

## معادلات فازی برای حلالیت گاز CO<sub>2</sub> برای سیستم نفت خام مخزن Jianguo و ته نشینی اجزای سنگین بوسیله CO<sub>2</sub> فوق بحرانی

شراره الفتی<sup>۱\*</sup>، مهدی زارع بردج<sup>۲</sup>، علی رفیعی فر<sup>۳</sup>، سعیده گلرخی<sup>۴</sup>،

دانشجو کارشناسی مهندسی نفت دانشگاه دولتی گرمسار

دانشجو کارشناسی مهندسی نفت دانشگاه دولتی گرمسار

کارشناس ارشد مهندس مخازن شرکت ملی نفت ایران

دانشجو کارشناسی مهندسی نفت دانشگاه دولتی گرمسار

### خلاصه:

تشکیل رسوب آسفالتین و اجزاء سنگین نفت می تواند در مراحل مختلف تولید و ازدیاد برداشت حاصل شود که مشکلات زیادی برای ادامه برداشت از مخازن مورد نظر حادث می شود. مطالعات میدانی و تحقیقات آزمایشگاهی زیادی در زمینه مقابله با رسوب آسفالتین صورت می گیرد. همچنین یکی از راهکارهای مهم جهت کاهش میزان گازهای گلخانه ای در اتمسفر، تزریق در سازندهای زیر زمینی می باشد. در این مطالعه به بررسی پدیده آسفالت زدایی و ته نشین کردن اجزاء سنگین نفت بوسیله CO<sub>2</sub> فوق بحرانی و معادلات فازی حلالیت CO<sub>2</sub> برای سیستم نفت خام یکی از مخازن نفتی کشور چین که توسط Z.M. Liu در حالات فوق بحرانی و زیر بحرانی در دماهایی بین 328.15 تا 348.15 کلوین و فشار بین 0 تا 16 مگا پاسکال انجام گرفته شده است پرداخته شده است. نتایج حاصل شده نشان می دهد که حلالیت CO<sub>2</sub> در نفت خام با فشار و دما رابطه مستقیم دارد ولی در فاز فوق بحرانی با فشار رابطه مستقیم، و با دما رابطه عکس دارد. وزن مولکولی اجزای نفت در فاز فوق بحرانی حتی می تواند بالای 400 g/mol باشد. همچنین مقدار ته نشینی مواد بوسیله CO<sub>2</sub> در دما های 328.15، 338.15 و 348.15 کلوین و فشار بین 10-25 مگا پاسکال اندازه گیری شده است. باید توجه داشت که مقدار اجزای سنگین ته نشین شده در فشار های بالای 16 مگا پاسکال ناچیز نبوده و با افزایش فشار رابطه مستقیم و افزایش دما رابطه معکوس دارد. با نتایج بدست آمده به وضوح روشن است که استفاده از CO<sub>2</sub> فوق بحرانی روشی کارآمد جهت ازدیاد برداشت، بالا آوردن نفت از چاه و آسفالت زدایی می باشد.

کلمات کلیدی: CO<sub>2</sub>، آسفالتین، نفت خام، معادلات فازی، ته نشینی، سیالات فوق بحرانی

۱. مقدمه

آسفالتین برشی از یک نفت و یا دیگر منابع کربندار میباشد. این ترکیب شامل مولکولهای پیچیده‌هایی هستند، که در تولوئن یا دیکلرومتان حل می شوند اما در حلالهای پارافینی با نقطه جوش پایین مانند نرمال هپتان نامحلول هستند. آسفالتینها میتوانند از نفت خام، زغال سنگ یا شیل نفتی مشتق شوند [1]. مشخص شده که عناصر تشکیل دهنده رسوب آسفالتین با توجه به عامل رسوب دهنده و مخزن نفت متغیر است. عوامل مختلفی در تشکیل و رسوب مواد آلی سنگین از نفت خام موثر میباشند که از آن جمله میتوان به پارامترهایی نظیر مشخصات و ترکیب درصد نفت خام، نوع سیال تزریقشده، فشار، دما، و مشخصات کانالها) لوله های انتقال چاه ها و غیره (که سیال مخزن در آن جریان می یابد، اشاره نمود [2]. نسبت H/C بین 1.05 – 1.15 درصد و مقدار اکسیژن بین 0.3 – 4.9 درصد و مقدار نیتروژن بین 0.6 – 3.3 درصد و مقدار گوگرد بین 0.3 – 10.3 درصد تغییر می کند. رسوبات آسفالتین به مرور زمان مشکلات و معضلات جدی را برای برداشت نفت و تجهیزات بهره برداری از مخازن نفت بوجود می آورد. لئونارتیس و منصورى در سال ۱۹۸۷ دریافتند، هیدروکربنهایی با وزن مولکولی بالا که به شکل پارافین و آسفالتین وجود دارند، تشکیل مواد آلی غیرقابل انحلال در اسید را می دهند که منجر به مسدود نمودن سازند و همچنین با تغییر ترشوندگی سنگ منجر به صدمه دیدن سازند میشوند. رسوب آسفالتین علاوه بر انسداد حفرها به عنوان یک عامل تغییردهنده ترشوندگی میباشد که این عامل خود، سبب کاهش ضریب بازیافت از مخزن میشود. رسوب آسفالتین همچنین سبب انسداد لوله مغزی و لولههای انتقال، پرشدگی شیرهای اطمینان در درون چاه شده و علاوه بر این سبب تهنشست مقدار زیاد جامد در تانکهای ذخیره میشود. پس از آن که توده شدگی آسفالتین اتفاق افتاد رسوب شروع به انباشته شدن در سازند اطراف چاه مینماید. این توده شونده ممکن است بصورت برگشت پذیر و یا برگشت ناپذیر باشد. توده شونده بازگشت ناپذیری طوری است که نمی تواند به سادگی و با معکوس نمودن شرایط ترمودینامیکی به حالت اولیه بازگشت. به همین دلیل پژوهشگران به مطالعه روش های جلوگیری از رویداد این پدیده مخرب پرداخته اند [3,4].

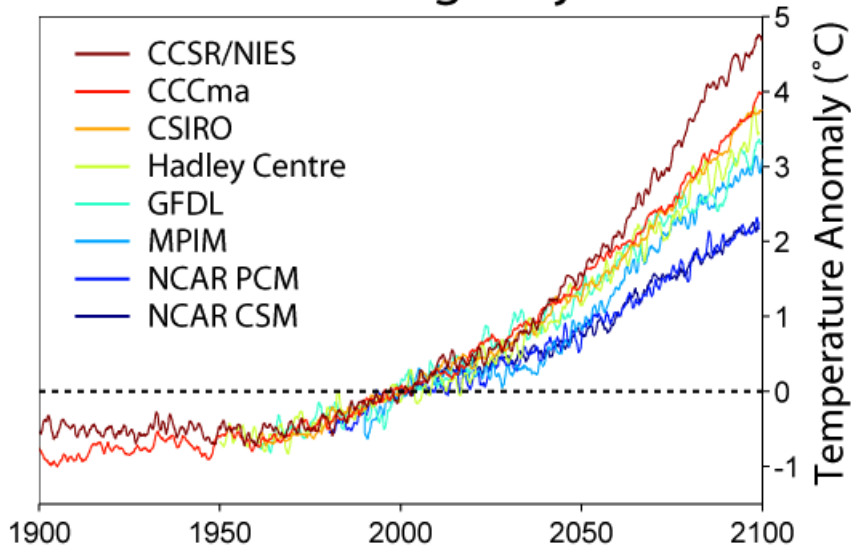
در طول سده اخیر، کره زمین به طور غیر طبیعی حدود 0.47 درجه سانتی گراد گرم تر شده که این موضوع به شدت ذهن دانشمندان را به خود معطوف ساخته و سبب چاره اندیشی آنان گردیده است. برخی از دانشمندان معتقدند که دهه های پایانی قرن بیستم، گرم ترین سال های 400 سال اخیر بوده است. گزارش ها حاکی از آن است که 10 مورد از گرم ترین سال های جهان تنها از سال 1990 تا 2007 به ثبت رسیده است که این میزان در 150 سال گذشته بی سابقه بوده است به نظر می رسد که فعالیت های صنعتی و افزایش گازهای گلخانه‌ای در ایجاد این مشکل بسیار موثر است و به گرم شدن کره زمین کمک میکند شکل ۱۰ نمودار تغییرات دمایی اندازه گیری شده و پیش بینی شده را نشان می دهد [5].

ایران با انتشار حدود 746 میلیون تن CO<sub>2</sub> در سال رتبه دهم (۱۶٪ از دی اکسید کربن دنیا) را در میان کشورهای اصلی منتشر کننده CO<sub>2</sub> این در حالیست که تنها 4 درصد از صادرات جهان در ایران تولید می شود. از لحاظ سرعت افزایش حجم انتشار دی اکسید کربن ایران مقام سوم را در دنیا دارد. روش های کاهش گازهای اسیدی شامل دو دسته عمده است. دسته اول از تولید این گازها جلوگیری می کند که شامل مدیریت مصرف انرژی و استفاده از انرژی های تمیز و تجدیدپذیر می باشد. در جایی که تولید گاز های اسیدی اجتناب ناپذیر است دسته دوم به کار برده می شود که شامل جداسازی و به دام اندازی گازهای اسیدی می باشد. با توجه به اینکه تولید نفت و گاز مصرف سوخت های فسیلی امری اجتناب ناپذیر است. روش های به دام اندازی گازهای گلخانه در سازند های زیر زمینی و غرق کردن آن در اعماق اقیانوسها بصورت خاص باید مورد توجه قرار گیرند. بدلیل عدم دسترسی به اقیانوس های عمیق، ریسک بالای نشت دوباره این گازها

به سطح اقیانوس و هزینه بالای انتقال این گازها در اقیانوس، این روش کمتر مورد استفاده قرار میگیرد و تزریق به سازندهای زیر زمینی بهترین روش به دام اندازی گازهای گلخانه ای می باشد [5].

از طرفی سیالات فوق بحرانی (SCFs) بطور گسترده در فرآیندهای مختلف مورد استفاده می باشد. در صنعت نفت از آنها برای ازدیاد برداشت، بالا آوردن نفت و تجزیه نفت استفاده می شود [7,8]. (SCFs)ها علاوه بر اینکه برای تجزیه نفت استفاده می شوند در نفت نیز حل گردند. این سیالات حل شده می توانند بصورت ضد حل شونده عمل کنند [9,10] که می توانند موجب ته نشینی مواد سنگین قطبی مانند آسفالتین شوند. این فرآیند به دلیل این که اجزای سنگین باعث کم شدن تخلخل سیستم و همچنین تشکیل زغال در حین بهره برداری از مخزن می شوند، فرآیندی کارآمد بشمار می آید. همچنین استفاده از سیالات فوق بحرانی می توانند باعث جدا کردن نیتروژن، اکسیژن و گوگرد، از نفت خام شوند. واضح است که رفتار فازی (SCFs)ها پارامتری مهم در فرآیند ازدیاد برداشت می باشد. در این مقاله نتایج و روند آزمایش رفتار فازی برای سیستم نفت خام مذکور که توسط Z.M. Liu انجام گرفته است را به صورت سیستماتیک نشان داده است [13].

### Global Warming Projections



شکل شماره ۱: نمودار و پیش بینی دمای کره زمین از سال ۱۹۰۰-۲۱۰۰ [6].

جدول شماره ۱: ترکیب اجزا نفت خام مورد مطالعه (wt%)

component	C	H	O	S	N
percent	84.3	11.86	1.95	1.51	0.38

۲. آزمایش های تجربی

۲-۱- مواد مورد نیاز

• CO<sub>2</sub> با خلوص 99.995%

- نفت خام مخزن مورد نظر بدون آب (وزن مولکولی متوسط اندازه گیری شده بعد از توسط  $VPO$   $388 \text{ g/mol}$  است و درصد ترکیب اجزاء تشکیل دهنده نفت در جدول ۱ آورده شده است).

### ۲-۲- اندازه گیری دستگاه ها و روش های بدست آوردن تعادل بخار-مایع

دستگاه ها و روش های اندازه گیری تعادل بخار-مایع در مطالعات پیشین مورد بررسی قرار گرفته است [5]. وسایل مورد نیاز برای بدست آوردن تعادل بخار-مایع شامل:

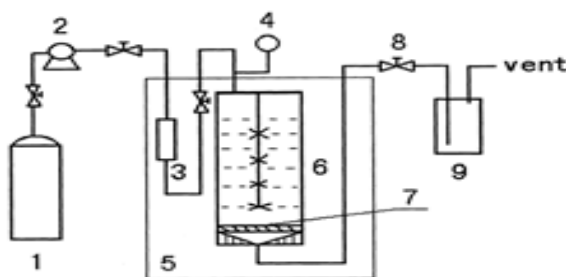
- دو سلول شفاف
- سیلندر گاز
- پمپ تزریق
- فشار سنج دیجیتالی
- پمپ مغناطیسی
- نمونه بمب بخار
- حمام دما ثابت
- شیرها و لوله های لازم

درصد خطا برای اندازه گیری حلالیت گاز در نفت و چگالی فاز مایع به ترتیب بین  $0.1 \pm$  و  $0.3 \pm$  پیش بینی شده است.

### ۲-۳- دستگاه ها و روش لازم برای بدست آوردن مقدار ته نشینی اجزاء سنگین نفت

دستگاه مورد نیاز برای این آزمایش بصورت شماتیک در شکل ۲ نشان داده شده است. شماره (۱) نشان دهنده سیلندر گاز، شماره (۲) نشان دهنده پمپ تزریق، شماره (۳) : فشار سنج دیجیتالی، شماره (۴) : تجهیزات گرمایشی، شماره (۵) : حمام آب دما ثابت، شماره (۶) : یک سلول فشار بالا به حجم ۱۵ میلی لیتر، شماره (۷) : فیلتر با قابلیت عبوری تا ۰.۵ میکرومتر و شماره (۸) و (۹) نیز به ترتیب شیرسوزنی و جداکننده می باشد.

در یک آزمایش معمول ۰.۵ گرم نفت خام در سلول (۶) قرار داده میشود . شروع به تزریق  $CO_2$  می کنیم تا به فشاری برسیم که در آن پره ها شروع به حرکت کنند. بعد از این که سیستم را در حدود یک ساعت در حالت تعادل قرار می دهیم (آزمایشات نشان داده که این مدت زمان کافی می باشد) شیر (۸) باز می کنیم تا نفت اشباع شده با  $CO_2$  به آرامی پس از رد شدن از فیلتر، از زیر سلول خارج شود. فشار با تزریق مداوم  $CO_2$  ثابت نگه داشته می شود. بعد از تقریباً ۵۰ دقیقه پاکسازی و خشک کردن اجزای سنگین ته نشین شده بوسیله  $CO_2$  فشار سیستم را در دمای تجربی به آرامی ظرف مدت ۳۰ دقیقه کم می کنیم. وزن اجزای سنگین را به صورت جاذبه ای و دستگاه Mettler PM1200 و با حساسیت ۰.۰۰۱ گرم اندازه گیری می کنیم.



شکل شماره ۲: دیاگرامی از دستگاه ته نشینی اجزاء سنگین نفت خام

### ۳. بحث و جمع آوری نتایج حاصل از آزمایش ها

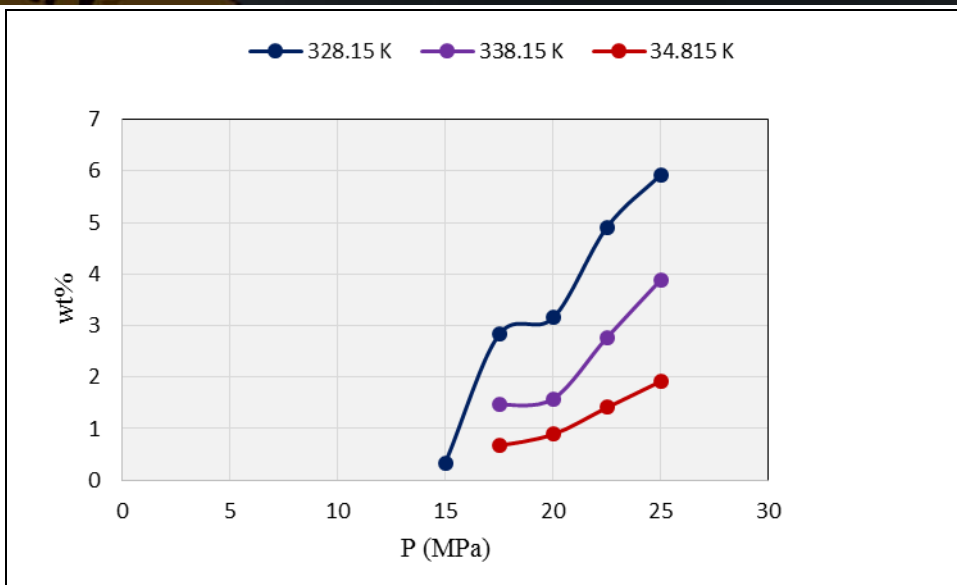
۳-۱- ته نشینی مواد سنگین با استفاده از CO<sub>2</sub> فوق بحرانی:

CO<sub>2</sub> ای که در نفت حل می شود، خود برای مواد سنگین و قطبی بعنوان ضد حل شونده عمل کرده است. زیرا حلالیت این مواد در CO<sub>2</sub> زیاد است، ولی به هر حال درصدی از مواد سنگین بعد از حل شدن CO<sub>2</sub> در نفت خام ته نشین می شود. جدول ۲ و نمودار ۳ درصد وزن مواد ته نشین شده در شرایط مختلف را که به وسیله درصد مواد ته نشین شده (wt%) در دماها و فشارهای مختلف اندازه گیری شده است را نشان می دهد. طبق فرمول زیر که wp وزن مواد ته نشین شده و wo وزن نفت خام است، (wt%) اندازه گیری می شود.

$$wt\% = 100\% * \frac{wp}{wo} \quad (1)$$

PRESSURES (MPa)	TEMPERATURES (K°)						
	10	12.5	15	17.5	20	22.5	25
328.15	-	-	0.34	2.83	3.15	4.91	5.93
338.15	-	-	-	1.47	1.58	2.77	3.39
348.15	-	-	-	0.67	0.89	1.41	1.92

جدول شماره ۲: درصد اجزاء ته نشین شده (wt%)، در فشارها و دماهای مختلف



شکل شماره ۳: تاثیرات فشار و دما بر بروی مقدار اجزاء سنگین نفت ته نشین شده

مقدار مواد ته نشین شده همانطور که از جداول مشخص است در فشار های زیر 16 مگا پاسکال زیاد نیست. در فشار های بالاتر مواد سنگین شروع به ته نشین شدن می کنند و wt% با فشار رابطه مستقیم و با دما رابطه عکس دارد که بعدا به آن می پردازیم.

آزمایش های مختلف نشان می دهد که عملکرد تزریق CO<sub>2</sub> در مخازن هیدروکربوری برای برداشت بهینه نفت روش مناسب و کارآمدی به شمار می آید. در مورد مخزن مورد مطالعه در این مقاله، برای استفاده از تزریق CO<sub>2</sub>، فشار باید زیر 16 مگا پاسکال باشد تا ویسکوزیته نفت را کاهش دهد.

### ۲-۲- تعادل بخار مایع در سیستم (CO<sub>2</sub>-نفت):

همانطور که گفته شد درصد مواد سنگین ته نشین شده در فشار های زیر 16 مگا پاسکال ناچیز است، در این فشار ها فقط بخار و مایع در سیستم موجود می باشد. تعادل بخار-مایع برای سیستم (CO<sub>2</sub>-نفت خام) در دماهای 328.15 و 348.15 کلوین در فشار بین 0 تا 16 مگا پاسکال اندازه گیری شده است. معادله فازی به درصد وزنی CO<sub>2</sub> نسبت به نفت زمانی که مقدار اجزای نفت در فاز بخار است، بسیار ناچیز است. ولی به هر حال معادله تابعی از درصد وزنی است. در زمانی که مقدار نفت در فاز بخار است این مقدار قابل ملاحظه می باشد. نسبت درصد وزنی نفت به CO<sub>2</sub> در فشار های بالاتر از 8 مگا پاسکال 1:2 است.

نمودار ۴ نشان دهنده حلالیت CO<sub>2</sub> در نفت (S<sub>1</sub>) و حلالیت CO<sub>2</sub> فوق بحرانی (S<sub>2</sub>) در wt% در شرایط تعادل می باشد. در این مطالعه، حلالیت CO<sub>2</sub> در نفت را در شرایطی که حجم CO<sub>2</sub> در شرایط استاندارد (دمای 273.15 و فشار 101.33 KPa) در یک گرم نفت در نظر می گیریم. S<sub>2</sub>، wt% اجزاء نفت در فاز مایع است. چگالی فاز مایع (dl) و مقدار ضریب حجم تجزیه شده هم در جدول ۳ داده شده است.

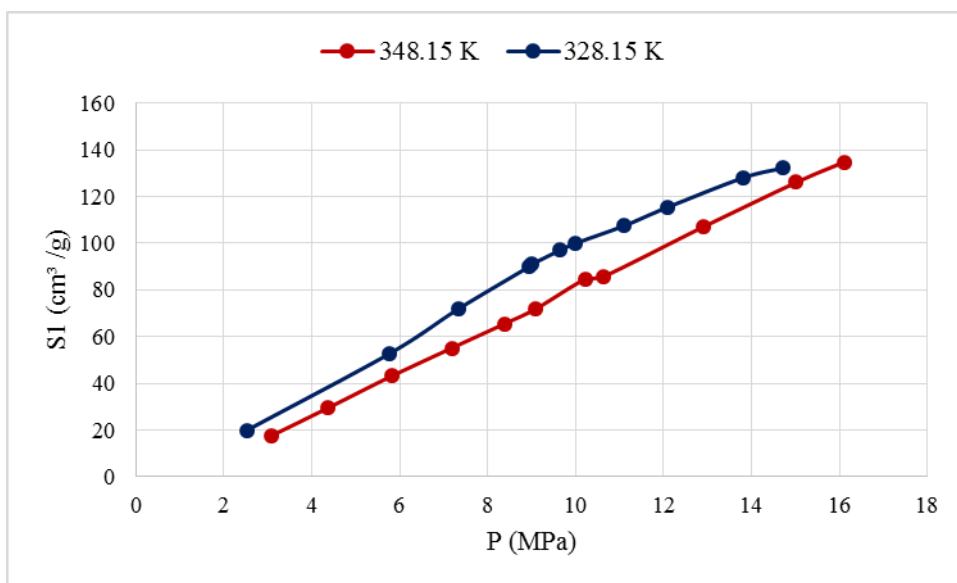
بوسیله چگالی (CO<sub>2</sub>-نفت آزاد) (do)، و وزن CO<sub>2</sub> اشباع شده در یک گرم نفت (wg) که پارامتر های فوق را در معادله زیر بکار می گیریم، محاسبه می شود.

$$\frac{V}{V_o} = (1 + wg) * \frac{do}{dl} \quad (2)$$

جدول شماره ۳: حلالیت CO<sub>2</sub> در نفت خام را نشان می دهد که با افزایش دما و فشار به ترتیب رابطه

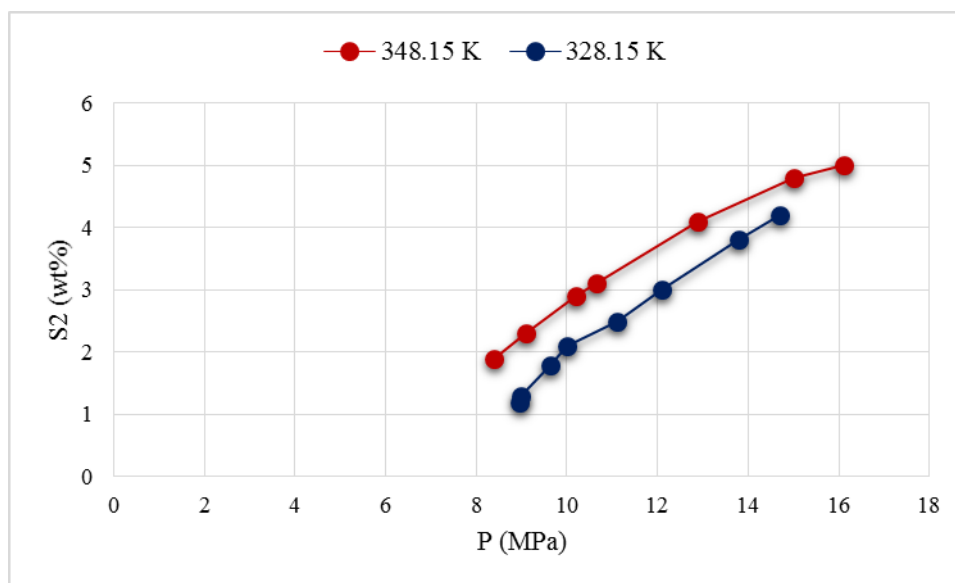
مستقیم و عکس دارد

Temperature (K)	Pressure (MPa)	S <sub>1</sub> (wt.%)	S <sub>2</sub> (wt.%)	D <sub>1</sub> (kg/L)	V/V0
328.15	2.52	19.9	-	0.830	1.052
	5.76	52.7	-	0.821	1.130
	7.35	72.1	-	0.820	1.171
	8.95	90.1	1.2	0.811	1.220
	8.99	90.9	1.3	0.813	1.219
	9.64	97.0	1.8	0.812	1.233
	10.0	100.0	2.1	0.814	1.236
	11.1	107.5	2.5	0.813	1.253
	12.1	115.5	3.0	0.810	1.274
	13.8	128.0	3.8	0.809	1.301
	14.7	132.2	4.2	0.810	1.308
348.15	3.07	17.5	-	0.808	1.077
	4.36	29.4	-	0.802	1.109
	5.81	43.1	-	0.799	1.142
	7.18	55.1	-	0.797	1.169
	8.38	65.5	1.9	0.797	1.191
	9.10	72.0	2.3	0.795	1.207
	10.21	84.6	2.9	0.795	1.234
	10.64	85.8	3.1	0.796	1.234
	12.90	107.0	4.1	0.794	1.282
	15.02	126.1	4.8	0.795	1.320
	16.10	134.8	5.0	0.973	1.341



شکل شماره ۴: حلالیت CO<sub>2</sub> در نفت خام

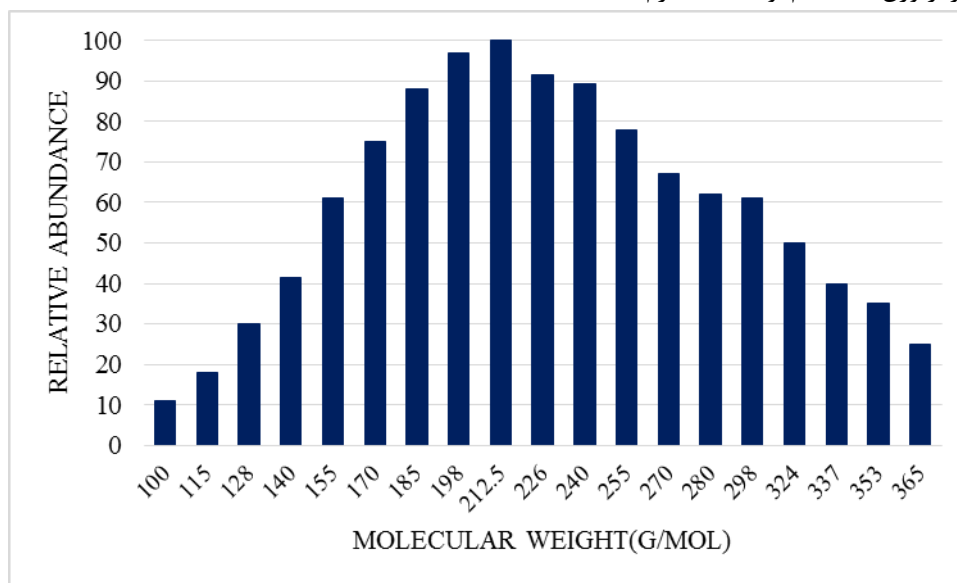
حلالیت اجزای نفت با فشار رابطه مستقیم دارد (شکل ۵). نتیجه حاصل شده نشان می‌دهد، چگالی CO<sub>2</sub> با فشار رابطه مستقیم دارد. دما، حلالیت نفت در CO<sub>2</sub> فوق بحرانی را به دو شکل تغییر می‌دهد. اول نفتی که فراریت بیشتری در دماهای بالاتر دارد باعث حل نشدن اجزا در خود می‌شود. دوم چگالی CO<sub>2</sub> با افزایش دما کاهش می‌یابد که باعث کاهش یافتن قدرت حل شدن CO<sub>2</sub> می‌شود. این فاکتور مهمی در شرایط تجربی است. همانطور که در نمودار ۵ مشاهده می‌شود. بعد از حل شدن CO<sub>2</sub> در نفت به راحتی جریان پیدا می‌کند. که برای (EOR) مناسب می‌باشد. V/V<sub>o</sub> با فشار افزایش می‌یابد (جدول ۳).



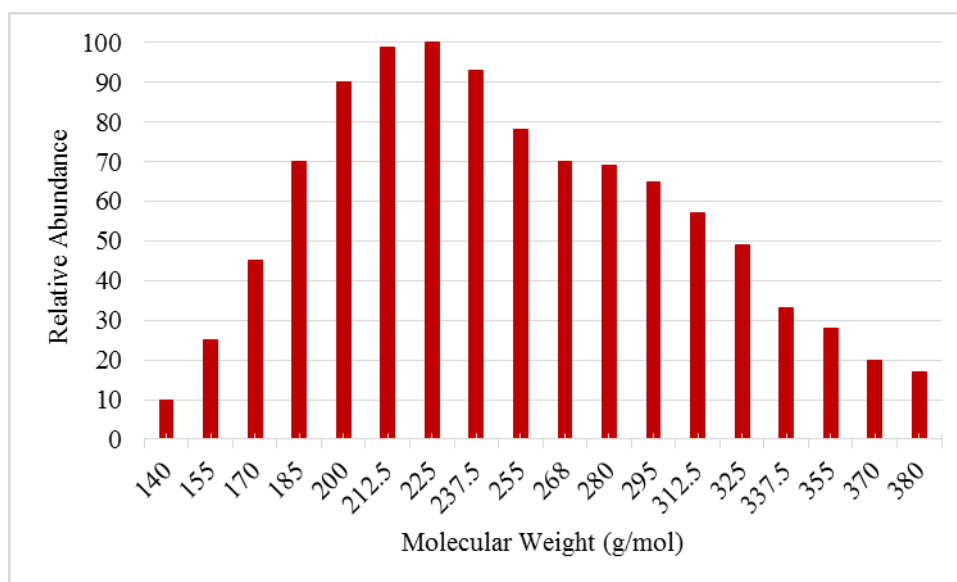
شکل شماره ۵: حلالیت نفت در CO<sub>2</sub> در SC



نمودار ۶ و ۷ گویای توزیع وزن مولکولی اجزای نفت در حالت بخار در دو شرایط مختلف (328.15 کلوین و 8.95 مگا پاسکال؛ 348.15 کلوین و 16.10 مگا پاسکال) که نشان دهنده بیشترین و کمترین حلالیت در شکل ۳ می باشد که نشان می دهد CO<sub>2</sub> فوق بحرانی می تواند اجزایی با وزن مولکولی 400 g/mol را هم تجزیه کند. میانگین وزن مولکولی اجزا در فاز بخار در دما و فشاری که در وزن مولکولی در فاز بخار قابل توجه نیست و میانگین وزن مولکولی اجزای تجزیه شده نفت کمتر از وزن نفت خام اولیه (384 گرم) است.



شکل شماره ۶: توزیع وزن مولکولی اجزای نفت در حالت فوق اشباع در دمای 328.15 کلوین و فشار 8.95 مگا پاسکال



شکل شماره ۷: توزیع وزن مولکولی اجزای نفت در حالت فوق اشباع در دمای 348.15 مگا پاسکال و فشار 16.10 مگا پاسکال

۳-۴- جمع آوری نتایج:

از نتایج آزمایش های Z.M. Liu و همکاران به روشنی واضح است که در کشور جمهوری اسلامی ایران، که آمار تولید CO<sub>2</sub>، بیشتر از متوسط جهانیست، تزریق CO<sub>2</sub> به حالت فوق بحرانی علاوه بر این که یکی از گازهای گلخانه ای پر نقش را به دام انداخته ایم مشکلات مربوط اجزاء سنگین نفت به خصوص که بیشتر نفت ایران را نفت سنگین تشکیل می دهد، را کاهش دهیم و استفاده از این روش می تواند برای رسیدن به بیشترین بهره وری از برداشت نفت راه حلی گشا باشد.

۴. مراجع

1. ابراهیمی گردشی، میترا و فریده محمدی خانقشلاقی، ۱۳۹۳، بررسی روش‌های برطرف نمودن آسفالتین از نفت خام سنگین، دومین همایش علمی مهندسی فرآیند، تهران، هم اندیشان انرژی کیمیا، [http://www.civilica.com/Paper-PROCESS02-PROCESS02\\_111.html](http://www.civilica.com/Paper-PROCESS02-PROCESS02_111.html)
2. Yen T.F., Chilingarian G.V., "Developments in Petroleum Science, 1 st Edition," Asphalt and Asphaltene", Elsevier Science B.V, 40, 2000.
3. Chrisman E, Lima V, Menechini P, "Asphaltene-Problems and Solutions in E&P of Brazilian Crude Oils", Federal
4. Escobedo J., Mansoori G. , "Heavy Organic Deposition and Plugging of Wells (Analysis of Mexico's Experience)", SPE paper 23696, 1992.
5. تنگکی، حسن؛ عزت الله کاظم زاده؛ محمدرضا اصفهانی و مصطفی نعمت زاده، ۱۳۹۱، مطالعه آزمایشگاهی تاثیر تراوایی نسبی بر ذخیره سازی گاز دی اکسید کربن در سازند های زمین شناسی، اولین کنفرانس بین المللی صنعت سیمان، انرژی و محیط زیست، تهران، دانشکده محیط زیست [http://www.civilica.com/Paper-CIEE01-CIEE01\\_061.html](http://www.civilica.com/Paper-CIEE01-CIEE01_061.html) دانشگاه تهران،
6. D. Bennion., (6776) , "supercritical CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O – brine drainage and imbibition relative permeability relationships for intergranular sandstone and carbonate formations", Energy ConVers. Manage., .1. –.07 .
7. University of Rio de Janeiro/DOPOLAB Brazil.
8. F.D. Martin, J.J. Taber, Carbon dioxide flooding, J. Pet. Technol. 396 (1992).
9. K. Issever, I. Topkaya, Use of carbon dioxide to enhance heavy oil recovery, in: Proceedings of 7th UNITAR International Conference on Heavy Crude and Tar Sands, Beijing, China, October 27–30 (1998) 1365.
10. M. Subramanian, F.V. Hanson, Design of supercritical fluid extraction processes to upgrade oil sand bitumen by continuous thermodynamics, in: Proceedings of 7th UNITAR International Conference on Heavy Crude and Tar Sands, Beijing, China, October 27–30 (1998) 797.
11. M.E. Paulaitis, J.M.L. Penninger, R.D. Gray, P. David son, Chemical Engineering at Supercritical Conditions, Ann Arbor Science, 1983. Chapter 20.

12. B.X. Han, D.-Y. Peng, C.T. Fu, G. Vilcsak, An apparatus and phase equilibrium studies of CO<sub>2</sub> and heavy hydro carbon systems, Can. J. Chem. Eng. 70 (1992) 1164.
13. Z.M. Liu, G.Y. Yang, Y. Lu, B.X. Han & H.K. Yan)1999"( Phase equilibria of the CO<sub>2</sub>\_ Jiansu crude oil system and precipitation of heavy components induced by supercritical"Journal of Supercritical Fluids 16 (1999) 27–31