



Constraint Optimization of Production in an Integrated Model using Pressure Control to Eliminate Slug Flow before the Separator

Mehdi Fadaei¹, Mohammad Javad Ameri^{*1}, and Yousof Rafiei¹

Department of petroleum engineering, Faculty of Petroleum Engineering, Amir Kabir university of technology, Tehran, Iran

ameri@aut.ac.ir

DOI:10.22078/pr.2023.4979.3220

Received: December/01/2022

Accepted: March/18/2023

Introduction

In the oil production industry, investigating the roles of each component is essential. The components are reservoirs, wells, and surface equipment. The momentary changes in any of the surface equipment, including surface separators, can cause significant changes in production. In integrated production modeling, the reservoir, wells, and surface equipment interaction can be determined at any time. Using integrated production modeling, a precise forecast of the amount of oil production over time can be obtained. The results obtained from integrated production modeling, are in exact agreement with the actual results. Over the years, surface separators, which play a significant role in production, have been considered a constant pressure point in integrated modeling. The input slug flow and the controller of the separator pressure have a significant effect on the separator performance and production rate. The effects of input slug flow and pressure control have been ignored in the integrated production modeling. In this research, the related researches done in this field were investigated, and the defects of each one were stated. In this research, an effort was made to eliminate the weaknesses of each of the related researches. In 1992, Carol and Horn [1] optimized the pipe diameter and separator pressure of a production system with a single well. They used the Newton and multiplier-based optimization algorithm. They showed the usefulness of using multivariate optimization methods. However, one of the shortcomings of this research was the lack of consideration of the separator pressure controller integrated with the entire production system. Also, the

flash calculation equations were not used to determine the optimum pressure of the separator. The effects of flow regimes on the performance of the separator were ignored. In this research, efficient models such as Beggs-Brill and modified Duns-Ross have been used to model multiphase flow in the surface pipeline and well, respectively, while in the study conducted by Carol and Horn [1], the mentioned models had not been used. In the study conducted by Carol and Horn [1], the separator pressure was considered constant. But in this study, the separator pressure was not considered constant, and the flash calculation equations were used to determine the optimum pressure of the separator. The design equations of the separators were used to design a PID controller for the separator pressure. In this study, at each step, the guessed bottom-hole pressure was corrected by comparing the pressure of the separator with the optimum pressure of the separator. The optimum pressure of the separator was acquired by using the objective function with the constraint of no slug flow forming at the separator inlet. Also, in this study, one of the parameters that affected the objective function was the input flow regime to the separator, which was not considered necessary in the study of Carol and Horn [1]. Besides the above, in this study, the pressure of the separator was considered an optimization parameter. Another shortcoming of the Carol and Horn model [1] was that the separator was considered a single stage. In contrast, in this study, the separator was two-staged, and it was possible to add the number of separation stages. In 1997, Hepguler et al. [2] studied reservoir and surface facility integration to manage field production and development strategies.

Materials and Methods

Catalyst Preparation

In this section, equations and relationships which were used in the integrated model are expressed. First, the reservoir, well, and choke relationships are described, and how the separator pressure affects integrated modeling is shown. An integrated model of the oil production system was built and shown in the Fig. 1.

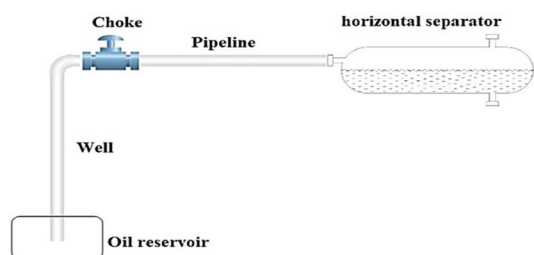


Fig. 1 Integrated oil production system.

According to the figure above, items 1 to 5 represent the reservoir, well, choke, pipeline, and separator sub-models. As stated in reference [3], oil production increases with a decrease in well pressure and separator pressure, and the objective function is a function of the separator pressure. In this study, the objective function is maximizing the oil in the stock tank while no slug flow is formed at the separator inlet.

Results and Discussion

The obtained separator pressures from in-house software and the optimized integrated model are given in Fig. 2. The root means square error between the obtained separator pressures using in-house software and the optimized separator pressures for transient and pseudo-steady state conditions equals 27.75. In the following table, the difference between the obtained separator pressures and the optimum separator pressures which were obtained using the optimized integrated model and in-house software is given.

According to Table 1, the performance of the optimized integrated model to determine and fix separator pressure is better, and finally increases the barrels of produced oil in the stock tank.

The diagram of cumulative oil production in the stock tank is given in Fig. 2.

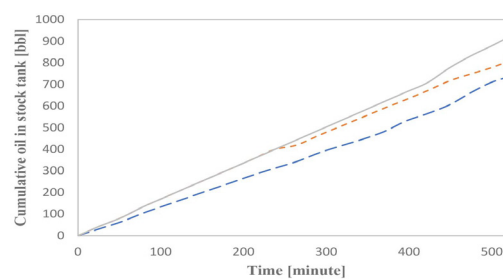


Fig. 2 comparison between cumulative oil production in the stock tank for optimized integrated model and in-house software for case B.

Table 1 the difference between obtained separator pressures and optimum separator pressures which were obtained using the optimized integrated model and in-house software.

Model	Reservoir condition	Root means square error between obtained separator pressure using in-house software and the optimized separator pressure
Optimized integrated model	Transient (case B)	2.21
	Pseudo-steady-state (case B)	0.20
In-house software	Transient (case B)	10.99
	Pseudo-steady-state (case B)	30.93

According to Fig. 2, the total cumulative oil production in the stock tank for in-house software equals 741.5 bbl. The total oil production in the stock tank for the optimized integrated model, with slug control and without slug control equals 934.3 and 820, respectively. The total oil production in the stock tank for the optimized integrated model, with slug control, is lower than with slug control because of the increasing difference between optimized separator pressures and obtained separator pressures to remove slug flow at the separator inlet. The optimized integrated model with slug control increases the total produced oil in the stock tank by about 10 percent. After 220 minutes

a slug flow regime is formed at the separator inlet. Because of slug flow removal at the separator inlet, the difference between optimum separator pressures and obtained separator pressures increases. Flow regimes at the separator inlet are given in Table 2.

The slug flow with long slugs is prevalent at the separator inlet from the beginning of the production to 250 minutes. Between 250 to 421 minutes, the slug flow regime is prevailing at the separator inlet, and between 421 to 538 minutes, annular flow is prevailing at the separator inlet. Using the optimized integrated model removes the slug flow and annular flow, and postpones their formation.

Table 2 Flow regimes at the separator inlet.

Model	Flow regime	Time [minutes]
In-house software model	Slug flow with long slugs	0-250
	Slug flow	250-421
	Annular flow	421-538
Optimized integrated model, with slug control	Plug flow	0-538

Conclusion

In this research, the optimized integrated model enhanced the oil production and optimized the production system using an optimization algorithm with the constraint that no slug flow was formed at the separator inlet. The optimization algorithm had two optimization loops. The internal optimization loop was from the surface choke to the stock tank, and the external optimization loop was from the bottom of the well to the stock tank. The optimized integrated model could correct bottom-hole pressures at each step by comparing the calculated separator pressures with the obtained optimum pressures of the separator. The obtained results from the integrated model were validated using sensitivity analysis for steady-state (case A), transient, and pseudo-steady-state reservoir conditions (case B). The optimized integrated model can perform excellently at steady-state, transient, and pseudo-steady-state reservoir conditions. The optimized integrated model can determine optimal separator pressures, bottom-hole pressures, and pre- and post-choke pressures in critical and non-critical choke conditions. The root means square error between the separator pressures obtained using the optimized integrated model and the optimized separator pressures for case A was equal to 2.21. For case B in transient and pseudo-steady-state conditions, the root means squared error between the separator pressures obtained using the optimized integrated model and the optimized separator pressures were equal to 0.2. The performance of the optimized integrated model to determine and fix separator pressure is better and finally increases the number of barrels of produced oil in the stock tank. The total cumulative oil production in the stock tank from in-house software was equal to 741.5 bbl. Total oil production in the stock tank using the optimized integrated model with slug control

and without slug control was equal to 934.3 and 820, respectively. The total oil production in the stock tank using the optimized integrated model with slug control was lower. Because of slug flow removal the difference between the optimized separator pressures and obtained separator pressures increases. The optimized integrated model with slug control increased the total produced oil in the stock tank by about 10 percent. Using the optimized integrated model led to removing the slug flow, and the plug flow regime was prevailing at the separator inlet. According to the stated results, using the optimized integrated model presented in this research leads to the followings achievements:

- producing the maximum amount of oil in the stock tank from an integrated oil production system without forming a slug flow at the inlet of the separator and other production surface equipment
- increasing the net added value resulting from the sale of hydrocarbon materials
- Prevent repair and time losses by taking care of the surface equipment.
- managing the integrated oil production system in the best possible way.

References

1. Carroll Jr, J. A., & Horne, R. N. (1992). Multivariate optimization of production systems. *Journal of Petroleum Technology*, 44(07), 782-831, /doi.org/10.2118/22847-PA.
2. Hepguler, G., Barua, S., & Bard, W. (1997). Integration of a field surface and production network with a reservoir simulator. *SPE Computer Applications*, 9(03), 88-92, doi.org/10.2118/38937-PA.
3. Beggs, H. Dale. (1991) Production optimization using nodal analysis.

بهینه‌سازی شرطی تولید در یک مدل یکپارچه با استفاده از کنترل فشار برای حذف جریان لخته‌ای قبل از جداساز

مهدی فدایی، محمد جواد عامری* و یوسف رفیعی

دانشکده مهندسی نفت، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، تهران، ایران

تاریخ دریافت: ۱۴۰۱/۰۹/۱۰ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۱/۱۲/۲۷

چکیده

بهینه‌سازی شرطی یکی از بهترین روش‌ها برای افزایش تولید از مخازن هیدروکربنی است. مدل‌سازی یکپارچه تولید می‌تواند تولید را از مخازن بهینه و مدیریت کند. در این پژوهش یک روش جدید برای بهینه‌سازی سیستم‌های یکپارچه تولید ارائه شده است. اجزا مدل یکپارچه مدل‌های مخزن، چاه، چوک سطحی، خط لوله و جداساز هستند. تأثیر رژیم‌های جریان ورودی جداساز و شرایط عملکرد جداساز سطحی بر کارایی عملکرد جداساز و سیستم‌های تولید نفت در این مدل قابل اغماض نیست. این مدل شامل کنترل‌کننده فشار جداساز است و تابع هدف حداکثر کردن نفت در تانک ذخیره است. محدودیت بهینه‌سازی عدم تشکیل جریان لخته‌ای در ورودی جداساز است. مدل بهینه‌سازی دارای عملکرد عالی برای بهینه‌سازی سیستم‌های یکپارچه در مخازن پایدار، گذرا و شبه‌پایدار است. مدل بهینه‌سازی می‌تواند در حالت‌هایی که چوک از بحرانی به زیر بحرانی تغییر می‌کند یا برعکس، عالی عمل کند. مقدار نفت تجمعی در تانک ذخیره برای مدل یکپارچه با کنترل جریان لخته‌ای برابر با BBL ۸۲۰، و برای مدل یکپارچه بدون کنترل جریان لخته‌ای برابر با BBL ۷۴۱/۵ است. استفاده از مدل یکپارچه بهینه با کنترل جریان لخته‌ای علاوه بر افزایش تولید نفت در تانک ذخیره باعث جلوگیری از تشکیل جریان لخته‌ای نیز می‌گردد.

کلمات کلیدی: بهینه‌سازی، شرطی، یکپارچه، کنترل، لخته‌ای

مقدمه

تولید ایجاد کند. در مدل‌سازی یکپارچه تولید، تعامل مخزن، چاه و تجهیزات سطحی را می‌توان در هر زمان تعیین کرد. با استفاده از مدل‌سازی یکپارچه تولید می‌توان پیش‌بینی دقیقی از میزان تولید نفت در طول زمان به‌دست آورد. نتایج حاصل از مدل‌سازی یکپارچه با نتایج واقعی مطابقت دارد. در طول سال‌های متمادی، جداسازهای سطحی که نقش به‌سزایی در تولید دارند، به‌عنوان یک نقطه

در صنایع تولیدی نفت بررسی نقش هر یک از اجزاء سیستم تولید ضروری است. اجزای آن مخازن، چاه‌ها و تجهیزات سطحی هستند. تغییرات لحظه‌ای در هر یک از تجهیزات سطحی از جمله جداسازهای سطحی می‌تواند تغییرات قابل توجهی در مقدار

*مسئول مکاتبات

آدرس الکترونیکی

Ameri@aut.ac.ir
شناسه دیجیتال: (DOI:10.22078/pr.2023.4979.3220)

فشار ثابت در مدل‌سازی یکپارچه در نظر گرفته شده‌اند. جریان لخته‌ای ورودی و کنترل‌کننده فشار جداساز تأثیر قابل توجهی بر عملکرد جداساز و نرخ تولید دارند. در مدل‌سازی‌های یکپارچه انجام شده توسط پژوهش‌گران مختلف، تأثیرات جریان لخته‌ای ورودی و کنترل فشار جداساز نادیده گرفته شده است. در این پژوهش، تحقیقات مرتبط انجام شده در این زمینه مورد بررسی قرار گرفت و ایرادات هر یک بیان شد. در این تحقیق تلاش شد تا نقاط ضعف هر یک از تحقیقات مرتبط برطرف شود. کارول و هورن [۱] قطر لوله و فشار جداساز یک سیستم تولیدی با یک چاه را بهینه کردند. آنها از الگوریتم بهینه‌سازی مبتنی بر نیوتن استفاده کردند. آنها سودمندی استفاده از روش‌های بهینه‌سازی چند متغیره را نشان دادند. در مطالعه انجام شده توسط کارول و هورن [۱]، فشار جداساز ثابت در نظر گرفته شد. هپگولر و همکاران [۲] یکپارچه‌سازی مخزن و تأسیسات سطحی را برای مدیریت تولید میدانی و استراتژی‌های توسعه مورد مطالعه قرار داد. در تحقیقی که توسط هپگولر و همکاران [۲] انجام شد، برای شبیه‌سازی مخزن از نرم‌افزار اکلیپس و برای شبیه‌سازی شبکه تولید از نرم‌افزار NetOpt استفاده شده است. بنابراین در این تحقیق بهینه‌سازی مدل تلفیقی انجام نشد. آنها نشان دادند که عملکرد کلی تولید یک میدان نفتی به‌طور مستقیم به عملکرد مخزن، تجهیزات سطحی و شبکه تولید بستگی دارد. یانگ و همکاران [۳] بهینه‌سازی سیستم تولید و تزریق را براساس ادغام مدل‌های مخزن، چاه و مدل‌های اقتصادی بررسی کردند. میدان نفتی مورد مطالعه دارای دو حلقه چاه تولیدی و چهار حلقه چاه تزریقی بود. تابع هدف به حداکثر رسیدن ارزش فعلی خالص بود. میانگین فشار مخزن، نسبت گاز به نفت، برش آب، میزان تولید نفت برای چاه‌های تولیدی و حجم آب تزریقی و گاز تزریقی متغیرهای تصمیم‌گیری در نظر گرفته شدند. نستر و همکاران [۴] یک مدل یکپارچه

برای بهینه‌سازی سیستم‌های تولید نفت پیشنهاد کردند. در مدل ارائه‌شده توسط نستر و همکاران [۴]، تابع هدف تولید تجمعی نفت تولید شده، قطر لوله، قطر چوک، قطر خط لوله تولید و نرخ جریان تولیدی نفت پارامترهای بهینه شده بودند. مدل پیشنهادی همچنین شامل مدل‌های فرعی مخزن، لوله، چوک، جداساز و مدل اقتصادی بود. ندار و همکاران [۵] یک مدل سیستم تولید یکپارچه برای میدان نفتی هیرا در هند پیشنهاد کرد. از جمله کاستی‌های مشاهده شده در مدل تلفیقی ارائه شده توسط ندار و همکاران [۵] توجه مداوم به فشار جداساز و عدم استفاده از کنترل‌کننده فشار جداساز در مدل‌سازی یکپارچه سیستم تولید بود. همچنین عدم بهینه‌سازی سناریوی تولید و شرایط کاری جداساز از دیگر کاستی‌های مدل یکپارچه ارائه‌شده توسط ندار و همکاران [۵] بود. لیتوک و همکاران [۶] از مدل‌های خطی و غیرخطی برای بررسی بهینه‌سازی تولید میدانی برای به حداکثر رساندن تولید از میدانی با تجهیزات سطحی محدود استفاده کرد. متغیرهای تصمیم‌گیری و کنترل، نحوه اتصال چاه‌ها، امکانات سطحی، خطوط لوله و نرخ تولید از چاه‌های مختلف بود.

رحماواتی و همکاران [۷] مسئله بهینه‌سازی تولید یکپارچه را با استفاده از ارزش فعلی خالص به‌عنوان تابع هدف مورد مطالعه قرار دادند. آنها بهینه‌سازی تولید را با استفاده از دو مخزن میعانات گازی و یک مخزن نفت که هر کدام دارای پنج چاه تولیدی و هشت چاه تزریقی بود، بررسی کردند. محدودیت‌های حاکم بر مخزن نفت، حداکثر نسبت گاز به نفت تولیدی و حداکثر برش آب بود که به‌ترتیب $17/81$ و $0/83$ بود. با رعایت هر یک از این محدودیت‌ها، چاه بسته شد و پس از یک سال به تولید بازگشت. از جمله کاستی‌های موجود در مدل تلفیقی ارائه شده توسط فروود و همکاران [۸] ثابت در نظر گرفتن فشار جداساز و عدم استفاده از کنترل‌کننده فشار جداساز در مدل یکپارچه بود.

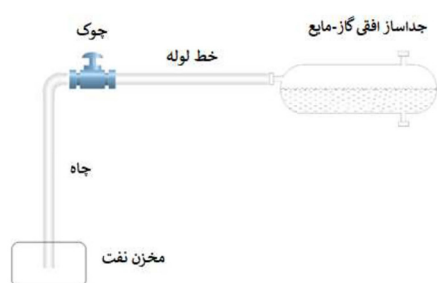
با استفاده از مدل‌سازی یکپارچه، دوروشنکو و همکاران [۱۷] و پل و همکاران [۱۸] تولید را به‌ترتیب از یک مخزن میعان‌گازی و یک میدان نفتی پیش‌بینی کرد. کاستی‌های مشاهده شده در این مطالعات فشار ثابت جداساز و عدم استفاده از کنترل‌کننده فشار جداساز در مدل یکپارچه بودند. عبداللهی و همکاران [۱۹] تولید و تزریق گاز به مخزن نفت را با استفاده از شبکه‌های عصبی مصنوعی مدل‌سازی کردند. کاستی‌های مشاهده شده در تحقیق آنها فشار ثابت جداساز و عدم استفاده از کنترل‌کننده فشار جداساز در مدل یکپارچه بود. در صنعت نفت و گاز، هیچ راه دقیقی برای تعیین فشار ته‌چاهی حین تولید نفت وجود ندارد. همچنین، هیچ راه دقیقی برای تعیین فشار ته‌چاهی در مخازن گذرا، پایدار و شبه‌پایدار وجود ندارد. پارامترهای مهمی که بر یکدیگر تأثیر می‌گذارند، افت فشار در طول تجهیزات مانند چوک سطحی و خط لوله سطحی و رژیم‌های جریان در طول لوله و خط لوله سطحی هستند. در این مطالعه، افت فشار در امتداد چاه و تجهیزات سطحی و رژیم‌های جریان در طول چاه و خط لوله سطحی مورد بررسی قرار گرفتند. در این پژوهش از روابط تبخیر آبی به‌صورت یکپارچه با مدل تولید و بقا شرط عدم تشکیل جریان لخته‌ای در ورودی جداساز برای تعیین فشار بهینه جداساز و بهینه‌سازی سیستم تولید استفاده می‌گردد که در پژوهش‌های انجام شده توسط محققان پیشین استفاده نگردیده است. این پژوهش نسبت به پژوهش‌هایی که بررسی شد دارای نقاط قوت و نوآوری‌های بسیاری است از جمله تنها در این پژوهش روابط کنترل‌کننده فشار جداساز به‌صورت یکپارچه با مدل سیستم تولید استفاده شده است درحالی‌که به‌طور هم‌زمان هم رژیم‌های جریان ورودی به جداساز کنترل شود و هم سیستم بهینه‌سازی شود و بدون داشتن هیچ‌گونه اطلاعی از فشار ته‌چاه و تنها با داشتن فشار متوسط مخزن و تعیین فشار بهینه

همچنین عدم بهینه‌سازی شرایط کاری جداساز یکی دیگر از کاستی‌های مدل یکپارچه ارائه‌شده توسط فرود و همکاران است [۸]. لیو و همکاران [۹] موضوع بهینه‌سازی تولید مخزن، از جمله تعیین نرخ کنترل چاه را مورد مطالعه قرار دادند. در این تحقیق تابع هدف ارزش فعلی خالص بود. کاستی‌های مشاهده شده در تحقیق لیو و همکاران [۹] عدم در نظر گرفتن تجهیزات سطحی، شرایط کاری بهینه جداساز و رژیم‌های جریان در ورودی جداساز سطحی بود. لی و همکاران [۱۰] با استفاده از شبیه‌سازی‌های CFD و مطالعات آزمایشگاهی نشان دادند که جریان لخته‌ای ورودی به جداساز، طراحی فرآیندی جداساز افقی گاز-مایع را تغییر خواهد داد. جریان لخته‌ای ورودی به جداساز افقی گاز-مایع، عملکرد جداساز را کاهش می‌دهد. چین و همکاران [۱۱] و میوشی و همکاران [۱۲] کاهش عملکرد جداساز افقی را به‌دلیل جریان لخته‌ای ورودی را بررسی کردند. به همین دلیل در این تحقیق در حلقه داخلی بهینه‌سازی مدل یکپارچه سیستم تولید، فرآیند بهینه‌سازی پیش‌بینی شد که در ورودی جداساز جریان لخته‌ای تشکیل نشود. اوریوها و همکاران [۱۳] از نرم‌افزار IPM برای مدل‌سازی یک سیستم تولید نفت یکپارچه از یک مخزن نفت نروژی استفاده کرد. بنجامین [۱۴] یک مدل تولید یکپارچه برای میادین نفتی حاشیه‌ای ارائه کرد. در تحقیق ارائه شده توسط بنجامین، مدل یکپارچه سیستم تولید شامل یک مدل فرعی از مخزن، چاه و تجهیزات سطحی (جداساز سطحی) بود. نقص تحقیق بنجامین عدم استفاده از مدل چوک بود. همچنین شرایط عملکرد بهینه جداساز را در مدل یکپارچه تعیین نکرد. همچنین در مدل تلفیقی که توسط بنجامین ارائه شد، تنها از روابط نیمه‌تجربی جداساز استفاده شد که منجر به خطای بزرگی در طراحی جداسازهای چندفازی شد. جولوس و همکاران [۱۶] یک میدان نفتی را در طول زمان با استفاده از نرم‌افزارهای تجاری بررسی کردند.

در ادامه مدل سازی هر یک از اجزای مدل یکپارچه و متصل کردن آنها توضیح داده شده است.

مدل سازی اجزای سیستم تولید یکپارچه

در این بخش روابط و روابطی که در مدل یکپارچه استفاده شده است بیان شده است. ابتدا، روابط مخزن، چاه و چوک توضیح داده شده است و نحوه تأثیر فشار جداساز بر مدل سازی یکپارچه نشان داده شده است. یک مدل یکپارچه از سیستم تولید نفت ساخته شد و در **شکل ۱** نشان داده شده است.



شکل ۱ سیستم یکپارچه تولید نفت

مدل های مخزن، چاه، چوک، خط لوله و جداساز در **شکل ۱** نشان داده شده اند. همان طور که در مرجع [۲۰] بیان شد، تولید نفت با کاهش فشار چاه و فشار جداساز افزایش می یابد و تابع هدف تابعی از فشار جداساز است. در این مطالعه تابع هدف، به حداکثر رساندن نفت در تانک ذخیره است در حالی که هیچ جریان لخته ای در ورودی جداساز تشکیل نمی شود.

مدل مخزن

در این پژوهش رابطه وگل به عنوان مدل مخزن استفاده شد که در رابطه ۱ نشان داده شده است.

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = [1 - 0.2(\frac{P_{wf}}{P_R}) - 0.8(\frac{P_{wf}}{P_R})^2] \quad (1)$$

در مدل مخزن در هر مرحله زمانی، فشار چاه حدس زده می شود و به عنوان ورودی وارد مدل مخزن می شود. خروجی مدل مخزن (رابطه وگل) دبی حجمی است.

جداساز، فشار ته چاهی به دست آید و سیستم یکپارچه تولید نیز بهینه گردد. مدل ارائه شده در این پژوهش کاملاً جدید بوده که تاکنون در هیچ پژوهشی بدین صورت عمل نشده است. با توجه به مطالب بیان شده، ارائه یک روش منحصر به فرد و دقیق برای تعیین تمام پارامترهای مورد نیاز در یک سیستم یکپارچه تولید حیاتی است. بنابراین برخی از نوآوری های این تحقیق که مشکلات بیان شده را کاهش می دهد به شرح زیر است:

- توسعه روابط مدل یکپارچه برای بررسی اثر هر جزء بر تولید نفت
- ارائه یک مدل یکپارچه که قادر به بهینه سازی و مدیریت سیستم های تولید در شرایط مختلف مخزن مانند حالت گذرا، پایدار و شبه پایدار
- متصل کردن روابط کنترل فشار جداساز با مدل سازی یکپارچه
- اعمال دو حلقه بهینه سازی داخلی (از چوک تا تانک ذخیره) و یک حلقه بهینه سازی خارجی (از ته چاه تا تانک ذخیره) در بهینه سازی سیستم تولید یکپارچه

• بررسی فشار حدس زده شده ته چاهی با مقایسه فشار محاسبه شده برای جداساز و فشار بهینه جداساز

• بهینه سازی تابع هدف (حداکثر کردن تولید نفت در تانک ذخیره با محدودیت عدم تشکیل جریان لخته ای در ورودی جداساز)

• عملکرد عالی مدل یکپارچه بهینه شده، برای سیستم های تولیدی با فشار مخزن ثابت یا شرایط حالت پایدار

• تعیین وضعیت بهینه سیستم تولید یکپارچه برای فشار مخزن جدید، یعنی مدل می تواند وضعیت بهینه سیستم را در حالت های گذرا و شبه پایدار در هر فشار مخزن تعیین کند.

• مدل یکپارچه بهینه، می تواند فشار بهینه جداساز، فشار ته چاه و فشار قبل و بعد از چوک را در شرایط بحرانی و غیر بحرانی تعیین کند.

بود دارای مشخصاتی چون پردازنده ۷ هسته‌ای با قدرت پردازش ۲/۲ GHz، رم ۸ گیگابایتی و سیستم ۶۴ بیتی بود.

مدل چاه

در این پژوهش اصلاح شده دانز-راس^۱ به‌عنوان مدل چاه استفاده شد. مدل اصلاح شده دانز-راس دقت و عملکرد بسیار بهتری نسبت به سایر مدل‌های نیمه‌تجربی در چاه‌های عمودی یا چاه‌های عمودی با انحرافات جزئی داشت [۲۴-۲۱]. روش محاسبه افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع، اصطکاک و شتاب برای جریان دوفازی در مدل اصلاح شده دانز-راس به شرح زیر است [۲۵ و ۲۶].

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{elevation} = \frac{g}{g_c} \rho_p \sin \Phi \quad (۳)$$

رابطه ۳ افت فشار جریان دوفازی در اثر تغییرات ارتفاع را نشان می‌دهد. چگالی جریان دوفازی در جریان دوفازی همگن و غیرهمگن با استفاده از رابطه ۴ به‌دست می‌آید [۲۷].

$$\rho_p = H_L \rho_L + H_G \rho_G \quad (۴)$$

کسر حجمی گاز در حالت جریان دوفازی همگن (نسبت لغزش برابر با یک) با استفاده از رابطه ۵ به‌دست می‌آید.

$$H_G = \frac{Q_G}{Q_G + Q_L} \quad (۵)$$

دبی حجمی چاه در هر مرحله به‌عنوان ورودی به‌همراه سایر پارامترهای ورودی (خواص فیزیکی فازهای مایع و گاز) به‌دست می‌آید و وارد مدل چاه می‌شود. در این تحقیق از داده‌های مخزن واقعی در مدل‌سازی استفاده شد. مخزن نفت سروک در ایران واقع شده و دارای ۹ حلقه چاه تولیدی است. مشخصات سیالات تولیدی از چاه شماره یک و مخزن نفت سروک در **جدول ۱** نشان داده شده است. در ابتدای تولید از چاه شماره یک، دبی تولید نفت برابر با ۳۵۶۰ BBL/D با فشار سرچاهی ۱۱۵۰ psi بود. در رابطه ۲ شعاع بررسی مخزن نشان داده شده است [۳]. کلیه پارامترهای رابطه ۲ در جدول علایم و اختصارات نشان داده شده‌اند. مقادیر پارامترهای موجود در رابطه ۲ نیز در **جدول ۱** نشان داده شده‌اند.

$$r_{inv} = 2 \times \sqrt{\frac{kt}{\mu \phi c_i}} \quad (۲)$$

یک مدل با استفاده از نرم‌افزار متلب ساخته شد. در مدل ساخته‌شده از مشخصات سنگ و سیال مخزن استفاده شده است. نرم‌افزار محاسباتی از مدل نفت سیاه استفاده کرد. فشار اولیه مخزن بیشتر از فشار نقطه حباب بود. سیستم کامپیوتری که به‌منظور شبیه‌سازی مدل مخزن استفاده شده

جدول ۱ مشخصات سیالات تولید شده از چاه شماره یک و مخزن نفت سروک

ویسکوزیته سیال مخزن	تخلخل مخزن	تراوایی مخزن	شعاع بررسی مخزن
۱/۰۲	۰/۰۹	۰/۱۱۳	۶۴۵
فشار متوسط مخزن	دمای مخزن	چگالی نفت	چگالی آب
۵۸۱۰	۸۵	۹۱۲	۱۰۱۱
وزن مخصوص گاز	فشار حباب نفت	نسبت گاز به نفت	ضریب حجمی نفت
۰/۸۶	۳۴۰۱	۵۳	۱/۱۵
تراکم‌پذیری کل سیال مخزن			
۰/۰۰۱۴۲۲			

آمده و با یکدیگر مقایسه می‌شوند. اگر دبی جرمی ورودی چوک بیشتر از جریان ورودی بحرانی چوک باشد، چوک بحرانی است و فشار پایین دست چوک با استفاده از رابطه ۱۵ محاسبه می‌شود.

$$P_2 = Y_C * P_1 \quad (15)$$

اگر دبی جرمی ورودی چوک کمتر از جریان بحرانی چوک باشد، چوک در حالت غیربحرانی قرار دارد. درحالتی که چوک در حالت غیربحرانی باشد، فشار پایین دست با استفاده از رابطه ۱۶ تعیین می‌شود.

$$P_2 = Y_S * P_1 \quad (16)$$

مدل چوک، افت فشار جریان عبوری از چوک را محاسبه می‌کند. مفروضات در مدل چوک عبارت است از:

مدل چوک، افت فشار جریان عبوری از چوک را محاسبه می‌کند. مفروضات در مدل چوک عبارت است از:

- جریان یک بعدی است.
- برای فرآیندهای سریع، انتقال جرم بین فازها انجام نخواهد شد.

- فاز مایع تراکم‌ناپذیر در نظر گرفته می‌شود.

کسر حجمی هر فاز، جریان مایع و گاز، خروجی مدل چوک و کسر حجمی هر فاز با استفاده از روابط ۱۱ تا ۱۵ به‌دست می‌آید.

مدل خط لوله

در این پژوهش مدل بگز-بریل به‌عنوان مدل خط لوله استفاده شد. مدل بگز-بریل دقت و عملکرد بهتری نسبت به سایر مدل‌های نیمه‌تجربی دارد که برای خطوط لوله افقی استفاده می‌شوند [۳۲ و ۳۳]. روش محاسبه افت فشار ناشی از تغییرات ارتفاع، اصطکاک و شتاب جریان دو فاز در روابط [۳۴-۳۶] آورده شده است.

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{elevation} = \frac{g}{g_c} \rho_{tp} \quad (17)$$

رابطه ۱۷ افت فشار جریان دو فازی را در اثر تغییرات ارتفاع نشان می‌دهد. چگالی جریان دو فازی، کسر حجمی فازهای مایع و گاز در جریان‌های همگن و غیرهمگن، کسر جرمی فاز گاز، نسبت لغزش، چگالی

کسر حجمی گاز در حالت جریان دوفازی غیرهمگن با استفاده از رابطه ۶ [۲۷-۲۹] به‌دست می‌آید.

$$H_G = \left[1 + \frac{(1-x)}{x} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) S\right]^{-1} \quad (6)$$

کسر جرمی فاز گاز و نسبت لغزش با استفاده از روابط ۷ و ۸ به‌دست آمد [۲۷-۲۹].

$$x = \frac{H_G \rho_G}{H_L \rho_L + H_G \rho_G} \quad (7)$$

$$S = \frac{V_G}{V_L} \quad (8)$$

مطابق رابطه ۸ نسبت لغزش معادل با نسبت سرعت‌های واقعی فازهای گاز و مایع است. افت فشار ناشی از اصطکاک با استفاده از رابطه ۹ به‌دست می‌آید [۲۳ و ۲۴].

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{friction} = \frac{f_{tp} \rho_L v_{SL} v_m}{2 g_c d} \quad (9)$$

در رابطه ۱۰، افت فشار ناشی از شتاب حرکت سیال بیان شده است [۲۳ و ۲۴].

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{accumulation} = \frac{\rho_m v_{SG} v_m}{g_c P} \left(-\frac{dP}{dz}\right)_{total} \quad (10)$$

افت فشار کل ذکر شده در رابطه ۱۰ در رابطه ۱۱ آورده شده است.

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{total} = \frac{\left(-\frac{dP}{dz}\right)_f + \left(-\frac{dP}{dz}\right)_{ele}}{1 - E_k} \quad (11)$$

مدل چوک

مدل چوک نشان‌دهنده جریان‌های بحرانی و غیربحرانی است. اگر نسبت فشار پایین دست به بالادست کمتر از نسبت بحرانی به‌دست آمده باشد، جریان بحرانی است. در غیر این‌صورت، جریان غیربحرانی است. نسبت بحرانی از روابط (۱۲ و ۱۳) به‌دست می‌آید.

$$Y_C = \left\{ \frac{\frac{K}{K-1} + \frac{(1-x) V_L (1-Y_C)}{X V_{G1}}}{\frac{K}{K-1} + \frac{n}{2} \frac{(1-x) V_L}{x V_{G2}} + \frac{n}{2} \left[\frac{(1-x) V_L}{x V_{G2}} \right]^2} \right\}^{\frac{K}{K-1}} \quad (12)$$

$$V_{G2} = V_{G1} * Y_C^{\frac{-1}{K}} \quad (13)$$

دبی جرمی در ورودی چوک با استفاده از رابطه ۱۴ تعیین می‌شود.

$$G_1 = \frac{\rho_G * q_G + \rho_L * q_L}{\frac{\pi * D_{CH}^2}{4}} \quad (14)$$

دبی‌های جرمی با استفاده از رابطه ۱۴ به‌دست

مشخصات و شرایط کاری در نظر گرفته شده برای جداساز، سیستم کنترل شرایط کاری و خروجی را در شرایط بهینه حفظ می‌کند. در این قسمت مدل جداساز و کنترل‌کننده فشار جداساز توضیح داده شده است. در عملکرد جداساز گاز مایع دو فاز، فشار جداساز در مقدار کل بشکه نفت تولیدی در تانک ذخیره بسیار مؤثر است. بنابراین، اگر جداساز در فشار بهینه کار کند، راندمان جداسازی و در نهایت میزان نفت تولیدی در تانک ذخیره بیشتر است.

تعیین شرایط بهینه جداساز

روش‌های مختلفی برای محاسبه شرایط بهینه جداساز وجود دارد، از جمله محاسبات تعادل چند فاز که بسیار پیچیده و زمان‌بر هستند و نیاز به برنامه‌ریزی صنعتی دارند. پارامترهای مختلفی برای تعیین وضعیت بهینه جداساز استفاده می‌شوند [۴۲]. سه پارامتر با اهمیت عبارت است از ضریب حجمی نفت، نسبت گاز به نفت و وزن مخصوص نفت در تانک ذخیره [۴۲].

ضریب حجمی نفت

ضریب حجمی نفت، نسبت حجم نفت در فشار و دمای مخزن به حجم نفت در شرایط استاندارد است. ضریب حجمی نفت به فشار، نسبت گاز به نفت، چگالی ویژه گاز و دما بستگی دارد.

نسبت گاز به نفت محلول

این پارامتر تعداد استاندارد فوت مکعب گاز محلول در نفت را در فشار و دمای خاص نشان می‌دهد. این پارامتر تابعی از فشار، دما، چگالی نفت و چگالی ویژه گاز است.

مقدار درجه API نفت داخل تانک ذخیره

این پارامتر وزن مخصوص نفت در تانک ذخیره را نشان می‌دهد. پارامتر API توسط موسسه نفت آمریکا ارائه شده است.

و سرعت واقعی فازهای مایع و گاز را می‌توان تعیین نمود. افت فشار ناشی از اصطکاک با استفاده از رابطه ۱۸ به دست می‌آید [۳۳ و ۳۴].

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{friction} = \frac{f_{fp} \rho_n v_{SL} v_m^2}{2g_c d} \quad (18)$$

در رابطه ۱۹، افت فشار ناشی از شتاب حرکت سیال آورده شده است [۳۳ و ۳۴].

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{accumulation} = \frac{\rho_m v_{SG} v_m}{g_c P} \left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{total} \quad (19)$$

افت فشار کل نشان داده شده در رابطه ۲۱ در رابطه ۲۲ آورده شده است.

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{total} = \frac{\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_f + \left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{ele}}{1 - E_k} \quad (20)$$

خروجی‌های مدل چوک به عنوان ورودی مدل خط لوله استفاده می‌شود. خروجی مدل خط لوله که شامل فشار، دبی، کسر حجمی، سرعت‌های واقعی و ظاهری و خواص فیزیکی هر فاز است، به عنوان ورودی مدل جداساز استفاده می‌شود. در این مدل از مشخصات خط لوله تولید واقعی از چاه در مدل خط لوله استفاده شده است. خط لوله تولیدی ۴ in قطر و ۱۳۳۵ m طول دارد. مشخصات فنی خط لوله در جدول ۲ نشان داده شده است.

مدل جداساز

هدف از طراحی جداساز نفت و گاز جداسازی مکانیکی اجزای مایع و گاز در دما و فشار معین است. طراحی صحیح جداساز ضروری است زیرا جداساز معمولاً اولین مرحله از فرآیند در هر تأسیساتی است و طراحی نادرست این تجهیزات می‌تواند ظرفیت کل یا کیفیت تأسیسات تولید را کاهش دهد. سیستم کنترل یک جداساز، وظیفه نظارت، اندازه‌گیری، تنظیم و کنترل عملکرد سیستم جداساز را بر عهده دارد تا در هر زمان بهترین و مناسب‌ترین شرایط کاری را برای سیستم جداساز فراهم کند. براساس

جدول ۲ مشخصات فنی خط لوله سطحی

طول (m)	ضخامت (mm)	توصیف فنی	قطر (in)	چاه
۱/۳۳۵	۷/۹	Pipe SMLS, ASME B36.10M, IPS-M-PI-190(3), NACE MR0175 ISO 15156	۴	شماره یک

از رابطه زیر برای محاسبه API نفت موجود در تانک ذخیره استفاده می‌شود.

$$API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (21)$$

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{62.4} (T = 60^\circ C) \quad (22)$$

درجه API نفت در تانک ذخیره در شرایط بهینه جداساز حداکثر است. در مقابل، نسبت گاز به نفت و ضریب حجم نفت در شرایط جداساز بهینه حداقل هستند. روابط کنترل فشار جداساز به صورت زیر به دست می‌آید.

روابط تغییرات فشار جداساز

اگر گاز ورودی به جداساز ایده‌آل فرض شود، رابطه بین فشار و حجم گاز در رابطه ۲۳ نشان داده شده است. رابطه ۲۳ قانون گازهای ایده‌آل نامیده می‌شود.

$$P * V_G = n_G * R * T \quad (23)$$

پس از مشتق‌گیری از رابطه ۲۳ به زمان، رابطه ۲۴ به دست می‌آید.

پس از مشتق‌گیری از رابطه ۲۳ به زمان، رابطه ۲۴ به دست می‌آید.

$$\frac{dP}{dt} V_G + P * \frac{dV_G}{dt} = RT \frac{dn_G}{dt} \quad (24)$$

روابط زیر نشان‌دهنده موازنه جرمی برای فازهای گاز و مایع هستند.

$$\frac{dV_G}{dt} = -\frac{dV_L}{dt} = -(q_{L,in} - q_{L,out}) \quad (25)$$

$$\frac{dn_G}{dt} = -\frac{\rho_L}{M_G} (q_{G,in} - q_{G,out}) \quad (26)$$

پس از جای‌گذاری روابط ۲۵ و ۲۶ در رابطه ۲۴، رابطه ۲۷ به دست می‌آید.

$$\frac{dP}{dt} V_G = RT \frac{\rho_G}{M_G} (q_{G,in} - q_{G,out}) + P (q_{L,in} - q_{L,out}) \quad (27)$$

پس از قرار دادن رابطه دبی گاز خروجی در رابطه

۲۷، رابطه ۲۸ به دست می‌آید.

$$\frac{dP}{dt} V_G = RT \frac{\rho_G}{M_G} (q_{G,in} - K_v a \frac{P}{SG}) + P (q_{L,in} - q_{L,out}) \quad (28)$$

رابطه ۳۱ یک رابطه کنترلی است و به صورت رابطه $\dot{X} = A.X + B.U$ ساده می‌شود. ضرایب A و B به ترتیب برابر با $\frac{R.T.p}{v_G.SG.\mu_G} - K_v.a(t)$ و $\frac{R.T.p}{v_G.\mu_G}$ است. رابطه دبی گاز خروجی که در رابطه ۲۸ نشان داده شده است در رابطه ۲۹ بیان شده است.

$$q_{G,out} = K_v a \frac{P}{SG} \quad (29)$$

طراحی کنترل کننده PID به منظور کنترل کردن فشار جداساز یک کنترل کننده PID برای کنترل فشار جداساز طراحی شده است. قوانین و تابع انتقال کنترل کننده PID به صورت زیر تعریف شده است [۴۰ و ۴۱].

$$K(s) = K_p + \frac{K_I}{s} + K_d s \quad (30)$$

به دلیل کاهش نویز، یک فیلتر مرتبه اول به کنترل کننده PID اضافه شد. مقدار بهینه پارامتر زمان ثابت فیلتر با آزمون و خطا تعیین شد که در رابطه ۳۱ نشان داده شده است.

$$K(s) = K_p + \frac{K_I}{s} + \frac{K_d s}{T_f s + 1} \quad (31)$$

برای افزایش عملکرد کنترل کننده از روش بهینه‌سازی تجربی (روش زیگلر- نیکلاس) استفاده شد. مقادیر پارامترهای کنترل پس از استفاده از روش تنظیم زیگلر- نیکلاس در جدول ۳ ارائه شده است. خروجی (متغیرهای کنترل) کنترل کننده PID نرخ جریان گاز بود. حد بالایی و پایینی سیگنال‌های کنترل به ترتیب برابر با ۱ و $0 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ بود. نرخ تغییر با توجه به دینامیک فعال‌سازی برابر با $0.5 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ بود.

جدول ۳ مقادیر بهینه پارامترهای کنترلی

متغیر حالت	t_c (seconds)	K_p	K_d	K_I	T_f
فشار	۵	۰/۰۷۵	-۰/۲	۴	۲

جداساز مقادیر پارامترهای کنترلی K_p ، K_I و k_d پس از اعمال فیلتر مرتبه اول و روش تنظیم زیگلر نیکلاس به ترتیب برابر با ۰/۰۷۵، ۴ و ۰/۲- است. همان‌طور که در **شکل ۲** نشان داده شده است، هنگامی که فشار جداساز افزایش می‌یابد، کنترل‌کننده PID منجر به باز شدن بیشتر شیر خروجی گاز می‌شود. با باز شدن بیشتر شیر خروجی گاز، دبی خروجی گاز افزایش می‌یابد. با باز شدن بیشتر دریچه خروجی گاز، فشار گاز کاهش می‌یابد. به این ترتیب کنترل‌کننده PID با تنظیم درصد باز شدن شیر خروجی گاز، فشار جداساز را کنترل می‌کند. **شکل ۳** تغییر میزان درصد باز شدن شیر خروجی گاز را در طول زمان نشان می‌دهد. مقدار باز شدن اولیه شیر خروجی گاز برابر با ۴۵٪ بود. همان‌طور که در **شکل ۳** نشان داده شده است، هنگامی که فشار جداساز کاهش می‌یابد (به کمتر از فشار بهینه)، شیر خروجی گاز جداساز شروع به بسته شدن می‌کند تا فشار جداساز افزایش یابد و دبی خروجی گاز نیز افزایش می‌یابد. همان‌طور که در **شکل‌های ۲ و ۳** نشان داده شده است، حداکثر تغییرات در دبی گاز خروجی و درصد باز شدن شیر خروجی گاز به ترتیب برابر با ۱۸ و ۱۱٪ بوده است. بهترین مدل برای استفاده در مدل یکپارچه پس از بررسی و مقایسه عملکرد مدل‌های مخزن، چاه و خط لوله سطحی مشخص می‌شود.

متصل کردن روابط برای ساخت مدل یکپارچه سیستم تولید

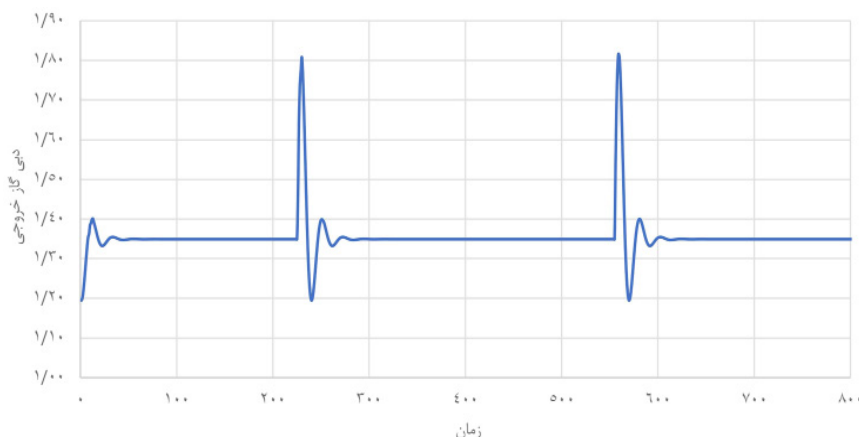
در این بخش، تمامی مدل‌های فرعی پیشنهادی برای مخزن، چاه، چوک، خط لوله و جداساز سطحی با هم ترکیب و در هر مرحله زمانی حل شد. تابع هدف در مدل یکپارچه به حداکثر رساندن نفت تولید شده در تانک ذخیره با محدودیت عدم تشکیل جریان لخته‌ای در ورودی جداساز بود. تابع هدف در رابطه ۳۲ آورده شده است.

$$T_{\text{target function}} = \max\left(\frac{(n_L)_{st}(M_a)_{st}}{(\rho_o)_{st}}\right) \quad (32)$$

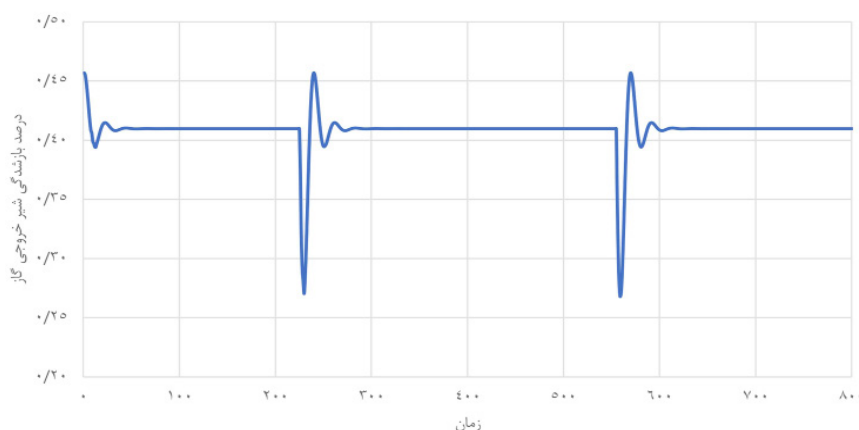
اگر یک رژیم جریان لخته‌ای در ورودی جداساز تشکیل شود، فشار جداساز با استفاده از کنترل‌کننده فشار افزایش یافته است. کنترل‌کننده فشار با کاهش درصد باز شدن شیر خروجی گاز، فشار جداساز را افزایش می‌دهد. افزایش فشار جداساز از تشکیل جریان لخته‌ای در ورودی جداساز جلوگیری می‌کند [۳۷].

نتایج و بحث

در این بخش نتایج مدل یکپارچه توضیح داده شده است. روابط کنترل‌کننده PID در رابطه ۲۸ نشان داده شده است. مقادیر بهینه پارامترهای کنترل‌کننده در **جدول ۳** آورده شده است. در نمودار حلقه باز جداساز مقدار پارامتر فرآیند برابر ۰/۹ و زمان تأخیر برابر با ۵ s است. در نمودار حلقه بسته



شکل ۲ نمودار تغییرات جریان گاز خروجی



شکل ۴ بشکه‌های نفت در تانک ذخیره با زمان برای فشارهای مختلف ته‌چاهی برای مورد A

مدل یکپارچه بهینه دارای عملکرد عالی برای تعیین کل نفت تولید شده در تانک ذخیره است. مقایسه بین فشارهای مختلف ته‌چاه و کل نفت تولید شده در تانک ذخیره در **جدول ۴** نشان داده شده است. مطابق **شکل ۴**، با استفاده از مدل یکپارچه بهینه، می‌توان فشار ته‌چاهی بهینه را که در آن حداکثر نفت در تانک ذخیره تولید می‌شود، تعیین کرد. **شکل ۴** نشان می‌دهد که مدل یکپارچه بهینه، سیستم تولید یکپارچه را در شرایط بهینه قرار می‌دهد. مشاهده شد که پس از اعمال فشار مخزن ثابت بر روی سیستم تولید، مدل یکپارچه بهینه عملکرد عالی در شرایط حالت پایدار نشان می‌دهد. در ادامه، عملکرد مدل یکپارچه بهینه در حالت‌های گذرا و شبه پایدار (مورد B) مورد بررسی قرار می‌گیرد. نوآوری این تحقیق امکان تعیین وضعیت بهینه سیستم تولید یکپارچه برای فشارهای مخزن جدید است. مدل می‌تواند شرایط بهینه سیستم را در حالت‌های گذرا و شبه پایدار برای هر فشار مخزن تعیین کند. مدل یکپارچه بهینه می‌تواند فشار بهینه جداساز و فشارهای مربوط به ته‌چاه و سرچاهی را برای بهینه‌سازی سیستم تولید تعیین کند. با استفاده از فرمول شعاع بررسی [۴۵]، پس از ۱۲۰ min، موج افت فشار به مرزهای مخزن می‌رسد و وضعیت گذرا مخزن از بین می‌رود. در این لحظه سیستم شبه پایدار می‌شود.

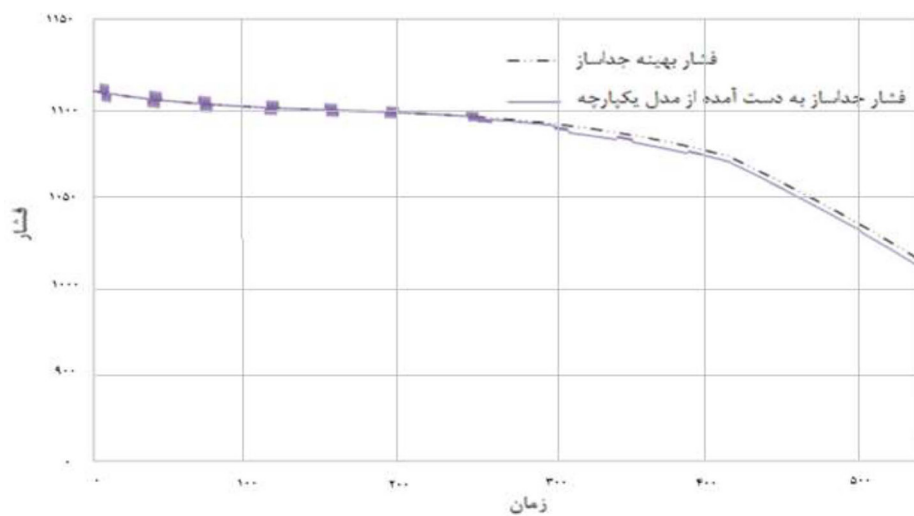
پس از بررسی عملکرد مدل جداساز و کنترل‌کننده فشار جداساز، مشاهده شد که کنترل‌کننده فشار جداساز عملکرد بسیار خوبی در کنترل فشار جداساز دارد. پس از ترکیب مدل‌های فرعی مخزن، چاه، چوک، خطلوله، جداساز و کنترل‌کننده فشار جداساز در مدل یکپارچه، نتایج به شرح زیر نشان داده شده است. عملکرد مدل یکپارچه در دو حالت، یعنی فشار ثابت مخزن و فشار متغیر مخزن مقایسه شد. در **شکل ۴**، تجزیه و تحلیل حساسیت برای اثبات اینکه مدل یکپارچه می‌تواند مدیریت تولید سیستم یکپارچه را با افزایش کل بشکه نفت تولید شده در مخزن ذخیره بهینه کند، انجام شد. همان‌طور که در **جدول ۱** نشان داده شده است، فشار متوسط مخزن برابر با ۵۸۱۰ psi است. در حالت اول (مورد A) فشار مخزن ثابت و برابر با ۵۸۱۰ psi است. با استفاده از مدل یکپارچه فشار ته‌چاه بهینه شده تعیین شد و برابر با ۴۸۵۰ psi بود. نمودار بشکه‌های نفت در تانک ذخیره در فشارهای ته‌چاهی ۴۰۰۰، ۴۳۰۰، ۴۶۰۰، ۴۸۵۰، ۵۰۰۰، ۵۳۰۰ و ۵۵۰۰ psi با زمان به دست آمده و در **شکل ۴** نشان داده شده است. مطابق شکل ۴، با استفاده از مدل یکپارچه بهینه، مجموع بشکه‌های نفت در مخزن ذخیره افزایش می‌یابد. فشار ته‌چاهی بهینه شده با استفاده از مدل یکپارچه بهینه ۴۸۵۰ psi تعیین شده است. با توجه به نتایج تجزیه و تحلیل حساسیت،

جدول ۴ مقایسه بین کل نفت تولید شده در تانک ذخیره برای فشارهای مختلف ته‌چاهی برای مورد A

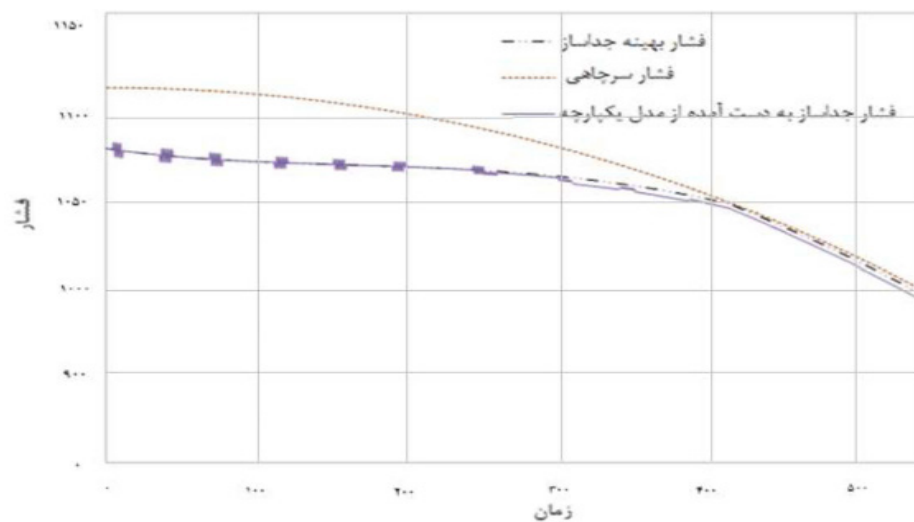
کل نفت تولید شده در تانک ذخیره (BBL)	فشار ته‌چاهی (psi)
۶۴۹/۴۴	۴/۰۰۰
۸۱۱/۸۰	۴/۳۰۰
۹۷۴/۱۶	۴/۶۰۰
۱۰۸۲/۴۰	۴/۸۵۰
۹۰۹/۲۱	۵/۰۰۰
۸۶۵/۹۳	۵/۳۰۰
۸۴۴/۲۷	۵/۵۰۰

استفاده از نرم‌افزار اولگا طراحی شد. در شکل ۷، مقایسه‌ای جامع بین عملکرد مدل یکپارچه بهینه و نرم‌افزار اولگا ارائه شده است. فشارهای جداساز به‌دست‌آمده با نرم‌افزار اولگا و مدل یکپارچه بهینه در شکل ۷ نشان شده است. خطای میانگین مربعات بین فشارهای جداساز به‌دست‌آمده با استفاده از نرم‌افزار اولگا و فشار بهینه‌شده جداساز برای شرایط گذرا و شبه‌پایدار برابر با ۲۷/۷۵ است. در جدول ۵ اختلاف فشارهای جداساز به‌دست‌آمده و فشارهای بهینه جداساز که با استفاده از مدل یکپارچه بهینه و نرم‌افزار اولگا به‌دست آمده‌اند نشان شده است. مطابق جدول ۵، عملکرد مدل یکپارچه بهینه برای تعیین و تثبیت فشار جداساز بهتر بوده و در نهایت باعث افزایش بشک‌های نفت تولیدی در تانک ذخیره می‌شود. نمودار تولید تجمعی نفت در تانک ذخیره در شکل ۸ نشان شده است. مطابق شکل ۸، مجموع تولید نفت تجمعی در تانک ذخیره برای نرم‌افزار اولگا معادل BBL ۷۴۱/۵ است. مجموع تولید نفت در تانک ذخیره برای مدل یکپارچه بهینه با کنترل جریان لخته‌ای و بدون کنترل جریان لخته‌ای به‌ترتیب برابر با ۸۲۰ و ۹۳۴/۳ است. کل تولید نفت در تانک ذخیره برای مدل یکپارچه بهینه با کنترل جریان لخته‌ای، به‌دلیل افزایش اختلاف بین فشار بهینه جداساز و فشار جداساز به‌دست آمده برای حذف جریان لخته‌ای در ورودی جداساز، کمتر از کنترل جریان لخته‌ای است.

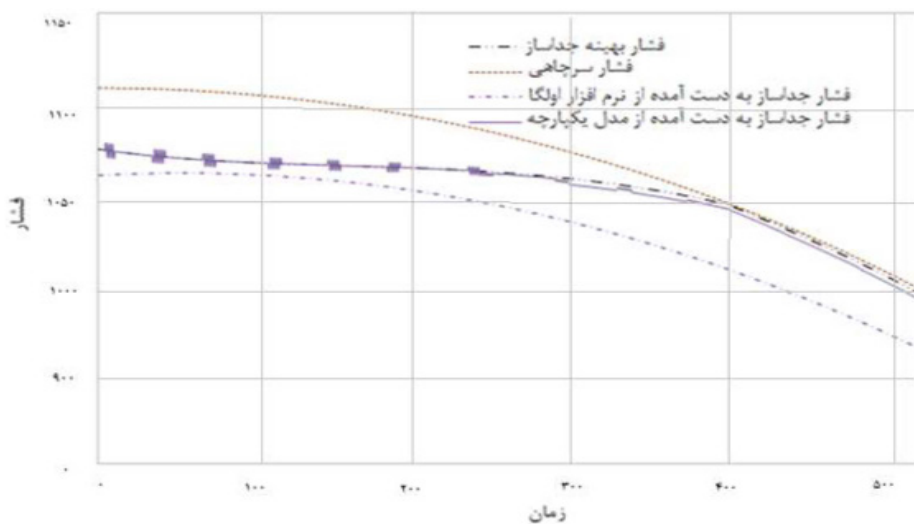
همان‌طور که در شکل ۵ نشان داده شده است، فشارهای جداساز به‌دست آمده توسط مدل یکپارچه بهینه نزدیک به فشارهای بهینه جداساز است. مطابق شکل ۵، خطای میانگین مربعات بین فشار جداساز به‌دست آمده با استفاده از مدل یکپارچه بهینه و فشار بهینه جداساز برابر با ۲/۲۱ است. هنگامی که موج افت‌فشار به مرزهای مخزن نزدیک می‌شود که حدود ۱۲۰ min طول می‌کشد، حالت گذرا مخزن شروع به ناپدید شدن می‌کند و حالت شبه‌پایدار ظاهر می‌شود. به‌دلیل عملکرد عالی کنترل‌کننده PID، نوسانات هموار شده و با شرایط جداساز بهینه مطابقت دارد. در شکل ۵، پس از ۲۵۰ min، اختلاف بین فشار جداساز که با استفاده از مدل یکپارچه بهینه به‌دست آمده و فشار بهینه جداساز افزایش می‌یابد. هنگامی که اختلاف بین فشارها افزایش می‌یابد، جریان لخته‌ای در ورودی جداساز از بین می‌رود. استفاده از مدل یکپارچه بهینه، رژیم جریان لخته‌ای در ورودی جداساز را حذف می‌کند. برای شرایط شبه‌پایدار، خطای میانگین مربعات بین فشارهای جداساز که با استفاده از مدل یکپارچه بهینه به‌دست آمده بودند، و فشارهای بهینه جداساز برابر با ۰/۲ بود. در شکل ۶ پس از ۴۲۱ min اختلاف فشار سرچاهی و فشار بهینه جداساز کاهش یافت. برای نشان دادن بهتر عملکرد مدل یکپارچه بهینه در افزایش تولید نفت در تانک ذخیره، همان سیستم تولید با همان مشخصات مخزن، چاه، چوک و تجهیزات سطحی با



شکل ۵ مقایسه بین فشارهای جداساز به دست آمده با استفاده از مدل یکپارچه بهینه با فشار بهینه جداساز برای مورد B



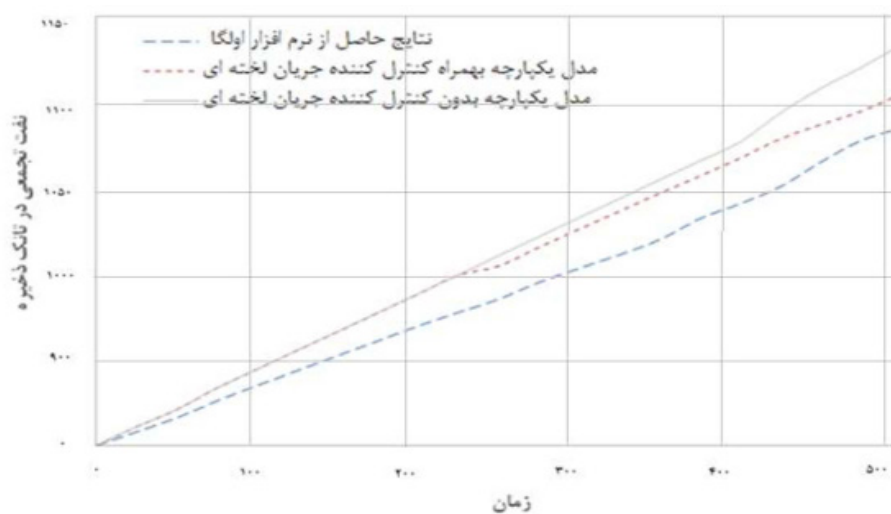
شکل ۶ مقایسه بین فشار جداساز به دست آمده و فشار سر چاه برای مورد B



شکل ۷ مقایسه بین فشارهای جداساز به دست آمده با استفاده از مدل یکپارچه بهینه شده و نرم افزار اولگا برای مورد B

جدول ۵ تفاوت بین فشارهای جداساز به‌دست آمده و فشارهای بهینه جداساز به‌دست آمده با استفاده از مدل یکپارچه بهینه و نرم‌افزار اولگا

مدل استفاده شده	شرایط مخزن	خطای میانگین مربعات بین فشار جداساز به‌دست آمده با استفاده از نرم‌افزار اولگا و فشار بهینه جداساز
مدل یکپارچه بهینه	(مورد B) حالت گذرا	۲/۲۱
	(مورد B) حالت شبه پایدار	۰/۲۰
	حالت گذرا و شبه پایدار	۲/۴
نرم‌افزار اولگا	(مورد B) حالت گذرا	۱۰/۹۹
	(مورد B) حالت شبه پایدار	۳۰/۹۳
	حالت گذرا و شبه پایدار	۲۵/۰۶



شکل ۸ مقایسه بین تولید نفت تجمعی در تانک ذخیره برای مدل یکپارچه بهینه و نرم‌افزار اولگا برای مورد B

افزایش می‌یابد. جریان لخته‌ای با لخته‌های بلند در ورودی جداساز از ابتدای تولید تا ۲۵۰ min غالب است. بین ۲۵۰ تا ۴۲۱ min، رژیم جریان لخته‌ای در ورودی جداساز حاکم است و بین ۴۲۱ تا ۵۳۸ min، جریان حلقوی در ورودی جداساز حاکم است. استفاده از مدل یکپارچه بهینه جریان حلقوی و حلقوی را حذف می‌کند و تشکیل آنها را به تعویق می‌اندازد.

مدل یکپارچه بهینه با کنترل جریان لخته‌ای، کل نفت تولید شده در تانک ذخیره را حدود ۱۰٪ افزایش می‌دهد. همان‌طور که در **جدول ۶** نشان داده شده است، پس از ۲۲۰ min یک رژیم جریان لخته‌ای در ورودی جداساز تشکیل می‌شود. به دلیل حذف جریان لخته‌ای در ورودی جداساز، تفاوت بین فشار بهینه جداساز و فشار جداساز به‌دست آمده

جدول ۶ رژیم‌های جریان در ورودی جداساز

مدل استفاده شده	رژیم‌های جریانی	زمان (min)
نرم‌افزار اولگا	جریان لخته‌ای با لخته‌های بلند	۰-۲۵۰
	جریان لخته‌ای	۲۵۰-۴۲۱
	جریان شعاعی	۴۲۱-۵۳۸
مدل یکپارچه با کنترل کننده جریان لخته‌ای	جریان پیستونی	۰-۵۳۸

نتیجه گیری

در این تحقیق، مدل یکپارچه بهینه تولید نفت را افزایش داده و سیستم تولید را با استفاده از یک الگوریتم بهینه سازی با این شرط که هیچ جریان لخته ای در ورودی جداساز تشکیل نمی شود، بهینه کرد. الگوریتم بهینه سازی دارای دو حلقه بهینه سازی بود. حلقه بهینه سازی داخلی از چوک سطحی تا تانک ذخیره و حلقه بهینه سازی خارجی از پایین چاه تا تانک ذخیره بود. مدل یکپارچه بهینه می تواند فشارهای ته چاهی را در هر مرحله با مقایسه فشارهای جداساز محاسبه شده با فشارهای بهینه به دست آمده از جداساز اصلاح کند. نتایج به دست آمده از مدل یکپارچه با استفاده از تجزیه و تحلیل حساسیت برای شرایط مخزن حالت پایدار (مورد A)، گذرا، و شرایط مخزن شبه پایدار (مورد B) تأیید شد. مدل یکپارچه بهینه می تواند در شرایط مخزن پایدار، گذرا و شبه پایدار عملکرد عالی داشته باشد. مدل یکپارچه بهینه می تواند فشار جداساز، فشار ته چاهی، و فشار قبل و بعد از چوک را در شرایط بحرانی و غیر بحرانی تعیین کند. خطای میانگین مربعات بین فشارهای جداساز به دست آمده با استفاده از مدل یکپارچه بهینه و فشارهای بهینه جداساز برای مورد A برابر با ۲/۲۱ بود. برای مورد B در شرایط گذرا و شبه پایدار، خطای میانگین مربعات بین فشارهای جداساز به دست آمده با استفاده از مدل یکپارچه بهینه و فشارهای بهینه جداساز برابر با ۰/۲ بود. عملکرد مدل یکپارچه بهینه برای تعیین و تثبیت فشار جداساز بهتر است و در نهایت تعداد بشکتهای نفت تولیدی در تانک ذخیره را افزایش می دهد. مجموع تولید انباشته نفت در تانک ذخیره از نرم افزار اولگا معادل ۷۴۱/۵ BBL بوده است. مجموع تولید نفت در تانک ذخیره با استفاده از مدل یکپارچه بهینه با کنترل جریان لخته ای و بدون کنترل جریان لخته ای به ترتیب برابر با ۹۳۴/۳ و ۸۲۰ بود. کل تولید نفت در مخزن ذخیره با استفاده از مدل یکپارچه بهینه

با کنترل جریان لخته ای کمتر بود. به دلیل حذف جریان لخته ای، اختلاف بین فشار بهینه جداساز و فشار جداساز به دست آمده افزایش می یابد. مدل یکپارچه بهینه با کنترل جریان لخته ای، کل نفت تولید شده در تانک ذخیره را حدود ۱۰٪ افزایش داد. استفاده از مدل یکپارچه بهینه منجر به حذف جریان لخته ای شد و رژیم جریان پیستونی در ورودی جداساز حاکم گردید. با توجه به نتایج بیان شده، استفاده از مدل یکپارچه بهینه ارائه شده در این تحقیق به دست آوردهای زیر منجر می شود:

- تولید حداکثر مقدار نفت در تانک ذخیره از یک سیستم تولید نفت یکپارچه بدون تشکیل جریان لخته ای در ورودی جداساز و سایر تجهیزات سطح تولید.
- افزایش ارزش افزوده خالص حاصل از فروش محصولات هیدروکربنی
- مراقبت از تجهیزات سطحی و جلوگیری از تعمیر و اتلاف زمانی
- مدیریت سیستم یکپارچه تولید نفت به بهترین شکل ممکن.

علائم و نشانه ها

- Q : دبی (BBL/day)
- r_{inv} : شعاع بررسی (m)
- μ : ویسکوزیته سیال (Pa.s)
- P_{wf} : فشار ته چاهی (psi)
- p_{TP} : چگالی دوفازی (ppf)
- H_L : کسر حجمی مایع ----
- H_G : کسر حجمی گاز ----
- x : کسر جرمی گاز ----
- S : نسبت لغزش ----
- V_G : سرعت واقعی گاز (ft/s)
- V_L : سرعت واقعی مایع (ft/s)
- P_{bh} : فشار ته چاهی (psi)
- G_I : دبی جرمی ورودی به چوک (lb/s)
- t : زمان (s)

k : نفوذپذیری (md)	c_t : تراکم‌پذیری کل سیال (Pa^{-1})
ϕ : تخلخل	D_{CH} : قطر چوک (in)
P_2 : فشار پایین دست چوک	M_G : وزن مولی گاز
P_l : فشار بالا دست چوک	K_v : ضریب شیر
v_G : حجم گاز (ft^3)	a : درصد بازشدگی شیر خروجی گاز
n_G : تعداد مول های گاز	S_G : وزن مخصوص
T : دمای گاز ($^{\circ}\text{F}$)	v_{SG} : سرعت ظاهری گاز (ft/s)
V_{G2} : سرعت پایین دست چوک	v_m : سرعت مخلوط (ft/s)
V_{G1} : سرعت بالا دست چوک	d : قطر لوله (ft)
k : نسبت‌های تعادلی	Y_C : نسبت بحرانی چوک
f_{TP} : ضریب اصطکاک دوفازی	Z : مسیر عمودی

مراجع

- [1]. Carroll, J.A.III, & Horne, R.N., (1992), Multivariate Optimization of Production Systems, Journal of Petroleum Technology, July, 782-831.
- [2]. Hepguler, G., Barua, S., & Bard, W. (1997), Integration of a field surface and production network with a reservoir simulator, SPE Computer Applications, 9(03), 88-92, doi.org/10.2118/38937-PA.
- [3]. Yang, D., Zhang, Q., & Gu, Y. (2003). Integrated optimization and control of the production-injection operation systems for hydrocarbon reservoirs, Journal of Petroleum Science and Engineering, 37(1-2), 69-81, doi.org/10.1016/S0920-4105(02)00311-X.
- [4]. Queipo, N. V., Zepa, L. E., Goicochea, J. V., Verde, A. J., Pintos, S. A., & Zambrano, A. (2003), A model for the integrated optimization of oil production systems, Engineering with Computers, 19(2), 130-141, doi.org/10.1007/s00366-003-0255-1.
- [5]. Nadar, M. S., Kulkarni, R. N., Lemanczyk, Z. R., & Aggarwal, P. (2006), Development of an Integrated Production Network Model for Heera Field, In SPE Asia Pacific Oil & Gas Conference and Exhibition, OnePetro, doi.org/10.2118/101089-MS.
- [6]. Litvak, M. L., Gane, B. R., Williams, G., Mansfield, M., Angert, P. F., Macdonald, C. J., & Walker, G. J. (2007), Field development optimization technology, In SPE reservoir simulation symposium, OnePetro.
- [7]. Rahmawati, S. D., Whitson, C. H., Foss, B., & Kuntadi, A. (2012), Integrated field operation and optimization. Journal of Petroleum Science and Engineering, 81, 161-170, doi.org/10.1016/j.petrol.2011.12.027.
- [8]. Foroud, T., Seifi, A., & AminShahidy, B. (2016), An efficient optimization process for hydrocarbon production in presence of geological uncertainty using a clustering method: A case study on Brugge field, Journal of Natural Gas Science and Engineering, 32, 476-490, doi.org/10.1016/j.jngse.2016.04.059.
- [9]. Liu, Z., Forouzanfar, F., & Zhao, Y. (2018), Comparison of SQP and AL algorithms for deterministic constrained production optimization of hydrocarbon reservoirs, Journal of Petroleum Science and Engineering, 171, 542-557, doi.org/10.1016/j.petrol.2018.06.063.
- [10]. Lee, S. H., Choong, T. S., Abdullah, L. C., Abdul Razak, M. A., & Ban, Z. H., (2018), Experimental and CFD modelling: impact of the inlet slug flow on the horizontal gas-liquid separator, Energies, 12(1), 41, doi.org/10.3390/en12010041.
- [11]. Chin, R. (2015), The Savvy Separator Series: Part 4. The Ghosts of Separators Past, Present, and Future, Oil and Gas Facilities, 4(06), 18-23, doi.org/10.2118/1215-0018-OGF.
- [12]. Miyoshi, M., Doty, D. R., & Schmidt, Z. (1988), Slug-catcher design for dynamic slugging in an offshore production facility, SPE Production Engineering, 3(04), 563-573, doi.org/10.2118/14124-PA.
- [13]. Orioha, H., Gruba, C., Muoneke, G., & Ezuka, I. (2012), Application of IPM Modeling for Production Surveillance, Allocation and Optimization. In SPE International Production and Operations Conference & Exhibition, OnePetro, doi.org/10.2118/157435-MS.
- [14]. Fair, W. B. (2019), an integrated model for optimizing production of marginal oil fields (Doctoral dissertation), dx.doi.org/10.26153/tsw/2100.
- [15]. Fadaei, M., Ameri, M. J., Rafiei, Y., & Ghorbanpour, K. (2021), A modified semi-empirical correlation for designing two-phase separators. Journal of Petroleum Science and Engineering, 205, 108782, doi.org/10.1016/j.

petrol.2021.108782.

- [16]. Wosowei, J., & Shastry, C. (2021), Oilfield Performance Prediction using Integrated Modeling and Simulation (MBAL) Suite, doi.org/10.26821/IJSHRE.9.8.2021.9814.
- [17]. Doroshenko, O., Cimic, M., Singh, N., & Machuzhak, Y. (2021), Integrated Production Model as a Tool for Optimization the Development Strategy of the Sakhalin Oil and Gas Condensate Field, SPE Eastern Europe Subsurface Conference, OnePetro, doi.org/10.2118/208502-MS.
- [18]. Paul, S., Dukhoo, G., Phillip, M., & Persadsingh, J. (2021), Improving Production Forecasting in a Mature Onshore Oilfield Brownfield in Southern Trinidad by Making Use of Software Modeling, In SPE Trinidad and Tobago Section Energy Resources Conference. OnePetro, doi.org/10.2118/200953-MS.
- [19]. Abdollahi, F., Hosseini, S., Sabet, M., Esmaeili-Faraj, S. H., & Amiri, F. (2021), A novel study of the gas lift process using an integrated production/injection system using artificial neural network approach, Modeling Earth Systems and Environment, 7(3), 2101-2112.
- [20]. Beggs, H. Dale., (1991), Production optimization using nodal analysis.
- [21]. Davarpanah, A., & Mirshekari, B. (2018), Experimental study and field application of appropriate selective calculation methods in gas lift design, Petroleum Research, 3(3), 239-247, doi.org/10.1016/j.ptlrs.2018.03.005.
- [22]. Zhu, H., Qi, Y., Zhang, F., & Zhang, J. (2020), Calculation method of production pressure drop based on BP neural network velocity pipe string production in CBM wells, In IOP Conference Series: Earth and Environmental Science, 619, (1), 012044, IOP Publishing, DOI 10.1088/1755-1315/619/1/012044.
- [23]. Huang, Q., Lin, X., He, Y., Wang, C., Hu, Y., Ding, H., & Li, J. (2020), «Mathematical Simulation and program of gas-liquid two-phase well flow pattern, In E3S Web of Conferences (Vol. 185, p. 01087), EDP Sciences, doi.org/10.1051/e3sconf/202018501087.
- [24]. Cheng, Y., Wu, R., Liao, R., & Liu, Z. (2022), Study on calculation method for wellbore pressure in gas wells with large liquid production, Processes, 10(4), 685, doi.org/10.3390/pr10040685.
- [25]. Usov, E. V., Ulyanov, V. N., Butov, A. A., Chuhno, V. I., & Lyhin, P. A. (2020), Modelling Multiphase Flows of Hydrocarbons in Gas-Condensate and Oil Wells, Mathematical Models and Computer Simulations, 12(6), 1005-1013.
- [26]. Qader, M. R. (2019), Performance analyses techniques to optimize an oil well in Northern Iraq, Doctoral dissertation, Near East University.
- [27]. Fadaei, M., Ameli, F., & Hashemabadi, S. H. (2019), Experimental Study and CFD Simulation of Two-phase Flow Measurement Using Orifice Flow Meter, Journal of Petroleum Research, 29(98-5), 85-96, doi: 10.22078/PR.2019.3642.2711.
- [28]. Fadaei, M., Ameli, F., & Hashemabadi, S. H. (2021), Investigation on different scenarios of two-phase flow measurement using Orifice and Coriolis flow meters, Experimental and Modeling Approaches, Measurement, 175, 108986, doi.org/10.1016/j.measurement.2021.108986.
- [29]. Fadaei, M., Ameri, M. J., Rafiei, Y., & Ghorbanpour, K. (2021), A modified semi-empirical correlation for designing two-phase separators, Journal of Petroleum Science and Engineering, 205, 108782, doi.org/10.1016/j.petrol.2021.108782.
- [30]. Beggs, H. D., & BRILL, James P., 1991, Two-Phase flow in pipes, Doctoral dissertation, University of Tulsa, Tulsa, Oklahoma.
- [31]. Queipo, n. v., Zerpa, L. E., Goicochea, J. V., Verde, A. J., Pointos, S. A., & Zambrano, A. (2003), A model for the integrated production systems, Engineering with Computers, 19, 2: 130-141.
- [32]. Shi, S., Han, G., Wu, B., Xu, K., Li, Z., & Sun, K. (2021), An experimental study of liquid unloading in the curve section of horizontal gas wells, Oil & Gas Science and Technology–Revue d'IFP Energies nouvelles, 76, 69, doi.org/10.2516/ogst/2021051.
- [33]. Isemin, I., & Nkundu, K. A. (2021), Investigating the Use of Machine Learning Models for the Prediction of Pressure Gradient and Flow Regimes in Multiphase Flow in Horizontal Pipes, In SPE Nigeria Annual International Conference and Exhibition, OnePetro, doi:10.2118/208410-MS.
- [34]. Shi, S., Li, J., Yang, X., Liu, C., Liao, R., Zhang, X., & Liao, J. (2021), Study on the Pressure Drop Variation and Prediction Model of Heavy Oil Gas-Liquid Two-Phase Flow, Geo-fluids, doi.org/10.1155/2021/8813167.
- [35]. Musa, V. A., Mahmood, R. A., Khalifa, S. M. N., Ali, O. M., & Abdulkareem, L. A. (2021), Flow patterns of oil-gas and pressure gradients in near-horizontal flow pipeline: Experimental investigation using differential pressure transducers, Vol, 39, 621-628, doi.org/10.18280/ijht.390233.
- [36]. Wang, Z. B., Ling, J. Q., Sun, T. L., Shi, H. Y., & Zhu, G. (2021), A simple analytical model to predict liquid unloading in the horizontal gas well. Journal of Hydrodynamics, 33(5), 1056-1064.
- [37]. Luo, X., He, L., Liu, X., & Lü, Y. (2014), Influence of separator control on the characteristics of severe slugging flow, Petroleum Science, 11(2), 300-307, doi: 10.1007/s12182-014-0344-3.
- [38]. Yang, Z., Juhl, M., & Lohndorf, B. (2010), On the innovation of level control of an offshore three-phase

- separator, In 2010 IEEE International Conference on Mechatronics and Automation (pp. 1348-1353), IEEE, doi: 10.1109/ICMA.2010.5588340.
- [39]. Backi, C. J., & Skogestad, S. (2017), A simple dynamic gravity separator model for separation efficiency evaluation incorporating level and pressure control, In 2017 American Control Conference (ACC) (pp. 2823-2828), IEEE, doi: 10.23919/ACC.2017.7963379.
- [40]. Yang, Z., Juhl, M., & Løhndorf, B. (2010), On the innovation of level control of an offshore three-phase separator, In 2010 IEEE International Conference on Mechatronics and Automation (pp. 1348-1353), IEEE, doi: 10.1109/ICMA.2010.5588340.
- [41]. Luo, X., He, L., Liu, X., & Lu, Y. (2014), Influence of separator control on the characteristics of severe slugging flow, *Petroleum science*, 11(2), 300-307, doi: 10.1007/s12182-014-0344-3.
- [42]. Al-Jawad, M. S., & HASSAN, O. F. (2010), Correlating optimum stage pressure for sequential separator systems, *SPE Projects, Facilities & Construction*, 5(01), 13-16, doi.org/10.2118/118225-PA.
- [43]. Bahadori, A., Vulthallu, H. B., & Mokhtab, s. (2008), Optimizing separator pressures in the multistage crude oil production unit, *Asia-pacific Journal of Chemical Engineering*, 3(4), 380-386, doi.org/10.1002/apj.159.
- [44]. Kylling, W. (2009), Optimizing separator pressure in a multistage crude oil production plant Master's thesis, Institute for Teknisk Kybernetikk, hdl.handle.net/11250/259760.
- [45]. Kuchuk, F. J. (2009), Radius of investigation for reserve estimation from pressure transient well tests, In SPE Middle East Oil and Gas Show and Conference, OnePetro, doi.org/10.2118/120515-MS.