

فصل اول

مقدمه و کلیات

۱-۱) پیشگفتار

در صنایع استخراج نفت آنچه بسیار مورد توجه است این است که بهره‌برداری از مخزن به گونه‌ای صورت گیرد که در عین بیشترین برداشت، کمترین آسیب به مخزن وارد شود. این عمل تنها در صورتی امکان‌پذیر است که شناخت کافی از مخزن وجود داشته باشد.

مخزن نفتی حاوی مقادیر گوناگونی از مواد شیمیایی هیدروکربنی و غیرهیدروکربنی است. گستره هیدروکربنها از متان تا آسفالت بوده و غیرهیدروکربنها شامل موادی مانند نیتروژن، دی‌اکسیدکربن و ترکیبات گوگرددار هستند. شیمی مخزن هیدروکربنی بسیار پیچیده است، با وجود این، یک معادله حالت درجه سه ساده می‌تواند محاسبات رفتار فازی را برای سیالات مخزن نشان دهد.

۲-۱) تغییر ترکیب

یکی از مواردی که در زمینه شناخت مخزن بایستی مد نظر قرار گیرد دانستن ترکیب سیال هیدروکربنی در نقاط گوناگون مخزن است. ارزیابی و تشخیص صحیح ترکیب نفت و گاز در اعماق مختلف اهمیت زیادی در تخمین مقادیر نفت و گاز درجا دارد، بطوریکه صرف نظر کردن از آن موجب تخمین نادرست مقادیر هیدروکربن اولیه و پیش‌بینی‌های تولید در مخازن می‌گردد. تغییرات ترکیب نفت و گاز^۱ در بیشتر مخازن دنیا دیده شده است [۱]. این پدیده که به تغییرات مولی اجزای نفت و گاز در مخازن در جهت عمودی و در بعضی مواقع در جهت افقی اشاره دارد تحت تأثیر عوامل مختلف بوجود آمده و منجر به ایجاد تغییر در خواص فیزیکی و ترمودینامیکی مخزن می‌گردد. برخی از عواملی که باعث تغییر ترکیب در مخزن می‌شوند عبارتند از [۲]:

۱- نیروی جاذبه زمین که باعث تفکیک اجزای سبک و سنگین از هم می‌شود. در اثر این نیرو اجزای سنگین به سمت پایین و اجزای سبک به سمت بالا رانده می‌شوند.

^۱-compositional grading

۲- نفوذ گرمایی^۱ که در واقع تمایل یک مخلوط در حال سکون به تفکیک شدن در اثر گرما است و معمولاً برخلاف نیروی جاذبه باعث رانده شدن اجزای سبک به قسمت‌های گرمتر (اعماق مخزن) و اجزای سنگین به نواحی سردتر (بالای مخزن) می‌شود.

۳- جریان همرفتی در نتیجه اختلاف دما که بیشتر در مخازن شکافدار و یا با نفوذپذیری بالا بوجود می‌آید.

۴- مهاجرت و توزیع تعادلی هیدروکربنها که هنوز کامل نشده و دهها میلیون سال طول می‌کشد.

۵- رسوب آسفالتین^۲ که در قسمت‌های پایینی مخزن در اثر عوامل مختلف ترمودینامیکی و در زمان مهاجرت نفت به مخزن باعث ایجاد انواع مختلف هیدروکربنهای نفتی در لایه‌های مخزن می‌شود.

۶- تجزیه بیولوژیکی^۳ در جهت افقی و عمودی که به تفاوت‌های زیادی در غلظت H₂S و اندازه API می‌انجامد.

همانگونه که مشاهده شد، با آنکه عوامل گوناگونی در این پدیده تأثیر می‌گذارند یقیناً در ارائه مدلی برای پیش‌بینی تغییر ترکیب نسبت به عمق در مخازن نمی‌توان همه این عوامل را در نظر گرفت. مدل‌های اولیه تنها تأثیر گرانش در نظر گرفته می‌شد و مخزن را همدمای فرض می‌کردند. اکنون به بررسی برخی از تلاش‌های انجام شده در این زمینه می‌پردازیم.

گیبس^۴ نخستین کسی بود که رابطه‌ای برای محاسبه تغییر ترکیب در مخزن‌های همدمای پیشنهاد کرد. رابطه گیبس بصورت زیر است [۳]:

$$\begin{cases} \mu_{C_i}(P, Z, T) = \mu_i(P_{ref}, Z_{ref}, T_{ref}) - m_i g(h - h_{ref}) \\ \mu_{C_i} = \delta[nRT \ln(f_i)] / \delta x \\ f_i = f(\text{EOS}) \end{cases} \quad (1-1)$$

¹ Thermal Diffusion

² Asphaltene Precipitation

³ Biodegradation

⁴ Gibbs

که در رابطه بالا P فشار، T دمای مطلق و Z ترکیب سیال، m جرم، μ پتانسیل شیمیایی، h عمق، اندیس ref یعنی نقطه مبنا، EOS معادله حالت، i اندیس مربوط به هر جزء، R ثابت گازها، n تعداد مولها، f فوگاسیته، x غلظت اجزا و g شتاب گرانش زمین است.

در سال ۱۹۳۰، موسکات^۱ [۴] راه حل دقیقی برای معادله ۱-۱ با استفاده از یک معادله حالت ساده شده و فرض اختلاط ایده‌آل پیدا کرد. وی با انجام فرض‌های بسیار ساده‌شونده نتیجه گرفت که گرانش تاثیر بسیار کمی بر روی ترکیب دارد. از آنجا که این بسیار ساده شده و آرمانی بود، نتیجه‌های بدست آمده کاربرد عملی نداشتند. در سال ۱۹۳۸، سیج^۲ و لیس^۳ [۵] از معادله حالت بسیار بهتری بهره بردند و نتیجه گرفتند که گرانش تاثیر بسیار بیشتری بر روی ترکیب دارد و در نقطه‌های نزدیک به نقطه بحرانی این تاثیر شدیدتر است. در سال ۱۹۸۰، هولت^۴ [۶] از یک معادله حالت درجه ۳ استفاده کرد و به نتیجه‌های زیر رسید: ۱- گرانش تاثیر زیادی بر روی ترکیب دارد. ۲- ضریب برهمکنش دوتایی^۵ و میزان آروماتیک موجود در نفت تاثیر زیادی در نتیجه‌ها دارد. ۳- نوع معادله حالت استفاده شده تاثیر زیادی بر روی نتیجه‌ها ندارد. در سال ۱۹۸۳، هولت و همکاران^۶ [۷] معادله ساده‌ای پیشنهاد نمودند که در آن اثر گرانش و دما بطور جداگانه آورده شده بود. هر چند چند این مدل فقط بر روی سیستم‌های دو جزئی آزموده شده بود، نشان داد که تاثیر نفوذ حرارتی می‌تواند به اندازه گرانش قدرتمند باشد. در سال ۱۹۸۸، هیرشبرگ^۷ [۸] در مقاله‌ای نقش آسفالت‌ها را در تغییر ترکیب توضیح داد. او از یک مدل ساده دوجزئی (آسفالتی و غیر آسفالتی) استفاده کرد و نتیجه گرفت که برای نفت‌های دارای API < ۳۵ تغییر ترکیب بیشتر بدلیل جدا شدن آسفالتها است که بزرگترین تاثیر آن تغییر زیاد ویسکوزیته نفت است. در سال ۱۹۸۵، ریمنس و همکاران^۸ [۹] و در سال ۱۹۸۸، کریک^۹ [۱۰] و همکاران مدل مخزن

¹ Muskat

² Sage

³ Lacy

⁴ Schulte

⁵ Binary Interaction Parameters

⁶ Holt et al.

⁷ Hirschberg

⁸ Riemens et al.

⁹ Creek et al

همدما یا تعادل گرانشی - ترکیبی (GCE)^۱ را بر روی مخزن های واقعی آزمودند. آنها نتیجه گرفتند با اینکه همخوان کردن داده های واقعی با مقادیر محاسبه شده سخت است ولی می توان بیشتر تغییر ترکیب را به وسیله گرانش توجیه کرد. در سال ۱۹۸۸ و ۱۹۸۹، لی^۲ [۱۱] و ویتون^۳ [۱۲] مدل GCE پیشنهاد کردند که در آن نیروهای موئینگی لحاظ شده است. لی نتیجه گرفت هنگامی که شعاع حفره ها در حدود $1\ \mu\text{m}$ می باشد نیروهای موئینگی قابل توجه خواهند بود. در سال ۱۹۹۳، بدریکووتسکی^۴ [۱۳] با استفاده از ترمودینامیک بازگشت ناپذیر مدلی ارائه داد که تاثیر گرانش و دما را در نظر گرفته بود ولی به سبب کمبود داده های مربوط به ضریب های نفوذ حرارتی این مدل بصورت ساده تری تبدیل شد. در سال ۱۹۹۴ موقر نژاد و دانش [۱۴] با استفاده از ترمودینامیک بازگشت ناپذیر رابطه ای را برای پیش بینی گرادیان غلظت در مخزن های هیدروکربنی با ترکیب معین پیشنهاد کردند. این مدل برای استفاده در مخزن های واقعی نیازمند پاره ای از اصلاحات بود. در سال ۲۰۰۱، هویر^۵ [۲] در یک مقاله فهرستی از روابط موجود برای محاسبه شار ناشی از نفوذ حرارتی را ارائه داد. در سال ۲۰۰۳، رتولوسکی^۶ و همکارانش [۱۵] از ابزار آزمایشگاهی برای تست کردن گرادیان گرانشی توسط توسط میدان سانتریفوژ استفاده نمودند و به کمک نتایج آن به همراه مدلسازی ریاضی و جایگزینی میدان گرانشی بجای میدان سانتریفوژ تغییر ترکیب را در حالت ایزوترمال پیش بینی نمودند. طبق نتایج آنها در مخازنی که نزدیک نقطه بحرانی واقع نیستند، تغییر قابل توجهی در ترکیب تنها در اثر گرانش بوجود می آید. در سال ۲۰۰۳، پدرس^۷ و لیندلو^۸ [۱۶] یکی از روشهای ارائه شده در مقاله هویر را برای محاسبه نحوه تغییر ترکیب نسبت به عمق مورد استفاده قرار دادند. در سال ۲۰۰۴، لو^۹ و باروفت^{۱۰} [۱۷] تغییر ترکیب را در مخازن نزدیک به نقطه بحرانی بررسی نمودند. در سال ۲۰۰۵، صالحی راد [۱۸] تأثیر تغییر ترکیب را بر روی خواص سیال در

¹ Gravity-Concentration Equilibrium

² Lee

³ Wheaton

⁴ Bedrikovetsky

⁵ Høier

⁶ Ratulowski

⁷ Pedersen

⁸ Lindeloff

⁹ Luo

¹⁰ Barrufet

مخزن آسماری ایران مورد مطالعه قرار داد. در سال ۲۰۰۷، بختیاری‌نیا و موقرنژاد [۱۹] با بکار بردن ترمودینامیک بازگشت‌ناپذیر روشی را برای تعیین ترکیب و خواص نفت و بعلاوه وزن مولکولی برش سنگین در اعماق مختلف ارائه دادند. در سال ۲۰۰۸، تینگ^۱ و همکارانش [۲۰] بار دیگر با کمک داده‌های سانتریفوژ روش رتولوسکی را بهبود بخشیدند.

بطور کلی دو مدل تعادلی و غیر تعادلی برای محاسبه تغییر ترکیب ارائه می‌شود. در مدل تعادلی مخزن در تعادل شیمیایی فرض می‌شود. برای برقراری تعادل شیمیایی تعادل حرارتی لازم است. لذا در این حالت گرادیان حرارتی در طول مخزن برابر با صفر در نظر گرفته می‌شود. در مدل غیر تعادلی دما در طول مخزن تغییر نموده و تعادل شیمیایی در مخزن وجود ندارد.

در این پایان‌نامه در بخش محاسبه ترکیب در عمق مشخص، مدل ارائه شده، مدل غیر تعادلی است. در این مدل فرض می‌شود که برداشتی از مخزن صورت نگرفته است، لذا تعادل مکانیکی برقرار می‌باشد. علاوه بر آن شار جرمی هرکدام از اجزا صفر بوده، نفوذ حرارتی نیز در سیستم وجود دارد، خواص وابسته به مکان‌اند و با زمان تغییر نمی‌کنند و اختلاف سیستم از حالت ایده‌آل زیاد نیست.

۳-۱) شرایط بحرانی

در ادامه بحث، مسئله شرایط بحرانی پیش می‌آید. شناسایی تعادل فازی سیستمهای دوفازی در مطالعات مخازن نفتی حائز اهمیت می‌باشد. آنچه مد نظر است خواص حالتی است که دو فاز مایع و بخار یکسان باشند که این حالت، حالت بحرانی نامیده می‌شود. خواص بحرانی سیالات در توصیف رفتار فازی، پیش‌بینی رفتار فیزیکی، توسعه معادلات حالت و طراحی فرآیندهای استخراج سیالات فوق بحرانی، واحدهای فشرده‌سازی و سردسازی، تعیین شرایط فازی موجود یا محدوده عملیاتی مجاز در راکتورها و تجهیزات انتقال جرم دارای اهمیت است [۲۱]. در کلیه عملیات تولید و

^۱ Ting

فرآیند هیدروکربنها دانستن شرایط بحرانی نقش اساسی دارد. زیرا این عملیات در شرایط بسیار نزدیک به نقاط شبنم و حباب صورت می‌گیرد و اغلب با پدیده‌های هم‌دما و هم‌فشار همراه است [۲۲]. تعیین نقطه بحرانی مخلوطهای چندجزئی در دانستن رفتار فازی برخی مخلوطها در فشار بالا حائز اهمیت است. به عنوان مثال در صنعت نفت، تعیین نقطه بحرانی سیالات نفتی در شبیه‌سازی ترکیبات نفتی اهمیت زیادی دارد. به عبارتی شکل دیاگرام فازی و موقعیت نقطه بحرانی آن می‌تواند رفتار مخزن را در حین برداشت تعیین نماید [۲۳].

از دید نظری بسیاری از خواص ترمودینامیکی را با استفاده از خواص بحرانی بدست می‌آورند و از دید عملی بسیاری از روابط تجربی برپایه این خواص سیستمهای مورد مطالعه بنا نهاده شده است.

از آنجا که اختلاف دانسیته بین فازها در نقطه بحرانی از بین می‌رود، نرخ تغییر حجم نسبت به فشار بی-نهایت می‌شود و یک گرادیان دمای بسیار کوچک می‌تواند انتقال فاز از ۱۰۰٪ مایع به ۱۰۰٪ بخار را پاسخگو باشد. لذا اندازه‌گیری دقیق شرایط بحرانی دشوار است.

هرچند داشتن خواص بحرانی در تئوری و عمل بسیار مهم است، تعیین این خواص از طریق آزمایش بسیار دشوار است و از لحاظ اقتصادی نیز روش آزمایشگاهی برای تعیین خواص بحرانی مناسب نمی‌باشد. خواص بحرانی مخلوطها در کنار اندازه‌گیری مستقیم، اغلب با استفاده از مدل ترمودینامیکی که از پارامترهای تعادل فازی استفاده می‌کند تعیین می‌شوند. البته اگرچه خواص بحرانی تجربی برای مواد خالص و مخلوطهایی که معمولاً مورد استفاده قرار می‌گیرند موجود است، بررسی خواص بحرانی هر مخلوط سیال ممکن به صورت تجربی غیرعملی است زیرا دارای محدودیتهای زمانی و هزینه است. ولو اینکه داده‌های تجربی برای برخی مخلوطها موجود باشد، این داده‌های نقطه‌ای گاهی نمی‌توانند همه ترکیب درصدهای مخلوط را پوشش دهند. این مشکل بسیاری از محققان را برآن داشته است که روشهای عددی مفید و مؤثری را برای یافتن شرایط بحرانی مخلوطهای چندجزئی با استفاده از معادله حالت ارائه دهند.

اولین روشهای یافتن خواص بحرانی تجربی بودند که در مورد سیستمهای هیدروکربنی بکار می‌رفته است. از میان این روشها، روش کتز^۱ و کورتا^۲ در سال ۱۹۴۲ شناخته شده‌تر می‌باشد [۲۴]. در همه این روشها از نمودارها و پارامترهایی چون دمای شبه بحرانی^۳، فشار شبه بحرانی، نقطه جوش و ... استفاده شده است. تعریف گیبس اولین تعریف ترمودینامیکی قابل قبول در مورد نقطه بحرانی مخلوطهای چندجزئی است که در آن معیار نقطه بحرانی مخلوطهای دوجزئی دو معادله همزمان زیر هستند [۲۵]:

$$\frac{\partial \ln \phi_i}{\partial \ln \phi_j} = 0 \quad (1-1)$$

$$\frac{\partial \ln \phi_i}{\partial \ln \phi_j} = 0 \quad (2-1)$$

محاسبه نقطه بحرانی گاز-مایع برای مخلوطهای چندجزئی اولین بار در سال ۱۹۷۷ توسط پنگ^۴ و رابینسون^۵ [۲۶] انجام شد. آنها از معیاری بر پایه انرژی آزاد گیبس استفاده کردند. این روش برای پیش‌بینی خواص بحرانی ۳۲ مخلوط چندجزئی مورد استفاده قرار گرفت. معادله آنها دما و فشار بحرانی را با خطای مطلق حدود ۱/۳۱ و ۱/۴۱٪ برای مخلوط گازهای طبیعی پیش‌بینی کرد. رید^۶ و بیگل^۷ [۲۵] فرم دیگری از معیار گیبس را توسط تبدیل لژاندر بیان کردند. برای آنکه معیار گیبس برای استفاده مناسب باشد، بایستی مشتق جزئی انرژی مولی گیبس را برحسب انرژی مولی هلمهولتز به وسیله تغییر متغیرهای مستقل بیان کرد.

هیدمن^۸ و خلیل^۹ [۲۷] روشی را برپایه انرژی آزاد هلمهولتز ارائه دادند و از معادله حالت S-R-K برای ارائه روش محاسبات و از روش نیوتن-رافسون برای حل معادلات غیرخطی استفاده کردند.

¹ Katz
² Kurata
³ pseudo critical
⁴ Peng
⁵ Robinson
⁶ Reid
⁷ Beegle
⁸ Heidmann
⁹ Khalil

ستاردی و همکارانش^۱ [۲۸] از فرمول هیدمن و خلیل استفاده نمودند، اما بجای روش نیوتن-رافسون از تکنیک generalized Bisection interval Newton/ برای یافتن حل معادلات غیرخطی بهره جستند. این تکنیک از نیاز به یک حدس اولیه به اندازه کافی نزدیک به حل معادلات غیرخطی که در روش نیوتن-رافسون لازم است جلوگیری می‌کند اما محاسبات بیشتر می‌شود. هدف ستاردی و همکارانش قطعی ساختن موقعیت نقطه بحرانی بود، صرف نظر از اینکه هزینه CPU برای الگوریتم چقدر است.

هیدمن و میشلسن^۲ [۲۹] برای کاهش زمان محاسبات بکار رفته در این روش محاسباتی قابل اجرایی را بیان کردند تا معادله حالت درجه ۳ با دو ثابت را ساده‌سازی کنند.

میشلسن [۳۰] روشی را برای ایجاد سریع منحنی فازی، نقطه بحرانی و رفتار معکوس پیشنهاد کرد. او همچنین شکل دیگری از روش هیدمن و خلیل را برپایه معیار گیبس که تنها به مشتق درجه اول فوگاسیته نسبت به جزء مولی نیاز دارد پیشنهاد داد.

تجا^۳ و همکارانش [۳۱] معادلات حالت تجا-پتال^۴ و پنگ-رابینسون را برای پیش‌بینی خواص بحرانی مخلوطها با استفاده از روش هیدمن و خلیل بکار بردند. این دو معادله نتایج بسیار مشابهی را نشان دادند و مقادیر مشابهی از پارامترهای برهمکنش دوتایی را برای ثابت کردن منحنی‌های بحرانی نیاز داشتند اما آنها پیش‌بینی ضعیفی از حجم بحرانی داشتند، بخصوص در غلظتهای بالای سیالات که تراکم‌پذیری بحرانی با نتایج حاصل از معادلات حالت تجا-پتال و پنگ-رابینسون متفاوت است.

مینوارینگ^۵ [۳۲] و همکارانش از معادله حالت دیتر^۶ برای محاسبه خواص بحرانی بیش از ۵۰ مخلوط دوجزئی استفاده کردند و معادله را برای مقایسه نتایج بکاربردند. آنها دریافتند که معادله دیتر نتایج خوبی را

¹ Stardi et al.

² Michelsen

³ Teja

⁴ Teja-Petal

⁵ Mainwaring

⁶ Deiter

برای مخلوطهای با اندازه مولکولی نسبتاً متفاوت ارائه می‌دهد، نظر به اینکه معادله گوگنهایم^۱ برای مولکولهای با اندازه غیرمشابه بهتر است.

روش هیدمن و خلیل در مقایسه با روش جدی پنگ-رابینسون بسیار برتر و مفید و مؤثر است، محاسبات کمتری نیاز دارد و احتیاجی به محاسبه تعداد بسیاری از دترمینانهای با مرتبه بالا ندارد. همچنین مشتقات جزئی که از مفهوم انرژی آزاد هلمهولتز استفاده می‌کنند. بسیار سریعتر از مفهوم انرژی آزاد گیبس محاسبه می‌شوند.

۴-۱) تغییر شرایط بحرانی نسبت به عمق

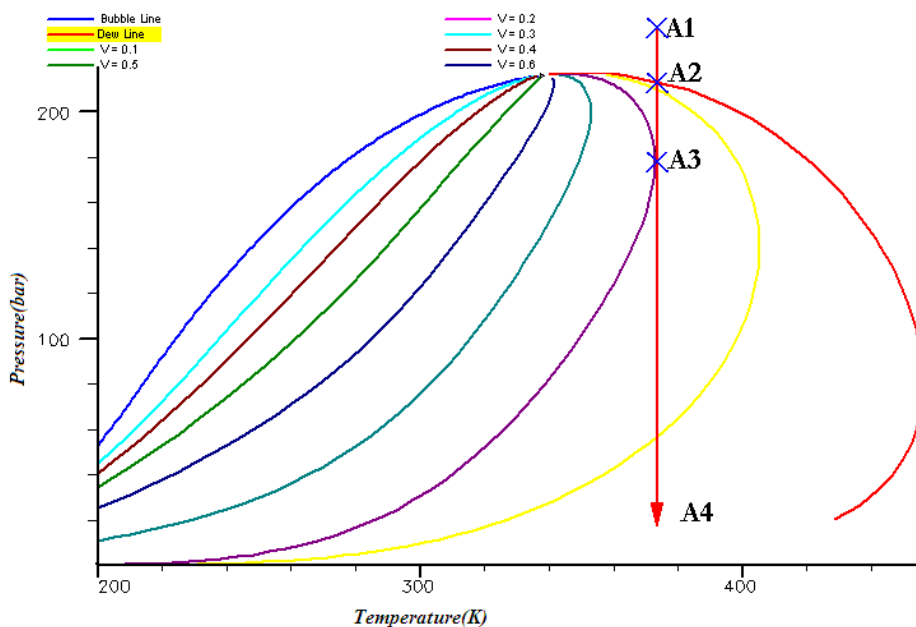
در مخازن هیدروکربنی با تغییر ترکیب نسبت به عمق منحنی فازها و خواص بحرانی عوض می‌شود. هرچه در طول مخزن به سمت پایین می‌رویم دمای بحرانی سیال به علت ته‌نشینی مولکولهای سنگینتر افزایش می‌یابد و هر چه به سمت بالای مخزن می‌رویم از دمای بحرانی کاسته می‌شود.

اگر در نقطه ای از مخزن دمای سیال زیر دمای بحرانی و فشار مخزن بیش از نقطه حباب باشد، هرچه به سوی بالا برویم از دمای بحرانی، دمای مخزن و فشار مخزن کاسته خواهد شد. چنانچه پیش از آنکه فشار مخزن به نقطه حباب برسد دمای مخزن با دمای بحرانی یکی گردد، بدون آنکه هیچ سطح تماسی میان گاز و مایع وجود داشته باشد، ستونی از گاز در بالای ستون نفت خواهیم داشت [۳۳].

در مخازن هیدروکربنی و خصوصاً مخازن گاز میعانی میزان نزدیکی به نقطه بحرانی در شرایط برداشت بسیار حائز اهمیت است. در این مخازن در زمان اکتشاف، فشار مخزن می‌تواند بیشتر و یا نزدیک فشار بحرانی باشد. در حین برداشت فشار بصورت ایزوترمال کاهش می‌یابد و فشار ته چاه در یک چاه در حال برداشت به زیر نقطه شبنم می‌رسد و فاز هیدروکربنی مایع تشکیل می‌شود. با ایجاد میعان معکوس فاز مایع افزایش می‌یابد. شکل ۱-۱ بیان‌کننده این مطلب است. هرچه فشار و دمای بحرانی به فشار و دمای مخزن نزدیکتر باشد،

¹ Guggenheim

تغییرات فازی شدیدتری اتفاق می‌افتد، زیرا فاصله بین خطوط کیفیت با حجم ثابت در نزدیکی نقطه بحرانی کاهش می‌یابد. با تولید هرچه بیشتر فاز مایع، نفوذپذیری گاز در داخل چاه کم می‌شود. کاهش بهره‌وری که به وابسته بر شدن مخزن از میعانات است نیز می‌تواند قابل توجه باشد [۳۴]. حال با توجه به این توضیحات از آنجا که شرایط بحرانی با توجه به تغییر ترکیب در مخزن تغییر می‌کند، میزان دوری و نزدیکی دما و فشار مخزن به دما و فشار بحرانی در هر عمق متفاوت است و هرچه قدر دمای مخزن گاز میعانی به دمای بحرانی نزدیکتر باشد، میزان مایع تولید شده در تغییر فشار مشخص بیشتر است که این خود عاملی تأثیرگذار بر روی میزان مایع تولیدی و بازده مخزن است.



شکل ۱-۱ منحنی فازی سیال گاز میعانی

بنابراین همانگونه که مسئله تغییر ترکیب در تعیین عمق مناسب برای برداشت سیال هیدروکربنی مهم است، بایستی تغییر شرایط بحرانی را نیز در تعیین عمق بهینه مد نظر قرار داد. آنچه حائز اهمیت است اینست که با وجود آنکه روشهای گوناگونی برای محاسبه ترکیب سیال در عمقهای مختلف و همچنین محاسبه نقطه

بحرانی سیال ارائه شده، تاکنون روشی که منحصرأً به بررسی تغییر شرایط بحرانی نسبت به عمق پردازد مطرح نشده است. در این پایان نامه تعیین شرایط بحرانی در عمقهای مختلف به صورت مرحله به مرحله انجام شده است. از آنجا که در هر عمق ترکیب سیال هیدروکربنی متفاوت است و همچنین در تعیین نقطه بحرانی ترکیب درصد اجزا بایستی لحاظ گردد، لذا در ابتدا به تعیین ترکیب در عمقهای مختلف پرداخته می شود. در مرحله بعد بدون در نظر گرفتن عمق سیال در مخزن، شرایط بحرانی برای یک سیال هیدروکربنی مشخص می گردد. در نهایت با ترکیب این دو مرحله، شرایط بحرانی در هر عمق تعیین می شود.

فصل دوم

تغییر ترکیب نسبت به عمق در مخزن

۱-۲) پیشگفتار

در یک مخزن هیدروکربنی دما و فشار نسبت به عمق تغییر می‌کند. دمای مخزن با افزایش عمق افزوده می‌گردد. گرادیان دمای ایجاد شده در مخزن در حدود ۲ تا ۳ کلوین در هر ۱۰۰ متر و حتی گاهی بیشتر از این مقدار می‌باشد [۲۲]. فشار مخزن نیز به علت ارتفاع هیدروستاتیکی سیال ساکن متغیر است و با افزایش عمق زیاد می‌شود. لذا با تغییر دما و فشار ترکیب سیال نیز به ویژه در مخازن با عمق زیاد دستخوش تغییر است. با تخمین تغییر ترکیب می‌توان ترکیب و خواص سیال را برای مواردی که اطلاعات تنها در عمق محدود داده شده است، برای عمقهای مختلف محاسبه نمود. همچنین امکان وجود ستون نفت در زیر مخزن گاز قابل تشخیص خواهد بود.

تغییر ترکیب نسبت به عمق را می‌توان با فرض وجود تعادل در مخزن پیش‌بینی نمود. در این حالت از گرادیان دما صرف نظر می‌شود و روابط ترمودینامیک بازگشت‌پذیر مورد استفاده قرار می‌گیرد تا تأثیر تغییر فشار ناشی از ارتفاع هیدروستاتیکی بر روی پتانسیل شیمیایی به عنوان معیار تعادل شیمیایی بررسی شود. البته روش کاربردی‌تر اینست که از فرض تعادل صرف نظر شود و ترمودینامیک بازگشت‌ناپذیر با لحاظ کردن نفوذ حرارتی و جرمی بکار رود. بایستی به این نکته تأکید نمود که این روشها در مورد مخازنی بکار می‌روند که برداشت در آنها صورت نمی‌گیرد. در مخازن در حال برداشت گرادیان فشار و دما وابسته به خصوصیات جریان سیال است و با گرادیانهای هیدروستاتیکی قابل بیان نیست.

۲-۲) مدل تعادلی

در این مدل یک دمای میانگین برای کل مخزن در نظر گرفته می‌شود و در روابط تعادلی نیز تنها اثر گرانش لحاظ می‌گردد.

بیان کلی مسئله بدین ترتیب است که در یک سیستم بسته چند جزئی هنگامی که جزء m از نقطه Z در جهت عمودی به نقطه $Z+dz$ انتقال می‌یابد، با بکار بردن معادله انرژی و روابط ترمودینامیکی مرتبط داریم [۲۲]:

$$\mu^{(1)} + Mgz^{(1)} = \mu^{(2)} + Mgz^{(2)} = \dots = \mu^{(N)} + Mgz^{(N)} \quad (1-2)$$

که M جرم مولکولی و g ارتفاعهای مختلف با تعداد کل τ را نشان می‌دهند.

برای دو نقطه از ستون داریم:

$$\mu^{(1)} - \mu^{(2)} = -Mg(z^{(1)} - z^{(2)}) \quad (2-2)$$

با جایگذاری فوگاسیته بجای پتانسیل شیمیایی رابطه فوق به صورت زیر درمی‌آید [۱]:

$$RT \ln \frac{f^{(1)}}{f^{(2)}} = -Mg(z^{(1)} - z^{(2)}) \quad (3-2)$$

و یا

$$f^{(i)} = f^{(j)} \exp \frac{Mg(z^{(j)} - z^{(i)})}{RT} \quad i = 1, \dots, N \quad (4-2)$$

که N تعداد اجزاء ترکیب است.

هنگامی که ترکیب و فوگاسیته تمام اجزا در یک نقطه مشخص باشد، ترکیب در هر عمق با استفاده از معادله بالا قابل حصول است.

به صورت دیگر اگر $d\mu_i$ را بر حسب متغیرهای مستقل P و $X(x_1, x_2, \dots, x_N)$ بیان کنیم خواهیم داشت [۲]:

$$d\mu = \frac{\partial \mu}{\partial P} dP + \sum \frac{\partial \mu}{\partial x_i} dx_i \quad (5-2)$$

معادله ۵-۲ در ترکیب با معادلات زیر:

$$d\mu = (V dP) \quad (6-2)$$

$$d\mu = -Mgdz \quad (7-2)$$

به شکل زیر تبدیل می‌شود:

$$\sum_{i=1}^n \mu_i = 1, \dots, n-1 \quad (8-2)$$

که در معادلات فوق حجم مولی جزئی جزء i است. این معادله را به فرم زیر نیز می‌توان بیان کرد:

$$\begin{bmatrix} \mu_1 & \dots & \mu_n \\ \vdots & \dots & \vdots \\ \mu_1 & \dots & \mu_n \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \rho V - M \\ \vdots \\ \rho V - M \end{bmatrix} = g \begin{bmatrix} \rho V - M \\ \vdots \\ \rho V - M \end{bmatrix} \quad (9-2)$$

برطبق معادله فوق تغییر ترکیب هنگامی رسماً بیان می‌شود که (۱) ترم $\rho V - M$ بزرگ باشد و یا (۲) درمیان ماتریس فوق کوچک باشد. مقدار ترم $\rho V - M$ برای آسفالتین موجود در نفت خام می‌تواند بسیار بزرگ باشد. درمیان ماتریس فوق نیز در نزدیکی نقطه بحرانی بسیار کوچک است. بنابراین تفکیک ترکیبات در یک ستون نفتی هنگامی که آسفالتین موجود است می‌تواند کاملاً مشخص و قابل توجه باشد. تغییر ترکیب در یک ستون گاز نیز هنگامی که سیال در نزدیکی نقطه بحرانی باشد زیاد است [۳۵].

مسئله اصلی در کاربرد این روش فقدان ویژگی‌های کافی برای سیال است. بطور کلی ترکیبات سنگین به صورت شبه ترکیب یا گروه مشخص می‌شوند و شامل تعداد زیادی از ترکیبات گوناگون هستند و هر گروه وزن مولکولی میانگین مشخص دارد. با ایجاد تغییر ترکیب، غلظت ترکیبات موجود در هر گروه تغییر می‌نماید و درنظر گرفتن جرم مولکولی ثابت برای گروه باعث کاهش دقت نتایج پیش‌بینی شده می‌شود.

در ستونهای بلند، درنظر گرفتن مقدار میانگین دمای یکنواخت برای همه ستون سیال قابل توجیه نیست. در این حالت ستون می‌تواند به چند بخش تقسیم گردد و هر بخش دارای میانگین دمای مشخص باشد. سپس در هر بخش تغییر ترکیب تعیین گردد [۲۲].

۳-۲ مدل غیر تعادلی

معیار تعادل مانع هرگونه گرادیان در داخل سیستم می‌شود. با افزایش دمای مخزن نسبت به عمق شار حرارتی تولید شده فرض تعادل را برای ستون سیال از بین می‌برد.

آنساگر نظریه‌ای برای بیان فرآیندهای بازگشت‌ناپذیر ارائه می‌دهد. بنا بر نظریه وی، تمام نیرومحرکه‌های داخل سیستم مانند گرادیانهای دما و غلظت می‌توانند باعث ایجاد شار شوند. هر نیرویی می‌تواند سبب ایجاد هر جریان شود. در حالت کلی پدیده‌های بازگشت‌ناپذیر را می‌توان با رابطه پدیده‌شناختی زیر بیان نمود:

$$J_i = \sum_{k=1}^n L_{ik} X_k \quad (i = 1, 2, \dots, n) \quad (10-2)$$

که J_i شار i ، X_k نیروی محرکه k و n تعداد کل نیروهای محرکه است و L_{ik} ضریب پدیده‌شناختی نامیده می‌شود.

به عنوان مثال ضریب L_{ii} می‌تواند ضریب هدایت حرارتی و ضریب نفوذ به ترتیب برای شار حرارتی و شار جرمی باشد. ضرایب L_{ik} که در آن $i \neq k$ است ضرایب پدیده‌های متقاطع مانند ضریب مربوط به شار جرمی ناشی از گرادیان حرارتی (اثر سورت) و یا شار حرارتی ناشی از گرادیان غلظت (اثر دوفور) هستند.

طبق بیان آنساگر، با انتخاب درست شارها و نیروها ماتریس ضرایب پدیده‌شناختی متقارن خواهد بود:

$$L_{ik} = L_{ki} \quad (i, k = 1, 2, \dots, n) \quad (11-2)$$

که رابطه فوق را رابطه وارون آنساگر می‌نامند. برای سیستمی با N جزء، شار جزء i و حرارت q با معادله

پدیده‌شناختی به صورت زیر داده می‌شود:

$$J_i = \sum_{k=1}^n L_{ik} X_k + L_{iu} X_u \quad (12-2)$$

$$J_q = \sum_{k=1}^n L_{uk} X_k + L_{uu} X_u \quad (13-2)$$

با تعریف

$$L_{iu} = \sum_{k=1}^n L_{ik} q_k^* \quad (i=1,2,\dots,n) \quad (14-2)$$

خواهیم داشت:

$$J_i = \sum_{k=1}^n L_{ik} (X_k + q_k^* X_u) \quad (i=1,2,\dots,n) \quad (15-2)$$

که q_k^* گرمای انتقال نامیده می‌شود.

با ترکیب معادلات فوق برای شارهای گرمی و حرارتی می‌توان نشان داد که در شرایط همدمای:

$$J_q = \sum_{i=1}^{n-1} J_i Q_i^* \quad (16-2)$$

که Q_i^* نیز گرمای انتقال داده شده توسط واحد جرم ماده i در دمای ثابت است و گرمای انتقال^۱ خوانده می‌شود.

از آنجا که ترکیب سیال با زمان ثابت می‌ماند شار خالص هر جزء، J_i ، بایستی برابر صفر باشد. به عبارت دیگر:

$$\sum_{k=1}^n L_{ik} (X_k + q_k^* X_u) = 0 \quad (i=1,2,\dots,n) \quad (17-2)$$

نیروی محرکه برای جرم و حرارت می‌تواند با ترکیب معادلات پیوستگی برای جرم، انرژی و مومنوم و با بکار بردن روابط ترمودینامیکی برای تعیین نرخ تولید انتروپی که توسط فرآیندهای بازگشت‌ناپذیر توصیف می‌شود بدست آید. در نهایت به معادلات زیر می‌رسیم:

$$X = F - T \text{grad}(\mu) \quad (18-2)$$

$$X = -\text{grad}(T)/T \quad (19-2)$$

که F نیروی خارجی وارد بر واحد جرم و μ پتانسیل شیمیایی است.

پتانسیل شیمیایی تابعی از فشار، دما و ترکیب سیال است. بنابراین:

^۱ Heat of Transport

$$\text{grad}\mu = \left(\frac{\mu}{x}\right), \text{grad}T + \left(\frac{\mu}{T}\right), \text{grad}P + \sum \left(\frac{\mu}{x_j}\right), \text{grad}x \quad (20-2)$$

با بکار بردن روابط ترمودینامیکی برای تعیین تغییر پتانسیل شیمیایی با دما و فشار و در نظر گرفتن گرانش به عنوان تنها نیروی خارجی عمل کننده بر روی سیال معادله ذیل از ترکیب سه معادله فوق حاصل می شود:

$$\sum_{j=1}^n \left(\frac{\partial \mu_k}{\partial x_j} \right) \nabla x_j = (M_k - \rho \bar{v}_k) g - Q_k^{\text{net}} \frac{\nabla T}{T} \quad (21-2)$$

در رابطه فوق به صورت زیر تعریف می گردد:

$$Q = Q^* - h \quad (22-2)$$

h انتالپی مولی جزئی جزء i است و از آنجا که شامل انرژی انتقال یافته توسط جرم که با h بیان می شود نیست گرمای خالص انتقال^۱ نامیده می شود [۲۲].

۴-۲) محاسبه ترکیب در عمق مشخص

پس از بررسی مدل‌های تعادلی و غیرتعادلی در تعیین ترکیب، از آنجا که مدل غیرتعادلی به واقعیت نزدیکتر است با وجود پیچیدگی بیشتر، از این مدل برای انجام محاسبات استفاده می شود.

معلومات موجود برای حل معادله ۲-۲۱ عبارتند از فشار، دما و ترکیب درصد در نقطه مبنا و میزان گرادیان موجود در مخزن.

روند انجام محاسبات بدین صورت است که در دما، فشار و عمق مرجع پارامترهای معادله حالت انتخاب شده و سپس پارامترهای معادله ۲-۲۱ را تعیین می نماییم. معادله را حل نموده، گرادیان ترکیب را بدست می آوریم. با داشتن گرادیان ترکیب و با استفاده از معادلات زیر دما، فشار و ترکیب را در عمق جدید محاسبه می نماییم.

$$x = x + \frac{h_2 - h_1}{T_2 - T_1} \quad (23-2)$$

$$T_2 = T_1 + \frac{dT}{dz} (h_2 - h_1) \quad (24-2)$$

^۱ Net Heat of Transport

$$P_2 = P_1 + \rho_1 g(h_2 - h_1) \quad (25-2)$$

برای تعیین پارامترهای معادله ۲-۲۱ قبل از هر چیز بایستی یک معادله حالت انتخاب گردد. معادله حالت استفاده شده در این پایان نامه معادله پنگ رابینسون است که تمامی پارامترهای ترمودینامیکی براساس آن محاسبه می شود. این معادله به صورت زیر است:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{(v(v+b)+b(v-b))} \quad (26-2)$$

که پارامترهای آن عبارتند از:

$$a = a_c \alpha \quad (27-2)$$

$$b = 0.077796 \frac{RT_c}{P_c} \quad (28-2)$$

$$a_c = 0.457235 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (29-2)$$

$$\alpha = [1 + m(1 - T^*)] \quad (30-2)$$

$$m = 0.3796 + \omega(1.4856 - 0.1644 * \omega + 0.01667 * \omega^2) \quad (31-2)$$

$$T^* = \frac{T}{T_c} \quad (32-2)$$

قوانین اختلاط بکار رفته برای بدست آوردن پارامترهای مخلوط به صورت زیر است:

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} / a_{ii} / 1 - k \quad (33-2)$$

$$b = \sum_i x_i b_i \quad (34-2)$$

در رابطه فوق k ضریب برهمکنش دوتایی است.

پتانسیل شیمیایی از رابطه زیر بدست می آید: