

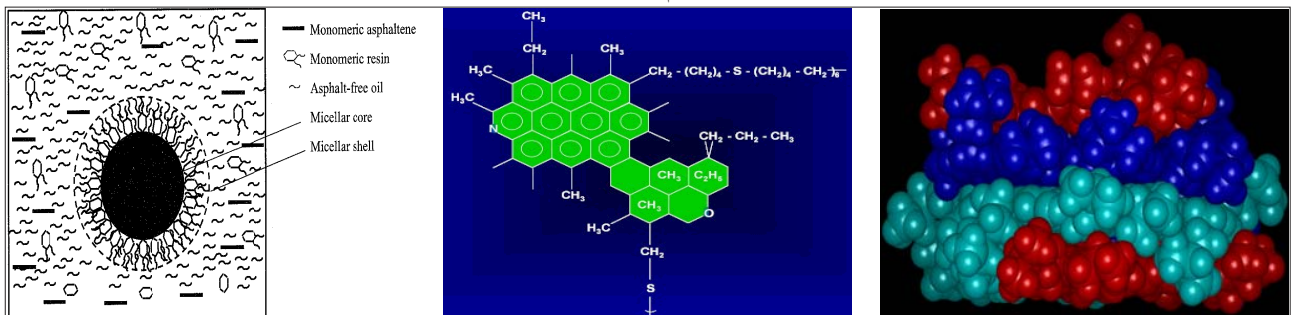
مقایسه‌ی اثر تزریق گازهای طبیعی و نیتروژن بر فرآیند رسوب آسفالتین در مخازن نفتی

مجله علمی پژوهشی، سید تقی ابطحی، فریوشانی، شرکت ملی نفت ایران

مجله علمی پژوهشی، سید تقی ابطحی، فریوشانی، شرکت ملی نفت ایران

چکیده

در مقاله‌ی حاضر اثر تزریق گازهای طبیعی غنی و خشک و گاز نیتروژن بر فرآیند رسوب آسفالتین در مخازن نفتی بررسی شده است. برای این منظور از مفاهیم ترمودینامیکی تعادل سه‌فازی استفاده شده که در آن آسفالتین به‌عنوان فاز جامد خالص در نظر گرفته می‌شود. سنگین‌ترین جزء ترکیب به دو بخش رسوب‌کننده و رسوب‌نکننده تقسیم شده است [۵]. مدل ساخته شده قادر به توصیف رفتار نفت آسفالتینی در مواجهه با اغتشاش ترمودینامیکی حاصل از تزریق گاز در طول دوران تولید است. در این بررسی، ابتدا مدل رسوب در حالت تولید به‌روش تخلیه‌ی طبیعی ساخته شده و پس از آن تغییر رفتار سیال در اثر تزریق سه نمونه‌ی گاز طبیعی غنی، گاز طبیعی خشک و گاز حاوی درصد زیاد نیتروژن بررسی شده است. همچنین آنالیز حساسیت روی نقطه‌ی آغاز رسوب بر مبنای میزان امتزاج‌پذیری گاز انجام گرفته است. نتایج، نشان‌دهنده‌ی اثر تشدیدکننده‌ی ایجاد رسوب در تزریق گازهای طبیعی و اثر ملایم‌تر در تزریق گاز نیتروژن است.



واژگان کلیدی: رسوب، آسفالتین، تزریق گاز، تعادل سه‌فازی

مقدمه

می‌رود حضور این ترکیبات در نفت پاره‌ای به‌صورت حل شده و پاره‌ای در حالت کلوئیدی باشد. عوامل تشکیل رسوب در مخزن، تغییرات فشار، دما و ترکیب نفت هستند که سبب به‌هم خوردن تعادل شیمیایی مخزن و در نتیجه تشکیل رسوب خواهند شد [۴]. در ایران مخازن متعددی با مشکل رسوب ترکیبات سنگین از جمله آسفالتین مواجهند که از جمله‌ی آنها می‌توان به سازندهای گروه بنگستان میادین اهواز، مارون، رامشیر، کوپال و آغاچاری اشاره کرد.

۱- مدل‌های ارائه شده

در طول سال‌های اخیر مدل‌های مختلفی برای پیش‌بینی رفتار فازی نفت‌های آسفالتینی پیشنهاد شده که در ادامه به مرور آنها خواهیم پرداخت.

ایجاد رسوب آسفالتین در مخازن نفتی در اثر تزریق گاز (با هدف تثبیت فشار مخزن یا فشارافزایی)، از موارد بسیار مهم در تولید از مخازن است. اگرچه نفت‌هایی با پتانسیل ایجاد رسوب، در اثر تولید و افت فشار مخزن نیز شروع به رسوب‌گذاری می‌کنند اما تزریق گاز به‌عنوان تسریع‌کننده‌ی این فرآیند بسیار حائز اهمیت است. انسداد محیط متخلخل سازند نفتی، دهانه‌ی چاه و تأسیسات فرآورش از مشکلات جدی تولید نفت‌های آسفالتینی است. ساخت مدل پیش‌بینی رسوب از آن جهت مهم است که می‌توان بر اساس نتایج آن سیستم‌های تزریقی و تولیدی را به‌گونه‌ای طراحی کرد که رسوب آسفالتین تشکیل نشود یا مقدار آن حداقل گردد. به‌طور کلی آسفالتین‌ها ترکیبات سنگینی هستند که در نفت یافت می‌شوند. بر اساس مطالعات آزمایشگاهی متعدد گمان

*نویسنده‌ی عهده‌دار مکاتبات (md_razipoor@yahoo.com)

۱-۱- مدل حلالیت پلیمری

جزء نفت را به دو بخش رسوب کننده و رسوب نکننده تقسیم کردند. برای محاسبه‌ی مقدار رسوب آسفالتین از معادله‌ی حالت PR استفاده شد و به کمک تخصیص مقادیر مختلفی از ضریب تقابل دوتایی^۵ بین شبه ترکیب‌های رسوب کننده و رسوب نکننده با اجزاء سبک نفت، مقدار رسوب محاسبه گردید. در این مدل ماهیت قطبی بودن توده‌های آسفالتین در نظر گرفته نشده و محاسبات وابسته به متغیرهای میزان‌سازی^۶ است که از اطلاعات آزمایشگاهی به دست می‌آید.

۱-۴- مدل Micellization

این مدل که توسط ویکتروف و فیروزآبادی ارائه شد [۸] بیان می‌کند که اغلب مولکول‌های آسفالتین به صورت ذرات قطبی (micelle) در درون نفت خام حضور دارند. زمانی که یک آلکان نرمال با تعداد کربن کم، با نفت خام مخلوط می‌شود به دلیل کاهش حلالیت مونومرهای آسفالتین، ممکن است رسوب تشکیل گردد. در این مدل مراحل مختلف تبدیل مونومرهای آسفالتین به ذرات قطبی توده شده شامل آسفالتین و رزین ارائه شده و از مفهوم کمینه‌سازی انرژی آزاد گیبس در تعیین نرخ رشد ذرات قطبی و محاسبه‌ی مقدار رسوب استفاده شده است.

۲- معادلات حاکم

مدل استفاده شده در محاسبات بر تعادل سه‌فازی مایع، بخار و آسفالتین خالص به‌عنوان فاز جامد استوار است. فوگاسیته‌ی فاز جامد از معادله‌ی ۱- به دست می‌آید:

$$\ln f_a = \ln f_a^* + \frac{v_a(p-p^*)}{RT} \quad (1)$$

که در آن f_a و f_a^* به ترتیب فوگاسیته‌ی آسفالتین در فشارهای p و p^* و نیز v_a حجم مولی آسفالتین خالص، R ثابت جهانی گاز و T دمای مطلق است. مقادیر f_a^* و v_a در فشار p^* و دمای T با توجه به مقادیر آزمایشگاهی مقدار رسوب در این دما و فشار محاسبه می‌شوند [۵].

در مخلوطی با تعداد nc ترکیب که آسفالتین n -امین ترکیب آن است، زمانی که سه فاز بخار، مایع و جامد هم‌زمان حضور دارند شرایط ترمودینامیکی طبق معادلات ۲ و ۳ خواهد بود.

$$\ln f_i^v = \ln f_i^l \quad (2)$$

$$\ln f_{nc}^v = \ln f_{nc}^l = \ln f_a \quad (3)$$

این مدل را گروه تحقیقاتی هیشبرگ^۱ [۱] برای بررسی اثر دما و فشار بر فرآیند توده‌شدگی^۳ آسفالتین ارائه کرد. بر اساس اطلاعات تجربی، در این مدل امکان بازگشت پذیر بودن فرآیند رسوب آسفالتین در نظر گرفته شده و در نتیجه بر این اساس، مدلی ترمودینامیکی ارائه شده است. در این مدل ترکیبی، به جای مدل تعادل سه‌فازی از مدل‌های تعادلی مایع-بخار و مایع-مایع استفاده می‌شود که به طرز قابل ملاحظه‌ای سبب شدن مدل خواهد شد. با استفاده از یک برنامه‌ی شبیه‌ساز در دما و فشار معینی و بر اساس معادله‌ی حالت Soave با فرض اینکه هیچ آسفالتینی رسوب نکند ترکیب فاز مایع محاسبه می‌شود. فرض می‌کنیم تعادل مایع-بخار در طول فرآیند رسوب بدون تغییر باقی بماند. در این مرحله برای تخمین مقدار رسوب قابل ایجاد از فاز مایع، تئوری حلالیت پلیمری فلوری-هاجینز استفاده می‌شود. به‌طور معمول، جزء حجمی از آسفالتین حل شده در محلول برابر با بیشینه‌ی مقدار جزء حجمی قابل حل در حلال است. این مدل از نظر پیش‌بینی‌های کیفی مناسب است اما در پیش‌بینی مقادیر کمی، نیاز به اصلاحات بیشتری دارد.

۱-۲- مدل کلونیدی

این مدل را منصوری و همکاران بر اساس ترمودینامیک کلونیدها ارائه نمودند. آنها فرض کردند ذرات نامحلول جامد آسفالتین که در نفت خام معلق هستند از طریق جذب رزین‌ها روی سطح‌شان پایدار شده‌اند. همان‌طور که در [۳] آمده، در این مدل ابتدا محاسبات تعادلی مایع-بخار به کمک معادله‌ی حالت انجام می‌شود تا مشخصات فاز مایع که ممکن است آسفالتین از آن رسوب کند مشخص گردد. بر اساس اندازه‌گیری‌های تجربی نقطه‌ی آغاز تشکیل رسوب و تئوری حلالیت پلیمری فلوری-هاجینز یک مقدار پتانسیل شیمیایی بحرانی برای رزین تخمین زده می‌شود و پس از آن پتانسیل شیمیایی بحرانی محاسبه شده برای پیش‌بینی نقطه‌ی شروع تشکیل رسوب در شرایط دیگر استفاده می‌شود. مشاهدات تجربی مختلف با استفاده از حلال‌های آلی و نفت خام به‌وضوح نشان از بازگشت‌پذیری فرآیند توده‌شدگی دارد که با فرض اساسی این مدل متفاوت است [۴].

۱-۳- مدل معادله‌ی حالت

این مدل توسط قیم^۴ و همکاران ارائه شد [۶]. آنها سنگین‌ترین

$$y_{il} = \frac{z_i}{1 + F_v(k_{iv} - 1) + F_a(k_{ia} - 1)} \quad (8)$$

$$y_{iv} = K_{iv} \times y_{il} \quad (9)$$

$$y_{n_e a} = K_{n_e a} \times y_{n_e l} = 1 \quad (10)$$

الگوریتم انجام محاسبات تبخیر آبی سه‌فازی در شکل ۱- ارائه شده است. از حل هم‌زمان مجموعه معادلات ۴-۵ به کمک روش‌های تکراری، فوگاسیته‌ی هر جزء در هر فاز به دست می‌آید. برای تعیین ترکیب، باید اجزای معادلات ۶-۷ به روش حل تکراری نیوتن محاسبه شوند [۲]. در این الگوریتم آزمایش پایداری فاز آسفالتین بر اساس نامساوی‌های ۱۱ و ۱۲ انجام می‌شود.

شرط وجود فاز جامد:

$$Ln f_{nc}^i \geq Ln f_a \quad (11)$$

شرط عدم تشکیل فاز جامد:

$$Ln f_{nc}^i < Ln f_a \quad (12)$$

۴- مدل‌سازی به کمک نرم‌افزار CMG

در این بررسی سه نمونه نفت خام با درجه‌های سنگینی متفاوت استفاده شد. در ابتدا با توجه به اطلاعات آزمایشگاهی موجود، نمودار رفتار فازی هر نمونه نفت بر اثر افت فشار از لحاظ تشکیل رسوب، مدل‌سازی شد. در این مدل‌سازی از معادله‌ی حالت PR استفاده گردید. برای انجام رگرسیون روی معادله‌ی حالت از اطلاعات تجربی فشار نقطه‌ی حباب و شاخص سنگینی نفت استفاده شد. همچنین در مدل رسوب ساخته شده از داده‌ی تجربی

سنگین‌ترین ترکیب در نفت (مثلاً C_{31}^+) به دو بخش رسوب‌کننده (C_{31+A}) و رسوب‌کننده (C_{31+B}) تقسیم می‌شود. این دو ترکیب خواص کاملاً یکسانی دارند اما ضریب تقابل دوتایی آنها با اجزاء سبک نفت متفاوت است. بخش رسوب‌کننده، ضریب تقابل دوتایی بزرگ‌تری با اجزای سبک دارد. ضریب تقابل بزرگ‌تر این بخش C_{31}^+ باعث می‌شود همسانی کمتری با ترکیبات سبک داشته باشد و با افزایش ترکیبات سبک در مخلوط، تمایل این بخش برای رسوب کردن افزایش می‌یابد [۵].

۳- محاسبات تبخیر آبی سه‌فازی

جهت انجام محاسبات تبخیر آبی سه‌فازی، طبق معادلات ۴ و ۵ از شروط ترمودینامیکی استفاده می‌شود [۴].

$$Ln(f_{iv}) = Ln(f_{il}), i = 1..nc \quad (4)$$

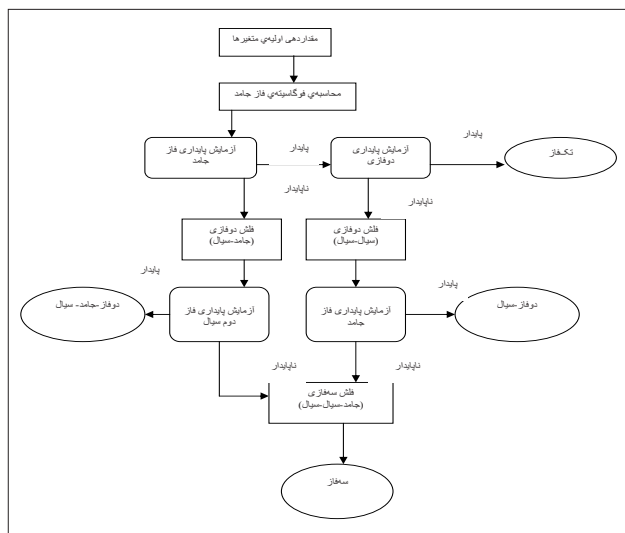
$$Ln(f_{nci}) = Ln(f_{nca}) = Ln(f_a) \quad (5)$$

به همراه این معادلات، معادلات ۵-۶ موازنه‌ی جرم حاکم را نشان می‌دهند.

$$\sum_{i=1}^{nc} \frac{(k_{iv} - 1)z_i}{1 + F_v(k_{iv} - 1) + F_a(k_{ia} - 1)} = 0 \quad (6)$$

$$\sum_{i=1}^{nc} \frac{(k_{ia} - 1)z_i}{1 + F_v(k_{iv} - 1) + F_a(k_{ia} - 1)} = 0 \quad (7)$$

که در آنها F_v و F_a به ترتیب درصد مولی فاز بخار و فاز آسفالت و z_i ترکیب مولی نفت است. بر اساس این معادلات ترکیب در هر فاز طبق معادلات ۸ و ۹ خواهد بود.



شکل ۱ | نمودار جریان محاسبات فلش سه‌فازی جامد-مایع-بخار

ترکیب (درصد)	نفت شماره‌ی ۱-۱	نفت شماره‌ی ۲-۱	نفت شماره‌ی ۳-۱
N_2	۰/۴۸	۱/۰۱	۰/۳۰
CO_2	۲/۳۵	۱/۳۲	۱/۹۸
H_2O	۰/۰	۰/۶۴	۲/۱
C_1	۳۷/۹۲	۳۱/۳۱	۳۰/۳۴
C_2	۴/۰۲	۴/۳۲	۱۵/۹۴
C_3	۴/۵۳	۴/۸۵	۵/۴۰
IC_4	۰/۴۵	۰/۲۳	۱/۱۱
NC_4	۱/۵۳	۱/۲۵	۳/۵
IC_5	۰/۹۸	۰/۳۸	۱/۲۵
NC_5	۰/۸۳	۰/۸۱	۲/۱۷
C_6	۱/۲۲	۰/۶۷	۴/۴۳
C_{6+}	۴۵/۵۱	۵۳/۲۱	۳۱/۴۸



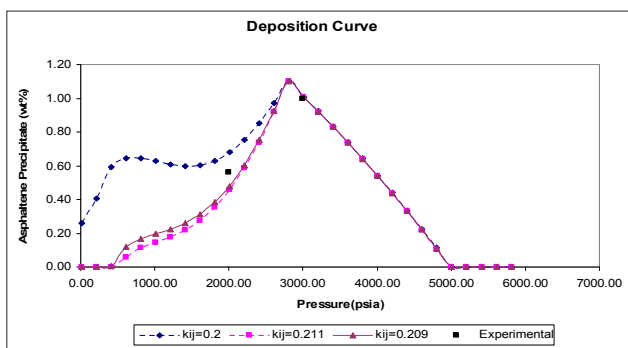
شدن کرده و در نتیجه ترکیب فاز مایع نیز سنگین تر می شود. هر چه فاز مایع سنگین تر شود ضریب حلالیت آسفالتین در این فاز بیشتر شده و این امکان به وجود می آید که آسفالتین دوباره به حالت محلول بازگردد.

نتیجه گیری

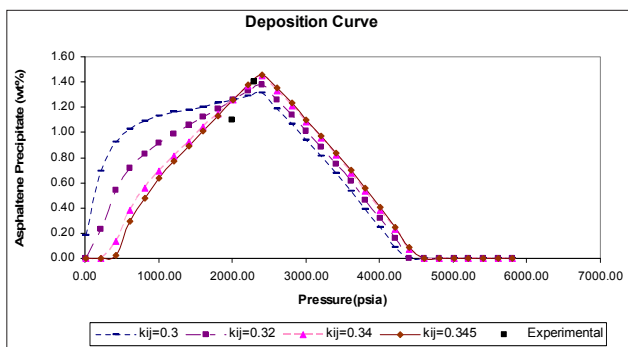
■ بررسی نمونه های نفت مورد مطالعه با شرط تولید مخزن به روش تخلیه طبیعی^۱ (در حالت اول) و تزریق گاز^۲ (در حالت دوم) نشان می دهد در حالتی که تزریق گاز انجام شود مقدار رسوب ایجاد شده در اثر رقیق شدن نفت و برهم خوردن تعادل شیمیایی مخلوط از مقدار رسوب ایجاد شده در اثر افت فشار ناشی از تخلیه طبیعی بیشتر خواهد بود.

■ مقدار رسوب ایجاد شده در اثر حلالیت گاز نیتروژن (با مقداری تفاوت با گاز خشک) به میزان زیادی از مقدار رسوب ایجاد شده در اثر حلالیت گاز غنی کمتر خواهد بود که علت آن می تواند تأثیر کمتر گاز نیتروژن روی حلالیت آسفالتین در فاز مایع باشد.

■ در اثر رقیق شدن نفت، فشار حباب آن افزایش می یابد و در



شکل ۲ | پیش بینی مقدار رسوب نفت شماره ۱-۱ در اثر تولید طبیعی



شکل ۳ | پیش بینی مقدار رسوب نفت شماره ۲-۲ در اثر تولید طبیعی

میزان رسوب در یک دما و فشار معین و حداکثر مقدار رسوب گزارش شده جهت میزان سازی متغیرها استفاده شد. متغیرهای استفاده شده جهت میزان سازی، جابجایی حجمی فاز مایع، ضرایب تقابل دوتایی ترکیب سنگین رسوب کننده و اجزاء سبک نفت است.

برای مقایسه، نمودار رفتار نفت ها به صورت مجموعه های دوتایی رسم شد. پس از آن در شکل های ۲- تا ۷ نحوه ی تغییرات رفتار هر یک از نمونه های نفت موجود با سایر نمونه ها بررسی شد. همان طور که دیده می شود میزان رسوب گذاری پس از گذشتن از فشار حباب رو به کاهش است که این موضوع بسیار جالب توجه می باشد. برای توجیه این رفتار می توان از تئوری حلالیت پلیمری کمک گرفت. زمانی که بر اثر آشفستگی ترمودینامیکی به وجود آمده در مخلوط، آسفالتین از مخلوط جدا می شود، ترکیب مایع باقیمانده تا رسیدن به نقطه ی حباب به صورت تک فاز باقی می ماند. در این مدت حلالیت آسفالتین در فاز مایع پیوسته کاهش می یابد. پس از آنکه فشار از فشار حباب کمتر می شود گاز شروع به آزاد

۲ | مشخصات نمونه های نفت مورد بررسی

	نفت شماره ۱-۱	نفت شماره ۲-۲	نفت شماره ۳-۳
API	۲۶	۱۶/۱	۳۴
فشار نقطه ی حباب (psi)	۲۸۰۰	۲۴۰۰	۲۲۰۰
دما (°F)	۲۳۰	۲۰۰	۲۰۰

۳ | اطلاعات رسوب آسفالتین در نمونه های نفت تانک ذخیره

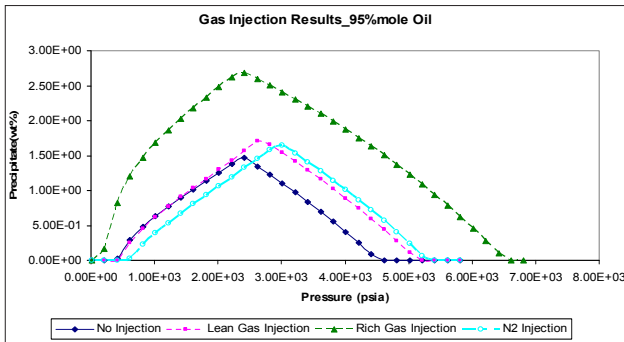
	نفت شماره ۱-۱	نفت شماره ۲-۲	نفت شماره ۳-۳
درصد وزنی رسوب	۸	۱۲/۵	۱/۷

۴ | ترکیب درصد گازهای تزریقی

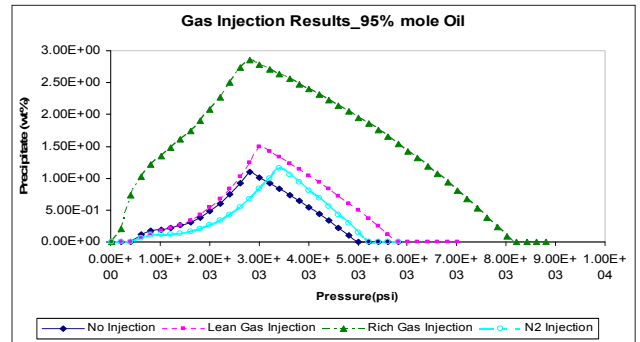
ترکیب (جزء مولی)	گاز غنی	گاز خشک	گاز نیتروژن دار
CO ₂	۰/۰۰۱	۰/۰۰۰۲	۰/۰۳۱
N ₂	۰/۰۰۰۵۷	۰/۰۰۰۰۵۸	۰/۶۴۳۵
H ₂ O	۰/۰۰۰۲۱	۰/۰۰۰۰۲۲	۰/۰۰۰۲
C ₁	۰/۱۷۲۵	۰/۸۲۲۷	۰/۲۹۲۸
C ₂	۰/۱۶۶	۰/۱۲۵	۰/۰۳۲۵
C ₃	۰/۲۱۵۴	۰/۰۳۱	۰/۰۰
IC ₄	۰/۱۳۱۲	۰/۰۰۲۳	۰/۰۰
NC ₄	۰/۰۵۶۱	۰/۰۰۱۱	۰/۰۰
IC ₅	۰/۰۹۵۴	۰/۰۰۰۲۵	۰/۰۰
NC ₅	۰/۰۸۲۲۵	۰/۰۰۰۰۳	۰/۰۰
C ₆₊	۰/۰۴۲۰۵	۰/۰۱۱۷۸	۰/۰۰

■ رسوب ایجاد شده از حلالیت گاز غنی تزریق شده در نفت به علت وارد کردن اجزاء ناسازگاری مثل نرمال پنتان و نرمال هپتان بیشتر از رسوب ایجاد شده از حلالیت گاز خشک و نیتروژن است. ■

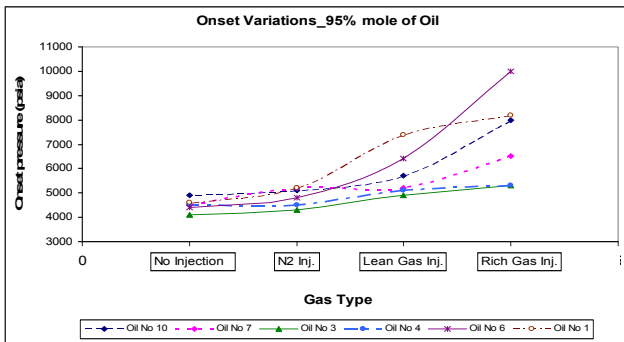
نتیجه فشار نقطه‌ی شروع تشکیل رسوب افزایش می‌یابد. با این حال افزایش مقدار رسوب تا فشار نقطه‌ی حباب نفت خام اولیه ادامه می‌یابد.



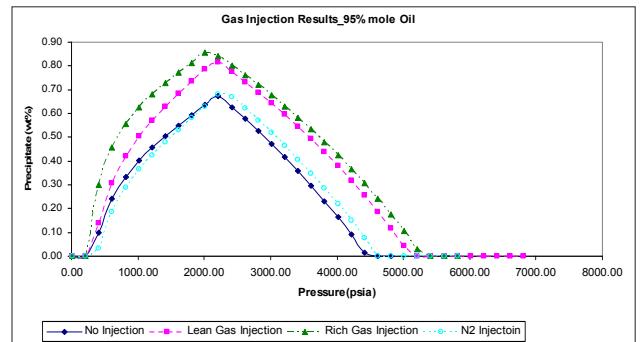
شکل ۵ | پیش‌بینی مقدار رسوب نفت شماره‌ی ۲ در اثر تزریق



شکل ۴ | پیش‌بینی مقدار رسوب نفت شماره‌ی ۱ در اثر تزریق



شکل ۷ | تغییرات فشار نقطه‌ی شروع رسوب در اثر تزریق گاز، حلالیت درصد مولی گاز



شکل ۶ | پیش‌بینی مقدار رسوب نفت شماره‌ی ۳ در اثر تزریق

پانویس‌ها

¹ taghi.abtahi76@gmail.com

⁴ Nghiem

⁷ Compatibility

² Hischberg et al

⁵ Binary Interaction coefficient

⁸ Natural depletion

³ Flocculation

⁶ Tuning

⁹ Gas injection

منابع

[1] A. Hischberg, L.N. J. Delong, B.A. Schipper, And J.G. Meijer, "Influence of Temperature And Pressure On Asphaltene Flocculation", Spe 11202, 1984

[2] N.E. Bruke, R.D. Hobbs, And S.F. Kashou, Texaco Inc., "Measurement And Modeling Of Asphaltene Precipitation Form Live Reservoir Fluid Systems", Spe 18273, 1990

[3] K.J. Leontaritis And G.A. Mansoori, U. Of Illinois At Chicago, "Asphaltene Flocculation During Oil Production And Processing: At Thermodynamic Colloidal Model", Spe 16258, 1987

[4] Long X. Nghiem, Dennis A. Coombe, Computer Modeling Group, "Modeling Asphaltene Precipitation During Primary Depletion", Spe 36106, 1996

[5] Long X. Nghiem, Dennis A. Coombe, Computer Modeling Group, "Modeling Asphaltene Precipitation During Primary Depletion", Spe 36106-P, Spe Journal, Vol 2, June 1997

[6] Long X. Nghiem, M.S. Hassam, And Ram Nutakki, Computer Modeling Group, And A.E.D. George, Canmet/Erl, "Efficient Modeling Of Asphaltene Precipitation", Spe 26642, 1993

[7] Asphaltene And Asphalts, T.F. Yen And G.V. Chilingarian

[8] Huanquan Pan And Abbas Firoozabadi, Spe, Reservoir Engineering Research Institute, "A Thermodynamic Micellization Model For Asphaltene Precipitation: Part I: Micellar Size And Growth", Spe 36741, 1996