

مدل سازی جریان گاز و میعانات در خطوط لوله در شرایط عملیاتی

محمدرضا طلائی

گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه اصفهان
mrtalaie@eng.ui.ac.ir

چکیده

هدف از این تحقیق رسیدن به یک مدل یک پارچه دوفازی-تکفازی جهت مدل سازی جریان گاز و میعانات در خطوط لوله و در شرایط عملیاتی می باشد. یکی از ویژگی های مهم خطوط لوله گاز و میعانات، امکان تبدیل جریان دوفازی به گاز تکفازی و بلعکس می باشد. بنابراین مدل باید در هنگام تبدیل این دو جریان به همدیگر پیوستگی خود را حفظ نماید. از دیگر ویژگی ها، وجود محدوده ی وسیع تغییرات محتوای مایع از حالت گاز خالص و گاز و قطرات مایع همراه با کسر حجمی مایع اندک (کمتر از ۰/۰۵) تا جریان دوفازی لخته ای با کسر حجمی زیاد (بیش از ۰/۳) است. مدل ارائه شده دربرگیرنده ی الگوهای گاز تکفازی، جریان مه آلود، جریان لایه ای، جریان حلقوی-مه آلود و جریان لخته ای بعنوان الگوی حدی می باشد. در شرایط گاز تکفازی از رابطه ضریب اصطکاک AGA استفاده شده است. برای الگوی جریان مه آلود با کمک یک ضریب تصحیح، ضریب اصطکاک محاسبه شده توسط معادله ی AGA تصحیح می شود. در خطوط رو به پائین از روش بیکر و در خطوط رو به بالا از روش گرولمن-فورتوین استفاده شده است. بر اساس ۴۰۰ داده تجربی از خطوط انتقال منابع بهره برداری از یکی از مناطق نفت مرکزی معادلاتی جهت پیش بینی ضریب اصطکاک مایع-گاز و مایع-جداره بدست آمده است. از ۴۰ داده عملیاتی نیز جهت تأیید نتایج مدل استفاده شده است. نتایجی این مقایسه بیانگر توانایی مدل در پیش بینی افت فشار در خطوط لوله ی صنعتی گاز و میعانات می باشد.

کلمات کلیدی: جریان گاز و میعانات- خط لوله- افت فشار- کسر حجمی مایع- مدل سازی

۱- مقدمه

در بسیاری از مسائل صنعتی و بخصوص در صنعت نفت با پدیده جریان دو فازی روبرو می شویم. یکی از مهمترین مسائلی که در این صنعت در ارتباط مستقیم با جریان دو فازی گاز-مایع است، انتقال نفت و گاز از منابع بهره برداری به پالایشگاه ها توسط خطوط لوله می باشد. تغییرات فشار و دما در طول خط لوله می تواند باعث میعان گاز و یا تبخیر نفت و تشکیل جریان دوفازی گردد. اصول حاکم بر جریان دو فازی به مراتب پیچیده تر از جریان تک فازی سیال درون لوله می باشد. در محاسبات جریان تک فازی عمده ترین هدف تعیین افت فشار در طول خط لوله می باشد. در حالی که در محاسبات مربوط

به جریان دو فازی دو هدف مهم یعنی تعیین افت فشار و محتوای مایع مد نظر است. این دو پارامتر کاملاً متأثر از همدیگر می باشند.

معمولاً در صنعت نفت و گاز دو نوع جریان حدی مد نظر می باشد، جریان نفت-گاز همراه که دارای میزان مایع زیاد و جریان گاز-میعانات که دارای محتوای مایع اندک می باشد. این محدوده وسیع از محتوای مایع باعث می شود که مدل های موفق ارائه شده برای این دو نوع جریان متفاوت باشند. با این وجود در جریان گاز-میعانات نیز می تواند کسر حجمی مایع از مقادیر اندک (کمتر از ۰/۰۰۵) تا مقادیر نسبتاً زیاد (۴۰٪) تغییر نماید. دلیل این تغییرات وسیع تأثیر پذیری شدید کسر حجمی مایع به شیب خط لوله می باشد. چون در طراحی خطوط لوله انتقال گاز-کاندنس مجبور به پیروی از تغییرات شیب زمین هستیم قطعات خطوط لوله با شیب های متفاوتی در کنار هم قرار می گیرند. بنابراین در قطعات مختلف خط ما با مقادیر مختلف کسر حجمی روبرو می شویم. به همین دلیل است که مدل های گاز-میعانات در تمامی مقادیر سرعت گاز و مایع قادر به پیش بینی دقیقی نیستند. طبیعتاً با توجه به ویژگی های توصیف شده برای جریان گاز به همراه مایع اندک، وجود مدلهائی که بتوانند بدرستی افت فشار و محتوای مایع خطوط لوله گاز-کاندنس را در این محدوده وسیع و در شرایط عملیاتی پیش بینی کنند ضروری بنظر می رسد. چنین مدلی باید دارای توانائی های زیر باشد:

۱. مدل بطور یک پارچه هم در شرایط دوفازی و هم در شرایط تکفازی گاز بتواند پیش بینی را انجام دهد.

۲. محدوده بکار گیری چنین مدلی می تواند شامل حالت های گاز تکفازی، جریان مه آلود، جریان لایه ای، جریان حلقوی و جریان لخته ای باشد.

هدف از این تحقیق ارائه مدلی با ویژگی های ذکر شده و برای شرایط عملیاتی صنعتی (قطر لوله زیاد، فشار بالا و وجود انتقال جرم بین دو فاز) می باشد.

مدل های ارائه شده در منابع که قابل استفاده در زمینه ی خطوط لوله گاز و میعانات گازی می باشند (ویژگی گاز به همراه مایع اندک)، شامل محدوده کوچکی می باشد و کمتر به ارائه و ارزیابی مدل های یک پارچه پرداخته شده است. همچنین در سال های اخیر بیشتر تلاش ها برای ارائه مدل های اصطلاحاً پدیده شناختی می باشد. این روشها بر اساس واقعیت های فیزیکی جریان دو فازی شکل گرفته اند. یوهانسن (۱۹۷۲) [۱] نشان داد که روش لاکهارت-مارتینلی که ابتدا بدون مبنای تئوری مطرح گردید در واقع برای جریان لایه ای، قابل تفسیر توسط واقعیت های فیزیکی می باشد. بنابراین می توان این روش را جزء یکی از اولین روش های پدیده شناختی تلقی کرد. در طی دو دهه گذشته روش های پدیده شناختی متنوعی ارائه شده است اما تنها تعداد معدودی از اینها خاص سیستم های گاز و میعانات می باشند. مهمترین کار انجام گرفته در این زمینه مدل تایتل-داکلا (Taitel - Dukler (1976) [۳] و [۲] می باشد. هر چند هدف اساسی این کار پیش بینی الگوی جریان دو فازی بود اما سرچشمه بسیاری از مدل های پدیده شناختی امروزی گردیده است. اولیمانز (Oliemans (1976) [۴] تئوری جدیدی در پیش بینی افت فشار در خطوط لوله انتقال گاز-کاندنس ارائه داد. وی فرض نمود که مایع در جداره لوله بصورت تقریباً ساکن قرار می گیرد. مهمترین اثر این پدیده کاهش قطر مؤثر لوله برای جریان گاز و افزایش ضریب اصطکاک می باشد. همچنین اولیمانز (۱۹۸۷) [۵] رابطه ای برای محاسبه قطر مؤثر لوله و افت فشار ارائه داد. وی جهت پیش بینی محتوای مایع روشی ارائه نداد. اما با استفاده از اطلاعات تجربی روی خطوط ۱۷ و ۲۰ اینچ نشان داد که این روش به همراه روش لاکهارت مارتینلی جهت کسر حجمی مایع بهترین نتایج را ارائه می دهد. مهمترین محدودیت این روش افقی بودن خط لوله است. تئوری پیشنهاد شده توسط اولیمانز منشا مدل های دیگری گردید. بیکر و همکاران (Baker et. Al (1988) [۶] جهت پیش بینی افت فشار و محتوای مایع بر اساس تئوری اولیمانز مدلی ارائه دادند. در این مدل اثر وجود مایع بصورت کاهش قطر مؤثر لوله و افزایش زبری لوله در نظر گرفته شد. آنها از یک مدل همگن جهت پیش بینی افت فشار استفاده کردند اما به منظور پیش بینی کسر حجمی مایع روش تایتل-داکلا را که بر اساس مدل جدا شده استوار است بکار گرفتند. در مدل تایتل-داکلا سطح تماس مایع و گاز صاف در نظر گرفته شده است (شکل الف ۱). مدل ارائه شده توسط بیکر و همکاران (BJA) جهت پیش بینی خطوط لوله شیب دار نیز قابل استفاده می باشد.

هامرسما و هارت (Hamersma & Hart (۱۹۸۷) [۷] با توسعه تئوری اولیمانز مدلی ارائه دادند. وجود لایه مایع با ضخامت یکنواخت در جداره باعث کاهش سطح مقطع عبوری جریان گاز و ایجاد زبری ظاهری می گردد. اما این لایه مایع تمام

جداره را فرا نگرفته است بلکه زاویه θ را پوشانده است (شکل ب ۱). موجهای تشکیل شده روی سطح تماس مایع و گاز ایجاد یک زبری ظاهری می نماید و باعث افزایش اصطکاک می گردد. این مدل روابطی جهت پیش بینی زاویه θ و زبری ظاهری ارائه نموده است.

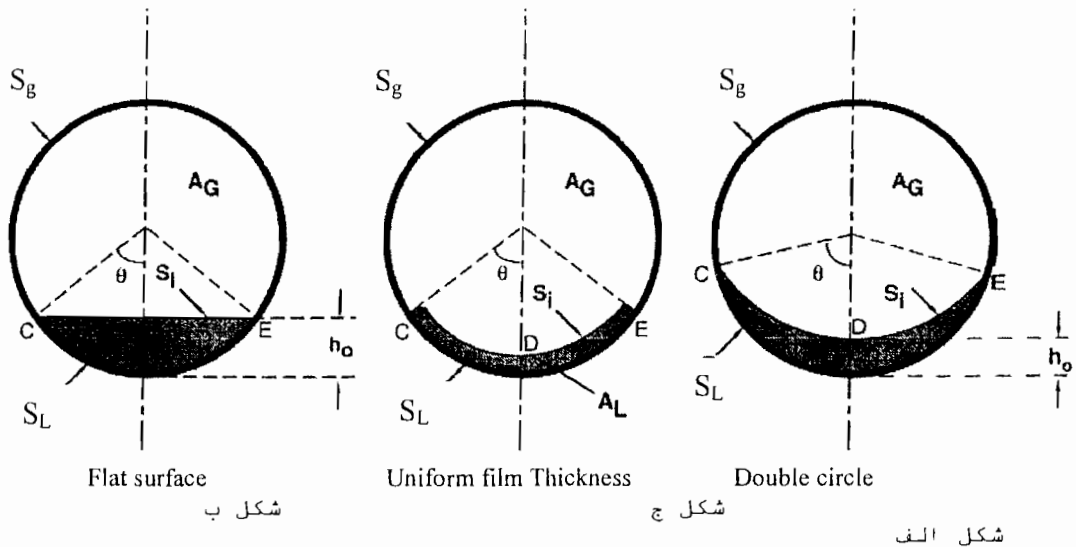
هارت و همکاران {Hart et al. (1989)} [۸] با توسعه مدل قبلی خود مدلی بنام Apparent Rough (Surface) ارائه دادند. این مدل نیز دارای محدودیت خطوط افقی می باشد.

چن و همکاران {Chen et al. (۱۹۹۷)} [۹] با توسعه تئوری ارائه شده توسط هارت و همکاران مدلی بنام Double Circle Model پیشنهاد دادند. اساس کار آنها ارائه شکل جدیدی جهت سطح تماس مایع و گاز بوده است. سطح تماس پیشنهادی در شکل ج ۱ ارائه گردیده است.

گرولمن-فورتوین {Glorman and Fortuin (1995)} [۱۱] و [۱۰] با مقایسه نتایج حاصل از مدل ARS با نتایج تجربی نشان دادند که پیش بینی این مدل کمتر از مقدار واقعی می باشد. آنها با توسعه مدل ARS جدید MASR (Modified Apparent Rough Surface) را ارائه دادند (شکل ج ۱). این مدل قادر به پیش بینی افت فشار و محتوای مایع در خطوط لوله با شیب $0^\circ < \beta < 3^\circ$ می باشد. در واقع مهمترین نوآوری ارائه شده در این مدل گنجاندن اثر شیب خط است.

مینگ و همکاران {Meng et al. (۱۹۹۹)} [۱۲] با پیش بینی مقدار مایعی که بصورت قطرات ریز همراه مایع می شود اثر وجود این قطرات در افزایش ضریب اصطکاک را در مدل خود منظور نمودند.

آسانته و پن {Asante & Pan (۱۹۹۹)} [۱۳] بر اساس محتوای مایع مدل ترکیبی خود را ارائه دادند. بر اساس این مدل در صورتیکه کسر حجمی مایع کمتر از ۰/۰۵ باشد تمامی مایع بصورت قطرات همراه گاز می باشند و از یک مدل همگن جهت پیش بینی افت فشار استفاده نمودند. در صورتیکه کسر حجمی مایع بین ۰/۰۵-۰/۰۵ باشد استفاده از مدل Double Circle را پیشنهاد کردند و در صورتیکه کسر حجمی مایع بیشتر از ۰/۰۵ گردد از مدل جدا شده با سطح تماس صاف (مدل تایتل-داکالر) جهت پیش بینی افت فشار استفاده نمودند. آنها جهت پیش بینی کسر حجمی مایع در خط لوله رابطه تجربی ارائه شده توسط باترورت {Butterworth (۱۹۷۵)} [۱۴] را توصیه نموده اند. این رابطه تنها برای خطوط افقی قابل استفاده می باشد. بنابر این مدل آسانته و پن تنها برای خطوط با شیب بسیار اندک قابل استفاده می باشد.



شکل ۱- صورت‌های مختلف سطح تماس مایع و گاز

۲- معادلات حاکم

مدل ارائه شده بر اساس فرض وجود تعادل بین دو فاز در هر نقطه از خط لوله می‌باشد. معادلات مورد استفاده در این مدل عبارتند از:

۱. معادلات حاصل از قوانین بقای مومنتوم روی فاز گاز و مایع (جهت تعیین فشار و کسر حجمی مایع)
۲. معادلات حاصل از قوانین بقای جرم روی هر جزء به تعداد اجزاء و معادله حاصل از جمع کسر مولی مخلوط برابر یک (جهت تعیین کسر مولی هر جزء و دبی جرمی کل مخلوط)
۳. معادله حاصل از قانون بقای انرژی روی مخلوط (جهت تعیین دما)
۴. معادلات تبخیر ناگهانی (جهت تعیین کسر مولی اجزاء در فازهای مایع و گاز و تعیین سهم هر فاز از دبی جرمی کل)
۵. معادله حالت (جهت تعیین انتالپی باقیمانده، ثابت تعادل، دانسیته گاز و مایع)
۶. معادلات تجربی جهت پیش بینی خواص فیزیکی سیالات (دانسیته مایع و گاز، ویسکوزیته مایع و گاز و کشش سطحی)

۳- مدل پیشنهادی (NIOC)

مدل پیشنهادی بر اساس دو مدل بیکر و گرولمن-فورتوین استوار گردیده است. همچنین در مدل پیشنهادی چهار الگوی جریان لایه ای، حلقوی، حلقوی-مه آلود و مه آلود در نظر گرفته شده است و برخی از مشاهدات ارائه شده در منابع در این مدل لحاظ شده است. نکاتی که در مدل پیشنهادی در نظر گرفته شده است بصورت زیر می‌باشد:

۱. در خطوط لوله روبه پائین و در شرایطی که میزان مایع اندک می‌باشد (شرایط خطوط لوله گاز مرطوب و گاز کاندنس) جریان بصورت لایه ای است. بنابر این در خطوط افقی یا با شیب روبه پائین، فرض بر وجود جریان لایه ای است.
۲. در خطوط لوله روبه بالا، جریان گاز عامل اساسی در حرکت مایع روبه بالا می‌باشد. در این شرایط بخشی از مایع بصورت ذرات ریز همراه گاز می‌گردد و بخش دیگر که بصورت لایه ای است، کسری از سطح جانبی لوله را می‌پوشاند.
۳. در صورتی که مقدار پارامتر لاکهارت مارتینلی محاسبه شده از 0.1 کمتر گردد، الگوی جریان مه‌آلود در نظر گرفته می‌شود.
۴. در خطوط لوله رو به بالا در صورتی که کسر حجمی مایع از 0.3 بیشتر شود، الگوی جریان لخته‌ای در نظر گرفته می‌شود.
۵. در برخی از نقاط خط لوله ممکن است تمامی مایع تبخیر گردد و جریان دو فازی تبدیل به جریان گاز می‌شود. بنابراین مدل پیشنهادی باید توانایی پیش بینی در شرایط هم گاز و هم جریان دو فازی را داشته باشد.

۴- روش پیشنهادی (NIOC) در محاسبه کسر حجمی مایع و افت فشار

هدف از مدلسازی خط لوله‌ای با قطر، طول و پروفیل پستی و بلندی معلوم و با معلوم بودن شرایط مخلوط دوفازی ورودی به خط (دما، فشار و ترکیب اجزاء مخلوط)، تعیین توزیع فشار، کسر حجمی مایع، دما و دبی جرمی و ترکیب اجزاء دو فاز در طول خط می‌باشد.

قانون بقای جرم در شرایط پایا بسادگی بیان کننده ثابت بودن ترکیب اجزاء مخلوط دو فاز و دبی جرمی کل مخلوط (Z_i) در طول خط لوله می‌باشد. با استفاده از شرایط تعادل در هر نقطه از خط لوله و با کمک محاسبات تبخیر ناگهانی می‌توان دبی جرمی هر فاز و ترکیب اجزاء این دو فاز (m_L, m_G, X_i, Y_i) را محاسبه نمود. دلیل تغییر در دبی جرمی و ترکیب اجزاء دو فاز مایع و گاز، تغییر در شرایطی نظیر فشار و دما در طول خط و در نتیجه تغییر در شرایط تعادل می‌باشد. همانگونه که عنوان

شد کسری از مایع که بدلیل سرعت بالای گاز به همراه گاز حرکت می کند. این کسر با استفاده از رابطه ی ارائه شده توسط پتالاس- عزیز {Petalas & Aziz (1998)} [۱۵] محاسبه می شود:

$$F_E = \frac{N_A}{1 + N_A} \quad (۱)$$

در رابطه بالا F_E کسر جرمی مایع همراه گاز می باشد و N_A بصورت زیر محاسبه می گردد:

$$N_A = 0.735 N_B^{0.074} \left(\frac{u_{sg}}{u_{sL}} \right)^{0.2} \quad (۲)$$

که با استفاده از رابطه ی زیر N_B تعیین می شود:

$$N_B = \frac{\mu_L^2 u_{sg}^2 \rho_g}{\sigma^2 \rho_L} \quad (۳)$$

پس از محاسبه F_E با داشتن دبی جرمی مایع، کسری از مایع که بصورت لایه ای جدار لوله را تر نموده است محاسبه می نمائیم:

$$m_{Lf} = m_L (1 - F_E) \quad (۴)$$

کسری از مایع که همراه گاز می باشد بصورت زیر تعیین می شود:

$$m_{Lc} = m_L F_E \quad (۵)$$

که m_L دبی جرمی کل مایع، m_{Lf} دبی جرمی مایع جریان یافته بصورت لایه ای و m_{Lc} دبی جرمی مایع همراه گاز می باشند. با داشتن m_{Lf} می توان از روش گرولمن فورتوین مقدار محتوای مایع لایه ای و افت فشار را محاسبه نمود. یکی از مهمترین روابط در این مدل رابطه پیش بینی ضریب اصطکاک بین لایه مایع و جریان گاز و مایع همراه می باشد. یکی از مهمترین تصحیح های صورت گرفته جهت تطابق نتایج با اطلاعات تجربی ارائه رابطه ای مناسب جهت پیش بینی ضریب اصطکاک بین جریان لایه ای مایع و هسته گاز-مایع در خطوط لوله رو به بالا می باشد. رابطه ارائه شده جهت تعیین ضریب اصطکاک مایع و گاز، f_i ، بصورت زیر می باشد:

$$f_i = \frac{1.66}{\left[\text{Ln} \left(\frac{15}{\text{Reg}} + \frac{\text{kn}}{3.715d} \right) \right]^2} \quad (۶)$$

در رابطه ی بالا Reg عدد رینولدز واقعی جریان گاز می باشد و kn زبری ناشی از وجود موج روی سطح مایع می باشد. مقدار kn از رابطه ی زیر تعیین می گردد:

$$\text{kn} = 0.6325 d \frac{\alpha}{\theta} \quad (۷)$$

در رابطه ی بالا α کسر حجمی مایع در لوله و θ کسری از زاویه ی ۱۸۰° نیم محیط لوله می باشد که توسط مایع تر گردیده است. برای تعیین ضریب اصطکاک بین مایع و جداره ی لوله، f_i ، رابطه ی زیر ارائه شده است:

$$f_i = 0.0633 f_{sl}^{0.731} \quad (۸)$$

که ضریب اصطکاک ظاهری مایع با جداری لوله می باشد و توسط روابط استاندارد نظیر Colebrook-White قابل محاسبه است. این دو رابطه جایگزین روابط مشابه در روش گرولمن و فورتوین می شوند. همچنین در خطوط لوله رو به بالا، جریان گاز به همراه قطرات مایع با کمک یک روش همگن مدل سازی می شوند. ضریب اصطکاک گاز با جداره توسط رابطه‌ی AGA تعیین می شود. سپس این ضریب باتوجه به مقدار مایع همراه توسط رابطه‌ی زیر تصحیح می شود:

$$f_{ip} = \frac{f_g}{E^2} \quad (9)$$

ضریب تصحیح E شکل تصحیح شده فلانگان است:

$$E = \frac{r - 0.1}{1.1215r + 1.3439} + 0.1084 \quad (10)$$

که در رابطه‌ی بالا:

$$r = \frac{u_{sg}}{R^{0.32}} \quad (11)$$

که R نسبت جریان مایع همراه به گاز (بر حسب بشکهای مایع به میلیون فوت مکعب در شرایط استاندارد) است. در صورتی که گاز شامل قطرات همراه مقدار ضریب E یک در نظر گرفته می شود.

با بکارگیری دو قانون بقای مومنتوم برای مایع لایه‌ای و هسته گاز و مایع همراه (در صورت عدم وجود مایع همراه فقط گاز) فشار و کسر حجمی مایع که شامل دو بخش مایع لایه‌ای و قطرات مایع همراه گاز می باشد تعیین می شود. البته همانگونه که عنوان شد در خطوط رو به پائین از روش بیکر و در خطوط رو به بالا از روش گرولمن و فورتوین استفاده می شود. قوانین بقای مومنتوم در شرایط پایا بصورت زیر می باشد:

$$\alpha \frac{\partial p}{\partial x} = M_L u_g - M_g u_L - \frac{S_{wL}}{A} \tau_{wL} + \frac{S_i}{A} \tau_{iL} - \rho_L \alpha \frac{g}{g_c} \sin \beta \quad (12)$$

$$(1 - \alpha) \frac{\partial p}{\partial x} = M_g u_L - M_L u_g - \frac{S_{wg}}{A} \tau_{wg} + \frac{S_i}{A} \tau_{ig} - \rho_g (1 - \alpha) \frac{g}{g_c} \sin \beta \quad (13)$$

در روابط بالا ρ و u به ترتیب دانسیته و سرعت واقعی سیال می باشند. زیروندهای L و g به ترتیب بیانگر فازهای مایع و گاز می باشند. M_L میزان انتقال جرم کل به فاز مایع و M_g میزان کل انتقال جرم به فاز گاز می باشد. α کسر حجمی مایع، A سطح مقطع لوله و β شیب خط لوله (رو به بالا مثبت) است. τ_{wL} و τ_{wg} تنش برشی بین فازهای مایع و گاز با دیواره لوله می باشند و τ_{iL} و τ_{ig} همانگونه که قبلاً بیان شد به ترتیب تنش برشی اعمالی از طرف گاز به مایع و از طرف مایع به گاز هستند ($\tau_{ig} = -\tau_{iL}$). مقادیر S_i ، S_{wL} و S_{wg} به ترتیب سطح تماس بر واحد طول بین دو فاز، فاز مایع و دیواره و فاز گاز و دیواره می باشند و با توجه به نوع الگوی جریان و با استفاده از اصول هندسی تعیین می شوند. مقادیر تنش برشی توسط روابط زیر محاسبه می شوند:

$$\tau_{wL} = \frac{f_{wL} \rho_L u_L^2}{2g_c} \quad (14)$$

$$\tau_{wg} = \frac{f_{wg} \rho_g u_g^2}{2g_c} \quad (15)$$

$$\tau_{iL} = \frac{f_i \rho_g (u_g - u_i) |u_g - u_i|}{2g_c} \quad (16)$$

مقادیر f_i و f_{wg} ، f_{wl} به ترتیب ضرایب اصطکاک مودی مایع و دیواره، گاز و دیواره و بین دو فاز می‌باشند. مدل‌های مختلف بسته به الگوی جریان دو فازی روابط مختلفی برای این پارامترها ارائه نموده‌اند. اصولاً تفاوت عمده بین مدل‌های دو سیالی مختلف در همین روابط می‌باشد. جزئیات تعیین این پارامترها بر اساس دو روش بیکر و گرولمن-فورتن در مراجع [۶]، [۱۰]، و [۱۱] ارائه شده‌اند.

با کمک قانون بقای انرژی می‌توان دمای مخلوط را در هر نقطه از خط محاسبه نمود. معادله حاصل از این قانون در شرایط پایا بصورت زیر می‌باشد:

$$\frac{d}{dx} [\alpha \rho_L u_L (H_L + \frac{1}{2} u_L^2)] + \frac{d}{dx} [(1 - \alpha) \rho_g u_g (H_g + \frac{1}{2} u_g^2)] + [\alpha \rho_L u_L + (1 - \alpha) \rho_g u_g] g \sin \beta = q_t \quad (17)$$

H انتالپی مخصوص سیال می‌باشد. انتالپی و دانسیته دو فاز گاز و مایع توسط معادله‌ی حالت PRSV تعیین می‌شود [۱۶]. در رابطه بالا q_t کل حرارت منتقل شده از سیال دو فازی به محیط بیرون لوله می‌باشد:

$$q_t = U_{ave} \pi D (T - T_s) \quad (18)$$

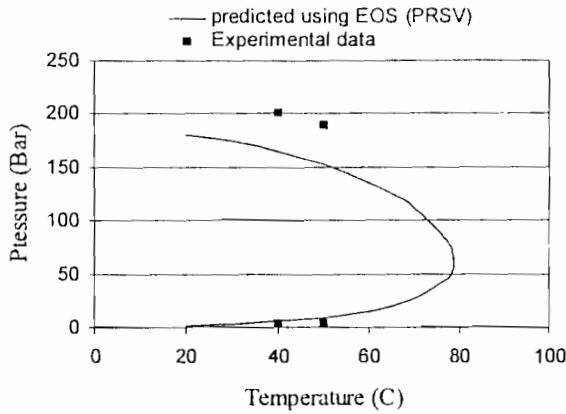
U_{ave} ضریب انتقال حرارت، T_s دمای محیط، T دمای هر نقطه از خط لوله و D قطر خط لوله می‌باشند.

برای تعیین ویسکوزیته گاز از روش چانگ [۱۷]، ویسکوزیته مایع از روش گرانبرگ-نیسان [۱۷] و کشش سطحی از روش مکلئود-سادن [۱۷] استفاده شده است.

۵- نتایج

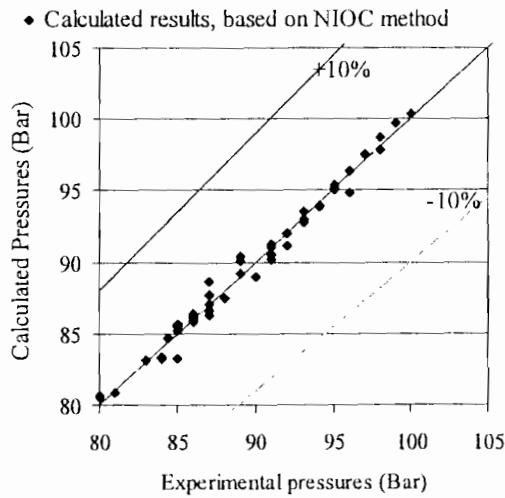
جهت توسعه معادلات ۶ تا ۸ از اطلاعات تجربی حاصل از خطوط لوله یکی از میدان‌های نفت مرکزی استفاده شده است. در این میدان جریان گاز از ۷ واحد بهره‌برداری به پالایشگاه توسط خطوط لوله‌ای با قطرهای ۲۴، ۳۶، ۴۲، ۴۸، ۲۰ و ۳۰ اینچ انتقال می‌یابد. پروفیل فراز و نشیب این خطوط در اختیار می‌باشد. فشار یا دبی در این هفت واحد بهره‌برداری که در واقع ورودی‌های خطوط لوله می‌باشند را می‌توان بدلیخواه تنظیم نمود. در ۷ نقطه ورودی به خط و همچنین دو نقطه خروجی از خط در پالایشگاه اندازه‌گیری‌هایی شامل فشار و دبی در شرایط مختلف و دما صورت گرفت. همچنین با نمونه‌گیری در این نقاط ترکیب اجزاء توسط دستگاه کروماتوگرافی گازی مستقر در پژوهشگاه شرکت نفت تعیین شد. ۲۴۰ داده از فشار، دما و دبی ورودی و خروجی از این ۷ خط لوله کسب شد. از ۲۰۰ داده جهت توسعه معادلات ۶ تا ۸ استفاده شد. ضرایب موجود در این معادلات بر اساس کسب بهترین تطابق نتایج مدل با این ۲۰۰ داده تجربی بر اساس محاسبات بهینه‌سازی حاصل شد. برای این منظور در کنار مدل ارائه شده از یک نرم‌افزار بهینه‌ساز که بر اساس روش مارک-کوارت توسعه داده شده است، استفاده شد. از ۴۰ داده میدانی باقیمانده جهت تعیین کارایی مدل و مقایسه نتایج آن استفاده گردید.

طلایی و نصیری (۲۰۰۴) [۱۸] نشان دادند که اثر مدل ترمودینامیکی استفاده شده در محاسبات تعادلی مخصوصاً در سیستم‌های گاز مرطوب بسیار زیاد می‌باشد. بنابراین برای جدا کردن خطای مربوط به محاسبات تعادلی از خطای مدل دوفازی تلاش‌هایی بعمل آمد. برای این منظور ابتدا برای یکی از نمونه‌های گازی گرفته شده، توسط دستگاه PVT موجود در پژوهشگاه شرکت نفت چند نقطه‌ی شبنم بدست آمد. سپس مقدار بهینه ضریب دوتائی بین Cl و $C7+$ که مهمترین عامل در پیش بینی تعادلی معادله حالت می‌باشد تعیین شد. شکل ۲ مقایسه بین نتایج منحنی فازی محاسبه شده و داده‌های تجربی را نشان می‌دهد.



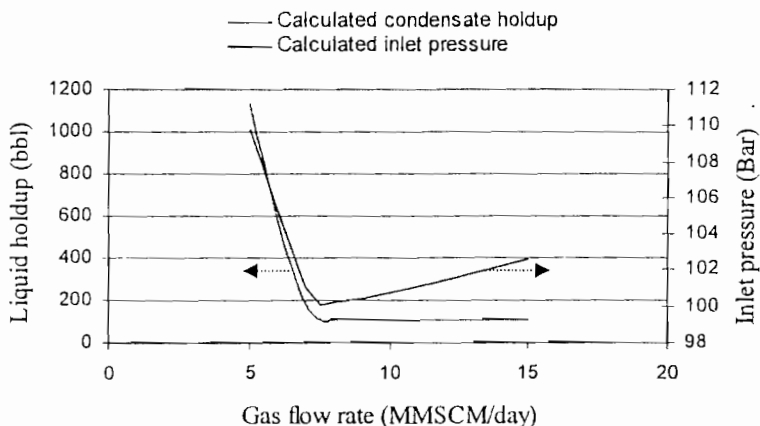
شکل ۲ - مقایسه‌ی منحنی فازی ترسیم شده گاز ورودی به پالایشگاه از خط ۴۸ توسط جعبه محاسبات تعادلی مدل و اطلاعات تجربی.

شکل ۳ مقایسه‌ای بین نتایج مدل ارائه شده و داده‌های میدانی را نشان می‌دهد. همانگونه که شکل نشان می‌دهد، خطای حداکثر، کمتر از دو درصد می‌باشد.



شکل ۳ - مقایسه فشارهای محاسبه شده در ورودی‌های شبکه بر اساس روش NIOC و داده‌های تجربی کسب شده از میدان گازی نفت مرکزی.

مهمترین ویژگی مدل ارائه شده پیش‌بینی افزایش افت فشار و کسر حجمی مایع خط با کاهش بیش از حد سرعت می‌باشد. شکل ۴ نشان‌دهنده‌ی افزایش فشار ورودی به خط و کسر حجمی مایع خط با کاهش دبی ورودی به خط می‌باشد. در خطوط لوله عملیاتی این نکته بسیار مهم است که کاهش دبی گاز و در نتیجه سرعت آن باعث کاهش افت فشار می‌گردد. اما کاهش دبی به کمتر از یک حد باعث افزایش کسر حجمی مایع خط و در نتیجه افت فشار بیشتر می‌گردد.



شکل ۴- تاثیر کاهش جریان ورودی به خط لوله ۲۴ اینچی بر محتوای مایع و فشار ورودی به خط. فشار خروجی ۹۹ بار دمای

ورودی ۴۰ درجه سانتیگراد می باشند و محاسبات بر اساس روش NIOC صورت گرفته است.

در خروجی از دو خط لوله‌ی ۴۲ و ۴۸ اینچ یک لخته‌گیر جهت جداسازی میعانات تشکیل شده در طول خط از گاز تعبیه شده است. مایع حاصل از این دو لخته‌گیر پس از نمونه‌گیری آنالیز شده و مقادیر پارامترهای مهم با مقدار محاسبه شده توسط مدل مقایسه شده است. جدول ۱ نتایج این مقایسه را نشان می‌دهد. این مقایسه نشان‌دهنده دقت مدل می باشد.

جدول ۱ - مقایسه نتایج حاصل از شبیه سازی و اطلاعات تجربی.

درصد مولی C7+	درصد مولی C6	درصد مولی C1		
۵۰/۳۵	۸/۶۷	۲۴/۱۰	اطلاعات تجربی	مایع خروجی از لخته‌گیر خط ۴۲ اینچ
۴۹/۶۹	۱۰/۰۲	۲۵/۷۸	نتایج محاسبات	
درصد مولی C7+	درصد مولی C6	درصد مولی C1		
۴۴/۱۳	۶/۹۲	۲۵/۱۷	اطلاعات تجربی	مایع خروجی از لخته‌گیر خط ۴۸ اینچ
۴۴/۵۹	۶/۴۵	۲۶/۹۶	نتایج محاسبات	

۶- نتیجه گیری

مدل ریاضی جهت پیش بینی افت فشار و محتوای مایع خطوط لوله گاز و میعانات توسعه داده شد. مدل بر اساس فرض تعادل بین فازها بنا نهاده شده است. این مدل قادر به پیش بینی افزایش افت فشار با کاهش بیش از حد سرعت در لوله می باشد. مدل دوفازی بر اساس تلفیق دو روش بیکر و گرولمن-فورتوین می باشد. معادلات جدیدی برای پیش بینی ضرایب اصطکاک مایع-گاز و مایع-دیواره بدست آمد. این ضرایب بر اساس تطابق مدل با ۴۰۰ داده ی تجربی کسب شده از یکی از میدان های نفتی ایران بدست آمده است. ۴۰ داده باقیمانده برای ارزیابی مدل بکار رفته است. نتیجه این مقایسه وجود خطای کمتر از ۲٪ را نشان می دهد.

تشکر و قدردانی

بدینوسیله از اداره پژوهش و توسعه شرکت نفت مناطق مرکزی ایران جهت حمایت مالی این تحقیق سپاسگزاری می شود.

مراجع

- 1- Johannessen, Th., "A theoretical solution of the Lockhart and Martinelli flow model for calculating two-phase flow pressure drop and hold-up," Int. Journal of Heat & Mass Transfer, Vol. 15, pp. 1443-1449, 1972.
- 2- Taitel, Y., and Duckler, A. E., "A model for predicting flow transition regime transitions in horizontal and near horizontal gas liquid flow," AICHE J., VOL.22, 1976.
- 3- Taitel, Y., "Flow pattern transitions in rough pipes," Int. J. of Multiphase flow, vol. 3, pp. 597-601, 1977.
- 4- Oliemans, R. V. A., "Two-phase flow in gas transmission pipeline," ASME paper 76-pet-25, ASME Meeting, Mexico City, Sep. 1976.
- 5- Oliemans, R. V. A., "Modeling of gas-condensate flow in horizontal and inclined pipes, presented at the ASME pipeline Engineering Symposium-ETCE, Dallas, Tx, 1987.
- 6- Baker A., Nielsen, K., and Gabb, A., "Field data test new holdup , Pressure-loss calculations for gas-condensate pipelines, Oil & Gas Journal, Mar. 21, 1988.
- 7- Hamersma, P. J. and Hart, J., "A pressure drop correlation for gas/liquid pipe flow with small liquid holdup, Chemical Engineering Science, vol. 42, 5, pp 1187-1196, 1986.
- 8- Hart, N. P., Hamersma, P. J. and Fourtun, J. M. H., correlations predicting frictional pressure drop and liquid holdup during horizontal gas-liquid pipe flow with small liquid holdup, Int. J. of Multiphase Flow, vol. 15, 1989.
- 9- Chen, X. T., Cai, X. D. and Brill, J. P., "Gas-liquid stratified-Wavy flow in horizontal pipeline," Journal of Energy Resources Technology, 119, pp. 209-216, 1997.
- 10- Grolman, E. and Fortuin, J. M. H., "Gas-liquid flow in slightly inclined pipes," Chemical Engineering Science, Vol. 52, No. 24, pp 4461-4471, 1997.
- 11- Grolman, E. and Fortuin, J. M. H., "Liquid holdup, pressure gradient and flow patterns in inclined gas-liquid pipe flow," Experimental thermal and fluid science, Vol. 15, pp. 174-182, 1997
- 12- Meng W., Chen, X. T., Kouba, G., Sarica, C. and Brill, J. P., "Experimental study of low liquid loading gas-liquid flow in near horizontal pipes," SPE 56466, Presented at the 1999 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, Texas, 3-6 Oct, 1999.
- 13- Asante, B., "Two phase flow: accounting for the presence of liquids in gas pipeline simulation," Pipeline Simulation Interest Group Conference, www.psig.com, (1999).
- 14- Butterworth, D., "A comparison of some void-fraction relationships for co-current gas-liquid flow," Int. Journal of Multiphase Flow, 1, pp. 845-850, 1975.
- 15- Petalas, N. and Aziz, KH., "A mechanistic model for multiphase flow in pipes," 49th Annual Technical Meeting of the Petroleum Society of the Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum, Calgary, Canada, June 8-10, No. 98-39, 1998
- 16- Stryjek, R. and Vera, J. H., "PRSV: An improved Peng-Robinson equation of state for pure components and mixtures," The Canadian Journal of Chemical Engineering, 64, pp. 323-333, 1986.
- 17- Poling, B. E., Prausnitz, J. M. and O'connell, d J. P., *The properties of gases and liquids*, Fifth edition, McGraw Hill Company, 2001.
- 18- Talaie, M.R. and Nasiri, M., "The effect of C7+ characterization on pressure drop of wet gas pipelines," 8TH Iranian Congress of Chemical Engineering, Tarbiat Modarres University, 2004.