

معادله تجربی برای پیش‌بینی میزان آب اشباع گاز طبیعی بر مبنای داده‌های آزمایشگاهی

ابوالفضل سلیمانی^۱، ناصر تیموری خانه سری^{۲*}

۱- کارشناس ارشد مهندسی فرآوری و انتقال گاز، دانشگاه صنعت نفت

۲- دانشیار مهندسی شیمی، دانشگاه صنعت نفت

تاریخ دریافت: ۹۴/۰۲/۱۳ تاریخ پذیرش: ۹۴/۰۷/۱۲

پیام‌نگار: keyran.teymoorei@gmail.com

چکیده

در این پژوهش ابتدا مدل ترمودینامیکی با بکارگیری معادله حالت پنگ-رابینسون برای پیش‌بینی مقدار آب همراه متان ارائه و میزان دقت آن نسبت به داده‌های آزمایشگاهی برای دماهای بین ۲۷۳/۱۵ تا ۳۷۷/۱۵ کلوین و فشارهای بین ۰/۵ تا ۳۴/۶۱ مگاپاسکال آزموده شد؛ خطای مطلق متوسط مدل ۰/۳۶۱۱ به دست آمده با استفاده از داده‌های حاصل از مدل، شکل کلی معادله برای پیش‌بینی مقدار آب همراه متان به دست آمد. سپس، برای کاهش خطای معادله نسبت به داده‌های تجربی، ضرایب معادله با استفاده از روش غیر خطی GRG تعیین شدند، خطای معادله حاصل برای داده‌ها در محدوده دمایی یادشده معادل ۰/۴۰۳ به دست آمد؛ به علاوه، ضرایبی برای وجود ترکیبات سنگین تر از متان و وجود گازهای اسیدی معرفی شد.

کلیدواژه‌ها: آب همراه، روش غیر خطی GRG، متان، گازهای اسیدی، گازهای شیرین، معادله حالت پنگ-رابینسون

۱. مقدمه

به مخازن برای ازدیاد برداشت می‌شود [۱ و ۲]. از جمله مشکلات آب همراه^۱ گاز طبیعی، تشکیل هیدرات‌ویخ است که می‌تواند باعث انسداد خطوط لوله و تجهیزات در واحدهای فرایندی شود. همچنین، آب میعان یافته به علت تغییر دما و فشار، یکی از مشکلات رایج در صنعت نفت و گاز به شمار می‌آید که مشکلاتی مانند افت فشار در خطوط لوله و خوردگی را در پی دارد [۳ و ۴]. مقدار آب همراه گاز طبیعی در شرایط اشباع وابسته به دما، فشار، اجزای تشکیل‌دهنده آن و مقدار نمک‌های موجود در فاز آبی است. افزایش فشار باعث کاهش و افزایش دما باعث افزایش آب همراه گاز می‌شود.

هنگام بهره‌برداری از مخازن هیدروکربوری، آب نیز همراه با گاز و نفت استخراج می‌شود؛ اگرچه بخشی از این آب در واحدهای جداسازی جدا می‌شود، ولی مقداری از آن به صورت محلول در گاز باقی می‌ماند. از سوی دیگر، در واحدهای شیرین‌سازی گاز، از محلولهای آبی برای حذف گازهای اسیدی (CO_2 و H_2) استفاده می‌شود. از این رو، گاز شیرین از آب اشباع می‌شود. به علاوه گازهای اسیدی پس از جداسازی محلول‌های آبی از آب اشباع می‌شوند که باعث مشکلات جدی در فرایند تزریق این گازها

* اهواز، دانشگاه صنعت نفت، دانشکده اهواز، گروه مهندسی شیمی

با در نظر گرفتن یک ضریب تصحیح شکل اصلاح شده معادله بالا به شکل زیر بیان می‌شود که بیشتر برای فشارهای نه چندان بالا (معمولاً تا ۱/۴ مگاپاسکال) صدق می‌کند.

$$y_W = \frac{p_W^{sat}}{P} \exp\left(\frac{v_W^l(P - p_W^{sat})}{RT}\right) \quad (2)$$

(۲) بوکچک^۸ [۵] یک معادله مشابه به مدل ایده‌آل ارائه کرد، که این معادله یکی از روش‌های پرکاربرد در صنعت برای محاسبه مقدار آب همراه گاز طبیعی شیرین است. این معادله برحسب واحدهای مهندسی آمریکایی به شرح زیر بیان می‌شود:

$$W = 47484 \frac{p_W^{sat}}{P} + B \quad (3)$$

$$\log(B) = \frac{-3083.87}{459.6+t} + \frac{6}{69449} \quad (4)$$

در معادله بالا مقدار آب همراه گاز (W) بر حسب lbm / MMscf و دما (t) برحسب درجه فارنهایت است.

همانطور که مشاهده می‌شود در این رابطه یک جزء آرمانی و یک عامل انحراف به کار گرفته شده و محدوده کاربرد توصیه شده برای این معادله، دماهای بین ۲۸۸/۱۵ و ۵۱۱/۱۵ کلوین و فشاری از ۰/۱ تا ۶۹ مگاپاسکال است باشد.

اسلون^۹ [۴] با اندازه‌گیری مقدار آب همراه گاز طبیعی در دماها و فشارهای مختلف، معادله برای محاسبه مقدار آب همراه گاز طبیعی برای دماهای بین ۴۰ تا ۱۲۰ درجه فارنهایت و فشارهای بین ۲۰۰ Psia تا ۲۰۰۰ Psia ارائه کرده است. خالداحمد عبدالفتاح [۲] نیز معادله‌ای برای محاسبه مقدار آب همراه گاز طبیعی ارائه کرده و با ارائه ضریب تصحیح، این معادله را برای وجود گازهای اسیدی تصحیح کرده است که خواننده برای اطلاع بیشتر می‌تواند به منابع ارائه شده در آخر مقاله مراجعه کند.

۳. مدل ترمودینامیکی برای محاسبه آب همراه متان در تحقیق حاضر

در این پژوهش برای مدل‌سازی تعادل آب و متان از تقریب $\phi - \phi$

اثر اجزای تشکیل‌دهنده گاز در فشارهای بالا اهمیت دارد و وجود اجزای سنگین تر و گازهای اسیدی باعث افزایش مقدار آب همراه با گاز طبیعی است. وجود نمک در فاز آبی، فشار اشباع آب را می‌کاهد و از آنجا که مقدار آب همراه گاز، به فشار اشباع آب وابسته است، موجب کاهش مقدار آب همراه گاز می‌شود [۴].

مقدار آب همراه گاز را می‌توان با سه روش استفاده از مدل‌های ترمودینامیکی، نمودارهای تجربی، و معادلات تجربی به دست آورد. مدل‌های ترمودینامیکی نسبت به دوروش دیگر دارای خطای کمتر است ولی کاربرد از آنها نیاز به محاسبات زیاد و پیچیده دارد و معادلات تجربی به خاطر نیاز به محاسبات کم و ساده و خطای کمتری که نسبت به نمودارهای تجربی دارد، بسیار پرکاربرد و برای محاسبات دستی استفاده می‌شوند. استفاده از نمودارهای تجربی آسان‌ترین روش است ولی خطای استفاده از آنها زیاد و بستگی به دقت کاربر دارد. رایجترین آنها، بهره‌گیری از نمودار مکتا و وبپی^۱ [۷] است که برای گازهای طبیعی شیرین که حاوی بیش از ۷۰٪ متان و مقدار کمی هیدروکربن‌های سنگین است استفاده می‌شود، و نیز می‌توان به نمودارهای تهیه شده توسط مدکس^۲ [۸] برای گازهای شیرین و نمودارهای گزارش شده توسط گردون و ویچر^۳ [۹]، رایبسون^۴ [۱۰]، کاتز^۵ [۱۱] و شارما و کمپل^۶ [۱۲] اشاره کرد.

۲. نمودارها و معادلات تجربی برای برآورد آب همراه گاز طبیعی

معروف‌ترین و پرکاربردترین روابط برای تخمین آب‌همراه‌گاز به قرار زیر است:

(۱) مدل آرمانی (قانون راولت)^۷ [۴] در قالب معادله:

$$y_W = \frac{(1-x_g)p_W^{sat}}{P} \quad (1)$$

بیان می‌شود که در آن x_g قابلیت انحلال گاز در آب را می‌توان برای هیدروکربن‌ها نادیده گرفت، هرچند که برای گازهای اسیدی این مقدار حتی در فشارهای نسبتاً پایین چشمگیر است.

1. McKetta and Wehe
2. Maddox
3. Gordon and Wicher
4. Robinson et al
5. Katz et al
6. Sharma and Sombpell
7. Raoult's Law

8. Bukacek
9. Sloan

در شکل (۱)، خطای مطلق مدل پیشنهادی و مدل GERG نسبت به داده‌های آزمایشگاهی در دماهای مختلف باهم مقایسه شده‌اند که این نمودار نشان می‌دهد که، به طور کلی، مدل ارائه شده در مقایسه با مدل GERG نسبت به داده‌های آزمایشگاهی بخصوص برای دماهای بالاتر از ۳۱۳ کلوین سازگاری بهتری دارد.

۴. معادله برای پیش‌بینی آب‌همراه متان بر مبنای داده‌های آزمایشگاهی

با بهره‌گیری از داده‌های به‌دست آمده از مدل ارائه شده برای برآورد مقدار آب همراه متان، و ارزیابی و تحلیل داده‌ها با استفاده از برنامه مطلب، مشخص شد معادله‌ای به شکل کلی زیر می‌تواند مقادیر آب همراه با آب متان را به‌خوبی پیش‌بینی کند:

$$y_w = A \exp(B * T) * P^C \quad (7)$$

در معادله بالا T دما، P فشار و A، B و C مقادیر ثابت و مستقل از فشار هستند. برای کمینه شدن خطای معادله پیشنهادی نسبت به داده‌های تجربی، ضرایب معادله پیشنهادی با روش غیر خطی GRG [۱۳] با استفاده از داده‌های تجربی تعیین شد که در جدول (۱) درج شده است.

مقایسه مقدار خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی نسبت به داده‌های آزمایشگاهی جمع‌آوری شده از مقالات با مقدار خطای مطلق متوسط معادلات آرمانی، تصحیح شده آرمانی، بوکچک و معادله اسلون مقایسه و در جدول (۲) درج شده است.

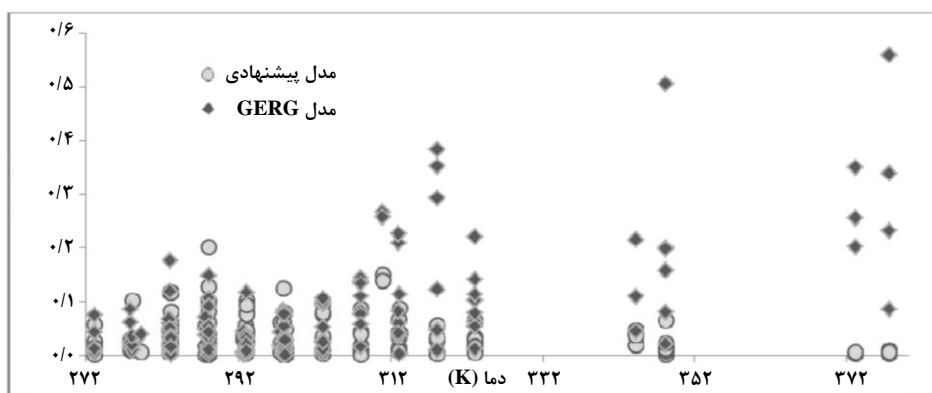
استفاده شد. در حالت تعادل، فوگاسیته اجزا در فاز بخار و مایع باهم برابرند:

$$f_i^L(P, T) = f_i^V(P, T) \quad (5)$$

$$x_i \phi_i^L(T, P, x_i) = y_i \phi_i^V(T, P, y_i) \quad (6)$$

از آنجا که معادله حالت پنگ-راینسون^۱ دوپارامتر ساده و مناسب برای مخلوط آب با هیدروکربنهای سبک است، در این جا از همین معادله حالت برای محاسبه ضریب فوگاسیته بهره گرفته شده است که معادله حالت بالا در پیوست آمده است.

خطای مطلق متوسط (AAD) مدل پیشنهادی و مدل مؤسسه تحقیقات گاز اروپا (GERG)^۲ نسبت به ۱۴۰ داده آزمایشگاهی جمع‌آوری شده از مقالات [۱، ۱۳، ۱۴، ۱۵، ۱۶]، در محدوده دمایی ۲۷۳/۱۵ تا ۳۷۷/۵۹ کلوین و فشارهای بین ۰/۵ تا ۳۴/۶۱ مگاپاسکال محاسبه شد، که نسبت به مدل پیشنهادی ۰/۳۶۱۱ و مدل GERG برابر با ۰/۰۷۸۱۵ به‌دست آمد. باید توجه داشت که برخی داده‌های یادشده خارج از محدوده کاربرد توصیه شده برای مدل GERG است، که این داده‌ها به افزایش خطای GERG می‌انجامد. برای داده‌هایی که در محدوده کاربرد توصیه شده برای مدل GERG قرار دارند، مقدار خطای مطلق متوسط مدل پیشنهادی ۰/۰۴۰۷ و برای مدل پیشنهادی GERG معادل، ۰/۰۴۹۱ به‌دست آمد که بیانگر آن است که در محدوده دما و فشار توصیه شده برای مدل GERG نیز مدل پیشنهادی بهتر و با مقدار خطای کمتری داده‌های آزمایشگاهی را پیش‌بینی می‌کند.



شکل ۱. مقایسه خطای مطلق متوسط مدل پیشنهادی و مدل GERG نسبت به داده‌های آزمایشگاهی در دماهای مختلف.

جدول ۱. مقدار ضرایب معادله (۷).

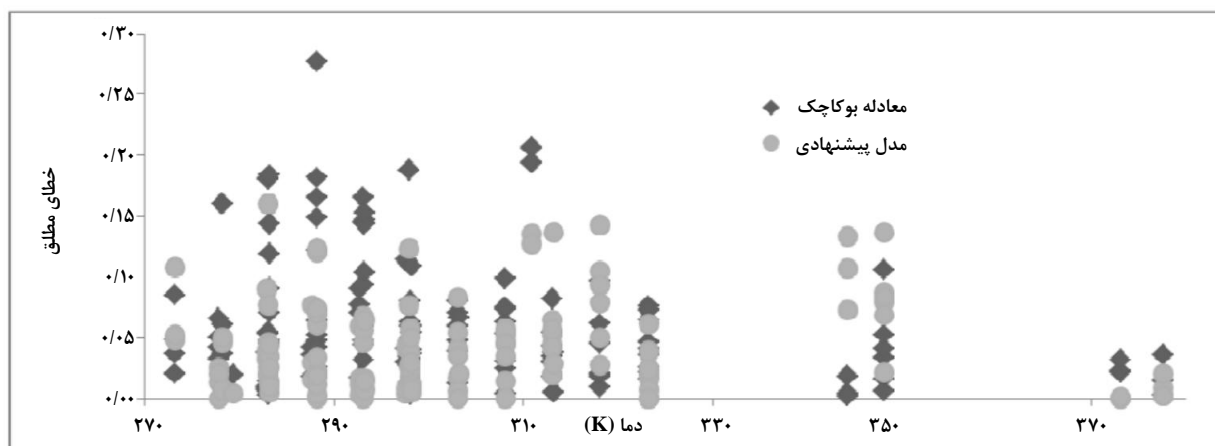
$T > 318(K)$		$T \leq 318(K)$		پارامترها
$P > 7 (MPa)$	$P \leq 7 (MPa)$	$P > 7 (MPa)$	$P \leq 7 (MPa)$	
۰/۰۰۱۸۲۷۸۵	۰/۰۰۱۵۲۹۰۵	۰/۰۰۰۳۶۹۴۷	۰/۰۰۰۶۸۳۸	A
۰/۰۳۸۷۱۶۰۸	۰/۰۴۱۲۹۸۶	۰/۰۵۰۹۱۵۲۷	۰/۰۶۲۴۴۲۹۶	B
-۰/۸۵۰۴۲۱۶۱	-۰/۸۹۴۸۰۳۲۸	-۰/۴۶۱۶۱۸۹۷	-۰/۹۱۵۷۱۴۵۳	C

جدول ۲. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادلات دیگر نسبت به ۱۴۰ داده آزمایشگاهی [۱،۱۳،۱۴،۱۵،۱۶] در محدوده دمایی ۲۷۳/۱۵ تا ۳۷۷/۵۹ کلوین و فشارهای بین ۵/۵ تا ۳۴/۶۱ مگاپاسکال.

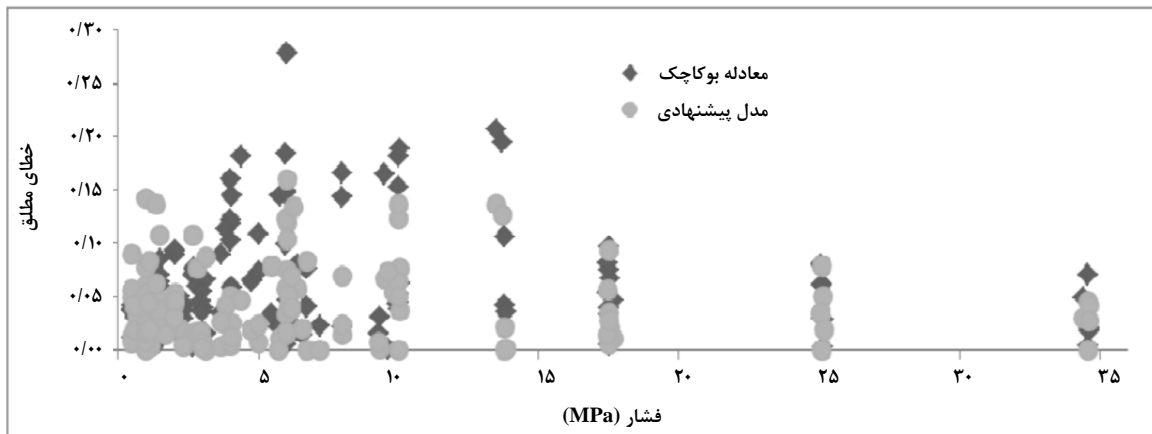
معادله	پیشنهادی	بوکاچک	اسلون	تصحیح ایده‌آل	آرمانی
خطای مطلق متوسط (AAD)	۰/۰۴۰۳	۰/۰۵۸۴	۰/۰۶۷۳	۰/۱۵۰۶	۰/۱۸۳۳

از جدول (۲) برمی‌آید که معادله پیشنهادی نسبت به سایر معادلات نسبت به داده‌های آزمایشگاهی سازگاری بهتری دارد و مقدار خطای مطلق متوسط ۰/۴۰۳ نشان می‌دهد معادله پیشنهادی به خوبی داده‌های آزمایشگاهی را به خوبی پیش‌بینی می‌کند. مقدار خطای مطلق معادله پیشنهادی و معادله بوکاچک نسبت به داده‌های پیشنهادی بوکاچک سازگاری بهتری دارد.

از جدول (۲) برمی‌آید که معادله پیشنهادی نسبت به سایر معادلات نسبت به داده‌های آزمایشگاهی سازگاری بهتری دارد و مقدار خطای مطلق متوسط ۰/۴۰۳ نشان می‌دهد معادله پیشنهادی به خوبی داده‌های آزمایشگاهی را به خوبی پیش‌بینی می‌کند. مقدار خطای مطلق معادله پیشنهادی و معادله بوکاچک نسبت به داده‌های



شکل ۲. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله بوکاچک نسبت به داده‌های آزمایشگاهی مربوط به آب‌همراه متان در دماهای مختلف.



شکل ۳. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله بوکاچک نسبت به داده‌های آزمایشگاهی مربوط به آب‌همراه متان در فشارهای مختلف.

$$Y_{\text{Sweet}} = F_{\gamma} Y_w \quad (9)$$

در معادله بالا دما برحسب کلوین، T_0 ، γ_M ، Y_w و Y_{Sweet} به ترتیب، معادل با ۱۵/۲۷۳، جرم‌جمعی متان، آب‌همراه متان و آب‌همراه مربوط به مخلوط گازهای شیرین‌اند. مقایسه مقدار خطای مطلق متوسط مدل پیشنهادی و معادلات دیگر برای مخلوط گازهای شیرین که درصد ترکیب اجزای تشکیل دهنده آنها در جدول (۴) درج شده، در جدول (۳) آمده است.

۵. تصحیح معادله برای مخلوط گازهای شیرین

از آنجا که جرم‌جمعی گاز تابع اجزای تشکیل دهنده گاز است. بنابراین برای تأثیر اجزای تشکیل دهنده گاز در مقدار آب‌همراه گاز می‌توان ضریب تصحیحی بر مبنای جرم‌جمعی گاز ارائه داد. مکتا [۷] ضریب تصحیحی بر حسب جرم‌جمعی و دما به شکل معادله (۱۴) ارائه کرده است که در اینجا نیز از این ضریب تصحیح استفاده شد.

$$F_{\gamma} = 1 + a_1(\gamma - \gamma_M) + a_2(\gamma - \gamma_M) \left(\frac{T}{T_0}\right) + a_3(\gamma - \gamma_M)^2 \left(\frac{T}{T_0}\right)^2 \quad (8)$$

جدول ۳. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادلات دیگر نسبت به داده‌های آزمایشگاهی [۱۶ و ۱۷].

نوع گاز طبیعی	کمینه دما (کلوین)	بیشینه دما (کلوین)	کمینه فشار (مگاپاسکال)	بیشینه فشار (مگاپاسکال)	تعداد داده‌ها	AAD معادله پیشنهادی	AAD معادله بوکاچک	AAD معادله اسلون
NG1	۲۷۸/۱۵	۲۸۸/۱۵	۰/۵	۱۰	۹	۰/۰۴۴۴	۰/۱۲۶۸	۰/۱۲۳۵
NG2	۲۷۸/۱۵	۲۹۳/۱۵	۰/۵	۱۰	۱۸	۰/۰۴۳۲	۰/۱۳۷۷	۰/۱۳۷۵
NG3	۲۷۸/۱۵	۲۸۸/۱۵	۰/۵	۱۰	۸	۰/۰۸۵۶	۰/۱۷۴۷	۰/۱۶۹۴
NG4	۲۷۸/۱۵	۲۹۳/۱۵	۰/۵	۸	۹	۰/۰۴۶۱	۰/۱۲۹۳	۰/۱۲۷۱
NG5	۲۷۸/۱۵	۲۸۸/۱۵	۰/۵	۱۰	۷	۰/۰۵۹۲	۰/۱۴۲	۰/۱۳۰۷
NG6	۲۷۸/۱۵	۲۸۸/۱۵	۰/۵	۱۰	۸	۰/۰۵۱۶	۰/۱۲۴۶	۰/۱۱۹۲
NG7	۲۷۸/۱۵	۲۷۸/۱۵	۰/۵	۰/۵	۱	۰/۰۰۲۳	۰/۰۳۱۴	۰/۰۱۲۳
Mix.1•	۲۷۸/۱۵	۲۸۸/۱۵	۱/۵	۱۰	۵	۰/۰۵۳۳	۰/۱۲۶۳	۰/۱۲۲۶
Mix.2••	۲۸۸/۱۵	۳۱۳/۱۴	۶	۱۷/۵۶	۷	۰/۰۷۰۶	۰/۰۹۳۷	۰/۰۹۴۷

• حاوی ۹۶/۰۴ درصد مولی از متان و ۳/۰۶ درصد مولی اتان است ($\gamma=۰/۵۶۹$).

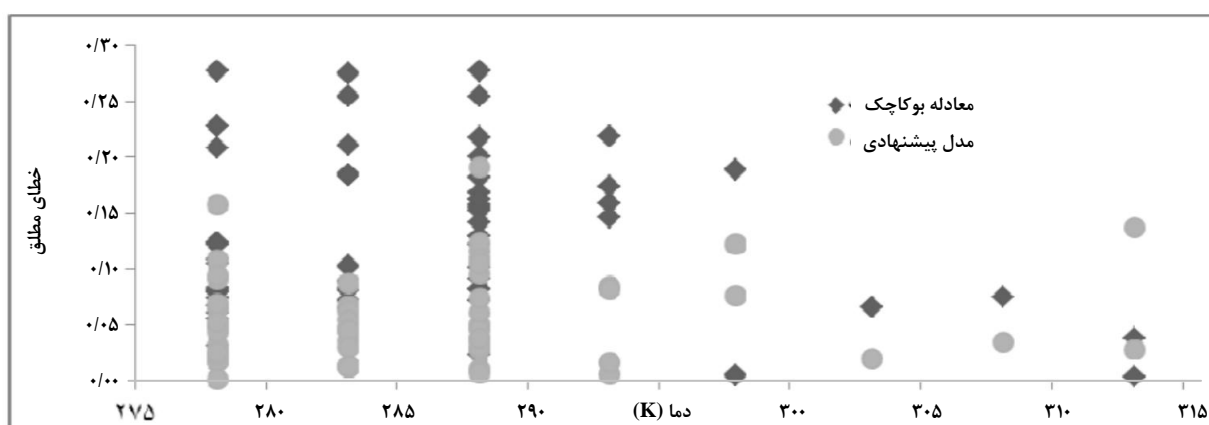
•• حاوی ۹۴ درصد مولی از متان، ۴ درصد مولی اتان و ۲ درصد مولی نورمال بوتان است ($\gamma=۰/۶۰۲$).

جدول ۴. ترکیب انواع گاز طبیعی بر حسب درصد مولی [۱].

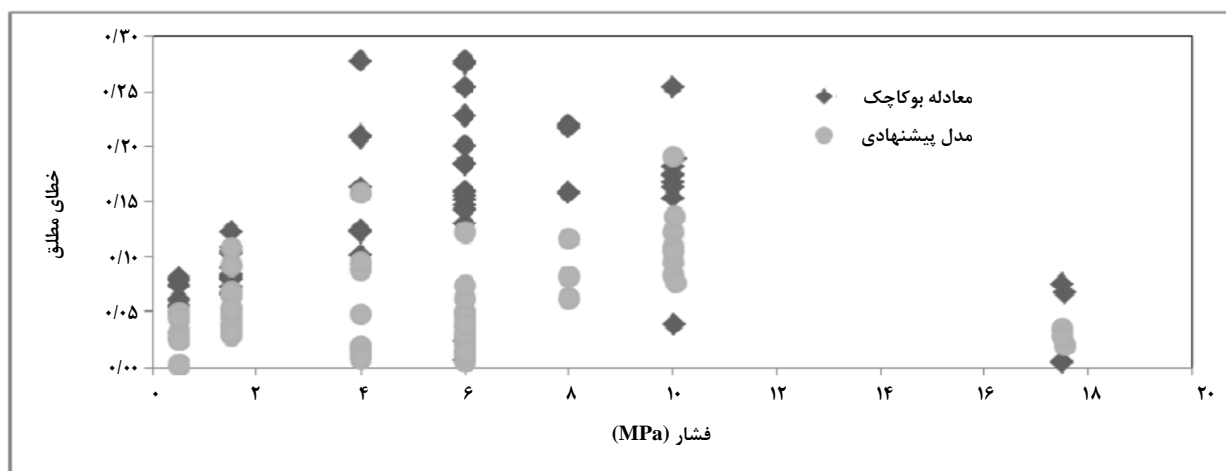
جرم حجمی اجزای گاز طبیعی	۰/۵۶۵۴ (NG1)	۰/۵۹۸ (NG2)	۰/۶۲۸ (NG۳)	۰/۶۳۲۶ (NG4)	۰/۶۶۷۲ (NG5)	۰/۶۳۹۵ (NG6)	۰/۸۱۰۷ (NG7)
هلیوم	۰/۰۱۵	۰/۰۲۸	-	۰/۱۵۲	۰/۰۰۴	۰/۰۴۳	۰/۰۳۸
نیتروژن	۰/۸۴	۱/۹۳۸	۰/۹۱۲	۴/۸۶۳	۰/۸	۱۰/۳۵۱	۱/۴۹۹
کربن دی‌اکسید	۰/۱۰۹	۰/۸۵۱	-	۰/۱۶۷	۱/۷۳۲	۱/۲۹۱	۲۵/۱۲۴
متان	۹۸/۱۹۷	۹۳/۲۱۶	۸۸/۲۰۵	۸۶/۳۴۵	۸۴/۳۳۹	۸۳/۸۴۷	۷۰/۱۴۴
اتان	۰/۵۶۴	۲/۹۱۵	۸/۳۶	۶/۱۹۳	۸/۷۲۴	۳/۴۶	۲/۵۲
پروپان	۰/۱۸۹	۰/۷۱۵	۱/۷۶۳	۱/۵۵	۳/۲۸۶	۰/۶۵۷	۰/۳۹۴
ایزوبوتان	۰/۰۲۹	۰/۰۹۳	۰/۲۹۳	۰/۲۱۴	۰/۳۱۱	۰/۰۹۳	۰/۰۶۷
نرمال بوتان	۰/۰۳۸	۰/۱۳۵	۰/۴۴۱	۰/۳۱۴	۰/۵۸۴	۰/۱۲۶	۰/۰۷۴
C5	۰/۰۱۴	۰/۰۵۸	۰/۰۲۷	۰/۱۳	۰/۱۶۳	۰/۰۶۷	۰/۰۵۴
C6+	۰/۰۰۷	۰/۰۴۹	-	۰/۰۶۴	۰/۰۴۹	۰/۰۶۹	۰/۱۱۸

نمودارها نشان‌دهنده سازگاری بهتر معادله پیشنهادی با داده‌های آزمایشگاهی است.

مقدار خطای مطلق معادله پیشنهادی و معادله بوکچک نسبت به داده‌های آزمایشگاهی برای مخلوط گازهای شیرین در دما و فشارهای مختلف در شکل‌های (۴) و (۵) با یکدیگر مقایسه شده‌اند. این



شکل ۴. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله بوکچک نسبت به داده‌های آزمایشگاهی مربوط به آب‌همراه مخلوط گازهای شیرین در دماهای مختلف.



شکل ۵. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله بوکاچک نسبت به داده‌های آزمایشگاهی مربوط به آب‌همراه مخلوط گازهای شیرین در فشارهای مختلف.

می‌کند و نیز برای ۴۰ قلم داده که در محدوده کاربرد توصیه شده برای معادله مدکس قرار داشتند، مقدار خطای مطلق متوسط معادله مدکس معادل ۰/۱۵۹۱، و مقدار خطای معادله پیشنهادی برای این داده‌ها معادل ۰/۰۹۵۴ شد. باید توجه داشت که برای داده‌های خارج از محدوده توصیه شده برای معادله مدکس، خطای معادله خیلی زیاد است و نباید از این معادله استفاده کرد.

جدول ۵. مقدار ضرایب معادله (۲۷).

مقادیر ثابت		
$a_3 = 0.28727$	$a_2 = 0.15707$	$a_1 = 0.121965$

در شکل‌های (۶) و (۷)، خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله خالداحمد نسبت به داده‌های تجربی با هم مقایسه شده‌اند؛ این نمودارها حاکی از سازگاری بهتر مدل پیشنهادی با داده‌های تجربی‌اند.

جدول ۶. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله خالداحمد نسبت به داده‌های آزمایشگاهی [۱۴].

معادله	کمینه دما (کلوین)	بیشینه دما (کلوین)	کمینه فشار (مگاپاسکال)	بیشینه فشار (مگاپاسکال)	$Z_{H_2S}^{Equi/}$	تعداد داده‌ها	AAD معادله
پیشنهادی	۲۹۴/۲۶	۳۶۶/۴۸	۱/۳۷۹	۲۰/۶۸۴	۰/۶۱-۰/۷۷	۷۰	۰/۰۹۲
خالداحمد	۲۹۴/۲۶	۳۶۶/۴۸	۱/۳۷۹	۲۰/۶۸۴	۰/۶۱-۰/۷۷	۷۰	۰/۱۶۴

۶. تصحیح معادله ارائه شده برای گازهای ترش

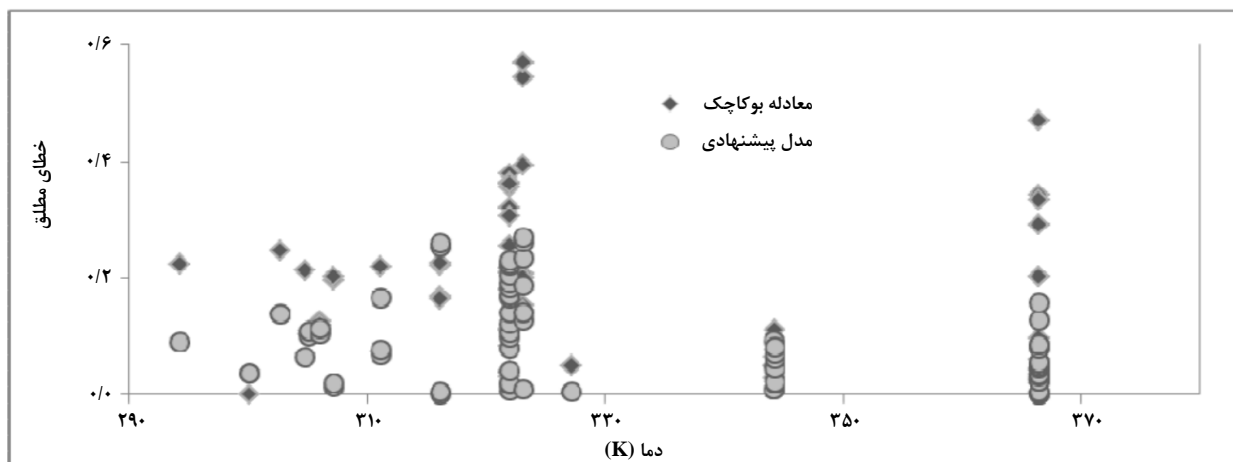
وجود گازهای اسیدی باعث افزایش مقدار آب‌همراه گاز طبیعی می‌شود. مدکس [۸] و ویچرت [۹] ضرایبی برای تاثیر وجود گازهای اسیدی ارائه کرده‌اند، که در این کار از ضریب تصحیح پیشنهاد شده توسط محمدی [۱۴] و همکارانش و با تصحیح ضرایب آن با روش غیرخطی GRG نسبت به داده‌های آزمایشگاهی استفاده شد که این ضریب تصحیح در قالب معادله (۱۰) نشان داده شده است:

$$F_{Acid} = 1 + Z^{Equi} \left(a_1 \left(\frac{T}{T_0} \right) + a_2 \left(\frac{T}{T_0} \right) \left(\frac{P}{P_0} \right) + a_3 \left(\frac{P}{P_0} \right) \right) \quad (10)$$

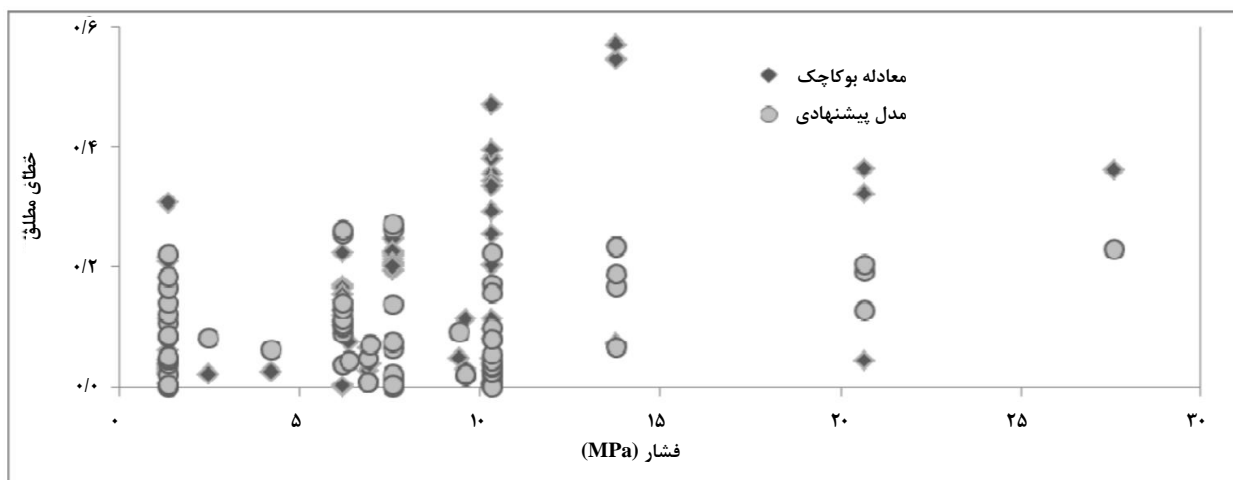
$$Y_{Sour} = F_{Acid} \quad Y_{Sweet} \quad (11)$$

$$Z_{H_2S}^{Equi} = y_{H_2S} + 0.7 y_{CO_2} \quad (12)$$

در جدول (۶)، مقایسه مقدار خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله خالداحمد برای ترکیب گازهای اسیدی نشان می‌دهد که این معادله پیشنهادی، داده‌های تجربی را بهتر پیش‌بینی



شکل ۶. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله خالداحمد نسبت به داده‌های آزمایشگاهی مربوط به آب همراه مخلوط گازهای شیرین و گازهای اسیدی در دماهای مختلف.



شکل ۷. مقایسه خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی و معادله خالداحمد نسبت به داده‌های آزمایشگاهی مربوط به آب همراه مخلوط گازهای شیرین و گازهای اسیدی در فشارهای مختلف.

۷. نتیجه‌گیری کلی

براساس تحقیقات انجام شده که شرح آنها در این مقاله آمد، می‌توان نتایج زیر را استنتاج کرد:

- دقت معادلات تجربی برای پیش‌بینی مقدار آب‌همراه متان و مخلوط گازهای شیرین بر حسب مقدار خطای مطلق متوسط آنها از این قرار است:

۱. معادله پیشنهاد شده در این پژوهش
۲. معادله پیشنهادی بوکاچک
۳. معادله پیشنهاد شده توسط اسلون

۴. معادله آرمانی اصلاح شده و معادله آرمانی
۵. برای فشارهای کمتر از ۵/۱ مگاپاسکال معادله آرمانی و معادله آرمانی اصلاح شده دارای مقدار خطای کمتر از ۵/۰ است که نشان می‌دهد که این معادلات در فشارهای پایین مقدار آب‌همراه گازهای شیرین را به خوبی پیش‌بینی می‌کنند.

- برای مخلوط گازها حاوی گاز اسیدی مقدار خطای مطلق متوسط معادله پیشنهادی در این پژوهش (۰/۰۹۲) و معادله پیشنهاد شده توسط خالداحمد (۰/۱۶۴) نسبت به داده‌های

ضرایب معادله (۱۸) در دو محدوده دمایی داده شده واقع اند که در جدول (۷) درج شده اند.

جدول ۷. مقدار ضرایب معادله (۱۸).

ضرایب	$273/15 < T < 377/59$ (کلوین)	$273/15 < T < 377/59$ (کلوین)
A_1	۰/۱۰۶۰۲۵	۰/۹۰۵۴۳۶
A_2	۲/۶۸۳۸۴۵	۰/۲۱۳۷۸۱
A_3	-۴/۷۵۶۳۸	۰/۲۶۰۰۵

برای محاسبه پارامترهای a و b برای مخلوط متان و آب از قاعده اختلاط کلاسیک^۲ استفاده شد [۱].

$$a_m = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} \quad (19)$$

$$a_{ij} = \sqrt{a_i a_j} (1 - k_{ij}) \quad (20)$$

$$b_m = \sum_i x_i b_i \quad (21)$$

پارامتر برهمکنش دوتایی^۳ (k_{ij}) بین متان و آب با بهره‌گیری از برنامه مطلب برای کمینه‌سازی خطای مطلق متوسط مدل نسبت به داده‌های تجربی در دامهای مختلف به دست آمد و معادله آن بر حسب دما به کمک معادله‌ای به شکل معادله (۲۲) حاصل شد.

$$k_{12} = \frac{(a+cT)}{1+bT} \quad (22)$$

$$a=0.40578972 \quad b=0.067472258 \quad c=0.037394974$$

در معادله بالا بر حسب سلسیوس است. ضریب تراکم‌پذیری گازها (Z) از معادله پنگ-رابینسون بر حسب Z از معادله زیر به دست می‌آید:

$$Z^3 + (1-B)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z + (-AB+B^2+B^3) = 0 \quad (23)$$

آزمایشگاهی باهم مقایسه شد، که نتایج نشان می‌دهند معادله پیشنهادی با داده‌های تجربی سازگاری بهتری دارد.

• معادله توصیه شده توسط مدکس برای محاسبه مقدار آب همراه گازهای اسیدی نسبت به داده‌های خارج از محدوده دمایی توصیه شده برای این معادله، خطای زیادی دارد و نمی‌توان از این معادله در خارج از محدوده توصیه شده برای آن استفاده کرد. نیز باید توجه داشت که نتایج بالا نسبت به یک رشته داده در محدوده مشخصی از دما و فشار به دست آمده است و برای داده‌های واقع در خارج از این محدوده دما و فشار باید صحت و سقم آنها بررسی و با احتیاط بیشتری به کار گرفته شوند.

پیوست

معادله حالت پنگ-رابینسون بر حسب فشار از این قرار است:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v^2+2vb-b^2} \quad (13)$$

$$A(T) = a_c(T_c) * \alpha(T_r) \quad (14)$$

$$A_c(T_c) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (15)$$

برای متان، $\alpha(T_r)$ از معادله به دست آمده توسط سووا^۱ [۱۵] محاسبه شد:

$$\alpha(T_r) = \left[1 + m \left(1 - T_r^{\frac{1}{2}} \right) \right]^2 \quad (16)$$

$$m = 0.37464 + 1.45226w - 0.26992w^2 \quad (17)$$

برای آب $\alpha(T_r)$ از فرمول زیر که توسط GERG [۱۶] پیشنهاد شده، به دست می‌آید:

$$\alpha(T_r) = (1 + A_1(1 - T_r) + A_2(1 - T_r)^2 + A_3(1 - T_r)^4)^2 \quad (18)$$

2. Classical Mixing Rules
3. Binary Interaction Parameter
4. Compressibility Factor

1. Soave

- [7] Engineering Data Book, Vol. I & II, 12thed., FPS, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, (2004) .
- [8] Maddox, R. N., Lilly, L. L., Moshfeghian, M., Elizondo, E., "Estimating Water Content of Sour Natural Gas Mixtures", Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, OK, Mar. (1988) .
- [9] Wichert, G., Wichert, E., "New Charts Provide Accurate Estimates Water Content of Sour Natural Gas", Oil & Gas Journal, pages 64-66, October, (2003).
- [10] Robinson, J. N., Wichert, G. "Charts Estimate H₂O Content of Sour Gases", Oil & Gas Journal, p. 76-78, Feb. (1978) .
- [11] Katz, D. L., Kobayashi, R., "Handbook of Natural Gas Engineering", McGraw- Hill, New York, USA, (1959).
- [12] Sharma, S., Campbell, J. M., "Predict Natural-gas Water Content with Total Gas Usage" Oil & Gas Journal, p. 136-137, Aug. (1969) .
- [13] Abadie, J., Carpentier, J., "Generalization of the Wolfe reduced gradient method to the case of nonlinear constraints", Academic Press, London, a. 37-47, (1969).
- [14] Mohammadi, A. H., Richon, D., "Semiempirical Method for Determining Water Content of Methane-Rich Hydrocarbon Gas in Equilibrium with Gas Hydrates", Ind. Eng. Chem. Res, Vol. 47, p. 451-458, (2008) .
- [15] Soave, G., "Equilibrium Constants for Modified Redlich-Kwong Equation of State" Chem. Eng. Sci, Vol. 4, p. 1197-1203, (1972) .
- [16] Folas, G. K., Froyna, E. W., Lovland, J., Kontogeorgis, G. M., Solbraa, E., "Data and prediction of water content of high pressure nitrogen, methane and natural gas", Fluid Phase Equilibria, Vol. 252, p. 162-174, December (2006) .
- [17] Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbot, M. M., "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 7thed., McGraw-Hill Chemical Engineering Series.

$$A = \frac{a_m P}{(RT)^2} \text{ و } B = \frac{b_m P}{RT}$$

ضریب فوگاسیته جزء i برای معادله پنگ-رابینسون از رابطه (۲۴) محاسبه می‌شود [۱۷]:

$$\ln(\varphi_i) = \left(\frac{b_i}{b_m}\right)(z-1) - \log(z-B) - \frac{A}{z\sqrt{2B}} \left(\frac{2\sum_j y_j a_{ij}}{a_m} - \frac{b_i}{b_m}\right) \ln\left(\frac{z+(1+\sqrt{2})B}{z+(1-\sqrt{2})B}\right) \quad (24)$$

جزء مولی آب در متان از این رابطه محاسبه می‌شود:

$$y_w = \frac{\phi_w^l}{\phi_w^v} \quad (25)$$

مراجع

- [1] Chapoy, A., "Phase Behaviour in Water/Hydrocarbon Mixtures Involved in Gas Production Systems", Mines Paris Tech, Novembre (2004) .
- [2] Khaled Ahmed Abdel Fattah, "A Prediction of Water Content in Sour natural Gas", King Saud University, April (2007) .
- [3] Lokken, T. Z., "Water content of high pressure natural gas: Data, prediction and experience from field", International Gas Union Research Conference, Paris, (2008).
- [4] Mohammadi, A. H., Chapoy, A., Tohidi, B., Richon, D., "A Semiempirical Approach for Estimating the Water Content of Natural Gases", Ind. Eng. Chem. Res, Vol. 43, Pages 7137-7147, (2004) .
- [5] Makogon, Y., "Hydrates of Natural Gas", PennWell Publishin Company, Tulsa, peages 105-108, (1981) .
- [6] Sloan, E. D., "Clathrate Hydrate of Natural Gases", 2nd ed., Marcel Dekker Inc., New York, USA, (1998) .