

مطالعه رفتار فازی فرایند تزریق گازهای حاصل از احتراق به مخازن نفتی

محسن زیرراهی^۱، رضا آذین^{۲*}

۱- تهران، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت

۲- بوشهر، دانشگاه خلیج فارس، دانشکده مهندسی گاز و پتروشیمی

پیام‌نگار: Reza.azin@pgu.ac.ir

چکیده

در این مقاله، تزریق گاز دی اکسید کربن و گازهای حاصل از احتراق به یک مخزن نفتی مورد مطالعه قرار گرفته است. از معادله حالت پنگ - رابینسون برای بررسی رفتار فازی نفت/گاز تزریقی استفاده شد. پس از تنظیم معادله حالت با استفاده از داده های آزمایشگاهی، تاثیر ترکیبات ناخالصی موجود در گاز احتراقی بر حداقل فشار امتزاج پذیری (MMP)، فشار اشباع و ضریب تورم نفت مخزن در فرایند سیلاب زنی با CO_2 مطالعه و بررسی شد. نتایج به دست آمده نشان می دهند که معادله حالت تنظیم شده مقدار فشار اشباع را با خطای کمتر از ۱/۵ درصد پیش بینی می کند. همچنین، نتایج مزبور نشان می دهند که ترکیبات N_2 ، CO و NO باعث بالا رفتن فشار اشباع و پایین آمدن ضریب تورم نفت می شود. از سوی دیگر، وجود ترکیبات گوگردی و NO_2 در گاز احتراقی باعث پایین آمدن فشار اشباع و بالا رفتن ضریب تورم نفت می شود. حد مجاز هریک از اجزای آلاینده در جریان گاز دی اکسید کربن تزریقی به مخزن تعیین شد.

کلمات کلیدی: تزریق گاز، گازهای حاصل از احتراق، معادله حالت، ضریب تورم، امتزاج پذیری

۱- مقدمه

در سال های اخیر مقدار گازهای گلخانه ای در جو افزایش یافته و باعث ایجاد نگرانی هایی در رابطه با تغییرات آب و هوا شده است [۱]. یکی از دیدگاه ها در مورد حل این مشکل، جداسازی CO_2 از منابع اصلی انتشار آن و تزریق به سازندهای زیرزمینی جهت افزایش برداشت نفت است [۲]. افزایش برداشت نفت با سیلاب زنی CO_2 به دو شکل کلی امتزاجی و غیر امتزاجی قابل انجام است. در حالت امتزاجی، CO_2 تقریباً به طور کامل در نفت نفوذ می کند و

باعث متورم شدن نفت و کاهش ویسکوزیته (گرانروی) آن می شود. ویسکوزیته نفت ممکن است از مقدار یک دهم تا یک صدم مقدار اولیه کاهش یابد [۳]. هولم^۱ و همکاران افزایش حجم ۱۰ تا ۴۰ درصدی نفت مخزن را در تزریق به صورت امتزاجی گزارش کردند [۴]. در این حالت، CO_2 با غلظت ۹۵-۹۴ درصد مورد نیاز است [۵]. از این روش در مخازن محتوی نفت سبک و یا متوسط استفاده می شود [۶]. در صورت استفاده از گازهای احتراق بدون خالص سازی CO_2 ، گاز

1. Holm

نيتروژن در CO_2 را بر روی نفت مخزن و بپرن^۷ بررسی کردند. نتایج بررسی های آنها نشان داد که حضور N_2 باعث کم شدن انحلال پذیری و نفوذ CO_2 در نفت می شود و ضریب تورم آن را کاهش می دهد [۱۰]. دانگ^۸ و همکاران تاثیر وجود ناخالصی ها در CO_2 را بر حداقل فشار امتزاج پذیری بررسی کردند و حد مجاز ناخالصی ها را بدست آوردند [۱۱]. یانگ^۹ و همکاران تاثیر وجود O_2 را بر حداقل فشار امتزاج پذیری بررسی، و افزایش ناگهانی آن را گزارش کردند. میزان این افزایش در صورت وجود N_2 بیشتر است [۱۲]. وجود C_2H_6 و H_2S باعث پایین آمدن فشار اشباع و حضور N_2 و CH_4 باعث بالا رفتن فشار اشباع می شود [۱۳].

جهت تهیه CO_2 از گاز احتراق، نیاز به خالص سازی آن می باشد که از روش های گوناگون مثل سرد سازی و جذب شیمیایی توسط محلول آمین استفاده می شود [۱۴،۵]. اولین طرح اقتصادی جداسازی CO_2 از گازهای حاصل از احتراق در سال ۱۹۹۹ در مالزی به منظور تامین CO_2 برای مصارف شیمیایی با استفاده از جذب توسط حلال آمین شروع به کار کرد. از طرح های جداسازی CO_2 به منظور اهداف ازدیاد برداشت نفت می توان طرح مشترک شرکت صنایع سنگین میتسوبیشی^{۱۰} (MHI) و نیروگاه کانسای^{۱۱} (KEPCO) را ذکر کرد که از جذب شیمیایی توسط محلول MEA و KS-1 استفاده می کنند [۵]. در این تحقیق به بررسی تاثیر وجود ناخالصی ها در CO_2 بر روی میزان تورم و فشار اشباع با استفاده از معادله حالت پنگ-رابینسون^{۱۲} (PR-EOS) پرداخته شده است. معادله حالت پنگ-رابینسون، رایج ترین معادله حالت برای محاسبه تعادل های فازي در سیستم های نفتی است. از این معادله جهت پیش بینی رفتار فازي سیالات در اغلب شبیه سازها که به صورت ترکیبی^{۱۳} فرایند شبیه سازی را انجام می دهند استفاده می شود. اکثر محققان شبیه سازی فرایند افزایش برداشت با سیلاب زنی CO_2 و روش های دیگر را با استفاده از معادله حالت پنگ-رابینسون انجام داده اند [۲۶-۸،۱۵،۶].

اولدس^{۱۴} و همکاران رفتار حجمی برای مخلوط دو جزئی n- بوتان و

تزریقی به طور کامل در نفت حل نمی شود و مکانیزم افزایش برداشت، رانش توسط گاز است. در این حالت، انحلال پذیری گاز در نفت، پایین است از تزریق غیر امتزاجی در مخازن حاوی نفت سبک با تخلخل و تراوایی پایین و مخازنی که در آن ها امکان سیلاب زنی با آب وجود ندارد استفاده می شود [۷].

مهمترین منبع CO_2 مورد نیاز برای تزریق، گازهای حاصل از احتراق در نیروگاه های با سوخت فسیلی است. نیروگاه های حرارتی ۳۴۰-۳۸۰ کیلوگرم CO_2 به ازای هر مگاوات ساعت برق تولید می کنند [۸]. از مزایای تزریق گازهای احتراق، قیمت پایین گاز و در دسترس بودن آن است [۷]. ضمن این که در جمع آوری و دفع گازهای آلاینده گلخانه ای نیز موثر است.

معمولا گازهای حاصل از احتراق حاوی دی اکسید کربن خالص نیست، بلکه ترکیباتی همچون نیتروژن، مونواکسید کربن، اکسیدهای نیتروژن، اکسیدهای گوگرد، ترکیبات هیدروکربنی نسوخته و غیره با غلظت های مختلف در ترکیب گاز های حاصل از احتراق وجود دارند. برای تزریق این ترکیب به مخزن جهت ازدیاد برداشت یا ذخیره سازی می توان آن را ابتدا خالص و سپس دی اکسید کربن حاصل را به مخزن تزریق کرد. همچنین می توان مخلوط این گازها را یکجا به مخزن تزریق نمود. در این صورت، گازهای غیر از دی اکسید کربن باعث بروز رفتارهای متفاوتی بین گاز تزریقی و نفت مخزن می شوند. گاز حاصل از احتراق با ترکیب ۸۷ درصد نیتروژن و ۱۳ درصد دی اکسید کربن توسط شرکت ام اند جی اوپیل^۱ به مخزن نبراسکا^۲ با دبی (Mscfd) ۲۸۸ در فشار ۱۵۰۰ (psia) تزریق شد که موفقیت آمیز بوده است. همچنین، شرکت سی او تو اوپریشنز^۳ دو پروژه تزریق گاز احتراق در جنوب غربی نبراسکا اجرا کرد. شرکت رینج اوپیل^۴ پروژه تزریق گاز احتراق را به مخزن تایت می سی سی پین^۵ اجرا کرد که این پروژه از لحاظ اقتصادی موفقیت آمیز نبوده است [۹].

وجود ترکیباتی مثل NO_2 , CO , N_2 و ترکیبات گوگردی در گاز تزریقی باعث تاثیر بر ضریب تورم، فشار اشباع، حداقل فشار امتزاج پذیری (MMP) و میزان امتزاج گاز در نفت می شود. مایک و ایسلام^۶ تاثیر

7. Weyburn

8. Dong

9. Yang

10. Mitsubishi Heavy Industrial

11. Kansai Electrical Power Co.

12. Peng-Robinson Equation of State

13. Compositional

14. Olds

1. M & G OIL Inc

2. Nebraska

3. CO2 Operations

4. Range Oil

5. Tight Mississippian

6. Malik and Islam

معادله حالت پنگ رابینسون مدل جدیدی برای شبیه سازی تزریق مخلوط گازی CO₂ به سازندهای زیرزمینی بدست آوردند [۳۳]. جعفری^{۱۱} و همکاران روش های مختلف افزایش برداشت از مخازن کربناته غیر ترکدار ایران را با استفاده از معادله حالت پنگ رابینسون بررسی کردند [۳۴]. کریستنسن^{۱۲} و همکاران، فرایند افزایش برداشت بوسیله احتراق در جا را با معادله حالت پنگ رابینسون مدلسازی کردند [۳۵]. وراک^{۱۳} و همکاران برای پیش بینی رفتار ترمودینامیکی مخلوط CO₂، O₂ و N₂ از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده کردند [۳۶]. لی^{۱۴} و همکاران جهت شبیه سازی فرایند جداسازی و ذخیره کردن CO₂ از گازهای احتراق از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده کردند [۳۷].

بروکمیر^{۱۵} و همکاران، جداسازی CO₂ از گاز احتراق را به روش فرایند سرد سازی، توسط نرم افزار اسپن پلاس^{۱۶} شبیه سازی کردند که معادله حالت مورد استفاده آنها معادله پنگ رابینسون است [۳۸]. لی و همکاران تاثیر آلاینده ها را بر میزان خالص سازی در فرایند جداسازی و ذخیره CO₂ را با معادله حالت پنگ رابینسون بررسی کردند [۳۹]. مازامدر^{۱۸} و همکاران، فرایند تزریق CO₂ خالص و مخلوط آن به لایه های زغال سنگ را با استفاده از معادلات پنگ رابینسون و سواو پنگ رابینسون بررسی کردند که نتایج حاصل از معادله حالت پنگ رابینسون انطباق بهتری با داده های آزمایشگاهی داشت [۴۰]. بالان^{۱۹} و همکاران، تورم و چروکیدگی لایه های زغال سنگ را در فرایند تزریق مخلوط CO₂ و N₂ جهت برداشت گاز متان از این لایه ها با شبیه ساز جم^{۲۰} انجام دادند که این شبیه ساز جهت پیش بینی رفتار ترمودینامیکی از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده می کند [۴۱].

۲- نمونه نفت آزمایشی

نمونه نفت آزمایشی از مخزن سروک^{۲۱} و از چاه دنان^{۲۲} (DA-1) در عمق ۱۱۹۰۰ ft توسط نمونه گیر شرکت شلمبرژه برداشت شده است.

CO₂ را بررسی کردند و نشان دادند بهترین انطباق بین داده های آزمایشگاهی و نتایج محاسبه شده با استفاده از معادله حالت پنگ رابینسون بدست می آید که از نتایج حاصل از معادله سواو ردلیش کوارک^۱ (SRK) بهتر است [۲۷]. هنگامی که پارامترهای معادلات حالت با استفاده از داده های آزمایشگاهی تنظیم می شوند جواب های بسیار دقیق تری برای پیش بینی رفتار فازی مورد مطالعه و شبیه سازی ترکیبی مخزن به دست می دهند. المهایدب^۲ و همکاران با تنظیم معادله حالت برای یک سیستم نفتی مشاهده کردند که فشار اشباع با خطای کمتر از ۱/۲ درصد پیش بینی می شود [۲۸]. قمیان^۳ و همکاران در شبیه سازی جمع آوری CO₂ و تزریق در سازند نمکی فریو^۴ در خلیج گواست^۵ در آمریکا از این معادله حالت استفاده کردند [۲]. سیسماندی^۶ و همکاران جهت محاسبه چگالی از بین معادلات دو پارامتری، معادله پنگ رابینسون و از بین معادلات سه پارامتری، معادله (ردلیش کوانگ - پنگ رابینسون) (RK-PR) را که صورت بهبود یافته معادله حالت پنگ رابینسون است، بهترین معادله معرفی نمودند [۲۹]. ابریشمی^۷ و همکاران با استفاده از معادله حالت پنگ رابینسون تنظیم شده با داده های آزمایشگاهی، تغییرات ترکیب درصد را در فرایند تزریق گازهای احتراق شبیه سازی کردند که نتایج بدست آمده انطباق بسیار مناسبی با داده های آزمایشگاهی دارد و خطای محاسبات با در نظر گرفتن ضرایب نیروهای دو جزیی کمتر از ۱ درصد و بدون در نظر گرفتن آنها بیشتر از ۹ درصد می باشد [۳۰].

جیکچ^۸ و همکاران، فرایند تزریق گازهای حاصل از یک نیروگاه گازی را به درون لایه های آب نمکی با استفاده از نرم افزار شبیه ساز یوتی کامپ^۹ شبیه سازی کردند که این نرم افزار جهت محاسبه رفتار فازی سیالات از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده می کند [۳۱]. همچنین، اسندلف^{۱۱} و همکاران در شبیه سازی تزریق گازهای حاصل از احتراق زغال سنگ به لایه های نمکی، از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده کردند. [۳۲]. باتیستلی^{۱۱} و همکاران با استفاده از

12. Jafari
13. Kristensen
14. Vrabec
15. Li
16. Brockmeier
17. Aspen Plus
18. Mazumder
19. Balan
20. GEM
21. Sarvak
22. DANAN

1. Soave-Redlich-Kwong Equation of State
2. Almehaideb
3. Ghomian
4. Frio
5. Goast
6. Cismondi
7. Abrishami
8. Jikich
9. UTCOMP
10. Essendelft
11. Battistelli

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$$

که T_c ، P_c و ω به ترتیب، عبارتند از: دمای بحرانی، فشار بحرانی و ضریب بی مرکزی می باشند.

جهت استفاده از معادله حالت در حالت چند جزئی باید از قوانین اختلاط استفاده شود. یکی از عمومی ترین قوانین اختلاط، روابط زیر می باشند:

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij}$$

$$b = \sum_i \sum_j x_i x_j b_{ij}$$

$$a_{ij} = \sqrt{a_i} \sqrt{a_j} (1 - k_{ij})$$

که در آن k_{ij} ضرایب اثر دو جزئی اجزاء هستند. اثرات دو جزئی مورد استفاده برای هیدروکربن - هیدروکربن از رابطه زیر بدست آمده است:

$$k_{ij} = 1.0 - \left[\frac{2v_{ci}^{1/6} v_{cj}^{1/6}}{v_{ci}^{1/3} + v_{cj}^{1/3}} \right]^{1.2}$$

که V_c در آن حجم مولی بحرانی است.

فشار اشباع و نسبت گاز به نفت این نمونه در دمای $220^\circ F$ ، به ترتیب، مقادیر 3181 psia و $992/46$ cu.ft/bbl مشخص شده اند. این مخزن در تاریخ نمونه برداری در زیر فشار اشباع^۱ قرار داشته و فشار نسبی آن در حدود 2224 psia بوده است.

در جدول (۱) مشخصات عمومی نفت مورد آزمایش در 3 دمای متفاوت آورده شده است.

۳- معادله حالت مورد استفاده :

برای شبیه سازی رفتار فازی سیال مخزن از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده شد. شکل اصلی این معادله چنین است:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b) + b(v-b)}$$

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad , \quad b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

$$a^{0.5} = 1 + m(1 - T_r^{0.5})$$

$$\Omega_a = 0.45724$$

$$\Omega_b = 0.0778$$

جدول ۱- مشخصات عمومی نفت مورد آزمایش در ۳ دمای متفاوت

مقادیر اندازه گیری شده در دمای $220^\circ F$	مقادیر اندازه گیری شده در دمای $180^\circ F$	مقادیر اندازه گیری شده در دمای $140^\circ F$	واحد اندازه گیری	خواص نفت خام آزمایشی
۳۱۸۱	۲۹۹۶	۲۷۶۰	(psia)	فشار نقطه حباب
۱/۲۷۷۰	۱/۲۱۰۰	۱/۱۶۶۵	(g/litre)	چگالی گاز آزاد شده در شرایط استاندارد
۰/۸۹۸۳	۰/۸۹۲۲	۰/۸۸۵۳	(g/Cm ³)	چگالی مایع باقیمانده در شرایط استاندارد
۰/۶۹۵۱	۰/۷۱۲۷	۰/۷۳۷۱	(g/Cm ³)	چگالی نفت در فشار نقطه حباب
۹۹۲/۴۶	۹۴۰/۶۷	۸۸۸/۶۹	(Cu.ft/bbl)	نسبت گاز به نفت باقیمانده در شرایط استاندارد

1. Undersaturated Pressure

۴- تنظیم^۱ معادله حالت

معادلات حالت، ارتباط بین دما، فشار و حجم مولی را بیان می کنند. در سیستم های چند جزئی با استفاده از قوانین اختلاط برای مواد مشخص می توان حجم را محاسبه کرد. در شبیه سازی ترکیبی سیستم های هیدروکربنی، بدلیل تنوع زیاد اجزاء، مدت محاسبات، طولانی می شود و میزان خطا نیز بالا می رود. به همین دلیل، ترکیبات را در برش های معین گروه بندی می کنند. همچنین، کلیه ترکیبات سنگین تر از هپتان با نام هپتان پلاس^۲ (C₇₊) به عنوان ترکیب فرضی نام گذاری شد و مورد استفاده قرار گرفت. جرم مولکولی و وزن مخصوص آن، به ترتیب، ۲۳۵/۹۸ و ۰/۹۰۷۱ است. برای بدست آوردن T_c و P_c و خواص فیزیکی برش C₇₊ از رابطه تو^۳ و برای ضریب بی مرکزی آن از رابطه لی-کسلر^۴ استفاده شده است.

معادلات حالت در حالت عمومی قادر به پیش بینی خواص به طور دقیق نمی باشند و همچنین، خواص بحرانی ترکیبات فرضی به صورت دقیق، مشخص نیستند. به منظور اینکه معادله حالت جواب های دقیق را پیش بینی کند باید معادله را با استفاده از داده های آزمایشگاهی مربوط به یک نمونه تنظیم کرد. جهت تنظیم معادله حالت باید برخی از پارامترهای معادله حالت را تغییر داد.

۵- نرم افزار مورد استفاده

نرم افزار مورد استفاده جهت شبیه سازی فرایند تزریق گاز به نفت، نرم افزار Winprop است که زیر مجموعه نرم افزار CMG می باشد [۴۲]. این نرم افزار قابلیت خطی سازی و تنظیم پارامترهای انتخابی توسط کاربر را داراست. ورودی این نرم افزار ترکیب درصد نفت مخزن و داده های آزمایشگاهی حاصل از آزمون های انجام شده بر روی نمونه می باشند که جهت خطی سازی و تنظیم پارامترهای مورد نظر مورد استفاده قرار می گیرند. آزمون های انجام شده که در خطی سازی شرکت داده شده اند عبارتند از:

- آزمون انبساط ترکیب ثابت^۵ (CCE)
- آزمون آزاد سازی جزئی^۶ (DL)

• آزمون تبخیر آبی^۷

جهت انجام آزمون تورم باید ترکیب درصد گاز تزریقی، درصد گاز تزریقی و فشار اشباع تخمینی را به عنوان ورودی به نرم افزار وارد نمود. نرم افزار، پس از خطی سازی پارامترهای انتخابی و تصحیح آنها در مرحله انجام آزمون تورم از مقادیر تصحیح شده استفاده می کند و ضریب تورم و فشار اشباع را در کلیه درصد های تعیین شده محاسبه کرده در خروجی به صورت نمودار و جدول ارائه می دهد. برای بهینه سازی معادله حالت پارامترهایی که جهت خطی سازی انتخاب شده اند عبارتند از:

- Ω_b و Ω_a مربوط به متان
- خواص بحرانی جزء سنگین (T_c, P_c)
- ضریب بی مرکزی (ω) جزء سنگین

انتخاب پارامتر های بالا بر اساس فرضیات زیر انجام شده است:

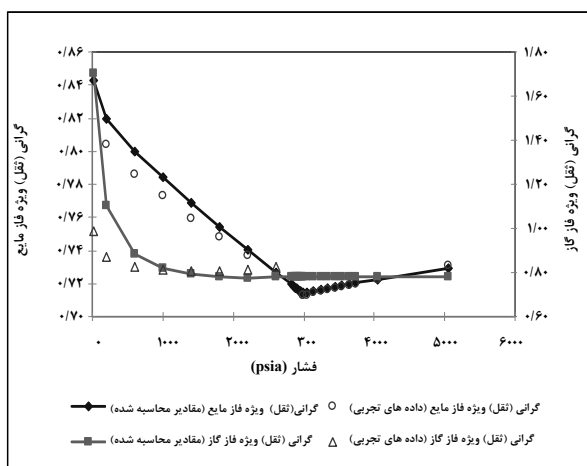
- متان در نفت دارای بیشترین درصد مولی است. پس نقش بسیار تعیین کننده ای در مقادیر نتایج دارد. خواص بحرانی و ضریب بی مرکزی متان کاملاً مشخص است پس با تغییر Ω_a و Ω_b پارامترهای a و b تغییر می کنند.
- خواص بحرانی و ضریب بی مرکزی کلیه اجزاء بجز جزء سنگین نفت به طور دقیق تعیین شده اند. و خواص بحرانی و ضریب بی مرکزی برای جزء سنگین از روابط تجربی تو و لی-کسلر با استفاده از جرم مولکولی و گرانی (ثقل) ویژه که اندازه گیری شده اند بدست می آید. تغییر در پارامترها منجر به تغییر و تنظیم پ پارامترهای a و b جزء سنگین می شود و خطایی که در محاسبه آنها وجود دارد از بین می رود.

در عملیات خطی سازی هر یک از خواص ورودی به برنامه که از داده های آزمایشگاهی بدست می آید دارای یک ضریب وزن است که وزن این پارامتر را در عملیات خطی سازی مشخص می کند. با تغییر ضریب وزن مقدار تاثیر آن در عملیات خطی سازی تغییر می کند و با تنظیم دقیق این وزن می توان نتایج محاسبات را به خوبی بر روی داده های آزمایشگاهی منطبق کرد. در جدول (۲) میزان تغییر در پارامترهای تحت خطی سازی ذکر شده اند.

1. Tuning
2. Heptane Plus
3. Twu
4. Lee-Kesler
5. Constant Composition Expansion
6. Differential Liberation

جدول ۲- میزان تغییر در پارامترهای تحت خطی سازی

پارامترهای خطی سازی شده	مقدار اولیه	مقدار نهایی	درصد تغییرات
Pc (C7+)	۱۶/۰۵۹	۱۹/۳۸	۲۰/۶۸
Tc (C7+)	۷۹۸/۰۴	۷۷۴/۲۷	-۲/۹۸
ω	۰/۶۴۷۵	۰/۷۷۷	۲۰
Ω_a	۰/۴۵۷۲۳	۰/۵۴۸۶۸	۲۰
Ω_b	۰/۰۷۷۷۹۶	۰/۰۹۳۳۵۵	۲۰



شکل ۱- مقادیر گرمای ویژه محاسبه شده و اندازه گیری شده بر

حسب فشار در دمای ۱۸۰ °F

در جدول (۳) مقدار فشار نقطه حباب اندازه گیری شده و محاسبه شده مندرج است. در حالت به کارگیری ضرایب متقابل دو جزئی (BIC) جواب ها به مقدار واقعی نزدیک ترند و میزان خطا کمتر از ۱/۲ درصد می باشد که قابل چشم پوشی است. یکی از پارامترهای مهم که در استفاده از معادلات حالت باید مورد توجه قرار گیرد میزان دقت معادله در محاسبه چگالی فاز گاز و فاز مایع می باشد. معادله حالت پنگ رابینسون یکی از معادلاتی است که جهت اصلاح محاسبه چگالی فاز مایع از معادله سوا پنگ رابینسون بوجود آمده است [۴۳].

در شکل (۱) مقادیر جرم مخصوص محاسبه شده و اندازه گیری شده در دمای ۱۸۰ °F نشان داده شده است که نمودار مربوط به مقادیر اندازه گیری شده و مقادیر محاسبه شده انطباق مناسبی را دارا می باشند. متوسط خطای مطلق (AAD%) برای پیش بینی گرمای (ثقل) ویژه گاز و مایع در دمای ۱۸۰ °F به ترتیب ۱۳/۴ و کمتر از ۱ درصد است که بیشترین انحراف از مقدار واقعی در فشارهای پایین تر از ۱۰۰۰ psia می باشد.

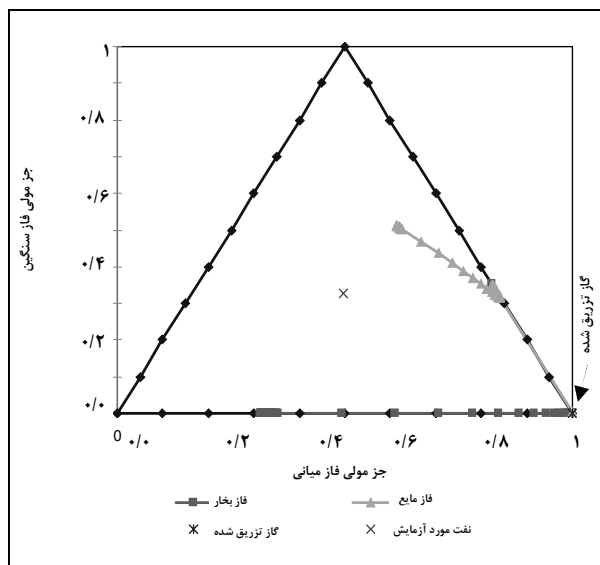
جدول ۳- مقادیر فشار نقطه حباب اندازه گیری شده و محاسبه شده در سه دمای مختلف

دمای (°F)	مقادیر اندازه گیری شده (psia)	مقادیر محاسبه شده با در نظر گرفتن ضرایب متقابل دو جزئی (psia)	مقادیر محاسبه شده بدون در نظر گرفتن ضرایب متقابل دو جزئی (psia)
۱۴۰	۲۷۶۰	۲۷۲۸/۵۳	۲۷۲۷/۷۵
۱۸۰	۲۹۹۶	۲۹۷۸/۱۴	۲۹۸۱/۱۴
۲۲۰	۳۱۸۱	۳۱۸۲/۲	۳۱۸۹/۳

1. Binary Interaction Coefficient

۷- نتایج تست تورم و بررسی اثر وجود ناخالصی های موجود در گازهای احتراق

شکل (۲) میزان تورم و تغییرات فشار اشباع سیستم نفت را در اثر تماس با CO₂ نشان می دهد. طبق این شکل، با تزریق ۵۰ درصد CO₂ به نفت، میزان تورم و فشار اشباع، به ترتیب، ۳۸ درصد و psia و ۲۶۷۶/۳ می باشند که کاهش فشار اشباع به میزان ۱۰ درصد است.



شکل ۲- نمودار سه فازی تزریق CO₂ در ۱۸۰ °F و ۹۸۸ psia

۶- تاثیر وجود ناخالصی ها بر امتزاج پذیری CO₂ در نفت یکی از فاکتورهای مهم در سیلاب زنی با CO₂، امتزاج پذیری گاز تزریقی در نفت است که با کمترین فشار امتزاج پذیری مشخص می شود. کمترین فشار امتزاج پذیری، فشاری است که در آن گاز با نفت به طور کامل امتزاج پذیر می شود. یکی از راه های محاسبه کمترین فشار امتزاج پذیری به صورت تحلیلی، استفاده از نمودار سه فازی است که ترکیبات سبک (CO, CH₄, N₂, NO) فاز سبک (L) و ترکیبات NO₂, SO₃, SO₂, H₂S, CO₂ و C₂-C₆ فاز میانی و C₇₊ فاز سنگین را تشکیل می دهند. مقدار محاسبه شده با این روش از مقدار واقعی کمتر است زیرا در هر مرحله تماس گاز با نفت فرض می شود که تعادل کامل حاصل می گردد. در شکل (۲) نمودار سه فازی برای CO₂ خالص رسم شده است.

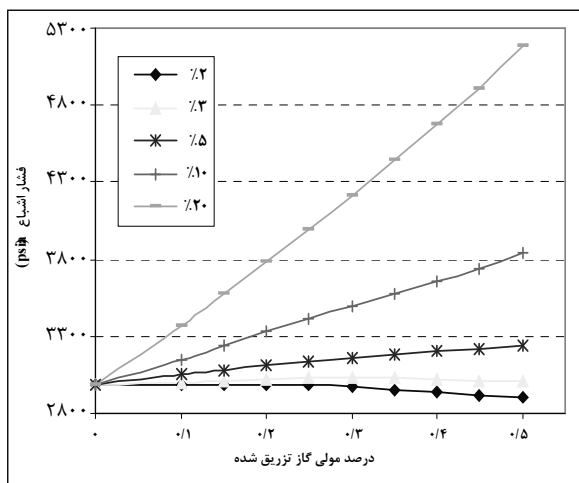
استفاده از نمودار سه فازی برای بررسی تاثیر ناخالصی های موجود در گاز تزریقی بسیار مناسب است. کمترین فشار امتزاج پذیری برای گاز تزریقی با درصدهای مختلف ناخالصی در جدول (۴) درج شده است. این مقدار برای CO₂ خالص در دمای ۱۸۰ °F مساوی ۹۸۸ psia است. با توجه به داده های جدول، مشهود است که وجود ترکیبات سبک باعث افزایش کمترین فشار امتزاج پذیری و ترکیبات گوگردی و NO₂ باعث کاهش کمترین فشار امتزاج پذیری می شوند.

جدول ۴- مقادیر کمترین فشار امتزاج پذیری محاسبه شده به ازای درصدهای مختلف ناخالصی

در گاز CO₂ با استفاده از نرم افزار در دمای ۱۸۰ °F

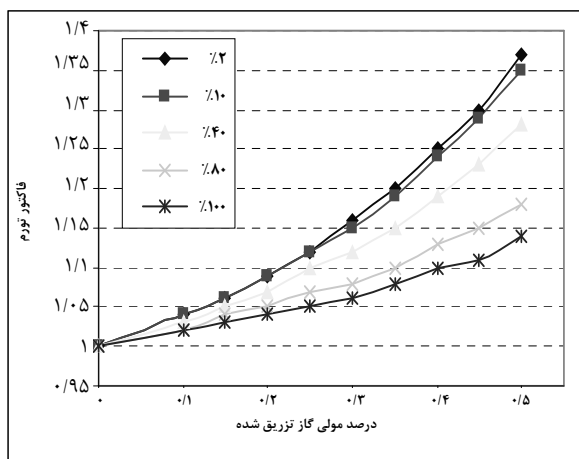
مقادیر محاسبه شده در میزان ناخالصی ۱۰ درصد (psia)	مقادیر محاسبه شده در میزان ناخالصی ۵ درصد (psia)	مقادیر محاسبه شده در میزان ناخالصی ۳ درصد (psia)	ترکیبات ناخالصی
۲۱۹۷	۱۶۰۵	۱۴۸۰	N ₂
-	۱۷۰۲	۱۳۸۰	NO
-	۹۸۰	۹۸۸	NO ₂
۱۷۲۵	۱۳۱۷	۱۱۶۵	CH ₄
۲۰۷۰	۱۵۴۶	۱۴۳۷	CO
۹۶۳/۷	۹۸۳/۷۵	۹۸۷	SO ₂
۸۸۸/۷	۹۳۵	۹۶۲/۵	SO ₃
۱۰۵۷/۵	۱۰۲۵	۱۰۱۲/۵	H ₂ S

۲-۳ درصد است زیرا بیشتر از آن، باعث افزایش فشار اشباع می شود و جهت امتزاج کامل گاز در نفت نیاز به فشارهای بالا و غیر متعارف داریم.



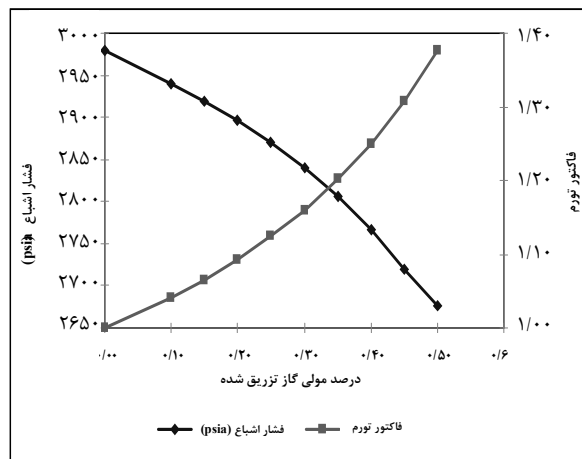
شکل ۴- مقادیر فشار اشباع بر حسب درصد گاز تزریق در دمای

۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف N₂



شکل ۵- مقادیر فاکتور تورم بر حسب درصد گاز تزریق در دمای

۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف N₂

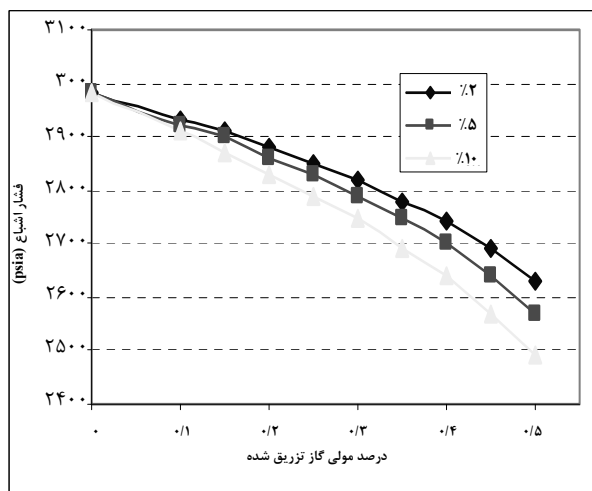


شکل ۳- مقادیر فشار اشباع و فاکتور تورم بر حسب درصد گاز

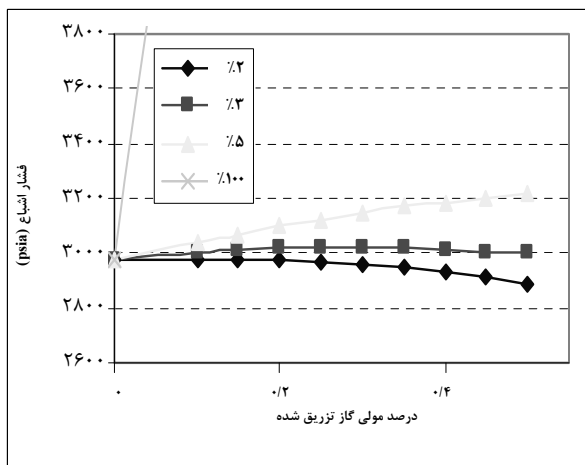
تزریقی در دمای ۱۸۰ °F در تزریق CO₂ خالص

شکل (۴) و (۵) مقادیر ضریب تورم و فشار اشباع سیستم نفت را بر اثر تزریق گاز CO₂ با ناخالصی N₂ به ازای افزایش گاز صفر تا ۵۰ درصد نشان می دهد. با توجه به شکل (۴) افزایش N₂ باعث افزایش فشار اشباع می شود. شکل (۵) نشان می دهد که میزان تورم ناشی از N₂ بسیار کمتر از مورد CO₂ است. پنج درصد N₂ باعث افزایش فشار اشباع به میزان ۲۵۰ psi و کاهش میزان تورم می شود. البته این میزان کاهش تورم در این درصد ناخالصی میزان چشم گیری نیست زیرا فاز غالب، CO₂ است. اگر فرض کنیم که تنها ناخالصی موجود N₂ باشد وجود حداقل ۳ درصد N₂ باعث افزایش فشار اشباع می شود. البته وجود برخی ترکیبات مثل گوگرددار باعث کاهش فشار اشباع می شود و در طرف مقابل، اثر N₂ باعث می شود که این مقدار، افزایش یافته و به حدود ۷ درصد در حضور ترکیبات دیگر نیز برسد.

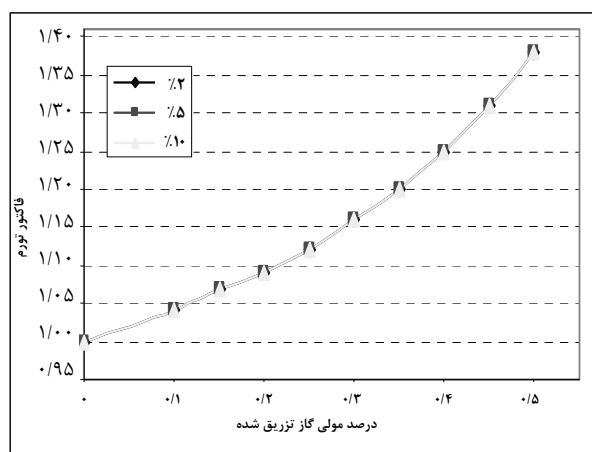
شکل های (۶) و (۷) مقادیر ضریب تورم و فشار اشباع سیستم نفت را بر اثر تزریق گاز CO₂ با ناخالصی CO به ازای افزایش گاز صفر تا ۵۰ درصد، نشان می دهند. با توجه به این شکل ها حضور CO در گاز تزریق باعث افزایش فشار اشباع می شود. وجود CO باعث کاهش میزان تورم می شود که این میزان در مقادیر زیر ۱۰ درصد قابل چشم پوشی است. وجود CO به تنهایی در CO₂ تا مقدار ۲ درصد نسبت به CO₂ مغلوب است ولی وجود ۵ درصد CO باعث افزایش ۲۳۰ psi در فشار اشباع می شود. حداکثر مقدار مجاز CO در گاز تزریق به میزان



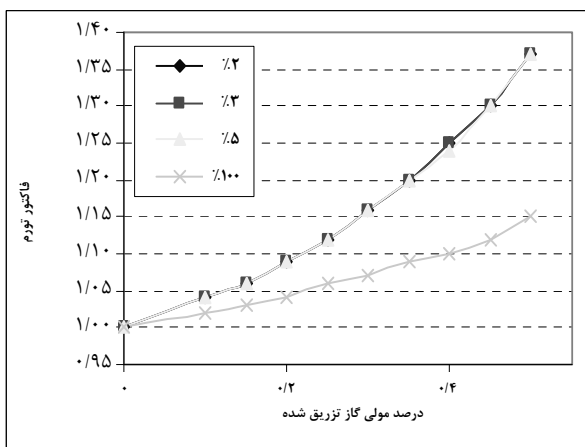
شکل ۸- مقادیر فشار اشباع بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف NO₂



شکل ۶- مقادیر فشار اشباع بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف CO



شکل ۹- مقادیر فاکتور تورم بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف NO₂



شکل ۷- مقادیر فاکتور تورم بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف CO

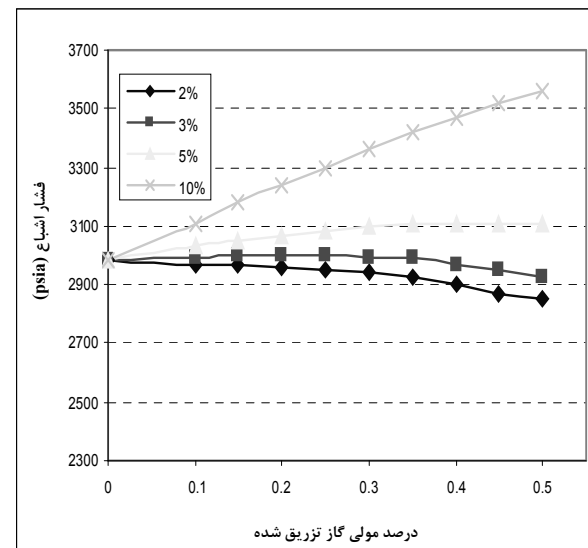
شکل (۱۰) و (۱۱) مقادیر ضریب تورم و فشار اشباع سیستم نفت را بر اثر تزریق گاز CO₂ با ناخالصی NO به ازای افزایش گاز صفر تا ۵۰ درصد نشان می دهند. با توجه به این شکل ها اثرات وجود NO در گاز احتراق در فرایند تزریق، مشابه اثرات وجود CO و N₂ است. البته میزان تاثیر آن در مقدار فشار اشباع و ضریب تورم مابین CO و N₂ می باشد. جهت مقایسه میزان تاثیر هر جزء و قدرت آن در رقابت با دیگر اجزاء، در شکل های (۱۸) و (۱۹) و (۲۰) فشار اشباع و ضریب تورم در تزریق هر گاز به طور خالص نشان داده شده است. حداکثر

شکل های (۸) و (۹) مقادیر ضریب تورم و فشار اشباع سیستم نفت را بر اثر تزریق گاز CO₂ با ناخالصی NO₂ به ازای افزایش گاز صفر تا ۵۰ درصد نشان می دهند. با توجه به شکل ها وجود NO₂ باعث کاهش فشار اشباع و افزایش میزان تورم می شود. هر دو پارامتر در جهت مطلوب است و میزان تاثیر آن از CO₂ نیز بیشتر است. مقدار NO₂ در حالت طبیعی بسیار کم و تأثیر آن بسیار ناچیز است. اگر از اثرات اسیدی این گاز و خوردگی ناشی از آن صرف نظر کنیم وجود این ماده در گاز دودکش، مشکلی در تزریق به نفت ایجاد نمی کند.

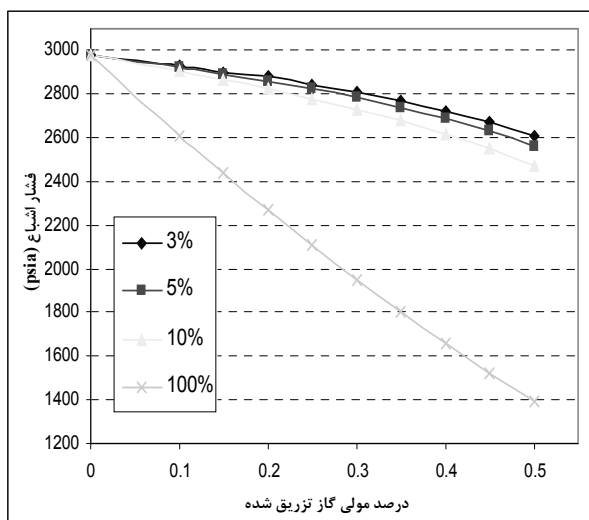
مقدار مجاز وجود آن در گاز تزریقی ۳ درصد است زیرا مقادیر بیشتر، باعث افزایش فشار اشباع می شود که کاملاً نامطلوب است.

SO₂، SO₃ و H₂S نشان می دهند. همچنین، شکل های (۱۳) و (۱۵) و (۱۷) مقادیر ضریب تورم را به ترتیب برای SO₂، SO₃ و H₂S نشان می دهند. ترکیبات گوگردی موجود در گازهای حاصل از احتراق، باعث کاهش فشار اشباع و افزایش میزان ضریب تورم نسبت به CO₂ می شود که این تغییرات با سنگین شدن ترکیب بیشتر می شود یعنی SO₃ بیشترین کاهش در فشار اشباع و بیشترین افزایش در ضریب تورم را ایجاد می کند. ضریب تورم ناشی از SO₃ ده درصد بیشتر از CO₂ و مقدار کاهش فشار اشباع آن در حالت خالص ۱۶۲۲ psia است که در مقایسه با CO₂ حدوداً ۳/۲ برابر بیشتر است.

جهت مقایسه تاثیر ناخالصی های موجود در CO₂، نمودارهای فشار اشباع و ضریب تورم این ترکیبات در حالت خالص در شکل های (۱۸) تا (۲۰) رسم شده اند. با توجه به شکل های (۱۸) و (۱۹) ترکیبات گوگردی و NO₂ باعث کاهش فشار اشباع می شوند که بیشترین کاهش در فشار اشباع مربوط به SO₃ است. ترکیبات CO، N₂، NO و CH₄ باعث افزایش فشار اشباع می شوند که بیشترین افزایش مربوط به NO است. با توجه به شکل (۲۰) ترکیبات گوگردی و NO₂ باعث افزایش ضریب تورم می شوند که بیشترین افزایش در ضریب تورم، به ازای افزایش ۵۰ درصد گاز تزریقی، مربوط به SO₂ است. ترکیبات CO، N₂، NO و CH₄ باعث کاهش ضریب تورم می شوند که بیشترین کاهش مربوط به N₂ است.

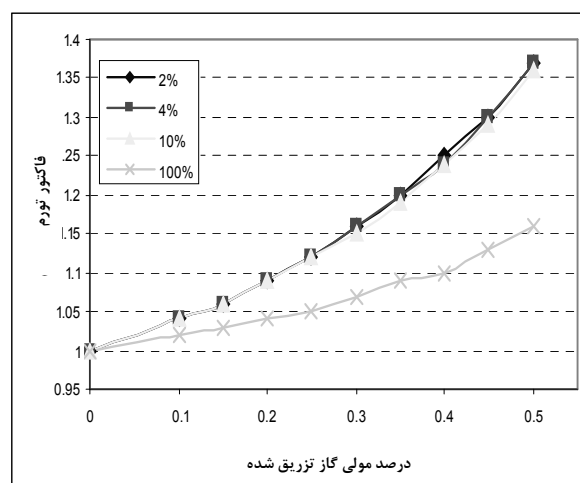


شکل ۱۰- مقادیر فشار اشباع بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف NO



شکل ۱۲- مقادیر فشار اشباع بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای

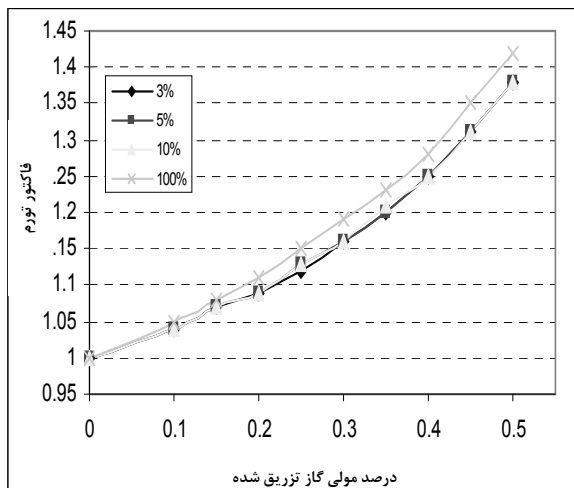
۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف SO₂



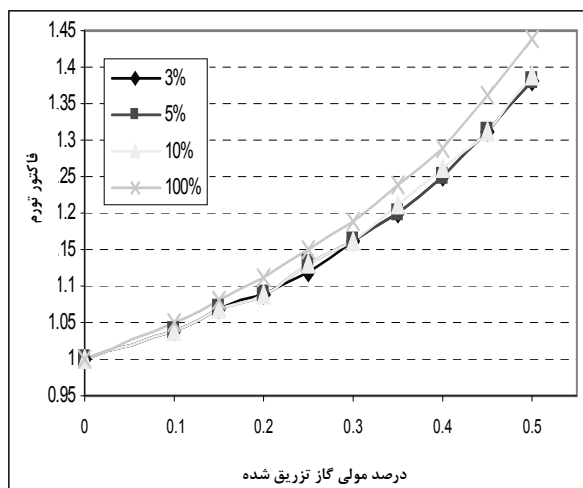
شکل ۱۱- مقادیر فاکتور تورم بر حسب درصد گاز تزریقی در

دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف NO

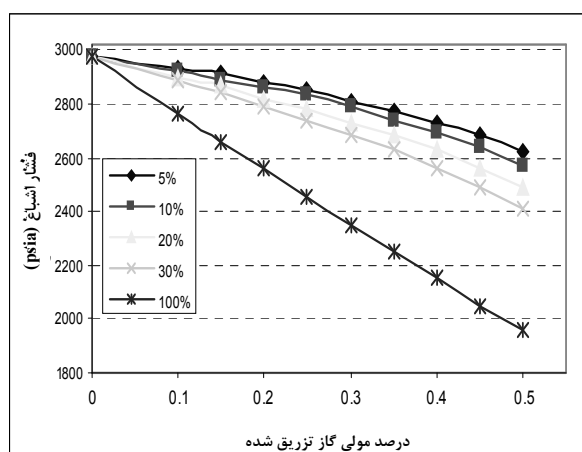
شکل های (۱۲) و (۱۴) و (۱۶) مقادیر فشار اشباع را به ترتیب برای



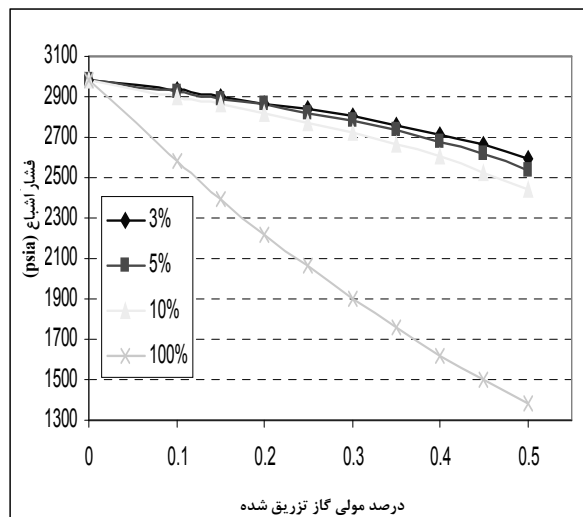
شکل ۱۵- مقادیر ضریب تورم بر حسب در صد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف SO_3



شکل ۱۳- مقادیر ضریب تورم بر حسب در صد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف SO_2



شکل ۱۶- مقادیر فشار اشباع بر حسب در صد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف H_2S

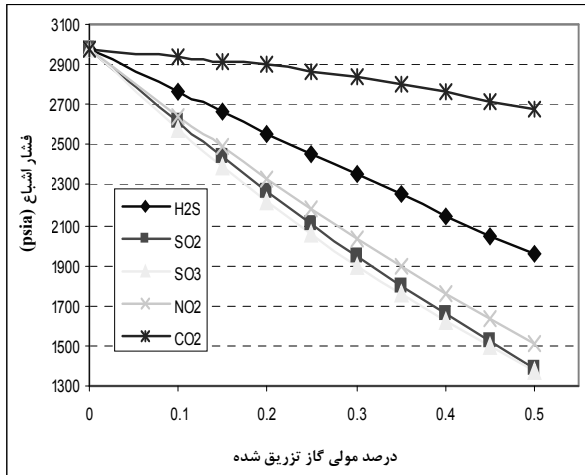


شکل ۱۴- مقادیر فشار اشباع بر حسب در صد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصدهای مختلف SO_3

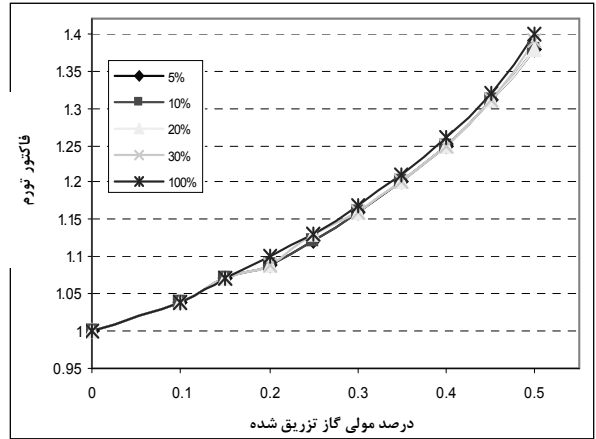
- تاثیر N_2 از بقیه ترکیبات بیشتر است و حداکثر میزان مجاز آن در گاز تزریقی ۷ درصد است.
- حداکثر مقدار مجاز CO و NO در گاز تزریقی ۳ درصد است. در غیر این صورت، سبب بالا رفتن فشار اشباع می شود.
- ترکیبات گوگردی و NO_2 سبب کاهش فشار اشباع و افزایش تورم می شوند.

۸- نتیجه گیری

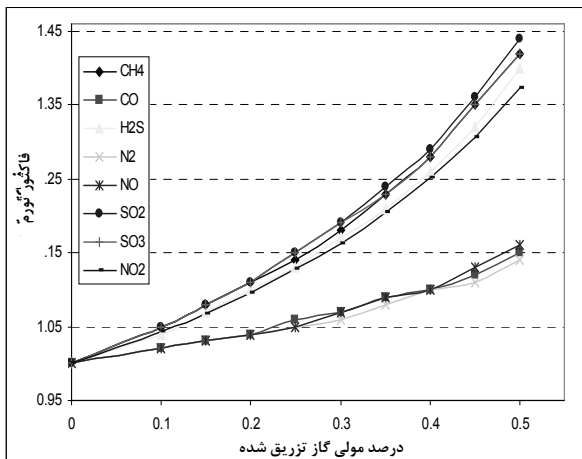
- ترکیبات سبک مثل N_2 ، CO و NO باعث کاهش نفوذ گاز تزریقی به درون نفت می شوند، فشار اشباع را بالا می برند، میزان تورم را پایین می آورند و حداقل فشار امتزاج پذیری را به طور غیر معمول بالا می برند.



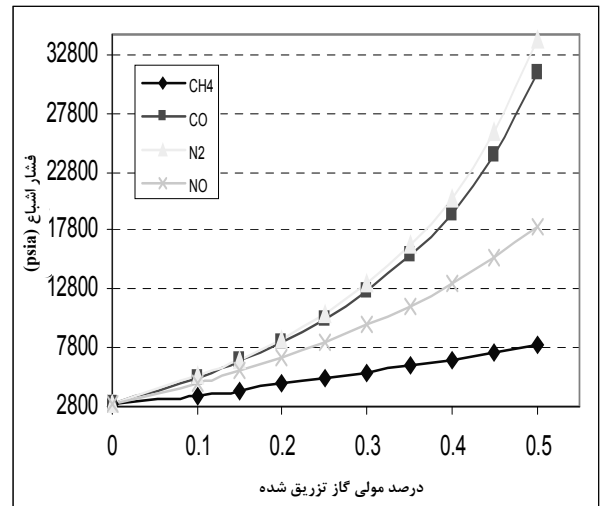
شکل ۱۹- مقادیر فشار اشباع بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F برای ترکیبات در حالت خالص



شکل ۱۷- مقادیر ضریب تورم بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F به ازای درصد های مختلف H₂S



شکل شماره ۲۰: مقادیر ضریب تورم بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F برای ترکیبات در حالت خالص



شکل ۱۸- مقادیر فشار بر حسب درصد گاز تزریقی در دمای ۱۸۰ °F برای ترکیبات در حالت خالص

Meeting of SPE, Casper, CO, (May 1976).

- [4] Holm, L. W., Josendal, V. A., "Evolution of the CO₂ Flooding Process", JPT, p. 1337, (Nov. 1987).
- [5] Masaki, I., "CO₂ Recovery from Flue Gas Using Hindered Amines", Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. 3-3-1, Minatomirai, Nishi-Ku Yokohama 220-8401, Japan, (2002).
- [6] Ghomian, Y., "Reservoir Simulation Studies for Coupled CO₂ Sequestration and Enhanced Oil Recovery", Ph.D. dissertation, The University of Texas at Austin, (May 2008).

مراجع

- [1] Herzog, H., Eliasson, B., Karstad O., "Capturing greenhouse gases", Scientific American, vol. 981-7, p. 72-79, (2000).
- [2] Ghomian, Y., Pope, A.G., Sepehrmoori, K., "Reservoir simulation of CO₂ sequestration pilot in Frio brine formation USA Gulf Coast, Energy", vol. 33, p. 1055-1067, (2008).
- [3] Faroug, A. S. M., "Non-thermal Heavy Oil Recovery Methods", SPE 5893, presented at the Rocky Mountain

- [7] Shokoya, O. S., (Raj) Mehta, S. A., Moore, R. G., Maini, B. B., Pooladi-Darvish, M., Chakma, A., "The Mechanism of Flue Gas Injection for Enhanced Light Oil Recovery", *Journal of Energy Resources Technology*, Vol. 126, p. 119-124, (JUNE 2004).
- [8] Salem Saleh Al-Marri, "PVT, Phase behavior and viscosity measurements and modeling of the ternary system and binary system of Carbon Dioxide + Heavy hydrocarbon (n-alcane) + Light gas (ethane or propane)", Ph.D. dissertation, University of Southern California,
- [9] Stoepelwerth, G. P., "Exhaust gas provides alternative gas source for cyclic EOR", *Oil & Gas Journal*, Vol. 91, No. 17, (26 Apr 1993).
- [10] Tzimas, E., Mercier, A., Cormos, C. C., Stathis, D. P., "Trade-off in emissions of acid gas pollutants and of carbon dioxide in fossil fuel power plants with carbon capture", *Energy Policy*, vol. 35, p. 3991-3998, (2007).
- [11] Malik, Q. M., and Islam, M. R., "CO₂ Injection in the Weyburn Field of Canada: Optimization of Enhanced Oil Recovery and Greenhouse Gas Storage With Horizontal Wells", paper SPE presented at the SPE/DOE eighth Symposium on Improved Oil Recovery, Tulsa, Oklahoma, April 3-5, (2000).
- [12] Dong, M., Huang, S., Dyer, S. B., Mourits, F. M., "A comparison of CO₂ minimum miscibility pressure determinations for Weyburn crude oil", *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Vol. 31, p. 13-22, (2001).
- [13] Yang, F., Zhao, G., Adidharma, H., Towler, B., Rodosz, M., "Effect of Oxygen on Minimum Miscibility Pressure in Carbon Dioxide Flooding", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 46, p. 1396-1401, (2007)
- [14] Brockmeier, N.F., Jody, B.J., Wolsky, A.M., Daniels, E.J., "Cryogenic separation of CO₂ from the flue gas of conventional coal-fired power plants", Conference: ASPENWORLD 94, Boston, MA (United States), (6-9 Nov 1994).
- [15] Wang, X. M., Guo, T. M., "Experimental and modeling studies on the phase behavior of nitrogen-injection hydrocarbon system", *Institution of Chemical Engineers*, 0263-8762, p. 90, (2005).
- [16] Jamshidnezhad, M., Farazmand, M., "Model predicts compositional grading of a reservoir in Iran", *Oil & Gas Journal*, 103, 43, ABI/INFORM Global, p. 57, Nov 21, (2005).
- [17] Mohammed, S. A. E. S., "A Simplified Method For Computing Phase Behavior Of Crude Oil- Carbon Dioxide Mixtures", Ph.D. dissertation, Texas A&M University, (1988).
- [18] Perschke, D. R., "Equation of state phase behavior modeling for compositional simulation", Ph.D. dissertation, University of Texas at Austin, (1988)
- [19] Pande, K. K., "Interaction of phase behavior with nonuniform flow", Ph.D. dissertation, Stanford university, (1980).
- [20] Chang, Y. B., "Development and application of an equation of state compositional simulator", Ph.D. dissertation, the university of Texas at Austin, (1990).
- [21] Nutakki, R., "Phase behavior calculations for system with hydrocarbons, water, and CO₂", Ph.D. dissertation, Stanford university, (1991).
- [22] Roper, M. K., "Simulation of tertiary carbon injectivity", Ph.D. dissertation, University of Texas at Austin, (1994).
- [23] Rahman, S., "Simultaneous phase behavior and compositional analysis of hydrocarbon/ water and hydrocarbon/ carbon dioxide mixtures, a new technique", Ph.D. dissertation, Texas A&M university, (1996).
- [24] Parthasarathy, M. G., "Enhancement of a compositional reservoir simulator for realistic modeling of CO₂ EOR processes", Ph.D. dissertation, university of Wyoming, (1996).
- [25] Stadler, M. P., "Prediction of carbon dioxide / hydrocarbon phase behavior using supercritical fluid chromatography", Ph.D. dissertation, Stanford University, (1992).
- [26] Azin, R., Kharrat, R., Ghotbi, C., Rostami, B., Vossoughi, Sh., "Simulation study of the VAPEX process in fractured heavy oil system at reservoir conditions", *Journal of Petroleum Science and Engineering*, vol. 60, p. 51-66, (2008).
- [27] Sobers, L. E., "Phase behavior of carbon dioxide sequestration in depleted gas reservoirs", Ms.c. dissertation, Texas Tech University, (2003).
- [28] Almehaideb, R. A., Al-Khanbashi, A. S., Abdulkarim, M., Ali, M. A., "EOS tuning to model full field crude oil properties using multiple well fluid PVT analysis", *Journal of Petroleum Science and Engineering*, vol. 26, p. 291-300, (2000).
- [29] Cismondi, M., Mollerup, J., "Development and application of a three-parameter RK-PR equation of state", *Fluid Phase Equilibria*, vol. 232, p. 74-89, (2005).
- [30] Abrishami, Y., Hatamian, H., Dawe, R. A., "Tuning of Peng-Robinson equation of state for simulation of compositional change in flue gas injection processes", *Fluid Phase Equilibria*, vol. 139, p. 219-254, (1997)
- [31] Jikich, S. A., Sams, W. N., Bromhal, G., Pope, G., Gupta, N., Smith, D. H., "Carbon Dioxide Injectivity in Brine Reservoirs Using Horizontal Wells", second annual conference on carbon sequestration, Hilton Alexandria mark center, Alexandria (VA), MAY 5-8, (2003).
- [32] Essendelft, D. V., Taron, J., Fitzgerald, M., Abdel-Hafez, A., Sakti, A., Achimugu, O., Faoro, I., "CO₂ Sequestration through Deep Saline Injection and Photosynthetic Biological Fixation: System Design for Two Plausible CO₂ Sequestration Strategies", available at http://www.ems.psu.edu/~elsworth/courses/egee580/Sequestration_final_report.pdf, (spring 2006).
- [33] Battistella, A., Marcolini, M., TMGAS: "A new TOUGH2 EOS module for the numerical simulation of gas mixtures injection in geological structures", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Article in Press

- [34] Jafari, M., Badakhshan, A., Taghikhani, V., Rashtchian, D., Ghotbi, C., Sajjadian, V., "Experimental Study and Simulation of Different EOR Techniques in a Non-Fractured Carbonate Core from an Iranian Offshore Oil Reservoir", *Iran. J. Chem. Chem. Eng.*, Vol. 27, No.2, (2008).
- [35] Kristensen, M. R., Gerritsen, M. G., Thomsen, P. G., Michelsen, M. L., Stenby, E. H., "An Equation-of-State Compositional In-Situ Combustion Model: A Study of Phase Behavior Sensitivity", *Transp Porous Med*, vol. 76, p. 219–246, (2009).
- [36] Vrabec, J., Kedia, G. K., Buchhauser, U., Meyer-Pittroff, R., Hasse, H., "Thermodynamic models for vapor–liquid equilibria of nitrogen + oxygen + carbon dioxide at low temperatures", *Cryogenics*, vol. 49, p. 72–79, (2009).
- [37] Li, H., Yan, J., "Evaluating cubic equations of state for calculation of vapor–liquid equilibrium of CO₂ and CO₂-mixtures for CO₂ capture and storage processes", *Applied Energy*, vol. 86, p. 826–836, (2009).
- [38] Brockmeier, N.F., Jody, B. J., Wolsky, A.M., Daniels, E. J., "Cryogenic separation of CO₂ from the flue gas of conventional coal-fired power plants", Conference: ASPENWORLD 94, Boston, MA (United States), (6-9 Nov 1994).
- [39] Li, H., Yan, J., Anheden, M., "Impurity impacts on the purification process in oxy-fuel combustion based CO₂ capture and storage system", *Applied Energy*, vol. 86, p. 202–213, (2009).
- [40] Mazumder, S., Hemert, P. V., Busch, A., Wolf, K. H. A., Tejera-Cuesta, P., "Flue gas and pure CO₂ sorption properties of coal: A comparative study", *International Journal of Coal Geology*, vol. 67, p. 267–279, (2006).
- [41] Balana, H. O., Gumrah, F., "Assessment of shrinkage–swelling influences in coal seams using rank-dependent physical coal properties", *International Journal of Coal Geology*, Vol. 77, Issues 1-2, , p. 203-213, (7 January 2009).
- [42] Computer Modeling Group User Manual, (2006).
- [43] Danesh, Ali, "PVT and phase behavior of petroleum reservoir fluids", *developments in petroleum science*, 47,138-145, (2003).