستقیماً فشار تخمینی را کنترل خواهد کرد.

۲-۳- اتصال از پایین (Downlink):

روش اتصال از پایین شرح داده شده در بخش ۱-ج، در مورد ۴ آزمایش می‌شود. یک سیگنال توسط پالس‌های سرعت جریان به تجهیزات حفاری جهت‌دار ارسال می‌شود. برای هر دو حالت ۴-الف و ۴-ب با تغییر سرعت جریان اصلی پمپ از ۱۰۰۰ لیتر در دقیقه به ۶۰۰ لیتر در دقیقه پالس تولید می‌شود. پالس‌های تولید شده ابتدا

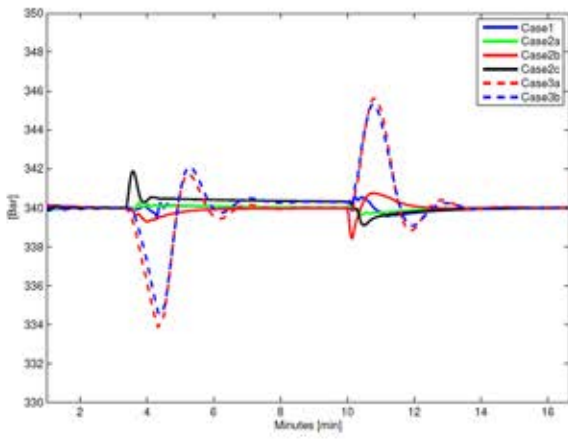
پیشنهادی برای استفاده توسط خدمه حفاری، دادن یک نقطه تنظیم ضروری بر روی فشار چاه، یا انجام یک کار پیچیده با فشار دادن یک دکمه بصری خواهد بود. نتایج نشان می‌دهد که مدل مرتبه پایین که برای پیش‌بینی و کنترل استفاده می‌شود ممکن است برای کنترل فشار در چاه تحت فرض صفر در نظر گرفتن هجوم مایعات مخزن کافی باشد.

فناوری در حال ظهور لوله تله متری، که کمیت اندازه افزایش یافته برای کنترل مشخصات فشار در چاه است. با این حال، یک سیستم مبتنی بر ناظر ممکن است برای عملیات عادی کافی باشد. تحقیقات و فعالیت‌های آینده شامل ارزیابی و تجزیه و تحلیل بیشتر سناریو پالس‌های جریان با تمرکز بر عملکرد پایداری خواهد بود و همچنین، اضافه کردن حرکت لوله و چرخش به عنوان متغیرهای دستکاری شده. قرار دادن و استخراج رشته مته منجر به تغییر در مشخصات فشار در چاه می‌شود. گنجاندن این متغیرها در کنترلر به اتوماسیون بیشتر روند حفاری کمک می‌کند. در حال حاضر ناظر با استفاده از این فرض که هیچ هجومی از مخزن وجود ندارد، طراحی شده است. ممکن است هجوم از مخزن رخ دهد و ناظری که در هجوم مخزن کار می‌کند نیز باید ایجاد شود. حفاری از سکوه‌های شناور یا کشتی‌های مته در آب و هوای سخت، تغییرات فشار ته چاه را ناشی می‌شود که در نتیجه ی حرکت شدید است. این اثرات ممکن است با کنترل خودکار مهار شود، و باید در تحقیقات و فعالیت‌های بعدی برطرف شود. در چندین عملیات حفاری ممکن است فشار بحرانی همیشه فشار کمی نباشد. بخشی از سازندها ممکن است حاشیه فشار باریکتری داشته باشد. روشی برای کنترل فشار در یک عمق خاص باید ایجاد شود.

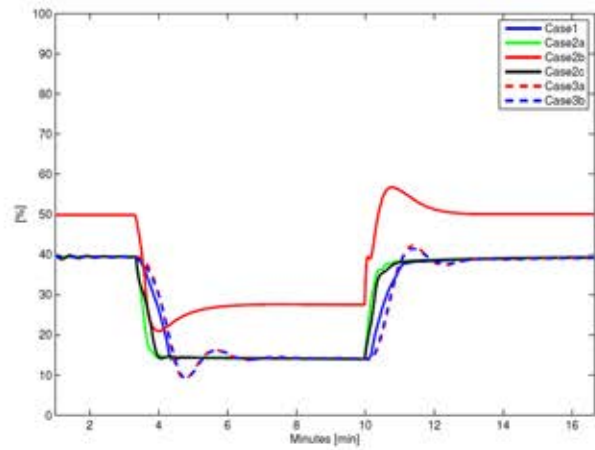
که حفر چاه تنها با انحراف جزئی از نقطه تنظیم (ستپوینت) حتی در صورت حفر چاه با لوله مته متداول امکان پذیر است. کیفیت فشار ته چاه برآورد شده و در نتیجه امکان به حداقل رساندن تغییرات آن، به توانایی شناسایی پارامترهای استفاده شده در مدل بستگی خواهد داشت. به طور کلی مورد ۲ نشان می‌دهد که با استفاده از روش پیشنهادی می‌توان یک روش کاملاً خودکار را بدست آورد و لوله تله متری کنترل فشار را هنگام حفر، بهبود می‌بخشد.

موارد ۴- الف و ۴- ب در شکل‌های ۸-۱۲ رسم شده است. شکل ۸ نحوه عملکرد چوک قسمت بالا را نشان می‌دهد. در شکل ۹ نرخ اصلی پمپ رسم شده است و سرعت جریان پاسخ دهنده در مته را می‌توان در شکل ۱۰ یافت. شکل ۱۱ میزان جریان پمپ فشار برگشت را نشان می‌دهد. فشار ته چاه حاصل را می‌توان در شکل ۱۲ یافت. در این موارد پالس‌های جریان بدون خراب شدن سیگنال و با حداقل تأثیر بر فشار ته چاه از سطح به ته چاه منتقل می‌شوند. در مورد سرکوب تغییرات در فشار ته چاه، تنظیمات در مورد ۴- الف کارآمدتر به نظر می‌رسد، در حالی که ۴- ب ممکن است خطر اتصال را کاهش دهد. سیگنال در هر دو حالت با موفقیت به مجموعه ته چاه ارسال می‌شود.

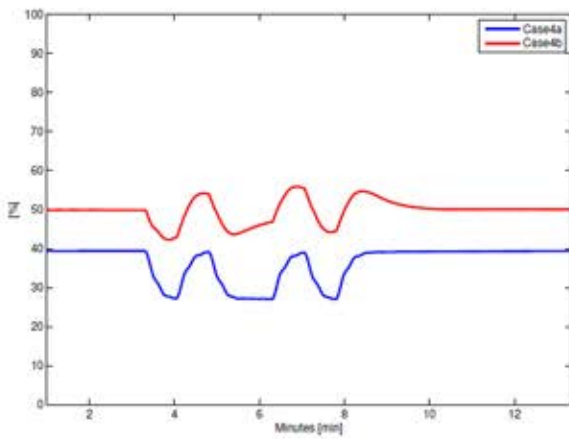
روش NMPC ارائه شده در این بخش، موفق به هماهنگی کنترل پمپ‌های فشار داخلی و جریان خنثی شده است و در عین حال تغییرات فشار ته چاه را در طی دو عملیات مختلف حفاری به حداقل می‌رساند. با انتخاب تنظیماتی که ورودی‌های بیشتری نسبت به متغیرهای قابل کنترل در سیستم وجود دارد و با استفاده از سلسله مراتب اولویت دار، الگوریتم ممکن است به اتوماسیون بیشتر روند حفاری کمک کند. روش



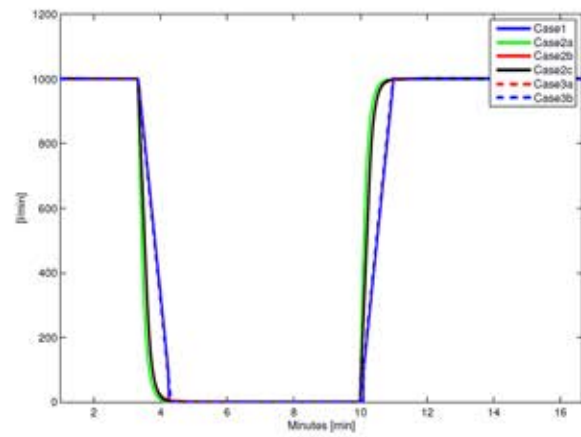
شکل ۷. فشار ته چاه هنگام اتصال لوله



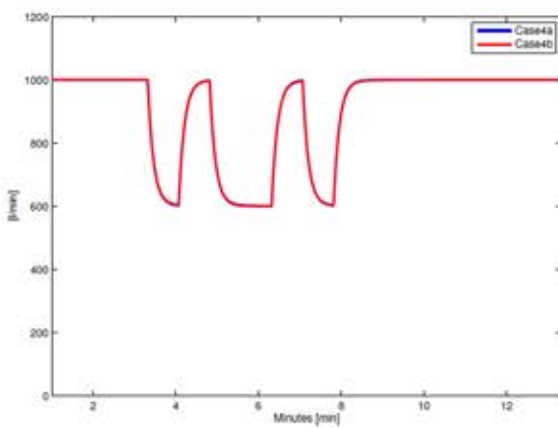
شکل ۴. باز کردن چوک هنگام اتصال لوله



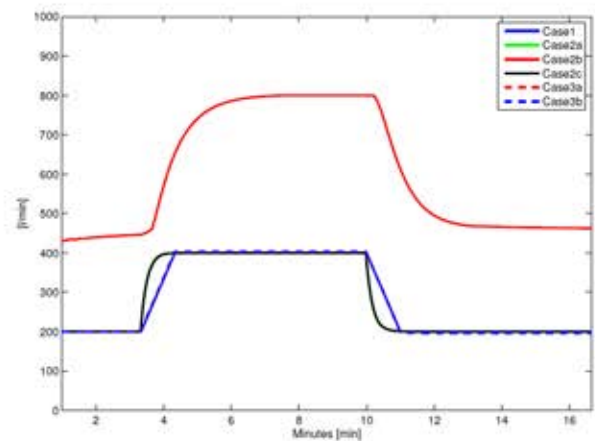
شکل ۸. گشایش چوک در هنگام اتصال پایین



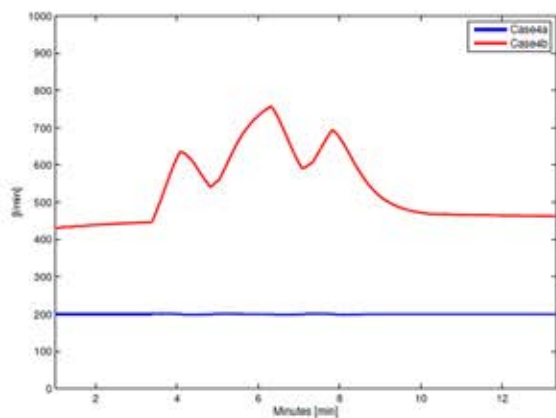
شکل ۵. جریان اصلی پمپ در هنگام اتصال لوله



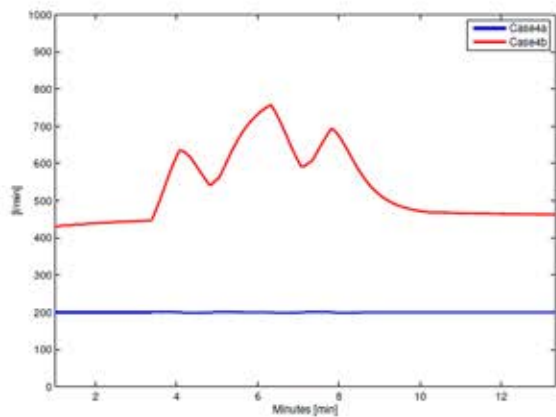
شکل ۹. جریان اصلی پمپ در هنگام اتصال پایین



شکل ۶. جریان پمپ فشار برگشتی در هنگام اتصال لوله



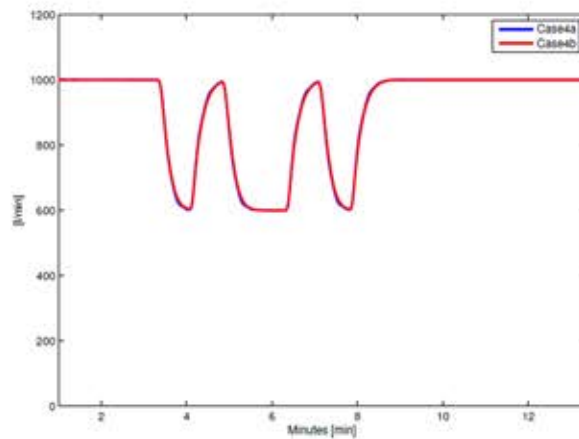
شکل ۱۱. جریان پمپ فشار برگشتی در هنگام اتصال پایین



شکل ۱۲. فشار ته چاه در هنگام اتصال پایین

جدول ۶. عملکرد کنترل کننده

Case	Largest deviation from BHP setpoint	Mean Square Error
1	0.58	0.0201
2a	0.24	0.0081
2b	0.75	0.0683
2c	1.88	0.12
3a	5.42	2.1877
3b	6.14	2.6072
4a	0.22	0.0027
4b	0.74	0.0959



شکل ۱۰. جریان مته در هنگام اتصال پایین

روش‌های ازدیاد برداشت

چکیده:

استفاده صحیح از منابع نفتی کشور، به منظور افزایش طول عمر آنها و برخورداری نسل‌های آینده از این ذخایر خدادادی ایجاب می‌کند تا با مدیریت صحیح این منابع آشنا شویم و از نکات قابل توجه در مدیریت مخازن و اتخاذ روش‌هایی برای حفظ و صیانت مخزن، بالابردن راندمان تولید و سعی بر نگه داشتن آن در حد مطلوب در طول زمان استفاده کنیم. روش‌هایی برای افزایش راندمان و بازیافت برداشت از مخازن:

• تزریق آب - (Water Flooding)

• روش‌های حرارتی - (Thermal Methods)

• روش شیمیایی - (Chemical Methods)

• روش میکروبی - (MEOR)

• تزریق گاز - (Gas injection)

و در قسمت‌های بعدی به بلوک‌های ماتریس می‌پردازیم تا عملکرد گازهای تقطیر شده در این نوع سیستم‌ها و تزریق گاز امتزاج پذیر و غیر امتزاج پذیر را در شرایط طبیعی بررسی کنیم. طبق تحقیقات صورت گرفته در هر دو سناریوی تزریق گاز امتزاج پذیر و غیر امتزاج پذیر، زمان تزریق گاز و ترکیبات گاز، دو پارامتر کلیدی هستند. در کیس تزریق گاز امتزاجی، مکانیسم اصلی برای تولید میعانات امتزاج پذیر می‌باشد در حالیکه سناریوی تزریق گاز غیر امتزاج پذیر، بخار کردن میعانات با تزریق گاز یکی از پر بازده‌ترین مکانیزمها برای ریکواری میعانات است.

۱- مقدمه:

بیشتر میدان های نفتی و گازی ما در نیمه دوم عمر خود هستند که از نگاه مهندسی مخزن طبیعی است که بخشی از این میدان های نفتی و چاه های حفر شده با کاهش ضریب بازیافت و افت تولید مواجه شوند. بر اساس آمارهای IEA، در دوره زمانی ۲۰۱۱ تا ۲۰۲۰ میلادی، میزان تولید ما سالانه با ۵ درصد کاهش مواجه خواهد بود و در مقابل روزانه ۱،۱ میلیون بشکه افزایش تقاضا در جهان وجود دارد؛ از این رو بحث ازدیاد برداشت و بهبود ضریب بازیافت از مخازن یکی از موثرترین راهها برای کاهش شکاف تولید و تقاضاست. اغلب محققان بر این باورند که در مناطق نفت خیز جهان، بدون روش های ازدیاد برداشت تنها یک سوم کل نفت موجود در مکان مورد نظر را می توان به صورت تجاری استخراج کرد.

در مخزن نیروهای مخالفی سبب محبوس نگه داشتن یا ایجاد تنگنا در بازیافت نفت می شوند که مهمترین این نیروها، نیروی فشار موئینگی سنگ مخزن و نیروی اصطکاک حاصل از حرکت سیال در درون خلل و فرج سنگ مخزن تا ته چاه است. برای استحصال و بازیافت کامل نفت، باید چنان نیرویی در اعماق مخزن وجود داشته باشد که بتواند علاوه بر غلبه بر نیروهای مخالف، موجب رانش نفت به سمت بالا گردد. کاهش و افت نیروهای موافق باعث می شود تا بازیافت نهایی کم شود. به همین دلیل از روش هایی تحت عنوان روش های ازدیاد برداشت برای بالا بردن تولید از مخزن نفتی استفاده می شود.

برخوردار است.

در این روش آب به عنوان عامل فشار افزایی به مخزن تزریق می شود و کارشناسان معتقدند که حداکثر بازده این روش ۳۵ درصد است و اولویت در استفاده از تزریق گاز است.

این روش بیشتر برای مخازن شنی کاربرد دارد (چرا در مخازن شکافدار توجیه نمی شود؟) و معمولاً در میدانهای نفتی خشکی صورت نمی گیرد ولی به علت دسترسی به آب دریا در برخی میدانهای دریایی صورت می گیرد.

در مخازن شکافدار اگر آب داخل خلل و فرج مخزن شود و اطراف ماتریس را بگیرد دیگر نمی توان نفت را استخراج کرد بنابراین تزریق آب برای مخازن شکافدار توجیه نمی شود مگر اینکه مخزن Wet Water باشد.

نتایج حاصل از تحقیق درباره میزان تولید سه نوع نفت از مخازن کربناته آسماری و بنگستان واقع در میادین شرکت ملی نفت خیز جنوب بر اثر تزریق آب این است که میزان تولید نفت در اثر تزریق آب، بستگی به ترکیب شیمیایی نفت و اثرات متقابل آب و نفت دارد و غیر از مقدار آسفالتین موجود در نفت، تحت تاثیر مقدار اسیدهای کربوکسیلی آلی موجود در نفت خام نیز می باشد. همچنین نیروهای موجود بین سطوح آب و نفت، یعنی نیروهای جذب و دفع بر روی حجم آب تزریقی جهت تولید حداکثر نفت تاثیرگذار هستند. این روش بیشتر برای مخازن شنی مانند جزیره سیری کاربرد دارد و برای مخازن کشور ما که اغلب شکافدار هستند مناسب نیست.

۱-۱- تزریق آب - (Water Flooding):

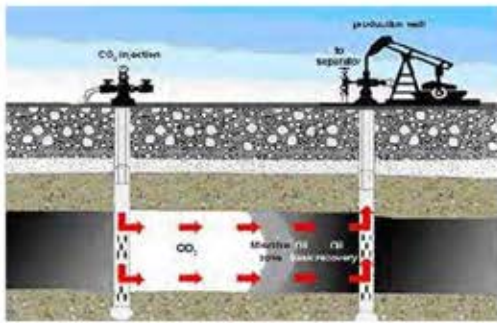
بازیافت نفت مخازن و ثمربخشی پروژه های ازدیاد تولید از جمله تزریق آب، تحت تاثیر گروهی از عوامل مانند ترکیبات نفت و آب مخزن، درصد تخلخل، قابلیت عبوردهی و ترکیب مینرالوژی سنگ تشکیل دهنده سازند، توزیع فضای متخلخل و اندازه منافذ، درصد اشباع آب و نفت می باشد که مهم ترین آنها ترکیبات نفت و آب مخزن و اثرات متقابل فیزیکی - شیمیایی آنها در طول تولید به حساب می آید. از این جهت بررسی تاثیر این عامل بر روی میزان تولید نفت از اهمیت ویژه ای

۱-۲- روش های حرارتی - (Thermal Methods):

روش حرارتی معمولاً برای بهره برداری از مخازنی که نفت آنها سنگین و فوق سنگین (فوق سنگین ۸-۱۲ API) و (سنگین ۲۰-۱۲ API) بکار می رود و به منظور کاستن گرانی است.

روش های حرارتی به دو دسته تقسیم می شوند:

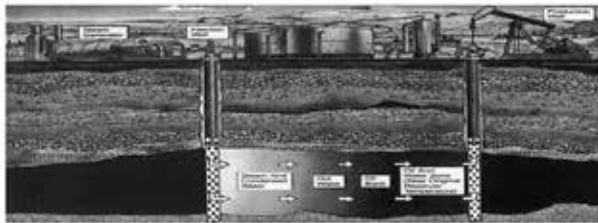
- ۱- تولید حرارت در خارج مخزن و تزریق سیال گرم به عنوان عامل جا به جا کننده که شامل تزریق دوره های آب داغ و بخار و یا تزریق ممتد بخار به درون مخزن است.
- ۲- آنهایی که گرما در سازند ایجاد می کنند که به



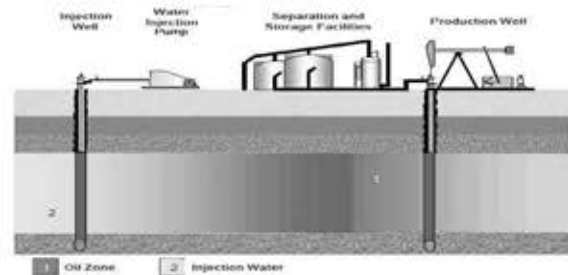
شکل ۳



شکل ۱



شکل ۴



شکل ۲

نسبت تراوایی به گرانروی نفت و در نتیجه تولید بیشتر می‌شود و شامل تزریق ژل‌ها و پلیمرها و بیورسورفکتانت‌ها می‌شود. ... می‌شود.

تزریق پلیمر متداول‌ترین روش شیمیایی است و به دو صورت انجام می‌شود:

۱- تزریق مواد کاهش دهنده کشش سطحی: در این روش ماده‌ای را به مخزن تزریق می‌کنیم که نیروی چسبندگی بین نفت و سنگ مخزن را کاهش داده و حرکت سیالی را درون مخزن را راحت‌تر می‌کند.

۲- تزریق پلیمر به منظور افزایش جرم حجمی آب: در این روش اغلب از پلیمرهای سنتزی در رده پلی‌اکریلیدامید و پلیمر بیولوژیکی زانتاگام استفاده می‌شود.

تزریق پلیمر به داخل مخزن نیاز به شرایط خاصی در سنگ و سیال از جمله جنس، عمق، دما، تراوایی، ویسکوزیته و... دارد.

بیورسورفکتانت‌ها: دسته‌ای از عوامل شیمیایی کاهش دهنده کشش سطحی هستند که توسط میکروارگانیسم‌ها تولید می‌شوند. بیورسورفکتانت‌ها گروهی از ترکیبات آلی تولید توسط باکتری‌های نفت‌خوار هستند که به سه گروه بیورسورفکتانت‌های کاتیونی، آنیونی و خنثی تقسیم می‌شوند و هرکدام دارای خصوصیات و کاربرد خاصی هستند.

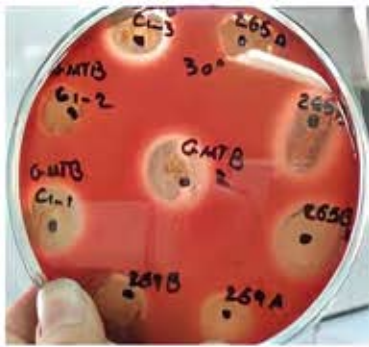
اصطلاح احتراق درجا می‌گویند و به صورت تزریق گاز (معمولاً اکسیژن‌دار) و حفر چاه‌های تزریقی معین و ایجاد یک جبهه آتش پیش‌رونده است.

مخازن نفت سنگین و فوق سنگین به خاطر دارا بودن ویسکوزیته بالا بازیافت اولیه قابل ملاحظه‌ای ندارند و از این رو جهت بازیافت موثر از چنین مخازنی ضرورت کاهش ویسکوزیته با استفاده از روش‌های حرارتی احساس می‌شود به طوری که بیش از ۸۰ درصد تولید نفت سنگین در مرحله ازدیاد برداشت از طریق روش‌های حرارتی انجام می‌گیرد.

تزریق حرارت به داخل مخزن و یا ایجاد حرارت در مخزن علاوه بر کاهش دادن گرانروی فواید دیگری از جمله انبساط نفت - تقطیر نفت در درجه حرارت بالا که باعث جدا شدن اجزا سبک می‌شود (افزایش فشار مخزن که باعث آسانی حرکت نفت به طرف چاه‌های تولیدی می‌شود). تغییر میزان ترشوندگی سنگ و تمایل به ترشوندگی آب در درجه حرارت بالا و کاهش کشش سطحی بین آب و نفت با افزایش درجه حرارت را دارد.

۳-۱- روش شیمیایی - (Chemical Methods):

در این روش تزریق مواد شیمیایی به داخل مخزن، باعث کاهش نیروی کشش سطحی بین سنگ و سیال با تنظیم



شکل ۶



شکل ۷

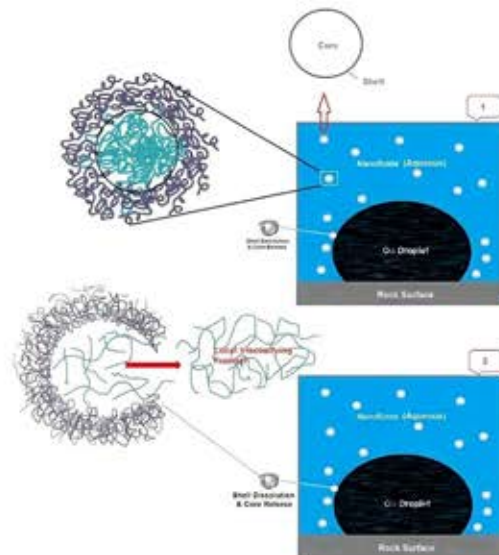
باشند.

انواع باکتری‌های مورد استفاده در روش MEOR عبارتند از سودوموناس، میکروکوکوس، کلستریدیوم، انتروباکتریاسه، اشرشیاکلی، مایکوباکتریوم، لوکونوستوک، باسیلوس لینکنی فرمیس. آلودگی نفتی یکی از خطرات جدی تهدید کننده محیط زیست و موجودات زنده است، حل این معضل زیست-محیطی به طرق گوناگون از دیرباز مورد توجه پژوهندگان علوم زیستی بوده است.

۵-۱- تزریق گاز - (Gas injection):

بخش مهمی از ذخایر نفت منتشر شده در ایران، ذخایر نفت بالقوه‌ای هستند که در صورت استفاده مناسب از روش های ازدیاد برداشت نفت، به ذخایر بالفعل قابل بهره‌برداری تبدیل خواهند شد. تزریق گاز به میدانهای نفتی از اصلی‌ترین روش‌های حداکثر سازی ازدیاد برداشت نفت در ایران است. روش تزریق گاز به دو صورت امتزاجی و غیرامتزاجی صورت می‌گیرد.

در روش امتزاجی گاز طبیعی با افزودن ترکیبات هیدروکربنی شده گاز تزریقی که غنی می‌شود به طوری که بخش غنی C₂-C₆ در ابتدای کار تزریق می‌گردد با



شکل ۵

۴-۱- روش میکروبی - (MEOR):

تحت روشی به نام MEOR صورت می‌گیرد و به صورت استفاده و تزریق میکروب‌های خاصی به داخل چاه می‌باشد که باعث کاهش غلظت و گرانیوی نفت و انتقال آسان آن به سمت چاه‌های تولیدی می‌شود. این میکروب‌ها به سه طریق باعث ازدیاد برداشت از مخازن نفتی می‌شوند:

۱- با اکسیداسیون نفت اسید چربی تولید می‌کنند که باعث کاهش گرانیوی نفت می‌گردد. باعث افزایش فشار دی اکسید کربن در مخزن می‌شوند از این رو مانند تزریق گاز عمل می‌کنند.

۲- با تولید مقدار نسبی

۳- میکروب‌ها با به وجود آوردن بیومس میان سنگ و نفت مخزن باعث جابجایی فیزیکی نفت می‌شوند.

شرایط فیزیکی نفت مثل دما، فشار، نمک و... عامل محدود کننده استفاده از MEOR است.

میکروب‌های مورد استفاده باید:

۱- کوچک باشند.

۲- قادر به تحمل شرایط محیطی چاه باشند.

۳- رشد سریعی داشته باشند و از تحرک لازم داخل چاه برخوردار باشند.

۴- بتوانند مواد ضد میکروبی و ضد خوردگی را تحمل کنند.

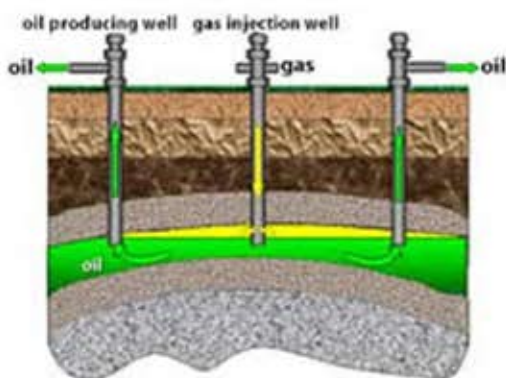
۵- برای رشد به مواد مغذی پیچیده‌ای نیاز نداشته

۶-۱- فرایند ریزش ثقلی به کمک بخار آب

این روش می‌تواند برای تولید نفت از ذخایر عظیم نفت سنگین با گرانیوی بالا مناسب باشد. در این روش از هیدروکربن‌های سبک (پروپان و بوتان) در حالت بخار اشباع برای کاهش گرانیوی نفت سنگین استفاده می‌شود. در روش غیرامتزاجی، گاز به مخزن تزریق می‌شود و گاز تزریقی در قسمت بالای مخزن متراکم می‌شود و فشار مخزن را افزایش می‌دهد و حرکت نفت را آسان می‌کند. با توجه به مطالب بیان شده تیم ما بر آن آمده تا طبق

مطالعات زیر مقایسه‌ای از تزریق گاز را ارائه دهد. آیالا در سال ۲۰۰۷ مکانیزم‌های بازیابی در مخازن شکسته شده میعانات گازی را بررسی کرد و به ویژه روی انتشار مولکولی متمرکز شد. با انداختن فشار در نزدیکی چاه مخازن میعانات گسیخته گاز، میعانات ابتدا در نواحی متخلخل ماتریس و سپس در خارج از مرزهای بلوک ماتریس تشکیل می‌شوند. میعانات انباشته شده در این قسمت از ماتریس، تحرکی نداشته و از جریان گاز از داخل ماتریس به خارج و تولید جلوگیری می‌کنند. این امر باعث کاهش تولید در سیستم می‌شود. این مشکل در مخازن شکسته شده میعانات گازی بیشتر است. در این شرایط که مقدار زیادی مایع مخزن درون ماتریس به دام افتاده است، انتشار مولکولی می‌تواند نقش مهمی در بازیابی مایع محبوس شده داشته باشد. این پدیده در مخازن میعانات گازی با بلوک‌های ماتریسی بزرگ و نفوذپذیری کم، موثرتر است.

آیالا اظهار داشت که در یک سیستم شکستگی با بلوک های ماتریس نفوذپذیری بزرگ و کم ($k_m < 1 \times 10^{-3} md$) و $L = 500 ft$) بیش از دو سوم بازیافت، به دلیل مکانیزم انتشار و جریان فیکیان است.



شکل ۹

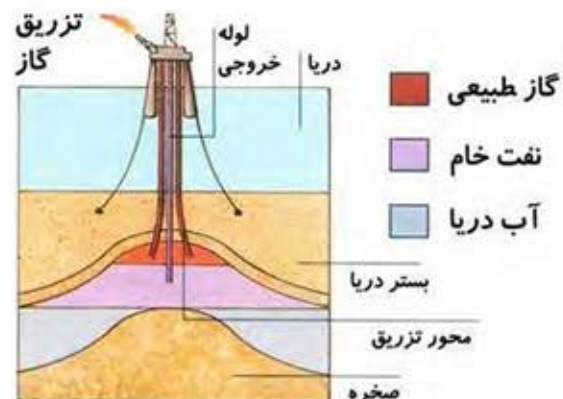
نفت مخزن امتزاج یافته و آن را از درون خلل و فرج سنگ مخزن به طرف چاه های تولیدی هدایت می‌کند. راندمان افزایش بازیافت در این روش، بیشترین درصد را به خود اختصاص می‌دهد و اگر سنگ مخزن دارای خواص همگن و یکدست و تراوایی آن نیز مناسب باشد، به ۶۵ تا ۷۵ درصد حجم نفت باقی مانده می‌توان دست یافت.

با تزریق گاز در مخازن نفتی کشور، به ازای هر یک میلیون فوت مکعب گاز طبیعی تزریق شده به مخازن نفت، می‌توان به طور متوسط حدود ۱۶۱ بشکه نفت اضافه تولید نمود.

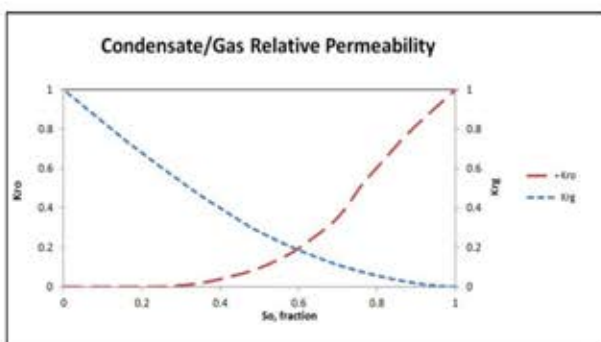
در زمینه استفاده از گازهایی که در حال حاضر سوزانده می‌شوند به این نکته می‌توان اشاره کرد که گازهایی که همراه نفت تولید می‌شوند در مرحله تفکیک اول و حتی تفکیک دوم، پس از شیرین‌سازی، عمدتاً به منظور مصرف وارد خطوط لوله سراسری می‌شوند. اگر ما برنامه ریزی درستی برای استفاده از آنها نداشته باشیم این گازها سوزانده می‌شوند. قسمت اعظم گازی که هم‌اکنون در کشور سوزانده می‌شود، در مرحله سوم تفکیک نفت از گاز بدست می‌آید.

یکی از روش های تزریق امتزاجی، تزریق بخار های هیدروکربوری VAPEX است. یک روش ازدیاد برداشت به کمک بخار حلال هیدروکربن است که از نظر مکانیسم مشابه با VAPEX فرایند SAGD است.

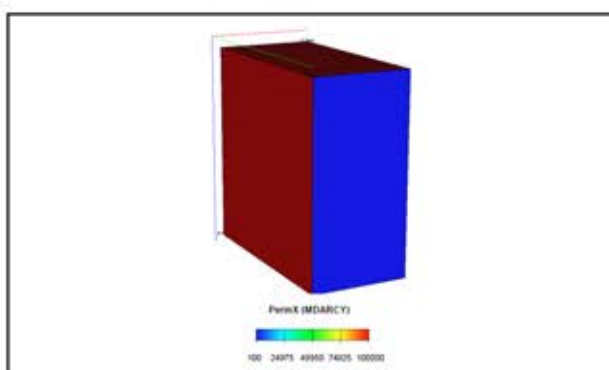
این تزریق نسبتاً ارزان است و در کشورهای صنعتی از گازهای خروجی از تاسیسات بزرگ صنعتی که بخش اعظم آن را دی اکسید کربن تشکیل می‌دهد، استفاده می‌شود که نه تنها راندمان آن بالاتر از تزریق گازهای هیدروکربنی است بلکه فواید زیست محیطی نیز دارد.



شکل ۸



شکل ۱۰. منحنی نفوذپذیری نسبی میعانات گازی (Kenyon and Behie ۱۹۸۷)



شکل ۱۱. شماتیک بلوک ماتریس منفرد احاطه شده توسط شکستگی

۳- سناریوها:

این مطالعه شامل سه بخش است. (a): تخلیه طبیعی سیستم میعانات گسیختگی تک بلوک، (b): تزریق گازهایی که با میعانات انباشته موجود در ماتریس مخلوط می‌شوند و (c): تزریق گازهایی که با میعانات انباشته موجود در ماتریس غیرقابل مخلوط هستند. برای هر حالت، پس از حساسیت شبکه کافی و انتخاب اندازه بهینه بلوک های شبکه، مدل پایه برای انجام مطالعات با جزئیات بیشتر انتخاب می‌شوند. در هر سناریو، برخی از پارامترهای مهم برای تجزیه و تحلیل حساسیت انتخاب شده‌اند.

۳-۱- سناریوی تخلیه طبیعی:

برای سناریوی تخلیه طبیعی، مدل‌هایی با توصیف قبلی با سرعت ثابت گاز $0.01 \text{ MSCF} \cdot \text{day}^{-1}$ تا فشار رهاشدن 500 psia تولید می‌شوند.

۳-۱-۱- مدل پایه:

برای ساختن مدل پایه با دقت کافی و یافتن مناسب

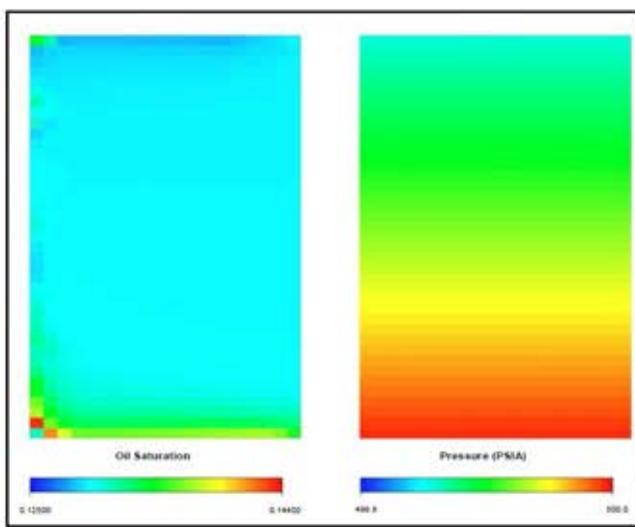
آنها همچنین نشان دادند که فعالیت نسبی جریان فیکیان و جریان داری در این سیستم‌ها توسط اندازه بلوک و نفوذپذیری ماتریس کنترل می‌شود. برای سیستم‌هایی با اندازه بلوک بزرگ (بیش از ۲۰۰ فوت) و نفوذپذیری ماتریس کم جریان فیکیان و برای سیستم‌هایی با نفوذپذیری ماتریس متوسط و بزرگ، جریان داری غالب است. همچنین جریان فیکیان برای سیستم‌هایی با اندازه بلوک ماتریس پایین (کمتر از ۴۰ فوت) نادیده گرفته می‌شود.

وتیت و همکاران در سال ۲۰۰۶ اثر انتشار مولکولی در فرآیند بازیافت گاز در یک مخزن میعانات گسیخته گاز را بررسی کرد. آن‌ها از ترمودینامیک برگشت‌ناپذیر برای محاسبه ضرایب انتشار مولکولی استفاده کردند و نتیجه گرفتند که استفاده از انتشار مولکولی در مدل باعث افزایش دو برابری در بازیافت میعانات می‌شود. این مطالعه بر عملکرد یک بلوک تک ماتریسی میعانات گازی احاطه شده توسط شکستگی در حالات تخلیه طبیعی و تزریق گاز متمرکز است. پس از توصیف مدل در بخش بعدی، این سناریوهای تولید و تزریق با جزئیات بیشتر بررسی می‌شود.

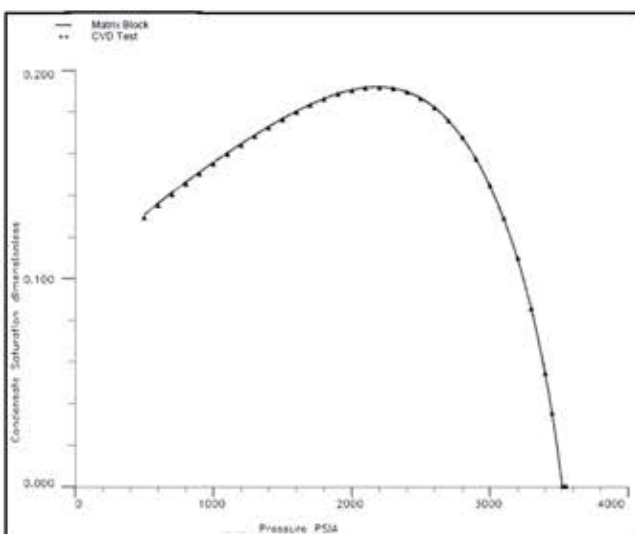
۲- شرح مدل:

یک بلوک تک ماتریسی احاطه شده توسط شکستگی برای مطالعه عملکرد یک سیستم میعانات گازی شکسته در تخلیه طبیعی و سناریوی تزریق گاز (امتزاجی و هم غیر امتزاجی) استفاده می‌شود. در این مطالعه از خواص سنگ و سیال SPE۳ به عنوان یک مرجع مطالعات میعانات گازی مورد استفاده قرار گرفته است. (Kenyon and Behie ۱۹۸۷). در این مدل نفت و گاز به عنوان فاز فعال به حساب می‌آیند. ماتریس و شکستگی‌ها نیز در ابتدا با میعانات گازی پر شده‌اند. فشار مویرگی صفر، نسبت خطی تراوایی و نفوذپذیری زیاد ($D100$) برای شکستگی‌ها به منظور مقایسه نیروی گرانشی با نیروی جاذبه و مویرگی در نظر گرفته شده است. ابعاد و پارامترهای ماتریس و شکستگی و نفوذپذیری نسبی گاز و میعانات گازی در ماتریس، در جدول ۲ نشان داده شده‌اند. همچنین فشار مویرگی برای میعانات گازی در ماتریس، صفر در نظر گرفته شده است.

بلوک ماتریس و دیگری بدون آن. در واقع وجود شکستگی باعث بهبود میعاننات بالاتر و همچنین اشباع میعاننات بالاتر در بلوک ماتریس می‌شود. بازیافت میعاننات بالاتر در سیستم شکستگی ناشی از کاهش بلوک ماتریس از هر طرف و در نتیجه ورود گاز مرطوب تازه به شبکه شکستگی و CGR بالاتر از مایع تولید شده است. اشباع بالای میعاننات در نتیجه پاسخ به افت فشار از شبکه شکست از طریق اطراف بلوک ماتریس و رسوب میعاننات در کل بلوک ماتریس صورت می‌پذیرد، که نه تنها در اطراف چاه‌ها، حتی در سیستم‌های غیر شکسته نیز صورت می‌پذیرد.



شکل ۱۲. اشباع نهایی میعاننات و توزیع فشار در بلوک ماتریس در مدل پایه (۲۱×۴۲) در فشار خروجی ۵۰۰ psia



شکل ۱۳. مقایسه اشباع میعاننات در مقابل فشار در بلوک ماتریس و تست CVD

ترین اندازه شبکه، همین مدل‌ها با تعداد بلوک‌های مختلف شبکه، ۱۲×۶، ۲۲×۱۱، ۲۷×۱۱، ۴۲×۲۱، ۵۲×۲۶ و ۱۰۲×۵۱ اجرا شد و نتایج با یکدیگر مقایسه شدند. با مقایسه میزان بازیافت میعاننات و اشباع میعاننات ماتریسی این مدل‌های مختلف، مدل ۴۲×۲۱ دارای کمترین تعداد بلوک شبکه بود و نتایج آن‌ها با در نظر گرفتن سایر مدل‌های شبکه خوب بود. بنابراین این مدل به عنوان مدل پایه برای مطالعات بیشتر در نظر گرفته شد. شکل ۱۲ اشباع میعاننات نهایی و توزیع فشار را در بلوک ماتریس برای این مدل پایه پس از تولید تا فشار رهاسازی ۵۰۰ psia نشان می‌دهد.

مشاهده می‌شود که اشباع میعاننات تقریباً یکنواخت صورت می‌پذیرد و به دلیل همگنی و نفوذپذیری مناسب در بلوک ماتریس به وجود می‌آید. از طریق گرادینان فشار ناچیز، تغییرات کمی در اشباع میعاننات بر اساس عمق در بلوک ماتریس وجود دارد. شکل ۱۳ مقایسه اشباع میعاننات ماتریسی و اشباع میعاننات (حجم نسبی) در یک آزمایش CVD (محاسبه شده از EOS) در برابر فشار سیستم است. می‌توان مشاهده کرد که همانطور که اشباع میعاننات تجمع یافته در بلوک ماتریس زیر اشباع میعاننات بحرانی ۰/۲۴ است (شکل ۱۰)، بلوک ماتریس مانند یک سلول CVD رفتار می‌کند که فقط گاز از سلول خارج می‌کند و حداکثر اشباع میعاننات تجمع یافته در هر دو ۰/۱۹ است.

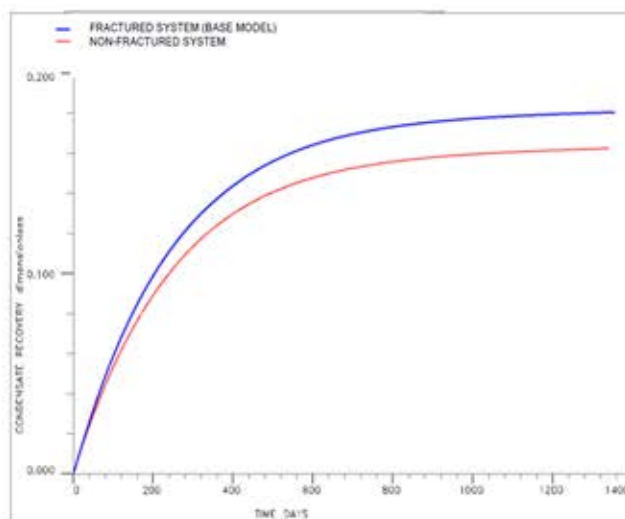
۳-۱-۲- تجزیه و تحلیل میزان حساسیت:

برخی پارامترها مانند اثر شکستگی، اشباع میعاننات بحرانی ماتریس، انتشار مولکولی و وجود جداکننده سطح برای بررسی اثرات آنها بر عملکرد مدل میعاننات گسیخته گاز در طول سناریوی تخلیه طبیعی انتخاب شدند.

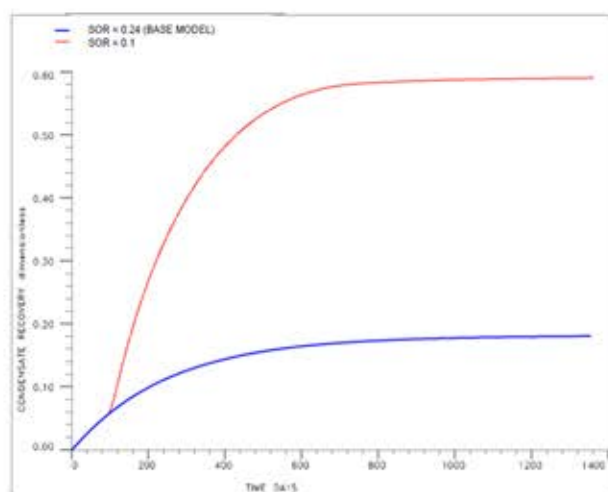
۳-۱-۳- اثر شکست:

در سیستم‌های میعاننات گسیخته گاز، نفوذپذیری بیشتر شکستگی در مقایسه با ماتریس باعث افت فشار کمتری در چاه و در نتیجه شکستگی و ماتریس در مقایسه با سیستم‌های بدون شکستگی می‌شود. در شکل ۱۴ و ۱۵ دو مدل مقایسه شده است. یکی با شکستگی در اطراف

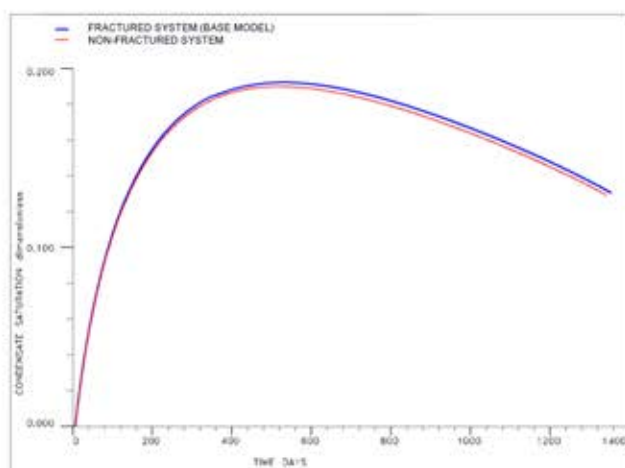
میعانات بحرانی ۰/۱ (با تغییر منحنی نفوذپذیری نسبی به سمت چپ) دیده می‌شود که قبل از اشباع میعانات ۰/۱ (۹۲ روز) هر دو مدل مانند یکدیگر رفتار می‌کنند. اما بعد از این مرحله اشباع میعانات در مدل پایه افزایش می‌یابد، در حالی که در مدل اشباع میعانات بحرانی ۰/۱ روی ۰/۱ باقی می‌ماند و سپس در منطقه تبخیر کاهش می‌یابد. در نتیجه میعانات تولیدی در بلوک ماتریس، آن را ترک می‌کنند و باعث افزایش قابل توجهی (بیش از سه برابر) در مدل بازیافت میعانات با اشباع میعانات بحرانی کمتر می‌شوند.



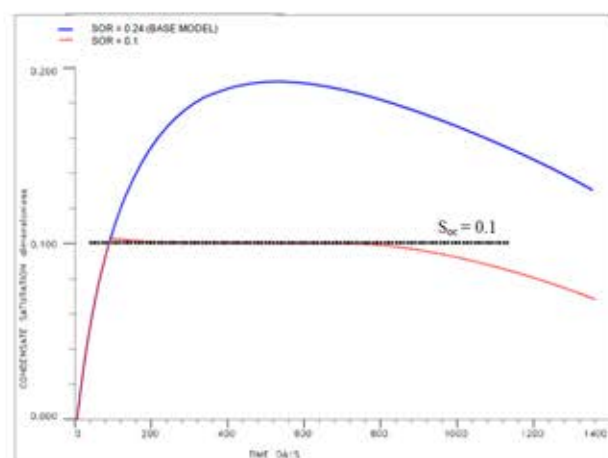
شکل ۱۴. اثر وجود شکستگی بر بازیافت میعانات در سناریوی تخلیه طبیعی.



شکل ۱۶. اثر اشباع میعانات بحرانی بر بازیابی میعانات در سناریوی تخلیه طبیعی



شکل ۱۵. اثر وجود شکست بر اشباع میعانات ماتریس در سناریوی تخلیه طبیعی.



شکل ۱۷. اثر اشباع میعانات بحرانی بر اشباع میعانات ماتریسی در سناریوی تخلیه طبیعی

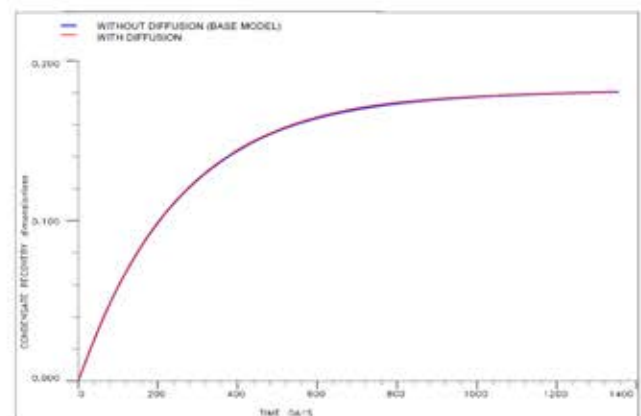
۴-۱-۳- اشباع میعانات بحرانی ماتریس:

از آنجا که میعانات رسوب داده شده در مخزن قبل از رسیدن به اشباع میعانات بحرانی بی‌حرکت است، برآورد دقیق این پارامتر (Soc) مهم است. معمولاً میزان اشباع میعانات از مخزن، به صورت عمده زیر این مقدار است و میعانات رسوب داده شده نمی‌توانند حرکت کنند و فقط در اطراف چاه که اشباع میعانات از مقدار بحرانی آن بیشتر است، متحرک هستند. اشباع میعانات بحرانی از مدل مورد پایه ۰/۲۴ (شکل ۱۰) است و قبلاً ذکر شده که اشباع میعانات رسوب داده شده در بلوک ماتریس کمتر از این مقدار (۰/۱۹) و بی‌حرکت هستند. شکل ۱۶ کمتر از این مقدار (۰/۱۹) و بی‌حرکت هستند. شکل ۱۶ و ۱۷ تاثیر اشباع میعانات بحرانی را در بازیافت میعانات و اشباع میعانات ماتریسی در دو مدل نشان می‌دهند. مدل پایه با اشباع میعانات بحرانی ۰/۲۴ و مدل با اشباع

۵-۱-۳- انتشار مولکولی:

همانطور که قبلا ذکر شده انتشار مولکولی یکی از مهم ترین مکانیزم‌های تولید از مخازن گاز مایع است. مقایسه برخی حالات که در مراجع ثبت شده بود با محاسبات ضریب انتشار واقعی انجام شد. ما برای محاسبه ضرایب انتشار گاز و میعانات در یک سیستم چند ترکیبی از رویکرد ارائه شده در مونوگرافی رفتار فاز استفاده کردیم. ضرایب انتشار محاسبه شده باید برای تأثیر محیط متخلخل با استفاده از $D_{i,eff} = D_i \phi^{m-1}$ اصلاح شود که در آن m عامل سیمان سازی در محیط متخلخل است و در مطالعه حاضر برابر با ۲ است. ضرایب انتشار موثر محاسبه شده؛ به عنوان ضرایب انتشار فعالیت اصلاح شده، در مدل استفاده شد. در این کار، وابستگی فشار و ترکیب ضرایب انتشار در نظر گرفته نشده است. ضرایب انتشار برای هر دو گاز و میعانات در دمای ۲۰۰ و فشار ۲۰۰ psi محاسبه شد. جدول ۶ ضرایب انتشار موثر محاسبه شده را نشان می‌دهد؛ که در مدل برای فعال کردن گزینه انتشار استفاده شده است.

شکل ۱۸ و ۱۹ اثر نفوذ را در بازیافت میعانات نشان می‌دهد و نفوذ اشباع میعانات ماتریسی تأثیری در بازیافت میعانات و اشباع میعانات آن در بلوک ماتریسی ندارد. با در نظر گرفتن نفوذپذیری ماتریس و اندازه بلوک ماتریس این نتایج با نتایج موجود سازگار است.

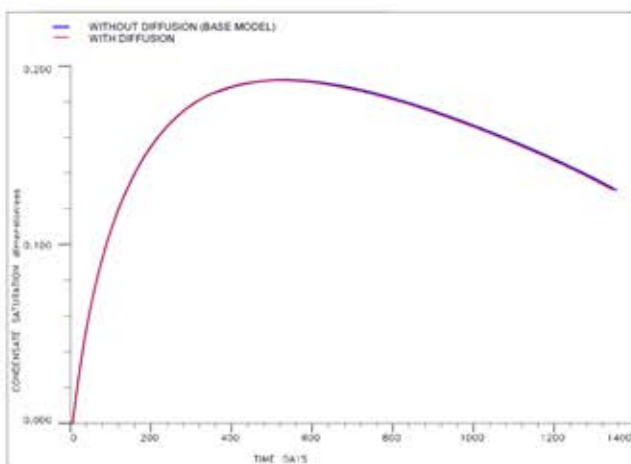


شکل ۱۸. اثر انتشار مولکولی بر بازیابی میعانات در سناریوی تخلیه طبیعی

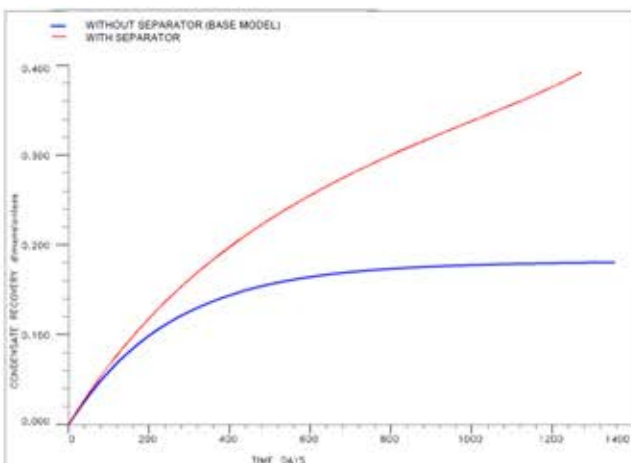
۳-۱-۶- جداسازی سطحی

رفتار فازی سیال میعانات گازی یکی از پیچیده‌ترین نقاطی است که باید در تولید از مخازن میعانات گازی مورد توجه قرار گیرد. جدا کننده‌ها و شرایط کار آنها تأثیر

خاصی بر تولید از این مخازن دارد؛ در اینجا دو مدل را با یکدیگر مقایسه می‌کنیم: حالات پایه بدون هیچ جداکننده (مایعات تولید شده از چاه فقط در شرایط جوی قرار می‌گیرد) و مدلی که دارای ۳ جداکننده است که در جدول ۷ و اشکال ۱۱ و ۱۲ نشان داده شده‌اند. این نتایج اثر سطحی جدا کننده‌ها بر افزایش بازیافت میعانات، زمانی که سیستم در حال تولید گاز با سرعت ثابت است را نشان می‌دهد؛ در حالی که تغییر زیادی در اشباع میعانات در بلوک ماتریس وجود دارد بازیافت میعانات در مدل همراه با جداکننده سطح دو برابر می‌شود؛ چون محدودیت چاه در میزان تولید گاز و میزان تولید میعانات بیشتر و در نتیجه میزان تولید گاز مرطوب بیشتر است در مدل دارای جداکننده سطح فشار متوسط در این مدل بسیار ناچیز تر از مدل بدون جدا کننده است.



شکل ۱۹. اثر انتشار مولکولی بر اشباع میعانات ماتریکس در سناریوی تخلیه طبیعی

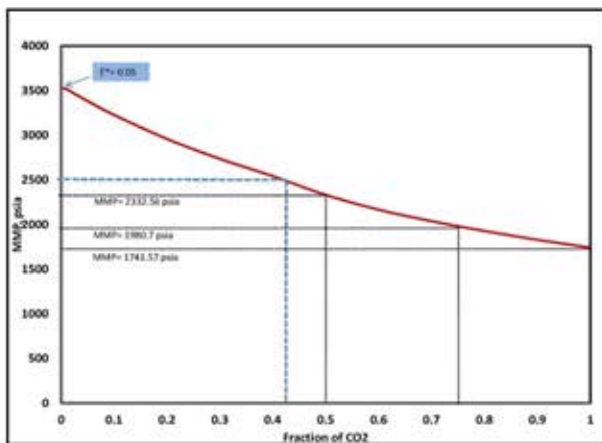


شکل ۲۰. تأثیر جداکننده سطح بر بازیافت میعانات در سناریوی تخلیه طبیعی

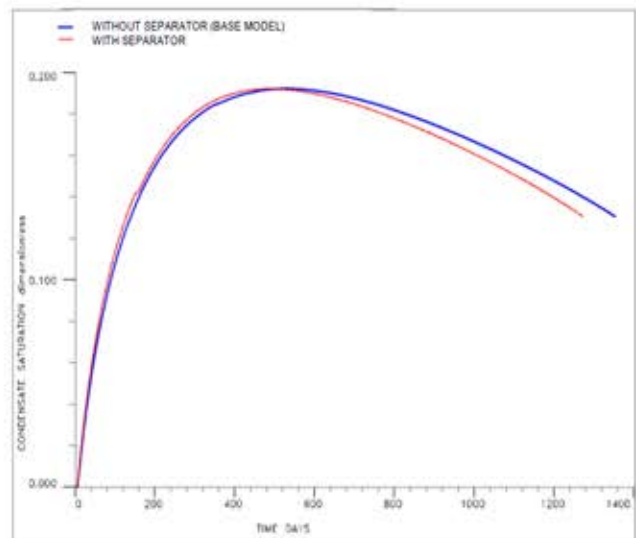
مکانیزم امتزاج پذیری، تراکمی - تبخیری است. لازم به ذکر است که سایر گازها می‌توانند با سیال میعانات گازی در فشار نقطه شبنم (۴۸/۳۵۲۴ psi) برای یک مکانیزم امتزاج گاز - گاز امتزاج شوند اما با میعانات تجمعی غیر قابل امتزاج هستند.

چون دی اکسید کربن با میعانات امتزاج پذیر است ترکیبی از گاز مخزن و دی اکسید کربن این امکان را دارد که با میعانات امتزاج (ترکیب) شود.

شکل ۲۲ نمودار تغییرات MMP با سطح غنی شدگی گاز مخزن توسط دی اکسید کربن را نشان می‌دهد. مشاهده می‌شود گاز مخزن با میعانات تا سطح غنی شدگی ۰/۵ امتزاج ناپذیر است. بالاتر از این سطح، مخلوط تزریق شده با میعانات امتزاج خواهد داشت. به عنوان مثال با سطح غنی شدگی MMP ۰/۷۵ و ۵۶/۲۳ psi و ۱۹۸۰ خواهد بود. همچنین از شبیه‌سازی یک بعدی «لوله انتقال» برای تعیین MMP ترمودینامیکی - دی اکسید کربن با میعانات ته نشین شده استفاده شد. شبیه‌سازی‌های لوله باریک در فشارهای مختلف سیستم با استفاده از سلول‌های شبکه‌ای ۲۰۰ و ۵۰۰ و ۱۰۰۰ و ۲۰۰۰ انجام شد. در هر فشار، بازیابی بعد از ۱/۲ حجم منفذ دی اکسید کربن تزریق شده در مقابل $1/N^{0.5}$ است که در آن N تعداد سلول‌های ترسیم شده است.



شکل ۲۲. تغییر MMP مخلوط گاز مخزن ذخیره - دی اکسید کربن با سطح غنی‌سازی



شکل ۲۱. اثر جداکننده سطح بر اشباع میعانات ماتریس در سناریوی تخلیه طبیعی

۲-۳- سناریوی تزریق گاز امتزاجی

پس از این که سه مرحله جداکننده از خروجی شبیه‌سازی محاسبه شدند، (جدول ۵) به عنوان گازهای تزریقی در این مطالعه استفاده می‌شود. برای بررسی اثر تزریق این گازها بر روی عملکرد یک بلوک ازهم گسیخته، در مرحله اول MMP ابتدا مقدار این گازها با تراکم جمع شده باید تعیین شود.

ابتدا اثرات امتزاجی و سپس اثرات غیرامتزاجی شرح داده می‌شوند، برای سناریوی تزریق گاز امتزاجی ابتدا با سناریوی تخلیه طبیعی تا فشار مخزن ۲۵۰۰ psia (بعد از ۳۷۲ روز) و سپس این فشار مخزن با تزریق گاز امتزاجی و تنظیم نرخ جریان گاز تزریق می‌شود.

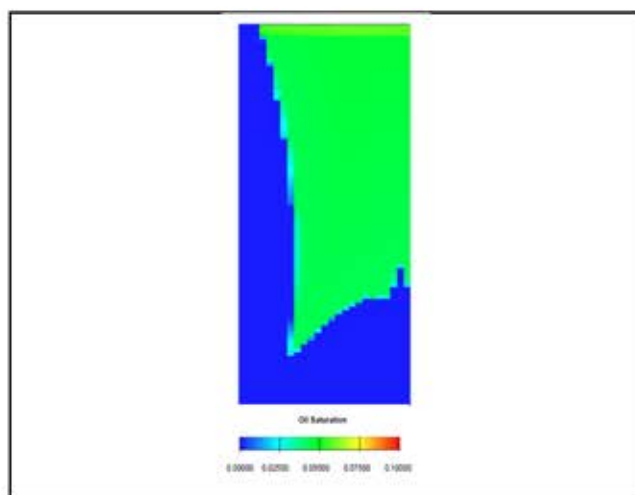
۱-۲-۳- پیش بینی حداقل فشار اختلاط پذیری (MMP)

برای پیش بینی Phazecomp PVT، MMP برای اولین مرحله مورد استفاده قرار می‌گیرد. ویژگی‌های تراکم گاز که در مدل Eclipse به کار می‌روند در PhazeComp به عنوان سیال در محل و گازهای مختلف استفاده می‌شوند. گاز مخزن و (C_1, N_2, CO_2) به عنوان سیال تزریقی استفاده می‌شود. محاسبه MMP برای این گازهای تزریقی و سیال متراکم گاز نشان می‌دهد که همه گازهای تزریقی غیر امتزاجی به جز دی اکسید کربن مخلوط نمی‌شوند.

دی اکسید کربن خالص (۱۷۴۱/۵۷ psi) برای یک

۲-۲-۳- مدل پایه:

با توجه به تغییر در عملکرد مدل در حالت تزریق گاز امتزاجی در مقایسه با حالت تخلیه طبیعی، تحلیل حساسیت جدیدی باید برای ساخت مدل پایه با دقت کافی انجام شود. بنابراین مدل‌های مشابه با تعداد بلوک‌های شبکه متفاوت (۵۱×۱۰۲ و ۲۶×۱۰۲ و ۲۶×۵۲ و ۲۱×۴۲ و ۱۱×۲۷ و ۱۱×۲۲ و ۶×۱۲) اجرا شدند و نتایج با یکدیگر مقایسه شدند. با مقایسه بازیابی میعانات و اشباع میعانات ماتریس این مدل‌های مختلف، مدل ۲۶×۱۰۲ کمترین تعداد بلوک‌های شبکه را داشت و نتایج آنها با در نظر گرفتن یک مدل ظریف‌تر دیگر، به اندازه کافی دقیق بود. بنابراین این مدل به عنوان مدل پایه در نظر گرفته شد و مطالعات حساسیت بیشتر بر روی این مدل انجام شد. طول شبیه‌سازی در این سناریو ۲۰۰۰ روز است. شکل ۲۵ اشباع نهایی در مدل پایه پس از ۲۰۰۰ روز را نشان می‌دهد. می‌توان مشاهده کرد که دی اکسید کربن از بالای بلوک به شکستگی وارد می‌شود، و به علت چگالی بالاتر آن در مقایسه با چگالی گاز موجود در سیستم وارد بلوک ماتریس می‌شود.

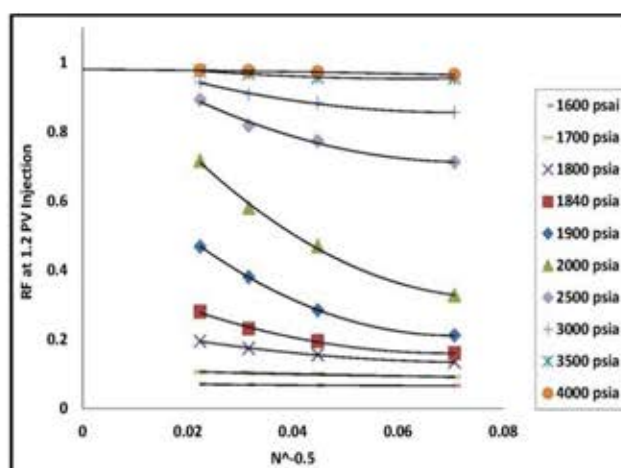


شکل ۲۵. اشباع نهایی میعانات در بلوک ماتریس در مدل پایه (۱۰۲×۲۶) در سناریوی تزریق گاز امتزاج‌پذیر - در فشار ثابت ۲۵۰۰ psia و پس از ۲۰۰۰ روز.

۳-۲-۳- آنالیزهای حساس:

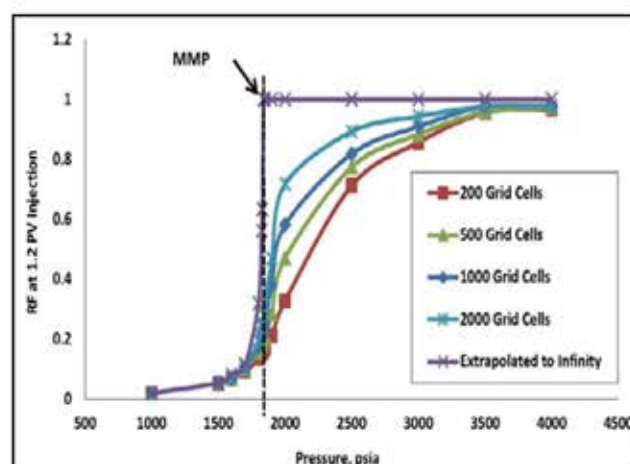
فشار مخزن ترکیب گاز تزریقی اشباع بحرانی میعانات ماتریس و نفوذ مولکولی برای تحلیل در این قسمت انتخاب شده است.

شکل ۲۳، توابع بازگشتی برای حذف خطاهای پراکندگی در محاسبات به سلول‌های شبکه‌ای نامحدود برون‌یابی می‌شوند. روش تقریب پادده به عنوان بهترین روش برون‌یابی در این تحلیل استفاده شد. نتایج بازیابی در مقابل فشار سیستم برای شبیه‌سازی‌های مختلف سلول‌های شبکه‌ای و همچنین سلول‌های شبکه‌ای نامحدود در شکل نشان داده شده است.



شکل ۲۳. روش برون‌یابی برای تفسیر نتایج شبیه‌سازی لوله باریک با اعداد سلول‌های متغیر

در شکل ۲۴ مشاهده می‌شود، که پراکندگی اثرات زیادی بر روی محاسبات MMP با استفاده از روش لوله باریک دارد. MMP محاسبه شده مطابق با شبیه‌سازی‌های لوله باریک که در بالا توضیح داده شده، ۱۸۴۰ psia است. که به طور مطلوبی با PhazeComp محاسبه شده مقایسه می‌شود.



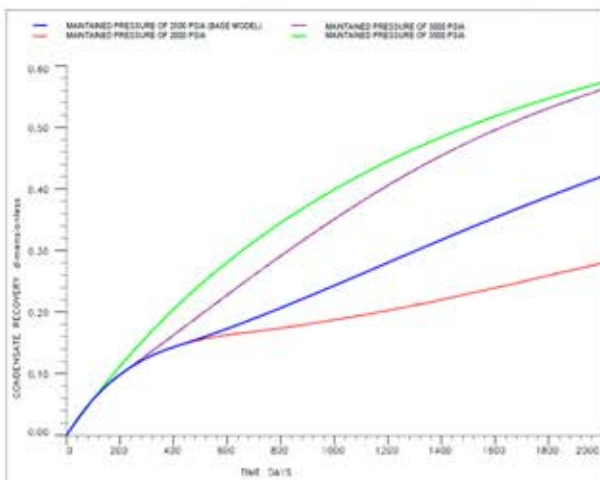
شکل ۲۴. ضریب بازیابی در مقابل حجم منافذ تزریق شده برای شبیه‌سازی لوله باریک با تعداد سلول‌های شبکه‌ای متفاوت و برون‌یابی به سلول‌های شبکه بی‌نهایت

۴-۲-۳- حفظ فشار مخزن:

میعانات کمتری در ماتریس تجمع می‌یابد همچنین می‌توان دریافت که میعانات در موارد خالص بازیافت می‌شود. تزریق دی‌اکسید کربن و تزریق گاز به همراه دی‌اکسید کربن با درصد غنی ۰/۵ مساوی است؛ اما غنی‌سازی از بازیافت میعانات با مدل دیگری با گاز تزریقی کمتر است.

در همه سناریوهای تزریق گاز زمان شروع تزریق و حفظ فشار، از مهم‌ترین پارامترها می‌باشند. برای سیستم‌های گازی چون در حرکت نیستند؛ این فاکتور از نفوذ قابل توجهی برخوردار است؛ در اینجا ۴ کیس با هم مقایسه شده‌اند: ایزوله برای حفظ فشار ۳۵۰۰ psi (مقداری کمتر از فشار شبنم)، ۳۰۰۰ psi، ۲۵۰۰ psi (مورد پایه) و ۲۵۰۰ psi.

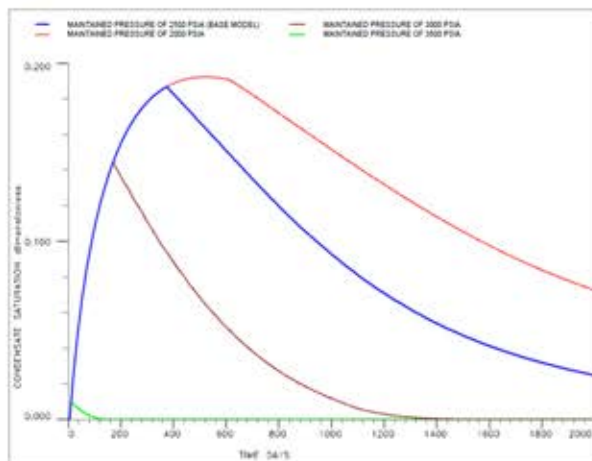
شکل‌های ۲۶ و ۲۷ نتایج این مقایسه را نشان می‌دهند. مشاهده می‌شود که با تزریق گاز در مخزن گازی فشار بالا که میعانات کمتری دارد باعث انباشتگی در این سیستم می‌شود. بیشتر میعانات بازیافت می‌شود، این نشان می‌دهد که مکانیزم امتزاج پذیری گاز در مقایسه با مکانیزم غیرامتزاج‌پذیری گاز مایع پربازده‌تر است. به هر حال اگر دی‌اکسید کربن را به مدت طولانی در هر دو مدل برای حفظ کمبود فشار تزریق کنیم دی‌اکسید کربن می‌تواند با میعانات انباشته شده امتزاج پیدا کند و می‌تواند اشباع میعانات در بلوک ماتریسی را کاهش دهد؛ تا با مکانیزم امتزاج‌پذیر گاز مایع به صفر برسد. این موضوع را می‌توانیم در شکل ۲۷ مشاهده کنیم و همچنین برای کیس با فشار حفظ شده ۳۵۰۰ psi.



شکل ۲۶. اثر حفظ فشار مخزن بر بازیافت میعانات در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط

۵-۲-۳- ترکیب گاز تزریقی:

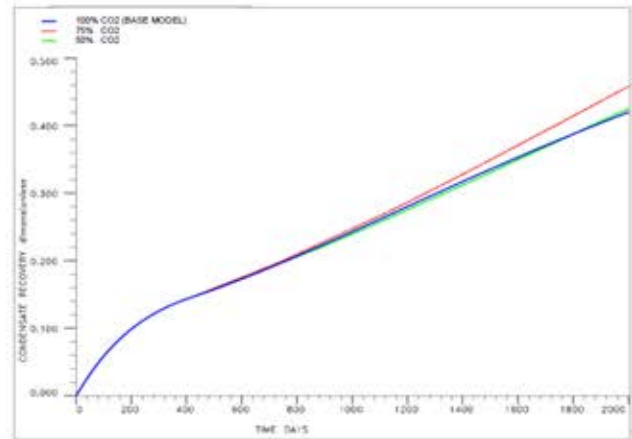
بهترین ترکیب برای تزریق گاز برای هر سناریوی افزایش تولید نفت یکی از مهم‌ترین پارامترها است. همانطور که در شکل ۲۲ مشاهده می‌کنیم با اضافه کردن درصد کمی از دی‌اکسید کربن به گاز مرده، امتزاج‌پذیری بین گاز مایع رخ می‌دهد. همانطور که فشار مخزن ۲۵۰۰ psi است مخلوط‌های تزریقی انتخاب شده باید دارای ۲ MMPS زیر این فشار باشد. سه مخلوط گاز مرده و دی‌اکسید کربن با سطوح غنی‌سازی ۰/۷۵، ۰/۱ و (مدل پایه) با محاسبه ۱۹۸۰ psi، ۲۳۳۲ psi و ۱۷۴۱ psi برای تجزیه و تحلیل حساسیت در تزریق گاز در نظر گرفته شده است. شکل ۲۸ و ۲۹ نتایج این مقایسه را نشان می‌دهد؛ دیده می‌شود که با افزایش دی‌اکسید کربن در گاز تزریقی به دلیل مکانیزم پربازده‌تر با قابلیت انعطاف‌پذیری گاز مایع و یا



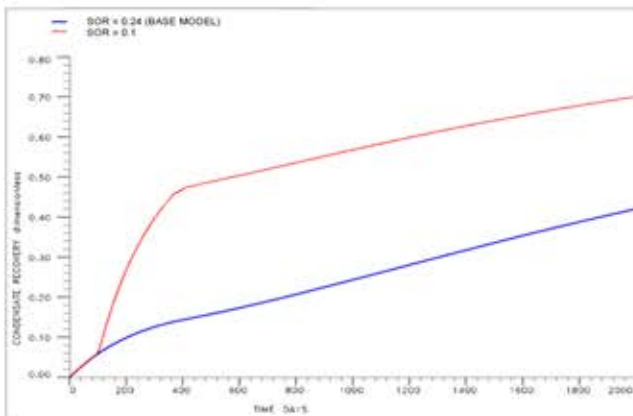
شکل ۲۷. اثر حفظ فشار مخزن بر اشباع میعانات ماتریسی در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط

۶-۲-۳- اشباع میعانات بحرانی ماتریس:

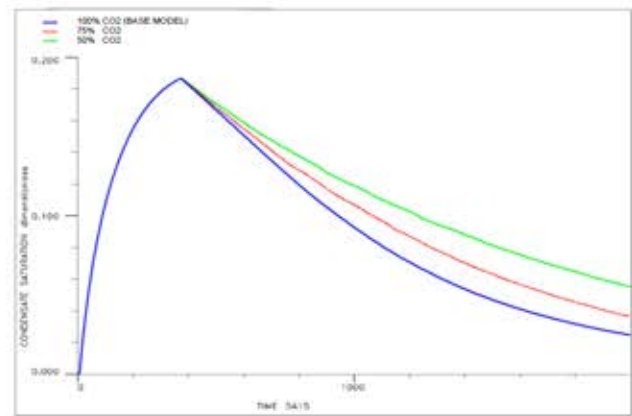
برای تحلیل‌های حساس اشباع میعانات بحرانی ماتریس دو نمودار تراوایی نسبی مثل آنالیزهای حساس قبلی در سناریوی تخلیه طبیعی با اشباع میعانات بحرانی ۰/۲۴ و ۰/۱ استفاده شد. شکل ۳۱ و ۳۲ نشان می‌دهد که قبل از اشباع میعانات ۰/۱ (۹۲ روز در تخلیه طبیعی) رفتار هر دو مدل مانند یکدیگر است؛ پس از این زمان اشباع میعانات در مدل پایه افزایش می‌یابد، در حالی که در مدل با اشباع میعانات بحرانی ۰/۱ روی ۰/۱ باقی می‌ماند. در نتیجه قابل توجهی در بازیافت میعانات با کاهش اشباع میعانات مهم وجود دارد.



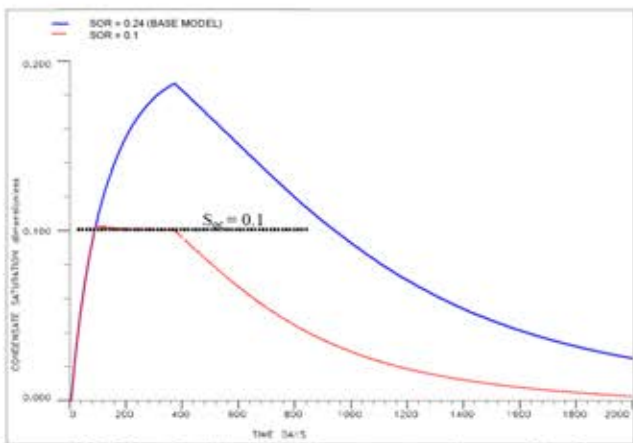
شکل ۲۸. تأثیر گاز تزریقی بر بازیافت میعانات در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط.



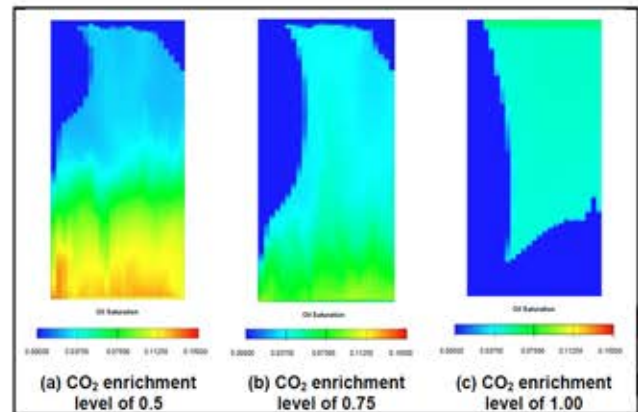
شکل ۳۱. اثر اشباع میعانات بحرانی بر بازیافت میعانات در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط



شکل ۲۹. اثر گاز تزریقی بر اشباع میعانات ماتریس در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط.



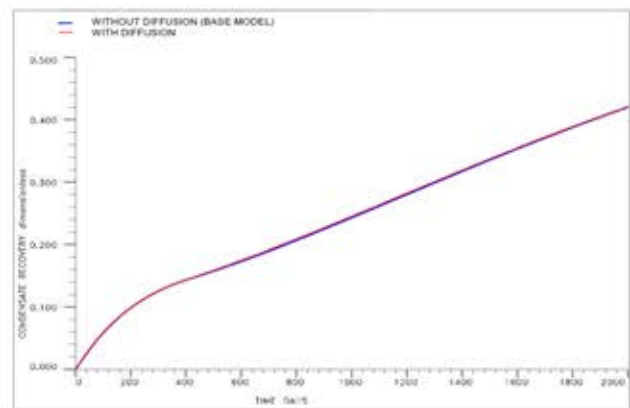
شکل ۳۲. اثر اشباع میعانات بحرانی بر اشباع میعانات ماتریسی در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط



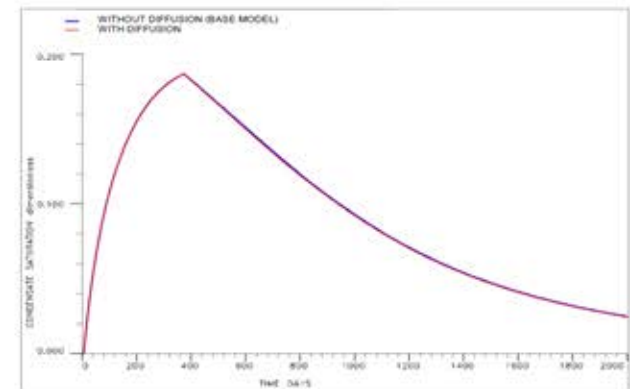
شکل ۳۰. مقایسه اشباع نهایی میعانات (بعد از ۲۰۰۰ روز) در مدل‌های با گازهای تزریقی مختلف در سناریوی تزریق گاز امتزاج پذیر.

۷-۲-۳- انتشار مولکولی:

همانند سناریوی کاهش طبیعی، انتشار مولکولی می تواند یکی از مهم ترین مکانیسم ها در فرایندهای تزریق گاز به ویژه در سیستم های میعانات گازی باشد. شکل ۳۳ و ۳۴ نشان می دهد که به دلیل خواص ماتریس مانند نفوذ پذیری و اندازه بلوک، انتشار هیچ تاثیری در بازیافت میعانات و اشباع میعانات ماتریسی در تزریق گاز قابل اختلاط ندارد.



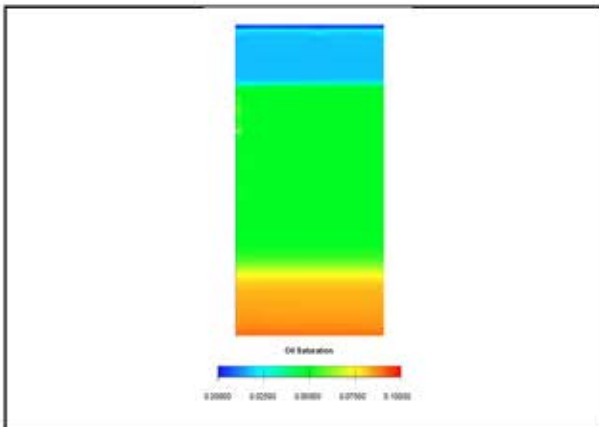
شکل ۳۳. اثر انتشار مولکولی بر بازیافت میعانات در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط.



شکل ۳۴. اثر انتشار مولکولی بر اشباع میعانات ماتریکس در سناریوی تزریق گاز قابل اختلاط.

سناریوی تخلیه طبیعی تا فشار مخزن ۲۵۰۰ psi به عنوان گاز غیر قابل انعطاف و تنظیم (بعد از ۳۷۲ روز) تولید می شود و سپس این فشار مخزن با تزریق میزان جریان گاز تزریقی، حفظ شود. همانند بخش های قبلی و برای ساختن مدل پایه دقیق همین مدل ها، با تعداد بلوک شبکه ای مختلف 6×12 ، 26×102 ، 11×22 ، 11×27 ، 21×42 ، 26×52 و 51×102 اجرا شده و نتایج با یکدیگر مقایسه شده اند. مدل 26×102 کمترین تعداد بلوک شبکه را داشت و نتایج آن با در نظر گرفتن یک مدل دیگر به اندازه کافی دقیق بود، این مدل به عنوان مدل پایه در نظر گرفته شده و مطالعات با حساسیت بیشتری روی این مدل انجام می شود (مدت زمان شبیه سازی ۲۰۰۰ روز است).

شکل ۳۵ اشباع نهایی میعانات را در مدل پایه پس از ۲۰۰۰ روز نشان می دهد، C_1 تزریق شده از بالای بلوک وارد ماتریس می شود و با ثبات از پایین بلوک خارج می شود. این در مقایسه با چگالی گاز درجا به دلیل تراکم کمتر C_1 است.



شکل ۳۵. اشباع نهایی میعانات در بلوک ماتریس در مدل پایه (26×102) در سناریوی تزریق گاز غیر قابل امتزاج - در فشار ثابت ۲۵۰۰ psia و پس از ۲۰۰۰ روز.

۱-۳-۳- تجزیه و تحلیل میزان حساسیت

همانند بخش قبل پارامترهای انتخابی برای آنالیز حساسیت در سناریوی تزریق گاز غیر امتزاجی، فشار مخزن، ترکیب گاز تزریقی و غلظت اشباع میعانات بحرانی ماتریس حفظ شدند. انتشار مولکولی تاثیری بر عملکرد سیستم در تزریق گاز مخلوط شده به دلیل خواص بلوک ماتریس نداشت.

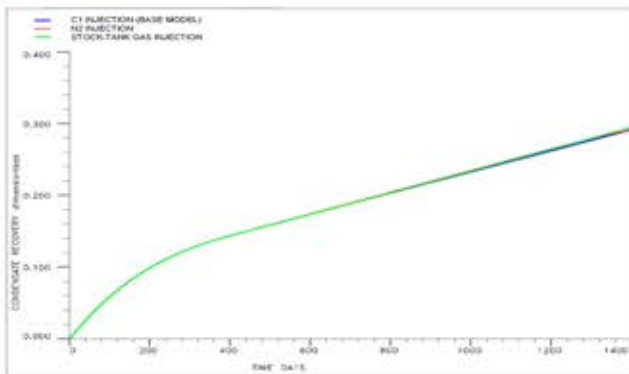
۳-۳- سناریوی تزریق گاز غیر قابل اختلاط:

بر اساس تجزیه و تحلیل قبلی MMP ها، در طول سناریوی تخلیه طبیعی در سیستم C_1 ، N_2 و گاز مخزن ذخیره، با میعانات رسوبی و غیر قابل اختلاط هستند. بنابراین این گازها به عنوان گازهای تزریقی غیر قابل اختلاط در نظر گرفته می شوند. برای سناریوی گاز غیر قابل اختلاط، این مدل در ابتدا با

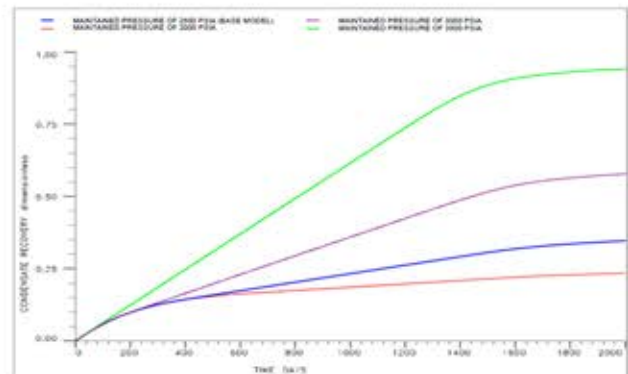
۲-۳-۳- فشار مخزن را ثابت نگه دارید:

برای بررسی تاثیر فشار مخزن بر عملکرد سیستم، چهار مورد در نظر گرفته می‌شود: تزریق با فشار ثابت ۳۵۰۰ psia (کمی پایین‌تر از نقطه شبنم)، ۳۰۰۰ psia (حالت پایه)، ۲۵۰۰ psia (حالت پایه)، ۲۰۰۰ psia (حالت پایه) و ۳۶ و ۳۷. نتایج این مقایسه را نشان می‌دهد. می‌توان مشاهده کرد که با شروع تزریق گاز، کاهش روند میعانات اشباع در بلوک ماتریس به دلیل مکانیسم تبخیر شروع شده است. همچنین با تزریق گاز در فشار بالاتر، زمانی که تراکم در سیستم کمتر جمع می‌شود، بازیابی تراکم بیشتری را می‌توان بدست آورد. این به دلیل کارایی بالای جابجایی گاز - گاز در مقایسه با مکانیسم تبخیر است که یک مکانیزم فعال در تزریق گاز غیر-امتزاجی است. مقایسه نتایج این تحلیل با همان روش در سناریوی تزریق گاز امتزاجی (شکل ۲۶ و ۲۷) نشان می‌دهد که میزان کاهش غلظت میعانات اشباع در سناریوی تزریق گاز امتزاجی بیشتر از سناریوی تزریق گاز غیرامتزاجی است.

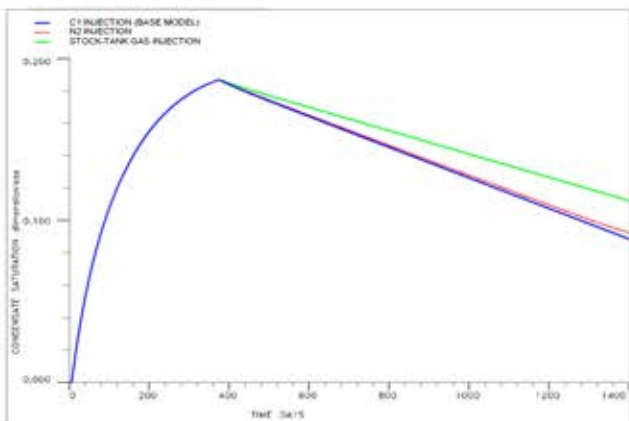
ترکیب گاز تزریقی، سه گاز غیر امتزاجی متفاوت C_1 ، C_2 و N_2 و گاز مخزن (حالت پایه) برای بررسی اثر گازهای تزریقی مختلف بر روی سناریوی تزریق گاز مخلوط شده، در نظر گرفته شدند. شکل ۳۸ و ۳۹ نتایج این مقایسه را نشان می‌دهد. می‌توان مشاهده کرد در حالی که هیچ اثر قابل توجهی از گازهای تزریقی در بازیابی میعانات وجود ندارد، C_1 ، N_2 دارای قابلیت بیشتری برای بخار شدن میعانات رسوبی ته‌نشین شده در سیستم هستند و می‌توان گفت که مکانیسم تبخیر برای تزریق C_1 کارآمدتر است.



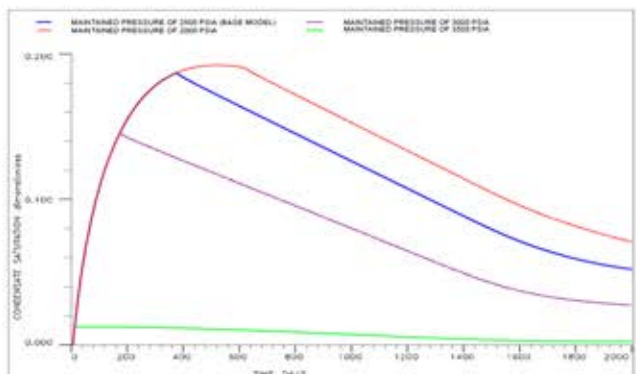
شکل ۳۸. اثر گاز تزریقی بر بازیافت میعانات در سناریوی تزریق گاز غیر قابل اختلاط



شکل ۳۶. اثر حفظ فشار مخزن بر بازیافت میعانات در سناریوی تزریق گاز غیر قابل اختلاط.



شکل ۳۹. اثر گاز تزریقی بر اشباع میعانات ماتریس در سناریوی تزریق گاز غیر قابل اختلاط

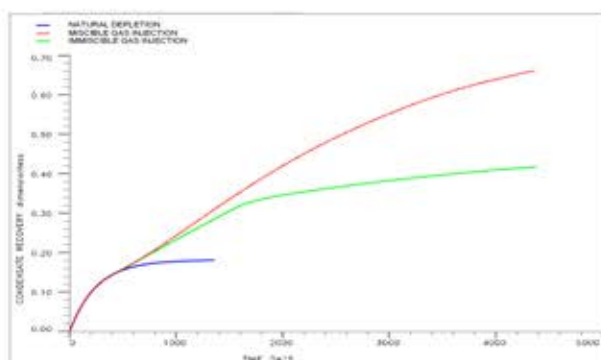


شکل ۳۷. اثر حفظ فشار مخزن بر اشباع میعانات ماتریسی در سناریوی تزریق گاز غیر قابل اختلاط.

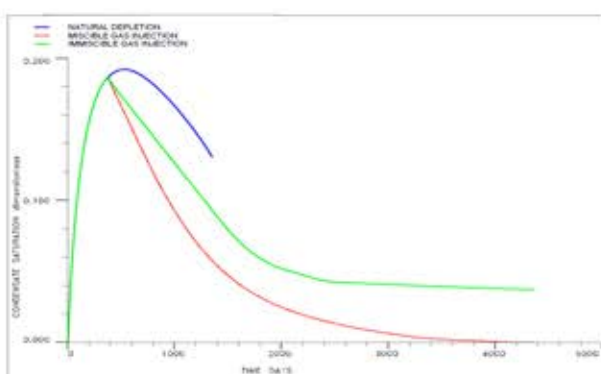
۳-۳-۳- اشباع میعانات بحرانی ماتریس:

همان منحنی نفوذپذیری نسبی است که در تجزیه و تحلیل حساسیت قبلی در تخلیه طبیعی و سناریو تزریق گاز امتزاجی است که برای بررسی تأثیر اشباع میعانات بحرانی ماتریس بر سناریوی تزریق گاز غیرامتزاجی در رفتار سیستم استفاده می‌شود. شکل ۴۰ و ۴۱ نشان می‌دهد که نتایج از نظر کیفی در سناریو تزریق گاز امتزاجی

در ۳۸۰۰ روز ناچیز است. دی اکسید کربن تزریق شده در امتزاج با میعانات گازی باعث این راندمان خوب و جاروب‌سازی میکروسکوپی می‌شود. در مورد تزریق گاز غیرامتزاجی، اشباع میعانات پس از ۲۶۰۰ روز کاهش چشمگیری نداشته است. این به دلیل انباشته شدن اجزاء سنگین در فاز میعانات است که گاز تزریق شده توانایی کافی برای تغییر فاز از مایع به بخار را ندارد. واضح است که سازوکار امتزاجی (در سناریوی تزریق گاز امتزاجی) با بازیافت میعانات ۰/۶۶ در مقایسه با مکانیزم تبخیر در (سناریوی تزریق گاز غیر امتزاجی) کارآمدتر است. و مکانیسم تراکم پذیری (در سناریوی تخلیه طبیعی) با میعانات به ترتیب به بهبودهای ۰/۴۳ و ۰/۱۸ رسیده است. لازم به ذکر است که پس از این زمان می‌توان بازیافت میعانات را افزایش داد (۴۳۷۲ روز) در حالت‌های تزریق گاز به دلیل امتزاج گازهای تزریقی و گاز موجود (گاز و گاز امتزاجی) و همچنین تزریق گاز غیرامتزاجی نیز باعث اندکی تبخیر میعانات می‌شود.

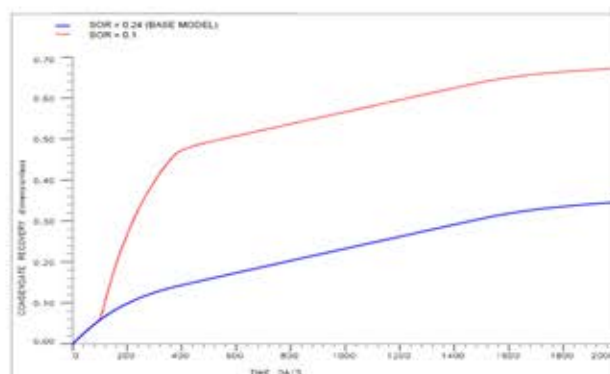


شکل ۴۰. اثر اشباع میعانات بحرانی بر بازیافت میعانات در سناریوی تزریق گاز غیر قابل اختلاط.

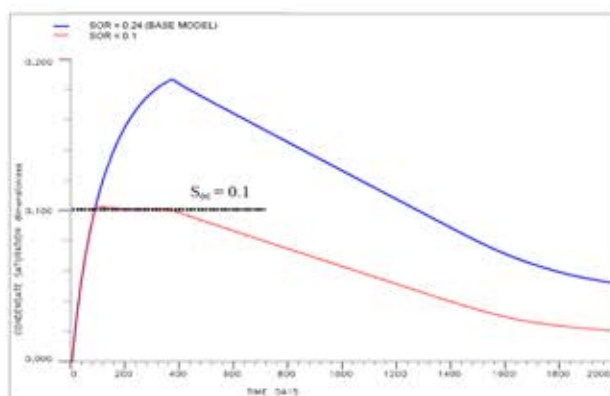


شکل ۴۱. اثر اشباع میعانات بحرانی بر اشباع میعانات ماتریسی در سناریوی تزریق گاز غیر قابل اختلاط.

همان شکل ۳۱ و ۳۲ است، اما کاهش میزان اشباع میعانات در تزریق گاز امتزاجی بیش از سناریوی تزریق گاز غیرامتزاجی است.



شکل ۴۲. مقایسه بازیافت میعانات در سناریوهای تخلیه طبیعی، اختلاط پذیر و تزریق گاز غیر قابل امتزاج.



شکل ۴۳. مقایسه اشباع میعانات ماتریسی در سناریوهای تخلیه طبیعی، اختلاط پذیر و تزریق گاز غیر قابل امتزاج.

۴- مقایسه سناریوها:

در بخش‌های قبلی، سه مورد پایه برای سه سناریو ساخته شده و تجزیه و تحلیل حساسیت روی موارد پایه انجام شده است که برای درک تأثیر هر پارامتر در بازیافت میعانات و اشباع میعانات ماتریسی موثر هستند. در این بخش، موارد پایه ذکر شده تا کاهش فشار شکاف پایین به زیر محدوده ۵۰۰ psia (۱۳۴۴ روز برای سناریو تخلیه طبیعی) و یا تا جایی که هیچ تغییر قابل توجهی در اشباع میعانات ماتریسی مشاهده شود، اجرا شد (۴۳۷۲ روز برای سناریوهای تزریق گاز). شکل ۴۲ و ۴۳ بازیابی میعانات و اشباع میعانات ماتریسی را برای این مدل‌های مختلف مقایسه می‌کند. دیده می‌شود که در سناریوی تزریق گاز امتزاجی، اشباع میعانات ماتریسی

۵- نتیجه گیری:

۱- اشباع میعانات انباشته در بلوک‌های ماتریس در سیستم‌های شکسته معمولاً کمتر از حد بحرانی است. اشباع میعانات باعث به دام افتادن مقدار زیادی میعانات در بلوک‌های ماتریس می‌شود. بنابراین انتخاب یک سناریوی EOR کارآمد برای بازیابی این میعانات به دام افتاده مهم است.

۲- نقش شکستگی در اطراف بلوک ماتریس این است که باعث کاهش بهتر بلوک‌های ماتریسی و بازیابی بیشتر میعانات است.

۳- شرایط کارکرد جداکننده‌های سطح در مخازن میعانات گازی یکی از پارامترهای کلیدی است که می‌تواند باعث افزایش بازیابی میعانات بیش از دو بار شود.

۴- تزریق گاز امتزاجی در سیستم‌های میعانات گازی باعث بازیافت بیشتر میعانات و کاهش بیشتر میزان اشباع میعانات انباشته شده در مقایسه با تخلیه طبیعی و سناریوهای تزریق گاز غیرامتزاجی میعانات گازی می‌شود.

۵- با غنی سازی گاز مخزن با دی اکسید کربن، MMP کاهش می‌یابد و از گاز غنی شده می‌توان برای جابجایی امتزاجی در سیستم‌های تخلیه میعانات گازی استفاده کرد. باید توجه داشت که سطح غنی‌سازی به شرایط فشار تزریقی نیز بستگی دارد.

۶- اشباع میعانات بحرانی ماتریس یکی از مهم‌ترین پارامترها برای تخمین میعانات اشباع شده و به دام افتاده در سیستم است. کاهش این پارامتر در بلوک ماتریس با استفاده از روش‌های تغییر قابلیت ترشوندگی می‌تواند یک روش کارآمد برای کاهش میعانات انباشته شده به دام افتاده و افزایش بازیابی در تخلیه طبیعی و سناریوهای تزریق گاز باشد.

۷- انتشار مولکولی یکی از پارامترهای مهم در تمام سناریوهای تولید در سیستم‌های میعانات گسیخته گاز است که اثر بخشی آن به خصوصیات ماتریس بستگی دارد. در مطالعه حاضر، انتشار مولکولی به دلیل خواص بلوک ماتریس هیچ تاثیری بر عملکرد سیستم ندارد.

۸- در هر دو سناریوی تزریق گاز امتزاجی و غیر امتزاجی، تزریق با فشار بالا که نتیجه آن تجمع کمتر

میعانات در بلوک ماتریس و افزایش بازیافت میعانات می‌شود. این بدان معنی است که مکانیزم امتزاج گاز-گاز کارایی بیشتری در مقایسه با مکانیزم‌های امتزاجی میعانات گازی و مکانیزم تبخیر در تزریق گاز غیرامتزاجی دارد.

۹- ترکیب گازهای تزریقی امتزاجی و غیرامتزاجی تأثیرات قابل توجهی بر روی اشباع میعانات بلوک ماتریس دارد، اما در این حالت تأثیر قابل توجهی در بازیافت میعانات ندارد.

موضوع تزریق گاز و نقش آن در آینده اقتصاد نفت و گاز ایران در غالب یک تابع رفاه اجتماعی مدل‌سازی می‌شود تا هزینه فرصت تخصیص گاز به مصارف داخل و صادرات گاز در ایران در مقایسه با تزریق گاز در سال‌های ۱۴۱۰ - ۱۳۸۵، مشخص شود.

نتایج این مطالعه نشان می‌دهد تزریق گاز با هدف فشار افزایشی مخازن نفت، بر تزریق گاز برای حفظ فشار موجود مخازن نفت، با تداوم وضعیت موجود و پیش‌بینی شده تزریق گاز، اولویت دارد. با فشار افزایشی مخازن نفت برای دستیابی به متوسط فشار اولیه مخازن نفت، به طور قابل توجهی از ارزش منفی غیرمستقیم و عدم استخراج منابع گاز ایران کاسته می‌شود. در این حالت ارزش غیرمستقیم و عدم استخراج منابع گاز ایران نسبت به سناریوی حفظ فشار موجود مخازن نفت، با تداوم برنامه‌های موجود تزریق در کشور، به یک چهارم کاهش می‌یابد. در نرخ پایین، اولویت بهره‌برداری از ذخایر کشور، فشار افزایشی مخازن نفت کشور است و صادرات گاز در اولویت قرار ندارد. در نرخ‌های بالا، اولویت مطلق تزریق گاز نسبت به صادرات آن و اولویت مطلق سناریوی فشار افزایشی مخازن بر حفظ فشار مخازن، از بین می‌رود. نرخ بالا، با حداکثر سازی رفاه اجتماعی بهره‌برداری از منابع گاز کشور سازگار نیست. عدم اجرای سیاست جامع انرژی، و تداوم رشد مصرف انرژی به ویژه در بخش‌های نهایی مصرف‌کننده، در طول سال‌های آینده موجب خواهد شد تراز گاز کشور هم‌چنان منفی باقی بماند. در این حالت، تزریق گاز به مخازن نفت کشور متناسب با نیاز مخازن برای حفظ فشار موجود، امکان‌پذیر نخواهد بود و صادرات گاز هزینه فرصت بالایی را ایجاد خواهد کرد.

Matrix block size, ft ³	10×10×10
Fracture thickness, ft	0.01
Matrix porosity, fraction	0.13
Matrix permeability, md	100
Fracture porosity, fraction	1
Fracture permeability, md	100,000

جدول ۲. خواص ماتریکس و شکست

Component	MW	T _c , °R	P _c , psia	Z _c	ω	Parachor	Ω _a	Ω _b
CO ₂	44.01	548.46	1071.331	0.27408	0.225	78	0.457236	0.077796
N ₂	28.013	227.16	492.3127	0.29115	0.04	41	0.457236	0.077796
C ₁	16.043	343.08	667.7817	0.28473	0.013	77	0.534021	0.077796
C ₂	30.07	549.774	708.3424	0.28463	0.0986	108	0.457236	0.077796
C ₃	44.097	665.64	618.6974	0.27748	0.1524	150.3	0.457236	0.077796
C ₄₋₆	66.86942	806.5405	514.9255	0.2764	0.21575	213.5209	0.457236	0.077796
C _{7P1}	107.7794	838.1128	410.7496	0.2612	0.3123	331.7824	0.637334	0.087288
C _{7P2}	198.562	1058.039	247.5634	0.22706	0.5567	516.453	0.637334	0.087288
C _{7P3}	335.1979	1291.891	160.4159	0.20137	0.91692	853.4886	0.637334	0.087288

جدول ۳. خواص سیال برای مشخصه ۹ جزئی پنگ رابینسون (Kenyon and Behie ۱۹۸۷)

Component	CO ₂	N ₂	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄₋₆	C _{7P1}	C _{7P2}	C _{7P3}
CO ₂	-								
N ₂	-0.02	-							
C ₁	0.1	0.036	-						
C ₂	0.13	0.05	0	-					
C ₃	0.135	0.08	0	0	-				
C ₄₋₆	0.1277	0.1002	0.09281	0	0	-			
C _{7P1}	0.1	0.1	0.130663	0.006	0.006	0	-		
C _{7P2}	0.1	0.1	0.130663	0.006	0.006	0	0	-	
C _{7P3}	0.1	0.1	0.130663	0.006	0.006	0	0	0	-

جدول ۴. BIPS برای مشخصه ۹ جزئی Peng-Robinson (Kenyon and Behie ۱۹۸۷)

Component	Diffusion coefficient in gas phase, ft ² /d	Diffusion coefficient in condensate phase, ft ² /d
CO ₂	0.0052078	0.0012151
N ₂	0.0069182	0.0016582
C ₁	0.0049516	0.0012965
C ₂	0.0044551	0.0011171
C ₃	0.0040535	0.0009504
C ₄₋₆	0.0033687	0.0007747
C _{7P1}	0.0026873	0.0006377
C _{7P2}	0.0016142	0.000407
C _{7P3}	0.0010161	0.0002541

جدول ۶. ضریب انتشار اجزاء در فاز گاز و میعانات

Component	Composition of initial gas condensate, fraction (Kenyon and Behie 1987)	Composition of stock-tank gas, fraction
CO ₂	0.0121	0.0137864
N ₂	0.0194	0.0221335
C ₁	0.6599	0.7528129
C ₂	0.0869	0.0982500
C ₃	0.0591	0.0610503
C ₄₋₆	0.0967	0.0486387
C _{7P1}	0.04745	0.0033214
C _{7P2}	0.01515	0.0000068
C _{7P3}	0.0033	0.0000000

T_{res} = 200 °F P_g = 3524.48 psia

جدول ۵. ترکیب میعانات گازی اولیه و گاز مخزن

Separator Name	Working pressure, psia	Working temp., °F
Separator 1	815	80
Separator 2	65	80
Separator 3, Stock-tank	14.7	60

جدول ۷. شرایط کاری جداکننده‌ها

روش های بازیابی گاز فلر

قابل استفاده در پالایشگاه گاز عسلویه

چکیده:

دنیای امروز، با یک چالش اساسی به نام گرمایش زمین مواجه است. افزایش غلظت دی اکسید کربن و دیگر گازهای گلخانه‌ای در اتمسفر باعث این مشکل می‌شود. یک روش پیشنهادی برای کنترل سطح گازهای گلخانه‌ای در اتمسفر، جلوگیری از سوختن گاز فلر است. در این فصل، سه روش برای بازیابی گاز به جای سوختن معمولی در یک فلر در پالایشگاه گاز عسلویه پیشنهاد شده است. هدف این روش‌ها به حداقل رساندن معایب زیست‌محیطی و اقتصادی سوختن گاز فلر است. روش‌های پیشنهادی عبارتند از:

(۱) تبدیل گاز به مایع (GTL)

(۲) تولید الکتریسیته با یک توربین گاز (GTG)

(۳) فشرده‌سازی و تزریق به خطوط لوله پالایشگاه.

به منظور یافتن مناسب‌ترین روش، تجهیزات مورد نیاز برای سه روش مذکور شبیه‌سازی می‌شوند. این شبیه‌سازی‌ها مقدار گاز فلر، تعداد بشکه‌های GTL، قدرت تولید شده توسط توربین گاز و اسب‌بخار تراکم (نیروی تراکم) مورد نیاز را تعیین می‌کنند. علاوه بر این، جنبه‌های اقتصادی روش‌های بازیابی گاز فلر مورد مطالعه قرار گرفته و باتوجه به شرایط پالایشگاه گاز عسلویه مقایسه می‌شود. این فرایند جدید جایگزین مناسبی برای شعله‌ور شدن گاز معمولی است که از اثرات مضر زیست‌محیطی از طریق انتشار مقادیر قابل توجهی دی اکسید کربن در جو جلوگیری می‌کند.



به دلیل رشد جمعیت جهانی و افزایش استانداردهای زندگی به ویژه در کشورهای در حال توسعه، انتشار گازهای گلخانه‌ای در سال‌های اخیر افزایش یافته است. برای برآورده کردن تقاضای روز افزون جهانی برای نفت و گاز، مقادیر عظیمی از گاز تولیدی به عنوان ضایعات جانبی و منابع عظیم گاز پدیدار شده‌اند؛ اگرچه این فرآیند، ایمنی تجهیزات را با کاهش فشار در سیستم که از آزادسازی گاز ناشی می‌شود، تضمین می‌کند؛ اما برای محیط‌زیست بسیار مضر است. این موضوع نه تنها باعث هدر رفتن مقدار قابل توجهی از انرژی با ارزش می‌شود؛ بلکه مشکلات زیست محیطی بسیاری را در صنعت نفت و صنایع مرتبط ایجاد می‌کند. ایران دومین منبع بزرگ گاز طبیعی در جهان است. بیشتر این گاز در پالایشگاه عسلویه، که بزرگترین پالایشگاه در جنوب ایران است، پالایش می‌شود. حجم عظیمی از گازهایی که پالایشگاه عسلویه ساطع می‌کند، نیازمند یک روش اقتصادی فوری برای بازیابی گازهای فلر این پالایشگاه و جلوگیری از آسیب‌های وارده بر محیط زیست است. گزارشات حاکی از وجود حدود ۱۵۰ میلیارد متر مکعب در سال، گاز طبیعی در سراسر جهان است که سالانه ۴۰۰ میلیون تن دی‌اکسید کربن در جو منتشر می‌کند. از این رو کنترل گازهای فلر برای ما و دیگر کشورها که شرایطی مانند ما دارند، بسیار مهم است. در این مقاله به سه روش برای کنترل این گازها که بخش عظیمی از آن دی‌اکسید کربن است اشاره و توضیحات و محاسبات های اقتصادی آنها بیان شده است.

۱-۱- تاثیرات محیط زیستی گاز دی‌اکسید کربن:

این حقیقت پذیرفته شده است که دی‌اکسید کربن یک گاز گلخانه‌ای است و موجب گرم شدن هوای کره زمین خواهد شد. حدود ۷۵ درصد از انتشار دی‌اکسید کربن انسانی، ناشی از احتراق سوخت‌های فسیلی است. بنابراین، کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای یک مساله حیاتی است. یکی از راه‌های کاهش انتشار دی‌اکسید کربن، جذب و ذخیره سازی دی‌اکسید کربن است که شامل جذب دی‌اکسید کربن از منابع انتشار و ذخیره سازی آن در جایی است که از رسیدن به اتمسفر

جلوگیری می‌شود. کاهش شیمیایی دی‌اکسید کربن به عنوان موثرترین روش برای کاهش غلظت دی‌اکسید کربن در اتمسفر در نظر گرفته می‌شود. در این رابطه، تحقیقات مختلفی برای کاهش انتشار دی‌اکسید کربن به اتمسفر انجام شده است. هیدروژناسیون کاتالیتیک CO_2 یکی از روش‌های کاهش شیمیایی است که می‌تواند هیدروکربن‌های با درجه پایین تولید کند. به طور خاص، متانول به دلیل استفاده از آن به عنوان خوراک برای تولید محصولات با ارزش دیگر، با ارزش‌ترین محصول در نظر گرفته می‌شود. تبدیل دی‌اکسید کربن به متانول توسط هیدروژناسیون کاتالستی به عنوان یکی از امید بخشترین فرایندها برای تثبیت سطح دی‌اکسید کربن اتمسفری مورد بررسی قرار گرفت. یک مدل شبکه عصبی هیبریدی را برای شبیه سازی یک راکتور هیدروژناسیون کاتالیتیک دیفرانسیلی دی‌اکسید کربن به متانول مورد بررسی قرار دادند. حذف همزمان اوره، آمونیاک و دی‌اکسید کربن از فاضلاب صنعتی از طریق مدل سازی و شبیه سازی یک حلقه جدا کننده هیدرولیزی مورد بررسی قرار گرفت. یک مدل جامع برای جذب دی‌اکسید کربن به محلول کربنات پتاسیم داغ ارتقا یافته توسعه داده شد. پالایشگاه‌های گاز زیادی در سراسر جهان وجود دارند که مقادیر زیادی گاز را از طریق سوزاندن به اتمسفر می‌فرستند. انتشار دی‌اکسید کربن از طریق فلرها، پتانسیل گرمایش زمین بالایی دارد و باعث تغییر آب و هوا می‌شود. سوزاندن گاز فلر همچنین اثرات مضر بر سلامت انسان و اکوسیستم نزدیک فلر دارد. گاز با کیفیت پایین که در طول فرآیند سوزانده می‌شود، ناخالصی‌ها و ذرات سمی زیادی را در اتمسفر آزاد می‌کند. باران اسیدی که توسط گوگرد اکسید در اتمسفر ایجاد می‌شود، یکی از مهمترین خطرات زیست محیطی است که از این فرآیند ناشی می‌شود. طبق تحقیقات انجام شده توسط مشارکت جهانی کاهش سوزاندن گاز فلر (GGFR)، سالانه تقریباً یک سوم مصرف گاز طبیعی اروپا در فلر سوزانده می‌شود که باعث انتشار حدود ۴۰۰ میلیون تن گاز دی‌اکسید کربن به اتمسفر می‌شود (تقریباً ۱/۵٪ از انتشار جهانی دی‌اکسید کربن) ملاحظات زیست محیطی و اقتصادی، استفاده از

سیستم‌های بازیابی گاز فلر را افزایش داده‌اند. بازیابی گاز فلر باعث کاهش سر و صدا و تشعشع حرارتی، هزینه‌های بهره‌برداری و نگهداری، آلودگی هوا و انتشار گاز و کاهش مصرف سوخت و بخار می‌شود.

۲-۱- گازهای فلر:

یک روش معمول در میان تمام شرکت‌های تولیدکننده نفت، سوزاندن هر گونه گاز ناخواسته‌ای است که در طول تولید از نفت آزاد می‌شود. اجرای طراحی بدون فلر تاثیر زیادی در کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای خواهد داشت. با افزایش آگاهی از اثرات زیست محیطی و تصویب پروتکل کیوتو (Kyoto Protocol) توسط بسیاری از کشورها، انتظار می‌رود که سوزاندن گاز در آینده نزدیک مجاز نباشد که این امر نیازمند تغییرات قابل توجهی در شیوه‌های فعلی تولید و فرآوری نفت و گاز خواهد بود. XU و همکاران بر روی بازیابی گاز از طریق تثبیت نفت خام به روش جداسازی چند مرحله‌ای با خوراک میانی تحقیق کردند و یک روش کلی برای به حداقل رساندن فلر برای عملیات راه‌اندازی کارخانه شیمیایی از طریق شبیه‌سازی دینامیک گیاهی را بررسی کردند.

۳-۱- تکنولوژی GTL:

یکی از بهترین راه‌حل‌ها برای کاهش سوزاندن گاز، استفاده از برخی فناوری‌های جدید سازگار با محیط زیست مانند فناوری تبدیل گاز مایع (GTL) است. مساله اصلی در نیجریه جمع‌آوری گاز از بیش از ۱۰۰۰ چاه با ساخت تاسیسات جمع‌آوری گاز در میدان‌های نفتی و ساخت یک شبکه خط لوله گسترده برای انتقال گاز به یک تاسیسات صنعتی است که در آن گاز تبدیل به مایعات برای مصارف حمل و نقل و... می‌شود. در این میان جایگزین‌های مختلفی برای فلرینگ معرفی شده است، اخیراً علاقه زیادی به توسعه فناوری GTL وجود داشته است. چنین فناوری‌هایی نقش مهمی در آوردن گاز به بازارها به عنوان سوخت و یا خوراک پتروشیمی‌ها ایفا می‌کنند. محصولات GTL مزایای زیست محیطی مهمی در مقایسه با محصولات سنتی دارند، که با تصویب قوانین زیست محیطی جدید و سخت‌گیرانه توسط دولت‌ها، به GTL برتری فراوانی می‌دهد. بسیار بعید است که

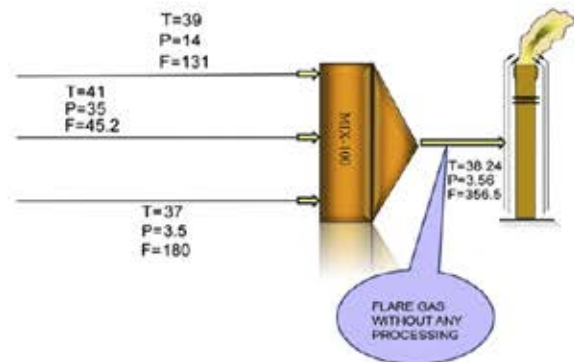
این بهبودها در کیفیت سوخت را بتوان بدون استفاده از تکنیکی مانند ترکیب دیزل‌های بدون گوگرد GTL در مخلوط محصول پایه نفت خام فعلی بدست آورد. مساله زیست محیطی دیگر، فشار نظارتی برای کاهش حجم گاز سوزانده شده در فلر است، که پیامدهای زیست محیطی جدی دارد. سنتز فیشر تروپش (FTS) نقش مهمی در تولید سوخت‌های تمیز حمل و نقل، مواد شیمیایی و دیگر محصولات هیدروکربن در تکنولوژی GTL ایفا می‌کند. برخی مطالعات در مورد فرآیند FTS انجام شده است. فرآیند GTL جدید براساس FTS بستر ثابت تک مرحله‌ای در ایران در موسسه تحقیقات صنعت نفت (RIPI) برای تولید بنزین اکتان بالا و گوگرد پایین توسعه داده شد. در این فرآیند، کاتالیست دو منظوره $Fe - HZSM5$ تغییر یافته مورد استفاده قرار گرفت. راکتور بستر ثابت به طول ۱۲ متر در نظر گرفته شد. رحیم‌پور و الکائی یک راکتور غشایی بستر سیال را برای FTS ارائه دادند که در آن هیدروژن از گاز سنتز خوراک تازه، خارج شده و به بخش انتهایی راکتور تزریق می‌شود. همچنین، آنها عملکرد راکتور دوگانه غشایی بستر سیال (FMDR) را با راکتور معمولی برای FTS مقایسه کردند. نتایج نشان‌دهنده افزایش بازده بنزین در طول FMDR بود. علاوه بر این، چندین تحقیق برای اعمال غشا در راکتورهای GTL دوگانه توسط فورغانی و رحیم‌پور و همکارانشان انجام شد.

۴-۱- تولید برق از طریق توربین‌های گازی (GTG):

روش دوم برای کاهش اثرات گاز فلر تبدیل آن به برق است. نیروی الکتریکی، یک بخش اساسی از طبیعت زندگی بشری است و یکی از پر استفاده‌ترین اشکال انرژی است. این انرژی به عنوان یک منبع انرژی ثانویه از تبدیل دیگر منابع انرژی مانند زغال‌سنگ، گاز طبیعی، نفت، انرژی هسته‌ای و دیگر منابع طبیعی به دست آمده است. گاز فلر پالایشگاه می‌تواند به عنوان یک منبع اولیه مورد استفاده قرار گیرد. یک نیروگاه برق از یک توربین، موتور، چرخه آب یا دیگر ماشین‌های مشابه برای به چرخش در آوردن یک ژنراتور الکتریکی استفاده می‌کند. یک توربین، انرژی جنبشی یک سیال در حال حرکت (مایع یا گاز) را به انرژی مکانیکی تبدیل می‌کند. توربین‌های گازی معمولاً زمانی استفاده می‌شوند که تقاضا برای تولید برق بالا باشد.

جدول ۱. ترکیب گاز فلر جمع‌آوری شده

Component	Mole fraction
Methane	0.852315
Ethane	0.054325
Propane	0.019969
Nitrogen	0.035515
CO ₂	0.019290
i-Butane	0.003695
n-Butane	0.005714
i-Pentane	0.001820
n-Pentane	0.001603
H ₂ O	0.000567
H ₂ S	0.005182



شکل ۱. شرایط مسیره‌های جریان پالایشگاه گاز عسلویه که گاز را به فلر می‌فرستند.

پارس جنوبی در ابتدا در سال ۱۹۸۸ شناسایی شد و $10^{12} \times 3/4$ شد که حاوی گاز طبیعی با حجم $12810 \times 3,4$ متر مکعب استاندارد یا حتی بیشتر باشد. گاز طبیعی از پارس جنوبی توسط خط لوله که در آن هیدروکربن‌های مایع از هم جدا می‌شوند، به پالایشگاه عسلویه منتقل می‌شود. از آنجایی که پالایشگاه عسلویه مقادیر عظیمی از گاز را در جو منتشر می‌کند، طراحی یک روش اقتصادی برای استفاده از گاز فلر این پالایشگاه و جلوگیری از انتشار آن به جو بسیار مهم است. بنابراین، در این مطالعه، سه روش عملی از روش‌های ذکر شده، از طریق شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی برای پالایشگاه گاز عسلویه به منظور کاهش، بازیابی و استفاده مجدد از گازهای فلر مورد بررسی قرار گرفته است.

۲- توصیف فرایند:

در پالایشگاه گازی عسلویه، گاز از طریق سه جریان اصلی برای سوزاندن فرستاده می‌شود. شرایط عملیاتی این جریان‌ها در شکل ۱ نشان داده شده است که در آن T دما (درجه سانتیگراد)، P فشار (بر حسب bar) و F سرعت جریان بر حسب مترمکعب است.

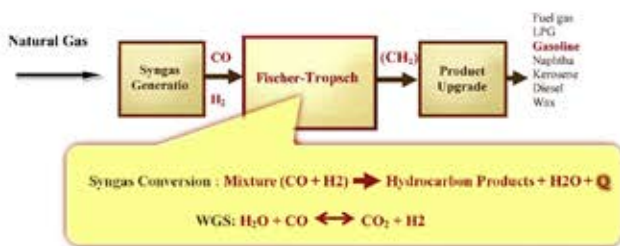
ترکیب و شرایط گاز فلر در جداول ۱ و ۲ گزارش شده‌اند. این داده‌ها برای شبیه‌سازی GTL، تراکم و نیروگاه‌های برق استفاده می‌شوند. کاتالیزگرهای راکتورهای GTL توسط سولفید هیدروژن مسموم می‌شوند. بنابراین، حذف آن در واحد شیرین‌سازی قبل از ارسال گاز فلر به کارخانه GTL ضروری است. شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی توسط نرم‌افزار شبیه‌سازی فرآیند حالت پایدار (دارای مجوز شرکت نفت با قفل سخت‌افزاری

۵-۱- روش فشرده‌سازی:

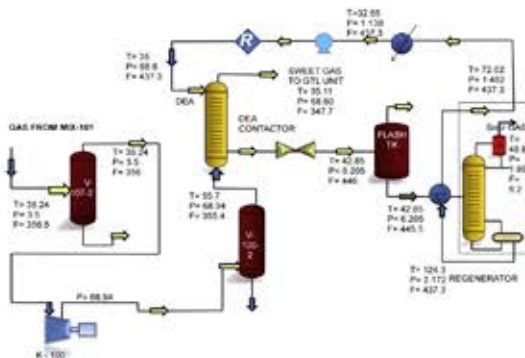
سومین روش برای کاهش گاز فلر، فشرده‌سازی و تزریق به خطوط لوله پالایشگاه است. پیستون کمپرسورها براساس اصل جابجایی عمل می‌کند. هوا از طریق دریچه ورودی، در طول حرکت رو به پایین، به پیستون وارد می‌شود و بعد از آن دریچه ورودی در شروع حرکت، رو به بالا بسته می‌شود در نتیجه هوا فشرده و از شیر فشار خارج می‌شود. حرکت پیستون توسط میل‌لنگ و میله‌های اتصال هدایت می‌شود. کمپرسورهای پیستونی متنوعی وجود دارند که با یک یا چند سیلندر و یک یا چند مرحله در دسترس هستند. از سنسورهای چند سیلندری برای خروجی‌های بالاتر، و از سنسورهای چند مرحله‌ای برای فشارهای بالاتر استفاده می‌شود. گاز فشرده در سیلندر در مرحله اول (مرحله فشار پایین) در خنک‌کننده میانی سرد شده و سپس در مرحله دوم به فشار نهایی فشرده می‌شود (سیلندر فشار بالا). در کمپرسورهای تک مرحله‌ای، یک کنش فشاری با یک چرخش میل لنگ رخ می‌دهد در حالی که کمپرسورهای دو گانه به گونه‌ای عمل می‌کنند که شامل دو کنش فشاری با یک چرخش میل‌لنگ است.

۶-۱- بیان مسئله:

پالایشگاه عسلویه بزرگ‌ترین پالایشگاه در بخش جنوبی ایران است. این سیستم برای تصفیه گاز میدان گازی پارس جنوبی طراحی شده است. میدان گازی پارس جنوبی از نظر زمین‌شناسی یک گستره از قطر به اندازه $10 \times 10/2$ متر مکعب، در میدان شمالی است.



شکل ۳. نمودار شماتیک بخش اصلی فناوری GTL



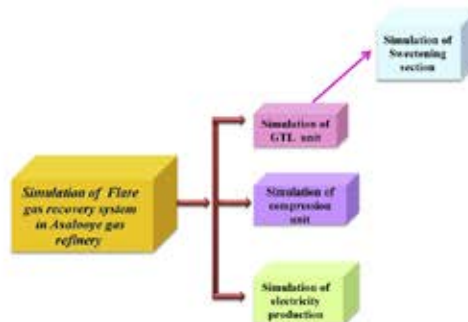
شکل ۴. نمودار جریان فرآیند شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی.

کاتالیزور در فرآیند اصلاح بخار و راکتورهای فیشر تروپش، میزان سولفید هیدروژن باید کمتر از ۴ ppm باشد. شکل ۴ نمودار شماتیک شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی را نشان می‌دهد.

در این واحد از دی اتانول آمین (DEA) به عنوان جاذب برای شیرین‌سازی گاز استفاده می‌شود. گاز مسطح، پس از فشرده‌سازی و رسیدن به فشار مناسب (۶۸/۹۴ bar)، با یک جاذب جذب می‌شود. مشخصات جاذب برای دستیابی به حداقل مقدار سولفید هیدروژن در گاز شیرین شده تعیین می‌شود. گاز شیرین پاک شده از طریق DEA با خط لوله به کارخانه GTL برای پردازش بیشتر منتقل می‌شود. محلول غنی DEA بدست آمده از جاذب به یک مخزن فلاش فرستاده می‌شود که در فشارهای بسیار پایینتر عمل می‌کند. در این مرحله، هرگونه هیدروکربن سبک که در جاذب جذب نمی‌شود، حذف می‌شود. گازهای سبک برای پردازش بیشتر فرستاده می‌شوند. پس از آن، DEA عاری از هیدروکربن به یک برج تقطیر ارسال می‌شود. در این برج، حرارت برای جدا کردن اجزای گاز اسیدی از DEA به کار می‌رود. تحریک کننده بنزین از ستون بازسازی و بازسازی دوباره DEA بازیافت می‌شود. مشخصات هر جریان و شرایط برج‌ها در شکل ۴ نشان داده شده است. ترکیب گاز پس از واحد شیرین‌سازی در جدول ۳ گزارش شده است.

جدول ۲. شرایط گاز فلر جمع‌آوری شده

Conditions	Value
Temperature (°C)	34.19
Pressure (kPa)	305
Molar flow (kgmol/h)	17,760
Mass flow (kg/h)	337,600
Molar enthalpy (kJ/kgmol)	-7.981e + 004
Molar entropy (kJ/kgmol °C)	178.0
Heat flow (kJ/h)	-1.417e + 009



شکل ۲. روند شبیه‌سازی‌ها

۲-۱- شبیه‌سازی کارخانه GTL:

خوراک GTL که از ۳۵۶/۵ مترمکعب گاز فلر تامین می‌شود. فناوری GTL شامل تبدیل شیمیایی گاز طبیعی به مایع پایدار به وسیله فرآیند فیشر تروپش است. فرآیند تجاری شامل سه بخش اصلی است؛ از جمله تولید گاز سنتز، سنتز فیشر تروپش و ارتقا محصول است. نمودار شماتیک بخش اصلی فناوری GTL، فرآیندی که در ابتدا گاز طبیعی را به گاز سنتز تبدیل می‌کند (مخلوطی از هیدروژن و مونوکسید کربن) و سپس توسط فرآیند تبدیل به سوخت مایع دنبال می‌شود، که در شکل ۳ نشان داده شده است. فرآیند GTL، سوخت‌های ترکیبی حمل و نقل، بدون گوگرد و سرب، محصولات کاملاً قابل اصلاح و سازگار با سوخت‌های مایع موجود را تولید می‌کند، که می‌تواند به زیرساخت فعلی و سیستم تامین وارد شود. تولید گاز سنتز یک مرحله بسیار مهم در تولید GTL است. در این مرحله، گاز طبیعی با اکسیداسیون جزئی، اصلاح با بخار (رفرمینگ با بخار) یا ترکیبی از این دو فرآیند (اصلاح گرمایی خودکار) به هیدروژن و مونوکسید کربن تبدیل می‌شود. در این مطالعه، اصلاح بخار در فرآیند شبیه‌سازی انتخاب شده است؛ زیرا آب تولید شده به عنوان محصول جانبی نیروگاه GTL می‌تواند برای اصلاح بخار مورد استفاده قرار گیرد. واحد تولید GTL به منظور تعیین تعداد بشکه‌های GTL تولید شده از گاز فلر شبیه‌سازی می‌شود. برای جلوگیری از مسمومیت

جدول ۴. داده‌های پارامتر جنبشی (منتظر رحمتی و بارگاه

سلیمانی، ۱۳۸۰).

Reaction no.	m	n	k	E
1	-1.0889	1.5662	142,583.8	83,423.9
2	0.7622	0.0728	51,556	65,018
3	-0.5645	1.3155	24,717	49,782
4	0.4051	0.6635	0.4632	34,885.5
5	0.4728	1.1389	0.00474	27,728.9
6	0.8204	0.5026	0.00832	25,730.1
7	0.5850	0.5982	0.02316	23,564.3
8	0.5742	0.710	410.667	58,826.3

جدول ۵. نمودار جریان فرآیند شبیه‌سازی کارخانه GTL.

System type	Pilot plant
Parameter	Value
Molar ratio of CH ₄ /H ₂ O in feed	0.55
Feed temperature (K)	850
Reactor pressure (bar)	25

جدول ۶. ویژگی‌های کارخانه آزمایشی FTS.

System type	Pilot plant
Parameter	Value
Tube dimension (mm)	Ø38.1 × 3 × 6000
Molar ratio of H ₂ /CO in feed	0.96
Feed temperature (K)	569
Reactor pressure (kPa)	1700
Cooling temperature (K)	566.2
Catalyst sizes (mm)	Ø2.51 × 5.2
Catalyst density (kg m ⁻³)	1290
Bulk density (kg m ⁻³)	730
Number of tubes	1
GHSV (h ⁻¹)	235
Bed voidage	0.488
Feed molar flow rate (gmol/s)	0.0335

معادله سرعت واکنش به شرح زیر است و پارامترهای جنبشی در جدول ۴ آورده شده است.

$$R_i = 0.278k_i \exp\left(-\frac{E_i}{RT}\right) P_{CO}^m \cdot P_{H_2}^n \quad (11)$$

(mol kgcat⁻¹s⁻¹)

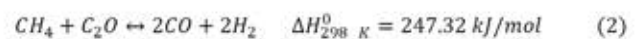
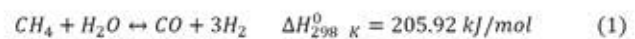
مدل سینتیکی مورد استفاده برای محدوده دمایی ۲۹۰ تا ۳۱۰ درجه سانتی‌گراد، محدوده فشار ۱۵ bar تا ۲۳ و نسبت H₂/CO بین ۰/۷۶ تا ۱/۸۲ متغییر است. داده‌های تجربی RIPI از نیروگاه GTL برای شبیه‌سازی نیروگاه GTL استفاده می‌شود.

گاز خروجی از راکتور F-T پس از خنک‌سازی به جداکننده سه فازی فرستاده می‌شود. فاز گاز به دو جریان با نسبت جریان ۰/۷۵ و ۰/۲۵ تقسیم می‌شود. سپس جریان که نرخ جریان بالاتری دارد بازیافت شده و فاز مایع به صورت GTL جدا می‌شود. با توجه به نتایج شبیه‌سازی نشان داده شده در شکل ۵، ۴۸۰۵۶ بشکه در روز سوخت GTL در نیروگاه GTL تولید می‌شود. نتایج شبیه‌سازی بدست آمده با توجه به ترکیبات گاز

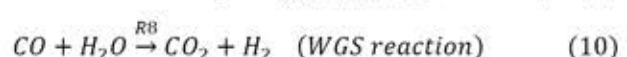
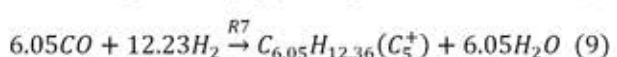
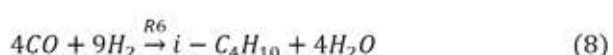
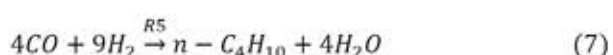
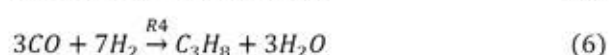
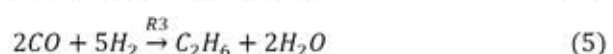
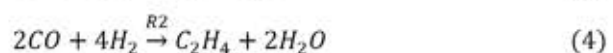
جدول ۳. ترکیب گاز فلر جمع‌آوری شده پس از شیرین شدن.

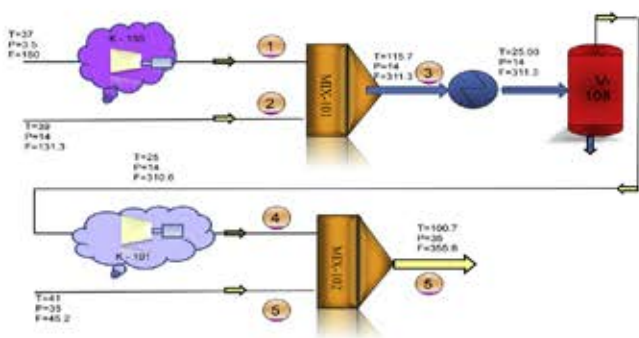
Component	Mole fraction
Methane	0.872649
Ethane	0.055636
Propane	0.020457
Nitrogen	0.036381
CO ₂	0.000498
i-Butane	0.003787
n-Butane	0.005857
i-Pentane	0.001865
n-Pentane	0.001643
H ₂ S	0.000000
H ₂ O	0.001221

همان طور که در شکل ۵ نشان داده شده است، تعداد بشکه‌های GTL تولید شده با شبیه‌سازی کارخانه GTL تعیین می‌شود. گاز شیرین شده، پس از رسیدن به شرایط (دما و فشار) مورد نیاز، وارد راکتور اصلاح بخار می‌شود. واکنش‌های تعادلی زیر در راکتور اصلاح کننده بخار رخ می‌دهند:

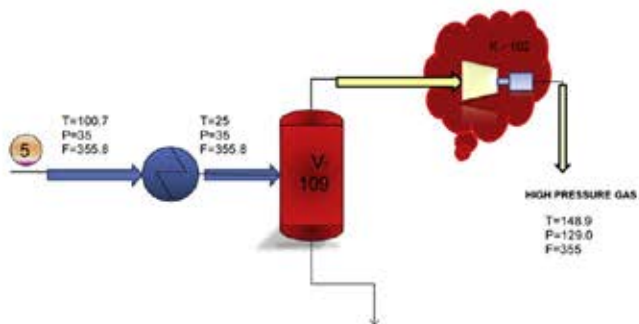


این واکنش‌های تعادلی در یک راکتور تعادلی (ERV-۱۰۰) در نرم‌افزار شبیه‌سازی فرآیند حالت پایدار رخ می‌دهند. گاز سنتز خارج شده از ERV-۱۰۰ و گاز بازیابی شده از واحد نهایی به راکتور F-T هدایت می‌شوند (PFR-۱۰۰). لازم به ذکر است که دما یک عامل مهم در راکتور F-T با توجه به ماهیت گرمای این واکنش‌ها است. اجزای این گاز شامل H₂, CO, CO₂, CH₄, C₂H₆, C₃H₈, n-C₄H₁₀, i-C₄H₁₀ و C₅ می‌باشند. واکنش‌های زیر به عنوان واکنش‌های F-T غالب در نظر گرفته می‌شوند:





شکل ۶. نمودار جریان فرآیند شبیه‌سازی واحد فشرده‌سازی.



شکل ۷. نمودار جریان فرآیند شبیه‌سازی واحد فشرده‌سازی (ادامه).

فرض شود که دمای اولیه نزدیک به دمای محیط است، نسبت‌های فشار ۳:۱ - ۵:۱ توسط این دماهای بیشینه پیشنهاد می‌شوند. (Kidnay and Parrish, ۲۰۰۶) همان طور که در شکل ۶ و ۷ نشان داده شده است، سه کمپرسور با در نظر گرفتن مبنای طراحی سیستم و ظرفیت بازیابی گاز فلر انتخاب شده‌اند.

شکل ۸ انواع مختلف کمپرسور را نشان می‌دهد، مناسب ترین کمپرسور برای بازیابی گاز فلر به عوامل بسیاری مانند الزامات فرآیند، بهره‌وری، قابلیت اطمینان و الزامات نگهداری بستگی دارد. در این شبیه‌سازی، کمپرسور رفت و برگشتی انتخاب شده است. همانطور که قبلاً ذکر شد، گاز توسط سه خط به فلر فرستاده می‌شود. بنابراین این جریان‌ها به صورت ۱، ۲ و ۵ در شکل شماره گذاری شده اند. همان طور که در شکل ۶ نشان داده شده است فشار جریان ۱ از طریق کمپرسور K-۱۰۰ افزایش می‌یابد تا به فشار جریان ۲ برسد. کمپرسور K-۱۰۰ برای ظرفیت ۱۳۶۱۰ MMSCFD در فشار تخلیه ۱۴ bar با ۱۳۶۱۰ کیلووات در نظر گرفته شده است. این جریان‌ها با هم ترکیب می‌شوند و جریان ۳ را تشکیل می‌دهند سپس وارد جداکننده دو فازی می‌شود. لازم به ذکر است که این

جدول ۷. ترکیب گاز خروجی پس از نیروگاه GTL.

Component	Mole fraction
Methane	0.000092
Ethane	0.015864
Propane	0.029886
Nitrogen	0.000244
CO ₂	0.077776
i-Butane	0.020470
n-Butane	0.041687
i-Pentane	0.033178
n-Pentane	0.038032
C ₅	0.735416
Ethylene	0.000002
H ₂ O	0.000043
H ₂	0.007231
CO	0.000073

جدول ۸. ترکیب گاز سنتز.

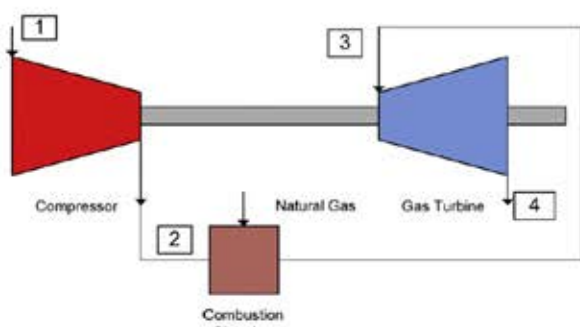
Component	Mole fraction
Methane	0.012980
Ethane	0.012119
Propane	0.004864
Nitrogen	0.008019
CO ₂	0.025564
i-Butane	0.000578
n-Butane	0.000828
i-Pentane	0.000345
n-Pentane	0.000283
C ₅	0.000000
CO	0.167290
H ₂	0.603481
H ₂ O	0.163644

سنتز و GTL در جدول ۷ و ۸ ارائه شده است. قابل توجه است که این محصولات رامی توان به مجموعه‌های پتروشیمی برای هیدروکراکینگ و ارتقا محصول ارسال کرد.

۲-۲- شبیه سازی واحد فشرده سازی:

تزریق گاز پر فشار به خطوط لوله پالایشگاه به عنوان جایگزین دیگری برای کاهش سوزاندن گاز فلر پیشنهاد شده است. یک واحد فشرده‌سازی در این زمینه شبیه سازی شده است. برخی محدودیت‌های مربوط به محدودیت مواد در طول فرآیند شبیه‌سازی در نظر گرفته می‌شوند. با در نظر گرفتن مواد مناسب برای ساخت، آب بندی و روغن کاری، دمای ۱۵۰ درجه سانتیگراد به عنوان "میانگین خوب" برای دمای خروجی توصیه می‌شود. (Kidnay and Parrish, ۲۰۰۶) محدوده دمایی ۱۲۰ - ۱۴۰ درجه سانتی‌گراد، برای کار تحت فشار بالا توصیه می‌شود. (Kidnay and Parrish, ۲۰۰۶) اگر

این نوع نیروگاه به تعداد فزاینده ای در سرتاسر جهان نصب می شود که در آن مقادیر قابل توجهی گاز طبیعی تبدیل می شود. این نوع نیروگاهها با توان خروجی بالا و بازده بالا و انتشار آلایندهی پایین، برق تولید می کنند. توربین های گازی نیز در حالت سیکل ساده برای توان مکانیکی بار پایه و تولید الکتریسیته در صنایع نفت و گاز که سوخت آنها گاز طبیعی و گازهای حاصل از فرآیند است، مورد استفاده قرار می گیرند. هزینه های نگهداری سوخت های گازی کمتر از سوخت های مایع است. شکل ۹ چرخه برایتون را نشان می دهد که در این مطالعه شبیه سازی شده است.



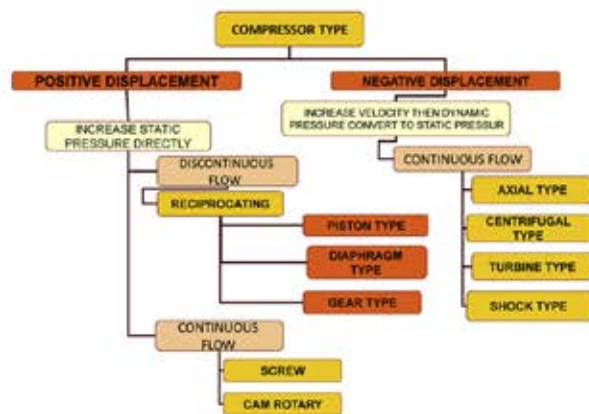
شکل ۹. چرخه برایتون

چرخه برایتون یکی از کارآمدترین چرخه ها برای تبدیل سوخت های گازی به توان مکانیکی یا الکتریسیته است. در نقطه ۱، هوایی که وارد کارخانه می شود از جو به کمپرسور می آید که در آن فشار از فشار جو به ۲۳ بار افزایش می یابد. در نقطه ۲، هوای فشرده به یک محفظه احتراق منتقل می شود و با گاز طبیعی که در آن احتراق رخ می دهد، ترکیب می شود. در نقطه ۳، گازهای داغ تولید شده توسط محفظه احتراق به سمت توربین گاز هدایت می شوند و در آنجا تا فشار اتمسفر منبسط شوند. انرژی گاز به انرژی مکانیکی تبدیل می شود و این انرژی در یک ژنراتور به الکتریسیته تبدیل می شود. در نقطه ۴، گازهای خروجی از توربین گاز خارج می شوند. توان بدست آمده توسط نیروگاه با شبیه سازی تعیین می شود. شکل ۱۰ شبیه سازی نیروگاه را نشان می دهد. فشارهای هوا و گازهای خروجی پالایشگاه عسلویه تحت فشار واکنش احتراق توسط کمپرسورهای K-100 و K-101 فشرده می شود. پس از آن، گاز خروجی وارد راکتور مبدل می شود، و در نرم افزار شبیه سازی فرآیند

فرآیند برای کاهش حجم گاز و محدودیت مواد استفاده می شود. فشار گاز خروجی جداکننده به وسیله کمپرسور K-101 تا ۳۵ بار فشرده می شود. کمپرسور K-101 برای ظرفیت ۳۱۰/۶ MMSCFD در فشار تخلیه ۳۵ bar کار می کند. در نهایت، جریان ۳ و ۴ ترکیب می شوند و جریان ۵ را به وجود می آورند. شکل ۷ نشان می دهد که فشار خروجی جریان ۵ پس از خنک کاری و جداسازی گاز توسط کمپرسور K-101 به ۱۲۹ bar می رسد. بنابراین، این جریان برای تزریق به خطوط لوله پالایشگاه مناسب است. کمپرسور K-101 برای ظرفیت ۳۵۵/۸ MMSCFD در فشار تخلیه ۱۲۹ bar ناشی از ۲۲۶۱۰ کیلووات مشخص شده است. ویژگی های کمپرسور K-100، K-101 و K-102 در جدول ۹ نشان داده شده اند.

۳-۲- شبیه سازی واحد تولید برق (GTG):

تولید برق با استفاده از چرخه احتراق روش دیگری برای از بین بردن سوزاندن گاز است. اصل اساسی چرخه توان، ساده است: سوختن گاز در یک توربین گازی، توان تولید می کند که می تواند توسط یک ژنراتور متصل به آن، توان الکتریکی تولید کند.



شکل ۸. انواع کمپرسور.

جدول ۹. مشخصات کمپرسورهای K-100، K-101 و K-102.

Compressors name	K-100	K-101	K-102
Adiabatic head (m)	21,940	12,940	18,440
Polytropic head (m)	22,740	13,310	19,170
Adiabatic efficiency	75.00	75.00	75.00
Polytropic efficiency	77.929	77.22	77.988
Power consumed (kW)	13,610	13,860	22,610
Friction loss (kW)	0.00	0.00	0.00
Fluid power (kW)	13,610	13,860	22,610
Polytropic head factor	1.00	1.00	0.9946
Polytropic exponent	1.3403	1.3764	1.4279
Isentropic exponent	1.2521	1.2691	1.3212
Speed (rpm)	52,040	17,290	8273

جدول ۱۱. بیانیه سرمایه‌گذاری تخمینی برای کارخانه GTL.

Caption	Cost
Purchased equipment cost	\$213,536,485
Installation of equipment	\$100,362,148
Piping	\$140,934,080
Electrical installation	\$23,489,013
Building including services	\$38,436,567
Land/yard improvements	\$38,436,468
Service facility	\$72,407,297
Total direct cost	\$627,602,058
Engineering	\$70,467,040
Contractor's fee	\$44,842,661
Total indirect cost	\$115,309,701
Total fixed cost	\$742,911,759
Working cost	\$183,641,377
Total capital investment	\$926,553,136

جدول ۱۲. صورت درآمد تخمینی و هزینه بازگشت برای کارخانه GTL.

Caption	Value
Direct production cost	\$91,820,688/year
Product cost for sale	\$100/bbl
Total product cost	\$1,585,848,000/year
Product cost for plant	\$5.8/bbl
Total product cost for plant	\$9,197,918/year
Fixed charge	\$98,219,257
Break-even point capacity	1,419,353 bbl/year
Yearly income in B.E.P capacity	\$141,935,300/year
Capacity of unit per year	15,858,480 bbl/year
Total yearly income	\$1,585,848,000/year
Gross profit	\$1,443,912,700/year
Net profit	\$1,155,130,160/year
ROR	125%

به ترتیب در جداول ۱۱ و ۱۲ گزارش شده است.

این محاسبات نشان می‌دهد که دوره بازگشت سرمایه برای نیروگاه GTL حدود ۱ سال (۰/۸ سال) و سود خالص کل ۱,۱۵۵,۱۳۰,۱۶۰ دلار در سال است. سرمایه‌گذاری سرمایه برآورد شده، شرح درآمد و بازده برای فشرده‌سازی گاز فلر MMSCFD ۳۶۵/۵ به ترتیب در جداول ۱۳ و ۱۴ ارائه شده است.

این محاسبات نشان می‌دهد که دوره بازگشت سرمایه برای واحد فشرده‌سازی حدود ۶ ماه (۰/۵ سال) و سود خالص ۱۵۱,۳۷۶,۹۷۲ دلار در سال است. جدول ۱۵ گزارش سرمایه‌گذاری برآورد شده برای تولید ۲۱۳۰ مگاوات برق و جدول ۱۶ گزارش درآمد و بازده تخمینی را نشان می‌دهد. این نتایج محاسبات نشان می‌دهد که دوره بازگشت سرمایه برای نیروگاه تقریباً ۵ سال (۴/۸ سال) و سود خالص ۲,۷۴۶,۹۷۵,۰۲۴ دلار در سال است. ظرفیت نقطه سر به سر (B.E.P)، هزینه تولید برای کارخانه، درآمد سالانه در ظرفیت B.E.P، درآمد کل سالانه، سود ناخالص، سود خالص و ROR با استفاده از معادلات (۱۲) تا (۱۹) محاسبه و در جداول ۱۲، ۱۴ و ۱۶ گزارش شده‌اند.

در محفظه احتراق در حالت پایدار جایگزین می‌شود. واکنش زیر در راکتور رخ می‌دهد:



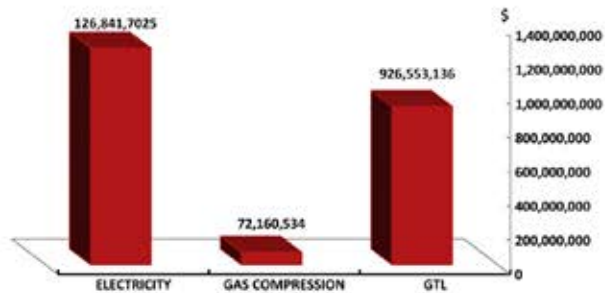
گاز خروجی از راکتور به سمت توربین گاز (T-۱۰۰) هدایت می‌شود. شکل ۱۰ نشان می‌دهد که ۲۱۳۰ مگاوات برق توسط نیروگاه برق بدست می‌آید. مشخصات توربین گاز (T-۱۰۰) در جدول ۱۰ مشخص شده است.

جدول ۱۰. مشخصات توربین گاز (T-۱۰۰).

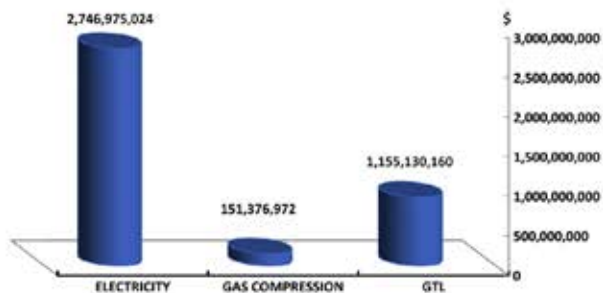
Gas turbine name	T-100
Adiabatic head (m)	67,150
Polytropic head (m)	68,050
Adiabatic efficiency	93.00
Polytropic efficiency	90.614
Power produced (kW)	65,990
Friction loss (kW)	0.00
Fluid power (kW)	65,990
Polytropic head factor	1.00
Polytropic exponent	1.1851
Iisentropic exponent	1.2112

۳- ارزیابی اقتصادی:

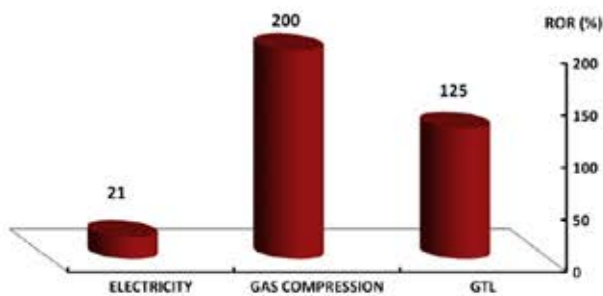
در این مورد، تصمیم سرمایه‌گذاری براساس مقایسه بین سه جایگزین مانند فناوری GTL، تراکم گاز و تولید برق است. پس از شبیه‌سازی سه فرآیند ذکر شده در نرم‌افزار شبیه‌سازی فرآیند در حالت پایدار، برآورد اقتصادی هر فرآیند ارزیابی می‌شود. سودآوری هر فرآیند با استفاده از نرخ بازده افزایش ظرفیت ROR تحلیل می‌شود. مشاهده شده است که هزینه گاز خوراک فناوری GTL بر هزینه کارخانه GTL تاثیر می‌گذارد زیرا به طور گسترده‌ای به کاربردهای جایگزین وابسته است. هزینه گاز طبیعی مورد استفاده به عنوان خوراک ورودی نیروگاه GTL منجر به افزایش هزینه‌های نیروگاه GTL می‌شود. با این حال در این مطالعه گاز فلر به عنوان خوراک ورودی استفاده شده است و در نتیجه هزینه‌های مربوط به گاز طبیعی خوراک حذف شده است. به عبارت دیگر، هزینه کارخانه GTL با گاز فلر کمتر از همان کارخانه با گاز طبیعی است. هزینه هر فرآیند در جداول زیر گزارش شده است. سرمایه برآورد شده، درآمد و اظهارنامه بازگشت برای تولید ۴۸۰۵۶ بشکه در روز سوخت مایع توسط کارخانه GTL



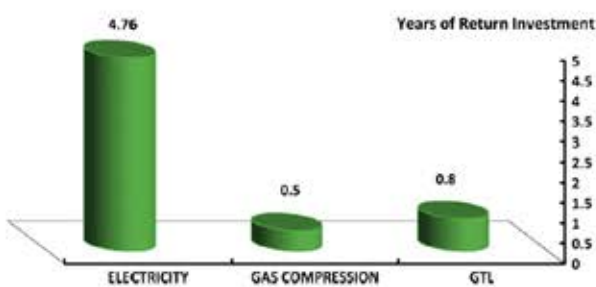
شکل ۱۱. مقایسه بین کل سرمایه‌گذاری.



شکل ۱۲. مقایسه بین سود سالانه.



شکل ۱۳. مقایسه بین نرخ بازده برای افزایش ظرفیت.



شکل ۱۴. مقایسه بین سالهای بازگشت سرمایه.

ارزیابی اقتصادی سه روش در شکل‌های قبلی مقایسه شده است. اگرچه هر روش به دلیل جلوگیری از سوزاندن گاز و مشکلات ناشی از آن مزایای خاص خود را دارد، مقایسه‌ای برای تشخیص روش برتر از نقطه نظر زیست‌محیطی و اقتصادی انجام می‌شود.

جدول ۱۳. صورت سرمایه‌گذاری تخمینی برای واحد فشرده‌سازی.

Caption	Cost
Purchased equipment cost	\$17,206,254
Installation of equipment	\$6,882,502
Piping	\$17,100,521
Electrical installation	\$1,720,626
Building including services	\$3,441,251
Total direct cost	\$46,351,154
Engineering	\$6,882,501
Contractor's fee	\$5,161,876
Total indirect cost	\$12,044,377
Total fixed cost	\$58,395,531
Working cost	\$13,765,003
Total capital investment	\$72,160,534

جدول ۱۴. صورت درآمد تخمینی و هزینه بازگشت برای واحد فشرده‌سازی.

Caption	Value
Direct production cost	\$5,506,001/year
Product cost for sale	\$0.06/m ³
Total product cost for sale	\$199,584,000/year
Product cost for plant	\$0.017/m ³
Total product cost for plant	\$5,658,800/year
Fixed charge	\$7,426,662/year
Break-even point capacity	172,713,070 m ³ /year
Yearly income in B.E.P Capacity	\$10,362,784/year
Capacity of unit per year	3,326,400,000 m ³ /year
Total yearly income	\$199,584,000/year
Gross profit	\$189,221,216/year
Net profit	\$151,376,972/year
ROR	200%

$$\begin{aligned} \text{Product cost for sale} \times \text{B.E.P capacity} = \\ \text{product cost for plant} \times \text{B.E.P capacity} + \text{fixed charge} \end{aligned} \quad (13)$$

$$\text{Product cost for plant} = \frac{\text{Direct Productin cost}}{\text{Plant Capacity}} \quad (14)$$

$$\begin{aligned} \text{Yearly income in B.E.P Capacity} = \\ \text{Break even point capacity} \times \text{Product cost for sale} \end{aligned} \quad (15)$$

$$\begin{aligned} \text{Total yearly income} = \\ \text{Capacity of unit per year} \times \text{Product cost for sale} \end{aligned} \quad (16)$$

$$\begin{aligned} \text{Gross Profit} = \\ \text{Total yearly income} - \text{Yearly income in B.P.E Capacity} \end{aligned} \quad (17)$$

$$\text{Net profit} = 0.8 \times \text{Gross Profit} \quad (18)$$

$$\text{ROR} = \frac{\text{Annual Profit}}{\text{Capital Investment}} \times 100 \quad (19)$$

با توجه به محاسبات ذکر شده، مقایسه بین سرمایه‌گذاری کلی، سود سالانه، نرخ بازگشت برای افزایش ظرفیت (ROR) و زمان بازگشت سرمایه هر سه روش در شکل‌های ۱۱ تا ۱۴ به صورت نسبی نشان داده شده است.

پالایشگاه گاز عسلویه، نظارت جامع بر جریان، ترکیب گازهای فلر و گزینه‌های جایگزین برای بازیابی گازهای فلر در این مطالعه مورد بررسی قرار گرفت. بنابراین، شبیه سازی‌های فرآیند و ارزیابی‌های اقتصادی انجام می‌شوند. با توجه به نتایج شبیه‌سازی، روش تولید برق (با ۳۵۶/۵ مترمکعب از گاز شعله) بیشترین سرمایه‌گذاری را دارد. کمترین هزینه و بازده سرمایه‌گذاری (۲۱ درصد) است که علی‌رغم سود بالای سالانه آن، از نظر اقتصادی مقرون‌به‌صرفه نیست. لذا تولید برق به صرفه نیست، روش GTL دارای ROR کمتری نسبت به روش فشرده سازی است. اما سود سالانه بالاتری دارد.

اگرچه استفاده گازفلر در فرآیند GTL گرانتر از فرآیند فشرده‌سازی گاز است اما سود سالانه این روش این کمبود را جبران می‌کند. بنابراین، این روش برای پالایشگاه‌هایی با سرمایه بالا، بسیار توصیه می‌شود. میزان سرمایه‌گذاری برای واحد فشرده‌سازی، پایین و نرخ بازده برای افزایش سرمایه‌گذاری بالاتر از نیروگاه GTL (۲۰۰٪) است. بنابراین، روش فشرده سازی گاز اقتصادی‌ترین روش در پالایشگاه‌های عسلویه با میزان سرمایه‌گذاری متوسط به دلیل هزینه‌های سرمایه‌گذاری پایین‌تر و نرخ بازگشت سرمایه بالاتر است. در نتیجه، برای پالایشگاه‌هایی با شرایط عملیاتی و سرمایه‌گذاری مشابه به پالایشگاه عسلویه، روش فشرده‌سازی اقتصادی‌ترین روش خواهد بود. این نتایج برای پالایشگاه‌ها با نرخ جریان گاز بالا، کمتر از ۳۵۶/۵ مترمکعب قابل اجرا است. با این حال، برای پالایشگاه‌هایی با مقدار گاز فلر کمتر، نرخ بازگشت سرمایه برای GTL و نیروگاه‌های برق بیشتر از این مورد شد و این روش‌ها اقتصادی نبودند.

مقایسه بین کل سرمایه‌گذاری در سه روش در شکل ۱۱ نشان‌دهنده شده است. مشاهده می‌شود که فشرده سازی گاز کمترین سرمایه‌گذاری را دارد. شکل ۱۲ نشان می‌دهد که سود سالانه برای برق بیشتر از GTL و سود سالانه برای GTL بیشتر از فشار گاز است. با این حال، زمان بازگشت سرمایه برای فشرده‌سازی گاز به دلیل نرخ بازگشت سرمایه بالاتر و همچنین فشرده‌سازی گاز در مقایسه با نیروگاه‌های GTL و الکتریسیته، کمترین مقدار را دارند (شکل ۱۳ را ببینید). یک مقایسه بین شکل ۱۳ و ۱۴ نشان می‌دهد که بیش‌ترین بازده برای افزایش ظرفیت و کمترین بازده سال‌های سرمایه‌گذاری مربوط به روش فشرده‌سازی گاز است. بنابراین، این روش اقتصادی‌تر از روش‌های دیگر است. از سوی دیگر، افزایش تقاضا برای تولید بنزین را می‌توان به درستی با روش GTL نشان داد. با این حال، بدلیل هزینه زیاد بخصوص برای پالایشگاه‌هایی که سرمایه‌ی بالایی دارند به صرفه‌تر است. علاوه بر این، در صورتی که دیدگاه زیست‌محیطی به دلیل تولید سوخت پاک بسیار مهم باشد، می‌توان روش GTL را انتخاب کرد. در روش تولید برق، گاز در چرخه‌های دمای بالا سوزانده می‌شود و گاز فشرده به اتمسفر فرستاده می‌شود که می‌تواند باعث آلودگی‌های زیست‌محیطی شود. علاوه بر این، این روش در مقایسه با روش‌های دیگر با توجه به ارقام ذکر شده مقرون‌به‌صرفه نیست.

۴- نتیجه‌گیری:

روش‌های زیادی برای به حداقل رساندن سوزاندن گاز در پالایشگاه‌های نفت و گاز وجود دارد. به منظور تعیین بهترین روش برای به حداقل رساندن سوزاندن گاز فلر در

بازیابی هلیوم از گاز طبیعی

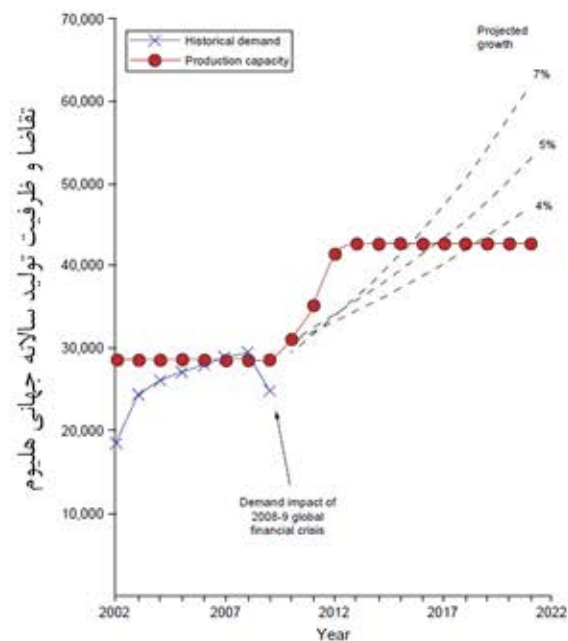
چکیده:

هلیوم یک گاز منحصر به فرد با طیف گسترده‌ای از کاربردهای مهم است، کاربردهای علمی و صنعتی بر اساس نقطه جوش بسیار کم هلیوم، خاصیت بی‌اثر و غیرقابل اشتعال و اندازه مولکولی کوچک آن است. عمده ترین و مهمترین منابع گاز هلیوم میدان‌های گاز طبیعی هستند. به همین ترتیب تقاضای جهانی برای هلیوم به سرعت افزایش می‌یابد و ارزش میدان‌های گاز طبیعی در صورت وجود هلیوم حتی در مقادیر بسیار کم احتمالاً به میزان قابل توجهی افزایش خواهد یافت؛ با این حال، بازیابی گاز هلیوم از گاز طبیعی با استفاده از فرایندهای متداول تقطیر برودتی، گران و پرهزینه است. در این بخش، دامنه بهبود کارایی هلیوم را بررسی می‌کنیم و فرایندهای بازیابی و ارتقاء را ارزیابی می‌کنیم. فناوری‌های مبتنی بر جذب یا جداسازی غشائی برای تصفیه و جداسازی گاز هلیوم و بهبود فرایندهای بازیابی گاز هلیوم در روش‌های بسیاری با سیستم‌هایی که برای تصفیه هیدروژن طراحی شده‌اند، یکسان هستند بنابراین، بسیاری از پیشرفت‌های تکنولوژیکی اخیر برای جداسازی هیدروژن از متان، نیتروژن و دی‌کربن اکسید، ممکن است قابل استفاده در فرایند بازیابی گاز هلیوم باشند. علاوه بر این، برخی از اختراعات اخیر و مطالعات آزمایشی نشان می‌دهد که چندین فرصت برای توسعه این امر وجود دارد از جمله مواد پیشرفته مانند جاذب‌های هلیوم و بهینه‌سازی شده توسط عملیات فرایند بازیابی گاز هلیوم از گاز طبیعی است مانند غشاهای پلی‌بنزیمیدازول با عملکرد بالا برای استخراج گاز هلیوم از گاز طبیعی استفاده می‌شود.

بزرگترین استفاده از هلیوم به عنوان مایع خنک کننده در ابرساناها برای تجهیزات تصویربرداری رزونانس مغناطیسی در بیمارستان‌ها است. سایر کاربردهای هلیوم به عنوان مایع خنک کننده در شتاب دهنده‌های ذرات و تحقیقات فیزیک با انرژی بالا و همچنین یک گاز حامل در تجهیزات تحلیلی مانند کروماتوگراف‌های گازی است؛ یک گاز پوشش دهنده برای جوشکاری؛ و مخلوط گاز هلیوم و اکسیژن برای جلوگیری از بی‌هوشی غواصان در آب‌های عمیق و به هوش آوردن بیماران در اتاق عمل استفاده می‌شود. علاوه بر این، انتظار می‌رود نسل بعدی راکتورهای هسته‌ای گازسوز حجم زیادی هلیوم مصرف کنند. راکتورهای گازسوز از راکتورهای قدیمی (خنک کننده آب) کارآمدتر و ایمن‌تر هستند. بیست و یک نیروگاه هسته‌ای با برنامه ساخت ۱۵۰ راکتور دیگر (اکثر آنها در آسیا هستند) در دست ساخت قرار دارند و بنابراین، افزایش تقاضای گاز هلیوم محتمل است. اگرچه هوا حاوی مقدار زیادی هلیوم است، اما غلظت ۵ ppm برای استخراج هلیوم از جو بسیار پایین است. در عوض تنها منبع عملی تامین گاز هلیوم از میادین گاز طبیعی (NG) است. با این حال بهترین میادین نیز حاوی غلظت‌های بسیار کمی از گاز هلیوم است، میدان‌های گازی غنی از هلیوم که معمولاً با غلظت‌های بیشتر از ۰/۳٪ توصیف می‌شوند. با افزایش تقاضا برای گاز هلیوم در آینده، اگر میدان‌های حاوی هلیوم بتوانند به طور موثر شناسایی شوند، ارزش این میدان‌ها که حتی حاوی مقادیر بسیار کم هلیوم هستند، به طور قابل توجهی افزایش می‌یابد. روش‌های تقطیر گران و پرهزینه هستند. با این حال، توسعه میدان‌های گاز بر اساس کارخانه‌های گاز مایع (LNG) از نظر بازایی هلیوم دارای مزیت زیادی است. فناوری‌های جدیدی که هلیوم را به طور موثرتری استخراج و تصفیه می‌کنند، می‌توانند این مزیت را سودآورتر کنند و یا غلظت هلیوم مورد نیاز در گاز را کاهش دهند تا استخراج از نظر اقتصادی سودآور شود. صنعت جهانی LNG به سرعت در حال افزایش ظرفیت برای پاسخگویی به تقاضای روزافزون برای گاز طبیعی است. چندین پروژه LNG پیشنهادی وجود دارند که ممکن است فرصت‌هایی برای بازیابی هلیوم به عنوان یک محصول قابل فروش در فرایند مایع‌سازی ارائه دهند. تأسیسات استخراج هلیوم در حال حاضر در جدول ۱

معرفی بازار و منابع هلیوم:

هلیوم یک گاز منحصر به فرد با ویژگی‌هایی نظیر دمای جوش بسیار کم، بی‌اثر بودن و غیرقابل اشتعال بودن است و در طیف گسترده‌ای از فعالیت‌های مهم پزشکی، علمی و صنعتی کاربرد دارد. تقاضای جهانی برای هلیوم در سال ۲۰۱۰ تقریباً برابر ۳۰۰۰۰ تن به ارزش نزدیک به ۱ میلیارد دلار بوده است؛ پس از رکود اقتصادی ۲۰۰۹ - ۲۰۰۸، پیش‌بینی‌ها نشان می‌دهد افزایش مداوم برای تقاضای هلیوم ۵-۷ درصد در سال خواهد بود، این پیش‌بینی رشد تقاضا در آسیا، به ویژه در اقتصادهای در حال توسعه چین و هند را نشان می‌دهد. اخیراً تأسیسات تولید هلیوم در الجزایر، قطر و استرالیا راه اندازی شده است؛ داروین تنها کارخانه استخراج هلیوم است که در نیم‌کره جنوبی جای دارد با این حال، همانطور که پیش‌بینی‌ها نشان می‌دهد (شکل ۱)، ظرفیت تولید این کارخانه‌ها و سایر برنامه‌ریزی‌های انجام شده برای پروژه‌های در حال حاضر پاسخگوی تقاضای پیش‌بینی شده برای مصرف گاز هلیوم نیستند.



شکل ۱. تقاضای تاریخی (x) و پیش‌بینی شده (خطوط خط‌کشی شده) برای هلیوم با کاهش کوتاه‌مدت پیش‌بینی شده در ظرفیت تولید هلیوم با فرض اجرای پروژه‌های جاری (حلقه‌ها). داده‌های آماری از Pacheco و Thomas (۲۰۱۰).

فهرست شده است. در سال ۲۰۰۹، ۲۲ کارخانه هلیوم در ایالات متحده فعالیت می‌کردند که به جز دو مورد دیگر از فناوری جداسازی سرمازا استفاده می‌کردند، کارخانه‌های استخراج گاز هلیوم در ایالات متحده ۷۱ درصد از تولید جهانی هلیوم را در سال ۲۰۰۹ به خود اختصاص دادند و مابقی در الجزایر، قطر، لهستان و روسیه تولید شد. اولین کارخانه تولید هلیوم در نیم‌کره جنوبی در مارس ۲۰۱۰ در داروین راه اندازی شد (محصول مایع هلیوم ۸۶۰ لیتر در ساعت = ۲٫۶ تن در روز؛ ۲۰۱۰)

علاوه بر این کارخانه، دیگر کارخانه‌های تولید هلیوم که اخیراً ساخته شده‌اند، آنهایی هستند که توسط ایرلیکوئید در راس لفان قطر و دیگری توسط گروه مهندسی لینده در سکیکده الجزایر طراحی شده‌اند؛ گروه مهندسی لینده، ایرلیکوئید و راس گاز در ماه مه ۲۰۱۰ اعلام کردند که قصد دارند دومین واحد استخراج هلیوم را در راس لفان بسازند. سایر کارخانه‌های استخراج قابل توجه گاز هلیوم شامل گسترش کارخانه سکیکده در سال ۲۰۱۲ و ساخت یک کارخانه جدید استخراج گاز هلیوم در وایومینگ، ایالات متحده است. فرایندهای متداول تقطیر برودتی برای بهبود هلیوم در هر یک از این پروژه‌های جدید استفاده می‌شود. بزرگترین مقیاس نیروگاه‌های بازیابی هلیوم که اخیراً ساخته شده یا در حال توسعه هستند، از تقطیر برودتی برای انجام بخش عمده‌ای از جداسازی گاز استفاده می‌کنند. فرایندهای جذب در مراحل تصفیه هلیوم برای جذب مقادیر کمی از نیتروژن و آرگون از افزایش بیش از ۹۰ درصد هلیوم استفاده می‌شود، اما در حال حاضر هیچ فرایند تجاری دیگری وجود ندارد که با تقطیر برودتی برای هلیوم قابل رقابت باشد. در سایر کاربردهای صنعتی، مانند تولید هیدروژن در صنایع شیمیایی و پتروشیمی، پتانسیل جذب و فرایندهای جداسازی غشاء برای دستیابی به سرمایه و صرفه جویی در هزینه‌های انرژی بالا در مقایسه با فرایندهای تقطیر برودتی نشان داده شده است. چندین فرایند مبتنی بر جذب برای بازیابی هلیوم که در اختراعات ثبت شده است، در این بررسی شرح داده شده است که کارخانه استخراج گاز هلیوم با استفاده از جداسازی غشائی از

سال ۱۹۸۵ استفاده می‌شوند و ما در اینجا خلاصه‌ای از گزارش موجود در مورد واحدهای غشائی برای بازیابی گاز هلیوم را ارائه می‌دهیم. این مقاله فرایندهای انجماد معمولی برای بازیابی گاز هلیوم، از جمله شرکت‌های تولیدکننده گاز هلیوم که به تازگی در قطر و استرالیا ساخته شده‌اند را بررسی می‌کند، و سپس پتانسیل فناوری‌های نوظهور کارآمدتر برای فرایندهای تولید هلیوم را بررسی می‌کند. شرکت‌های استخراج کننده هلیوم به طور کلی از تقطیر سرمازا برای تولید هلیوم خام استفاده می‌کنند و سپس از فرایند جذب با فشار نوسانی (PSA) برای تصفیه آن به میزان مورد نیاز برای روانگرایی و فروش استفاده می‌کنند. فرایندهای جذب با فشار نوسانی معمول مورد استفاده در تصفیه هلیوم، اجزای غیر از گاز هلیوم موجود در گاز خوراک را جذب می‌کند. میتوان فرایند های استاندارد PSA را با فعالیت در دماهای پایین تر استفاده از جاذبه های بهبود یافته و با چرخ های سریع PSA تا حدی بهینه کرد. فناوری های نو ظهور برای ارتقاء و تصفیه هلیوم یا بر اساس جذب یا جداسازی غشائی هستند.

در بیشتر موارد، اتکا به روش های گسست سرمازا به این معنی است که بازیابی هلیوم از یک مخزن گاز نه تنها وابسته به محتوای هلیوم مخزن بلکه به شدت وابسته به توسعه تأسیسات تولید LNG است. در مقایسه با کل هزینه‌های کارخانه LNG، استخراج ممکن است نسبتاً کم باشد، حاشیه هزینه اضافی کارخانه‌های استخراج و تصفیه سرمازا به این معناست که تصمیم سرمایه‌گذاری قابل توجهی برای نصب آنها هنوز مورد نیاز است. فناوری‌های جدیدی که هلیوم را به طور موثر استخراج و تصفیه می‌کنند، می‌توانند غلظت گاز هلیوم مورد نیاز در گاز را کاهش دهند تا استخراج سودمند شود. در بیشتر موارد، اتکا به روش‌های تقطیر برودتی به این معنی است که بازیابی هلیوم از ذخیره گازی تنها به محتوای آن از ذخیره بستگی ندارد بلکه به شدت توسعه تسهیلات تولید LNG وابسته است. اگرچه گاهی هزینه نهایی استخراج هلیوم ممکن است در مقایسه با هزینه کل نیروگاه LNG نسبتاً کم باشد، اما هزینه اضافی نیروگاه‌های برودتی استخراج و تصفیه به این معنی است که هنوز نیاز به یک سرمایه‌گذاری قابل توجه برای

جدول ۱. فهرست شرکت‌های استخراج هلیوم در سراسر جهان

Owner or operator	Location	Year commissioned	Type of He product	Capacity t/d
<i>Plants located outside the USA</i>				
Linde	Darwin, Australia	2010	Pure He	2.6
Helison	Skikda, Algeria	2006 (2012)	Pure He	10
RasGas	Qatar	2005 (2013)	Pure He	8.65 (17.7)
Orenburg Gazprom	Orenburg, Russia	Before 1993	Pure He	3.0
Polish Oil & Gas Co.	Odolanów, Poland	1977	Pure He	1.6
HELIOS	Arzew, Algeria	1995	Pure He	7.4
ONGC (PSA pilot plant)	Kuthalam, India	2008	Pure He	0.00023
<i>Plants located in the USA</i>				
Total U.S. capacity including plants on standby = 86.6 t/d (Pacheco and Thomas 2010)				
Cimarex	Big Piney, WY	(Q4, 2011)	Pure He	(4.78)
Air Products Helium, Inc.	Hansford County, TX	–	Pure He	–
Air Products Helium, Inc.	Liberal, KS	1966, 1991	Pure	13
BP America, Inc.	Sunray, TX	1995	Crude He	–
BP America, Inc.	Ulysses, KS	1998	Crude He	–
DCP Midstream, LLC	Cheyenne Wells, CO	–	Crude and pure He	–
DCP Midstream, LLC	Hansford County, TX	–	Crude He	–
DCP Midstream, LLC	Liberal, KS	–	Crude He	–
DCP Midstream, LLC	Borger, TX	–	Crude He	–
EnCana Oil & Gas (USA) Inc.	Moab, UT	–	Crude and pure He	–
ExxonMobil Gas & Power Marketing Co.	Shute Creek, WY	1986	Crude and pure He	–
IACX Energy2	Otis, KS	–	Crude He	–
K-L Energy Partners, LLC3	Lakin, KS	1995	Crude He	–
Linde Global Helium Inc.	Otis, KS	–	Pure He	–
Midstream Energy Services, LLC	Keyes, OK	1996	Crude and Pure He	–
Nacogdoches Oil & Gas, L.L.C.4	Shiprock, NM	–	Pure He	–
ONEOK Field Services Co.3	Bushton, KS	–	Crude He	–
ONEOK Field Services Co.3	Scott City, KS	–	Crude He	–
Pioneer Natural Resources Co.	Fain, TX	–	Crude He	–
Pioneer Natural Resources Co.	Satanta, KS	–	Crude He	–
Praxair, Inc.	Bushton, KS	–	Crude and Pure He	–
Praxair, Inc.	Ulysses, KS	1962, 1998	Crude and Pure He	–
SemGas, LP6	Dodge City, KS	–	Crude	–

این، فرصتهایی برای فرایندهای استخراج غیر برودتی جایگزین ممکن است در موارد خاصی مانند توسعه منابع گازی دور دست، متروک شده یا غیر متعارف از جمله میدان‌های گازی تخلیه شده مانند هوگوتون واقع در

نصب آنها وجود دارد. تکنولوژی‌های جدیدی که به طور موثرتری گاز هلیوم را استخراج و تصفیه می‌کنند می‌توانند غلظت هلیوم مورد نیاز در گاز را کاهش دهند تا از نظر اقتصادی استخراج ارزشمندی داشته باشند. علاوه بر

هیچ واحد بازیابی هلیوم نداشته باشد، گاز خوراک با انتقال جریان نیتروژن به جو تخلیه خواهد شد. جدول ۲ خلاصه‌ای از ویژگی‌های فیزیکی کلیدی هلیوم و دیگر اجزای گاز را که ممکن است در واحدهای دفع نیتروژن بالای محصول باشند یا در طول خالص‌سازی هلیوم تولید شده باشند، ارائه می‌دهد.

۲-۲- بازیابی هلیوم با شکست برودتی:

از آنجایی که فرایندهای بازیابی هلیوم از گاز طبیعی با فرایندهای تقطیر برودتی برای حذف نیتروژن از گاز طبیعی ادغام شده‌اند، این بخش بررسی ویژگی‌های اصلی طراحی واحدهای دفع نیتروژن را توصیف می‌کند. چهار فرایند تقطیر برودتی پایه که برای حذف نیتروژن از گاز طبیعی به کار می‌روند، عبارتند از: جدا کننده‌های فلاش چند مرحله‌ای، فرایند پمپ حرارتی تک برج، فرایند برج دوگانه و چرخه برج دوگانه. انتخاب فرایند برای رسیدن به مرحله حذف نیتروژن تا حد زیادی به جریان حجمی و ترکیب گاز خوراک بستگی دارد، از جمله اینکه آیا غلظت کافی از هلیوم برای اینکه از نظر اقتصادی قابل استفاده باشد وجود دارد. فرایندهای جداسازی فلاش چند مرحله‌ای هزینه‌های کمتری نسبت به فرایندهای برج تقطیر برودتی دارند، نیاز به انرژی بیشتری دارند و معمولاً تنها جریان‌های بخار با غلظت‌های پایین‌تر از هلیوم تولید می‌کنند. در یک برج منفرد واحد دفع نیتروژن، یا در یک فرایند با یک جدا کننده فلاش تک مرحله‌ای، جریان هوایی غنی از نیتروژن

واقع در ایالات متحده آمریکا که ممکن است عمدتاً شامل نیتروژن باشد، افزایش یابد. به طور مشابه، سناریوهای توسعه میدان جدید یا غیر معمول، مانند تولید LNG شناور یا ذخایر که برای آن فناوری‌های غیر برودتی، مانند فرایند جذب با فشار نوسانی، باید برای اثر نیتروژن در نظر گرفته شوند همچنین فرصت‌های متعددی را برای استفاده از تکنولوژی‌های بازیابی هلیوم در حال ظهور ارائه می‌دهند.

۲- بازیابی بالقوه هلیوم و ارتقا تکنولوژی:

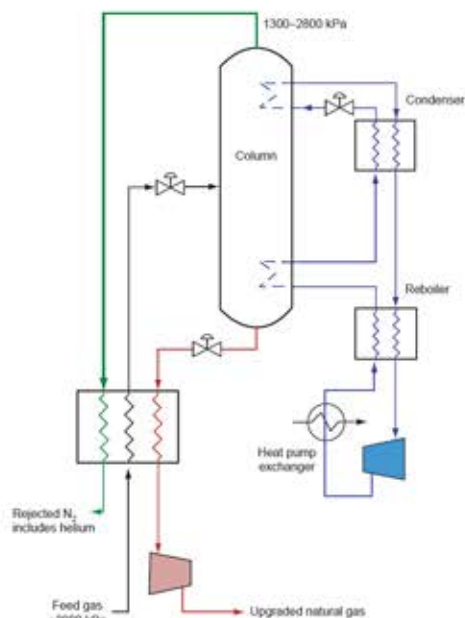
۲-۱- مروری بر استخراج هلیوم از گاز طبیعی:

سه مرحله فرایند مورد نیاز قبل از میعان هلیوم عبارتند از: (۱) بازیابی گاز هلیوم (یا استخراج) از گاز طبیعی، (۲) تصفیه هلیوم تا ۹۰ درصد، (۳) خالص‌سازی هلیوم مانند هیدروژن و نئون برای تولید محصول با خلوص ۹۹ درصد یا خلوص بالاتر. از آنجا که هلیوم توده‌ای معمولاً به عنوان یک مایع در خلا و ظروف نیتروژن مایع با عایق عالی حمل می‌شود؛ مرحله نهایی فرایند تولید هلیوم، تبدیل گاز آن به مایع است. نمای کلی مسیر هلیوم از طریق یک کارخانه LNG در شکل ۲ نشان داده شده است. در بخش‌های برودتی کارخانه LNG، گاز خوراک باید برای حذف گازهای اسیدی (مانند دی‌اکسید کربن و هیدروژن سولفید)، آب، جیوه و هیدروکربن‌های سنگین تصفیه شود. واحدهای بازیابی هلیوم معمولاً با واحدهای دفع نیتروژن ادغام می‌شوند. اگر نیروگاه LNG

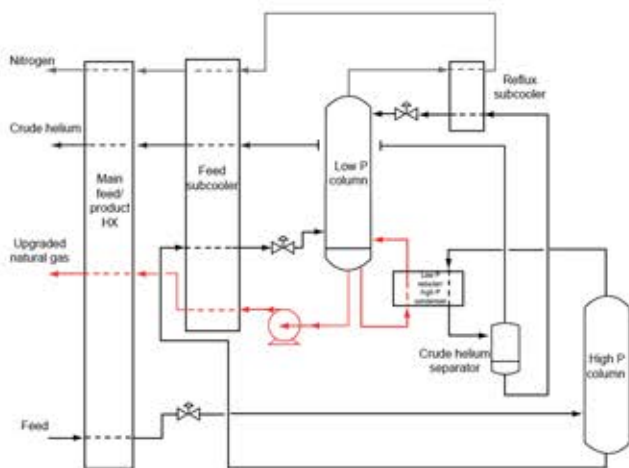
جدول ۲. خواص فیزیکی هلیوم و سایر اجزای گازی که در فرایند بازیافت و تصفیه هلیوم با آن مواجه می‌شوند

	He	Ne	H ₂	N ₂	CH ₄	CO ₂	H ₂ O
Kinetic diameter, Å (Tagliabue <i>et al.</i> 2009)	2.60	2.59	2.89	3.64	3.80	3.30	2.65
Normal boiling point, K (Lemmon <i>et al.</i> 2010)	4.23	27.1	20.4	77.4	111.7	-	373.1
Critical temperature, K (Lemmon <i>et al.</i> 2010)	5.20	44.5	33.1	126.2	190.56	304.1	647.1
Polarizability, Å ³ (Tagliabue <i>et al.</i> 2009)	0.208	0.401	0.787	1.710	2.448	2.507	1.501
Quadrupole moment, DÅ (Tagliabue <i>et al.</i> 2009)	0	0	0.43	1.54	0.02	4.3	2.3
ΔH _{vap} at boiling temperature, J/g (Agrawal <i>et al.</i> 2003)	20.82	84.7	444.74	198.77	509.34	571.08	2257

ممکن است حاوی ۱ تا ۳ درصد هلیوم، بسته به ترکیب گاز خوراک داشته باشد. فرایندهای پیچیده‌تر و دو برجه واحد دفع نیتروژن می‌توانند در حالت تقطیر جزئی برای تولید جریان بخار هلیوم خام حاوی ۵۰ تا ۷۰ درصد هلیوم، به همراه نیتروژن و مقادیر کم متان، نیتروژن، نئون، آرگون و دی کربن اکسید عمل کنند. همانطور که در شکل ۳ نشان داده شده‌است، در فرایند فلاش چند مرحله‌ای، فشار خوراک LNG، که حاوی هلیوم و نیتروژن حل شده است، در یک سری از رگ‌های فلاش کاهش می‌یابد. محصول گاز طبیعی مایع برای گرم کردن گاز خوراک به کار می‌رود. اگرچه این مثال از یک فرایند فلاش چند مرحله‌ای که توسط وست شرح داده شده دارای یک گاز خوراک LNG حاوی هلیوم است، اما یک فرایند فلاش چند مرحله‌ای مشابه را می‌توان برای محصول واحد دفع نیتروژن نیز به کار برد، که در این صورت محصولات باید خنک شوند و حداقل تا حدی فشرده شوند.

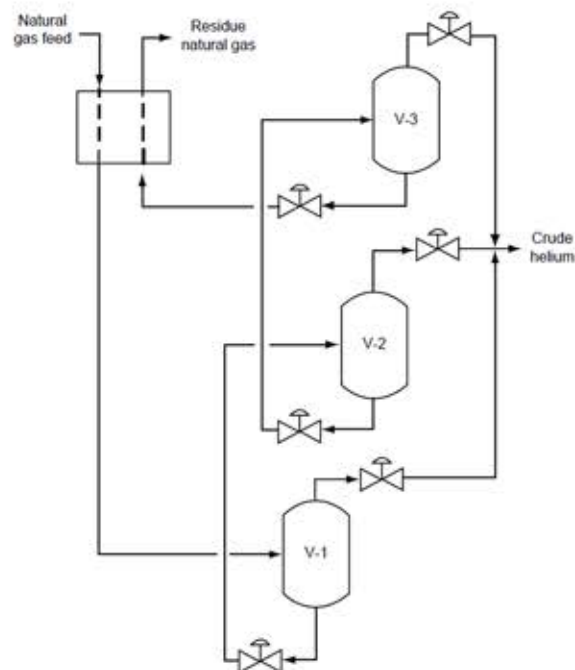


شکل ۴. در فرایند حرارتی تک برجه برای دفع نیتروژن، هر هلیوم در گاز طبیعی خوراک با جریان فوقانی نیتروژن غلیظ می‌شود.



شکل ۵. خروج نیتروژن و بازیابی هلیوم خام از گاز طبیعی با فرایند

شکل ۳. شماتیک یک فرایند فلاش چند مرحله‌ای برای بازیابی هلیوم از گاز طبیعی



شکل ۳. شماتیک یک فرایند فلاش چند مرحله‌ای برای بازیابی هلیوم از گاز طبیعی

محتویات هلیوم از محصول هلیوم خام، به غلظت خوراک و همچنین افت فشار موجود و تغییر دما بستگی خواهد داشت. در فرایند پمپ حرارتی تک برجه (شکل ۴)، یک تغذیه گاز طبیعی خالص در مبدل حرارتی برودتی اصلی از پیش خنک می‌شود و سپس به یک برج گاز فشار بالا

۳-۲- فرایندهای ارتقا و تصفیه هلیوم:

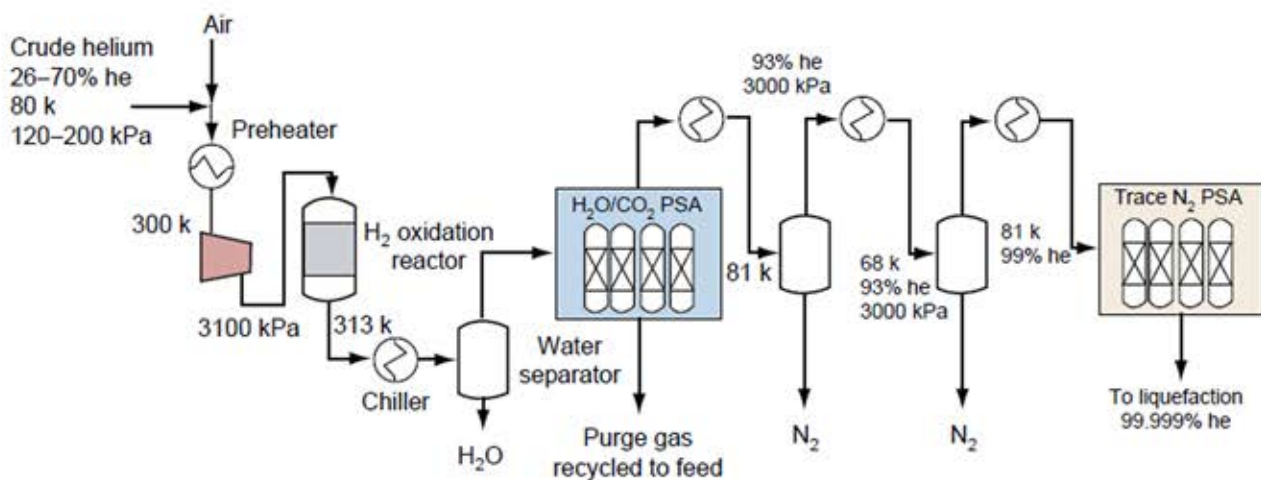
قبل از میعان، هلیوم خام باید به بیش از ۹۰ درصد ارتقا یابد تا مشخصات محصول را برآورده کند و از خروج ناخالصی‌ها در فرایند میعان جلوگیری کند. در جریان پایین واحد دفع نیتروژن، ناخالصی‌هایی که هنوز در گاز هلیوم خام وجود دارند، عبارتند از نیتروژن، متان، هیدروژن و نئون. این ناخالصی‌ها در چندین مرحله با تقطیر اجزا حذف می‌شوند. اکسیدهای کاتالیتی بجا مانده از هیدروژن، جداسازی آب، اکسیژن، دی اکسید کربن با تقطیر از راکتور و سپس با واحد PSA و حذف آثار نهایی نیتروژن در واحد دیگر PSA برای بدست آوردن محصولی که می‌تواند به خلوص ۹۹/۹۹۵٪ درصد نزدیک می‌شود. معمولاً مقدار زیادی از نیتروژن توسط مراحل تقطیر برودتی در دمای پایین تر از دمایی که در واحد دفع نیتروژن بود، از هلیوم خام حذف می‌شود. هلیوم خام، که ممکن است با خروج باقی مانده هلیوم از دستگاه تصفیه کننده PSA (پایین دست) ترکیب شود، در یک مبدل حرارتی جعبه سرد (cold-box) پر شده با پرلیت، که به عنوان ارتقا دهنده نیز شناخته می‌شود، تا حدود ۸۰ کلوین خنک می‌شود. در اینجا تا حدی متراکم شده است که یک جریان مایع پر از نیتروژن و یک جریان بخار از افزایش هلیوم به مقدار تقریباً ۹۰ درصد را شامل می‌شود. مایع پر از نیتروژن پس از تراکم جزئی گرم شده و جدا می‌شود تا جریان زائدی را فراهم آورد که می‌تواند برای احیای خشک‌کن‌ها (پایین دست) مورد استفاده قرارگیرد.

یک فرایند معمول که برای تصفیه هلیوم خالص‌سازی شده استفاده می‌شود در شکل ۶ نشان داده شده است. هلیوم خالص‌سازی شده با هوا مخلوط می‌شود تا اکسیژن احتراق را تأمین کند، تا ۳۰۰ کلوین گرم می‌شود، و سپس از طریق بستر کاتالیزور عبور می‌کند تا هرگونه هیدروژن یا هیدروکربن باقی مانده‌ای اکسید شود. محصول راکتور خنک می‌شود تا آب تولید شده توسط احتراق هیدروژن را متراکم کند، بسترهای جذب غشاء مولکولی در یک واحد PSA ممکن است برای گرفتن رطوبت بیشتر، جذب مونوکسید کربن و اکسیژن مورد استفاده قرارگیرد.

گاز خوراک در مقابل جریان‌های محصول سرد در یک مبدل حرارتی برودتی سرد می‌شود (خوراک اصلی/ محصول HX) و به پایین برج با فشار بالا فرستاده می‌شود. در این برج فشار بالا، هلیوم از خوراک در فشارهای عملیاتی معمول در محدوده ۱ تا ۲/۵ مگاپاسکال بازیابی می‌شود.

کندانسور جزئی برج فشار بالا، برگشت آب را فراهم می‌کند. در هر دو حالت برج فشار پایین و برج فشار بالا (ریفلاکس در این شماتیک نشان داده نشده است). بخش غیر چگال برج فشار بالا شامل مقدار بیشتری هلیوم است و این بخار به جدا کننده هلیوم خام پمپ می‌شود. محصول هلیوم خام از این جدا کننده معمولاً حاوی ۵۰ تا ۷۰ درصد است. این بخار هلیوم خام می‌تواند به طور مستقیم به واحدهای تصفیه و مایع‌سازی پمپ شود. جداسازی نهایی نیتروژن از متان در برج فشار پایین انجام می‌شود. محصول بالاسری غنی از نیتروژن که برج فشار پایین در یک مبدل حرارتی در مقابل برج فشار بالا گرم می‌شود. برای دستیابی به غلظت پایین نیتروژن در محصول باقی مانده غنی از متان، یک گرم کننده در پایین برج فشار پایین مورد نیاز است. این انتقال حرارت امکان‌پذیر است زیرا فشار برج به گونه‌ای است که دمای تقطیر نیتروژن در بالای سر برج فشار بالا بیشتر از دمای جوش مایع غنی از متان در برج فشار پایین است.

پایین برج با فشار کم، محصول مایع باقی مانده غنی از متان را فراهم می‌کند که با پمپ به برج فشار بالا منتقل و تبخیر می‌شود و در برابر گاز خوراک گرم می‌شود. فرایندهای مدرن بازیابی هلیوم برودتی پیشرفته به طور قابل توجهی پیچیده‌تر از سیستم‌های ساده شده تک برجه و دو برجه هستند. چرخه دو برجه بسیاری از ویژگی‌های مشترک را با فرایند دو برجه به اشتراک می‌گذارد، اما سطح بالاتری از ادغام بین جریان‌های فرایند و تبرید دارد. بسته به ترکیب گاز خوراک محلی و بازارهای محصول در دسترس، فرایند برودتی کامل و یکپارچه ممکن است شامل بازیابی هیدروکربن‌های C₂+, بخش‌های گاز سوختی و بخش نیتروژن؛ علاوه بر بازیابی هلیوم خام باشد.



شکل ۶. شماتیک فرایند تصفیه هلیوم

سپس با خروج از منبسط کننده هلیوم تا کمتر از ۸۰ کلوین خنک می‌شود یا با خنک کننده هیدروژن تا حدود ۲۰ کلوین خنک می‌شود. خنک کردن نهایی برای مایع کردن هلیوم، از طریق گسترش آزاد در گاز فشرده شده، بدست می‌آید.

۴-۲- مطالعه موردی تأسیسات اخیر تولید هلیوم:

سیستم‌های بازیابی و تصفیه هلیوم مبتنی بر برودت معمولاً از کمپانی‌هایی مانند ایر پروداکتز، پراکس ایر، ایر لیکوئید و لینده در دسترس است. در اینجا ما دو نمونه را برای مطالعه در مورد تأسیسات تولید هلیوم در قطر و استرالیا را شرح می‌دهیم.

۱-۴-۲- رأس لفان، قطر:

کارخانه هلیوم رأس لفان در قطر یک کارخانه طراحی شده توسط کمپانی ایرلیکوئید است که تولید خود را در سال ۲۰۰۵ آغاز کرد. این کارخانه برای تصفیه گاز از میدان شمالی قطر که برآورد می‌شود حاوی ۰/۰۴٪ درصد هلیوم است و برای تولید ۸/۶۵ تن هلیوم مایع در روز طراحی شده است. ساخت دومین کارخانه هلیوم قطر، قرار است در ماه می ۲۰۱۱ آغاز شد و در سال ۲۰۱۳ به تولید رسید. با افزودن دومین کارخانه هلیوم قطر، که توسط کمپانی ایرلیکوئید طراحی شد، رأس لفان را به بزرگترین تولید کننده هلیوم در جهان با ظرفیت تولید ۳۸ میلیون متر مربع در سال (۱۷/۷ تن در روز) تبدیل کرد. این کشور در حال انجام تحقیقات برای ایجاد سومین کارخانه هلیوم است.

برای دستیابی به درجه خلوص ۹۹/۹۹۵ درصد هلیوم خشک، گاز بدون هیدروژن از طریق مرحله اضافی سرما زایی نیتروژن، متراکم شده و یا یک واحد PSA با دمای پایین برای حذف نیتروژن به کمتر از ۱۰ ppm، جریان می‌یابد. یک واحد PSA معمول برای این استفاده یک واحد چهار قسمتی شامل یک جاذب غربال مولکولی مانند زئولیت A۴ است. فرایندهای خالص‌سازی هلیوم با واحدهای تصفیه PSA با استفاده از غشاهای مولکولی موجود در کمپانی‌های پراکس ایر، لینده و ایرلیکوئید در دسترس است. این واحد PSA برای حذف باقی مانده نیتروژن، هیچ نئون یا هیدروژن بدون واکنش را از جریان هلیوم حذف نمی‌کند. این ناخالصی‌های سبک باید پس از سرد شدن گاز در فرایند مایع‌سازی باید از جذب بیشتری برای حذف هیدروژن در دمای ۸۰ درجه سانتیگراد و سپس نیتروژن در ۲۰ کلوین استفاده کند تا این گازها حذف شوند. گاز غنی از نیتروژن از واحد تصفیه PSA فشرده خارج شده و خشک می‌شود و در ورودی ارتقا دهنده بار دیگر مورد استفاده قرار می‌گیرد، جایی که با هلیوم خام ترکیب می‌شود.

بحث‌های مفصل و مقایسه فرایندهای روانگرایی هلیوم خارج از محدوده بررسی فعلی است. در اینجا ما فقط یک توصیف کوتاه از فرایندهای معمول روانگرایی ارائه می‌دهیم، بیشتر فرایندهای صنعتی برای مایع‌سازی هلیوم بر اساس اختناق ایزنتالپیک هلیوم خالص شده از درجه زول تامسون است. هلیوم تصفیه شده (معمولاً تا ۲ مگاپاسکال) فشرده می‌شود و قبل از آن تا ۸۰ کلوین با نیتروژن مایع یا خروجی از بسط هلیوم سرد می‌شود؛

که بخشی از نیتروژن متراکم شده و جریان غنی شده با هلیوم حاوی ۲۶ درصد هلیوم را ایجاد می‌کند. گاز تا دمای محیط گرم می‌شود، تا ۳۱۰۰ کیلو پاسکال فشرده می‌شود و با هوا مخلوط می‌شود تا واحد اکسیداسیون هیدروژن را تامین کند. آب و دی اکسید کربن تولید شده در اکسیداسیون کاتالیزوری هیدروژن در یک واحد PSA حذف می‌شود. پس از حذف هیدروژن، گاز غنی شده با هلیوم در مرحله دوم تراکم نیتروژن تا ۸۱ کلوین خنک می‌شود، که جریان بخار هلیوم ۹۳ درصد تولید می‌کند. این بخار هلیوم خلوص یافته تا ۶۸ کلوین سرد می‌شود تا نیتروژن بیشتر متراکم شود و سپس فلاش می‌شود تا محصولی حاوی ۹۹ درصد هلیوم تهیه کند. تصفیه نهایی توسط یک واحد PSA سرمازا انجام می‌شود و نیتروژن جدا شده در واحدهای فلاش یخ‌زا به کمتر از ۵ ppmv برداشته می‌شود.

۳- فرایندهای مبتنی بر جذب برای بازیابی هلیوم:
فرایندهای جداسازی مبتنی بر جذب برای حذف آب، گوگرد، جیوه و دی اکسید کربن از گاز طبیعی، و همانطور که قبلاً توضیح داده شد برای حذف مقدار ناخالصی‌ها در خالص‌سازی هلیوم استفاده می‌شود. جدا سازی گاز با استفاده از جذب شامل دو فرایند اصلی، یعنی جذب و دفع است. در طول فرایند جذب، یک جزء گازی به صورت انتخابی بر روی یک جامد متخلخل جذب می‌شود تا جریان گاز غنی شده در آن جزء گاز با شدت کمتر جذب شود. به محض اینکه جامد متخلخل تغییر کند یا به اشباع نزدیک شود، ظرفیت اشباع جذب باید احیا شود. محصول گازی بدست آمده در مرحله دفع در جزء جذب شده به شدت غنی می‌شود. برای دستیابی به یک فرایند جداسازی مداوم گاز با جذب، چندین فناوری مورد استفاده قرار گرفته است. این فناوری‌ها شامل جذب از طریق نوسان دما (TSA)، جذب از طریق نوسان فشار (PSA)، بسترهای سیال جذب و بسترهای جذب متحرک است. عملیات مایع سازی و حرکت بستر نسبت به عملیات بستر ثابت چرخه‌ای PSA و TSA، کمتر به طور گسترده در جدا سازی گاز صنعتی استفاده می‌شوند. در فرایندهای TSA، گرمای خارجی برای افزایش دمای بستر برای

کارخانه رأس‌لفان هلیوم را از هفت قطار LNG (سه قطار LNG کارخانه گاز قطر و چهار قطار LNG کارخانه RasGas) جمع‌آوری کرده و هلیوم خام را در تاسیسات ارتقاء مرکزی فراوری می‌کند. هر یک از هفت قطار LNG دارای واحد بازیابی هلیوم (HEXU) مخصوص به خود است که در انتهای فرایند برودتی LNG نصب شده است. این واحدهای بازیابی هلیوم سیستم‌های تقطیر برودتی هستند (جعبه‌های سرد پر شده با پرلیت) که توسط تولیدات هوا و شیمیایی طراحی و ساخته شده‌اند. ترکیبات خوراک هلیوم خام تاسیسات مرکزی ارتقاء هلیوم شامل ۴۵ درصد هلیوم و ۵۵ درصد نیتروژن است. بخش ارتقاء و تصفیه هلیوم رأس‌لفان توسط شرکت مهندسی ایرلیکوئید طراحی شده است. ناخالصی‌های عمده (عمدتاً نیتروژن) از خوراک هلیوم خام در واحد شکست سرمازا حذف می‌شوند. هلیوم تصفیه شده گرم می‌شود، سپس با هوا مخلوط شده و به واحد حذف هیدروژن که در آن تمام هیدروژن موجود، اکسید کاتالیزوری شده تا جریان آب تولید شده راکتور در این فرایند متراکم و سرد شود. یک واحد PSA چهار بستره با جاذب‌های غربال مولکولی برای حذف اثر نیتروژن برای تهیه هلیوم خالص (۹۹/۹۹۹۵ درصد خلوص) استفاده می‌شود. گاز دمیده شده از واحد PSA خشک شده و در قسمت جلویی کارخانه تصفیه هلیوم بازیافت می‌شود.

۲-۴-۲- داروین، استرالیا:

کارخانه هلیوم BOC (زیرمجموعه گروه لینده) در تأسیسات LNG داروین در مارس ۲۰۱۰ راه اندازی شد. مهندسی و ساخت کارخانه توسط Linde Kryotechnik AG انجام شد. خوراک مورد نیاز کارخانه، محصولات زائد واحد حذف نیتروژن است، جریان ۱۷/۶ MMscfd در ۱۲۰ کیلو پاسکال و ۲۸۶ کیلوگرم حاوی ۳ درصد هلیوم و ۹۳/۶ درصد نیتروژن است. این کارخانه ۲/۶ تن در روز مایع هلیوم (۸۶۰ در ساعت، ۹۹/۹۹۹ درصد خلوص) تولید می‌کند. خوراک غنی از نیتروژن (۳ درصد هلیوم) تا ۲۰۰ کیلو پاسکال فشرده می‌شود و سپس تا ۸۰/۵ کلوین خنک می‌شود. در مرحله اول، حذف نیتروژن انجام می‌شود،

جذب نوسان فشار برای حذف اثر نیتروژن از هلیوم تصفیه شده در مراحل پایانی فرایندهای تصفیه هلیوم صنعتی برای دستیابی به خلوص محصول ۹۹/۹۹۹ درصد هلیوم استفاده می‌شود. در مقیاس کوچکتر، واحدهای تصفیه و بازیافت هلیوم مبتنی بر جذب برای حفظ هلیوم در برنامه های علمی و پزشکی موجود است. در هر یک از این موارد، تمام اجزای دیگر در گاز جذب می‌شوند چون این روش به طور کلی کمترین میل را نسبت به سایر روش‌ها برای جذب دارد. به عنوان مثال، در شرایط محیط (۲۹۸ کلوین، تقریباً ۱۰۰ کیلو پاسکال). جذب هلیوم در زئولیت‌های تجاری ۵A و ۱۳X کمتر از 2×10^2 mmol/g است در حالی که ظرفیت جذب نیتروژن در این مواد چند صد برابر بیشتر است همانطور که در جدول ۳ نشان داده شده است. ظرفیت جذب هلیوم در شرایط محیطی ($10^{-2} \times 1/15$ تا $10^{-2} \times 2/27$ میلی مول بر گرم). در همه مقیاس‌ها، واحدهای PSA فعلی تجاری که برای افزایش جریان هلیوم طراحی شده‌اند، نیاز دارند که جریان تغذیه از قبل افزایش یافته باشد (۹۰ درصد) زیرا در غیر این صورت جاذب ممکن است به راحتی توسط اجزای غیر هلیومی اشباع شود.

ارتقاء و تصفیه هلیوم از محصول واحد دفع نیتروژن (۱ تا ۳ درصد هلیوم) یا هلیوم خام (۷۰ تا ۵۰ درصد هلیوم) عمدتاً باعث جدا شدن نیتروژن از هلیوم می‌شود. زئولیت های تجاری موجود و AC های منفذی باریک با قابلیت جذب برای نیتروژن، جاذب مناسبی برای تصفیه هلیوم ایجاد می‌کنند. لیستی از جاذب‌های تجاری احتمالی که در فرایندهای صنعتی برای تصفیه هلیوم استفاده می‌شود و یا در اختراعات مربوط به فرایندهای PSA بازیابی هلیوم، که می‌تواند در فرایندهای PSA برای جدا کردن اجزای سنگینتر از هلیوم مورد استفاده قرار گیرد، در جدول ۴ ارائه شده است.

دفع استفاده می‌شود، اما در PSA احیا در دمای پایین و با کاهش فشار و پاک‌سازی بستر انجام می‌شود. فرایندهای تجاری مدرن PSA در محدوده عملیاتی دستگاه‌های کوچک تولید کننده اکسیژن از هوا برای مصارف پزشکی (تقریباً ۹۰ درصد اکسیژن) تا فرایندهای مقیاس بزرگ برای تولید هلیوم با درجه خلوص بالا، از بخار و اصلاح کننده متان استفاده می‌شود.

شباهت در اندازه مولکولی هلیوم ($2/60 \text{ \AA}$) و هیدروژن ($2/89 \text{ \AA}$) و این واقعیت که هر دو دارای دمای جوش پایینی هستند به این معنی است که فرایندهای PSA برای تصفیه هلیوم به طور بالقوه دارای ویژگی‌های مشترک زیادی با فرایندهای تصفیه هیدروژن هستند. بررسی مداوم منابع علمی و علائق صنعتی هیدروژن در زمان‌های اخیر نشان می‌دهد که چندین فناوری جدید برای این کاربرد وجود دارد که ممکن است برای تصفیه هلیوم کاربرد داشته باشد. به عنوان مثال، واحدهای PSA خالص‌سازی هیدروژن در مقیاس‌های بزرگ ساخته شده اند. این دستگاه‌ها، بیشترین میزان نرخ تصفیه هیدروژن را دارا می‌باشند که می‌توانند بیشتر از ۱۲ بستر جذب کننده باشند.

کارخانه‌های تجاری تصفیه هیدروژن با جذب انتخابی سایر اجزا از جمله متان، دی اکسید کربن، مونوکسید کربن و آب عمل می‌کنند. به طور مشابه، واحدهای PSA تصفیه هلیوم با جذب انتخابی اجزای غیر هلیوم عمل می‌کنند. به طور کلی، واحدهای PSA مدرن برای تصفیه هیدروژن از بسترهای لایه ای جاذب با سه تا چهار جاذب استفاده می‌کنند (ژل سیلیکا/ آلومینا برای آب، کربن فعال (AC) برای دی اکسید کربن و زئولیت ۵A برای مونوکسید کربن، متان و نیتروژن و طرح‌های مشابه بسترهای چند لایه در اختراعات مربوط به فرایندهای بازیابی هلیوم شرح داده شده است.

جدول ۳. مقایسه ظرفیت‌های جذب زئولیت‌های ۵A و ۱۳X برای هلیوم، نیتروژن و متان در دمای ۲۹۸ کلوین و فشار ۱۰۰ کیلو پاسکال

Adsorbent	He (mmol/g)	N ₂ (mmol/g)	CH ₄ (mmol/g)
Zeolite 5A	1.17×10^{-3} (Malbrunot et al. 1997)	0.56 (Saha et al. 2010)	0.84 (Saha et al. 2010)
Zeolite 13X	1.31×10^{-3} (Malbrunot et al. 1997)	0.28 (Cavenati et al. 2004)	0.59 (Cavenati et al. 2004)

جدول ۴. فهرست جاذب‌های تجاری (فروشنده ذکر شده در براکت) با قابلیت جذب انتخابی نیتروژن و متان، از هلیوم

Adsorbent type	Trade names	Species adsorbed
Zeolites	ZSM-5 HISIV 3000 (UOP) Zeolite 5A (UOP, Sigma) Zeolite 13X (UOP)	CH ₄ , CO ₂ , N ₂
Wide pore-activated carbons	BAX-1100 (Westvaco) RB3, R2030, GAC 1240 (Norit) BPL 4 × 10 (Calgon) Acticarb EA1000 (Activated Carbon Technologies, Australia and New Zealand)	CH ₄ , CO ₂ , N ₂
Narrow-pore activated carbons Ca- and Li-exchanged 13X (Baksh 2010; Das <i>et al.</i> 2010)	Maxsorb (Kansai Coke & Chemicals Co)	N ₂ in final purification stage N ₂ in final purification stage

یک ژل سیلیکا (۱۹۶ کیلوگرم بر بستر) جذب می‌شوند. در مرحله ۲، متان با جذب در ۲۲۵ کیلو پاسکال بر روی یک بستر AC (۳۸ کیلوگرم بر بستر) بازیابی می‌شود و به این ترتیب نیتروژن و هلیوم به ترتیب ۱/۱۶٪ و ۱/۴٪ خالص‌سازی می‌شوند تا وارد مرحله سوم شوند. از بسترهای مرحله ۲، یک گاز غنی از متان بازیابی می‌شود و بخشی از این محصول سنگین غنی از متان برای استفاده به عنوان گاز تصفیه برای بازسازی مرحله ۱ بازیافت می‌شود. خوراک مرحله ۳ هنوز حاوی غلظت قابل توجهی از متان (۸۲/۵٪) است و در مرحله ۳ بیشتر این متان، به همراه نیتروژن روی زئولیت ۱۳X (۳ کیلوگرم بر بستر) جذب می‌شود. بسترهای مرحله ۴ همچنین دارای ۳ کیلوگرم زئولیت ۱۳X هستند که متان باقی‌مانده و نیتروژن را در فشار ۱۵۰ کیلو پاسکال جذب می‌کند، به طوری که می‌توان محصول هلیوم با ۹۹٪ خلوص را تولید کرد. بازآفرینی هر یک از مراحل جذب با تخلیه بسترها به میزان ۶ تا ۷/۵ کیلو پاسکال و با خالص‌سازی انجام می‌شود.

این کارخانه آزمایشی امکان‌سنجی فنی استفاده از فرایندهای PSA را برای بازیابی هلیوم از جریان‌های گاز طبیعی نشان می‌دهد. با این حال، فرایند ONGC تنها ۶۵٪ از گاز هلیوم موجود در گاز طبیعی را بازیابی می‌کند. که بسیار کمتر از میزان بازیابی معمولی هلیوم است که در اکثر فرایندهای تقطیر معمولی سرما زا بدست می‌آید (بیشتر از ۹۵٪ بازیابی هلیوم از گاز خوراک). فرصت‌های قابل ملاحظه‌ای برای بهبود کارایی فرایندهای PSA طرح‌های بهبود یافته چرخه وجود

در بخش زیر، نمونه‌هایی از فرایندهای PSA برای بازیابی هلیوم، ارائه شده و توضیحات بیان شده است که شامل یک کارخانه استخراج و تصفیه هلیوم در هند است که در گزارش سال ۲۰۰۸ توسط داس و همکارانش توصیف شده است، و فرایندهایی که در اختراعات اختصاص داده شده به نیتروتک و پرکس‌ایر توضیح داده شده است. هر سه مثال با جذب اجزای سنگین از جریان هلیوم عمل می‌کنند.

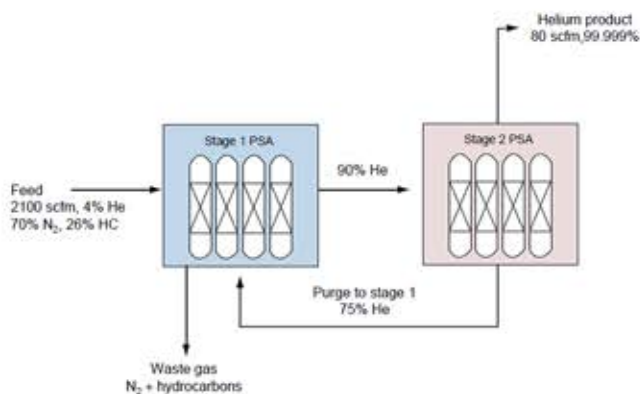
۳-۱-۳- بررسی کارخانه آزمایشی و فرایندهای PSA ثبت شده برای بازیابی هلیوم:

۳-۱-۱- کارخانه PSA شرکت نفت و گاز طبیعی هند:

یک کارخانه PSA در مقیاس آزمایشی برای بازیابی و تصفیه هلیوم از یک خوراک گاز طبیعی حاوی ۰/۰۶٪ هلیوم (۸۸/۵٪ متان، ۹/۸۶٪ کربن، ۱۸/۱٪ نیتروژن و ۰/۴٪ دی اکسید کربن) در سال ۲۰۰۸ در Tamil Nadu توسط شرکت نفت و گاز هند (ONGC) آزمایش شد. این کارخانه آزمایشی چهار مرحله فرایند داشت:

- ۱- پیش‌تصفیه گاز خوراک برای حذف کربن و هیدروکربن‌ها و دی اکسید کربن ۲- بازیابی متان،
- ۳- افزایش میزان هلیوم از نیتروژن و ۴- تصفیه هلیوم. هر مرحله فرایند دارای سه بستر جاذب است و در دمای محیط کار می‌کند.

در مرحله ۱ اجزای سنگین (کربن و دی اکسید کربن) به صورت انتخابی با ۴۵۰ کیلو پاسکال بر ساعت روی



شکل ۷. شماتیک فرایند جذب فشار دو مرحله‌ای برای بازیابی هلیوم که در شماره ثبت اختراع ایالات متحده توضیح داده شده است.

محصول سبک تولید شده از مرحله دوم دارای خلوص ۹۹/۹۹۹ درصد هلیوم است و گاز اتلافی در این مرحله به عنوان گاز تصفیه به مرحله اول بر می‌گردد (۴۷ فوت مکعب بر دقیقه، ۷۵ درصد هلیوم). ادعا می‌شود این طراحی دو مرحله‌ای و جریان بازیافت غنی از هلیوم به نرخ ۹۵ درصدی بازیافت دست یافته است که به فرایندهای تقطیر برودتی نزدیک می‌شود. شش چرخه در اولین مرحله PSA وجود دارد: (۱) جذب، (۲) بازیافت، (۳) کاهش فشار، (۴) تخلیه به فشار کمتر از ۱۰ کیلو پاسکال (فشار مطلق)، (۵) تحت فشار قرار دادن هلیوم با بازیافت از مرحله دوم، (۶) بازیابی فشار خوراک که کل مدت چرخه معمولاً ۴۸۰ ثانیه است. پنج چرخه در مرحله دوم PSA وجود دارد: (۱) جذب، (۲) کاهش فشار، (۳) تخلیه به فشار کمتر از ۱۰ کیلو پاسکال (فشار مطلق)، (۴) پاکسازی (تصفیه)، (۵) فشار محصول هلیوم که کل مدت چرخه ۳۶۰ ثانیه است.

۳-۱-۳- فرایندهای TSA، PSA:

حق ثبت اختراع پراکس‌ایر شرح می‌دهد که فرایندها و سیستم‌های بازیابی هلیوم از گاز خوراک حاوی کمتر از ۱۰ درصد هلیوم، با استفاده از TSA و مراحل خلاء چندگانه PSA (VPSA) می‌باشد. شماتیک سیستم در شکل ۸ نشان داده شده است، در هر مرحله جذب اجزا غیر هلیومی گاز جذب می‌شوند. VPSA در دمای محیط و در فشار ۴۸۰ کیلو پاسکال عمل می‌کند. بکش ادعا می‌کند که نرخ بازیابی هلیوم در این فرایند به ۹۵ درصد می‌رسد. در طراحی این فرایند، مرحله TSA با جذب متان و اجزا

طرح‌های بهبود یافته چرخه وجود دارد: به عنوان مثال، دمای برودتی، و بهبود مواد جاذب. یک رویکرد برای بهبود عملکرد جاذب این است که جاذب‌هایی با ظرفیت‌های بالاتر برای نیتروژن مورد استفاده قرار بگیرند و در اینجا متان کمتر مورد توجه می‌باشد: برای مثال زئولیت‌های نوع X، منافذ باریک و عرض ۹ آنگستروم دارند. یک رویکرد چالش برانگیزتر توسعه یک جاذب هلیوم است؛ این رویکرد تأثیر بیشتری خواهد داشت زیرا اندازه و انرژی مورد نیاز بستر PSA و برج‌های تقطیر برودتی را تا حد زیادی کاهش می‌دهد. در حال حاضر، هیچ جاذب تجاری با ظرفیت و گزینش کافی برای تحقق چنین کاربرد صنعتی در دسترس نیست. با این حال، پیشرفت‌های اخیر در زمینه توسعه جاذب‌های انتخابی برای هیدروژن بیش از نیتروژن بوده است، به عنوان مثال چارچوب‌های آلی فلزی خاص، فرصت جدیدی را برای توسعه جاذب‌های جداکننده هلیوم فراهم می‌کند، زیرا هلیوم و هیدروژن دارای اندازه مولکولی و نقاط جوش نزدیک به هم هستند. جاذب‌های جدید جداکننده هلیوم در بخش "جاذب‌های ریز حفره‌ای جداکننده هلیوم" بیشتر مورد بحث قرار گرفته است.

۲-۱-۳- فرایند PSA دو مرحله‌ای نیتروتک:

یک فرایند PSA دو مرحله‌ای برای بازیابی هلیوم از گازهای خوراک حاوی کمتر از ۱۰ درصد هلیوم در ثبت اختراع ایالات متحده شماره ۵۵۴۲۹۶۶ شرح داده شده و به شرکت مهندسی نیتروتک اختصاص داده شده است. شکل ۷ شماتیک نمونه‌ای را که در ثبت اختراع شرح داده شده است نشان می‌دهد. فرایند نمونه، ۲۱۰۰ scfm یا ۳ MMscfd) گاز خوراک را در فشار ۵۰ psia حاوی ۴ درصد هلیوم و ۲۶ درصد هیدروکربن (متان و کربن) و ۷۰ درصد نیتروژن تصفیه می‌کند تا ۸۰ scfm (۰/۵۵ تن در روز) محصول هلیوم را بازیابی کند (با درصد خلوص ۹۹/۹۹۹). مرحله اول شامل چهار بستر جاذب است که هر کدام با ۱۱ متر مربع AC پر شده‌اند، مانند بسترهایی با سطح خاص هیدروکربن و بیشتر نیتروژن‌ها در این مرحله جذب AC شده‌اند و ۹۰ درصد گاز هلیوم تولید شده به مرحله بعد جریان پیدا می‌کند. مرحله دوم شامل ۴ بستر است که هر کدام با ۱ متر مکعب از AC پر شده‌اند.

۴- فرایند جداسازی غشاء برای بازیابی هلیوم:

نفوذپذیری از طریق غشاء همگن یک پدیده انتشار محلول است و ضریب نفوذ P_i برای یک جزء گاز حاصل از ضریب حلالیت S_i و ضریب پخش D_i است. توانایی یک غشاء برای جدا کردن اجزا مخلوط گاز را می‌توان با نسبت ضرایب نفوذ همانطور که در معادله ۱ نشان داده شده است توضیح داد که در آن α انتخابی یا عامل جدا سازی اجزا گازی i و j است:

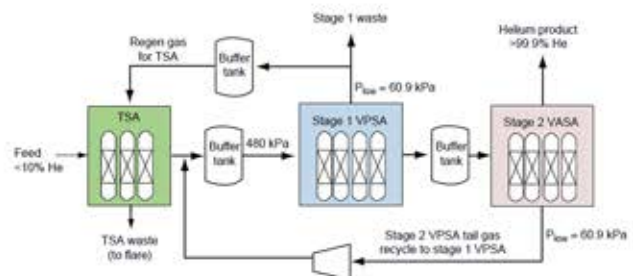
$$\alpha_{ij} = \frac{P_i}{P_j} = \frac{D_i S_i}{D_j S_j} \quad (1)$$

از آنجا که قطر مولکول هلیوم نسبت به سایر اجزا گاز طبیعی کوچکتر است ضریب نفوذ آن در غشاءهای همگن بیشتر از سایر اجزا خواهد بود بنابراین اکثر غشاء های همگن نفوذپذیری بالایی برای هلیوم در مقایسه با کربن مونوکسید و متان و نیتروژن و سایر اجزا گاز طبیعی نشان می‌دهند.

استخراج هلیوم از گاز طبیعی با استفاده از غشاءها، بیش از ۴۰ سال است که مورد بحث قرار گرفته است. گزارش شده است که استخراج هلیوم با استفاده از جداسازی غشائی از سال ۱۹۸۵ استفاده شده است. حداقل یک توزیع‌کننده (صنایع Ube) نمونه ای از فرایند غشائی را برای بازیابی هلیوم از جریان غنی از نیتروژن ذکر کرده است. لاورتی و اوهر (۱۹۹۰) یک روند غشائی را برای بازیابی هلیوم در آلبرتا کانادا گزارش می‌دهند، با این حال هیچ داده‌ای در مورد عملکرد یا تجربیات این سایت براساس بازیابی غشائی هلیوم منتشر نشده است؛ در مقابل، اطلاعات استفاده از غشاءهای نفوذپذیر هیدروژن در تولید و تصفیه هیدروژن به چاپ رسیده است.

اولین غشاء استخراج هلیوم شامل سیلیکات لوله‌ای و غشاء شیشه‌ای کوارتز و سپس غشاء پلیمری نفوذپذیر بود. غشاء گزارش شده اخیر برای جداسازی هلیوم از نیتروژن و متان شامل غشاءهای ساخته شده از سیلیکای فوق ریز حرفه‌ای، کربن‌های غربال مولکولی، گرافن متخلخل، سیلیکات‌های تیتانیوم، پلی‌آمیدها و غشاءهای ماتریس ترکیبی پلی‌آمیدی و چارچوب زئولیتی ایمیدازول شده می‌شود. بسیاری از این غشاءها با موفقیت در جداسازی هیدروژن از اکسیژن، متان،

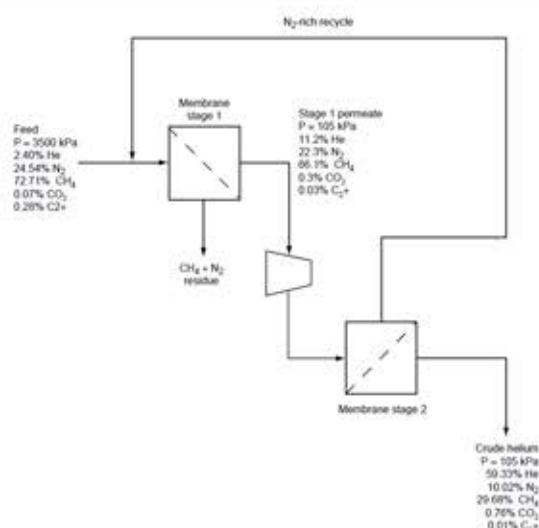
سنگین‌تر از خوراک، بسترهای VPSA را از تخریب و اشباع سریع محافظت می‌کند. استراتژی بستر محافظ اجازه می‌دهد تا سیستم‌های خلاء چندگانه فرایند VPSA به صورت موثرتر و کوچک‌تر طراحی شوند و به نظر می‌رسد بازیابی بهتر هلیوم را بدست می‌آورد. انتخاب جاذب‌ها برای مرحله TSA بستگی به ترکیب هیدروکربن‌های سنگین و ناخالصی‌های دیگر مانند هیدروژن سولفید دارد. در صورت نیاز به مرحله جذب از طریق نوسان دما، جذب در این مرحله ممکن است شامل آلومینیوم سیلیکات مانند (UOP) ۳۰۰۰ HISIV، زئولیت ZSM-۵ پشته‌بانی شده با آلومینا گاما و AC، مانند (Westvaco Corporation) ۱۱۰۰ Bax - چهار بستر جاذب برای مرحله VPSA پیشنهاد شود که هر بستر در این مرحله ممکن است شامل سه لایه جاذب باشد از جمله طرح بارگذاری بستر که شامل یک لایه بالای آلومینا و یک لایه دوم جاذب برای حذف اجزاء سنگینتر (مانند متان) و یک لایه جاذب زیرین ظرفیت بالا مانند زئولیت CaX یا LiX (کلسیم یا لیتیم به ترتیب با ۱۳X جابجا می‌شوند) که برای جذب بهینه نیتروژن انتخاب می‌شود. جاذب‌های تجاری مناسب برای مراحل VPSA عبارتند از AC برای حذف متان و دی اکسید کربن و زئولیت‌هایی مانند ۵A یا Ca-X یا Li-X که برای حذف نیتروژن و هرگونه اکسیژن و آرگون موجود در خوراک گاز هستند.



شکل ۸. شماتیک یک فرایند بازیابی هلیوم با استفاده از یک واحد جذب نوسان دما در بالادست دو سیستم جذب فشار با نوسانات خلاء که توسط بکش در ثبت اختراع اختصاص داده شده به پراکس‌یر شرح داده شده است (بکش ۲۰۱۰)

جدول ۵. قابلیت نفوذپذیری هلیوم و نیتروژن و متان در مواد غشائی معدنی و آلی

Membrane material	Temperature, °C	Selectivity α	
		P_{He}/P_{N_2}	P_{He}/P_{CH_4}
<i>Inorganic membranes</i>			
Porous glass, Vycor type	25	2.5	1.8
Molecular sieve carbon (3–5 Å)	25	20	–
<i>Organic membrane materials</i>			
Ethyl cellulose	20	11	2.8
Polytetrafluoroethylene	20	31	42
Polycarbonate	20	14.3	18.6
Aromatic polyimide	35	74	165



شکل ۹. شماتیک فرایند سیستم بازیابی هلیوم غشائی دو مرحله‌ای

در مثال سیستم غشائی دو مرحله‌ای که در شکل ۹ نشان داده شده است، هر مرحله جداسازی غشاء شامل یک ردیف جداکننده است که هر کدام حاوی یک بسته فیبر توخالی هستند. غشاء پلیمری معطر پلی‌آمید با مساحت موثر $9000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ بر حجم در هر مرحله غشائی استفاده می‌شود. این ماده غشائی برای کار در دمای -80 تا 150 سانتی‌گراد مناسب است و ناخالصی‌های گاز طبیعی مانند آب، هیدروژن سولفید و هیدروکربن‌های C_{5+} را تحمل می‌کند. اگرچه گزارش شده است که این فرایند غشائی ۹۵ درصد از هلیوم گاز خوراک را بازیابی کرده و غلظت نیتروژن را به کمتر از نیمی از خوراک کاهش می‌دهد، اما محصول هلیوم خام هنوز حاوی غلظت قابل توجهی از متان است. این غشاء همچنین از طریق دی اکسید کربن نفوذپذیر است. به وضوح این مثال نشان می‌دهد که تنها با یک فرایند غشائی، دستیابی به خلوص مورد نیاز ۹۹ درصد هلیوم از طریق تغذیه گاز طبیعی دشوار است. مورد بازیابی هلیوم از محصول واحد دفع نیتروژن باید کمتر از گاز

دی اکسید کربن و نیتروژن استفاده شده‌اند. جدول ۵ گزینه‌پذیری برای هلیوم در برابر نیتروژن و متان را برای چندین غشاء نشان می‌دهد. از متون موجود در مورد عملکرد مواد غشائی، همراه با گزارشهای غشاءهای صنعتی هیدروژن‌گزين، به نظر می‌رسد امیدوار کننده ترین غشاءها برای دستیابی به انتخاب‌پذیری بالا هلیوم در برابر هیدروژن، غشاءهای غیر آلی فوق العاده ریز تخلخل و غشاءهای پلیمر شیشه‌ای هستند. غشاء پلی آمید معطر ذکر شده در جدول ۵ نمونه‌ای از غشاء پلیمر شیشه‌ای است.

۱-۱-۴ - سیستم‌های غشائی صنعتی و ثبت اختراع برای بازیابی هلیوم:

اکثر فرایندهای غشائی نمی‌توانند به طور همزمان به خلوص بالا و بازده بالای محصول (توان) دست یابند. برای افزایش خلوص هلیوم، می‌توان چندین مرحله غشائی را به صورت سری اجرا کرد، همانطور که در فرایند دو مرحله‌ای در شکل ۹ نشان داده شده است. با این حال، به دلیل افت فشار زیاد (اغلب 1500 تا 3000 کیلو پاسکال) نفوذ هلیوم غنی در واحد غشاء، فرایندهای غشائی چند مرحله‌ای نیاز به کمپرسورهای بین مرحله‌ای دارند. فشرده‌سازی مجدد بین مراحل غشائی، هم سرمایه اصلی و هم هزینه عملیاتی سیستم‌های غشائی را افزایش می‌دهد. بنابراین، فرایندهای غشائی ممکن است برای جدا سازی درشت مولکول‌های نیتروژن مناسب‌تر باشد و پس از آن یک فرایند تصفیه هلیوم بر اساس جذب انجام شود. چندین فرایند غشاء ترکیبی سرمازا یا غشاء جاذب سرمازا گزارش شده است.

میزان نفوذ انتخابی این فیبر شیشه‌ای توخالی که برای غشاء هلیوم در برابر نیتروژن ۱۸۰۰ تا ۲۰۰۰ است. برای مثال یک سیستم برای بازیابی هلیوم از $120000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ گاز خوراک حاوی ۶۰ درصد متان، ۱/۵ درصد هلیوم و نیتروژن متعادل در این پنتنت توضیح داده شده است. ماژول غشاء شامل ۱۶ واحد غشاء اصلی با قطر ۲۰ سانتی‌متر و ۳/۵ متر طول هر کدام دارای یک بسته نرم‌افزاری از فیبرهای توخالی شیشه‌ای به قطر ۷۰ میکرومتر است. گاز خوراک در ۱/۲۷ مگاپاسکال و فشار کم هلیوم در ۱۲۰ کیلو پاسکال بدست می‌آید.

۵- تحقیقات آینده و پیشرفت مورد نیاز:

بررسی نتایج نشان داد که تقطیر برودتی از رایج‌ترین فرایندها برای بهبودی جداسازی هلیوم از گاز طبیعی است. بسیاری از نتایج بازیابی هلیوم در مورد پیشرفت فرایند در سایت‌های جدید، بهینه‌سازی فرایندهای برودتی انجماد را توضیح می‌دهد. اگرچه بخش عمده‌ای از جداسازی با تقطیر کرایوژنیک انجام می‌شود، فرایندهای جذب در مراحل ارتقاء و تصفیه هلیوم، فرایندهای معمولی برای حذف هر گونه باقی مانده گونه‌های آلاینده مانند نیتروژن و هیدروژن مورد استفاده قرار می‌گیرد.

بررسی نتایج نشان داد که پیشرفت در فناوری‌های بازیابی هلیوم ممکن است از طریق پیشرفت‌های عمده در جذب یا جداسازی غشاء حاصل شود. روند و فرایندهای بازیابی و تصفیه هلیوم از جهات مختلف با سیستم‌های طراحی شده برای تصفیه هیدروژن قابل مقایسه است. بنابراین، بسیاری از پیشرفت‌های تکنولوژیکی اخیر برای هیدروژن جداسازی از متان، نیتروژن و دی اکسید کربن ممکن است برای فرایند بازیابی هلیوم قابل استفاده باشد، که می‌تواند به استقرار سریعتر این فناوری اجازه دهد.

حوزه های کلیدی شناسایی شده که نیاز به تحقیق و توسعه بیشتر دارند عبارتند از: جاذب‌های هلیوم‌گزين، فرایندهای غشائی هلیوم‌گزين و توسعه نمودار جریان سیستم‌های یکپارچه غشاء جاذب برودتی.

خوراک (گاز طبیعی) باشد، اما داده‌های جدول ۵ نشان می‌دهد که گزینش‌پذیری فرایند غشاء برای هلیوم از نیتروژن هنوز بسیار پایین است تا بتوان در دو مرحله به عملکرد جداسازی مطلوب دست یافت. چندین مرحله غشائی با فشرده‌سازی بین مرحله‌ای برای دستیابی به محصول خلوص بالا لازم است. در ثبت اختراع ایالات متحده شماره A1 2005/0217479 سیستم‌های غشائی را برای بازیابی از جریان‌های عبوری در پردازش گاز، که ممکن است شامل جریان‌های تهویه، جریان گازهای سوختی و جریان‌های تصفیه باشد شرح داده شده است. این ثبت اختراع ادعا می‌کند که این فرایند ممکن است از هر نوع غشائی استفاده کند که بتواند جریان هلیوم مناسب و انتخاب‌پذیری بالایی برای هلیوم نسبت به سایر اجزای اصلی گاز عبورکننده (نیتروژن، متان، دی اکسید کربن) ایجاد کند. این اختراع، داده‌های انتخابی را برای چندین ماده غشاء پلیمری تجاری از جمله Hyflon AD60 ارائه می‌دهد.

یکی دیگر از پنتنت‌هایی که این شرکت یعنی Membrane Technology and Research اختراع کرده است، (با شماره ثبت اختراع B1 66630011 ایالات متحده) فرایندی را برای حذف نیتروژن از گاز طبیعی با استفاده از دو یا چند مرحله غشائی توصیف می‌کند. با یک مثال غلظت هلیوم در محصول غنی از نیتروژن نیز در این اختراع شرح داده شده است. این فرایند از جذب متان استفاده می‌کند. غشاء در دمای ۴۰- تا صفر درجه سانتی‌گراد در مرحله اول و سپس یک غشاء انتخابی نیتروژن در مرحله دوم عمل می‌کند. این ثبت اختراع مختص جداسازی هلیوم از یک جریان غنی از نیتروژن نیست، اما کاربرد بالقوه غشاءها را در مقیاس‌های جریان و شرایط کاری (درجه حرارت پایین و فشار بالا) از مشخصه‌های تاسیسات گاز طبیعی مایع است.

شوجی و موریایک روش تصفیه هلیوم را بر اساس غشاءهای فیبر شیشه‌ای توخالی در پنتنت شماره A1 2003/0221448 ایالات متحده توصیف می‌کنند. دیواره‌های غشاء الیاف شیشه دارای منافذ ۱/۵ نانومتر هستند که با ترکیب و شستشوی بعدی یون‌های قلیایی فلزی در سطوح دیوار ایجاد شده‌اند. ادعا می‌شود که

۵-۱- غشاهای جاذب میکرو تخلخل هلیوم گزین:

بازیابی هلیوم توسط جذب انتخابی هلیوم از نیتروژن ممکن است به ما اجازه دهد که برای فرایند، بتوانیم جاذب با اندازه بستر کوچکتری انتخاب کنیم. با استفاده از اندازه کوچک مولکولهای هلیوم (قطر جنبشی $2/60$ آنگستروم)، می‌توان با اندازه یا طرد جنبشی مولکولهای بزرگتر نیتروژن ($3/64 \text{ \AA}$) و متان ($3/8 \text{ \AA}$)، را در جاذبهای باریک منفذ یا غشاهای نفوذپذیری حذف کرد. از نظر جنبه انتخابی، فرایندهای جذب با موفقیت در واحدهای جداسازی هوا و برای رد نیتروژن اعمال شده است. از گاز طبیعی در فرایند جذب از طریق نوسان فشار دروازه مولکولی استفاده می‌شود. جداسازی جنبشی هلیوم از نیتروژن به جاذب‌هایی با دهانه منفذ 4 اینچی یا باریک نیاز دارد. علاوه بر این، باید حجم منفذ و یا سطح قابل دسترسی به هلیوم و نه نیتروژن به اندازه کافی بزرگتر باشد تا اجازه‌ی استفاده از اندازه بسترهای جاذب ذره‌ای را بدهد. جاذب‌های هلیوم گزین برای استفاده در فرایند PSA ممکن است شامل غربال‌های مولکولی کربن، زئولیت‌های تجاری کوچک / مصنوعی $3A$ و $4A$ ، زئولیت‌های طبیعی با منافذ کوچک مانند Natrolite و زئولیت‌های جدیدی مانند $1-PTS$ باشد؛ ZIFها و چارچوب آلی فلزی جدید و جاذب‌هایی مانند Mg-MOFs نیز می‌باشند. به دام انداختن هلیوم در الیاف غربال مولکولی کربن و نوع زئولیت‌ها در فشارهای کم و درجه حرارت از 77 کلون تا دمای اتاق توسط یک گروه تحقیقاتی گزارش شده است. اگرچه حجم مطلق هلیوم جذب شده در فشارهای پایین کم بود و مواد در فشارهای پایین مقداری هلیوم را جذب کردند اما جذب معقول هلیوم در فشارهای بالاتر مشاهده می‌شد. به عنوان مثال، در 2000 کیلو پاسکال و 77 کلون، آنها جذب $0/9 \text{ mmol/g}$ هلیوم روی زئولیت $5A$ را گزارش کردند.

چارچوب‌های آلی فلزی منفذ کوچک مانند Mg-MOFs پتانسیل جذب انتخابی هلیوم از گازهایی با مولکولهای بزرگتر مانند N_2 و CO_2 را نشان داده اند. شباهت در اندازه مولکولی هلیوم و هیدروژن ($2/89 \text{ \AA}$) و این واقعیت که هر دو نقطه جوش بسیار کمی دارند، نشان می‌دهد که این جاذب‌های کوچک منفذ نیز ممکن است انتخابی

برای هلیوم باشند. به عنوان مثال مالیک و همکاران یک $1-Mg-MOF$ شش ضلعی کایرال با دیافراگم منفذ 4 \AA را گزارش کردند. در اندازه‌گیری‌های وزنی با گازهای خالص در 77 کلون و فشار 100 کیلو پاسکال، $1-Mg-MOF$ جذب بیشتری از هیدروژن ($3/07 \text{ mmol/g}$) نسبت به کربن دی اکسید یا نیتروژن ($0/57 \text{ mmol/g}$ و $0/08 \text{ mmol/g}$) را به نمایش گذاشتند. یک زئولیت مصنوعی کوچک منفذ که به طور انتخابی هلیوم و هیدروژن را از آرگون و دی اکسید کربن جذب می‌کند توسط شین و همکارانش گزارش شد. این جاذب که با نام $1-PST$ شناخته می‌شود، یک گالوسیلیکات پتاسیم با محتوای Ga زیاد است ($Si/Ga = 1/28$). جذب هلیوم با $1-PST$ در فشار $101/3$ کیلو پاسکال و 303 کلون $0/02 \text{ mmol/g}$ و در 77 کلون و $0/082 \text{ mmol/g}$ بود. سینتیک سریع جذب هلیوم و هیدروژن گزارش شده توسط شین و همکاران نشان می‌دهد این ماده ممکن است پتانسیل آن را داشته باشد که به عنوان جاذب برای یک فرایند تصفیه هلیوم مبتنی بر PSA، و یا به عنوان یک ماده در یک فرایند جداسازی غشائی گنجانده شود.

این نتایج منتشر شده نشان می‌دهد که جذب معقول هلیوم را می‌توان در برخی از جاذب‌های ریز حفره در شرایط خاص بدست آورد و نشان می‌دهد که توسعه یک فرایند PSA هلیوم گزین ممکن است امکان‌پذیر باشد. سایر مطالعات تجربی با موادی مانند $1-PST$ ، زئولیت‌های منفذ باریک و چارچوب‌های آلی فلزی برای تایید پتانسیل فرایندهای PSA هلیوم گزین مورد نیاز است. با این حال، درک سینتیک جذب و تعادل هلیوم، نیتروژن، متان و مخلوط آنها در جاذب‌های ریز منفذ در دماهای پایین و فشارهای بالا برای طراحی فرایندهای جداسازی گاز صنعتی ضروری است.

برای ارزیابی هر یک از جاذب‌هایی هلیوم گزین جدید، اندازه‌گیری میزان جذب هلیوم بسیار مهم است. پیکنومتری هلیوم یک روش استاندارد برای تعیین حجم خلاء و تراکم اسکلتی مواد متخلخل است. بر اساس این روش استاندارد، اغلب جذب هلیوم به اشتباه ناچیز فرض می‌شود؛ این فرض تنها مورد در درجه حرارت بالا صدق می‌کند. اولین چالش چنین اندازه‌گیری‌هایی را می‌توان اندازه‌گیری دقیق چگالی جاذب با پیکنومتر در دماهای بالا

غشاهای هلیوم گزین از آزمایشگاه به فرایندهای مقیاس صنعتی، نیاز دارد.

۳-۵- غشاهای هلیوم گزین و فرایند جذب:

چندین فرایند غشاهای ترکیبی تقطیری برودتی یا غشاهای جذب برای بازیابی هلیوم از گاز طبیعی و دفع جریان های غنی نیتروژن از گاز طبیعی در مراجع آزاد و ثبت شده، پیشنهاد شده است. این فرایندهای ترکیبی آن هایی هستند که در پنتنت های اختصاص داده شده به فناوری های پیشرفته استخراج شرکت نیترو تک توصیف شده بودند. آن ها در پنتنت خود با شماره ثبت A1 ۲۲۱۴۴۸/۰۳/۲۰۰۳ ایالات متحده که استفاده از غشاهای الیاف شیشه را گزارش کردند. شوچی و موریای نیز به پنتنت آزمایش نشده شماره JP-A-۵۴-۱۱۰۱۹۳ که روشی را برای به دست آوردن محصول هلیوم با خلوص بالای ۹۹/۹۵ درصد از مخلوط گاز ۷۰ درصد هلیوم و ۳۰ درصد نیتروژن با ترکیبی از واحدهای جدا سازی سرمازا و جداسازی گاز بر اساس استات سلولز را توصیف می کنند. به گفته شوچی و موریای در روش ذکر شده در JP-A-۵۴-۱۱۰۱۹۳ پنج واحد جداسازی غشاهای هلیوم به هلیوم با خلوص ۹۹/۹۵ درصد مورد نیاز است.

مهرا در پنتنت شماره ۵۲۲۴۳۵۰ ایالات متحده اختصاص داده شده به فن آوری های استخراج پیشرفته، یک فرایند برای بازیابی هلیوم از جریان گاز طبیعی غنی از نیتروژن با استفاده از برج جذب متان، یک واحد غشاهای جداسازی و یک واحد PSA توصیف می کند. گاز خوراک غنی از نیتروژن حاوی بیش از ۰/۱ درصد هلیوم با یک حلال فیزیکی رقیق برای حذف متان و هیدروکربن های سنگین تر (در فرایند به اصطلاح جذب مهرا) تماس داده می شود. محصول (خروجی پایین برج) حلال غنی از متان دو بار فلاش می شود تا متان و حلال استفاده شده را احیا کند. محصول غنی از نیتروژن خروجی از بالادست کنتاکتور خوراک یک واحد غشایی می شود که یک جریان هلیوم خام کم فشار (۵۰ درصد هلیوم) را فراهم و نیتروژن را دفع می کند. هلیوم خام را می توان برای فروش مستقیم به ۲۰۰ psig - ۳۰۰۰ psig فشرده کرد.

و عملکرد یک دستگاه جذب حجمی تجاری در حالت حجم مطلق (حالت دستی) دانست. این روش امکان کالیبراسیون مستقل از سلول نمونه جذب و حجم خلاء جذب را فراهم می کند.

۲-۵- غشاهای جذب پیشرفته هلیوم:

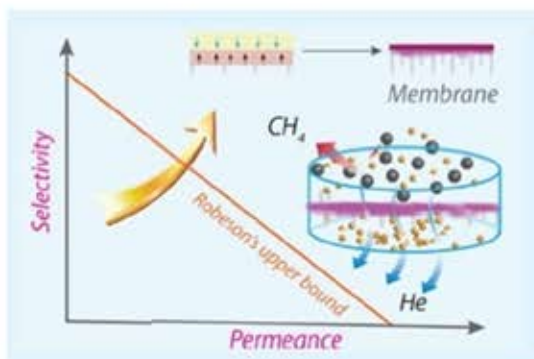
در حال حاضر حجم زیادی از داده های منتشر شده برای ضرایب نفوذپذیری گاز خالص نیتروژن، متان، دی اکسید کربن، هیدروژن و هلیوم در غشاهای وجود دارد، زیرا یک تکنیک متداول برای اندازه گیری انتخاب پذیری غشاهای نفوذ نسبی است. بسیاری از این مطالعات با جدا سازی متان/ نیتروژن، دی اکسید کربن/ نیتروژن یا مخلوط هیدروژن/ دی اکسید کربن انجام شده است و تنها چند مطالعه به طور خاص، توسعه غشاهای برای بازیابی هلیوم از متان یا نیتروژن را مورد هدف قرار داده اند. تجزیه و تحلیل دقیق داده های نفوذپذیری گاز خالص دسترس می تواند به شناسایی بهترین غشاهای برای برنامه های بازیابی هلیوم کمک کند. با این حال، برای مخلوط های گاز واقعی، مانند جریان های گاز طبیعی و بخارهای جریان فوقانی از واحد دفع نیتروژن، عملکرد جداسازی غشاهای تحت تأثیر فعل و انفعالات بین اجزای گاز و همچنین تعامل بین اجزا و مواد غشایی قرار می گیرد. اندازه گیری عملکرد غشاهای مخلوط های گازی که دارای کاربرد صنعتی زیادی هستند (جریان های غنی که دارای غلظت کم نیتروژن یا متان هستند) برای ارزیابی توانایی واقعی واحدهای غشاهای جریان ها در واحدهای بازیابی یا تصفیه هلیوم از گاز طبیعی محدود دما و فشار مشخصی مورد نیاز است. هنوز چالش های مهمی در ساخت غشاهای با انتخاب پذیری بالا وجود دارد. به عنوان مثال، ساخت غشاهای معدنی از موادی مانند چارچوب آلی فلزی و ZIF-۸ مستلزم این است که غشاهای عیب نداشته باشند چرا که نقصی مانند ترک یا شکاف بین ذرات چارچوب آلی فلزی به طور قابل توجهی بر انتخاب پذیری غشاهای تأثیر می گذارد. با این حال، کنترل اولیه مراحل کاشت در سنتز چارچوب آلی فلزی بر روی یک بستر پشتیبانی غشایی چالش برانگیز است به عنوان مثال توسعه تکنیک های جدید برای ساخت غشاهای مشکل ساز است در صورتی که امیدوارکننده ترین

قرار گیرند. برای مثال طراحی این فرایند یکپارچه ممکن است شامل تقطیر برودتی از ۱٪ هلیوم خوراک باشد، سپس جداسازی جریان هلیوم خام توسط یک سیستم غشائی و پس از آن ارتقا در واحد PSA صورت می‌پذیرد. علاوه بر این، عملکرد غشاء و جاذب‌ها در شرایط دمایی پایین نیاز به ارزیابی برای سیستم‌های یکپارچه دارد که در شرایط برودتی عمل می‌کنند.

۴-۵- غشاءهای پلی بنزیمیدازول با عملکرد بالا

برای هلیوم استخراج شده از گاز طبیعی:

افزایش استفاده از هلیوم در فرایندهای تحقیق و تولید، نیاز به تکنیک‌های جداسازی برای تامین منبع کافی از این گاز نجیب را دارد. تولید هلیوم با انرژی کارآمد از گاز طبیعی هنوز یک چالش بزرگ است. فناوری غشاء جداساز گاز می‌تواند نقش مهمی ایفا کند. در اینجا، یک غشاء پلیمری جدید (پلی پفیلین بنزوبیسیمیدازول - PBDI) برای استخراج هلیوم از گاز طبیعی با فراوانی کم گزارش شده است. غشاءها توسط یک تجهیز سطحی پلیمریزاسیون در دمای اتاق ساخته شده‌اند. ساختار غشاء نازک و بدون نقص به وسیله پلیمریزاسیون محدود مونومری‌ها، از طریق سطح مشترک بین دو مایع امتزاج ناپذیر دستکاری شده است. هم انتخاب‌پذیری متان و یا هلیوم و هم نفوذ پذیری هلیوم نسبت به سایر پرفلئوروپلیمرها تجاری رقابتی تر است. حتی در محتوای کم هلیوم ۱٪، عملکرد جداسازی غشاء PBDI از کران بالای فعلی فراتر رفت. انتخاب‌پذیری بی‌سابقه (< 1000) همراه با پایداری عالی (۳۶۰- ساعت) غشاءهای PBDI را با پتانسیل زیادی برای بازیابی صنعتی با انرژی کارآمد و تولید این مواد ارزشمند به ما می‌دهد. هلیوم از مخزن‌های با فراوانی پایین تامین می‌شود.

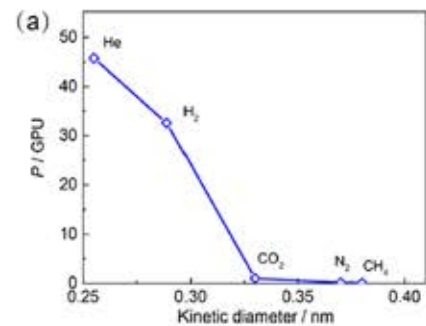
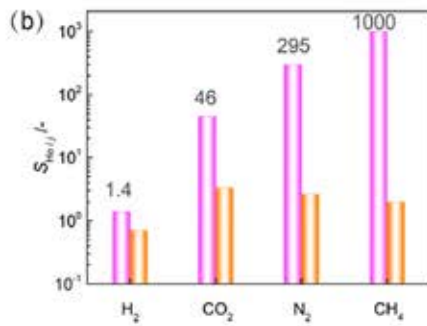


شکل ۱۰

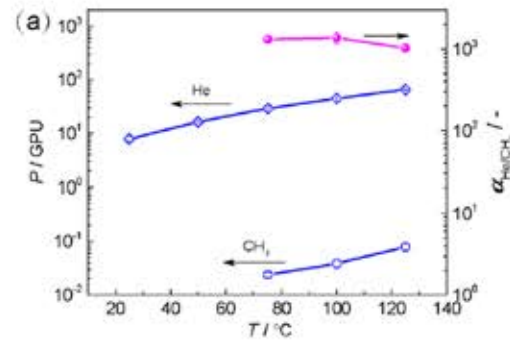
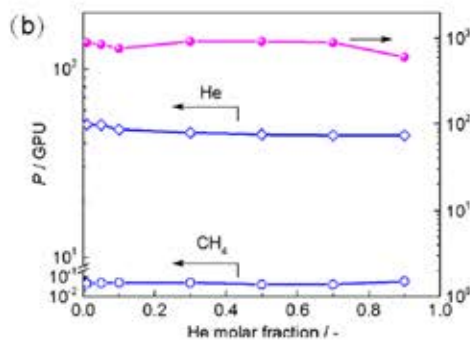
خوراک به واحد PSA ارسال می‌شود که جریان خروجی نیتروژن است و محصول خالص ۹۹/۹۹٪ هلیوم را تولید می‌کند. این مواد غشائی برای حداکثر نفوذپذیری هلیوم انتخاب شده و نمونه‌هایی از پلیمرهای اسید پرفلوروسولفونیک مبدل لیتیوم و سدیم پیشنهاد می‌شود. پنتنت هیچ جاذب خاصی را برای واحد PSA تجویز نمی‌کند، اما هر جاذب مناسب برای جذب نیتروژن و متان می‌تواند انتخاب شود (مانند AC، آلومینوسیلیکات یا ژل سیلیس).

در پنتنت شماره ۵۶۳۲۸۰۳ ثبت اختراع ایالات متحده شرکت نیتروتک، استونر و همکارانش یک فرایند ترکیبی متشکل از یک واحد جداسازی غشائی و دو واحد PSA که به صورت سری برای تولید جریان محصول هلیوم با بیش از ۹۸٪ خلوص طراحی شده که از خوراک حاوی ۱/۶٪ هلیوم، ۲۶٪ هیدروکربن و ۷۲/۲٪ نیتروژن (۵۲۵۰ فوت مکعب بر دقیقه در فشار ورودی تقریباً ۱۰۰۰ psig) تغذیه می‌کند. واحد غشا حاوی الیاف توخالی پلی امید است که توانایی جدا سازی هلیوم از نیتروژن، دی اکسید کربن، متان و دیگر هیدروکربن‌ها دارد. غلظت هلیوم در واحد غشائی دو تا ده برابر غنی می‌شود و این محصول با کم فشار (۶۵ psig - ۱۰۰ psig) به اولین مرحله PSA جریان می‌یابد. در هر مرحله PSA ممکن است سه تا پنج بستر جاذب پر شده از جاذب‌هایی مانند AC، آلومینوسیلیکات یا سیلیکاژل که میل کمی به هلیوم دارند، وجود داشته باشد. اولین مرحله PSA می‌تواند حاوی ۱۱ مترمکعب AC باشد تا بیشتر هیدروکربن‌ها و نیتروژن را از گاز جذب و محصول ۹۰٪ هلیوم را تولید کند. این گاز غنی از هلیوم به مرحله دوم PSA جریان می‌یابد که شامل ۱ متر مکعب AC است و محصولی با خلوص بیش از ۹۸٪ تولید می‌کند. گاز اتلافی مرحله اول PSA با باقی مانده واحد غشاء مخلوط می‌شود. گاز اتلافی مرحله دوم PSA (۴۷ scfm، ۷۳٪ هلیوم) خوراک مرحله اول PSA شده و بازیافت می‌شود.

برای توسعه و بهینه‌سازی طرح‌های مختلف فرایند بازیابی هلیوم که دارای تقطیر برودتی، جداسازی غشاء و ماژول‌های PSA هستند، همچنان حوزه وسیعی وجود دارد. امکان‌سنجی فنی، الزامات انرژی و اقتصاد فرایند این طرح‌های سیستم یکپارچه باید مورد ارزیابی قرار



شکل ۱۱. نفوذ گاز منفرد (a) و گزینش پذیری ایده آل (b) غشای PBDI. ستون‌های نارنجی نشان‌دهنده گزینش نادرین هلیوم نسبت به سایر اجزا است.



شکل ۱۲. عملکرد جداسازی وابسته به دما غشای PBDI برای مخلوط He/CH هم مولار. (b) اثر کسر مولی هلیوم بر He/CH، در عملکرد جداسازی.

نیترژن (۰/۳۶۴ نانومتر) و متان (۰/۳۸ نانومتر) با استفاده از تکنیک "ویک کالناخ" می‌باشد. بیش‌ترین نفوذ گاز برای هلیوم (۴۶ GPU) بدست آمد، که با افزایش سینتیک به طور یکنواخت کاهش یافت. قطر مولکول‌های گاز پروپان با توجه به جذب نسبت به هلیوم برای پلیمرهای متصل به بنزیمیدازول، که در انتخاب پذیری ایده‌آل هلیوم به ترتیب ۴۶، ۲۹۵ و ۱۰۰۰ است، بسیار بالاتر از انتخاب‌پذیری نادرین مربوطه می‌باشد. با توجه به سخت و بی‌شکل بودن طبیعت PBDI، می‌توان تصور کرد که مولکول‌های He می‌توانند از طریق منافذی که برای CO_2 ، N_2 و CH_4 بسیار کوچک هستند نفوذ کرده و در نتیجه انتخاب‌پذیری بالایی دارد. ضریب نفوذ مولکولی بر گزینش‌پذیری جداسازی کلی غالب است و به سمت محدوده غربال مولکولی پیش می‌رود. پلی بنزیمیدازول قبلاً بر روی لوله‌های فولاد ضد زنگ به وسیله وارونگی فاز غیرحلال به عنوان غشاءهای انتخابی هیدروژن ساخته شده بود که نفوذ کمتر از ۴/۷ GPU را از خود نشان داد. به دلیل آب اضافی درون تکیه‌گاه‌های متخلخل، الگوریتم‌های اولیه PBDI ترجیح می‌دهد که

۱-۴-۵- آماده‌سازی و توصیف غشاء PBDI:

پلیمریزاسیون تراکمی TPA و BTA به خوبی با گذر زمان واکنش دچار تغییر شده است. غشاءهای PBDI نرم با ضخامت ۱/۷ میکرو متر پس از ۳ ساعت واکنش بدست آمدند. زبری سطح غشاء با میکروسکوپ اتمی کمتر از ۱۵ نانومتر تعیین می‌شود. موقعیت سطحی شیمیایی سطح غشاء به وسیله طیف‌سنجی فوتوالکترون اشعه ایکس تایید شد. انرژی اتصال در ۳۹۸/۶ eV (N_{1s}) به تشکیل حلقه بنزیمیدازول با استفاده از واکنش چگالش است. گروه‌های عاملی -N= پروتونه شده که با سیگنال پایین در ۴۰۳ eV نشان داده شده‌اند، یک سیستم پیوند مزدوج تولید می‌کنند که منجر به کمتر شدن نسبت بین $C=N/C=N$ نسبت به ساختار ایده‌آل بنزیمیدازول می‌شود.

۲-۴-۵- نفوذ تک گاز:

غشاء دارای یک ویژگی سائز گزینی است که بر پایه نفوذ گاز منفرد هلیوم (۰/۲۵۵ نانومتر)، هیدروژن (۰/۲۸۹ نانومتر)، دی اکسیدکربن (۰/۳۳ نانومتر)،

یک شبکه هیدروژنه پایدار را به عنوان یک لایه حد واسط به جای پلیمریزاسیون چگالش پیشرفته تشکیل دهد. ساختار غشاء سلسله مراتبی به وسیله پلیمریزاسیون بین سطحی تولید می‌شود که منجر به بهبود نفوذ گاز می‌شود.

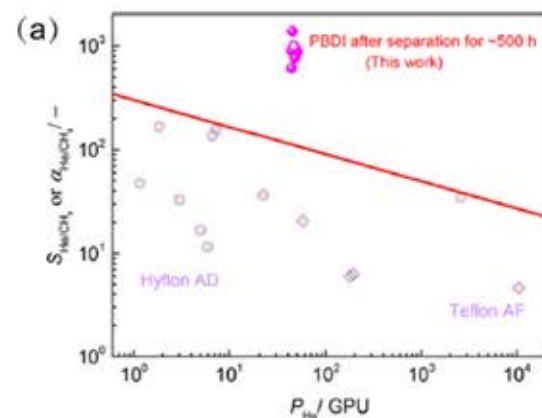
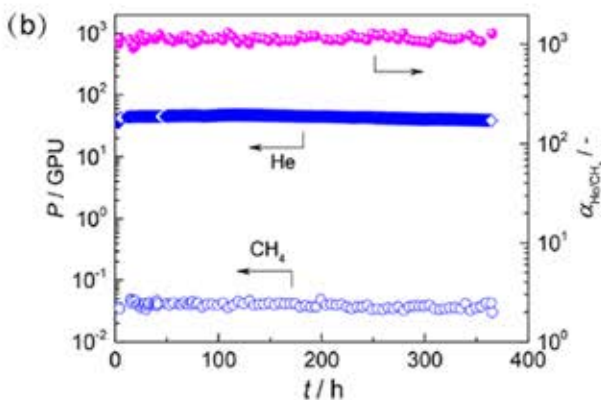
۳-۴-۵- عملکرد جداسازی گاز مخلوط:

به منظور درک بیشتر رفتار جداسازی، عملکرد غشاء PBDI برای سیستم دوتایی هلیوم و متان در دماهای و ترکیبات مختلف خوراک مورد ارزیابی قرار گرفت. نفوذ هلیوم و متان به طور یکنواخت با دما افزایش می‌یابد، انرژی فعال‌سازی ضریب نفوذ برآورد شده به ترتیب ۲۱ و ۴۶/۲ کیلوژول بر مول را نتیجه می‌دهد، که نشان‌دهنده نفوذ فعال هر دو مولکول هلیوم متان از طریق غشاءهای PBDI می‌باشد. از این رو، انتشار مولکول متان با افزایش دما نسبت به هلیوم بیشتر است. بنابراین، با افزایش بیشتر دما از ۱۰۰ به ۱۲۵ درجه سانتی‌گراد، کاهش اندکی در ضریب جداسازی هلیوم و متان مشاهده شده است (۱۳۸۰ در مقابل ۱۰۳۰). نفوذ هلیوم در ۴۵ GPU در دمای ۱۰۰ C° در مخلوط کمی کم‌تر از خوراک هلیوم خالص است، که دلیل آن به برخی از رقابت‌ها با متان نسبت داده می‌شود. هزینه جداسازی و خالص‌سازی از گاز طبیعی به شدت به ترکیب گاز خوراک بستگی دارد. غشاء PBDI، حتی برای کسر مولی هلیوم، گزینش‌پذیری ثابت هلیوم و متان را تا ۱٪ نشان می‌دهد. انتخاب‌پذیری

بالای هلیوم و متان برای فرایند غشاء حیاتی است. به عنوان مثال، حداقل انتخاب‌پذیری هلیوم و متان مورد نیاز برای دستیابی به خلوص ۹۹٪ از خوراک ۱٪ هلیوم با یک فرایند غشائی سه مرحله‌ای، ۱۶۰ می‌باشد. در حالی که یک فرایند غشائی دو مرحله‌ای نیاز به گزینش‌پذیری ۱۷۵ دارد که توسط شولز و گاش شبیه‌سازی شده است.

۴-۴-۵- ثبات بلند مدت:

غشاءهای PBDI ما دارای گزینش‌پذیری هلیوم و متان بالاتری در مقایسه با غشاءهای Hyflon AD و پلیمر AF تفلون هستند. فاصله‌ی d بین زنجیرهای پلیمر PBDI برابر با ۳/۴ و ۶/۸ آنگستروم است، در حالی که برای Hyflon AD ۸۰ و Teflon AF ۱۶۰۰ به ترتیب برابر با ۸/۲ و ۹/۱ آنگستروم است. اندازه متوسط حجم آزاد فیلم PBDI برابر است با ۴/۳ آنگستروم که توسط طیف سنجی طول عمر نابودی پوزیترون تعیین شده است. گزینش‌پذیری بالاتر غشاءهای PBDI نسبت به سیستم‌های تجاری Hyflon AD و Teflon AF و پیدایش پرفلوئورو پلیمرهای مبتنی بر دی‌اکسولان به دلیل ویژگی محدودیت شدیدتر اندازه نسبت داده می‌شود. حتی پرفلوئوروپلیمرها می‌توانند شاری با نفوذ بالاتر با انتخاب‌پذیری متوسط را به دست آورند، نفوذپذیری دی‌اکسید کربن معمولاً بسیار زیاد است، بنابراین حضور دی‌اکسید کربن در گاز طبیعی به یک مشکل تبدیل می‌شود. گزینش‌پذیری بالای هلیوم نسبت به دی‌اکسید کربن و متان،



شکل ۱۳. (a) خالص (دایره تو خالی) و مخلوط (دایره تو پر، ترکیب ۹۰-۱ درصد هلیوم) He/CH_4 مقایسه عملکرد جداسازی غشاءهای PBDI با پرفلوئوروپلیمرهای تجاری Hyflon AD و تفلون AF؛ خط قرمز نمایانگر حد بالایی جریان برای جداسازی He/CH_4 است. (b) عملکرد طولانی مدت غشاء PBDI برای جداسازی مخلوط He/CH_4 در ۱ بار و ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد.

کوچک می‌باشد. عملکرد جداسازی هلیوم و متان با غشاء PBDI با عملکرد جداسازی آلپرفلوروپلیمرهای تجاری قابل رقابت است و از حد بالای رابسون فراتر می‌رود. به دلیل انتخاب معیار و پایداری بلند مدت (۳۶۰ ساعت)، غشاءهای PBDI راه را برای استخراج مستقیم این عنصر ارزشمند، به ویژه از منابع با غلظت پایین گاز طبیعی هموار می‌کنند.

حجم استاندارد گاز و تبدیل برای محصولات هلیوم:

در مباحث مطرح شده مینا فوت مکعب استاندارد (scf) $60^\circ F$ و $14/96 \text{ psi}$ و $101/325 \text{ kPa}$ ($288/75 \text{ K}$) میباشد. شرایط برای Nm^3 نیز در $101/325 \text{ kPa}$ و $298/15 \text{ K}$ تعریف شده است. حجم گاز معادل و نرخ جریان جرمی مایع 1 t/d محصول هلیوم در دیگر واحدهای اندازه‌گیری معمول نیز به شرح زیر است:

Mass flow	1 t/d
Liquid volume	5.557 slpm
Molar flow	249.837 kmol/d
Gas volume	254.678 Nm^3/hour
Gas volume	0.209 MMscfd
Gas volume	2.231 million Nm^3/year
Gas volume	76.302 MMscf/year

فرایند غشائی PBDI را برای استخراج آن رقابتی‌تر می‌کند، به خصوص برای گاز طبیعی خام با غلظت هلیوم کم و حضور دی اکسید کربن. مهم‌ترین نگرانی غشاءهای پلیمری برای جداسازی هلیوم، حساسیت به خستگی فیزیکی است. با این حال، عملکرد جداسازی غشاء PBDI، هیچ‌گونه کاهش را برای مخلوط هلیوم و متان در طول ۳۶۰ ساعت عملیات در دمای 100°C در صفحه سانتی‌گراد نشان نداد (شکل‌های ۱۳a و ۱۳b در صفحه قبل).

در مقایسه، یک غشاء پلی‌امید FDA ۶ پشتیبانی شده پس از ورود به یک محفظه خلا در دمای 35°C درجه سانتی‌گراد به مدت ۱۰۰۰ ساعت، ۳۰ تا ۶۰ درصد قابلیت نفوذ هلیوم را از دست داد. رفتار برتر ضد پیری با Hyflon AD۶۰ تجاری قابل رقابت است، که پس از ۲۰۰ روز ذخیره‌سازی در هوای محیط نفوذ خود را حفظ می‌کند.

۶- نتیجه‌گیری:

در نتیجه، غشاءهای بسیار انتخابی PBDI با پلیمریزاسیون بین سطحی در دمای اتاق ساخته شدند. گزینندگی کلی غشاء عمدتاً به دلیل اندازه حجم آزاد

منابع:

حفاری با فشار مدیریت شده - سیستم گرادیان دوتایی (DGD)

Breyholtz, Ø., G. Nygaard, and M. Nikolaou. *Automatic control of managed pressure drilling. in Proceedings of the 2010 American Control Conference. 2010. IEEE.*

• Allgöwer, F., Findeisen, R., Nagy, Z. K., 2004. "Nonlinear Model Predictive Control: From Theory to Application". *J. Chin. Inst. Chem. Engrs.* 35(3):299-315.

• Awasthi, A. (2008). *Intelligent oilfield operations with application to drilling and production of hydrocarbon wells, Ph.D. Dissertation, Chemical Engineering Department, University of Houston.*

• Bjørkevold, K. S., Molde, D. O., Fjeldberg, H., 2008. "Utilize Managed Pressure Drilling Equipment and Technique to Cement a Severly Depleted HPHT Reservoir in the North Sea". *SPE 115118 presented at the SPE Russian Oil and Gas Technical Conference and Exhibition, 28-30 October.*

• Breyholtz, Ø., Nygaard, G., Godhavn, J.-M., Vefring, E. H., 2009a. "Evaluating control designs for coordinating pump rates and choke valve during managed pressure drilling operations". *In proceedings of the 18th IEEE International Conference on Control Applications (CCA), St. Petersburg, Russia, 8-10 July.*

• Breyholtz, Ø., Nygaard, G., M. Nikolaou (2009b). *Deep Water Drilling: Full Pressure Profile Control in Open Hole Section Using Model Predictive Control, IPTC 13256.*

• Breyholtz, Ø., Nygaard, G., M. Nikolaou (2009c). *Advanced Automatic Control for Dual-Gradient Drilling SPE Annual Meeting paper 124631.*

• Breyholtz, Ø., Nygaard, G., M. Nikolaou (2010). *Managed Pressure Drilling: A multi-level control approach, Intelligent Energy 2010.*

• Brown, J. D., Urvant, V. V., Thorogood, J. L., Rolland, N. L., 2007. "Deployment of a Riserless Mud-Recovery System Offshore Sakhalin Island". *SPE 105212 presented at the SPE/IADC Drilling Conference, Amsterdam, The Netherlands, 20-22 February.*

• Cohen, J., Deskins, G., 2006. "Use of Lightweight Solid Additives to Reduce the Weight of Drilling Fluid in the Riser". *SPE 99174 presented at the IADC/SPE Drilling Conference, Miami, FL, USA, 21-23 February.*

• Forrest, N., Bailey, T., 2001. "Subsea Equipment for Deep Water Drilling Using Dual Gradient Mud System". *SPE 67707 presented at the SPE/IADC Drilling Conference, Amsterdam, The Netherlands, 27 February- 1 March.*

• Fossli, B., Sangesland, S., 2006. "Controlled Mud-Cap Drilling for Subsea Applications: Well-Control Challenges in Deep Waters". *SPE Drilling & Completion 21(2):133-140.*

• Fredricks, P., Reitsma, D., Runggai, T., Hudson, N., Zaeper, R., Backhaus, O., Hernandez, M., 2008. "Successful Implementation of First Closed Loop, Multiservice Control System for Automated Pressure Management in a Shallow Gas Well Offshore Myanmar". *SPE 112651 presented at the IADC/SPE Drilling Conference, Orlando, FL, USA, 4-6 March.*

- Godhavn, J.-M., 2009. "Control Requirements for High-End Automatic MPD Operations". SPE 119442 presented at the SPE/IADC Drilling Conference and Exhibition, Amsterdam, The Netherlands, 17-19 March.
- Godhavn, J.-M., Lauvdal, T., Egeland, O., 1996." Hybrid Control in Sea Traffic Management Systems". Hybrid Systems III Verification and Control. Gonzalez, R., 1998. "Deepwater Drill String Shut-Off Valve System and method for Controlling Mud Circulation". In US. Patent 6,263,981.
- Hannegan, D. M., 2007. "Managed Pressure Drilling". SPE 2006-2007 Distinguished Lecturer Series.
- Hernandez, M., MacNeill, D., Reeves, M., Kirkwood, A., Lemke, S., Ruszka, J., Zaeper, R., 2008. "High-Speed Wired Drill String Telemetry Network Delivers Increased Safety, Efficiency, Reliability and Productivity to the Drilling Industry". SPE 113157 presented at the SPE Indian Oil and Gas Technical Conference and Exhibition, Mumbai, India, 4-6 March.
- Kaasa, G.-O, 2007. "A simple Dynamic Model of Drilling for Control". StatoilHydro, Research Centre Porsgrunn, Tech. Report.
- Lopes, C. A., Bourgoyne, A. T., 1997. "The Dual Density Riser Solution". SPE 37628 presented at the SPE/IADC Drilling Conference, Amsterdam, The Netherlands, 4-6 March.
- Maciejowski, J. M., 2002. "Predictive Control with Constraints". Prentice- Hall Inc. NJ.
- Maciejowski, J. M., Jones, C. N., 2003. "MPC Fault-Tolerant Flight Control Case Study: Flight 1862". IFAC Safeprocess Conference Washington DC, 9-11 June.
- Mayne, D. Q., Rawlings, J. B., Rao, C. V., Sockaert, P. O. M., 2000. "Constrained model predictive control: Stability and optimality". Automatica 36:789-814.
- Meum, P., Tøndel, P., Godhavn, J.-M., 2008. "Optimization of Smart Well Production through Nonlinear Model Predictive Control". SPE 112100 presented at the 2008 SPE Intelligent Energy Conference and Exhibition, Amsterdam, The Netherlands, 25-27 February.
- Nikolaou, M., 2008. "Experience from other industries". Drilling Workshop, Rice University.
- Nikolaou, M., Misra, P., Tam, V. H. & Bailey, A. D. (2005). Complexity in semiconductor manufacturing, activity of antimicrobial agents, and drilling of hydrocarbon wells: Common themes and case studies. Computers & Chemical Engineering, 29(11-12), 2266-2289.
- Nygaard, G. & Gravdal, J. (2007). WeMod for Matlab user's guide, Technical Report nr 2007/234, International Research Institute of Stavanger AS (IRIS), Bergen, Norway.
- Nygaard, G. H., Johannessen, E., Gravdal, J. E., Iversen, F., 2007. "Automatic Coordinated Control of Pump Rates and Choke Valve for Compensating Pressure Fluctuations during Surge and Swab Operations". SPE 108344 presented at the IADC/SPE Managed Pressure Drilling and Underbalanced Operations Conference and Exhibition, Galveston, Tx, USA, 28-29 March.
- Rehm, B., Schubert, J., Haghshenas, A., Paknejad, A. S., Hughes, J., 2008. "Managed

Pressure Drilling". Gulf Publishing Company, Houston, Texas, USA.

• Santos, H., Catak, E., 2007. "First Field Applications of Microflux Control Show Very Positive Surprises". SPE 108333 presented at the IADC/SPE Managed Pressure Drilling and Underbalanced Operations Conference and Exhibition, Galveston, Tx, USA, 28-29 March.

• Saputelli, L., Nikolaou, M., Economides, M. J., 2005. "Self-learning reservoir management". SPE Reservoir Evaluation & Engineering 8(6):534-547.

• Saputelli, L., Nikolaou, M., Economides, M. J., 2006. "Real-time reservoir management: A multiscale adaptive optimization and control approach". Computational Geosciences 10(1):61-96.

• Schumacher, J. P., Dowell, J. D., Ribbeck, L. R., Eggemeyer, J. C., 2002. "Planning and Preparing for the First Subsea Field Test of a Full-Scale Dual-Gradient Drilling System". SPE Drilling & Completion 17(4):194-199.

• Thorogood, J. L., Aldred, W. D., Florence, A. F., Iversen, F., 2009. "Drilling Automation: Technologies, Terminology, and Parallels with other Industries". SPE 11988 presented at the SPE/IADC Drilling Conference and Exhibition, Amsterdam, The Netherlands, 17-19 March.

• White, F. M., 1999. "Fluid Mechanics". 4th Edition. Boston, USA, McGraw-Hill Int.

ناظر تطبیقی برای تشخیص ضربه و سوئیچ کنترل
برای تنظیم فشار ته چاه و تضعیف ضربه هنگام
حفاری تحت فشار مدیریت شده

Zhou, J., et al. Adaptive observer for kick

detection and switched control for bottomhole pressure regulation and kick attenuation during managed pressure drilling. in Proceedings of the 2010 American Control Conference. 2010. IEEE.

• D. Hannegan, R. J. Todd, D. M. Pritchard, and B. Jonasson, .Mpd uniquely applicable to methane hydrate drilling., in SPE/IADC Underbalanced Technology Conference and Exhibition, Houston, Texas, U.S.A., 11-12 October, 2004, SPE91560.

• J. J. Azar and G. R. Samuel, Drilling Engineering. Penwell Corporation, 2007.

• J. Speers and G. Gehrig, .Delta _ow: An accurate, reliable system for detecting kicks and loss of circulation during drilling., SPE Drilling Engineering, pp. 359.363, 1987.

• S. Stokka, J. O. Andersend, J. Freyre, and J. Welde., Gas kick warner - an early gas in_ux detection method., in IADC/SPE Drilling Conference, Amsterdam, February 1993., Amsterdam, February 1993, p. SPE/IADC 25713.

• N. P. B. B. W. Swanson, A. G. Gardner and P. J. Murray., Slimhole early kick detection by real-time drilling analysis., SPE Drilling and Completion, pp. 27.32, March, 1997.

• M. Doria and C. Morooka, .Kick detection in _oating drilling rigs., in SPE/IADC 39004. IADC/SPE Drilling Conference, Amsterdam, August, 1997.

• H. Santos, C. Leuchtenberg, and S. Shayegi, .Micro_ux control: the next generation in drilling process for ultra-deepwater., in SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, ser. SPE8113, Port-of-Spain, Trinidad, West Indies, April 2003.

- *H. Santos, E. Catak, J. Kinder, and P. Sonnemann, .Kick detection and control in oil-based mud: Real well-test results using micro_ux control equipment,. in SPE/IADC Drilling Conference, Proceedings, vol. 1. Society of Petroleum Engineers (SPE), Richardson, TX 75083-3836, United States, 2007, pp. 429.438.*
- *D. Hargreaves, S. Jardine, and B. Jeffryes, .Early kick detection for deepwater drilling: New probabilistic methods applied in the _eld,. In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 2001.*
- *J. E. Gravdal, M. Nikolaou, yvind Breyholtz, and L. A. Carlsen, .Improved kick management during mpd by real-time pore-pressure estimation,. in 2009 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 124053, New Orleans, USA, Oct 4-7 2009.*
- *S. K. Sørskar, Advanced Well Control & Blowout Prevention for Onshore and Offshore Drilling.*
- *G. Nygaard, Multivariable process control in high temperature and high pressure environment using non-intrusive multi sensor data fusio. PhD Thesis, Norwegian University of Science and Technology, 2006.*
- *G. Nygaard and G. N_vdal, .Modelling two-phase _ow for control design in oil well drilling,. in Proceedings of the 2005 IEEE Conference on Control Applications, Toronto, Canada,, 2005, pp. 675.680.*
- *G.-O. Kaasa, .A simple dynamic model of drilling for control,. Technical Report, StatoilHydro Resarch Centre, Porsgrunn, Norway, 2007.*
- *B. Fossli and S. Sangesland, .Managed pressure drilling for subsea applications; well control challenges in deep waters,. in SPE/IADC Underbalanced Technology Conference and Exhibition, SPE 91633, 2004.*
- *J. E. Gravdal, R. Lorentzen, K. Fjelde, and E. Vefring, .Tuning of computer model parameters in managed-pressure drilling applications using an unscented kalman _lter technique,. in SPE Annual Technical Conference and Exhibition, SPE 97028, 2005.*
- *J. Zhou, Ø. N. Stamnes, O. M. Aamo, and G.-O. Kaasa, .Adaptive output feedback control of a managed pressure drilling system,. In Proceedings of the 47th IEEE Conference on Decision and Control, Cancun, Mexico, 2008, pp. 3308.3313.*
- *Ø. N. Stamnes, J. Zhou, G.-O. Kaasa, and O. M. Aamo, .Adaptive observer design for the bottomhole pressure of a managed pressure drilling system,. in Proceedings of the 47th IEEE Conference on Decision and Control, Cancun, Mexico, 2008, pp. 2961.2966.*
- *G. Nygaard, L. Imsland, and E. A. Johannessen, .Using nmpc based on a low-order model for controlling pressure during oilwell drilling,. in 8th International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems, June 6-8 2007.*
- *L. A. Carlsen, G. Nygaard, J. E. Gravdal, M. Nikolaou, and J. Schubert, .Performing the dynamic shut-in procedure becasue of a kick incident when using automatic coordinated control of pump rates and chokevalve opening,. in SPE/IADC managed Pressure Drilling and Underbalanced Operations Conference and Exhibition, 113693, 2008.*

- J.-M. Godhavn, "Control requirements for high-end automatic mpd operations," in *SPE/IADC Drilling Conference and Exhibition, 119442, Amsterdam, Netherlands, March 17-19, 2009*.
- Ø. Breyholtz, G. Nygaard, J.-M. Godhavn, and E. H. Vefring, "Evaluating control designs for co-ordinating pump rates and choke valve during managed pressure drilling operations," in *IEEE CCA, 2009*.
- J. Zhou, Ø. N. Stamnes, O. M. Aamo, and G.-O. Kaasa, "Switched control for pressure regulation and kick attenuation in a managed pressure drilling system," *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, Accepted, 2009.
- --- "Pressure regulation with kick attenuation in a managed pressure drilling system", in *Proceedings of the 48th IEEE Conference on Decision and Control, Dec, 2009*.
- H. K. Khalil, *Nonlinear Systems*. U.S.: 3rd ed, Prentice-Hall, 2002.
- D. Liberzon, *Switching in Systems and Control*. Birkhauser Boston, 2003.
- G. Nyggard and J. Gravdal, "Wemod for matlab user's guide," *International Research Institute of Stavanger AS (IRIS), Bergen, Norway. Technical Report, nr 2007/234, 2007*.
- Landet, I.S., A. Pavlov, and O.M. Aamo, "Modeling and control of heave-induced pressure fluctuations in managed pressure drilling," *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, 2012. 21(4): p. 1340-1351.
- Pavlov, G.-O. Kaasa, and L. Imsland, "Experimental disturbance rejection on a full-scale drilling rig," in *Proc. IFAC Nonlinear Control Syst. Symp.*, 2009, pp. 1-5.
- O. N. Stamnes, J. Zhou, G.-O. Kaasa, and O. M. Aamo, "Adaptive observer design for the bottomhole pressure of a managed pressure drilling system," in *Proc. IEEE Decision Control Conf.*, Dec. 2008, pp. 2961-2966.
- J. Zhou, O. Stamnes, O. Aamo, and G.-O. Kaasa, "Observer-based control of a managed pressure drilling system," in *Proc. Control Decision Conf.*, Jul. 2008, pp. 3475-3480.
- J. Zhou, O. N. Stamnes, O. M. Aamo, and G.-O. Kaasa, "Adaptive output feedback control of a managed pressure drilling system," in *Proc. IEEE Decision Control 47th Conf.*, Dec. 2008, pp. 3008-3013.
- J. Zhou, G. Nygaard, J. Godhavn, O. Breyholtz, and E. Vefring, "Adaptive observer for kick detection and switched control for bottomhole pressure regulation and kick attenuation during managed pressure drilling," in *Proc. Amer. Control Conf.*, Jul. 2010, pp. 3765-3770.
- J. Zhou, O. Stamnes, O. Aamo, and G.-O. Kaasa, "Switched control for pressure regulation and kick attenuation in a managed pressure drilling system," *IEEE Trans. Control Syst. Technol.*, vol. 19, no. 2, pp. 337-350, Mar. 2011.
- S. Syltoy, S. Eide, S. Torvund, P. Berg, T. Larsen, H. Fjeldberg, K. Bjorkevoll, J. McCaskill, O. Prebensen, and E. Low, "Highly advanced multitechnical MPD concept extends achievable HP/HT targets in the north sea," in *Proc. SPE/IADC Managed Pressure Drilling*

مدل‌سازی و کنترل نوسانات فشار ناشی از حرکت مته
در حفاری تحت فشار مدیریت شده

Underbalanced Oper. Conf. Exhib., 2008, pp. 1–5.

• J.-M. Godhavn, A. Pavlov, G.-O. Kaasa, and N. Rolland, "Drilling seeking automatic control solutions," in *Proc. Preprints 18th IFAC World Cong.*, Aug.–Sep. 2011, pp. 1–9.

• G. Kaasa, O. Stamnes, L. Imsland, and O. Aamo, "Simplified hydraulic model used for intelligent estimation of downhole pressure for an mpd control system," *SPE Dril. Compl.*, vol. 27, no. 1, pp. 127–138, 2012.

• O. Egeland and J. T. Gravdahl, *Modeling and Simulation for Automatic Control*. Trondheim, Norway: Marine Cybernetics, 2002, pp. 429–430.

• F. M. White, *Fluid Mechanics*. New York: McGraw Hill, 1994.

• R. Chhabra and J. Richardson, *Non-Newtonian Flow in the Process Industries: Fundamentals and Engineering Applications*. Boston, MA: Butterworth, 1999.

• W. Kozicki, C. H. Chou, and C. Tiu, "Non-newtonian flow in ducts of arbitrary cross-sectional shape," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 21, no. 8, pp. 665–679, 1966.

• Colebrook, "Turbulent flow in pipes, with particular reference to the transition region between the smooth and rough pipe laws," *J. ICE*, vol. 11, no. 4, pp. 133–156, 1939.

• S. Haaland, "Simple and explicit formulas for the friction factor in turbulent flow," *J. Fluids Eng.*, vol. 103, no. 5, pp. 89–90, 1983.

• T. I. Fossen, *Marine Craft Hydrodynamics and Motion Control*. New York: Wiley, 2011.

• Byrnes, F. Priscoli, and A. Isidori, *Output*

Regulation of Uncertain Nonlinear Systems. Boston, MA: Birkhauser, 1997.

• Pavlov, N. Wouw, and H. Nijmeijer, *Uniform Output Regulation of Nonlinear Systems*. Boston, MA: Birkhauser, 2006.

• G. Goodwin, S. Graebe, and M. Salgado, *Control System Design*. Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall, 2000.

• J. Kasac, B. Novakovic, and V. Milic, "On equivalence between internal and external model-based repetitive learning controllers for nonlinear passive systems," *Asian J. Control*, vol. 13, no. 1, pp. 15–24, 2011.

ارزیابی طرح‌های کنترلی برای هماهنگی سرعت پمپ‌ها و شیر چوک در حین عملیات حفاری تحت فشار مدیریت شده

Breyholtz, O., et al. Evaluating control designs for co-ordinating pump rates and choke valve during managed pressure drilling operations. in *2009 IEEE Control Applications, (CCA) & Intelligent Control, (ISIC)*. 2009. IEEE.

• D. Hannegan, "Case studies-offshore managed pressure drilling," in *Proceedings for SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, no. SPE 101855, San Antonio, Texas, USA, Sept. 24–27, 2006, paper SPE 101855.

• D. McNeill, M. Reeves, M. Hernandez, B. Lawrence, L. Redmond, and R. Russel, "'intelligent' wired drill-pipe system allows operators to take full advantage of latest downhole sensor developments," in *International Petroleum Technology Conference*, 2008.

- P. Fredricks, D. Reitsma, T. Runggai, N. Hudson, R. Zaeper, O. Backhaus, and M. Hernandez, "Successful implementation of first closed loop, multiservice control system for automated pressure management in a shallow gas well offshore myanmar," in *IADC/SPE Drilling Conference, Orlando, Florida, 2008*.
- H. Santos and E. Catak, "First field applications of microflux control show very positive surprises," in *IADC/SPE Managed Pressure Drilling & Underbalanced Operations, Galveston, TX, U.S.A, 2007*.
- J.-M. Godhavn, "Control requirements for high-end automatic MPD operations," in *SPE/IADC Drilling Conference and Exhibition, Amsterdam, The Netherlands, 2009*.
- K. S. Bjørkevoll, D. O. Molde, and H. Fjeldberg, "Utilize managed pressure drilling equipment and technique to cement a severely depleted HPHT reservoir in the North Sea," in *SPE Russian Oil and Gas Technical Conference and Exhibition, Moscow, Russia, 2008*.
- S. Syltøy, S. E. Eide, S. Torvund, P. C. Berg, T. Larsen, H. Fjeldberg, K. S. Bjørkevoll, J. McCaskill, O. I. Prebensen, and E. Low, "Highly advanced multitechnical MPD concept extends achievable HPHT targest in the North Sea," in *SPE/IADC Managed Pressure Drilling and Underbalanced Operations Conference and Exhibition, 2008*.
- J. L. Thorogood, W. D. Aldred, F. Florence, and F. Iversen, "Drilling automation: Technologies, terminology, and parallels with other industries," in *SPE/IADC Drilling Conference and Exhibition, Amsterdam, The Netherlands, 2009*.
- Ø. Breyholtz, "Nonlinear model predictive pressure control during drilling operations," *Master's thesis, Norwegian University of Science and Technology (NTNU), 2008*.
- J. Zhou, N. Stamnes, O. M. Aamo, and G.-O. Kaasa, "Observer-based control of a managed pressure drilling system," in *Chinese Control and Decision Conference (CCDC 2008), 2008*.
- F. Iversen, J. Gravdal, E. Dvergsnes, G. Nygaard, H. Gjeraldstveit, L. A. Carlsen, E. Low, C. Munro, and T. S., "Feasibility study of managed-pressure drilling with automatic choke control in depleted hp/ht field," in *SPE Annual Technical Conference and Exhibiton, San Antonio, Tx, USA, 2006*.
- G. Nygaard, E. Johannessen, J. Gravdal, and F. Iversen, "Automatic coordinated control of pump rates and choke valve for compensating pressure fluctuations during surge-and-swab operations," in *2007 IADC/SPE Managed Pressure Drilling and Underbalanced Operations Conference and Exhibition, 2007*.
- G. Nygaard, E. H. Vefring, K.-K. Fjelde, G. Nævdal, R. J. Lorentzen, and S. Mylvaganam, "Bottomhole pressure control during drilling operations in gas-dominant wells," *SPE Journal*, vol. 12, pp. 49–61, 2007.
- J. Zhou, Ø. N. Stamnes, O. M. Aamo, and G.-O. Kaasa, "Adaptive output feedback control of a managed pressure drilling system," in *47th IEEE Conference on Decision and Control, Dec 9.-11, Cancun, Mexico, 2008*.
- G. O. Kaasa, "A simple dynamic model of drilling for control," *StatoilHydro, Researc Centre Porsgrunn, GKAA@statoilhydro.com, Tech. Rep., 2007*.
- G. Nygaard and G.-O. Kaasa, "Control

algorithms applied to managed pressure drilling operations in depleted reservoirs," *Science and Technology in Gas Industry*. (In Russian, *Nauka i Tekhnologiya v gazovoi promushlennosti*), vol. 2(34), pp. 88–98, 2008.

• F. M. White, *Fluid Mechanics*, 4th ed. Boston, USA: McGraw-Hill Int., 1999.

• H. B. Siahaan and G. Nygaard, "On modeling and observer design of fluid flow dynamics for petroleum drilling operations," in *47th IEEE Conference on Decision and Control*, Dec 9.-11, Cancun, Mexico, 2008.

• J. Gravdal, R. J. Lorentzen, K.-K. Fjelde, and E. H. Vefring, "Tuning of computer model parameters in managed pressure drilling applications using an unscented kalman filter technique," in *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, 9-12 October, 2005.

• Ø. N. Stamnes, J. Zhou, O. M. Aamo, and G.-O. Kaasa, "Adaptive observer design for the

bottomhole pressure of a managed pressure drilling system," in *47th IEEE Conference on Decision and Control*, Dec 9.-11, Cancun, Mexico, 2008.

• Ø. N. Stamnes, "Adaptive observer for bottomhole pressure during drilling," Master's thesis, Norwegian University of Science and Technology (NTNU), 2007.

• S. Strand and J. R. Saggi, "Mpc in statoil - advantages with in-house technology," in *Proc. ADCHEM*, 2003.

• P. Meum, P. Tøndel, J.-M. Godhavn, and O. M. Aamo, "Optimization of smart well production through nonlinear model predictive control," in *2008 SPE Intelligent Energy Conference and Exhibition*, Amsterdam, The Netherlands, 2008.

• G. Nygaard and J. Gravdal, "Wemod for matlab user's guide," *International Research Institute of Stavanger AS (IRIS)*, Bergen, Norway, Tech. Rep., nr 2007/234, 2007.

Taheri, A., L. Høier, and O. Torsæter. Miscible and immiscible gas injection for enhancing of condensate recovery in fractured gas condensate reservoirs. in *EAGE Annual Conference & Exhibition incorporating SPE Europec. 2013. OnePetro.*

• Ayala H., L.F., Ertekin, T. and Adewumi, M. 2007a. Numerical Analysis of Multi-mechanistic Flow Effects in Naturally Fractured Gas Condensate Systems. *Journal of Petroleum Science and Engineering, Volume 58, Issues 1-2, August.*

• Ayala H., L.F. and Ertekin, T. 2007b. Analysis of Condensate Buildup and Flow Impairment for Near-Critical Gas Fluids in Fissured Reservoirs. *SPE Paper 107870, Presented at the SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, Argentina, April.*

• Castelijns, J.H.P. and Hagoort, J. 1984. Recovery of Retrograde Condensate from Naturally Fractured Gas-Condensate Reservoirs. *SPE Journal, Volume 24, Number 6, December.*

• Hoteit, H. and Firoozabadi, A. 2006. Numerical Modeling of Diffusion in Fractured Media for Gas Injection and Recycling Schemes. *SPE Paper 103292, presented at the 2006 SPE Annual*

Technical Conference and Exhibition held in San Antonio, Texas, U.S.A., 24-27 September.

• Høier, L. 1997. Miscibility Variations in Compositionally Grading Petroleum Reservoirs. PhD Thesis, Norwegian U. of Science and Technology (NTNU), Trondheim, Norway.

• Kenyon, Douglas E. and Behie, G. A. 1987. Third SPE Comparative Solution Project: Gas Cycling of Retrograde Condensate Reservoirs. *SPE Paper 12278, Journal of Petroleum Technology, August.*

• Poling, B.E., Prausnitz, J.M. and O'Connell, J.P. 2004. *The Properties of Gases and Liquids. Fifth Edition, McGraw-Hill, New York.*

• Riazi, M.R. 2005. *Characterization and Properties of Petroleum Fractions. First Edition, ASTM, Philadelphia.*

• Schlumberger. 2009. *Eclipse 300 Reservoir Simulator. V- 2009.2.*

• Ullman, W.J. and Aller, R.C. 1982. Diffusion Coefficients in Near Shore Marine Sediments. *Limnology Oceanography 27: 552-556.*

• Whitson, C.H. and Brule, M.R. 2000. *Phase Behaviour. Monograph Vol. 20, Richardson, TX.*

• Zick Technology. *PhazeComp. www.zicktech.com.*

روش های بازیابی گاز فلر قابل استفاده در پالایشگاه گاز عسلویه

Rahimpour, M., et al., *A comparative study of three different methods for flare gas recovery of Asalooye Gas Refinery. Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2012. 4: p. 17-28.

• *Asalooye Gas Refinery Data from South-Pars Gas Company*, 2010. Asalooye, Iran. Bjorndalen, N., Mustafiz, S., Rahman, M.H., Islam, M.R., 2005. *No-flare design: converting waste to value addition. Energy Sources* 27, 371-380. Broere, W., 5 May 2008. *The Elusive Goal to Stop Flares*, Shell World. <http://www.shell.com>.

• Brown, R.N., 2005. *Compressors: Selection and Sizing*, third ed. Elsevier Science & Technology Books.

• Dale Beggs, H., 1984. *Gas Production Operations*. Oil & Gas Consultants International Inc.

• *Fischer-Tropsch Pilot Plant of Research Institute of Petroleum Industry and National Iranian Oil Company (RIPINIOC)*, 2004 Tehran 18745-4163. Iran.

• Forghani, A.A., Elekaei, H., Rahimpour, M.R., 2009. *Enhancement of gasoline production in a novel hydrogen permselective membrane reactor in Fischer-Tropsch synthesis of GTL technology. Int. J. Hydrogen Energy* 34, 3965-3976.

• Hileman, B., 2004. *An urgent plea on global warming. Chem. Eng. News* 82 (26), 44. Horlock, J.H., 2003. *Advanced Gas Turbine Cycles*, first ed. Elsevier Science Ltd, Cambridge, U.K. <http://www.atlascopco.com>.

• Iandoli, L., Kjelstrup, S., 2007. *Energy analysis of a GTL process based on lowtemperature slurry FT reactor technology with a cobalt catalyst. Energy Fuels* 21, 2317-2324.

• IPCC Climate Change, 2001. *The Scientific Basis*. Cambridge University Press, Cambridge.

• Javanmardi, J., Nasrifar, Kh., Najibi, S.H., Moshfeghian, M., 2006. *Feasibility of transporting LNG from South-Pars gas field to potential markets. Appl. Therm. Eng.* 26, 1812-1819.

• Kidnay, A.J., Parrish, W.R., 2006. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Taylor and Francis, Ohio.

• Marvast, M.A., Sohrabi, M., Zarrinpashneh, S., Baghmisheh, Gh, 2005. *Fischer-Tropsch synthesis: modeling and performance study for Fe-HZSM5 bifunctional catalyst. Chem. Eng. Technol.* 28 (1), 78-86.

• Methanex, 2004. <http://www.methanex.com>.

• Montazer Rahmati, M.M., Bargah-Soleimani, M., 2001. *Rate equations for the Fischer-Tropsch reaction on a promoted iron catalyst. Can. J. Chem. Eng.* 79 (5), 800-804.

• Mourad, D., Ghazi, O., Nouredine, B., 2009. *Recovery of flared gas through crude oil stabilization by a multi-staged separation with intermediate feeds: a case study. Korean J. Chem. Eng.* 26 (6), 1706-1716.

• Peters, M.S., Timmerhaus, D., 1981. *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, third ed. McGraw-Hill, New York, NY.

• Rahimpour, M.R., Alizadehhesari, K., 2008. *A*

- novel fluidized-bed membrane dualtype reactor concept for methanol synthesis. *Chem. Eng. Technol.* 31,1775-1789.
- Rahimpour, M.R., Alizadehhesari, K., 2009. Enhancement of carbon dioxide removal in a hydrogen perm-selective methanol synthesis reactor. *Int. J. Hydrogen Energy* 34, 1349-1362.
 - Rahimpour, M.R., Asgari, A., 2009. Production of hydrogen from purge gases of ammonia plants in a catalytic hydrogen-permselective membrane reactor. *Int. J. Hydrogen Energy* 34, 5795-5802.
 - Rahimpour, M.R., Elekaei, H., 2009a. A comparative study of combination of Fischer-Tropsch synthesis reactors with hydrogen-permselective membrane in GTL technology. *Fuel Process. Technol.* 90, 747-761.
 - Rahimpour, M.R., Elekaei, H., 2009b. Optimization of a novel combination of fixed and fluidized bed hydrogen permselective membrane reactors for Fischer-Tropsch synthesis in GTL technology. *Chem. Eng. J.* 152, 543-555.
 - Rahimpour, M.R., Kashkooli, A.Z., 2004. Enhanced carbon dioxide removal by promoted hot potassium carbonate in a split-flow absorber. *Chem. Eng. Process.* 43, 857-865.
 - Rahimpour, M.R., Mottaghi, H.R., 2009. Simultaneous removal of urea, ammonia, and carbon dioxide from industrial wastewater using a thermal hydrolyzerseparator loop. *Ind. Eng. Chem. Res.* 48 (22), 10037-10046.
 - Rahimpour, M.R., Mirvakili, A., Paymooni, K., 2011a. A novel water perm-selective membrane dual-type reactor concept for Fischer-Tropsch synthesis of GTL (gas to liquid) technology. *Energy* 36, 1223-1235.
 - Rahimpour, M.R., Mirvakili, A., Paymooni, K., 2011b. Differential evolution (DE) strategy for optimization of hydrogen production and utilization in a thermally coupled membrane reactor for decalin dehydrogenation and Fischer-Tropsch synthesis in GTL technology. *J. Hydrogen Energy* 36 (8), 4917-4933.
 - Rahimpour, M.R., Mirvakili, A., Paymooni, K., 2011c. Simultaneous hydrogen production and utilization via coupling of Fischer-Tropsch synthesis and decalin dehydrogenation reactions in GTL technology. *Int. J. Hydrogen Energy* 36 (4), 2992-3006.
 - Rahimpour, M.R., 2008. A two-stage catalyst bed concept for conversion of carbon dioxide into methanol. *Fuel Process. Technol.* 89, 556-566.
 - Razak, A.M.Y., 2007. *Industrial Gas Turbines: Performance and Operability.* Woodhead Publishing Limited, Cambridge, England.
 - Rydén, M., Lyngfelt, A., Mattisson, T., 2011. CaMn_{0.875}Ti_{0.125}O₃ as oxygen carrier for chemical-looping combustion with oxygen uncoupling (CLOU) Experiments in a continuously operating fluidized-bed reactor system. *Int. J. Greenhouse Gas Control* 5, 356-366.
 - Tolulope, A.O., 2004. Oil exploration and environmental degradation: the Nigerian experience. *Environ. Inform. Arch.* 2, 387-393.
 - Xu, Q., Yang, X., Liu, C., Li, K., H Lou, H., L Gossage, J., 2009. Chemical plant flare minimization via plantwide dynamic simulation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 48, 3505-3512.
 - Zadakbar, O., Vatani, A., Karimpour, K., 2008. Flare gas recovery in oil and gas refineries. *Oil Gas Sci. Technol. e Rev. IFP* 63, 705-711.

- Zahedi, G., Elkamel, A., Lohi, A., Jahanmiri, A., Rahimpour, M.R., 2005. Hybrid artificial neural network e first principle model formulatio Rahimpour, M.R., Mirvakili, A., Paymooni, K., 2011b. Differential evolution (DE) strategy for the unsteady state simulation and analysis of a packed bed reactor for CO₂ hydrogenation to methanol. *Chem. Eng. J.* 115, 113-120.

- Rufford, T.E., et al., *A review of conventional and emerging process technologies for the recovery of helium from natural gas. Adsorption Science & Technology*, 2014. 32(1): p. 49-72.
- AET-Technology [homepage on the Internet]. (2010) <http://www.aet.com/tech.htm> (Accessed: December 16, 2010).
 - Agrawal, R., Herron, D.M., Rowles, H.C. and Kinard, G.E. (2003) "Cryogenic technology." In: *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol. 8, John Wiley & Sons, Hoboken, NJ, pp. 40–65.
 - Air Liquide. (2010) "Qatar: dual success in helium market." http://www.airliquide.com/file/otherelement/pj/successes_qatar_helium%20eng103005.pdf (Accessed: December 16, 2010).
 - Air Products & Chemicals (2010) "Air Products and Matheson break ground for new Wyoming helium plant." <http://www.airproducts.com/company/news-center/2010/10/1012-air-products-matheson-breakground-for-new-wyoming-helium-plant.aspx> (Accessed: January 28, 2011).
 - Baker, R.W., Lokhandwala, K.A., Wijmans, J.G. and Da Costa, A.R. (2003) Nitrogen removal from natural gas using two types of membranes, US patent no. 6630011 B1.
 - Baksh, M.S.A. (2010) *Methods and systems for helium recovery*, US patent no. 2010/0251892 A1.
 - Barboiu, C., Mourgues, A., Sala, B., Julbe, A., Sanchez, J., de Perthuis, S. and Hittner, D. (2006) *Desalination* 200, 89.
 - Behling, R.-D., Peinemann, K.-V. and da Silva, L.B. (2001) *Process for the separation/recovery of gases*, US patent no. 6179900 B1.
 - Bernado, P., Drioli, E. and Golemme, G. (2009) *Ind. Eng. Chem. Res.* 48, 4638.
 - Breck, D.W. (1974) *Zeolite Molecular Sieves*, John Wiley & Sons, New York.
 - Cavenati, S., Grande, C.A. and Rodrigues, A.E. (2004) *J. Chem. Eng. Data* 49, 1095.
 - Chemical Week. (2007) "New construction projects: Algerian lng plant will double helium capacity." *Chemical Week*, 169, 18.
 - Clarke, R., Nuttall, W. and Glowacki, B. (2013) "Endangered helium: bursting the myth." In: *The Chemical Engineer*, Institution of Chemical Engineers, Rugby, UK, pp. 32–36.
 - Daly, J.W. (2005) "Helium recovery from LNG." *International Petroleum Technology Conference, American Association of Petroleum Geologists (AAPG); the European Association of Geoscientists and Engineers (EAGE); the Society of Exploration Geophysicists (SEG); and the Society of Petroleum Engineers (SPE)*, Doha, Qatar, pp. 1–4.
 - D'Amico, J., Reinhold, H.E.I. and Knaebel, K.S. (1996) *Helium recovery*, US patent no. 5542966.
 - Das, N.K., Chaudhuri, H., Bhandari, R.K., Ghose, D., Sen, P. and Sinha, B. (2008) *Curr. Sci.* 95, 1684.
 - Das, N.K., Kumar, P., Mallik, C. and Bhandari, R.K. (2010) *Adsorpt. Sci. Technol.* 28, 281.
 - Dumée, L., He, L., Hill, M., Zhu, B., Duke, M., Schätz, J., She, F., Wang, H., Gray, S., Hodgson, P. and Kong, L. (2013) *J. Mater. Chem. A* 1, 9208.

- Finkelstein, Y., Saig, A., Danon, A. and Koresh, J.E. (2003) *Langmuir* 19, 218.
- Hale, P.W. and Lokhandwala, K.A. (2005) *Helium recovery from gas streams*, US patent no. 2005/0217479 A1.
- Häussinger, P., Glatthaar, R., Rhode, W., Kick, H., Benkmann, C., Weber, J., Wunschel, H.-J., Stenke, V., Leicht, E., Stenger, H. (2005) *Noble gases*. In: *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, G. Walter, editor, Wiley-VCH Weinheim, Baden-Württemberg, Germany.
- International Energy Agency. (2011) *World Energy Outlook 2011*, Paris, France.
- James, M. (2010) "Up, up and away: helium plant opens in Darwin." <<http://www.abc.net.au/news/stories/2010/03/03/2835141.htm>> (Accessed: Jan 28 2011).
- Kammerzell, J. (2011) "Helium to move from byproduct to preimary drilling target." <www.rigzone.com/news/article.asp?a_id=112735> (Accessed: January 14, 2014).
- Kidnay, A.J. and Parrish, W. (2006) *Fundamentals of Natural Gas Processing*, CRC Press, Boca Raton, FL.
- Laverty, B. and O'Hair, G. (1990) *The applications of membrane technology in the natural gas industry*. In: J.A. Howell, editor. *The Membrane Alternative: Energy Implications for Industry*, Elsevier Science Publishing, Essex, UK, p. 176.
- Lemmon, E.W., Huber, M.L. and McLinden, M.O. (2010) *REFPROP, 8.1beta*, National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg, MD.
- Li, J.-R., Kuppler, R.J. and Zhou, H.-C. (2009) *Chem. Soc. Rev.* 38, 1477.
- Li, X., Zhou, C., Lin, Z., Rocha, J., Lito, P.F., Santiago, A.S. and Silva, C.M. (2011) *Microporous Mesoporous Mater.* 137, 43.
- Linde-Engineering [homepage on the Internet] (2010) "Helium recovery and liquefaction." <http://www.lindeengineering.com/en/process_plants/natural_gas_treatment/helium_production/index.html> (Accessed: December 2, 2010).
- Lindemann, U., Boeck, S., Blum, L. and Kurtcuoglu, K. (2010) *AIP Conf. Proc.*, 1218, 271.
- Maggs, F.A., Schwabe, P.H. and Williams, J.H. (1960) *Nature* 186, 956.
- Malbrunot, P., Vidal, D., Vermesse, J., Chahine, R. and Bose, T.K. (1997) *Langmuir*, 13, 539.
- Mallick, A., Saha, S., Pachfule, P., Roy, S. and Banerjee, R. (2010) *J. Mater. Chem.* 20, 9073.
- Mehra, Y.R. (1993) *Process for recovering helium from a gas stream*, US patent no. 5224350.
- Mitariten, M. (2009) "Nitrogen removal from natural gas with the Molecular Gate(tm) adsorption process." 88th Annual Convention of the Gas Processors Association 2009, Gas Processors Association, San Antonio, TX, pp. 544–555.
- Molecular Gate Adsorption Technology [homepage on the Internet] (2010) <http://www.moleculargate.com> (Accessed: November 18, 2010).
- Pacheco, N. and Thomas, D. (2010) 2009 *Minerals Yearbook—Helium (Advance Release)*,

U.S. Geological Survey, Reston, VA.

• Ritter, J.A. and Ebner, A.D. (2007) *Sep. Sci. Technol.* 42, 1123.

• Rouquerol, J., Avnir, D., Fairbridge, C.W., Everett, D.H., Haynes, J.H., Pernicone, N., Ramsay, J.D.F., Sing, K.S.W. and Unger, K.K. (1994) *Pure Appl. Chem.* 66, 1739.

• Saha, D., Bao, Z., Jia, F. and Deng, S. (2010) *Environ. Sci. Technol.* 44, 1820.

• Saig, A., Danon, A., Finkelstein, Y. and Koresh, J.E. (2003) *J. Chem. Phys.* 118, 4221.

• Saig, A., Finkelstein, Y., Danon, A. and Koresh, J.E. (2005) *J. Phys. Chem. B* 109, 11180.

• Schrier, J. (2010) *J. Phys. Chem. Lett.*, 1, 2284.

• Seader, J.D. and Henley, E.J. (2006) *Separation Process Principles*, John Wiley & Sons, Hoboken, NJ.

• Shed, G. (2009) “Q2 2009. Helium conservation and recovery.” <<http://www.specialtygasreport.com/features/386>> (Accessed: October 28, 2010).

• Shin, J., Cambor, M.A., Woo, H.C., Miller, S.R., Wright, P.A. and Hong, S.B. (2010) *Angew. Chem. Int. Ed. Engl.* 48, 6647.

• Shoji, K. and Moriya, A. (2003) *Method of producing high-purity helium*, US patent no. 2003/0221448 A1.

• Sircar, S. (2008) “Gas separation and storage by activated carbons.” In: E.J. Bottani and J.M.D. Tascón, editors, *Adsorption by Carbons*, Elsevier, Amsterdam, pp. 565–592.

• Stern, S.A., Sinclair, T.F., Hareis, P.J., Vahldieck, N.P. and Mohr, P.H. (1965) *Ind. Eng. Chem.* 57, 49.

• Stoner, G., Reinhold, H.E.I., D’Amico, J. and Knaebel, K.S. (1997) *Enhanced helium recovery*, US patent no. 5632803.

• Tagliabue, M., Farrusseng, D., Valencia, S., Aguado, S., Ravon, U., Rizzo, C., Corma, A. and Mirodatos, C. (2009) *Chem. Eng. J.* 155, 553.

• UOP [homepage on the Internet] “Hydrogen management with PSA and recovery equipment.” <www.uop.com/refining/1100.html> (Accessed: November 11, 2010).

• U.S. Geological Survey. (2010) *Helium Statistics*, Reston, VA.

• West, J.E. (2009). “Helium extraction and production techniques.” <<http://www.specialtygasreport.com/features/q3-2009-helium-extraction-and-production-techniques>> (Accessed: January 27, 2011).

• Zeochem Molecular Sieves [homepage on the Internet] (2010) <http://www.zeochem.com/> (Accessed: November 12, 2010).

Wang, X., et al., *High-performance polybenzimidazole membranes for helium extraction from natural gas*. *ACS applied materials & interfaces*, 2019. 11(22): p. 20098-20103.

• Ball, P. *Helium’s Deep Mystery*. *Nat. Mater.* 2019, 18, 96.

• Soleimany, A.; Hosseini, S. S.; Gallucci, F. *Recent Progress in Developments of Membrane Materials and Modification Techniques for High Performance Helium Separation and Recovery: A Review*. *Chem. Eng. Process.* 2017, 122, 296–318.

• Sunarso, J.; Hashim, S. S.; Lin, Y. S.; Liu, S. M.

- Membranes for Helium Recovery: An Overview on the Context, Materials and Future Directions. Sep. Purif. Technol.* 2017, 176, 335–383.
- Alders, M.; Winterhalder, D.; Wessling, M. *Helium Recovery Using Membrane Processes. Sep. Purif. Technol.* 2017, 189, 433–440.
 - Rufford, T. E.; Chan, K. I.; Huang, S. H.; May, E. F. *A Review of Conventional and Emerging Process Technologies for the Recovery of Helium from Natural Gas. Adsorpt. Sci. Technol.* 2014, 32, 49–72.
 - Park, H. B.; Kamcev, J.; Robeson, L. M.; Elimelech, M.; Freeman, B. D. *Maximizing the Right Stuff: The Trade-Off between Membrane Permeability and Selectivity. Science* 2017, 356, No. eaab0530.
 - Knebel, A.; Geppert, B.; Volgmann, K.; Kolokolov, D. I.; Stepanov, A. G.; Twiefel, J.; Heitjans, P.; Volkmer, D.; Caro, J. *Defibrillation of Soft Porous Metal-Organic Frameworks with Electric Fields. Science* 2017, 358, 347–351.
 - Peng, Y.; Li, Y.; Ban, Y.; Jin, H.; Jiao, W.; Liu, X.; Yang, W. *Metal-Organic Framework Nanosheets as Building Blocks for Molecular Sieving Membranes. Science* 2014, 346, 1356–1359.
 - Baker, R. W.; Lokhandwala, K. *Natural Gas Processing with Membranes: An Overview. Ind. Eng. Chem. Res.* 2008, 47, 2109–2121.
 - Sanders, D. F.; Smith, Z. P.; Guo, R.; Robeson, L. M.; McGrath, J. E.; Paul, D. R.; Freeman, B. D. *Energy-Efficient Polymeric Gas Separation Membranes for a Sustainable Future: A Review. Polymer* 2013, 54, 4729–4761.
 - Baker, R. W.; Low, B. T. *Gas Separation Membrane Materials: A Perspective. Macromolecules* 2014, 47, 6999–7013.
 - Liu, G.; Chernikova, V.; Liu, Y.; Zhang, K.; Belmabkhout, Y.; Shekhah, O.; Zhang, C.; Yi, S.; Eddaoudi, M.; Koros, W. J. *Mixed Matrix Formulations with MOF Molecular Sieving for Key Energy Intensive Separations. Nat. Mater.* 2018, 17, 283–289.
 - Lee, M. J.; Kwon, H. T.; Jeong, H.-K. *High-Flux Zeolitic Imidazolate Framework Membranes for Propylene/Propane Separation by Postsynthetic Linker Exchange. Angew. Chem., Int. Ed.* 2017, 57, 156–161.
 - Biswal, B. P.; Bhaskar, A.; Banerjee, R.; Kharul, U. K. *Selective interfacial synthesis of metal organic frameworks on a polybenzimidazole hollow fiber membrane for gas separation. Nanoscale* 2015, 7, 7291–7298.
 - Zhu, L.; Xue, Q.; Li, X.; Wu, T.; Jin, Y.; Xing, W. *C2N: an excellent two-dimensional monolayer membrane for He separation. J. Mater. Chem. A* 2015, 3, 21351–21356.
 - Stern, S. A.; Sinclair, T. F.; Gareis, P. J.; Vahldieck, N. P.; Mohr, P. H. *Helium Recovery by Permeation. Ind. Eng. Chem.* 1965, 57, 49–60.
 - Peter, H.; Reinhard, G.; Wilhelm, R.; Helmut, K.; Christian, B.; Josef, W.; Hans-Jörg, W.; Viktor, S.; Edith, L.; Hermann, S. *Noble Gases. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 2001; pp 391–448.
 - Scholes, C.; Ghosh, U. *Review of Membranes for Helium Separation and Purification. Membranes* 2017, 7, 9.

- Robeson, L. M. *The Upper Bound Revisited*. *J. Membr. Sci.* 2008, 320, 390–400.
- Jansen, J.; Macchione, M.; Drioli, E. *On the Unusual Solvent Retention and the Effect on the Gas Transport in Perfluorinated Hyflon AD® Membranes*. *J. Membr. Sci.* 2007, 287, 132–137.
- Macchione, M.; Jansen, J. C.; De Luca, G.; Tocci, E.; Longeri, M.; Drioli, E. *Experimental Analysis and Simulation of the Gas Transport in Dense Hyflon AD60X Membranes: Influence of Residual Solvent*. *Polymer* 2007, 48, 2619–2635.
- Yavari, M.; Fang, M.; Nguyen, H.; Merkel, T. C.; Lin, H.; Okamoto, Y. *Dioxolane-Based Perfluoropolymers with Superior Membrane Gas Separation Properties*. *Macromolecules* 2018, 51, 2489–2497.
- Scholes, C. A.; Stevens, G. W.; Kentish, S. E. *Membrane Gas Separation Applications in Natural Gas Processing*. *Fuel* 2012, 96, 15–28.
- Okamoto, Y.; Zhang, H.; Mikes, F.; Koike, Y.; He, Z.; Merkel, T. C. *New Perfluoro-Dioxolane Based Membranes for Gas Separations*. *J. Membr. Sci.* 2014, 471, 412–419.
- Fang, M.; He, Z.; Merkel, T. C.; Okamoto, Y. *High-Performance Perfluorodioxolane Copolymer Membranes for Gas Separation with Tailored Selectivity Enhancement*. *J. Mater. Chem. A* 2018, 6, 652–658.
- Jansen, J. C.; Tasselli, F.; Tocci, E.; Drioli, E. *High-Flux Composite Perfluorinated Gas Separation Membranes of Hyflon® AD on a Hollow Fibre Ultrafiltration Membrane Support*. *Desalination* 2006, 192, 207–213.
- Huang, Y.; Paul, D. *Experimental Methods for Tracking Physical Aging of Thin Glassy Polymer Films by Gas Permeation*. *J. Membr. Sci.* 2004, 244, 167–178.
- Huang, Y.; Wang, X.; Paul, D. *Physical Aging of Thin Glassy Polymer Films: Free Volume Interpretation*. *J. Membr. Sci.* 2006, 277, 219–229.
- Li, S.; Fried, J. R.; Colebrook, J.; Burkhardt, J. *Molecular Simulations of Neat, Hydrated, and Phosphoric Acid-Doped Polybenzimidazoles. Part 1: Poly(2,2'-m-phenylene-5,5'-bibenzimidazole) (PBI), Poly(2,5-benzimidazole) (ABPBI), and Poly(p-phenylene benzobisimidazole) (PBDI)*. *Polymer* 2010, 51, 5640–5648.
- Shan, M.; Liu, X.; Wang, X.; Liu, Z.; Iziyi, H.; Ganapathy, S.; Gascon, J.; Kapteijn, F. *Novel High Performance Poly (P-Phenylene Benzobisimidazole) (PBDI) Membranes Fabricated by Interfacial Polymerization for H₂ Separation*. *J. Mater. Chem. A* 2019, 7, 8929.
- Yang, T.; Xiao, Y.; Chung, T.-S. *Poly-/Metal-Benzimidazole Nano-Composite Membranes for Hydrogen Purification*. *Energy Environ. Sci.* 2011, 4, 4171–4180.
- Yang, T.; Shi, G. M.; Chung, T.-S. *Symmetric and Asymmetric Zeolitic Imidazolate Frameworks (ZIFs)/Polybenzimidazole (PBI) Nanocomposite Membranes for Hydrogen Purification at High Temperatures*. *Adv. Energy Mater.* 2012, 2, 1358–1367.
- Hu, Z.; Kang, Z.; Qian, Y.; Peng, Y.; Wang, X.; Chi, C.; Zhao, D. *Mixed Matrix Membranes Containing UiO-66(Hf)-(OH)₂ Metal–Organic Framework Nanoparticles for Efficient H₂/CO₂ Separation*. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2016, 55, 7933–7940.
- Berchtold, K. A.; Singh, R. P.; Young, J. S.; Dudeck, K. W. *Polybenzimidazole Composite*

Membranes for High Temperature Synthesis Gas Separations. J. Membr. Sci. 2012, 415–416, 265–270.

• Raaijmakers, M. J. T.; Hempenius, M. A.; Schön, P. M.; Vancso, G. J.; Nijmeijer, A.; Wessling, M.; Benes, N. E. *Sieving of Hot Gases by Hyper-Cross-Linked Nanoscale-Hybrid Membranes. J. Am. Chem. Soc.* 2014, 136, 330–335.

• Shan, M.; Liu, X.; Wang, X.; Yarulina, I.; Seoane, B.; Kapteijn, F.; Gascon, J. *Facile Manufacture of Porous Organic Framework Membranes for Precombustion CO₂ Capture. Sci. Adv.* 2018, 4, No. eaau1698.

• Raaijmakers, M. J. T.; Benes, N. E. *Current Trends in Interfacial Polymerization Chemistry. Prog. Polym. Sci.* 2016, 63, 86–142.

• Werber, J. R.; Osuji, C. O.; Elimelech, M. *Materials for Next- Generation Desalination and Water Purification Membranes. Nat. Rev. Mater.* 2016, 1, 16018.

• Jimenez-Solomon, M. F.; Song, Q.; Jelfs, K. E.; Munoz-Ibanez, M.; Livingston, A. G. *Polymer Nanofilms with Enhanced Microporosity by Interfacial Polymerization. Nat. Mater.* 2016, 15, 760–767.

• Marchetti, P.; Jimenez Solomon, M. F.; Szekely, G.; Livingston, A. G. *Molecular Separation with Organic Solvent Nanofiltration: A Critical Review. Chem. Rev.* 2014, 114, 10735–10806.

• Liu, S.; Tian, J.; Wang, L.; Zhang, Y.; Qin, X.; Luo, Y.; Asiri, A. M.; Al-Youbi, A. O.; Sun, X. *Hydrothermal Treatment of Grass: A Low-Cost, Green Route to Nitrogen-Doped, Carbon-Rich, Photoluminescent Polymer Nanodots as an*

Effective Fluorescent Sensing Platform for Label-Free Detection of Cu (II) Ions. Adv. Mater. 2012, 24, 2037–2041.

• Walmsley, R. S.; Hlangothi, P.; Litwinski, C.; Nyokong, T.; Torto, N.; Tshentu, Z. R. *Catalytic Oxidation of Thioanisole Using Oxovanadium (IV)-Functionalized Electrospun Polybenzimidazole Nanofibers. J. Appl. Polym. Sci.* 2013, 127, 4719–4725.

• Wang, X.; Karakiliç, P.; Liu, X.; Shan, M.; Nijmeijer, A.; Winnubst, L.; Gascon, J.; Kapteijn, F. *One-Pot Synthesis of High-Flux b-Oriented MFI Zeolite Membranes for Xe Recovery. ACS Appl. Mater. Interfaces* 2018, 10, 33574–33580.

• Sekizkardes, A. K.; İslamoğlu, T.; Kahveci, Z.; El-Kaderi, H. M. *Application of Pyrene-Derived Benzimidazole-Linked Polymers to CO₂ Separation under Pressure and Vacuum Swing Adsorption Settings. J. Mater. Chem. A* 2014, 2, 12492–12500.

• Rabbani, M. G.; El-Kaderi, H. M. *Template-Free Synthesis of a Highly Porous Benzimidazole-Linked Polymer for CO₂ Capture and H₂ Storage. Chem. Mater.* 2011, 23, 1650–1653.

• Tomlin, D. W.; Fratini, A. V.; Hunsaker, M.; Wade Adams, W. *The Role of Hydrogen Bonding in Rigid-Rod Polymers: The Crystal Structure of a Polybenzobisimidazole Model Compound. Polymer* 2000, 41, 9003–9010.

• Scholes, C. A.; Ghosh, U. *Helium Separation through Polymeric Membranes: Selectivity Targets. J. Membr. Sci.* 2016, 520, 221–230.

• Scholes, C. A.; Gosh, U. K.; Ho, M. T. *The Economics of Helium Separation and*

Purification by Gas Separation Membranes. Ind. Eng. Chem. Res. 2017, 56, 5014–5020.

• Jansen, J. C.; Friess, K.; Drioli, E. *Organic Vapour Transport in Glassy Perfluoropolymer Membranes: A Simple Semi-Quantitative Approach to Analyze Clustering Phenomena by Time Lag Measurements. J. Membr. Sci.* 2011, 367, 141–151.

• Pinnau, I.; Toy, L. G. *Gas and Vapor Transport Properties of Amorphous Perfluorinated Copolymer Membranes Based on 2,2-Bistrifluoromethyl-4,5-Difluoro-1,3-Dioxole/Tetrafluoroethylene. J. Membr. Sci.* 1996, 109, 125–133.

• Kim, J.; Koros, W.; Paul, D. *Effects of CO₂ Exposure and Physical Aging on the Gas Permeability of Thin 6FDA-Based Polyimide*

Membranes: Part 1. Without Crosslinking. J. Membr. Sci. 2006, 282, 21–31.

• Gumma, S.; Talu, O. *Gibbs Dividing Surface and Helium Adsorption. Adsorption* 2003, 9, 17–28.

• Kansy, J. *Microcomputer Program for Analysis of Positron Annihilation Lifetime Spectra. Nucl. Instrum. Methods Phys. Res., Sect. A* 1996, 374, 235–244.

• Liao, K.-S.; Chen, H.; Awad, S.; Yuan, J.-P.; Hung, W.-S.; Lee, K.-R.; Lai, J.-Y.; Hu, C.-C.; Jean, Y. C. *Determination of Free-Volume Properties in Polymers without Orthopositronium Components in Positron Annihilation Lifetime Spectroscopy. Macromolecules* 2011, 44, 6818–6826.



Petroleum University of Technology

*THE STUDENT BRANCH OF IRANIAN GAS INSTITUTE AT PETROLEUM
UNIVERSITY OF TECHNOLOGY AHVAZ, IRAN, APRIL 2022*

