

اندازه‌گیری جریان چندفازی نفت و گاز با استفاده از ابزار دقیق مجازی

ابوالفضل وروانی فراهانی و محسن منتظری*

دانشکده مهندسی برق و کنترل، دانشگاه شهید بهشتی، تهران، ایران

تاریخ دریافت: ۹۶/۴/۶ تاریخ پذیرش: ۹۶/۱۰/۱۹

چکیده

در این مقاله اندازه‌گیری جریان چندفازی توسط ابزار دقیق مجازی مورد بررسی قرار گرفته است. رویکرد غیرخطی با استفاده از فیلتر کالمن توسعه‌یافته بر روی معادلات ناویر استوکس حاکم بر سیالات اعمال می‌گردد و دبی نفت و گاز دوفازی تخمین زده می‌شود. این تخمین با استفاده از روش المان محدود و فیلتر کالمن تجمعی، طی دو سناریو با استفاده از داده‌های اندازه‌گیری خروجی و اطلاعات اندازه‌گیری ورودی انجام می‌گردد و در نهایت نتایج تخمین با اطلاعات فرآیند واقعی موجود در صنعت مقایسه می‌گردد. در این مقاله به دنبال اندازه‌گیری مستقیم جریان سیال چندفازی نبوده بلکه با استفاده از متغیرهایی (نظیر فشار، دما، جریان تک فازی خروجی واحد یا ورودی واحد به همراه کسر حجمی) که مستقیماً قابل اندازه‌گیری هستند، جریان ورودی را بدون استفاده از المان اولیه اندازه‌گیری جریان، با دقت بالا به دست آورده‌ایم و با مقایسه دو روش اندازه‌گیری در ورودی پالایشگاه و خروجی پالایشگاه، مشاهده می‌گردد که دقت و تکرارپذیری روش استفاده شده بسیار بالا بوده به طوری که خطای تخمین براساس ورودی ۰/۱۴۲٪ و براساس خروجی ۱/۰۳۶٪ می‌باشد. بر این اساس اگرچه این اطلاعات با سیستم خروجی همخوانی نداشته اما خوشبختانه بر اطلاعات سیستم اندازه‌گیری ورودی منطبق می‌باشد لذا علاوه بر قابلیت جایگزینی سیستم در آن نقطه، قابلیت پشتیبانی از سیستم موجود را هم داراست.

کلمات کلیدی: سیستم اندازه‌گیری، جریان چندفازی، نفت و گاز، ابزار دقیق مجازی، رویکرد غیرخطی

مقدمه

صادرات شده است. علی‌رغم پیشرفت‌های فراوان در عرصه اندازه‌گیری سیالات تک فازی و افزایش چشمگیر دقت و صحت، متأسفانه سیستم‌های اندازه‌گیری سیالات چندفازی (متشکل از فازهای گاز، نفت و جامد) محدودیت‌های زیادی داشته و از دقت خوبی برخوردار نیست.

افزایش تقاضا و محدود بودن منابع هیدروکربوری باعث افزایش روز افزون قیمت و به تبع آن افزایش حساسیت برای بهبود دقت اندازه‌گیری در فروش و

متخلخل، معلوم هستند و به دنبال کسر حجمی و سرعت فازهای مختلف است و این در صورتی است که در عمل اندازه‌گیری جریان‌های جانبی مشکل تر از اندازه‌گیری سیال در داخل لوله است [۷].

در پژوهشی که تکسیرا و همکارانش انجام دادند فرض بر این است که مقدار گازی که برای فرازآوری تزریق می‌شود معلوم بوده و توسط اندازه‌گیری بعضی از پارامترها برای کنترل فیدبکی، فشار مخزنی را تخمین می‌زند [۸]. علی‌رغم تحقیقات فراوان راجع به جریان‌های چندفازی و ابزار دقیق مجازی، توجه زیادی به جریان‌های دوفازی در ورودی پالایشگاه‌ها و پتروشیمی‌ها نشده است. نفت و گاز بعد از خروج از چاه، از طریق سکوها دریافت می‌گردد که ممکن است عملیات فراورش اولیه روی آن انجام شود و یا مستقیماً پس از خروج از سکو به سمت پالایشگاه یا پتروشیمی ارسال شود. در ایران همه سکوها و مبادی تولید متعلق به شرکت ملی نفت ایران هستند و اکثر مقاصد دریافت کننده، متعلق به شرکت‌های خصوصی و یا شرکت‌های دولتی دیگر خارج از شرکت نفت می‌باشد که مبادلات نفت و گاز در حساب فیما بین آنها لحاظ می‌گردد. با توجه به اینکه محل اندازه‌گیری همیشه در فانس ارسال کننده است و یا طبق موافقت ارسال کننده، در صورت عدم وجود سیستم دقیق، می‌بایست سیستم اندازه‌گیری دریافت کننده ملاک محاسبات کمیت و کیفیت قرار بگیرد. در هر دو حالت سیال موجود در خط، چند فازی بوده و در بهترین حالت و با شرط جدایش میزان آب موجود در آن، دوفازی گاز و نفت خواهیم داشت. در اکثر موارد هر کدام از طرفین ارسال دریافت کننده یک سیستم اندازه‌گیری با تکنولوژی تک‌فازی مانند اریفیس یا ونچوری و ... دارند که اندازه‌گیری با خطای بالا انجام می‌دهد و همین امر، منبع بروز اختلافات زیاد در ارقام اعلامی دو طرف شده است.

همیشه متغیرها و پارامترهای فرآیندی که مدنظر بهره‌بردار می‌باشد به راحتی در دسترس نبوده و یا به دلایلی نظیر اینکه اندازه‌گیری آنها نیاز به صرف هزینه و تجهیزات فراوان دارد و یا به سبب ضعف تکنولوژی در حال حاضر به‌طور مستقیم قابل اندازه‌گیری نیستند. بدین لحاظ یک راه حل برای اندازه‌گیری متغیر دلخواه استفاده از ابزار دقیق مجازی^۱ برای تخمین دقیق آنها از اندازه‌گیری سایر متغیرها است. با توجه به اینکه اندازه‌گیری مستقیم جریان چندفازی با استفاده از سیستم‌های موجود یا از دقت کافی برخوردار نیست، یا مقرون به صرفه نبوده و یا در برخی موارد اصلاً امکان‌پذیر نیست، از ابزار دقیق مجازی برای اندازه‌گیری جریان استفاده می‌گردد. یکی از ابزارهای مهم که در این زمینه می‌توان از آن استفاده نمود، فیلتر کالمن^۲ (KF) می‌باشد [۱]. فعالیت‌های متعددی در زمینه استفاده از رویتگر در سیستم‌های اندازه‌گیری به خصوص در سیالات چندفازی انجام شده است. بعضی از آنها با استفاده از روش‌های استنتاجی بر روی چاه‌های فرازآوری با گاز تمرکز نموده‌اند [۲ و ۳]. در برخی موارد کالمن فیلتر برای تنظیم پارامترهای مدل جریان چند فازی استفاده شده است و یا با استفاده از اندازه‌گیری دما و فشار درون چاهی، میزان دبی گاز، آب و نفت را تخمین می‌زند [۴]. با استفاده از فیلتر کالمن تجمعی^۳ (ENKF) در یک ابزار دقیق مجازی برای یک چاه افقی با استفاده از فشار درون چاهی و اندازه‌گیری دبی خروجی، سرعت و کسر حجمی نفت و گاز را تخمین می‌زند [۵ و ۶].

اکثر موارد یاد شده به اندازه‌گیری جریان درون چاهی پرداخته‌اند. معمولاً یک جریان ثابت را معلوم و قابل اندازه‌گیری فرض نموده‌اند و با اندازه‌گیری پارامترهای غیرمستقیم، تخمینی از جریان نفت و گاز به‌صورت مجزا را به‌دست آورده‌اند و بدون در دسترس بودن جریان ثابت معلوم، قابلیتی برای استفاده ندارند. به‌عنوان مثال در تحقیقات گزیلایف و همکارانش فرض بر این است که جریان‌های جانبی از لوله

1. Soft Sensor

2. Kalman Filter

3. Ensemble Kalman Filter

مدل دینامیکی جریان

تحقیقات فراوانی بر روی سیالات دوفازی در داخل لوله انجام شده است که تمرکز اکثر آنها بر تشخیص رژیم جریانی و اندازه‌گیری جریان دوفازی بوده است. اگرچه شاید تشخیص دوفازی بودن سیال امر ساده‌ای به نظر برسد اما تشخیص رژیم جریانی مشکل بوده و به فاکتورهای زیادی نظیر کسر حجمی فازها، سرعت فازها، اصطکاک بین‌فازی، جنس لوله، وضعیت قرارگیری خط و جهت حرکت سیال و ... بستگی دارد که این پارامترها در اندازه‌گیری جریان هم اهمیت بالایی دارند اما اکثر این پارامترها یا جزو مجهولات مساله هستند و یا برای برخی از آنها تنها جداول، نمودارها و فرمول‌های تجربی ارائه شده است که فراگیر نبوده، نظرات متعددی وجود داشته و اتفاق نظر جمعی بر روی آنها وجود ندارد.

برای تشخیص دوفازی بودن سیال، پارامترهای زیادی از سوی محققان مختلف ارائه شده است که از آن جمله به پارامتر لاکهارت - مارتینلی^۱ می‌توان اشاره نمود که با توجه به اینکه سیال غالب در این مقاله، گاز در نظر گرفته شده است و فصل ۲۰ استاندارد انستیتو نفت آمریکا [۹] نیز آنرا پیشنهاد داده است به همین دلیل از این پارامتر استفاده گردیده است. بزرگ بودن پارامتر لاکهارت مارتینلی نشان از بالا بودن کسر حجمی مایع در لوله می‌باشد و در صورت نزدیک بودن این پارامتر به صفر، آن سیال تک‌فازی نامیده می‌شود. پارامتر لاکهارت نسبت عدد فرود^۲ گاز به عدد فرود مایع می‌باشد یا به عبارت دیگر این عدد نسبت گرادیان فشار در فاز مایع به گرادیان فشار در فاز گاز در حالت تعادل است. در اکثر مبادی ورودی به پالایشگاه، به دلیلی افت دما و افت فشار سیالات هیدروکربوری چندفازی هستند.

برای سیال چندفازی تک بعدی داخل لوله از معادلات دیفرانسیل غیرخطی ناویراستوکس که

بیانگر قانون بقای جرم و بقای ممنتوم است استفاده خواهیم کرد که برای یک طول خاصی از لوله با مقطع ثابت در نظر گرفته می‌شود. یک سری فرضیات قبل از نوشتن معادلات الزامی است [۷].

۱- بر خلاف بسیاری از موارد که سرعت سیال مایع و گاز را یکسان در نظر گرفته‌اند، لغزش بین سرعت گاز و سرعت مایع در نظر گرفته می‌شود.

۲- به دلیل سرعت بالای سیال در خط لوله، سرعت سیال در بقیه جهات غیر از جهت حرکت سیال، ناچیز در نظر گرفته شده است.

معادلات ساده شده قانون بقای جرم به شکل ذیل هستند [۹]:

$$\frac{\partial(\rho_l \alpha_l)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_l \alpha_l u_l)}{\partial s} = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\rho_g (1-\alpha_g))}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g (1-\alpha_g) u_g)}{\partial s} = 0 \quad (2)$$

که در آنها ρ_l چگالی مایع، ρ_g چگالی فاز گاز، α_l کسر حجمی مایع، t زمان و s مکان در طول لوله است.

همان‌طور که می‌دانیم قانون بقای ممنتوم می‌تواند برای هر فاز به صورت جداگانه نوشته شود اما در اینجا قانون بقای ممنتوم را برای مخلوط دو فاز می‌نویسیم:

$$\frac{\partial(\rho_m u)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_m u^2)}{\partial s} = -\frac{\partial p}{\partial s} - S_{fr} \quad (3)$$

که در آن ρ_m چگالی مخلوط، u سرعت سیال، P فشار و S_{fr} افت اصطکاکی می‌باشد و P برای یک گاز عبارت است از:

$$p = \rho_g R_g T_0 \quad (4)$$

چگالی مخلوط از معادله زیر به دست می‌آید [۱۰]:

$$\rho_m = \rho_g (1-\alpha_l) + \rho_l \alpha_l \quad (5)$$

سرعت مخلوط نیز از رابطه پایین محاسبه می‌گردد [۱۱]:

$$u_m = \alpha_l u_l + \alpha_g u_g \quad (6)$$

1. (LM or X) Lockhart-Martinelli Parameter

2. Froude Numbers

ناشناخته، F ، شار و Q ، بردار خروجی هستند.

$$F = \begin{pmatrix} \rho_l \alpha_l u_l \\ \rho_g \alpha_g u_g \\ (p + \rho_l \alpha_l u_l^2 + \rho_g \alpha_g u_g^2) \end{pmatrix} \quad (12)$$

$$U = \begin{pmatrix} \rho_l \alpha_l \\ \rho_g \alpha_g \\ (\rho_l \alpha_l u_l + \rho_g \alpha_g u_g) \end{pmatrix} \quad (13)$$

$$Q = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ -S_{fr} \end{pmatrix} \quad (14)$$

با بازنویسی فرمول‌های قبلی خواهیم داشت:

$$\frac{\partial U}{\partial t} + \frac{\partial U}{\partial s} = Q \quad (15)$$

یک راه برای حل مساله، استفاده از ژاکوبین ماتریس F نسبت به U است که به صورت روابط زیر خواهند بود [۷]:

$$A = \frac{\partial F}{\partial U} \quad (16)$$

$$\frac{\partial U}{\partial t} = Q - A \frac{\partial U}{\partial s} \quad (16)$$

به دست آوردن ژاکوبین کار ساده‌ای نیست زیرا محاسبه مشتقات عناصر F نسبت به متغیرها، کار دشواری است. به همین منظور یک سری متغیرهای اولیه تعریف می‌کنیم که ترکیب واحدی نداشته و قابلیت تغییر به صورت دلخواه وجود دارد. در اینجا ما دانسیته گاز، سرعت و کسر حجمی مایع را به عنوان متغیرهای اولیه انتخاب می‌کنیم.

$$W = (\rho_g \quad u_g \quad \alpha_l)^T \quad (17)$$

یک راه برای حل مساله فوق، استفاده از یکسری تغییر متغیرها و تعریف ماتریس‌های جدید است که فرم قبلی را به فرم رابطه زیر تغییر می‌دهد:

$$\frac{\partial W}{\partial t} + A \frac{\partial W}{\partial s} = A_u^{-1} Q \quad (18)$$

$$A_{ui} = \frac{\partial U_i}{\partial w_i} \quad (18)$$

اما نکته‌ای که باید به آن توجه داشت این است که در این که در این فرمول A_u^{-1} وجود دارد و

درخصوص ویسکوزیته، مدل‌های زیادی برای آن وجود دارد که معروف‌ترین آن مربوط به اینشتاین است [۷]:

$$\mu_m = \mu_l \alpha_l + \mu_g \alpha_g \quad (7)$$

گاز یک سیال تراکم‌پذیر بوده و چگالی آن تابع فشار و دمای گاز است و از رابطه ۴ استفاده می‌گردد. در این مقاله جریان سیال را به صورت جریان توده‌ای^۱ مدل نموده‌ایم [۱۲]. این مدل جریانی، حد میانی بین مدل دوفازی جداشده و سیال ساده همگن است. این مدل هم مانند یک مخلوط رفتار کرده اما در یک لحظه بین سرعت سیال مایع و سرعت گاز تفاوت لحاظ می‌گردد و معادلات انرژی و ممنتوم برای مخلوط نوشته می‌شود. با اعمال مدل لغزش برای سرعت فازها خواهیم داشت [۱۳]:

$$u_g = C_0 u_m + u_d \quad (8)$$

$$C_0 = \left(1.2 - 0.2 \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \right) \quad (9)$$

سرعت رانش^۲ برای حالت مهگون^۳ یا حبابی^۴ به صورت زیر تعریف می‌گردد [۱۳]:

$$u_d = C_1 * 1.53 * \left[\frac{g \tau (\rho_l - \rho_g)}{\rho_l^2} \right]^{0.25} \quad (10)$$

این پارامتر از آن دسته پارامترهایی است که فرمول‌های تجربی متعددی برای آن ارائه شده است که خوشبختانه ساختار مشابهی دارند. تابع معمول برای به دست آوردن افت اصطکاک به صورت زیر نوشته می‌شود [۹]:

$$S_{fr} = C_2 \frac{f}{2d} \rho_m u_m^2 \quad (11)$$

که در آن d قطر لوله و f فاکتور اصطکاک هستند که به زبری لوله و عدد رینولدز بستگی دارد. گروه پارامترهای C پارامترهای داده شده‌ای هستند که قابل تنظیم توسط فیلتر هستند.

با تجمیع معادله قانون بقای جرم برای فاز مایع و فاز گاز و قانون بقای ممنتوم برای مخلوط، ماتریس‌های ورودی، خروجی و اندازه‌گیری به صورت زیر نوشته می‌شود که در آن U ، بردار متغیرهای

1. Drift Flux Model

2. Drift

3. Mist

4. Bubbly

به دینامیک سیستم که در معرض خطاهای مدل قرار دارد وابسته است که در نهایت این تجمع، تخمینی از بردار حالت و ماتریس کوواریانس خطا را فراهم می‌نماید. در مدلی که پیشتر ذکر گردید پارامترها یا مجهول هستند و آنهایی که معلوم هستند دارای نایقینی هستند که با استفاده از فیلتر کالمن تخمین زده می‌شوند. فیلتر از دو گام تشکیل می‌شود، گام پیش‌بینی و گام آنالیز. در گام پیش‌بینی، متغیرهای حالت سیستم توسط حل مدل دینامیکی به روزرسانی می‌گردد که S_k^f بردار حالت می‌باشد که در رابطه ۲۱ آورده شده است. در گام آنالیز، حالت‌های مدل با اضافه کردن اندازه‌گیری‌های موجود به روز می‌گردد:

$$S_{k,i}^f = f(S_{k-1,i}^a) + e_{k,i}^m \quad (21)$$

که در آن $e_{k,i}^m$ نویز سفید اتفاقی با میانگین صفر و کوواریانس خطای مدل Q است.

$$e_{(0,i)}^m \sim N(0, Q_0), \quad e_{(k,i)}^m \sim N(0, Q_k) \quad (22)$$

فیلتر با ایجاد یک مجموعه اولیه شروع می‌شود بدین ترتیب که یک میانگین S_0^a و یک Q_0 در نظر می‌گیرد.

$$S_{0,i}^a = \overline{S_0^a} + e_{0,i}^m \quad (23)$$

در این قسمت فرض می‌کنیم که بین اندازه‌گیری‌ها و حالت‌ها یک رابطه خطی وجود دارد:

$$d_k = MS_k, \quad d_{k,i} = d_k + e_{k,i}^0 \quad (24)$$

در این مرحله به ماتریس کوواریانس خطا نیاز داریم که به صورت رابطه ۲۵ تعریف می‌گردد و با توجه به اینکه هنوز حالت‌های واقعی در دسترس نمی‌باشد لذا باید از میانگین مجتمع حالت‌ها استفاده نمود:

$$E[(S_k^f - S_k^t)(S_k^f - S_k^t)^T], \quad S_k^t \approx \hat{S}_k^f = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N S_{k,i}^f \quad (25)$$

در صورتی که در هنگام شبیه‌سازی، حتی برای یک تکرار هم دترمینان، صفر شود، معکوس ناپذیر شده و تخمین انجام نمی‌گردد.

برای پرهیز از وجود دترمینان صفر، ایده جدیدی که برای حل این مساله در این مقاله لحاظ شده است حل معادله اصلی شماره (۱۵) به روش تقریب المان محدود و سپس استخراج معادلات حالت اصلی براساس حالت‌های فرعی می‌باشد:

$$U = \begin{bmatrix} \rho_l H \\ \rho_g (1-H) \\ \rho_m u \end{bmatrix} \quad (19)$$

$$W = \begin{bmatrix} w_1 \\ w_2 \\ w_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{U(2)}{1 - \frac{U(1)}{\rho_l}} \\ \frac{U(3)}{U(1) + U(2)} \\ \frac{U(1)}{\rho_l} \end{bmatrix} \quad (20)$$

همان‌طور که ملاحظه شد، متغیرهای حالت نامعلوم، چگالی، سرعت و کسر حجمی فازها می‌باشد. اندازه‌گیری‌ها می‌تواند سنسورهای فشار و میترهای اول خط (سناریوی اول) و یا میترهای تک فازی خروجی پالایشگاه (سناریوی دوم) به همراه آنالیزهای موجود باشد.

شبیه‌سازی و فیلتر کردن

فیلتر کالمن یک فیلتر مبتنی بر مدل، قابل استفاده برای سیستمی با معادلات خطی و همراه با نویز سفید گوسی می‌باشد [۱۳]. اما همان‌طور که مشاهده می‌گردد معادلات سیستم موجود، غیرخطی بوده و نمی‌توان از فیلتر کالمن ساده برای تخمین حالت‌ها از آن استفاده نمود، لذا می‌بایست از کالمن توسعه یافته^۲ یا بی‌اثر^۳ برای این کار استفاده نماییم که در این مقاله قصد داریم از روش فیلتر کالمن جمععی^۴ استفاده نماییم [۱۴]. در این فیلتر امکان این وجود دارد که برای بهبود نتایج تخمین حالت‌های سیستم، مشخصات آماری بردار حالت توسط اجتماعی از بردارهای حالت ممکن نمایش داده می‌شود. هر کدام از این بردارها،

1. Meter

2. Extend Kalman Filter (EKF)

3. Uncented Kalman Filter (UKF)

4. Ensemble Kalman Filter (ENKF)

که بدین ترتیب برای هر کدام از ماتریس‌ها خواهیم داشت:

$$U_i = (U_{si}), F_i = (F_{si}), Q_i = (Q_{si})$$

$$U_i^{k+1} = U_i^k - \frac{\Delta t}{\Delta s} \left(F_{i+\frac{1}{2}}^k - F_{i-\frac{1}{2}}^k \right) + \Delta t Q_i^k \quad (31)$$

با توجه به معادلات فیلتر کالمن ذکر شده در بخش قبلی، برای بردار متغیرهای حالت خواهیم داشت:

$$S = [W \ C]^T, \quad W = [\dots P_i \ \rho_{ig} \ u_{ig} \ \alpha_{it} \ \dots]$$

$$C = [C_0 \ C_1 \ C_2] \quad (32)$$

که در آن p فشار، ρ_g چگالی گاز، u_g سرعت گاز، α_1 کسر حجمی مایع و C بردار ضرایب با فرمول معلوم اما با قابلیت تصحیح می‌باشد.

$$Y = [p, u_{out}, \alpha_{out}]^T \quad X = [W \ C]^T \quad (33)$$

تعداد این اندازه‌گیری‌ها در هر نقطه^۲، برابر تعداد سلول‌هایی که در المان محدود در نظر گرفته شده است خواهد بود. یک نویز سفید گوسی با میانگین صفر برای شبیه‌سازی نویز اندازه‌گیری اضافه شده است تا قابلیت مقابله با نویز در سیستم سنجیده شود. میزان نویز اندازه‌گیری برای فشار ۰/۵٪، سرعت ۱٪ و کسر حجمی مایع ۰/۱٪ در نظر گرفته شده است و نویز مدل، تنها بر روی متغیرهای حالت سوار شده است که واریانس برابر با ۰/۰۰۱ در نظر گرفته شده است. برای اندازه‌گیری فشار، اعداد دریافتی از یکی از پالایشگاه‌های گازی کشور به‌طور واقعی قرار داده شده است. در جدول ۱ ذیل شرایط اولیه و اطلاعات یک فرآیند واقعی ذکر گردیده است.

که در آن N سایز مجموعه یا تعداد نمونه‌های جمع آوری شده می‌باشد. با این روش می‌بایست ماتریس کوواریانس خطای مدل را نیز در اختیار داشته باشیم که به‌روش ذیل محاسبه می‌گردد:

$$L_k^f = \frac{1}{\sqrt{N}} \left[(S_{k,1}^f - \hat{S}_k^f) \ (S_{k,2}^f - \hat{S}_k^f) \ \dots \ (S_{k,N}^f - \hat{S}_k^f) \right]$$

$$P_k^f = L_k^f (L_k^f)^T \quad (26)$$

اکنون بهره فیلتر به‌صورت ماتریس ذیل در خواهد آمد که R کوواریانس خطای اندازه‌گیری است:

$$K_k = P_k^f H^T (H P_k^f H^T + R_k)^{-1} \quad (27)$$

که بدین ترتیب متغیرهای حالت آنالیز شده مجتمعی و تخمین جدید از حالت‌های واقعی براساس تجمع داده‌ها بعد از گام آنالیز به‌صورت ذیل انجام می‌گردد:

$$S_{k,i}^a = S_{k,i}^f + K_k (d_{k,i} - H S_{k,i}^f)$$

$$S_k^t \approx \hat{S}_k^a = \hat{S}_k^f + K_k (d_k - H \hat{S}_k^f) \quad (28)$$

برای ماتریس کوواریانس خطا بعد از گام آنالیز خواهیم داشت و مانند سایر سیستم‌ها فرض بر این است که خطای مدل و خطای اندازه‌گیری همبستگی ندارند [۱۵].

$$P_k^a = (I - K_k H) P_k^f \quad (29)$$

اولین گام در حل عددی مسائل، گسسته‌سازی است که در این مرحله با تقسیم‌بندی شبکه‌ها^۱ با مرکز حلقه و طول آن به‌صورت انجام می‌گیرد:

$$S_i = 0.5 \left(S_{i+\frac{1}{2}} + S_{i-\frac{1}{2}} \right) \quad \Delta S_i = S_{i+\frac{1}{2}} - S_{i-\frac{1}{2}} \quad (30)$$

جدول ۱ مقادیر پارمترهای خط

کمیت	قطر لوله (m)	طول لوله (m)	چگالی مایع (kg/m ³)	ویسکوزیته مایع (Pa.s)	چگالی گاز (kg/m ³)	زبری لوله (m)
مقدار	۰/۵	۱۰۰	۱۰۰۰	۰/۰۰۱	۱۰	۲

1. Mesh

2. Node

شماتیکی از محل اندازه‌گیری در مبادی تولید و دریافت را نشان می‌دهد. همچنین در این شکل شماتیک کلی تولید و ارسال گاز به پالایشگاه نیز مشخص شده است.

تجزیه و تحلیل نتایج

در این قسمت، مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی (تخمین متغیرهای حالت) و اطلاعات دریافتی از فرآیند واقعی آورده شده است. همان‌طور که پیشتر نیز ذکر شد در این مقاله از دو سناریو استفاده شده است:

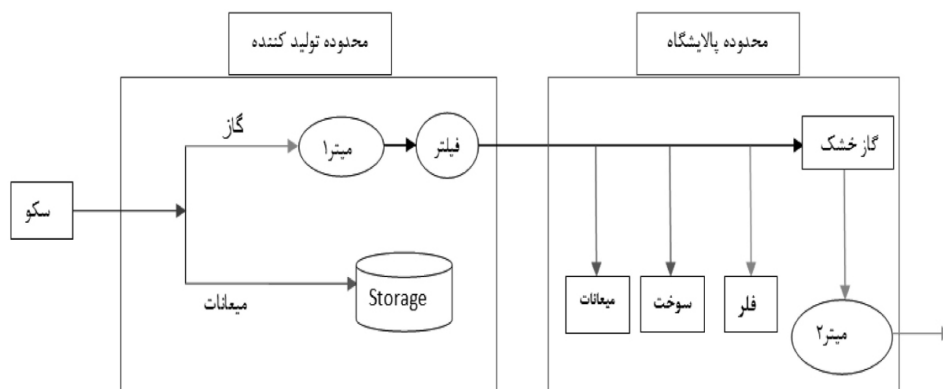
سناریوی اول، تعریف متغیرهای قابل اندازه‌گیری براساس ورودی پالایشگاه، در این روش علاوه‌بر فشار در مقاطع مختلف خط لوله، آنالیز ترکیبات و دبی ورودی (به‌صورت غیر دقیق به روش اختلاف فشاری و البته با اعمال تصحیحات فشار و دما) اندازه‌گیری می‌شود که نمودارهای مختص آن با نام Real-in مشخص گردیده‌اند. متغیرهای اندازه‌گیری به شکل زیر هستند:

$$Y = [p, u_{in}, \alpha_{in}] \quad (34)$$

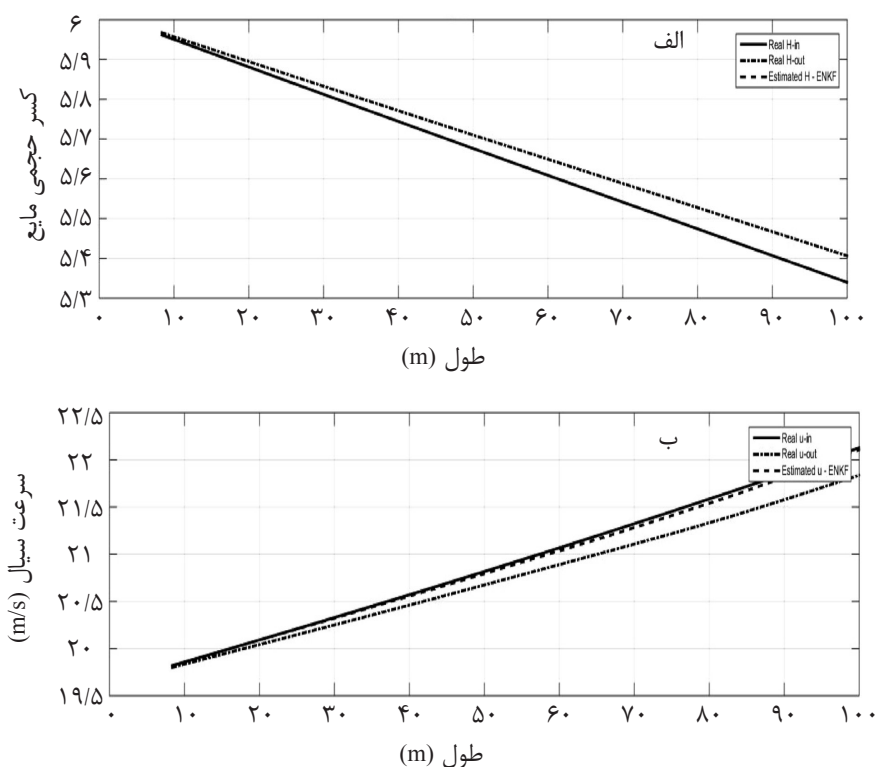
سناریوی دوم، تعریف متغیرهای قابل اندازه‌گیری براساس خروجی‌های پالایشگاه که متشکل از اندازه‌گیری‌های تک فازی گاز و اعمال یک ضریب بزرگ‌تر از ۱ که در اندازه‌گیری‌های خروجی ضرب می‌شود.

فرآیند عملیاتی

هنگامی که گاز از چاه خارج می‌گردد به دلیل افت دما و فشار، میزان مایع موجود در خط افزایش می‌یابد. تجهیزات اولیه‌ای برای جدا کردن این مایعات در محدوده تولید کننده تعیین شده است که سعی شده نقطه اندازه‌گیری در محلی قرار گیرد که کمترین درصد مایع وجود داشته باشد. گاز استحصال‌ی به همین وضعیت به محدوده پالایشگاه ارسال می‌گردد اما به دلیل عدم وجود تجهیزات تنظیم نقطه شب‌نم بعد از کوچک‌ترین تغییرات در فشار و دما دوباره در خط انتقال، مایعات خواهیم داشت. همان‌گونه که در شکل ۱ مشاهده می‌گردد کلیه گاز خروجی از محدوده تولید کننده توسط جریان سنج ۱ (میترا شماره ۱) اندازه‌گیری می‌شود اما در محدوده پالایشگاه فقط گاز خشک خروجی پالایشگاه اندازه‌گیری می‌شود و مواردی نظیر فلر، سوخت مصرف داخلی و میعان‌ات اندازه‌گیری نمی‌گردد و پس از اندازه‌گیری گاز خشک خروجی پالایشگاه، ارقام به دست آمده در یک ضریبی به نام فاکتور افت^۱ ضرب می‌گردد و عدد حاصل به عنوان میزان خوراک ورودی اعلام می‌گردد. فاکتور افت یک بار در هنگام تاسیس پالایشگاه و توسط طراح و با عدم قطعیت بالا و براساس راندمان تجهیزات محاسبه و ارائه می‌گردد و به دلیل نیاز به محاسبات فراوان و تخصص‌های متعدد، محاسبه مجدد حتی بعد از چندین سال هم انجام نمی‌گیرد. شکل ۱



شکل ۱ شماتیک تولید و ارسال گاز از تولید کننده به پالایشگاه



شکل ۲ سرعت سیال و کسر حجمی مایع با استفاده از ENKF برحسب طول لوله

می‌گردد.

جدول ۲ ترکیبات سیال اندازه‌گیری شده در محدوده تولیدکننده

	ترکیبات	میزان
۱	H ₂ S	٪Vol ۱۲/۱
۲	N ₂	٪ mol ۰/۲
۳	C ₁	٪ mol ۵۹/۷
۴	CO ₂	٪ mol ۳/۲
۵	C ₂	٪ mol ۹/۸
۶	C ₃	٪ mol ۶/۳۴
۷	IC ₄	٪ mol ۱/۳۱
۸	NC ₄	٪ mol ۳/۸۰
۹	IC ₅	٪ mol ۱/۳۷
۱۰	NC ₅	٪ mol ۱/۴۶
۱۱	C ₆	٪ mol ۰/۴۲
۱۲	C ₇	٪ mol ۰/۲۲
۱۳	C ₈	٪ mol ۰/۰۷
۱۴	C ₉	٪ mol ۰/۰۱

این ضریب، مقادیر ارسالی به فلر، سوخت کوره‌ها، تجهیزات داخل پالایشگاه و آب جداشده و ... را به‌عنوان ضریب افت در نظر می‌گیرد. نمودارهای این سناریو با Real-out مشخص می‌گردد.

$$Y = [p, u_{out}, \alpha_{out}] \quad (35)$$

با توجه به سناریوهای یاد شده، نتایج حاصل از اندازه‌گیری پالایشگاهی، اندازه‌گیری در محدوده تولید کننده و خروجی ابزار دقیق مجازی به شکل زیر در خواهد آمد:

مشخصات و ترکیب سیال در محدوده تولیدکننده در جدول ۲ آمده است که حاصل نمونه‌گیری توسط دستگاه کروماتوگراف گاز^۱ در دمای ۲۰°C و فشار ۶ Psig است.

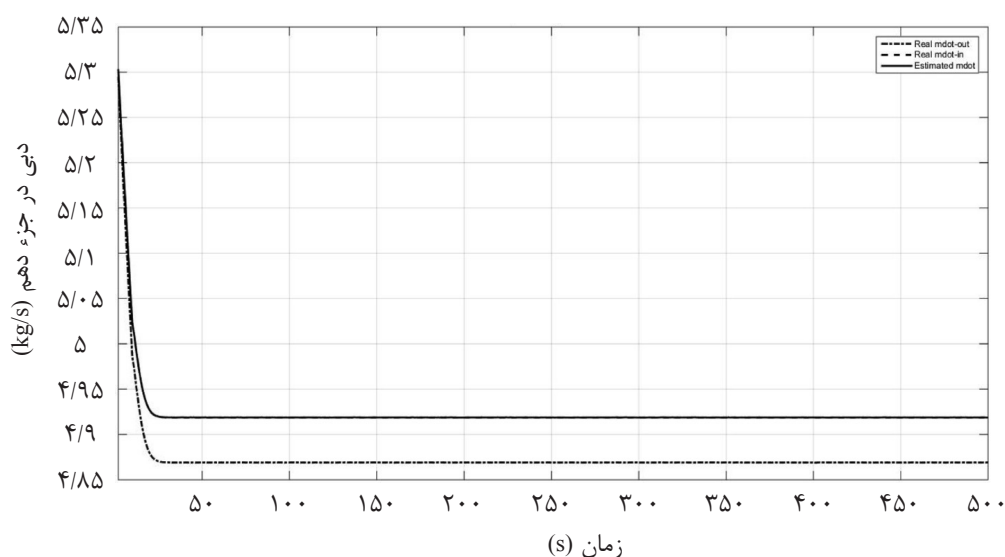
درصد حجمی گاز در این نقطه ۹۶٪ است. اندازه‌گیری سیال در نقطه نمایش داده شده در شکل ۲، جریان سنج ۱ است که توسط یک سیستم اندازه‌گیری اریفیسسی انجام می‌گیرد که تصحیحات دما و فشار براساس شرایط استاندارد نیز اعمال

است. واریانس برای نویز مدل (R) 0.001 و برای نویز اندازه‌گیری (Q) 0.005 در نظر گرفته شده است. مطابق با استاندارد معتبر انستیتو نفت آمریکا [۹]، برای سیستم اندازه‌گیری سیالات در نقاط مبادلاتی، دقت المان اولیه باید بهتر از 0.15% و برای صحت‌سنجی، تکرارپذیری بهتر از 0.2% باشد. شکل‌های ۲ و ۳ تخمین سرعت سیال و نسبت حجمی را با استفاده از الگوریتم ENKF نشان می‌دهد، خطای موجود براساس ورودی 0.142% و براساس خروجی 1.036% است و مشاهده می‌گردد که داده‌های تخمین زده شده خطای کمتری نسبت به داده‌های واقعی حاصل از ورودی پالایشگاه دارد و از نقطه نظر خطا و تکرارپذیری در محدوده استاندارد است اما با داده‌های واقعی حاصل از خروجی پالایشگاه اختلاف بیشتری دارد و دارای تکرارپذیری و خطای بزرگتری است. در شکل ۴ و شکل ۵ مشخص می‌شود که مجذور میانگین مربعات خطا در هنگامی که براساس اندازه‌گیری در ورودی پالایشگاه عمل می‌گردد به مراتب کمتر از روشی است که براساس اندازه‌گیری در خروجی پالایشگاه عمل می‌شود.

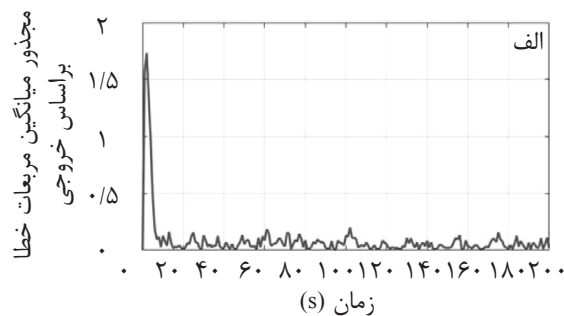
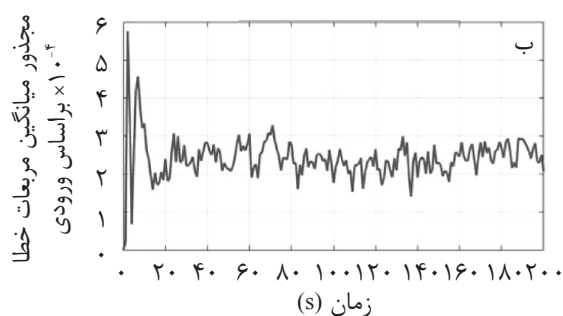
میزان حجم قرائت شده در این نقطه به‌طور میانگین برابر $16990.108 \text{ m}^3/\text{day}$ است که این میزان حجم مخلوط نفت و گاز بوده و لذا حجم گاز $6796.04 \text{ m}^3/\text{day}$ و حجم مایع $16310.504 \text{ m}^3/\text{day}$ خواهد بود و چگالی گاز برابر $2/5 \text{ kg/m}^3$ است. سرعت متناسب با حجم اندازه‌گیری شده در نقطه شروع برابر با $19/81 \text{ m/s}$ است.

همان‌گونه که در شکل ۳ نشان داده می‌شود سرعت براساس ابزار دقیق مجازی برابر با $20/08 \text{ m/s}$ که متناظر با حجمی برابر $17160.009 \text{ m}^3/\text{day}$ می‌گردد. میزان حجم قرائت شده در نقطه میتر ۲ به‌طور میانگین برابر $144265/56 \text{ m}^3/\text{day}$ است که گاز خشک را اندازه‌گیری می‌نماید با اعمال ضریب افت ($1/13$) که مقدار $0/13$ شامل میعان استحصالی، سوخت مصرفی، گاز فلر و ... است برابر با $163020/08 \text{ m}^3/\text{day}$ می‌شود.

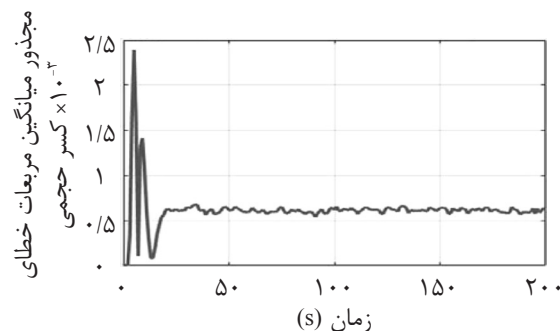
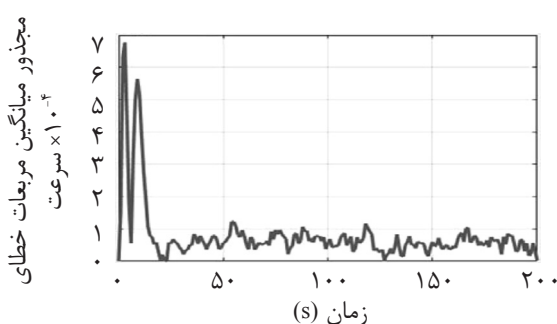
درخصوص پارامترهای کالمن همان‌طور که پیشتر ذکر گردید نویز در نظر گرفته شده برای فیلتر کالمن برای نویز اندازه‌گیری و نویز مدل به‌صورت نویز سفید با میانگین صفر در نظر گرفته شده



شکل ۳ مقایسه تخمین دبی سیال براساس اندازه‌گیری در ورودی با خروجی در نود شماره ۱۰ برحسب زمان



شکل ۴ مقایسه مجدور میانگین مربعات خطای سرعت (RMSE) ^۱ براساس اندازه‌گیری در ورودی و خروجی پالایشگاه



شکل ۵ مجدور میانگین مربعات خطا (RMSE) در (الف) کسر حجمی و (ب) سرعت براساس ورودی پالایشگاه

به آن و به‌دست آوردن مقدار تحویلی در پالایشگاه از عدم قطعیت بسیار بالایی برخوردار است و آنچه از نمودار مجدور میانگین مربعات خطا در شکل ۴ مشاهده می‌گردد این است که نقطه مبادله مالی را نمی‌توان از طریق خروجی پالایشگاه با اعمال ضرایب تصحیح در نظر گرفت و می‌توان ابزار دقیق مجازی را در کنار سیستم‌های اندازه‌گیری ورودی قرار داد و هم‌به‌عنوان سیستم پشتیبان و هم‌به‌عنوان سیستم تصحیح‌کننده و افزایش دقت اندازه‌گیری‌ها و نیز سیستم تشخیص وقوع عیب استفاده نمود. نکته‌ای که از همه موارد با اهمیت‌تر است این که سیستم اندازه‌گیری موجود در ورودی فرآیند، از نوع اختلاف فشاری (اریفیزی یا ونچوری) است و این نوع از المان اولیه در صورت بزرگ بودن پارامتر لاکارت-مارتینلی، خطای زیادی به اندازه‌گیری تحمیل می‌نماید.

نتیجه‌گیری

در این مقاله روی‌تگر تجمعی کالمن بر روی مدل ناپیر استوکس اعمال گردید و مقایسه بین حالت استفاده از اندازه‌گیری کل محصول در محدوده تولیدکننده و حالت اندازه‌گیری گاز خشک در خروجی دریافت‌کننده انجام گردید. آنچه از شکل‌ها و نمودارهای حاصله مشخص می‌گردد این است که نتایج شبیه‌سازی، فرآیند واقعی را ردیابی نموده و اختلاف و خطای موجود در محدوده تعریف شده استاندارد می‌باشد. مشاهده می‌گردد که مجدور میانگین مربعات خطای سرعت براساس ورودی 0.00022 و براساس خروجی 0.1 است که اختلاف رتبه بسیار زیاد داشته اما مجدور میانگین مربعات خطای سرعت و کسر حجمی که هر دو براساس ورودی هستند به ترتیب برابر 0.00005 و 0.00065 هست که در رتبه یکسان قرار دارند. مهم‌تر از آن، این نکته است که حتی در واقعیت هم روش اندازه‌گیری در خروجی و اعمال ضریب افت

بالاتری نسبت به قبل نیز در اندازه‌گیری به‌دست آورد. به‌طور مثال با کاهش نایقینی در اندازه‌گیری مستقیم پارامترها و مشخصات سیال و یا دقت در تعیین ماتریس‌های موجود می‌توان خطای اندازه‌گیری را به‌طرز مشهودی کاهش داد.

ملاحظه می‌گردد که به‌جای صرف هزینه‌های سنگین در تاسیس تجهیزات فرآیندی یا استفاده از سیستم‌های اندازه‌گیری با قیمت زیاد و تعمیر و نگهداری دشوار و پرهزینه، می‌توان با کمترین هزینه و با استفاده از ابزار دقیق مجازی به‌هدف دقت در اندازه‌گیری دست پیدا کرد و اندازه‌گیری سیالات چندفازی و یا ایجاد یک سیستم پشتیبان و نیز راستی‌آزمایی و صحت‌سنجی برای سیستم‌های موجود را محقق نمود.

لذا از نتایج شبیه‌سازی می‌توان چنین برداشت کرد که این پارامتر، کوچک بوده و جدایش فازها در ورودی فرآیند منتفی می‌گردد اگر چه نتیجه اندازه‌گیری ترکیبات محصول در جدول ۲ آمده است که حاکی از صحت مدل انتخابی است. منبع اختلاف موجود در نتایج به‌دست آمده در ابزار دقیق مجازی با اطلاعات فرآیندی واقعی شامل یک یا چند مورد از موارد ذیل خواهد بود:

- ۱- همبستگی فاکتور اصطکاک
 - ۲- تغییر مشخصات سیال
 - ۳- نایقینی در مدل ریاضی
 - ۴- نایقینی در اندازه‌گیری‌های مستقیم
 - ۵- عدم انتخاب صحیح ماتریس‌های Q و R به‌صورت صحیح
- بدین لحاظ با کاهش اثرات یادشده، می‌توان دقت

مراجع

- [1]. Fortuna L., Graziani S., Rizzo A. and Xibilai M. G., "Soft Sensors for monitoring and control of industrial processes," Springer, 2007.
- [2]. Aamo O. M., Eikrem G. O., Sihaan H. B. and Foss B. A., "Observer design for multiphase flow in vertical pipes with gas-lift - theory and experiments," Journal of Process Control, Vol. 15, Issue 3, pp. 247-257 April 2005.
- [3]. Nikoofard A., Johanson T. A. and Kaasa G. O., "Evaluation of Lyapunov-based adaptive observer using low-order lumped model for estimation of production index in under-balanced drilling," Norwegian University of Science and Technology, 2015.
- [4]. Lorentzen R. J., Navdal A. and Lage A. C., "Tuning of parameters in a two-phase flow model using an ensemble Kalman filter," International Journal of Multiphase Flow, pp. Vol. 1283-1309, 2003.
- [5]. Leskens M., de kruij B., Belfroid S. and Gryzlov A., "Downhole multiphase metering in wells by means of soft sensors," in SPE intelligent Energy Conference and Exhibition, SPE 71384, Amsterdam, The Netherlands, 2008.
- [6]. Gryzlov A., Leskens M. and Mudde R. F., "Soft sensing for two-phase flow using an ensemble Kalman filter," Delft University of Technology, 2008.
- [7]. Teixeira B., Castro W. S. and Teixeira A. F., "Data driven soft sensor of downhole pressure for a gas lift oil well," Control Engineer Practice, Vol. 22, pp. 34-43, 2014.
- [8]. Kurian A., "Manual of petroleum measurement standards," Chapter 20, API, 2016.
- [10]. Bendiksen K. H., Malnes D. and Nydal O. J., "On the modeling of slug flow," Chem. Eng. Comm., Vol. 71, No. 102, pp. 141-142, 1996.

- [11]. Vicente R., Sarica C. and Erteikin T., "A two-phase model coupling reservoir and Horizontal Well Flow dynamics," SPE Paper 69570, Peoc, Buenos Aires, Argentina, 2003.
- [12]. Jovanovic B. and Mihailo B., "Modeling flow statistics using the linearized Navier-Stokes equations," in 40th IEEE Conference on Decision and Control, Orlando, 2001.
- [13]. Zuber N. and Greg B., "Average volumetric concentration in two-phase flow systems," Journal of Heat Transfer, Vol. 11, pp. 453-468, 1965.
- [14]. Ishii M., "One-dimensional drift-flux model and constitutive equations for relative motion between phases in various two-phase flow regimes," ANL, 1977.
- [15]. Harmathy T., "Velocity of large drops and bubbles in media of infinite or restricted extent," AIChE, J. Vol. 6, pp. 281-288, 1960.
- [16]. Kalman R. E., "A new approach to linear filtering & prediction problem," Transaction of ASME Journal of Basic Eng., Vol. 82, pp. 35-45, 1960.
- [17]. Welch G. and Greg B., "An Introduction to the kalman filter," University of North Carolina at Chapel Hill Department of Computer Science Chapel Hill, NC 27599-3175, SIGGRAPH, 2001.
- [18]. Kordic V., "Kalman filter," Vienna: Intech, 2010.
- [19]. IOIC C., "Overall Process Flow Diagram," 2014.

The second scenario: measuring variables based on the refinery output which consist of single-phase gas measurements and applying a coefficient greater than 1 that multiplies the output measurements. This coefficient covers the quantities sent to the flare, the fuel of the furnaces and the equipment inside the discharged water, etc.

Dynamic model of this system is extracted from Navierstokes equation [4].

Discussion and Results

In this article, measuring and existed numbers the acquired numbers of one of the gas refineries which obtain its need from POGC platforms are utilized in real and their simulation are performed by Matlab where he results of these simulations are in the following figures. As shown in Figure 3, the velocity based on the soft sensor is equal to 20.08 m/s which corresponds to a volume equals to 171600.09 m³/day.

The reading of the meter at point meter 2 which measures the dry gas, is 144265.56 m³/day and the shrinkage factor is (1.13) that covers the fuel consumption, the gas flare, LPG, water

content and so on which corresponds to output measurement 163020.08 m³/day. Figures 2 and 3 illustrate the gas speed, liquid volume fraction and time base liquid volume fraction in node 10. The noise was considered for the Kalman filter is measurement noise and model noise that was considered as white noise with a zero mean average. The variance for model noise (R) is 0.001 and for measurement noise (Q) is 0.005.

Conclusions

In this paper, the EKF was applied to the Navier Stokes model and a comparison was made between the mode of using the whole product measurement in the production unit and the dry gas measurement mode at refinery output. The figures and diagrams are evidence that the simulation results track the actual process and the difference and error is within the acceptable standard range. It is observed that the mean squared error based on the input is about 0.00022 and based on the output is 0.1, which has a very large difference. The mean squared error velocity and volume fraction, both based on the input, are 0.00005 and 0.00065 respectively.

Figure 2: gas speed and liquid volume fraction.

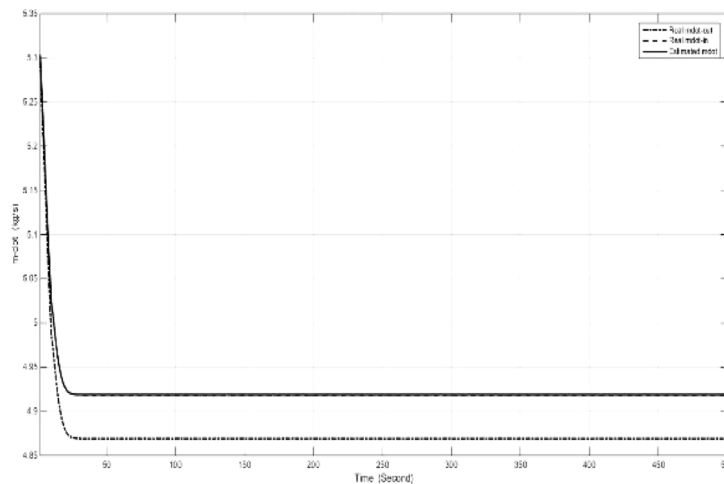


Figure 3: liquid fraction at node 10.

More important, it is a fact that even in reality, the method of measuring the output and applying the coefficient of loss to it and obtaining the delivery amount in the refinery has a high range of uncertainty.

The source of the difference in the results obtained from soft sensor with the actual operational information includes one or more of the following:

1. Correlation of friction factor,
- 2- Change the characteristics of the fluid,
3. Uncertainty in mathematical model,
- 4- Inaccuracy in direct measurements, and
- 5- Incorrectly choosing the correct matrix Q and R correctly.

This means that by reducing the effects mentioned above, we can obtain more precision in the measurement than before. For example, by reducing the uncertainty in direct measurement of parameters and fluid specifications, or the precision in determining the existing matrix, the measurement error can be greatly reduced.

Reference

- [1]. Lorentzen R. J, Navdal A. and Lage A. C., "Tuning of parameters in a two-phase flow model using an

ensemble Kalman filter," International Journal of Multiphase Flow, pp. 1283-1309, 2003.

- [2]. Lorentzen R. J., Navdal A. and Lage A. C., "Tuning of parameters in a two-phase flow model using an ensemble Kalman filter," International Journal of Multiphase Flow, pp. 1283-1309, 2003.

- [3]. Leskens M., de kruif B., Belfroid S. and Gryzlov A., "Downhole multiphase metering in wells by means of soft sensors," in SPE Intelligent Energy Conference and Exhibition, SPE 71384, Amsterdam, The Netherlands, 2008.

- [4]. Nikoofard A., Johanson T. A. and Kaasa G. O., "Evaluation of Lyapunov-based adaptive observer using low-order lumped model for estimation of production index in under-balanced drilling," Norwegian University of Science and technology, 48 (8), 69-75, 2015.