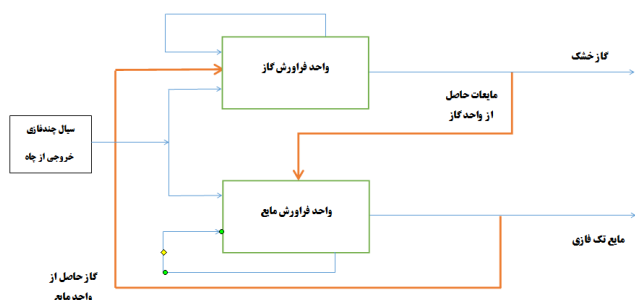


طراحی رویتگر غیر متمرکز برای اندازه‌گیری جریان سیال چندفازی بر اساس تئوری مقدار میانگین دیفرانسیل (DMVT)

ابوالفضل وروانی فراهانی و محسن منتظری



شکل ۱: نحوه مرزبندی زیرسیستم‌ها و تعیین ورودی و خروجی جریان.

از خروج از سکو به سمت پالایشگاه یا پتروشیمی ارسال گردد. با توجه به ماهیت سیال خروجی از چاه و به دلیل تغییرات زیاد دما و فشار سیال در طی مسافت زیاد، در هر صورت سیال به صورت چندفازی خواهد بود و اندازه‌گیری چه در سکو و چه در مبادی ورودی پالایشگاه انجام شود می‌بایست سیال چندفازی را اندازه‌گیری نماید. شمایکی از ورود سیال چندفازی گاز به علاوه مایعات، تقسیم بین واحدهای مختلف پالایشگاه و اندازه‌گیری‌های موجود در شکل ۱ نمایش داده شده است. در چند دهه اخیر اندازه‌گیری دبی سیالات چندفازی مورد توجه محققان زیادی قرار گرفته و مطالعات زیادی بر روی این انجام شده که هر کدام به جنبه‌های متفاوت و کاربردهای مختلفی از این موضوع پرداخته‌اند.

به دلیل اهمیت سیال خروجی از چاه و کنترل روند تغییرات مخازن نفت و گاز بیشتر تحقیقات بر روی اندازه‌گیری در خروجی متمرکز بوده‌اند. استفاده از روش‌های استنتاجی با تمرکز بر روی چاه‌های فراآوری با گاز از عمده مواردی است که به آن پرداخته شده است [۱] و [۲].

در این بین یکی از ابزارهای مهم برای تحقق این هدف، استفاده از فیلتر کالمن^۱ می‌باشد [۳]. در برخی از تحقیقات از آن برای تنظیم پارامترهای مدل جریان چندفازی مورد استفاده قرار گرفته و با استفاده از اندازه‌گیری دما و فشار درون‌چاهی، میزان دبی گاز، آب و نفت را تخمین می‌زنند [۴].

در مواردی با استفاده از فیلتر کالمن تجمعی^۲ برای یک چاه افقی با اندازه‌گیری فشار درون‌چاهی و اندازه‌گیری دبی خروجی، جریان خروجی چاه تخمین زده می‌شود [۵].

در برخی از مطالعات، یک جریان ثابت را معلوم و قابل اندازه‌گیری فرض نموده‌اند و با اندازه‌گیری پارامترهای غیر مستقیم، تخمینی از جریان نفت و گاز به صورت مجزا را به دست آورده‌اند که بدون در دسترس بودن جریان ثابت معلوم، قابلیتی برای استفاده ندارند. به عنوان مثال در [۶] فرض بر این است که جریان‌های جانبی از لوله متخلخل، معلوم هستند و به دنبال کسر حجمی و سرعت فازهای مختلف می‌باشد و این در صورتی

چکیده: در این مقاله یک رویتگر جدید برای اندازه‌گیری جریان چندفازی نفت و گاز ارائه شده که نوآوری اصلی آن استفاده از تئوری دیفرانسیل میانگین مقدار (DMVT) در اندازه‌گیری جریان چندفازی ورودی پالایشگاه گازی می‌باشد و شرایط کافی همگرایی با تبدیل به نامعادله ماتریسی خطی (LMI) اثبات گردیده است. جریان چندفازی ورودی به پالایشگاه توسط یک سیستم غیر خطی غیر متمرکز لیبیشیتز که متشکل از زیرسیستم‌های به هم مرتبط می‌باشد، مدل گردیده و دبی مایع و گاز دوفازی با لحاظ ارتباط بین دو زیرسیستم در هر خط به صورت جداگانه تخمین زده می‌شود. این تخمین با شبیه‌سازی انجام شده در نرم‌افزار HYSYS با استفاده از داده‌های اندازه‌گیری در دسترس واقعی در یک پالایشگاه گازی موجود در پارس جنوبی مقایسه شده و مشاهده می‌گردد که نتایج حاصل بر ارقام عملیاتی موجود منطبق می‌باشد. مطابق با استاندارد MPMS-API دقت اندازه‌گیری برای مبنای مبادلات می‌بایست بهتر از ۰/۱۵٪ باشد که در روش جدید دقت اندازه‌گیری ۰/۱٪ است که همین امر نشان‌دهنده کارایی روش ارائه شده می‌باشد.

کلیدواژه: سیستم اندازه‌گیری غیر متمرکز، جریان چندفازی، نفت و گاز، ابزار دقیق مجازی، رویتگر غیر خطی.

۱- مقدمه

افزایش تقاضا و محدودیت منابع هیدروکربوری باعث افزایش روزافزون قیمت و به تبع آن افزایش حساسیت برای بهبود دقت اندازه‌گیری در فروش و صادرات شده است. علی‌رغم پیشرفت‌های فراوان در عرصه اندازه‌گیری سیالات تک‌فازی 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.

در مواجهه با اندازه‌گیری جریان سال چندفازی، متغیرها و پارامترهای فرایندی که مد نظر بهره‌برداری نفت و گاز می‌باشند به راحتی در دسترس نبوده و یا به دلایلی نظیر این که نیازمند صرف هزینه و تأمین تجهیزات فراوان هستند و یا به سبب ضعف تکنولوژی، در حال حاضر به طور مستقیم قابل اندازه‌گیری نیستند و روش‌های معمول در اندازه‌گیری سیال تک‌فازی که برای چندفازی استفاده می‌گردد نیز از دقت پایین و ناپیوستگی بالا برخوردار هستند. به خاطر دلایل ذکر شده، یک راه حل، استفاده از ابزار دقیق مجازی برای اندازه‌گیری جریان سیالات چندفازی می‌باشد.

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

این مقاله در تاریخ ۳۰ فروردین ماه ۱۳۹۷ دریافت و در تاریخ ۲۲ تیر ماه ۱۳۹۷ بازنگری شد.

ابوالفضل وروانی فراهانی (نویسنده مسئول)، دانشکده مهندسی برق، دانشگاه شهید بهشتی، تهران، ایران، (email: a_varvani@sbu.ac.ir).
محسن منتظری، دانشکده مهندسی برق، دانشگاه شهید بهشتی، تهران، ایران، (email: m_montazeri@sbu.ac.ir).

1. Kalman Filter

2. Ensemble Kalman Filter

لیاپانوف و همگرایی مجانبی کلی سیستم غیر متمرکز اندازه‌گیری جریان سیالات چندفازی می‌باشد.

نوآوری‌های اصلی این مقاله عبارتند از:

(۱) ارائه مدل جدیدی برای جریان ورودی یک پالایشگاه گازی واقعی به صورت مدل غیر متمرکز بر اساس معادلات حاکم بر سیالات چندفازی.

(۲) طراحی رُویتگر با استفاده از تئوری دیفرانسیل مقدار میانگین (DMVT) در تخمین دبی سیال چندفازی با مدل غیر متمرکز بر اساس اطلاعات فرایند واقعی.

(۳) تبدیل معادلات غیر خطی با مشتقات جزئی ناویراستوکس شامل تداخل بین زیرسیستم‌ها به فرم نیمه‌خطی با قابلیت استفاده از DMVT.

یکی از چالش‌های بزرگ در کنترل، انتخاب بهینه بهره رُویتگر می‌باشد. از جمله مزایای استفاده از این نوع رُویتگر، قابلیت انتخاب بهره بهینه رُویتگر برای سیستم پیچیده با متغیرهای حالت متعدد و زیرسیستم‌های متفاوت و اطمینان از پایداری مجانبی سیستم پیچیده کلی با لحاظ تداخل زیرسیستم‌ها می‌باشد. این در حالی است که تا کنون از روش ارائه‌شده برای تحلیل سیستم اندازه‌گیری پالایشگاهی و اندازه‌گیری سیالات چندفازی استفاده نشده است. برای سیستم‌های بزرگ، پیچیده و گسترده رُویتگرهای معمول قابل استفاده نبوده و پاسخ‌های قانع‌کننده‌ای نمی‌توان از آن طریق دریافت نمود، اما یکی از مزایای روش مقدار میانگین تفاضلی، سهولت طراحی ماتریس رُویتگر برای سیستم بزرگ متشکل از زیرسیستم‌های پیچیده و درهم‌تنیده می‌باشد. در این مقاله انتظار داریم با استفاده از DMVT شرط کافی پایداری برای سیستم غیر خطی بزرگ با زیرسیستم‌های مختلف و ارتباط داخلی بین آنها و نیز اطمینان از پایداری تابع لیاپانوف تعریف‌شده، پایداری مجانبی سیستم بزرگ و پیچیده اصلی تضمین گردد.

۲- سیستم پالایشگاه گازی

چنانچه پیشتر ذکر گردید به دلیل تغییرات فشار و دمای سیال به واسطه فاصله زیاد مبادی تولید تا مبادی دریافتی در ورودی پالایشگاه، سیال به صورت چندفازی دریافت می‌گردد. همان گونه که در شکل ۱ مشخص است، سیستم کلی پالایشگاه، متشکل از دو زیرسیستم بزرگ می‌باشد که با همدیگر ارتباط داخلی دارند. واحدهای تثبیت میعانات و دریافت گاز دو زیرسیستم اصلی این پالایشگاه می‌باشد. زیرسیستم‌های موجود، مرزهای سیستم و ورودی و خروجی‌های سیستم در شکل آمده است.

در این سیستم سیال چندفازی به محض ورود به پالایشگاه، وارد لخته‌گیر شده و چون عمل جدایش به طور کامل انجام نمی‌گردد لذا خروجی لخته‌گیر به دو خط دوفازی شامل خط گاز (دارای میعانات) و خط میعانات (حاوی گاز) تقسیم می‌شود. همان گونه که مشخص است سیستم اصلی به صورت یک سیستم غیر متمرکز متشکل از دو زیرسیستم مجزا در نظر گرفته شده که این دو زیرسیستم با همدیگر ارتباط داخلی دارند. در این قسمت دو لوله را به صورت وابسته به هم و دارای ارتباط در نظر گرفته‌ایم به طوری که از لوله اول که خروجی واحد ۱۰۳ میعانات است (فاز غالب مایع می‌باشد که حاوی مقداری گاز است)، گاز خارج شده و وارد ابتدای لوله دوم می‌شود و مایعات از خروجی لوله دوم که خروجی واحد ۱۰۰ می‌باشد (فاز غالب گاز است که حاوی مقداری مایع می‌باشد) وارد ابتدای لوله اول می‌شود.

است که در عمل اندازه‌گیری جریان‌های جانبی مشکل‌تر از اندازه‌گیری سیال در داخل لوله می‌باشد.

در [۷] فرض بر این است که مقدار گازی که برای فراآوری تزریق می‌شود معلوم بوده و توسط اندازه‌گیری بعضی از پارامترها برای کنترل فیدبکی، فشار مخزنی را تخمین می‌زند.

در اکثر سیستم‌های صنعتی و فرایندی پیچیده، متغیرهای حالت سیستم در دسترس نیستند به همین دلیل طراحی رُویتگر برای تخمین متغیرهای حالت سیستم با استفاده از اندازه‌گیری سایر متغیرها و پارامترهای سیستم انجام می‌گیرد. در بسیاری از موارد علاوه بر غیر خطی بودن، به دلیل متغیر باز زمان بودن سیستم و تغییر پارامترهای آن، رُویتگر طراحی شده می‌بایست به صورت تطبیقی عمل نماید تا شرایط طراحی را با تغییرات موجود تطبیق دهد [۸].

برای استفاده از روش‌های مبتنی بر فیدبک متغیرهای حالت، به اطلاعات تمامی متغیرهای حالت نیاز است و این در حالی است که در سیستم‌های واقعی، اندازه‌گیری تمامی متغیرهای حالت امکان‌پذیر یا اقتصادی نمی‌باشد. علاوه بر این هنگامی که سیستم به صورت گسترده و پیچیده می‌گردد، با روش‌های معمولی و با استفاده از یک کنترل‌کننده یا یک رُویتگر عادی امکان کنترل سیستم وجود نخواهد داشت، به طور مثال رُویتگر لیونبرگر در این گونه موارد هیچ گونه کارایی ندارد. به همین دلیل ناگزیر از استفاده از روش‌های جدید برای غلبه بر مشکل گستردگی و پیچیدگی سیستم می‌باشیم [۹].

علی‌رغم تحقیقات فراوان بر روی جریان‌های چندفازی و ابزار دقیق مجازی، توجه زیادی به جریان‌های دوفازی در ورودی پالایشگاه‌ها و پتروشیمی‌ها نشده است. تکنولوژی‌های موجود در این حوزه از نایقینی بالا برخوردار می‌باشد. بر همین اساس در این مقاله به دنبال ابزار دقیق مجازی برای اندازه‌گیری سیال چندفازی هستیم تا برای دو منظور از آن استفاده نماییم:

مورد اول: برای استفاده در قالب پشتیبان سیستم اندازه‌گیری فعلی

برای تشخیص وقوع عیب و جایگزینی آن بدون از دست دادن اطلاعات حتی برای چند لحظه و یا برای افزایش دقت و کارایی و یا صحت‌سنجی سیستم موجود.

مورد دوم: برای جایگزینی به جای استفاده از تجهیزات پرهزینه و حجیم که علی‌رغم صرف هزینه بالا، دقت کافی ندارند و یا کارایی آنها در یک بازه محدود قابل قبول است و در صورت خروج از بازه مطلوب، خطای اندازه‌گیری به شدت افزایش می‌یابد.

برای کنترل سیستم‌های گسترده دو روش وجود دارد: یکی روش متمرکز و دیگری روش غیر متمرکز. به دلیل پیچیدگی سیستم‌های گسترده و محدودیت‌های موجود در تبادل اطلاعات بین زیرسیستم‌ها، کنترل به روش متمرکز دشوار می‌باشد و بنابراین رویکرد غیر متمرکز با لحاظ ارتباط بین زیرسیستم‌ها نسبت به روش متمرکز عملی‌تر و آسان‌تر است [۱۰]. هنگامی که ارتباط زیرسیستم‌ها به صورت غیر خطی مدل گردد، طراحی رُویتگر و کنترلر بحث‌انگیز می‌گردد. استفاده از تئوری میانگین مقدار دیفرانسیلی (DMVT) امکان تخمین متغیرهای حالت در هر زیرسیستم را فراهم می‌نماید [۱۱]. ایده اصلی DMVT اطمینان از صحت تحقق معادله $\partial V/\partial t < 0$ برای تابع لیاپانوف معمول $V(x) = x^T P x$ می‌باشد که برای اثبات همگرایی رُویتگر طراحی‌شده از LMI استفاده گردیده است. بهره رُویتگر با استفاده از نامعادلات ماتریسی خطی همگرایی کلی برای مدل ذکرشده را تضمین می‌نماید. بحث اصلی این مقاله توانایی DMVT برای فراهم‌نمودن شرایط کافی پایداری تابع

m میزان انتقال جرم و Φ دبی ورودی از منبع خارجی می‌باشد. میزان انتقال جرم صفر در نظر گرفته شده و میزان دبی ورودی برابر با میزان دبی ورودی حاصل از ارتباط داخلی با زیرسیستم متقابل است

$$\sum \left(\frac{\partial(\rho_i \alpha_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_i \alpha_i u_i)}{\partial s} \right) = h_j, i = lL, gL, j = lG \quad (۳)$$

$$\sum \left(\frac{\partial(\rho_j \alpha_j)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_j \alpha_j u_j)}{\partial s} \right) = h_i, j = lG, gGi = gL \quad (۴)$$

که در آن h_i بیانگر ارتباط بین واحدهای مایع و گاز می‌باشد به طوری که h_{lG} برابر با مقدار دبی حجمی مایع ورودی از زیرسیستم گاز به فرایند مایع و h_{gL} برابر با مقدار دبی حجمی گاز ورودی از زیرسیستم مایع به فرایند گاز می‌باشد.

h_i ها ترم‌های ناشی از ارتباط داخلی بین زیرسیستم‌ها است که قابلیت اندازه‌گیری مستقیم توسط المان‌های اندازه‌گیری نظیر اریفیس را دارند و شامل یک سری مشخصات می‌باشد که به شرح ذیل ذکر می‌گردند:

(۱) h_l قابل اندازه‌گیری مستقیم و دارای نرم محدود می‌باشد و توسط المان اولیه اریفیس اندازه‌گیری می‌گردد.

(۲) خطوط ارتباطی بین زیرسیستم‌ها کاملاً تک‌فازی بوده و حاوی فاز دوم نخواهد بود بدین معنی که خط مایع (گاز) خروجی از زیرسیستم گاز (مایع) که به ابتدای زیرسیستم مایع (گاز) وارد می‌شود حاوی گاز (مایع) نمی‌باشد.

(۳) هیچ گونه برگشتی از فرایند متقابل به h_l وجود نداشته و این مسیر یک‌سویه می‌باشد.

(۴) اغتشاش و نویزهای در نظر گرفته شده از نوع نویز سفید گوسی و کلیه نرم‌های آنها محدود می‌باشند.

با توجه به این که حالت‌های سیستم محدود است، رفتار غیر خطی معادلات نیز از نوع غیر خطی لیبشیتز با محدوده معین و محدود می‌باشد. قانون بقای ممنتوم هم برای مخلوط هر لوله نوشته می‌شود، L دلالت بر مخلوط نفت و گاز در خط مایعات واحد $۱۰^۳$ دارد و G نشانگر مخلوط گاز و نفت در خط گاز واحد ۱۰۰ می‌باشد

$$\frac{\partial(\alpha_L \rho_L u_L)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_L \alpha_L u_L)}{\partial s} + \frac{\partial(\alpha_{lg} \rho_{lg} u_{lg})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_{lg} \alpha_{lg} u_{lg})}{\partial s} = -\frac{\partial p_L}{\partial s} - S_{frL} \quad (۵)$$

$$\frac{\partial(\alpha_G \rho_G u_G)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_G \alpha_G u_G)}{\partial s} + \frac{\partial(\alpha_{gl} \rho_{gl} u_{gl})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_{gl} \alpha_{gl} u_{gl})}{\partial s} = -\frac{\partial p_G}{\partial s} - S_{frG} \quad (۶)$$

در معادلات بقای ممنتوم بالا، معادله اول برای مایع و گاز موجود در خط میعانات به علاوه مایع ورودی در اثر ارتباط متقابل زیرسیستم‌ها از فرایند گاز و معادله دوم برای گاز و مایع موجود در خط گازی به علاوه مقدار گاز دریافتی از زیرسیستم میعانات می‌باشد.

همان گونه که مشاهده می‌شود در سمت چپ معادله یک جمله S_{fr} وجود دارد که بیانگر افت فشار اصطکاکی است که به جای تنش برشی دیواره استفاده می‌شود. با توجه به این که اکثر نمودارهای اصطکاک خطوط بر اساس منحنی‌های تجربی هستند برای حل معادله می‌بایست یک مدل صحیح از افت فشار اصطکاکی ارائه گردد [۶]

ورودی به صورت یک سیال چندفازی وارد می‌شود و بعد از انجام فرایند در دو زیرسیستم نهایتاً توسط دو خط مجزای گاز و مایع تک‌فازی در خروجی اندازه‌گیری می‌گردد. با توجه به مصرف داخلی پالایشگاه، فلر، جدایش آب و شن همراه و نایقینی موجود در سیستم اندازه‌گیری ورودی (که اکثراً سیستم‌های اریفیس با دقت پایین هستند)، همیشه مقدار اندازه‌گیری شده در ورودی با جمع خروجی‌های تک‌فازی اختلاف خواهد داشت و نمی‌توان خروجی سیستم را ملاک مبادلات قرار دهیم. به همین دلیل در این مقاله به دنبال یک ابزار دقیق مجازی هستیم تا با استفاده از آن و با اندازه‌گیری سایر پارامترهای سیستم، به مقدار گاز و مایع ورودی دست پیدا کنیم.

۳- مدل دینامیکی

برای سیال چندفازی تک‌بعدی داخل یک لوله، از معادلات دیفرانسیل غیر خطی ناویراستوکس که بیانگر قانون بقای جرم و بقای ممنتوم می‌باشد استفاده گردیده و این معادلات را برای هر زیرسیستم به صورت مجزا خواهیم نوشت به طوری که برای هر زیرسیستم سه معادله نوشته می‌شود: معادله بقای جرم برای فاز مایع، معادله بقای جرم برای فاز گاز و معادله بقای ممنتوم برای مخلوط که بدین ترتیب دو دسته معادله سه‌گانه به دست خواهیم آورد [۶].

قبل از نوشتن معادلات یک سری فرضیات الزامی می‌باشد:

(۱) سیال مایع حاوی میعانات و آب به صورت چندفازی در نظر گرفته نشده و فرض بر این است که به راحتی می‌توان میزان آب را اندازه‌گیری و از مقدار کلی مایع کسر نمود و به این ترتیب میزان خالص میعانات را در اختیار خواهیم داشت (در فرایند واقعی نیز تجزیه‌کننده آب با دقت بسیار بالا استفاده می‌گردد).

(۲) تا زمانی که فرمول لغزش اعمال نشده است سرعت سیال گاز و مایع یکسان در نظر گرفته می‌شود.

(۳) جریان تک‌بعدی در نظر گرفته شده است یعنی در سایر جهات غیر از جهت حرکت سیال، سرعت صفر در نظر گرفته شده است.

(۴) میزان انتقال جرم در طول قسمتی که اندازه‌گیری انجام می‌شود ناچیز در نظر گرفته می‌شود.

(۵) مقدار گاز و مایع حاصل ارتباط داخلی کاملاً تک‌فازی بوده و به هیچ عنوان حاوی فاز دوم نخواهد بود (داده‌های عملیاتی نشان‌دهنده وجود فاز دوم به مقدار کمتر از ۰.۱% می‌باشد و این مسأله کاملاً وابسته به تنظیم فشار خروجی مخازن است).

در ابتدا معادلات فضای حالت را از معادلات تجربی حاکم بر سیال داخل لوله استخراج نموده و در نهایت با تعمیم به هر دو زیرسیستم به یک فرمت کلی قابل حل دست پیدا می‌نماییم. قانون بقای جرم و ممنتوم در یک حجم کنترل به صورت ذیل می‌باشد [۱۲]

$$\frac{\partial(\rho \alpha)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \alpha u)}{\partial s} = \Phi + m \quad (۱)$$

$$\frac{\partial(\rho \alpha u)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \alpha u^2)}{\partial s} = -\alpha \frac{\partial P}{\partial s} + \tau_w \frac{S}{A} + \varphi + \rho g \alpha \sin \theta \quad (۲)$$

که P فشار داخل خط، ρ چگالی، α درصد حجمی هر فاز، u سرعت فازهای سیال، t نشانه زمان، s نشانه مکان، τ_w تنش برشی بین سطوح، φ تداخل بین سطوح، S_{fr} افت اصطکاکی، θ شیب خط لوله،

$$\left. \begin{aligned}
 A_{U_L} &= \frac{\partial U_L}{\partial v} = \\
 &\left[\begin{array}{ccc}
 \cdot & \cdot & \rho_{lL} \\
 \frac{1-\alpha_{lL}}{R_{gL}T} & \cdot & -\rho_{gL} \\
 \frac{\rho_{gL}u_{gL}(1-\alpha_{lL})}{R_{gL}T} & \rho_{gL}(1-\alpha_{lL}) & \rho_{lL}u_{lL} - \rho_{gL}u_{gL}
 \end{array} \right] \\
 A_{U_G} &= \frac{\partial U_G}{\partial v} = \\
 &\left[\begin{array}{ccc}
 \cdot & \cdot & \rho_{lG} \\
 \frac{1-\alpha_{lG}}{R_{gG}T} & \cdot & -\rho_{gG} \\
 \frac{\rho_{gG}u_{gG}(1-\alpha_{lG})}{R_{gG}T} & \rho_{gG}(1-\alpha_{lG}) & \rho_{lG}u_{lG} - \rho_{gG}u_{gG}
 \end{array} \right]
 \end{aligned} \right\} (15-الف)$$

$$\left. \begin{aligned}
 A_{F_L} &= \frac{\partial F_L}{\partial v} = \\
 &\left[\begin{array}{ccc}
 \cdot & \cdot & \rho_{lL}u_{lL} \\
 u_{gL}(1-\alpha_{lL}) & \rho_{gL}(1-\alpha_{lL}) & -\rho_{gL}u_{gL} \\
 1+u'_{gL}(1-\alpha_{lL}) & \rho_{gL}u'_{gL}(1-\alpha_{lL}) & \rho_{lL}u'_{lL} - \rho_{gL}u'_{gL}
 \end{array} \right] \\
 A_{F_G} &= \frac{\partial F_G}{\partial v} = \\
 &\left[\begin{array}{ccc}
 \cdot & \cdot & \rho_{lG}u_{lG} \\
 u_{gG}(1-\alpha_{lG}) & \rho_{gG}(1-\alpha_{lG}) & -\rho_{gG}u_{gG} \\
 1+u'_{gG}(1-\alpha_{lG}) & \rho_{gG}u'_{gG}(1-\alpha_{lG}) & \rho_{lG}u'_{lG} - \rho_{gG}u'_{gG}
 \end{array} \right]
 \end{aligned} \right\} (15-ب)$$

فرمول (۱۳) به شکل ذیل در خواهد آمد

$$\left\{ \begin{aligned}
 \frac{\partial v_G}{\partial t} &= -\tilde{A}_G \frac{\partial v_G}{\partial s} + \tilde{Q}_G + \tilde{h}_G \\
 y_G &= C_G v_G
 \end{aligned} \right. \quad (16)$$

$$\left\{ \begin{aligned}
 \frac{\partial v_L}{\partial t} &= -\tilde{A}_L \frac{\partial v_L}{\partial s} + \tilde{Q}_L + \tilde{h}_L \\
 y_L &= C_L v_L
 \end{aligned} \right. \quad (17)$$

که در آن $\tilde{A} = A_U^{-1} A_F$ و $\tilde{Q} = A_U^{-1} Q$ می‌باشد.

۴- طراحی رؤیتگر

برای حل مسایل اینچنینی دو راهکار وجود دارد: یکی طراحی رؤیتگر بر اساس مدل PDE و دیگری طراحی رؤیتگر به روش فضای حالت انتزاعی^۳ که در این مقاله روش دوم انتخاب شده است [۱۳].

ابتدا مشخصات و محدودیت‌های ارتباط داخلی بین زیرسیستم‌ها را بررسی می‌نماییم. یکی از مواردی که می‌بایست اعمال شود محدودیت در ژاکوبین این تابع می‌باشد که به صورت ذیل تعریف می‌گردد [۱۱]

$$S_{fr} = \frac{f}{\gamma d} \rho_m u_m^{\gamma} \quad (7)$$

که در آن d قطر لوله و f فاکتور اصطکاک می‌باشد که به زبری لوله و عدد رینولدز بستگی دارد. فشار گاز از عبارت زیر به دست می‌آید [۱۳]

$$P = \rho_g R_g T. \quad (8)$$

گاز یک سیال تراکم‌پذیر است و چگالی آن تابع فشار و دمای گاز می‌باشد و چون دما را ثابت در نظر گرفته‌ایم، در این مقاله چگالی گاز فقط تابع فشار خواهد بود و از (۴) استفاده می‌گردد.

مدل در نظر گرفته شده بر اساس مدل ذکر شده در [۶] می‌باشد

$$\frac{\partial U_i}{\partial t} + \frac{\partial F_i}{\partial s} = Q_i + h_i, \quad i = 1, 2 \text{ or } gL, lG \quad (9)$$

که در آن U_i بردار متغیرهای حالت، F_i شار، Q_i بردار خروجی، i بیانگر فازهای مختلف سیال و n تعداد فازهای موجود می‌باشد که در این مقاله تعداد فازها برابر ۲ بوده و به همین دلیل می‌توان به جای شماره از g یا G به عنوان نشانه فاز گاز و از l یا L به عنوان نشانه فاز مایع استفاده کرد.

همان طور که ملاحظه شد، فشار، سرعت و کسر حجمی فازها، متغیرهای حالت می‌باشند

$$\begin{cases} X_g = [P_{iG} \ u_G \ \alpha_{iG}]^T \\ X_L = [P_{iL} \ u_L \ \alpha_{iL}]^T \end{cases} \quad (10)$$

اندازه‌گیری‌های در دسترس، سنسورهای فشار، جریان‌سنج‌های تک‌فازی خروجی پالایشگاه (که گاز و مایعات را با دقت بالا توسط جریان‌سنج‌های تک‌فازی اندازه‌گیری می‌نماید) به همراه تجزیه‌کننده‌های^۲ موجود و نیز میترهای ورودی پالایشگاه که از نایقینی بالایی برخوردار می‌باشند

$$\begin{cases} y_g = [P_{iG} \ u_{Gout} \ G_{out}]^T \\ y_L = [P_{iL} \ u_{Lout} \ L_{out}]^T \end{cases} \quad (11)$$

ورودی‌های مدل جریان ورودی از زیرسیستم متقابل می‌باشد که در این مدل عبارت است از مقدار گاز ارسالی از زیرسیستم مایع به واحد فراورش گاز و مقدار مایعات ارسالی از زیرسیستم گاز به زیرسیستم مایعات

$$\begin{cases} H_L = [h_{lG} \ \cdot \ \cdot]^T \\ H_G = [\cdot \ h_{gL} \ \cdot]^T \end{cases} \quad (12)$$

یک راه برای حل مسأله، استفاده از ژاکوبین ماتریس F نسبت به U است که به صورت ذیل خواهد بود تا به فرمت فرمول بالا دست پیدا کنیم [۶]

$$v = (P_g \ u_g \ \alpha_l)^T \quad (13)$$

تغییر متغیرها و تعریف ماتریس‌های جدید فرم قبلی موجود در (۱۹) را به فرم ذیل تغییر می‌دهد

$$\frac{\partial U}{\partial v} \frac{\partial v}{\partial t} + \frac{\partial F}{\partial v} \frac{\partial v}{\partial s} = Q + h \quad (14)$$

1. Flow Meter
2. Analyzer

که در آن $\Delta Q = Q(v) - Q(\hat{v})$ می‌باشد. با توجه به فرمول فوق، سیستم تجمیع‌شده^۱ به صورت ذیل درمی‌آید

$$\begin{cases} \dot{v} \\ \dot{\varepsilon} \end{cases} = \begin{bmatrix} A & \cdot \\ \cdot & A-LC \end{bmatrix} \begin{bmatrix} v \\ \varepsilon \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} I_n \\ \cdot \end{bmatrix} Q(v(t)) + \begin{bmatrix} \cdot \\ I_n \end{bmatrix} \Delta Q(v(t)) + \begin{bmatrix} I_n \\ I_n \end{bmatrix} h(v(t)) \quad (23-b)$$

$$v = \Lambda \tilde{v}$$

که می‌توان به شکل ذیل هم نمایش داد

$$\begin{cases} \dot{\tilde{v}} = \tilde{A}\tilde{v} + \Sigma Q(v(t)) + \Pi \Delta Q(v(t)) + \Gamma h(v(t)) \\ \Gamma = \begin{bmatrix} I_n \\ I_n \end{bmatrix} \\ \Sigma = \begin{bmatrix} I_n \\ \cdot \end{bmatrix} \\ \Pi = \begin{bmatrix} \cdot \\ I_n \end{bmatrix} \\ \Lambda = \begin{bmatrix} I_n & \cdot \end{bmatrix} \end{cases} \quad (24)$$

برای اطمینان از پایداری کلی سیستم، LMI جدید برای دستیابی به بهره روتینگر L محاسبه می‌گردد.

۵- تحلیل پایداری

برای تحلیل پایداری از روش لیاپانوف کمک می‌گیریم و تابع لیاپانوف معمول زیر را تعریف می‌نماییم

$$V(\tilde{v}) = \tilde{v}^T P \tilde{v} \quad (25)$$

که در آن ماتریس لیاپانوف P مطابق ذیل خواهد بود

$$P = \begin{bmatrix} P_s & \cdot \\ \cdot & P \end{bmatrix} \quad (26)$$

که $P_s = P_s^T = \text{diag}\{P_{s_i}\}$ و $P = P^T = \text{diag}\{P_i\}$ ماتریس‌های لیاپانوف هستند که مثبت معین متقارن می‌باشند که مثبت بودن $V(\tilde{v})$ را اثبات می‌نماید. حال باید شرط $dV(\tilde{v})/dt < 0$ را بررسی نماییم

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} V(\tilde{v}) &= (\tilde{A}\tilde{v} + \tilde{Q} + \Delta\tilde{Q} + \tilde{H})^T P \tilde{v} + \\ &\tilde{v}^T P (\tilde{A}\tilde{v} + \tilde{Q} + \Delta\tilde{Q} + \tilde{H}) < 0 \end{aligned} \quad (27)$$

که نتیجه می‌دهد

$$\begin{aligned} \tilde{v}^T (\tilde{A}^T P + P \tilde{A}) \tilde{v} + \tilde{H}^T P \tilde{v} + \tilde{v}^T P \tilde{H} + \\ \tilde{Q}^T P \tilde{v} + \tilde{v}^T P \tilde{Q} + \Delta\tilde{Q}^T P \tilde{v} + \tilde{v}^T P \Delta\tilde{Q} < 0 \end{aligned} \quad (28)$$

تعریف ۱: اگر $\Phi: R^n \rightarrow R^n$ و $a, b \in R^n$ باشد، فرض می‌کنیم که Φ بر روی $C(a, b)$ که محدب است مشتق‌پذیر باشد [۱۱]. اگر مجموعه اعضای s را به صورت ذیل داشته باشیم

$$e_s(j) = (0, \dots, 0, 1, 0, \dots, 0)^T \in R^s, \quad s \geq 1 \quad (29)$$

لذا یک بردار $z_1, \dots, z_n \in C(a, b), z_i \neq a, z_i \neq b$ برای $i = 1, \dots, n$ وجود دارد به طوری که

$$-\infty \leq a_i \leq \frac{\partial h_i(v(t))}{\partial v_i} \leq b_i \leq +\infty \quad (18-f)$$

$$-\infty \leq c_i \leq \frac{\partial Q_{ji}(v(t))}{\partial v_i} \leq d_i \leq +\infty$$

$$\begin{aligned} a_i &= \min_{z \in R^n} \left(\frac{\partial h_i(v(t))}{\partial v} (z) \right) \\ b_i &= \max_{z \in R^n} \left(\frac{\partial h_i(v(t))}{\partial v} (z) \right) \end{aligned} \quad (18-b)$$

$$c_i = \min_{z \in R^n} \left(\frac{\partial Q_i(v(t))}{\partial v} (z) \right)$$

$$d_i = \max_{z \in R^n} \left(\frac{\partial Q_i(v(t))}{\partial v} (z) \right)$$

این نامعادله تصریح می‌کند که تابع $h(v(t))$ نسبت به α_i و $Q(v(t))$ نسبت به β_i لیبیشیتز می‌باشد [۱۴] و [۱۵]

$$\begin{aligned} \alpha_i &= \sqrt{\sum_{i=1}^r \max(|a_i|^r, |b_i|^r)} \\ \beta_i &= \sqrt{\sum_{i=1}^r \max(|c_i|^r, |d_i|^r)} \end{aligned} \quad (19)$$

برای سیستمی با مشخصات فوق، می‌توان فرم کلی معادلات را به صورت ذیل نوشت

$$\begin{aligned} S_i: \frac{\partial v_i}{\partial t} &= -\tilde{A}_i \frac{\partial v_i}{\partial s} + \tilde{Q}_i + \tilde{H}_j(v(t)), \\ i, j &= L, G, \quad i \neq j, \quad y_i = C_i v_i(t) \end{aligned} \quad (20)$$

که $H(v_i): R^n \rightarrow R^n$ و $Q(v_i): R^n \rightarrow R^n$ فرض بر این است که هر دو نسبت به v مشتق‌پذیر می‌باشند. سیستم کامل S به صورت ذیل قابل نمایش است

$$S_i: \frac{\partial v}{\partial t} = -\tilde{A} \frac{\partial v}{\partial s} + \tilde{Q}(v(t)) + \tilde{H}(v(t)), \quad y = Cv(t) \quad (21)$$

که در این رابطه $x^T = (x_1^T, x_2^T)$, $y = (y_1^T, y_2^T)$, $Q = (Q_1^T, Q_2^T)$, $H(v(t)) = (h_1(v(t))^T, h_2(v(t))^T)^T$, $Q(v(t)) = (Q_1(v(t))^T, Q_2(v(t))^T)^T$, $\tilde{A} = \text{diag}\{\tilde{A}_1, \tilde{A}_2\}$ و $C = \text{diag}\{C_1, C_2\}$ می‌باشد. با ماتریس‌های و فرم کلی معادلات به دست آمده، فرم مشاهده‌گر به شکل ذیل درمی‌آید

$$\frac{\partial \hat{v}}{\partial t} = -\tilde{A} \frac{\partial \hat{v}}{\partial s} + Q(\hat{v}(t)) + L(y - \hat{y}), \quad \hat{y} = C\hat{v}(t) \quad (22-f)$$

شرایط اولیه به صورت ذیل است

$$\hat{v}_i(s, t=0) = \hat{V}_i^+, \quad \hat{v}_i(s=0, t) = 0 \quad (22-b)$$

که در آن \hat{V} تخمین حالت‌ها و L ماتریس بهره روتینگر می‌باشد. همان گونه که ملاحظه می‌شود در این سیستم عمل کنترل انجام نمی‌گردد لذا به دنبال بهره کنترل‌کننده نمی‌باشیم و به دنبال بهره روتینگری هستیم به طوری که خطای تخمین به صفر میل نماید، یعنی $\varepsilon = v - \hat{v} \rightarrow 0$. دینامیک خطای تخمین بر اساس وجود ارتباط داخلی بین زیرسیستم‌ها به صورت ذیل درمی‌آید

$$\dot{\varepsilon} = (A-LC)\varepsilon + \Delta Q + H(v(t)) \quad (23-f)$$

$$\tilde{H} = \Psi^H \tilde{v}, \quad \tilde{Q} = \Psi^Q \tilde{v} \quad (36)$$

که در آن

$$\Psi^H = \Gamma E_z^{HT} \Lambda, \quad \Psi^Q = \Gamma E_z^{QT} \Lambda \quad (37)$$

لذا بر اساس (۲۸) و فرضیات موجود در [۱۷]، شرط پایداری مجانبی به شکل ذیل درمی آید

$$\tilde{v}^T (\tilde{A}^T P + P \tilde{A} + \Psi^{QT} P + P \Psi^Q + \Psi^{HT} P + P \Psi^H) \tilde{v} < 0 \quad (38)$$

$$\tilde{A} = \begin{bmatrix} A & \cdot \\ \cdot & A + E^{\Delta Q} - LC \end{bmatrix}$$

قضیه ۱: سیستم کلی بر پایه لیاپانوف پایدار است اگر ماتریس $P = P^T$ و بهره رویتگر $L = \text{diag}(L_1, \dots, L_N)$ با ابعاد متناسب وجود داشته باشد به طوری که LMI زیر امکان پذیر باشد [۱۱]

$$\text{Diag}(F(\gamma^1, \beta^1), \dots, F(\gamma^{N_m}, \beta^{N_m})) < 0, \quad (39)$$

$$\gamma^i \in V_{M_{n,n}^N}, \quad \beta^i \in V_{W_{n,n}^N}$$

$$F(\gamma^i, \beta^i) = \tilde{A}^T P + P \tilde{A} + \Psi^{QT}(\gamma^i) P + P \Psi^Q(\gamma^i) + \Psi^{HT}(\beta^i) P + P \Psi^H(\beta^i)$$

$$\begin{bmatrix} X_{11} & X_{1r} \\ X_{r1} & X_{rr} \end{bmatrix} < 0$$

که

$$X_{11} = A^T P_s + P_s A + E_z^{HT} P_s + P_s E_z^H + E_z^{QT} P_s + P_s E_z^Q \quad (40)$$

$$X_{1r} = E_z^{HT} P \quad (41)$$

$$X_{r1} = P E_z^H \quad (42)$$

$$X_{rr} = A^T P + P A - C^T L^T P - P L C + E_z^{\Delta QT} P + P E_z^{\Delta Q} \quad (43)$$

با ضرب کردن دو طرف نامعادله (۳۸) در ماتریس ذیل و تغییر متغیر $Z = P L$ خواهیم داشت

$$\begin{bmatrix} W & \cdot \\ \cdot & I \end{bmatrix}, \quad W = W^T = P_s^{-1} > 0 \quad (44)$$

لذا نامعادله (۳۸) به شکل ذیل درمی آید

$$\begin{bmatrix} W A^T + A W + W E_z^T + E_z W & W E_z^T P \\ P E_z W & A^T P + P A - C^T Z^T - Z C \end{bmatrix} \quad (45)$$

بر اساس قضیه ۴.۱ اثبات شده در [۱۶] هنگامی که LMI انجام پذیر باشد، با حل آن بهره رویتگر به صورت $L = P^{-1} Z$ درمی آید.

۶- شبیه سازی

در این مقاله اندازه گیری ها و ارقام موجود بر اساس اعداد دریافتی از یکی از پالایشگاه های گازی به طور واقعی قرار داده شده و در جدول ۱ شرایط اولیه و اطلاعات یک فرایند واقعی ذکر گردیده است. میانگین ۲۴ ساعته مقدار دبی سیال چندفازی که وارد پالایشگاه می شود $14,32 \times 10^3 \text{ Kg/h}$ در دمای 50°C و فشار 169 bar می باشد. در همین بازه مقدار گاز خشک خروجی از پالایشگاه $9,2 \times 10^3 \text{ Kg/h}$ با فشار 64 bar و دمای 40°C و مقدار مایعات $4,61 \times 10^3 \text{ Kg/h}$ با فشار 81 bar و دمای 30°C است. مقادیر اولیه و مقادیر استخراجی توسط نرم افزار HYSYS به شرح ذیل می باشد

جدول ۱: پارمترهای مدل.

مقدار	کمیت
۰٫۳	قطر لوله مایع (m)
۰٫۶	قطر لوله گاز (m)
۱۰۰۰	چگالی مایع (kg/m^3)
۰٫۰۰۱	ناروانی مایع* (Pa.s)
$1,9 \times 10^{-3}$	ناروانی گاز (Pa.s)
۱۲	چگالی گاز (kg/m^3)
۴۵	زبری لوله ها ($\text{m} \times 10^{-7}$)

viscosity*

$$\Phi(a) - \Phi(b) = \left[\sum_{i,j=1}^{n,n} e_n(i) e_n^T(j) \frac{\partial \Phi_i}{\partial v_j}(z_i) \right] (a-b) \quad (30)$$

با توجه به تعریف ۱ و قضیه ۹ ذکر شده در [۱۱] می توان نتیجه گرفت که یک بردار Z به صورت زیر وجود دارد

$$z_j^H \in C_i(v_i, \cdot), \quad z_j^Q \in C_i(v_i, \cdot) \text{ and} \quad (31)$$

$$z_j^{\Delta Q} \in C_i(v_i, \hat{v}_i) \text{ for all } j = 1, \dots, n$$

به طوری که

$$\begin{cases} H_i(v_i) - H_i(\cdot) = \\ \left(\sum_{j,k=G,L}^{L,G} e_n(j) e_n^T(k) \frac{\partial H_{ij}}{\partial v_k}(z_j^H) \right) (v_i - \cdot) \\ Q_i(v) - Q_i(\cdot) = \\ \left(\sum_{j,k=G,L}^{L,G} e_n(j) e_n^T(k) \frac{\partial Q_{ij}}{\partial v_k}(z_j^Q) \right) (v_i - \cdot) \\ Q_i(v_i) - Q_i(\hat{v}_i) = \\ \left(\sum_{j,k=G,L}^{L,G} e_n(j) e_n^T(k) \frac{\partial Q_{ij}}{\partial v_k}(z_j^{\Delta Q}) \right) (v_i - \hat{v}_i) \end{cases} \quad (32)$$

با در نظر گرفتن قضیه ۱ عنوان شده در [۱۶]، معادله بالا و با فرض این که $Q_i(\cdot) = 0, H_i(\cdot) = 0$ خواهیم داشت

$$H_i(v_i) = E_{zi}^H v_i, \quad Q_i(v_i) = E_{zi}^Q v_i, \quad \Delta Q_i = E_{zi}^{\Delta Q} \varepsilon_i \quad (33)$$

که در آن

$$E_{zi}^H = \sum_{j,k=G,L}^{L,G} e_n(j) e_n^T(k) \frac{\partial H_{ij}}{\partial v}(z_j^H)$$

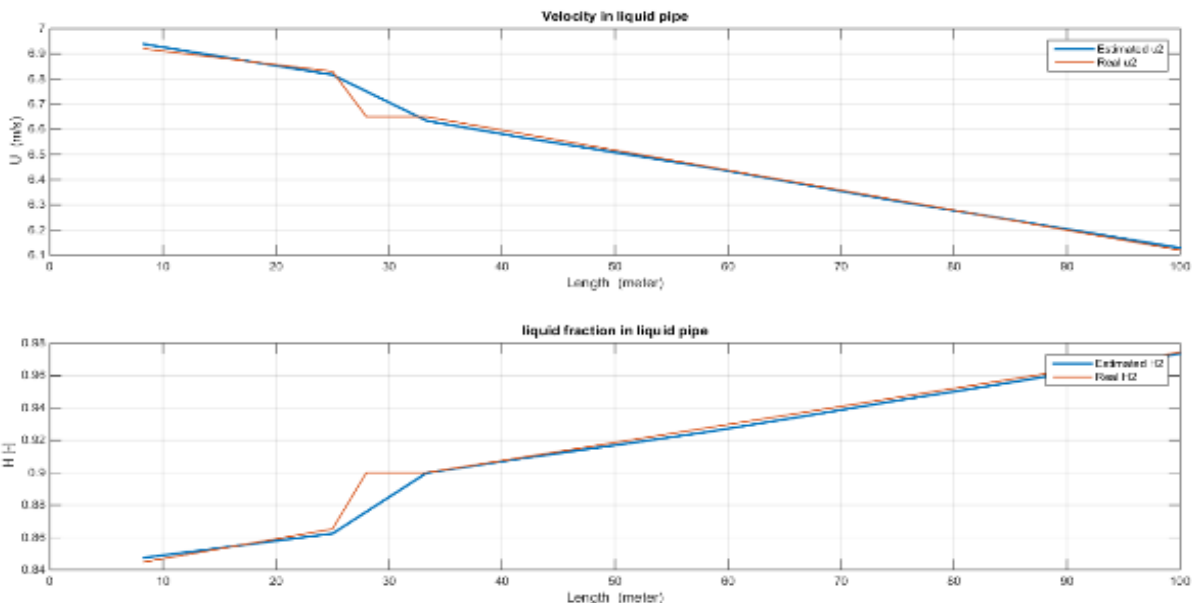
$$E_{zi}^Q = \sum_{j,k=G,L}^{L,G} e_n(j) e_n^T(k) \frac{\partial H_{ij}}{\partial v}(z_j^Q) \quad (34)$$

$$E_{zi}^{\Delta Q} = \sum_{j,k=G,L}^{L,G} e_n(j) e_n^T(k) \frac{\partial H_{ij}}{\partial v}(z_j^{\Delta Q})$$

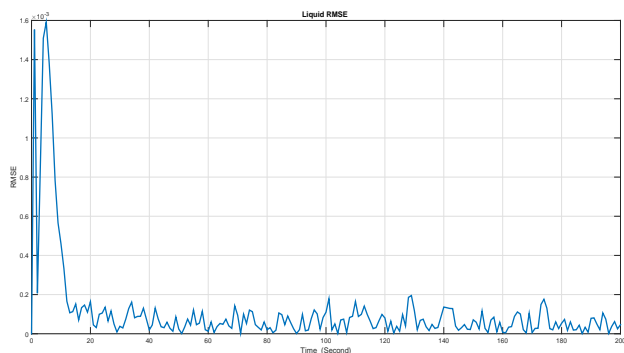
لذا اگر $E_z = [E_{z1}^T, \dots, E_{zN}^T]$ بردار $H, Q, \Delta Q$ را می توان به صورت ذیل نوشت

$$h(v) = E_z^H v, \quad Q(v) = E_z^Q v, \quad \Delta Q = E_z^{\Delta Q} \varepsilon \quad (35)$$

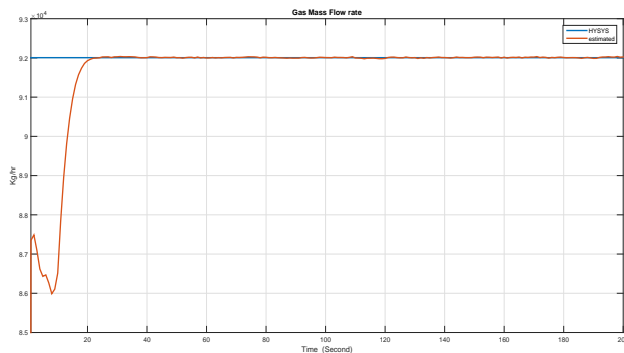
نکته: همان گونه که در (۲۸) مشاهده می گردد جملات $\tilde{h}^T P \tilde{v} + \tilde{v}^T P \tilde{h}$ دارای فرم مربعی نبوده و لذا باید از یک تابع انتقال استفاده نماییم تا به فرم نامعادله مربعی تغییر پیدا نماید. به همین منظور و با استفاده از (۲۴) خواهیم داشت



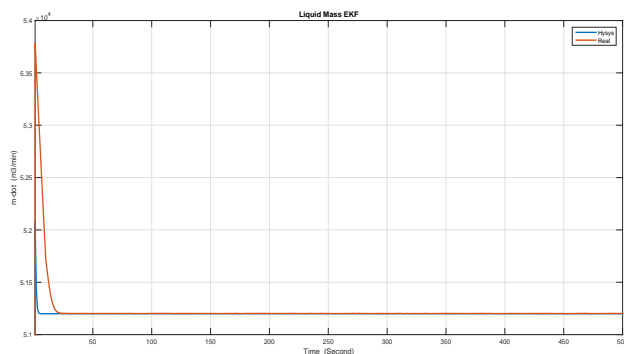
شکل ۲: کسر حجمی میعانات و سرعت سیال در زیرسیستم گاز.



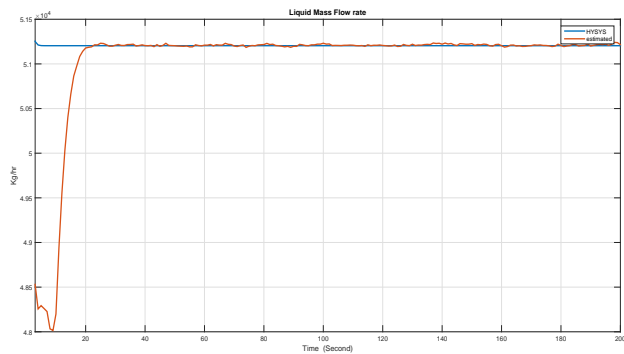
شکل ۶: مجذور میانگین مربعات خطا در تخمین دبی میعانات.



شکل ۳: دبی جرمی گاز.



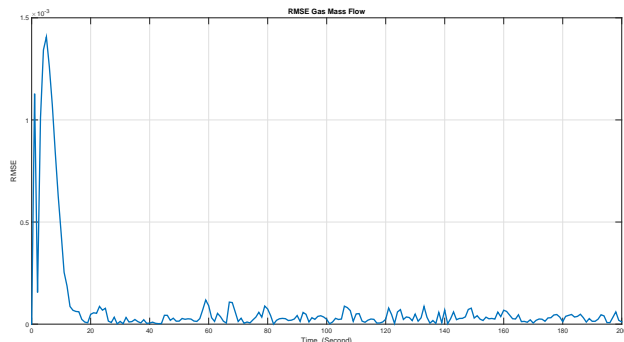
شکل ۷: دبی جرمی میعانات با EKF.



شکل ۴: دبی جرمی میعانات.

$$\begin{aligned}
 m_g &= 9,2 \times 10^4 \text{ kg/hr}, & \hat{m}_g &= 8,61 \times 10^4 \text{ kg/hr} \\
 m_l &= 5,12 \times 10^4 \text{ kg/hr}, & \hat{m}_l &= 4,86 \times 10^4 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}
 \tag{۴۶}$$

در شکل ۲، کسر حجمی و سرعت سیال در زیر سیستم گاز بر حسب مکان نمایش داده شده است. همان گونه که در شکل ۳ و ۴ نشان داده شده است زمان همگرایی کمتر از ۲۰ ثانیه و این زمان برای سیستم پالایش گاز زمان مناسبی می‌باشد. در شکل ۵ و ۶ مجذور میانگین مربعات خطا نمایش داده شده که حاکی از آن است که خطای تخمین با تغییرات بسیار کم (۰,۰۰۰۲) به صفر همگرا می‌گردد. در شکل ۷ مسأله را با استفاده از فیلتر توسعه‌یافته کالمن حل نموده‌ایم. ملاحظه می‌گردد که در نمودارهای پیشین با روش پیشنهادی مقاله فراجھشی وجود نداشته اما

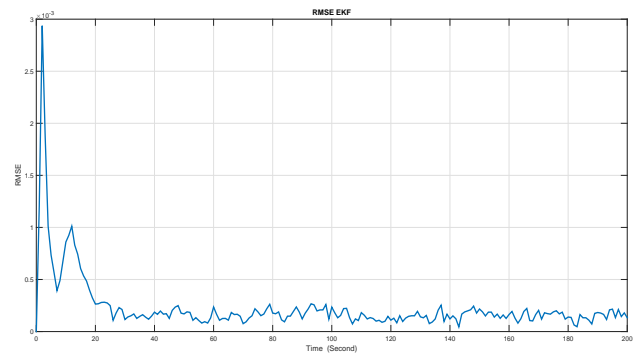


شکل ۵: مجذور میانگین مربعات خطا در تخمین دبی گاز.

- [3] L. Fortuna, S. Graziani, A. Rizzo, and M. G. Xibilia, *Soft Sensors for Monitoring and Control of Industrial Processes*, Springer-Verlag, 2007.
- [4] R. J. Lorentzen, G. Nævdal, and A. C. V. M. Lage, "Tuning of parameters in a two-phase flow model using an ensemble Kalman filter," *International J. of Multiphase Flow*, vol. 29, no. 8, pp. 1283-1309, Aug. 2003.
- [5] M. Leskens, J. P. M. Smeulders, and A. Gryzlov, "Downhole multiphase metering in wells by means of soft sensors," in *Proc. SPE Intelligent Energy Conf. and Exhibition*, 11 pp., Amsterdam, The Netherlands, 25-27 Feb. 2008.
- [6] A. Gryzlov, M. Leskens, and R. F. Mudde, "A semi-implicit approach for fast parameter estimation by means of the extended Kalman filter," *J. of Process Control*, vol. 21, no. 4, pp. 510-518, Apr. 2011.
- [7] B. O. S. Teixeira, W. S. Castro, A. F. Teixeira, and L. A. Aguirrea, "Data driven soft sensor of downhole pressure for a gas lift oil well," *Control Engineer Practice*, vol. 22, pp. 34-43, Jan. 2014.
- [8] N. Wang, J. C. Sun, and M. J. Er, "Tracking error based universal adaptive fuzzy control for output tracking of nonlinear systems with completely unknown dynamics," *IEEE Trans. on Fuzzy Systems*, vol. 26, no. 2, pp. 869-883, Apr. 2018.
- [9] S. Tong, K. Sun, and S. Sui, "Observer-based adaptive fuzzy decentralized optimal control for strict feedback nonlinear large scale systems," *IEEE Trans. on Fuzzy Systems*, vol. 26, no. 2, pp. 569-584, Apr. 2018.
- [10] C. Hua, L. Zhang, and X. Guan, "Decentralized output feedback controller design for nonlinear interconnected systems with unknown control direction and time-varying delays," *Int. J. of Adaptive Control and Signal Processing*, vol. 28, no. 11, pp. 1160-1173, Nov. 2014.
- [11] A. Zemouche, M. Boutayeb, and G. I. Bara, "Observers for a class of Lipschitz systems with extension to H_∞ performance analysis," *Syst. Control Letters*, vol. 57, no. 1, pp. 18-27, Jan. 2008.
- [12] U. J. F. Aarsnes, F. Di Meglio, S. Evje, and O. Morten Aamo, "Control-oriented drift-flux modeling of single and two-phase flow for drilling," in *Proc. ASME Dynamic Systems and Control Conf.*, 11 pp., San Antonio, Texas, USA, 22-24 Oct. 2014.
- [13] Z. Hidayat, R. Babuska, B. De Schutter, and A. Nunez, "Observers for linear distributed-parameter systems: a survey," in *Proc. Int. Symp. on Robotic and Sensors Environments, ROSE'11*, pp. 166-171, Montreal, QC, Canada, 17-18 Sept. 2011.
- [14] A. I. Zecevic and D. D. Siljak, "Estimating the region of attraction for large-scale systems with uncertainties," *Automatica*, vol. 46, no. 2, pp. 445-451, Feb. 2010.
- [15] N. Braiek and A. Thili, "Decentralized observer based guaranteed cost control for nonlinear interconnected systems," *Int. J. of Control Automation*, vol. 2, no. 2, pp. 29-45, Jun. 2009.
- [16] A. Zemouche, M. Boutayeb, and G. I. Bara, "Observer design for nonlinear systems: an approach based on the differential mean value theorem," in *Proc. of the 44th IEEE Conf. on Decision and Control*, pp. 6353-6358, Seville, Spain, 15-15 Dec. 2009.
- [17] S. Boyd, L. E. Ghaoui, E. Feron, and V. Balakrishnan, *Linear Matrix Inequalities in Systems and Control Theory*, Studies in Applied Mathematics (SIAM), Philadelphia, 1994.

ابوالفضل وروانی فراهانی تحصیلات خود را در مقاطع کارشناسی مهندسی مکانیک (مایشین‌های ریلی) در سال ۱۳۸۱ از دانشگاه علم و صنعت ایران و در مقاطع کارشناسی ارشد کنترل (اتوماسیون و ابزار دقیق) در سال ۱۳۸۴ از دانشگاه صنعت نفت ایران به پایان رسانده است و هم‌اکنون دانشجوی دکتری کنترل در دانشگاه شهید بهشتی تهران می‌باشد. نام‌برده قبل از پیوستنش به دانشگاه شهید بهشتی در زمینه سیستم‌های اندازه‌گیری نفت و گاز به صورت تک‌فازی و چندفازی فعالیت می‌نموده است. زمینه‌های تحقیقاتی مورد علاقه ایشان عبارتند از: کنترل صنعتی، سیستم‌های اندازه‌گیری سیالات چندفازی، سیستم‌های پرووینگ و شبیه‌سازی فرایندها.

محسن منتظری در سال ۱۳۶۶ و ۱۳۶۸ مدارک کارشناسی و کارشناسی ارشد مهندسی برق-گرایش کنترل و ابزار دقیق خود را از دانشکده فنی دانشگاه تهران و در سال ۱۳۷۳ مدرک دکتری خود را از دانشگاه پاریس ۱۱ مرکز OSAy در فرانسه دریافت نمود. از سال ۱۳۷۴ به عنوان هیأت علمی دانشگاه صنعت آب و برق (شهید عباسپور) و دانشگاه شهید بهشتی مشغول به فعالیت می‌باشد. نام‌برده در طی ۲۵ سال گذشته ارتباط بسیار نزدیکی با صنعت خصوصاً صنعت نیروگاه داشته و موفق به ارائه آموزش در زمینه کنترل نیروگاه و انجام پروژه‌های متعدد در این زمینه شده است. زمینه‌های علمی مورد علاقه ایشان شامل موضوعاتی مانند: کنترل نیروگاه، مباحث کنترل صنعتی پیشرفته از قبیل تشخیص عیب، اندازه‌گیری نرم و سیستم‌های کنترل اتفاق‌محور می‌باشد.



شکل ۸: مجذور میانگین مربعات خطا در تخمین دبی میانات با EKF.

در حالت استفاده از فیلتر کالمن توسعه‌یافته، فاکتورهای حالت گذرا متقاعدکننده نیست. با مقایسه شکل ۴ و ۷ ملاحظه می‌گردد که میزان فراجش EKF به مراتب بالاتر از روش DMVT بوده، سرعت همگرایی پایین و به تبع آن زمان همگرایی بزرگ‌تر می‌باشد. با مقایسه شکل ۶ و ۸ مشخص می‌گردد که نه تنها در زمان گذار، اختلاف بسیار زیادی در RMSE دو روش وجود داشته بلکه در زمان پایا نیز مقدار آن در حالت EKF بیش از ۱/۵ برابر روش پیشنهادی مقاله می‌باشد. در زمان استفاده از EKF در صورت عدم اطلاع دقیق از شرایط اولیه، امکان واگرایی وجود داشته که با کاهش گام‌های زمانی، این مسأله مرتفع می‌گردد. در صورتی که در روش میانگین تفاضلی با چنین مسأله‌ای روبه‌رو نگشته و حتی با اطلاعات نه چندان دقیق از شرایط اولیه نیاز به کاهش گام‌های زمانی نیست.

۷- نتیجه‌گیری

در این مقاله یک رویتگر غیر خطی برای اندازه‌گیری دبی جرمی گاز و مایعات ورودی به پالایشگاه گازی به صورت سیستم غیر متمرکز شامل دو زیرسیستم گاز و مایعات با در نظر گرفتن ارتباط داخلی بین آنها طراحی گردیده است. معادلات ناوبری استوکس حاکم بر سیالات چندفازی برای سیستم غیر متمرکز و با تغییر متغیرهای اعمالی به فرم قابل استفاده برای DMVT تبدیل گردیده است. با استفاده از DMVT پایداری سیستم مورد بررسی قرار گرفته و مشاهده می‌شود که شرط کافی پایداری مجانبی برقرار می‌باشد. علاوه بر آن هم‌زمان سیستم مورد نظر با استفاده از اطلاعات فرایندی واقعی موجود در یکی از پالایشگاه‌های گازی پارس جنوبی توسط نرم‌افزار HYSYS شبیه‌سازی شده است. مقایسه بین خروجی شبیه‌سازی‌های انجام‌شده، نشان از تطابق نتایج داشته و بیانگر این است که رویتگر طراحی‌شده از کارایی بالایی برخوردار است و ضمناً در مقایسه با روش EKF به مراتب پاسخ قانع‌کننده‌ای ایجاد می‌نماید و همان گونه که انتظار داشتیم با استفاده از DMVT شرط کافی پایداری برای سیستم غیر خطی بزرگ با زیرسیستم‌های مختلف و ارتباط داخلی بین آنها و نیز اطمینان از پایداری تابع لیاپانوف تعریف‌شده، پایداری مجانبی سیستم بزرگ و پیچیده اصلی تضمین گردید.

مراجع

- [1] O. M. Aamo, G. O. Eikrem, H. B. Siahann, and B. A. Foss, "Observer design for multiphase flow in vertical pipes with gas-lift-theory and experiments," *J. of Process Control*, vol. 15, no. 3, pp. 247-257, Apr. 2005.
- [2] A. Nikoofard, T. A. Johansen, and G. O. Kaasa, "Reservoir characterization in under-balanced drilling using low-order lumped model," *J. of Process Control*, vol. 62, pp. 24-36, Feb. 2018.