



## Petroleum Research

Petroleum Research, 2023(April -May), Vol. 33, No. 128, 1-6

DOI: 10.22078/pr.2020.4018.2829

# Proposing a Novel Approach to Design Horizontal Gas-liquid Separators

Mehdi Fadaei<sup>1</sup>, Mohammad Javad Ameri<sup>2\*</sup>, Yousef Rafiei<sup>3</sup> and Mohammad Reza Hossinzadeh

Faculty of petroleum engineering, AmirKabir University of Technology, Tehran, Iran

ameri@aut.ac.ir

DOI:10.22078/PR.2022.4751.3131

Received: February/27/2022

Accepted: December/25/2022

## Introduction

The fluid produced from oil and gas reservoirs is a combination of various hydrocarbons which could form a liquid-gas two-phase fluid when reaching the surface via the well. Separation of produced fluid phases at the surface requires the necessary equipment including multiphase separators. Separator design is generally categorized into the process and mechanical design. Process design is the determination of proportional length and diameter for the separation process. Thus, having access to a pilot separation unit to study separator efficiency at different operating conditions is essential. However, it is impossible to construct a separate unit with a practical size in the laboratory; that is why dimensional analysis is employed. Hence, a pilot two-phase separation unit was constructed to examine the accuracy of semi-empirical design methods and develop a new design method using dimensional analysis. The first correlations to design surface multiphase separators were presented by Souders and Brown [1].

Gas superficial velocity was could be calculated using their correlations. Others used an alteration of the semi-empirical method presented by Souders and Brown. In 1987, Chilingarian et al. [2] presented a design method that was more of an empirical and operational method. This method was based on a principle implying how much the separator volume should be to be able to contain gas and liquid flow rates, not whether or not the best separation occurs.

In 1993, Monnery and Svrcek [3] proposed a semi-empirical design method for various types of horizontal and vertical multiphase separators. One of the most

important deficiencies in their work is that they did not present optimal dimensions for the separator. In 2007, Guo et al. [4] presented a selection (not design) method for surface separators. This method selects the suitable separator using tables of standard separators and a few simple equations. This method did not provide standard dimensions either. Wilkinson et al. [5] studied separator design using computational fluid dynamics and experimentation. They initially constructed a laboratory model of a small-scale separator and ultimately evaluated the efficiency and design method of large-scale multiphase separators using computational fluid dynamics. They showed that in order for the separation to be as efficient as possible, the liquid re-entrainment phenomenon should not occur and in the gravitational separation stage, and the flow in the gravitational separation stage should be fully laminar. PHOENICS 1.5 software, which does not include the multiphase flow turbulence and uses simple multiphase models such as the Mixture model, was used in that work. To compensate for this, ANSYS Fluent software is used to precisely model the laboratory separator. It employs newer multiphase models such as the volume of fluid (VOF) model which can model every multiphase flow parameter including vortexes, liquid droplets, turbulence, and the effects of turbulence near the wall, and liquid breakup and coalescence.

Hansen [6] used CFD to simulate the multiphase flow inside a horizontal separator. He proved that CFD is capable of predicting better than the other simulation methods. In addition to droplet coalescence, droplet breakup also occurs in multiphase separators due

to the movement of liquid droplets, which should be taken into account. Hansen [6] only considered droplet coalescence and ignored droplet breakup. In 2011, Pour Ahmadi Laleh et al. [7] simulated four laboratory separators using CFD. He used the k-epsilon turbulence model, the Discrete Phase model to track oil droplets within the continuous gas phase, and a frictionless wall to simulate the oil-gas interface. The oil droplets which reach this wall get trapped and lose their energy to the continuous gas phase and the gas re-entrainment phenomenon is not observed. The results from the simulation match the laboratory results when determining the appropriate operational flow rate desired. Although they have a very large error compared to the experimental results, which is most likely caused by the modeling method. The frictionless wall assumed at the gas-liquid interface causes the absorption of liquid droplets into the liquid phase as they reach the interface; thus, this model is unable to simulate the liquid re-entrainment phenomenon and that may be the reason behind the significant difference observed between the experimental and CFD results. The present work assumes no frictionless wall at the liquid-gas interface, and the liquid droplet re-entrainment phenomenon is simulated through the CFD simulation process. This makes the results from the CFD simulation much closer to the experimental results. In 2014, Arnold and Stewart [8] presented a semi-empirical method for separator design. According to the acquired results from the surface separator design and the comparison with the actual dimensions, this method proved to be better than the previous semi-empirical design methods. They used simplifying assumptions to derive the correlations such as:

- All of the liquid droplets fall with a constant terminal velocity
- All of the liquid droplets fall from the highest point in the separator
- Liquid re-entrainment is not considered
- The effect of the inlet diverter on separator performance is ignored
- The effect of turbulent flow at the separator inlet and near the wall is ignored

Ghaffarkhah et al. [9] used Arnold-Stewart and Monnery-Svrcek semi-empirical methods to design separators. They then conducted a CFD simulation of the two designed separators with the Volume of Fluid and Discrete Phase Models, along with the k-epsilon turbulence model to study the fluid behavior and separation efficiency in each design. In order to simulate the fluid velocity in the other phase, they used Discrete Random Walk (DRW) model. The CFD simulation results showed higher values of velocity, kinetic energy, and liquid handling in Monnery-Svrcek method than Arnold-Stewart. The results also showed proved that the Arnold-Stewart

separator has higher efficiency in the oil-water section. furthermore, the kinetic energy of particles in the gas phase was analyzed using Discrete Particle Model and it was concluded that the best way to determine separator dimensions is the comparison of the semi-empirical methods and CFD simulation. Acharya et al. [10] used CFD simulations to determine “mean residence time” and “residence time distribution”, two parameters they defined, as functions of water volume fraction at inlet flow, and compared the results with experimental results with the same geometry from previous research. By evaluating oil mean residence time based on residence time distribution, they proved that mean residence time increases with water volume fraction and therefore, separator efficiency improves with higher water volume fractions and additionally, higher values of mean residence time for each water volume fraction in the inlet flow rate are obtained for the higher weir. They simulated separators in two dimensions and did not examine particle size distribution. Ahmed et al. [11] used CFD to simulate two existing pilot separators with high and low gas volumetric quality. The first separator was simulated to study the effect of liquid flow rate (oil and water) and weir height on separation efficiency. The effect of inlet flow rate on separation efficiency was the purpose of the second separator simulation. Two of the Eulerian and Volume of Fluid multiphase models were used to simulate flow patterns and fluid phase behavior within each separator. They chose a mean value for the discrete phase droplet diameters, which fully neglects the effect of droplet size distribution on the simulation. Separation efficiency in the simulations with each multiphase model had an error of up to 30% compared to the experimental data. Frank et al. [12] aimed on identifying influential aspects of optimizing two-phase separator performance using CFD simulation. They simulated a specific design and proposed most of their suggestions for that design qualitatively. The simulation results were not validated with experimental data; instead, they were compared with the results from Schlumberger OLGA software. Ghaffarkhah et al. [13] simulated an existing separator from one of Iran’s gas condensate fields using CFD and according to the fluid properties of the field. By comparing the simulation results with experimental data, they showed that increasing the separator slenderness ratio decreases separator performance. In their work, the experimental data used for comparison was not actual separator efficiency data; instead, they examined a fluid sample from the field and assumed that the separator is ideal and can extract all the associated gas from the fluid. Oshinowo and Vilagines [14] combined CFD simulation and the Population Balance model to predict the separation behavior of gas, oil, water, and the thickness of the emulsion layer at the oil-water interface in a high-pressure high-temperature

pilot horizontal three-phase separator. They used the Eulerian multiphase model to simulate the flow and population balance model to estimate droplet size. The results were then compared with the experimental data from the present separator. The CFD simulation was two-dimensional and droplet sizes were not compared with experimental data.

This work presents the following innovations:

- Designing and constructing a laboratory pilot two-phase separation unit
- Obtaining and validating the optimal procedure for the CFD simulation of multiphase separators in the oil and gas industry
- Scaling up the experimental separator dimensions to practical surface separator dimensions using

dimensional analysis for one of the production wells at the South Pars gas field in Iran

- Determining the optimal slenderness ratio for the designed separator, which is a major factor in the multiphase separator designing process.

### Materials and Methods

Figure 1 shows the actual dimensions of the liquid-gas two-phase separator. As shown in Figure 1, the inlet of the separator is a 90° elbow and there are gas and liquid outlets at the end of the separator. An altimeter was used to control the liquid level. Pressure and temperature gauges were also used to monitor the separator pressure and temperature during the experiment.

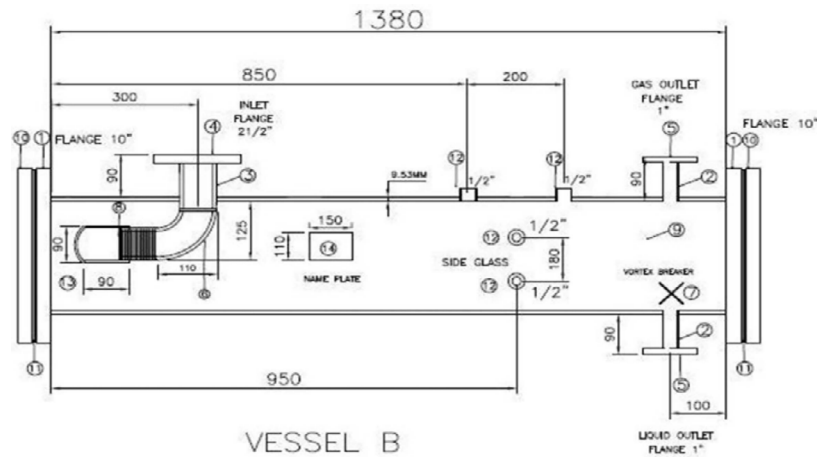


Fig. 1 The designed liquid-gas two-phase separator.

### Two-phase Flow Loop

To evaluate the performance of the two-phase liquid-gas separator, a two-phase (liquid-gas) flow loop was designed and constructed (Figure 2). The single-phase water flow is pumped from the water tank to the flow loop by a pump, and after measuring its flow rate with a water rotameter and determining its temperature and pressure, it is mixed with the gas flow from the air compressor at the mixing point by a static mixer to form a two-phase flow. This two-phase flow travels a distance equal to 160 times the diameter of the pipeline to form a developed two-phase flow. The airflow is also supplied by an air compressor and before entering the mixing point, its flow rate, temperature, and pressure are measured by the airflow indicator, temperature gage, and pressure gage, respectively. The two-phase flow of gas and liquid is separated into the original phases after entering the two-phase separator. The separation is performed by gravity. The two-phase gas-liquid separator was examined in different gas-liquid interface levels (10, 50, and 90% of total separator height) and in different liquid and gas flow rates. A filter, which according to its catalog can absorb liquid droplets with diameters as low as 20

microns, was installed at the gas outlet. To evaluate the performance of the filter, it was installed on the gas flow line and water droplets were injected into the gas flow using a syringe. After three tests and measuring the weight of the filter, its operating efficiency was determined to be 90% and it was observed that it traps at least 90% of the water droplets in the gas flow. The water droplet diameter measurement in the air flow was conducted using a photography system and the filter was photographed from three different directions to minimize the effects of light refraction. Then, the diameter of liquid droplets which did not coalesce while moving was determined according to the scales on the scaled ruler using Digimizer image processing software, and maximum, minimum, and mean values for liquid droplet diameter were measured. Furthermore, the volume fraction of water droplets in the airflow was determined by weighing. The photography was performed at the rate of 30 frames per second using a 25 MP camera capable of up to 10 times zooming and the weighing of trapped liquid droplets was conducted using a scale with an accuracy of 0.01 grams. Figure 2 shows the gas-liquid two-phase flow loop schematic.

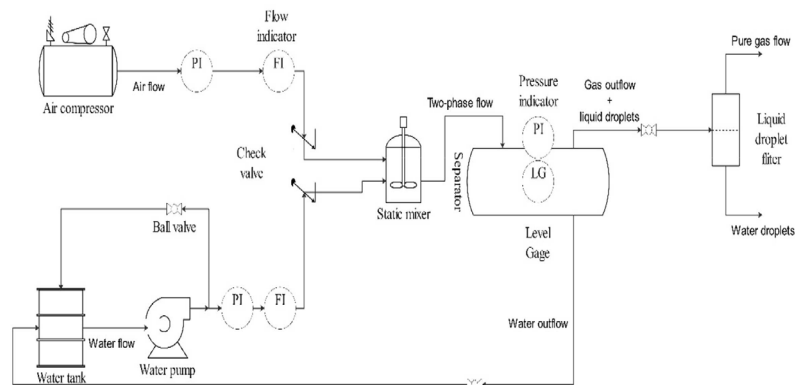


Fig. 2 The designed and constructed two-phase flow loop schematic.

As shown in Figure 2, the gas-liquid two-phase flow is separated into liquid and gas flows after entering the two-phase separator. The water outflow is returned to the water tank and the gas outlet flow is directed into the filter to measure the volume fraction of water and the diameters of liquid droplets present in it.

**Results and Discussion**

After determining the required parameters at laboratory conditions, it was found that the effective length was significantly negligible; in other words, if the correlations are correct, to separate liquid droplets with a certain diameter from the two-phase inlet flow to the separator, if the gas outlet distance from the input of the separator is greater than the obtained effective length in different cases of liquid level in the separator, liquid droplets larger than the amount substituted in the correlations should not be observed at the separator gas outlet. In contrast, the experimental results showed that the effective length obtained using these correlations is not sufficient to separate liquid droplets with a specified diameter from the inlet two-phase flow of the separator and the calculated effective length is

less than required. The reason for this observed error can be traced to the method of deriving semi-empirical correlations, and the simplifying assumptions used to derive them, including:

- Assuming that the liquid droplets fall at a constant velocity
- Assuming that the liquid droplets are at the highest point inside the separator and start falling from there
- Ignoring the liquid re-entrainment phenomenon by gas flow
- Ignoring the effects of turbulent flow
- Ignoring the effect of the inlet diverter, its shape, and distance from the separator inlet.

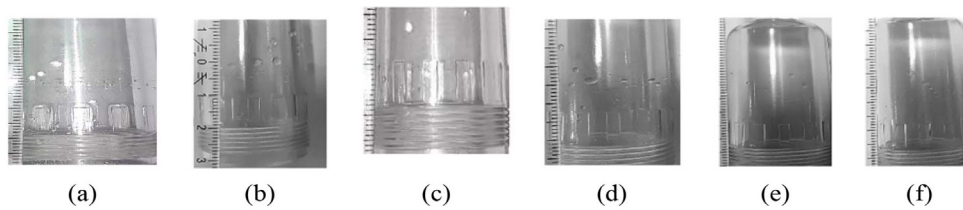
As shown in Table 1, the lower the liquid level in the separator, the longer the effective separation length for droplets with a diameter of 100 microns; It means that the traveled distance for a droplet at the highest point in the separator to reach the liquid level increases and it certainly needs more length to be separated. According to Table 1, reducing the liquid level in the separator and increasing the gas flow increases the effective length for the separation of liquid droplets with a diameter of 100 microns.

Table 1 Experimental results used to determine correction factors.

Liquid level (%)	P [Pa]	T [C]	D [Micron]	Q <sub>g</sub> [m <sup>3</sup> /h]	ρ [m <sup>3</sup> /h] <sup>g</sup>	ρ <sub>l</sub> [Kg/m <sup>3</sup> ]	z	C <sub>D</sub>	L <sub>eff, measured</sub> [m]	L <sub>act</sub> [m]	d <sub>Long</sub> <sup>max</sup> [Micron]	E <sub>1</sub>	d <sub>Half</sub> <sup>max</sup> [Micron]	E <sub>2</sub>
10	101225	26	315	19	2.35	998	0.99	7.7	0.18	0.9	315	5	470	2.7
10	202450	26	428	23.6	2.96	998	0.99	7.72	0.12	0.9	428	7.5	638	4.2
50	101225	26	129	18.9	2.35	998	0.99	7.7	0.10	0.9	129	9	222	5
50	202450	26	138	23.6	2.96	998	0.99	7.72	0.09	0.9	138	10	439	5.5
50	253062	26	450	35.4	2.35	998	0.99	7.7	0.08	0.9	450	11	780	6.2
90	101225	26	40	18.9	2.35	998	0.99	7.7	0.02	0.9	40	45	62	25

As shown in Table 1, for the case where the liquid level is 10% of the total height of the separator, at 101,225 Pa and the flow rate of 1 and 19m<sup>3</sup>/hr. respectively for water and gas, the calculated effective length for the separation of water droplets by diameter 100 microns equals 18 cm, and considering that the gas outlet is located at a distance of 90 cm from the two-phase

flow inlet, therefore water droplets with a diameter of more than 100 microns (315 microns) are observed in the gas outlet (Figure 3. a). Similarly, when the gas outlet is installed at a distance of 40 cm from the inlet, droplets with a diameter greater than 315 microns (470 microns) are observed in the gas outlet (Figure 3. b).



**Fig. 3** Images of the liquid droplets in separator gas outflow.

In the case where the liquid level is 50% of the total height of the separator and the operating pressure is 101,225 Pa and the flow rate for water and gas are 1 and 18.9 m<sup>3</sup>/hr. respectively, the effective separation length for droplets with a diameter of 100 microns equals 10 cm, and at the gas outlet at a distance of 90 cm from the two-phase flow inlet, droplets with a diameter of 129 microns was observed (Figure 3. c). The presence of droplets with a diameter greater than 100 microns is due to the liquid re-entrainment phenomenon by the gas flow, and when the gas outlet is installed at a distance of 40 cm from the two-phase flow inlet, droplets with a diameter of 222 microns were observed in the gas outlet (Figure 3. d). In the case where the liquid level is at 90% of the total separator height, the operating pressure is 101,225 Pa and the flow rate of water and gas are 1 and 18.9m<sup>3</sup>/hr. respectively, the effective length for the separation of droplets with a diameter of 100 microns is 2 cm. It is determined that droplets with a diameter of less than 62 microns were observed in the gas outlet at a distance of 90 cm from the two-phase flow inlet and water droplets with a maximum diameter of 62 microns were observed at the gas outlet at a distance of 40 cm from the two-phase flow inlet. In this case, the effective length is 8 cm, so when the distance from the sampler to the separator inlet is 90 cm, water droplets with a diameter of 450 microns were observed in the gas outlet (Figure 3. e), while when the distance between the sampler to the separator inlet was 40 cm, water droplets with a diameter of 780 microns were observed in the gas outlet (Figure 3. f). In the first case, the water volume fraction in the separator gas outlet was 1.8% and in the second case, it was 2.5%. In the case where the liquid level is 10% of the total separator height, the operating pressure is 202,450 Pa and the flow rate for water and gas is 1 and 23.6 m<sup>3</sup>/hr. respectively, liquid volume fraction at the gas outlet was determined to be 2.1% and 2.8% for the 90 and 40 cm away outlet, respectively. In the case where the liquid level is 90% of the total separator height, the operating pressure is 101,225 Pa and the flow rate for water and gas is 1 and 18.9m<sup>3</sup>/hr. respectively, liquid volume fraction at the gas outlet was determined to be 0.5% and 0.69% for the 80 and 40 cm away outlet, respectively.

As shown in Table 1, liquid droplets with a maximum diameter of 129 microns are observed at the separator gas outlet at a distance of 90 cm from its inlet. According to the semi-empirical correlations, droplets

with this size must be separated at a maximum distance of 10 cm from the separator inlet. As a result, the correction factor for the separator effective length is calculated by dividing the actual effective length by the effective length from the correlations and is equal to 9. In all laboratory tests, the correction factor for the separator's effective length was greater than 1. This means that the semi-empirical correlations underestimate the separator's effective length, and cannot be used in the oil and gas industry without applying the correction factors presented in this study, because the built separators would not have a sufficient separation efficiency, which in addition to causing operational problems, would waste a lot of time and cost in the oil and gas industry. As shown in Table 1, the value of the correction factor depends on various operational parameters. To investigate the relationship between the correction factor E and the operational parameters, sensitivity analysis is required, considering that all operational parameters such as gas flow rate, liquid, and gas density, separator pressure and temperature, gas compressibility factor, drag coefficient, droplet diameter, calculated effective length and separator diameter are interdependent, it is practically impossible to change one parameter and keep the rest of the parameters constant in laboratory conditions, and to perform sensitivity analysis and determine the general relationship to obtain the correction factor for different operating conditions and different separation geometries, computational intelligence methods are required. For this purpose, the results from a single-layered neural network optimized by a genetic algorithm will be presented. Two-phase separator CFD simulation results are presented in the following section and then validated with obtained experimental results and the best multiphase simulation model, turbulence model, and relaxation factors for the two-phase separator CFD simulation process were determined and were used to obtain more data in addition to experimental data in order to use computational intelligence methods.

## Conclusions

In this study, first, a review of semi-experimental methods for designing surface separators was performed and then by designing and constructing a laboratory pilot unit and conducting laboratory studies, it was observed that these semi-experimental methods are due to simplifying assumptions. The ones in these

methods have a significant error. After laboratory tests, the CFD simulation model was validated using experimental data with an average relative error of 8%. Then, dimensional groups in which all the parameters affecting the separation process are involved and using them, the surface separation dimensions were determined for one of the wells produced in the South Pars condensate gas field, phase 9. Then, using the CFD simulation model, which was validated using laboratory data, the designed surface separator was simulated and predicted with 2.8% accuracy the distribution of liquid droplets from the gas separator surface gas output. The following are the most important achievements of this research.

- Investigation of Arnold-Stewart semi-experimental method for designing surface separators
- Design and construction of laboratory pilot unit for testing two-phase gas-liquid separators
- Provide the best CFD simulation model to simulate laboratory and field biphasic separators
- Introduce new dimensionless groups to use laboratory results to design surface separation dimensions
- Introducing a new combined method to design the dimensions of surface separators with an accuracy of 2.8%

#### References

1. Souders M, Brown G G (1934) Design of fractionating columns I. Entrainment and capacity, *Industrial and Engineering Chemistry*, 26, 1: 98-103.
2. Chilingarian G V, Robertson J O, Kumar S (1987) surface operations in petroleum production, I. Elsevier.
3. Monnery W D, Svrcek W Y (1994) Successfully specify three-phase separators, *Chemical engineering progress*, 90: 29-29.
4. Guo B, William C, Ghalambor A (2007) petroleum production engineering, Elsevier Science and Technology Books.
5. Wilkinson D, Waldie B, Nor M M, Lee H Y (2000) Baffle plate configurations to enhance separation in horizontal primary separators, *Chemical Engineering Journal*, 77, 3: 221-226, doi.org/10.1016/S1385-8947(99)00170-9.
6. Hansen E W (2001) Phenomenological modelling and simulation of fluid flow and separation behavior in offshore gravity separators. *Asme-Publications-Pvp*, 431: 23-30.
7. Pourahmadi Laleh A, Svrcek W Y, Monnery W D (2011) Computational fluid dynamics simulation of pilot-plant-scale two-phase separators, *Chemical engineering and technology*, 34, 2: 296-306, doi.org/10.1002/ceat.201000302.
8. Stewart M (2014) *Surface Production Operations: Vol 2: Design of Gas-Handling Systems and Facilities (Vol. 2)*. Gulf Professional Publishing.
9. Ghaffarkhah A, Shahrabi M A, Moraveji M K, Eslami H (2017) Application of CFD for designing conventional three phase oilfield separator, *Egyptian Journal of Petroleum*, 26, 2: 413-420, doi.org/10.1016/j.ejpe.2016.06.003
10. Acharya T, Casimiro L (2020) Evaluation of flow characteristics in an onshore horizontal separator using computational fluid dynamics, *Journal of Ocean Engineering and Science*, doi.org/10.1016/j.joes.2019.11.005.
11. Ahmed T, Russell P A, Hamad F, Gooneratne S (2019) Experimental analysis and computational-fluid-dynamics modeling of pilot-scale three-phase separators, *SPE Production and Operations*, doi.org/10.2118/197047-PA.
12. Frank M, Kamenicky R, Drikakis D, Thomas L, Ledin H, Wood T (2019) Multiphase flow effects in a horizontal oil and gas separator. *Energies*, 12, 11: 2116, doi.org/10.3390/en12112116.
13. Ghaffarkhah A, Dijvejin Z A, Shahrabi M A, Moraveji M K, Moštofi M (2019) Coupling of CFD and semiempirical methods for designing three-phase condensate separator: case study and experimental validation, *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology*, 9, 1: 353-382.
14. Oshinowo L, Vilagines R (2019) Verification of a CFD-population balance model for crude oil separation efficiency in a three-phase separator—effect of emulsion rheology and droplet size distribution, In *SPE Middle East Oil and Gas Show and Conference*. Society of Petroleum Engineers, doi.org/10.2118/194834-MS.

# ارائه رویکردی جدید در طراحی جداسازهای افقی گاز-مایع

مهدي فدائي، محمدجواد عامري\*، يوسف رفيعي و محمدرضا حسينزاده

دانشکده مهندسی نفت، دانشگاه صنعتی امیر کبیر، تهران، ایران

تاریخ دریافت: ۱۴۰۰/۱۲/۰۸ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۱/۱۰/۰۴

## چکیده

جداسازهای سطحی نقش بسیار مهمی در میداین تولیدکننده نفت و گاز ایفا می‌کنند. به همین دلیل، طراحی بهینه آنها برای کاربردهای میدانی بسیار اهمیت دارد. طراحی نیمه‌تجربی، روشی ابتدایی برای تعیین ابعاد جداسازها است. به دلیل فرضیات ساده‌کننده که در روش‌های طراحی نیمه‌تجربی استفاده می‌شود، تنها برای برآورد تقریبی از ابعاد جداسازها استفاده می‌شوند. واحد آزمایشگاهی جداساز دوفازی متشکل از یک جداساز افقی دوفازی در مقیاس آزمایشگاهی، پمپ‌ها، کمپرسورها و یک مخلوط‌کننده استاتیک برای ایجاد جریان دوفازی و یک فیلتر مایع برای گیرانداختن قطرات مایع از جریان گاز خروجی است. با استفاده از وزن کردن قطره‌های مایع‌گیر انداخته‌شده راندمان جداسازی و با استفاده از تصویربرداری، حداکثر قطر قطرات مایع در جریان گاز خروجی تعیین شد. در این پژوهش، ابعاد بهینه جداساز با استفاده از یک روش ترکیبی جدید ارائه شده است. در روش ترکیبی جدید ارائه شده ابتدا شبیه‌سازی CFD جداساز دوفازی در مقیاس آزمایشگاهی انجام گردید. سپس شبیه‌سازی‌های انجام شده با استفاده از داده‌های آزمایشگاهی اعتبارسنجی شدند. همچنین دامنه بهینه برای نسبت لاغری جداساز تعیین شد. در نهایت با استفاده از روابط نوین ارائه شده به صورت تحلیل ابعادی، ابعاد جداساز تعیین و سپس عملکرد جداساز دوفازی طراحی شده با استفاده از مدل شبیه‌سازی CFD اعتبارسنجی شد. نتایج اعتبارسنجی نشان دادند که روش جدید ارائه شده قابلیت بالایی در طراحی جداسازهای گاز-مایع دارد. مقدار خطای نسبی بین نتایج مدل CFD توسعه داده‌شده و داده‌های آزمایشگاهی کمتر از ۷٪ بود. به‌منظور استفاده میدانی از روش نوین ارائه‌شده، ابعاد جداساز دوفازی سطحی برای یکی از چاه‌های تولیدی واقع در میدان گازی پارس جنوبی تعیین شد. یکی از مهم‌ترین دست‌آوردهای این پژوهش فراهم نمودن بستر لازم برای طراحی بهینه و ساخت جداسازهای سطحی برای استفاده‌های میدانی است.

## کلمات کلیدی: رویکرد، جدید، طراحی، جداساز، افقی

### مقدمه

دوفازی گاز و مایع تشکیل می‌شود. فرآیند جداسازی فازهای تولید شده در سطح نیازمند تجهیزات لازم از جمله جداسازهای چندفازی است. یکی از مکانیزم‌های اصلی در جداسازها، جدایش ثقلی گاز و مایع با استفاده از اختلاف چگالی بین دوفاز است.

سیال تولیدی از مخازن هیدروکربوری ترکیبی از هیدروکربن‌های مختلف است که به دلیل تغییر شرایط دما و فشار نسبت به شرایط مخزن، جریان

\*مسئول مکاتبات  
آدرس الکترونیکی

ameri@aut.ac.ir

شناسه دیجیتال: (DOI:10.22078/PR.2022.4751.3131)

را در خود جای دهد، نه اینکه طراحی ابعادی آن چگونه باشد تا بهترین جدایش صورت گیرد. مانری و سروک [۳] روابط نیمه‌تجربی برای طراحی انواع جداسازهای چندفازی افقی و قائم ارائه نمودند. از مهم‌ترین نواقص مشاهده شده در پژوهش مانری و سروک [۳] می‌توان به عدم ارائه ابعاد بهینه جداساز اشاره نمود. بویانگو و همکاران [۴] روشی برای انتخاب جداساز چندفازی سرچاهی ارائه کردند. در این روش، با استفاده از جدول جداسازهای استاندارد ارائه شده و چند رابطه ساده، جداساز مناسب انتخاب می‌شود که از مهم‌ترین کاستی این تحقیق عدم ارائه ابعاد استاندارد جداساز چندفازی سرچاهی است. ویلکینسون و همکاران [۵] یکی از مفصل‌ترین فرآیندهای طراحی جداساز را با استفاده از شبیه‌سازی CFD و رویکردهای تجربی انجام داد. روش آنها با ساخت یک مدل آزمایشگاهی از یک جداساز در مقیاس آزمایشگاهی آغاز شد و با ارزیابی کارایی و روش طراحی جداساز چند فازی در مقیاس میدانی با استفاده از شبیه‌سازی CFD به پایان رسید. از کاستی‌های قابل توجه این پژوهش این بود که درصد باز شدن صفحات مشبک در مدل‌های آزمایشگاهی و CFD با یکدیگر متفاوت بود و دقت مقایسه را بسیار کاهش داده و از نرم‌افزار PHOENICS برای تجزیه و تحلیل نتایج استفاده شده بود. از مزایای پژوهش حاضر در مقایسه با پژوهش انجام شده توسط ویلکینسون و همکاران [۵] مدل‌سازی دقیق جداکننده آزمایشگاهی با استفاده از نرم‌افزار ANSYS Fluent است، زیرا نرم‌افزار PHOENICS شامل روابط توصیف‌کننده جریان‌های چندفازی نیست و از مدل‌های چندفازی بسیار ساده مانند مدل مخلوط استفاده می‌کند. هانسن [۶] جریان دوفازی را در یک جداساز افقی با استفاده از CFD شبیه‌سازی کرد. وی نتیجه گرفت که CFD می‌تواند پیش‌بینی‌های بهتری را نسبت به روش‌های دیگر انجام دهد.

بنابراین بررسی و تعیین شرایط عملیاتی بهینه و همچنین دستیابی به طراحی دقیق ابعاد جداسازهای چندفازی علاوه بر افزایش راندمان جداسازی، بر روی کاهش هزینه‌های اقتصادی و دستیابی به درآمد بیشتر حاصل از تولید محصولات با ارزش تأثیر چشم‌گیری خواهد داشت. در طراحی فرآیندی جداسازها، طول و قطر مناسب برای جداساز طراحی می‌شود. برای طراحی جداسازهای چندفازی، وجود یک واحد سامانه آزمایشگاهی به‌منظور بررسی راندمان جداساز در شرایط مختلف عملیاتی ضروری است. در این مطالعه، ابعاد بهینه جداساز با استفاده از یک روش ترکیبی جدید ارائه می‌شود. در این روش جدید، شبیه‌سازی CFD جداساز دوفازی در مقیاس آزمایشگاهی انجام می‌گردد. سپس نتایج شبیه‌سازی با استفاده از داده‌های آزمایشگاهی به‌دست آمده اعتبارسنجی می‌گردند. در این پژوهش، دامنه بهینه نسبت لاغری جداساز ارائه می‌گردد. در نهایت با استفاده از روابط جدید ارائه‌شده تحلیل ابعادی، ابعاد جداساز تعیین شد. به‌منظور کاربرد میدانی، با استفاده از روش نوین ارائه شده برای یکی از چاه‌های تولیدی پارس جنوبی ابعاد جداساز گاز-مایع تعیین گردید. در این پژوهش ابتدا مروری بر مطالعات انجام شده در زمینه طراحی جداساز ارائه می‌شود. اولین روابط تئوری طراحی جداساز چندفازی سرچاهی توسط سودرز و براون [۱] ارائه شد. با استفاده از روابط ارائه شده توسط سودرز و براون [۱] سرعت ظاهری فاز پیوسته که در این مطالعه فاز گاز بود محاسبه گردید. دیگر محققان نیز با تغییر در روابط نیمه‌تجربی ارائه‌شده توسط سودرز و براون [۱] از آن بهره بردند. چیلینگریان و همکاران [۲] روشی برای طراحی جداساز چندفازی سرچاهی ارائه کردند که بیشتر جنبه آزمایشگاهی و عملیاتی داشت. روش آنها بر پایه این فرض بود که حجم جداساز چه مقدار باشد تا بتواند دبی گاز و مایع

و مقدار انرژی جنبشی در روش مانری-سروک از آرنولد-استوارت بالاتر بوده و میزان نگهداشت مایع در روش مانری-سروک افزایش یافته است. همچنین نتایج نشان داد که جداساز آرنولد-استوارت در بخش آب و نفت کارایی بالاتری در جداسازی فازها دارد. از نقاط قوت پژوهش حاضر نسبت به مطالعه غفارخواه [۹] مقایسه نتایج شبیه‌سازی CFD با نتایج تجربی است که در نهایت منجر به انتخاب بهترین مدل CFD برای شبیه‌سازی یک جداساز چندفازی می‌شود. آچاربا [۱۰] از شبیه‌سازی CFD برای تعیین دو پارامتر "زمان اقامت متوسط" و "توزیع زمان اقامت" به‌عنوان توابع مقادیر مختلف کسر حجمی آب در جریان ورودی به جداساز استفاده کرده و نتایج آنها را با نتایج تجربی محققان قبلی با همان هندسه مقایسه کرد. همچنین میانگین زمان ماند نفت را براساس توزیع زمان اقامت ارزیابی کرد و نشان داد که میانگین زمان ماند با کسر حجمی آب در جریان ورودی به جداساز افزایش می‌یابد. از نقاط ضعف این پژوهش می‌توان به شبیه‌سازی دو بعدی و عدم بررسی توزیع اندازه ذرات اشاره نمود. از جمله نقاط قوت پژوهش حاضر نسبت به پژوهش آچاربا [۱۰] می‌توان به شبیه‌سازی CFD به‌صورت سه بعدی و تعیین قطر قطرات مایع در خروجی گاز جداساز اشاره نمود. احمد و همکاران [۱۱] دو جداساز آزمایشگاهی موجود را با کیفیت حجمی گاز بالا و پایین با استفاده از CFD شبیه‌سازی کردند تا اثر دبی مایع (نفت و آب) و ارتفاع موج در جداساز اول و اثر دبی ورودی در جداساز دوم را بررسی کنند. به‌منظور شبیه‌سازی الگوی جریان و رفتار فازی سیالات در هر جداساز، از دو مدل چندفازی اولرین و حجم‌سیال استفاده شد. بازده جداسازی در این شبیه‌سازی با هر مدل مختلف در مقایسه با داده‌های تجربی تا ۳۰٪ خطا داشت.

از مزایای این پژوهش نسبت به پژوهش انجام شده توسط هانسن [۶] در نظر نگرفتن شکست قطرات مایع<sup>۱</sup> است. پور احمدی لاله [۷] از روش CFD برای شبیه‌سازی جداکننده‌های چندفازی در مقیاس آزمایشگاهی استفاده کرد. وی از مدل اغتشاش چندفازی k-epsilon استفاده کرد. نتایج ایشان اختلاف چشم‌گیری بین نتایج آزمایش و نتایج CFD را نشان می‌دهد، که به دلیل انتخاب نامناسب روش مدل‌سازی است. فرض یک دیوار بدون اصطکاک در سطح تماس گاز و مایع باعث جذب قطرات مایع شده و به همین دلیل این مدل نمی‌تواند پدیده حمل مجدد قطرات مایع توسط جریان گاز را پیش‌بینی کند و به همین دلیل اختلاف چشم‌گیری بین نتایج آزمایشگاهی و CFD مشاهده می‌شود. برتری پژوهش حاضر نسبت به پژوهش مذکور این است که هیچ دیواره بدون اصطکاکی در سطح تماس مایع و گاز فرض نشده و پدیده حمل مجدد قطرات مایع توسط جریان گاز در فرآیند شبیه‌سازی CFD به‌خوبی نشان داده می‌شود و باعث می‌شود نتایج حاصل از شبیه‌سازی CFD بسیار نزدیک‌تر به نتایج تجربی باشند.

آرنولد و استوارت [۸] طراحی جداساز را به‌صورت تئوری و عملی ارائه کردند. اما در روش ارائه شده آنها، فرضیات ساده‌کننده نظیر ثابت فرض کردن سرعت سقوط قطرات مایع، فرض کردن سقوط قطره از بالاترین نقطه جداساز، عدم در نظر گرفتن اثر حمل مجدد قطرات مایع توسط جریان گاز و اثر منحرف‌کننده ورودی و جریان مغشوش در ورودی و نزدیک دیواره جداساز در نظر گرفته شدند. غفارخواه [۹] ابعاد جداسازهای چندفازی را با استفاده از دو روش آرنولد-استوارت<sup>۲</sup> و مونری-سروک<sup>۳</sup> تعیین کرد. سپس با استفاده از ترکیب دو مدل حجم‌سیال<sup>۴</sup> و مدل فاز گسسته<sup>۵</sup>، همراه با مدل اغتشاش کا-اپسیلون برای مطالعه رفتار سیال و راندمان جداسازی در جداساز استفاده کرد. نتایج شبیه‌سازی CFD نشان داد که مقدار سرعت

1. Droplet Break-Up

2. Arnold-Stewart

3. Monnery-Svrcek

4. Volume Of Fluid (VOF)

5. Discrete Phase Model (DPM)

طراحی جداسازها باید به گونه‌ای انجام شود که زمان ماند مایع تأمین شود [۱۵]. رابطه زیر برای تعیین ابعاد جداسازهای نیمه‌پر با دبی حجمی مایع و زمان ماند معلوم قابل استفاده است:

$$d^2 \times L_{eff} = Q_v t_r \quad (2)$$

در رابطه ۲ حاصل ضرب دبی حجمی مایع در زمان ماند آن برابر است با حجمی که مایع در جداساز اشغال می‌کند. این رابطه فقط برای زمانی که جداساز به حالت نیمه‌پر باشد صادق است و در غیر این صورت یک ضریب به رابطه افزوده می‌شود.

#### مدل حجم سیال

این مدل به منظور ردیابی فصل مشترک بین چند سیال امتزاج‌ناپذیر طراحی شده است. در این مدل یک سری روابط تکانه به جریان چندفازی اختصاص داده می‌شود و درصد هر یک از فازها در هر سلول با ردیابی کسر حجمی در هر سلول تعیین می‌گردد. مدل حجم‌سیال برای جریان‌های لایه‌ای، جریان سطح آزاد، حرکت حباب در یک مایع یا قطره در گاز، حرکت جت سیال و رهگیری پایا یا ناپایای هر نوع فصل مشترک گاز-مایع قابل استفاده است [۱۶]. با استفاده از رابطه ۳ کسر حجمی فاز گاز در جریان دوفازی که نسبت لغزش برابر با

$$\alpha = \left[ 1 + \frac{(1-x)}{x} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right) S \right]^{-1} \alpha \quad (3)$$

واحد نباشد، تعیین می‌گردد [۱۷]. روش حل به این صورت است که روابط پیوستگی و تکانه برای کل محدوده محاسباتی حل می‌شود، که شامل مراحل مختلف است. در حل این روابط، خصوصیات سیال از جمله چگالی و ویسکوزیته محاسبه و با توجه به ترکیب فازهای مختلف با استفاده از قوانین مخلوط جایگزین می‌شوند و ترم کشش سطحی به رابطه تکانه اضافه می‌شود. وقتی دو فاز در کنار یکدیگر قرار می‌گیرند، یک پیوستگی از سرعت و تنش در فازها به وجود می‌آید. این بدان معنی است که سرعت و تنش دو فاز در رابطه برابر است، اما به دلیل کشش سطحی، ترم

از مزایای این مقاله استفاده از مدل حجم‌سیال و مدل فاز گسسته به همراه مدل اغتشاش کا-اپسیلون در شبیه‌سازی است که در مقایسه با داده‌های تجربی حداکثر خطای نسبی برابر با ۰.۸٪ دارد.

#### روش نیمه تجربی آرنولد-استوارت

در این روش به منظور طراحی جداساز گاز-مایع، دو قید ظرفیت گاز و ظرفیت مایع تعیین می‌شوند. جداساز باید دبی مشخصی از گاز را به صورتی در خود جای دهد که قطرات مایع درون فاز پیوسته گاز فرصت سقوط به سمت فاز پیوسته مایع را پیدا کنند. جداساز همچنین باید حجمی برای مایع فراهم کند تا زمان ماند کافی تأمین شده و حباب‌های گاز نیز از مایع خارج شده و دو فاز به تعادل برسند. بنابراین ابعاد جداساز برای هر کدام از دو ظرفیت به صورت مجزا طراحی می‌شوند.

#### قید ظرفیت گاز

تعیین ابعاد جداساز به منظور جدایش قطرات مایع از جریان گاز به سرعت قطرات مایع وابسته است. هر چقدر سرعت سقوط قطرات مایع بیشتر باشد، ابعاد کوچکتری برای جدا شدن آنها از فاز پیوسته گاز ضروری خواهد بود. از سوی دیگر، سرعت سقوط ذرات از اندازه آنها تأثیر می‌پذیرد. بدین ترتیب، دانستن اندازه قطرات و سرعت سقوط آنها در تعیین ابعاد جداساز بسیار حائز اهمیت است. رابطه ۱، رابطه حد گاز را برای جداسازهای دوفازی بیان می‌کند که در حالت شرایط سطحی است [۱۵].

$$d \times L_{eff} = 420 \frac{TZQ_g}{P} \sqrt{\left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_p}} \quad (1)$$

#### قید ظرفیت مایع

پارامتر اصلی در طراحی جداساز بر مبنای قید ظرفیت مایع، زمان ماند است. زمان ماند بدین معنا است که جریان مایع به طور متوسط برای چه مدت زمانی در جداساز می‌ماند. هر چه این مدت زمان بیشتر باشد، ابعاد جداساز نیز باید بزرگتر گردد.

می‌دهند. جریان دوفازی تشکیل شده پس از طی فاصله به اندازه ۱۶۰ برابر قطر خط لوله، به جریان دوفازی توسعه یافته تبدیل می‌شود. جریان هوا نیز که توسط کمپرسور هوا تأمین می‌شود، قبل از ورود به نقطه اختلاط، دبی جریان، دما و فشار آن به ترتیب توسط دبی‌سنج هوا و گیج‌های دما و فشار اندازه‌گیری می‌شوند. جریان دو فاز گاز و مایع پس از ورود به جداساز دو فازی به فازهای اصلی جدا می‌شوند. جداساز دو فازی گاز-مایع در سطوح مختلفی از مایع (۱۰، ۵۰، و ۹۰٪ از ارتفاع کل جداساز) و در نرخ‌های مختلفی از جریان مایع و گاز مورد بررسی قرار گرفت. یک فیلتر که طبق کاتالوگ می‌تواند قطرات مایع با قطر ۲۰ μm را جذب کند، در خروجی گاز نصب شد. اندازه‌گیری قطر قطرات آب در جریان هوا با استفاده از یک سیستم عکاسی انجام شد و فیلتر از سه جهت مختلف برای به حداقل رساندن اثرات شکست نور عکس‌برداری شد. سپس قطر قطرات مایع که در حین حرکت با هم ادغام نشده‌اند، با استفاده از نرم‌افزار پردازش تصویر دیجی‌مایزر<sup>۱</sup> و مقادیر حداکثر، حداقل و میانگین قطر قطرات مایع، براساس مقیاس روی خط‌کش اندازه‌گیری شد. این عکس‌برداری با سرعت ۳۰ فریم در ثانیه با استفاده از دوربین ۲۵ مگاپیکسلی با قابلیت بزرگ‌نمایی تا ۱۰ برابر انجام شد و وزن قطرات مایع به دام افتاده با استفاده از ترازو با دقت ۰/۰۱ g انجام شد.

### تفسیر و تحلیل نتایج آزمایشگاهی

آزمون‌های آزمایشگاهی در حالت‌های مختلف ارتفاع مایع درون جداساز (۱۰، ۵۰، و ۹۰٪ کل ارتفاع جداساز) و با دبی‌های سیال و فشارهای مختلف انجام شد. هر کدام از آزمایش‌ها برای دو حالت متفاوت خروجی، یک بار در میانه جداساز (۴۵ cm) و یک بار در انتهای آن (۹۰ cm) انجام شد تا دو طول مؤثر مختلف جداساز در نظر گرفته شوند.

فشار دارای جهش است. این جهش برای حباب به صورت زیر بیان می‌شود:

$$\Delta = \frac{2\sigma}{R} \quad (4)$$

در رابطه بالا،  $\Delta P$  اختلاف فشار بین داخل و خارج حباب است. اگر قرار باشد حباب به طور مداوم و هنگام حرکت بررسی شود، گفته می‌شود که فشار محیط با پرش روی سطح آن به فشار داخل حباب تبدیل می‌شود. لازم به ذکر است که این بحث تعادل در تمام جریان‌های چندفازی صادق است. در روش حجم سیال، علاوه بر رابطه پیوستگی، یک سری روابط حرکت برای دامنه محاسبات نیز به شرح زیر حل می‌شود:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho U_i) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho U_i U_i) = \quad (5)$$

$$-\frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i} \mu \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) + \rho g_i + F_i$$

ترم آخر ترم در مورد نیروهای کشش سطحی به عنوان یک نیروی خارجی اعمال شده بر حجم شبیه‌سازی شده است.

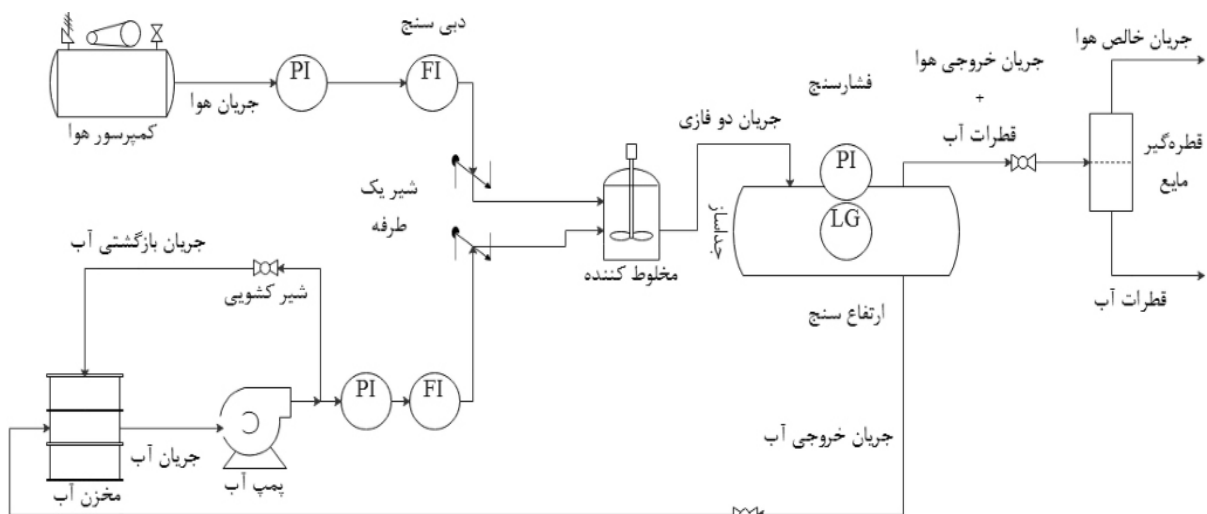
$$F_i = \frac{\sigma K \delta_n}{V} \quad (6)$$

### مراحل انجام آزمایش‌های تجربی

ورودی جداساز یک زانویی ۹۰° است و در انتهای جداساز خروجی گاز و مایع وجود دارد. برای کنترل سطح مایع از ارتفاع‌سنج استفاده شد. برای اندازه‌گیری فشار و دمای جداساز در طول آزمایش از گیج‌های فشار و دما استفاده شده است.

### مدار جریان دوفازی گاز-مایع

برای ارزیابی عملکرد جداساز دو فاز مایع-گاز، یک مدار جریانی دوفازی (مایع-گاز) طراحی و ساخته شد که در شکل ۱ نشان داده شده است. جریان آب توسط پمپ آب از مخزن آب به مدار جریانی پمپ می‌شود و پس از اندازه‌گیری میزان جریان آن توسط روماتر آب و تعیین دما و فشار آن، با جریان گاز حاصل از کمپرسور هوا در نقطه اختلاط توسط یک مخلوط‌کننده استاتیک تشکیل جریان دوفازی



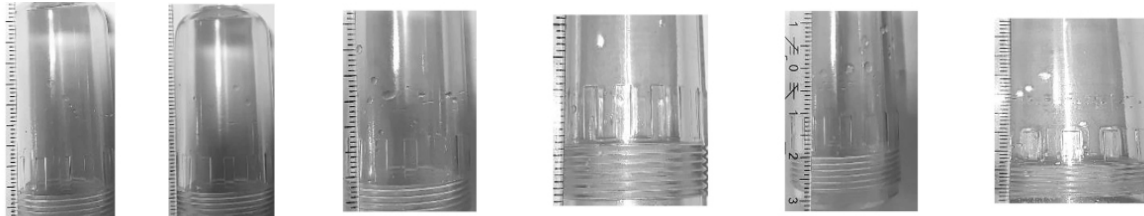
شکل ۱ سامانه آزمایشگاهی دوفازی گاز-مایع

قطره مایع در خروجی گاز جداساز افزایش می‌یابد. مشاهده می‌شود که با افزایش سطح آب از ۵۰٪ کل ارتفاع جداساز به ۹۰٪، بیشینه قطر قطرات آب به‌طور متوسط ۷۲٪ کاهش یافته و با کاهش سطح مایع از ۵۰٪ کل ارتفاع جداساز به ۹۰٪، بیشینه قطر قطرات آب به‌طور متوسط ۲۱٪ افزایش می‌یابد. زیرا با کاهش ارتفاع سطح مایع، مسافت طی شده برای این که قطرات مایع به سطح مشترک گاز و مایع برسند افزایش یافته و مسلماً به طول بیشتری جهت جداسازی قطرات نیاز خواهد بود، لذا قطرات بزرگتری فرصت رسیدن به جریان مایع را از دست می‌دهند. با توجه به **جدول ۱**، افزایش دبی گاز در ورودی نیز می‌تواند باعث افزایش بیشینه اندازه قطر قطرات مایع در خروجی گاز شود زیرا با بیشتر شدن دبی گاز در ورودی، قطرات مایع موجود در جریان گاز درون جداساز با سرعت بیشتری به سمت خروجی رفته و زمان کافی برای سقوط، رسیدن به جریان مایع و جداسازی را پیدا نمی‌کنند. همان‌طور که در **جدول ۱** دیده می‌شود برای حالتی که سطح مایع ۱۰٪ ارتفاع کل جداساز، فشار  $101/225 \text{ Pa}$  و دبی گاز  $19 \text{ m}^3/\text{h}$  است، قطرات آب با قطر  $315 \mu\text{m}$  در خروجی گاز مشاهده می‌شوند که در **شکل ۲** قسمت الف نشان داده شده است.

لازم به ذکر است که به‌منظور اطمینان از نتایج آزمایش‌ها، هر آزمایش سه مرتبه تکرار شد و نتایج در تمام موارد کاملاً هم‌خوانی داشتند. در این آزمایش‌ها ارتفاع سطح مایع در جداساز، فاصله بین ورودی و خروجی جداساز، فشار و دبی گاز تغییر داده می‌شوند. **جدول ۱** برخی از نتایج آزمایش‌های انجام شده را به‌منظور تفسیر نتایج نشان می‌دهد. واضح‌ترین نتیجه‌ای که می‌توان از نتایج تجربی گرفت این است که طول مؤثر جداساز با بیشینه قطر قطرات مایع در خروجی گاز رابطه عکس دارد. همان‌طور که در تمام آزمایش‌های انجام شده مشاهده می‌شود، قطرات مایع در خروجی نزدیکتر به ورودی جداساز (طول مؤثر کمتر) بزرگتر هستند. دلیل این پدیده نیز در آن است که با کمتر شدن فاصله بین ورودی و خروجی جداساز، فرصت سقوط و جداسازی در اختیار قطرات مایع موجود در جریان گاز نیز کمتر می‌شود. البته باید به این نکته نیز توجه کرد که افزایش بیش از اندازه طول مؤثر می‌تواند باعث رخ دادن پدیده حمل مجدد قطرات مایع توسط جریان گاز و افزایش مجدد قطر قطرات مایع در خروجی گاز شود. همان‌طور که در **جدول ۱** نشان داده شده است، هر چقدر سطح مایع در جداساز پایین‌تر باشد بیشینه اندازه قطر

جدول ۱ نتایج آزمون‌های آزمایشگاهی با واحد سامانه

سطح مایع جداساز	فشار (Pa)	دما (°C)	دبی گاز (m <sup>3</sup> /h)	چگالی گاز (kg/m <sup>3</sup> )	چگالی مایع (kg/m <sup>3</sup> )	طول موثر جداساز (m)	حداکثر قطر قطره مایع خروجی از انتهای جداساز (m)	حداکثر قطر قطره مایع خروجی از جداساز (μm)
۱۰	۱۰۱۲۲۵	۲۶	۱۹	۱/۲	۹۹۸	۰/۹	۳۱۵	۴۷۰
۱۰	۲۰۲۴۵۰	۲۶	۲۳/۶	۲/۳۲	۹۹۸	۰/۹	۴۲۸	۶۳۸
۵۰	۱۰۱۲۲۵	۲۶	۱۸/۹	۱/۲	۹۹۸	۰/۹	۱۲۹	۲۲۲
۵۰	۲۰۲۴۵۰	۲۶	۲۳/۶	۲/۳۲	۹۹۸	۰/۹	۱۳۸	۴۳۹
۵۰	۲۵۳۰۶۲	۲۶	۳۵/۴	۲/۹۱	۹۹۸	۰/۹	۴۵۰	۷۸۰
۹۰	۱۰۱۲۲۵	۲۶	۱۸/۹	۱/۲	۹۹۸	۰/۹	۴۰	۶۲



شکل ۲ تصویر قطرات آب در جریان هوا در خروجی گاز جداساز

فاصله ۴۵ cm از ورودی جریان دو فاز قطرات آب با قطر حداکثری برابر با ۶۲ μm مشاهده شدند. درحالی‌که جداساز نیمه‌پر و فشار عملیاتی برابر با Pa ۲۰۲/۴۵۰ و دبی گاز برابر با ۳۵/۴ m<sup>3</sup>/h است، وقتی فاصله نمونه‌گیر تا ورودی جداساز برابر با ۹۰ cm باشد قطرات آب با قطر ۴۵۰ μm در خروجی گاز مشاهده شدند که در شکل ۲ قسمت ه نشان داده شده است؛ درحالی‌که فاصله نمونه‌گیر تا ورودی جداساز برابر با ۴۵ cm است قطرات آب با قطر ۷۸۰ μm در خروجی گاز مشاهده شدند که در شکل ۲ قسمت د و نشان داده شده است. در حالت اول کسر حجمی آب در خروجی گاز جداساز برابر با ۱/۱۸٪ و در حالت دوم برابر با ۲/۵٪ بود. برای حالتی که سطح مایع جداساز برابر با ۱۰٪ کل ارتفاع جداساز، فشار عملیاتی برابر با ۲۰۲/۴۵۰ پاسکال و دبی گاز برابر با ۲۳/۶ m<sup>3</sup>/h باشد، مقدار کسر حجمی مایع در خروجی گاز جداساز برابر با ۲/۱٪ به‌دست آمد.

وقتی خروجی گاز در فاصله ۴۵ cm از ورودی نصب شود قطرات با قطر بزرگتر از ۳۱۵ μm (برابر با ۴۷۰ μm) در خروجی گاز مشاهده می‌شوند که در شکل ۲ قسمت ب نشان داده شده است. درحالی‌که سطح مایع ۵۰٪ ارتفاع کل جداساز، فشار عملیاتی برابر با Pa ۱۰۱/۲۲۵ و دبی گاز برابر با ۱۸/۹ m<sup>3</sup>/h است که در خروجی گاز با فاصله ۹۰ cm از ورودی جریان دوفازی قطرات با قطر ۱۲۹ μm مشاهده شدند که در شکل ۲ قسمت ج نشان داده می‌شود. درحالی‌که خروجی گاز در فاصله ۴۵ cm از ورودی جریان دوفازی نصب شود، قطرات با قطر ۲۲۲ μm در خروجی گاز مشاهده شدند که در شکل ۲ قسمت د نشان داده می‌شود. درحالی‌که سطح مایع ۹۰٪ ارتفاع کل جداساز، فشار عملیاتی برابر با Pa ۱۰۱/۲۲۵ و دبی گاز برابر با ۹/۱۸ m<sup>3</sup>/h است، در خروجی گاز با فاصله ۹۰ cm از ورودی جریان دوفازی قطرات با قطر ۴۰ μm مشاهده شدند و در خروجی گاز با

داخلی جداساز به صورت فضای جریانی<sup>۶</sup> در نظر گرفته شد که مانع حرکت جریان دوفازی نگردد. شتاب جاذبه برابر با  $9/81 \text{ m/s}^2$  به سمت پایین در جهت محور Yها در نظر گرفته شد. در قسمت مدل‌ها، از مدل چندفازی اولرین-اولرین استفاده شد. مدل ویسکوزیته کا-اپسیلون استاندارد جهت مدل‌سازی اغتشاش استفاده شد. به منظور بررسی اثرات آشفتگی و خصوصیات جریان چندفازی در نزدیک دیواره جداساز، توابع استاندارد دیواره در نظر گرفته شد. همچنین به منظور مدل‌سازی و تشخیص دقیق‌تر مرزهای بین فازی، از مدل حجم‌سیال<sup>۷</sup> استفاده شد. تعداد سلول‌های شبیه‌سازی برابر با ۷۵۶۴۰۰ بود که پس از انجام آنالیز استقلال شبکه‌بندی تعیین گردید. شبیه‌سازی دینامیک محاسباتی سیال جداساز دوفازی مایع-گاز با توجه به مراحل ارائه شده انجام شد که نتایج آن در ادامه بیان شده است. شبیه‌سازی جداساز برای سه ارتفاع مایع متفاوت (۱۰، ۵۰ و ۹۰٪ کل ارتفاع جداساز) و دو محل نمونه‌گیری متفاوت (انتهای جداساز با فاصله ۹۰ cm از ورودی جداساز و میانه جداساز با فاصله ۴۵ cm از ورودی جداساز) انجام شد. تمام نتایج به دست آمده از تمام شبیه‌سازی‌های انجام شده با داده‌های آزمایشگاهی مقایسه می‌شوند. ابتدا نتایج شبیه‌سازی‌های انجام شده با طول مؤثر و ارتفاع سطح مایع متغیر مورد بررسی قرار می‌گیرند. برای ارتفاع مایع ۵۰٪، دبی گاز برابر با  $35/4 \text{ m}^3/\text{h}$  و فشار عملیاتی برابر با Pa  $253062$  است. کانتورهای کسر حجمی هوا و چگالی ترکیب در جداساز به ترتیب در شکل‌های ۳ و ۴ نشان داده شده است. در این حالت کسر حجمی آب در جریان گاز خروجی به صورت تجربی برابر با ۱/۱٪ تعیین شد.

درحالتی که خروجی گاز جداساز در فاصله ۴۵ cm از ورودی نصب شود مقدار کسر حجمی مایع در خروجی گاز جداساز دوفازی برابر با ۲/۸٪ به دست آمد. برای حالتی که سطح مایع جداساز برابر با ۹۰٪ کل ارتفاع جداساز، فشار عملیاتی برابر با  $101/225$  پاسکال و دبی گاز برابر با  $18/9 \text{ m}^3/\text{h}$  باشد، مقدار کسر حجمی مایع در خروجی گاز جداساز برابر با ۰/۵٪ به دست آمد. درحالتی که خروجی گاز جداساز در فاصله ۴۵ cm از ورودی نصب شود، مقدار کسر حجمی مایع در خروجی گاز جداساز دوفازی برابر با ۰/۶۹٪ به دست آمد.

### تفسیر نتایج شبیه‌سازی CFD و اعتبارسنجی

به منظور شبیه‌سازی آزمایش‌های تجربی جداساز گاز-مایع با توجه به ابعاد و مشخصات جداساز گاز-مایع طراحی و ساخته شده در آزمایشگاه، خصوصیات جریان دوفازی (آب و هوا) و شرایط عملیاتی حاکم بر آزمایش تجربی از نرم‌افزار گمبیت<sup>۱</sup> به منظور ایجاد هندسه جداساز استفاده گردید. نرم‌افزار گمبیت جهت ساخت مش استفاده می‌گردد. جهت ساخت مدل CFD، مدل خروجی از نرم‌افزار گمبیت به عنوان ورودی نرم‌افزار فلوئنت استفاده می‌گردد. سپس با استفاده از نرم‌افزار فلوئنت<sup>۲</sup> شرایط آزمایش تجربی از جمله خصوصیات سیال دوفازی، شرایط مرزی، مدل‌های شبیه‌سازی و روش‌های حل به طور کامل بررسی شد. نتایج حاصل از شبیه‌سازی با نتایج تجربی به دست آمده مورد مقایسه و اعتبارسنجی قرار گرفت. نوع مش‌های ایجاد شده به صورت چهار ضلعی<sup>۳</sup> بوده و برای بررسی اثر جریان در نزدیکی دیواره لوله از توابع استاندارد دیواره استفاده گردید. شرایط مرزی ورودی به صورت مرز ورودی جریان<sup>۴</sup> با دبی‌های مشخص آب و هوا و مرزهای خروجی جداساز چون جریان دوفازی به محیط می‌ریزد به صورت مرزهای جریانی خروجی<sup>۵</sup> و دیواره‌های جداساز به صورت شرایط مرزی دیواره در نظر گرفته شد. فضای

1. Gambit

2. Fluent

3. Quad

4. Mass Flow Inlet Boundary

5. Out Flow Boundary

6. Interior

7. Volume Of Fluid (VOF)



شکل ۳ کانتور کسر حجمی هوا در جداساز در حالت نیمه پر و فاصله ۹۰ cm بین خروجی و ورودی



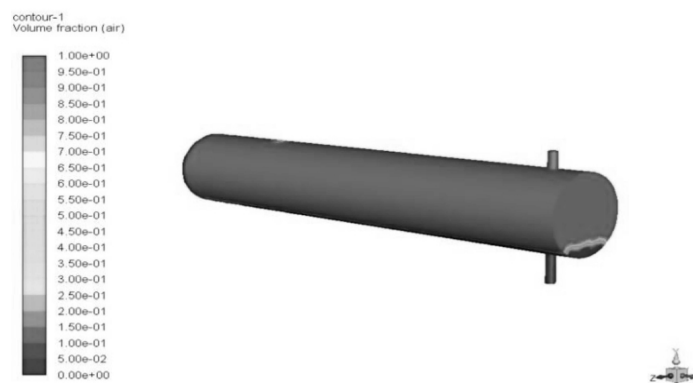
شکل ۴ کانتور چگالی مخلوط در جداساز در حالت نیمه پر و فاصله ۹۰ cm بین خروجی و ورودی

نتایج دینامیک محاسباتی سیال نشان می‌دهد که در خروجی گاز جداساز ۱/۶۵٪ آب وجود دارد که در شکل ۳ نشان داده شده است. برای حالتی که نمونه‌گیر در فاصله ۴۵ cm از ورودی نصب شود، کسر حجمی آب در خروجی گاز به صورت تجربی برابر با ۲/۵٪ تعیین شد و نتایج دینامیک محاسباتی سیال، کسر حجمی آب در خروجی گاز جداساز را برابر با ۲/۴٪ نشان داد که در شکل ۵ نشان داده شده است. برای ارتفاع مایع ۱۰٪، دبی گاز برابر با ۴/۳۵ m<sup>3</sup>/h و فشار عملیاتی برابر با ۲۵۳/۰۶۲ Pa بود. کانتورهای کسر حجمی هوا و چگالی ترکیب در جداساز در شکل‌های ۹ و ۱۰ نشان داده شده است. برای حالتی که ارتفاع سطح آب ۹۰٪، دبی گاز برابر با ۳۵/۴ m<sup>3</sup>/h و فشار عملیاتی برابر با ۲۵۳/۰۶۲ Pa بود. کانتورهای کسر حجمی آب در جریان گاز خروجی به صورت تجربی برابر با ۰/۵٪ تعیین شد و نتایج دینامیک محاسباتی سیال نشان می‌دهد که در خروجی گاز جداساز ۰/۴۶٪ آب وجود دارد که در شکل ۹ نشان داده شده است. برای حالتی که نمونه‌گیر در فاصله ۴۵ cm از ورودی نصب شود، کسر حجمی آب در خروجی گاز به صورت تجربی برابر با ۰/۶۹٪ تعیین شد.

نتایج دینامیک محاسباتی سیال نشان می‌دهد که در خروجی گاز جداساز ۱/۶۵٪ آب وجود دارد که در شکل ۳ نشان داده شده است. برای حالتی که نمونه‌گیر در فاصله ۴۵ cm از ورودی نصب شود، کسر حجمی آب در خروجی گاز به صورت تجربی برابر با ۲/۵٪ تعیین شد و نتایج دینامیک محاسباتی سیال، کسر حجمی آب در خروجی گاز جداساز را برابر با ۲/۴٪ نشان داد که در شکل ۵ نشان داده شده است. برای ارتفاع مایع ۱۰٪، دبی گاز برابر با ۴/۳۵ m<sup>3</sup>/h و فشار عملیاتی برابر با ۲۵۳/۰۶۲ Pa است. کانتورهای کسر حجمی هوا و چگالی ترکیب در جداساز در شکل‌های ۶ و ۷ نشان داده شده است. در این حالت کسر حجمی آب در جریان گاز خروجی به صورت تجربی برابر با ۱/۲٪ تعیین شد و نتایج دینامیک محاسباتی سیال نشان می‌دهد که در خروجی گاز جداساز ۱/۹٪ آب وجود دارد که در شکل ۶ نشان داده شده است. برای حالتی که نمونه‌گیر در فاصله



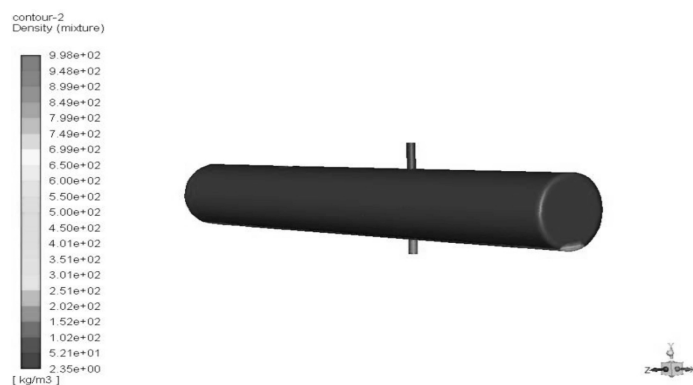
شکل ۵ کانتور کسر حجمی هوا در جداساز در حالت نیمه پر و فاصله ۴۵ cm بین خروجی و ورودی



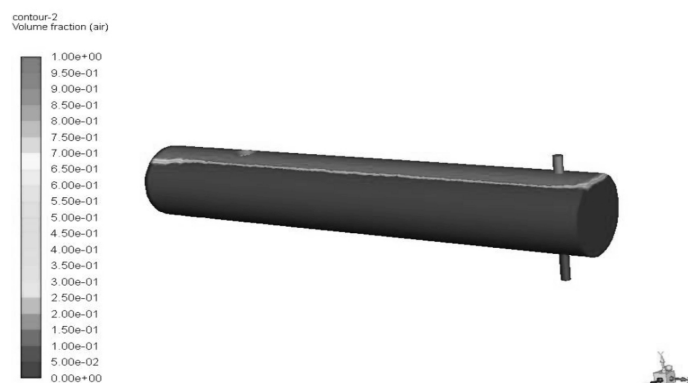
شکل ۶ کانتور کسر حجمی هوا در جداساز با ارتفاع سطح مایع ۱۰٪ و فاصله ۹۰ cm بین خروجی و ورودی



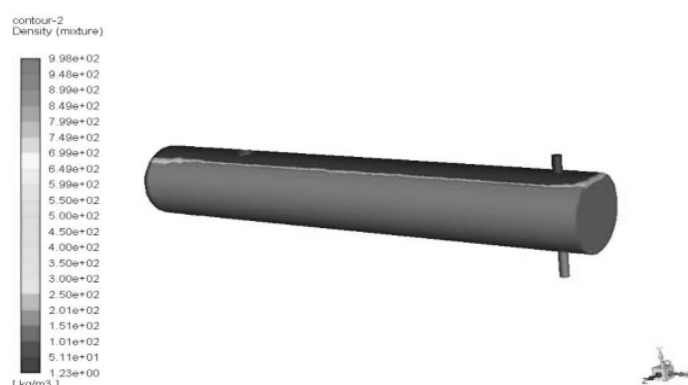
شکل ۷ کانتور چگالی مخلوط در جداساز با ارتفاع سطح مایع ۱۰٪ و فاصله ۹۰ cm بین خروجی و ورودی



شکل ۸ کانتور چگالی مخلوط در جداساز با ارتفاع سطح مایع ۱۰٪ و فاصله ۴۵ cm بین خروجی و ورودی



شکل ۹ کانتور کسر حجمی هوا در جداساز با ارتفاع سطح مایع ۹۰٪ و فاصله ۹۰ cm بین خروجی و ورودی



شکل ۱۰ کانتور چگالی مخلوط در جداساز با ارتفاع سطح مایع ۹۰٪ و فاصله ۹۰ cm بین خروجی و ورودی

مسأله‌ای متشکل از کمیت‌های بدون بعد کند. تحلیل ابعادی اگر درست انجام گیرد از ارزش زیادی برخوردار است. اصل همگنی ابعادی می‌گوید دو طرف یک رابطه، باید به لحاظ ابعاد (جرم، طول و زمان) یکسان باشند. در روش تحلیل ابعادی هدف آن است که متغیرهای مؤثر بر مسأله را به صورت گروه‌های بی‌بعد بیان کرد. قضیه پی باکینگهام می‌گوید: اگر تابعی با تعداد  $n$  متغیر به‌طور ابعادی همگن باشد، آن را می‌توان به صورت رابطه ساده بین " $n - m$ " حاصل ضرب بی‌بعد مستقل در آورد که  $m$  کمترین تعداد بعدهای مرجع لازم برای بیان متغیرها است. با استفاده از روش تحلیل ابعادی، تعداد پارامترهای مؤثر بر مسأله کاهش داده می‌شود تا بتوان با متغیرهای کمتر و بی‌بعد، مسأله را تبیین نمود. سپس با استفاده از داده‌های آزمایشگاه، رابطه بین اعداد بی‌بعد با عملکرد جداساز به دست می‌آید.

نتایج دینامیک محاسباتی سیال کسر حجمی آب در خروجی گاز جداساز را برابر با ۶۳٪ نشان داد. نتایج مدل‌سازی عددی و مقایسه آن با داده‌های تجربی متناظر در **جدول ۲** قابل مشاهده است. بنابراین، می‌توان نتیجه گرفت که مدل شبیه‌سازی دینامیک محاسباتی سیال ساخته شده با خطای نسبی کمتر از ۷٪ در مقایسه با داده‌های تجربی معتبر است و می‌توان به نتایج حاصل از آن برای شرایطی که انجام آزمایش تجربی مربوطه ممکن نیست اعتماد کرد.

### تعیین ابعاد جداساز سطحی با استفاده از آنالیز ابعادی

روش تحلیل ابعادی، روشی ساده برای کاهش تعداد آزمایش‌های مورد نیاز در یک مسأله است. روش تحلیل ابعادی، بر مبنای اصل همگنی ابعادی، سعی می‌کند یک مسأله فیزیکی را تبدیل به

جدول ۲ نتایج شبیه‌سازی جداساز بدون منحرف‌کننده ورودی و مقایسه با نتایج تجربی

دبی مایع		۱/۱	دبی گاز	۳۵/۴
فاصله نمونه‌گیر (خروجی) تا ورودی جداساز		۵۰	۹۰	۹۰
ارتفاع سطح مایع در جداساز (%)		۱۰	۱۰	۱۰
کسر حجمی مایع در خروجی گاز (%)		تجربی	تجربی	تجربی
۹۰ cm		۱/۸	۲/۱	۰/۵
		۱/۶۵	۱/۹	۰/۴۶
۴۵ cm		۲/۵	۲/۸	۰/۶۹
		۲/۴	۲/۶	۰/۶۳

$$\Pi_1 = \left(\frac{d_p}{D}\right)^{-1.5} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0.25} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{0.25} \left(\frac{Q_g}{Q_l}\right)^{0.1} \quad (8)$$

بنابراین کیفیت عملکرد جداساز دوفازی، در جدایش قطرات مایع از فاز گاز به‌صورت تابعی از ۵ گروه بی‌بعد به‌دست آمده است:

$$\eta_{z2} = f \left( \left(\frac{Q_g}{Q_l}\right)^{10} \left(\frac{g \Delta \rho d_p^5 \mu_g^2}{Q_g^2 \rho_g \mu_l^2}\right)^{0.175}, \frac{d_p^3 \mu_l Q_g L_{eff}}{D^3 \mu_g Q_l}, \left(\frac{d_p}{D}\right)^{-1.5} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{0.25}, \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0.25}, \left(\frac{Q_g}{Q_l}\right)^{0.1} \right) \quad (9)$$

مهم‌ترین مسأله در طراحی بر پایه داده‌های آزمایشگاهی، نحوه تعمیم نتایج از نمونه آزمایشگاهی به نمونه صنعتی است. به‌عبارت دیگر، چه تضمینی وجود دارد که برای جداساز با ابعاد بزرگتر نتایج مشابه نتایج آزمایشگاهی به‌دست آید. اگر بین مدل آزمایشگاهی و مدل صنعتی تشابه وجود داشته باشد، نتایج به‌دست آمده برای مدل آزمایشگاهی، قابل تعمیم به مدل صنعتی است. تشابه باید در سه جهت برقرار باشد؛ تشابه هندسی، تشابه سینماتیکی و تشابه جرمی، با توجه به اینکه تساوی اعداد بدون بعد بین دو مدل آزمایشگاهی و صنعتی به معنای وجود تشابه دینامیکی است، می‌توان نتیجه گرفت که تساوی اعداد بدون بعد بین دو مدل آزمایشگاهی و صنعتی در بطن خود انواع دیگر تشابه را نیز به‌همراه دارد [۱۸].

در نهایت براساس تشابه، نتایج حاصل از آزمایشگاه به جداسازهای در ابعاد میدانی تعمیم داده می‌شود [۱۸].

#### پارامترهای مؤثر بر کیفیت جدایش مایع از گاز

پارامترهای متعددی بر درجه تفکیک جداساز در خروجی گاز مؤثر هستند. در رابطه ۷ پارامترهای تأثیرگذار معرفی شده‌اند. پارامترهای مؤثر بر جداسازی عبارت‌اند از:

$$\eta_{g2} = f \left( Q_l, Q_g, \frac{\mu_g}{\mu_l}, D, \rho_g, L_{eff}, d_p, g \Delta \rho \right) \quad (7)$$

دقت شود در پارامترهای فوق، فشار و دما به‌عنوان متغیرهای مؤثر بر مسأله آورده نشده‌اند. فشار و دما بر خواص فیزیکی فازهای گاز و مایع از جمله چگالی آنها در شرایط جداساز تأثیر می‌گذارند. بنابراین وقتی خواص فیزیکی گاز یعنی چگالی و ویسکوزیته جزو متغیرهای تأثیرگذار مسأله ذکر شده باشند، لازم نیست فشار و دما را به‌عنوان متغیر مستقل آورد. با این کار تعداد متغیرهای بی‌بعد کاهش می‌یابد و تحلیل نتایج آسان‌تر می‌گردد. در نهایت گروه‌های بی‌بعد برای مسأله جداسازی فاز مایع از جریان گاز در جداساز دوفازی به‌صورت زیر به‌دست می‌آیند:

$$\pi_1 = \left(\frac{Q_g}{Q_l}\right)^{10} \left(\frac{g \Delta \rho d_p^5 \mu_g^2}{Q_g^2 \rho_g \mu_l^2}\right)^{0.175}$$

$$\pi_2 = \frac{d_p^3 \mu_l Q_g}{D^3 \mu_g Q_l}$$

$$\pi_3 = \frac{L_{eff}}{D}$$

از چاه تولیدی واقع در مخزن گازی پارس جنوبی فاز ۹، متشکل از دوفاز گاز و هیدروکربن مایع است لذا با استفاده از قانون ترکیب<sup>۱</sup> چگالی و ویسکوزیته متوسط فاز گاز تولیدی از مخزن محاسبه شده و در گروه‌های بی‌بعد به‌منظور بررسی برابری این گروه‌های بی‌بعد در دو مدل آزمایشگاهی و سرچاهی استفاده می‌شوند [۱۹]. با برابر قرار دادن گروه‌های بی‌بعد ارائه‌شده در دو دسته مقادیر طول و قطر جداساز سطحی برای شرایط عملیاتی ارائه شده که در خروجی گاز حداکثر قطر قطرات مایع برابر با  $1000 \mu\text{m}$  باشد به‌دست می‌آید. با حل کردن گروه‌های بدون بعد دسته اول مقادیر طول و قطر جداساز سرچاهی به‌ترتیب برابر با  $50 \text{ m}$  و  $14/2 \text{ m}$  به‌دست می‌آیند که اصلاً اقتصادی نیست و به‌نظر می‌رسد که پارامترهای تأثیرگذار دسته گروه بدون بعد اول کمتر از مقادیر لازم در نظر گرفته شده‌اند. با بررسی مجهولات مسأله برای دسته دوم داده‌های بدون بعد مشخص می‌شود که چون سیالات مورد استفاده در چرخه آزمایشگاهی ارائه شده در این پژوهش آب و گاز هستند، پس مقادیر چگالی و ویسکوزیته هر فاز مشخص هستند و تنها مجهولات مسأله دبی گاز، دبی مایع و قطر قطرات مایع در شرایط آزمایشگاه و طول مؤثر و قطر جداساز سرچاهی هستند.

با استفاده از بررسی تجربی جداساز آزمایشگاهی، دبی و چگالی مایع و گاز و تمام پارامترهای لازم برای جداساز آزمایشگاهی تعیین گردیدند. از طرف دیگر، فقط طول و قطر جداساز چندفازی سرچاهی مجهول است و سایر پارامترها قابل اندازه‌گیری و معلوم هستند. همان‌طور که قبلاً ذکر شد، طراحی فرآیندی جداساز در یک معنا به مفهوم تعیین طول و قطر جداساز است. بنابراین، برای تعیین طول و قطر جداساز چندفازی سرچاهی، کافی است که گروه‌های بی‌بعد جداساز چندفازی سرچاهی را برابر گروه‌های بی‌بعد برای جداساز آزمایشگاهی قرار دهیم. در این صورت به سادگی مقادیر طول و قطر برای جداساز چندفازی سرچاهی محاسبه می‌شود.

#### طراحی جداساز صنعتی

برای طراحی جداساز سرچاهی برای یکی از چاه‌های تولیدی میدان گازی پارس جنوبی در ایران باید شرایط تولید مورد نیاز را داشته باشیم. به همین دلیل با استفاده از اطلاعات جریان تولیدی یکی از چاه‌های میدان گازی پارس جنوبی در ایران، جداساز مناسب برای این چاه طراحی شد. در جدول ۳ شرایط تولید از چاه تولیدی میدان گازی پارس جنوبی فاز ۹ در ایران آورده شده است. به‌منظور بررسی برابری گروه‌های بی‌بعد، چون گاز تولیدی

جدول ۳ مشخصات سیالات تولیدی از چاه تولیدی میدان گازی پارس جنوبی واقع در فاز ۹

شرایط عملیاتی						
سیال تولیدی	دبی تولیدی حجمی طراحی ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	دبی جرمی تولیدی طراحی ( $\text{kg}/\text{h}$ )	وزن مولکولی ( $\text{g}/\text{glom}$ )	چگالی ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )	ویسکوزیته ( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ )	تنش سطحی ( $\text{N}/\text{m}$ )
گاز	۱۳۷۲۱۸/۷۲	۱۱۵۶۸۸	۱۹/۹۳	۹۹	$16 \times 10^{-6}$	--
هیدروکربن های مایع	۵۳/۹۳	۱۶۹۰۰	--	۶۲۶/۷	$127 \times 10^{-6}$	$157 \times 10^{-5}$
آب	۶۰۰۰	۹۹	--	۱۱۸۶/۷	$8 \times 10^{-4}$	۰/۰۶۴
فشار عملیاتی (Pa)			دمای عملیاتی ( $^{\circ}\text{C}$ )			
۱۲۵۰۰۱۹۴			۵۵			

پسیلون استاندارد جهت مدل‌سازی اغتشاش استفاده شد. به‌منظور بررسی اثرات آشفتگی و خصوصیات جریان چندفازی در نزدیک دیواره جداساز، توابع استاندارد دیواره در نظر گرفته شد. همچنین به‌منظور مدل‌سازی و تشخیص دقیق‌تر مرزهای بین فازی، از مدل حجم‌سیال استفاده شد. تعداد سلول‌های شبیه‌سازی جداساز سرچاهی گاز-مایع برابر با ۲۳۴۵۶۰۰ بود. در فرآیند شبیه‌سازی CFD حداکثر و متوسط قطر قطرات مایع در جریان دوفازی به‌ترتیب برابر با ۲۰۰۰ و ۱۵۰۰  $\mu\text{m}$  در نظر گرفته شدند. با توجه به نتایج شبیه‌سازی CFD مشاهده می‌شود که در خروجی گاز جداساز سطحی طراحی‌شده با ضریب لاغری ۴/۵ حداکثر قطر قطرات مایع خروجی برابر با ۱۰۲۸  $\mu\text{m}$  می‌باشد. در **جدول ۴** نتایج شبیه‌سازی CFD برای جداسازهای طراحی‌شده به‌صورت خلاصه نشان داده شده است. با توجه به **جدول ۴** مشاهده می‌شود روش نوین ارائه‌شده در این پژوهش قادر است که به‌منظور استفاده‌های سرچاهی و میدانی ابعاد طراحی جداساز سطحی گاز-مایع را با دقت ۲/۸٪ تعیین کند. به‌طوری‌که در طراحی جداساز سطحی گاز-مایع حداکثر قطر مایع خروجی برابر با ۱۰۰۰  $\mu\text{m}$  در نظر گرفته شد. با استفاده از روش نوین ترکیبی ارائه شده در این پژوهش، از خروجی گاز جداساز طراحی شده قطراتی با حداکثر قطر برابر با ۱۰۲۸  $\mu\text{m}$  خارج شدند که حداکثر تعداد قطرات خارج شده طبق نتایج CFD برابر با ۲۰ عدد و کسر حجمی مایع در جریان گاز خروجی از جداساز برابر با ۰/۰۰۸٪ بوده و راندمان جداسازی برابر با ۹۹/۸٪ است.

یعنی عملاً ۵ مجهول وجود دارد که توسط ۵ رابطه که از برابر قرار دادن گروه‌های بی‌بعد  $\Pi_1, \dots, \Pi_5$  برای هر دو حالت میدانی و آزمایشگاهی حاصل می‌شوند باید حل شوند. پس از حل روابط حاصل شده توسط گروه‌های بی‌بعد  $\Pi_1, \dots, \Pi_5$  برای هر دو حالت میدانی و آزمایشگاهی مقادیر دبی گاز، دبی مایع و قطر قطرات مایع در شرایط آزمایشگاه به‌ترتیب برابر با ۱۸/۹ و ۱  $\text{m}^3/\text{h}$  و ۱۲۹  $\mu\text{m}$  و طول موثر و قطر جداساز سرچاهی نیز به‌ترتیب برابر با ۷ و ۲ m هستند. با توجه به دما و فشار عملیاتی قطر جداساز سطحی در محدوده مناسب استاندارد API12J دارد [۲۰]. گروه‌های بدون بعد  $\Pi_1, \dots, \Pi_5$  برای هر دو حالت میدانی و آزمایشگاهی برابر در نظر گرفته شدند. پس از بررسی نتایج آنالیز ابعادی، ابعاد بهینه جداساز با استفاده از شبیه‌سازی CFD بررسی می‌شوند. با استفاده از رابطه شماره ۱۰، طول جوش تا جوش<sup>۱</sup> برای جداساز صنعتی برابر با ۹ m است. پارامتر مهم دیگری که در طراحی جداسازهای دوفازی گاز-مایع باید تعیین گردد نسبت لاغری است. با احتساب طول جوش تا جوش، سیال دوفازی ورودی پس از برخورد با منحرف‌کننده ورودی توسعه می‌یابد [۱۵].

**بررسی عملکردی جداساز دوفازی سطحی طراحی شده با استفاده از شبیه‌سازی CFD**

در این مرحله از مدل‌ها و روش انجام شبیه‌سازی CFD جداساز دوفازی آزمایشگاهی که طبق نتایج تجربی به‌دست آمده اعتبارسنجی شدند استفاده می‌شود. در قسمت مدل‌ها، از مدل چندفازی اولرین-اولرین استفاده شد. مدل ویسکوزیته کا-

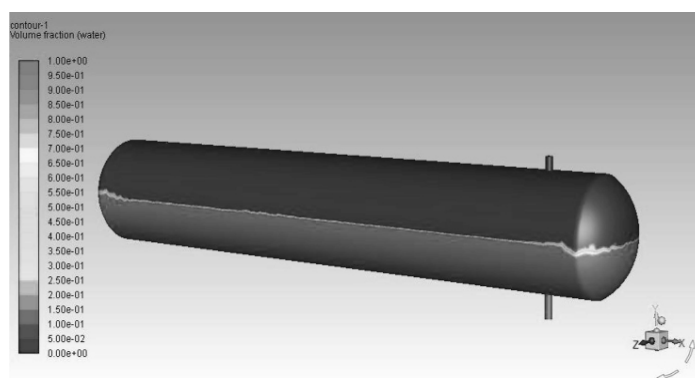
**جدول ۴** نتایج بررسی عملکردی شبیه‌سازی CFD جداساز سرچاهی دوفازی گاز-مایع

جداساز	نسبت لاغری	حداکثر قطر قطره در خروجی گاز ( $\mu\text{m}$ )	راندمان جداسازی (%)	تعداد قطره‌های مایع در خروجی گاز	کسر حجمی مایع در خروجی گاز (%)	کسر حجمی مایع در ورودی
طراحی شده	۴/۵	۱۰۲۸	۹۹/۸	۲۰	۰/۰۰۸	۴/۴

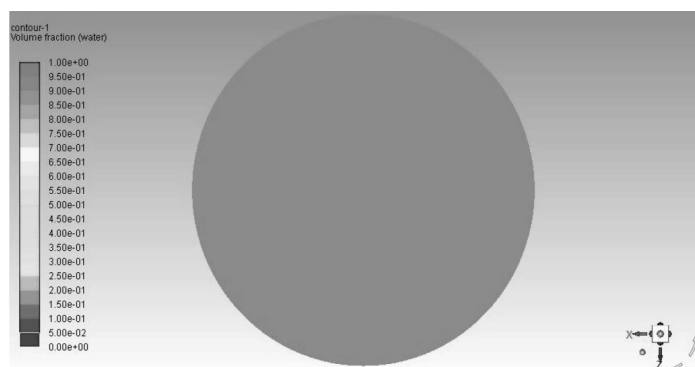
1. Seam-To-Seam Length

کسر حجمی فاز مایع در خروجی گاز جداساز با استفاده از شبیه‌سازی CFD برابر با  $0.008/0$  تعیین می‌شود. با توجه به شکل ۱۲ مشاهده می‌شود که کسر حجمی فاز مایع در خروجی گاز جداساز سطحی طراحی شده برابر با  $0.008/0$  است. با توجه به جدول ۴ که از نتایج شبیه‌سازی CFD جداساز سطحی طراحی شده به دست آمده است حداکثر قطر قطرات مایع در خروجی گاز برابر با  $1028 \mu\text{m}$  می‌باشد که در آنالیز ابعادی نیز حداکثر قطر قطرات مایع در خروجی گاز جداساز برابر با  $1000 \mu\text{m}$  در نظر گرفته شد که با مقایسه حداکثر قطر قطرات در خروجی گاز جداساز مشاهده می‌شود که روش نوین ارائه شده برای طراحی جداسازهای سطحی دوفازی گاز-مایع قادر است با دقت  $2/8$  ابعاد جداساز سطحی گاز-مایع را تعیین کند.

پس با این حساب برای چاه ارائه شده در میدان گاز میعانی پارس جنوبی واقع در فاز ۹، جداساز بهینه طراحی شده دارای  $2 \text{ m}$  قطر و طول مؤثر برابر با  $7 \text{ m}$  و ضریب لاغری بهینه  $4/5$  می‌باشد که در محدوده استاندارد نیز می‌باشد [۱۵]. در شکل ۱۱ کانتور کسر حجمی فاز مایع در جداساز دوفازی سطحی A نشان داده شده است. همان‌طور که در شکل ۱۲ از نتایج شبیه‌سازی CFD نشان داده شده است، جداساز دوفازی سطحی که با استفاده از بررسی‌های تجربی و آنالیز ابعادی طراحی شد، دارای عملکرد بسیار قابل توجهی در جداسازی فازهای گاز و مایع دارد و در سطح مایع نیز موج‌های بلند که نشان‌دهنده پدیده حمل مجدد قطرات مایع توسط فاز گاز باشد مشاهده نمی‌شود. در شکل ۱۲ کانتور کسر حجمی فاز مایع در خروجی گاز جداساز نشان داده شده است به طوری که



شکل ۱۱ کانتور کسر حجمی فاز مایع در جداساز دوفازی سطحی طراحی شده



شکل ۱۲ کانتور کسر حجمی فاز مایع در خروجی گاز جداساز دوفازی سطحی طراحی شده

## نتیجه گیری

در این پژوهش ابتدا مروری بر روش های نیمه تجربی موجود برای طراحی جداسازهای سرچاهی انجام شد و سپس با طراحی و ساخت واحد سامانه آزمایشگاهی و انجام بررسی های آزمایشگاهی مشاهده شد که این روش های نیمه تجربی به دلیل فرضیات ساده کننده که در این روش ها وجود دارد، خطای قابل توجهی دارند. پس از انجام بررسی های آزمایشگاهی، مدل شبیه سازی CFD با استفاده از داده های تجربی با متوسط خطای نسبی برابر با ۷٪ اعتبارسنجی شد. سپس گروه های بی بعدی که در آنها تمامی پارامترهای مؤثر بر فرآیند جداسازی دخیل هستند ارائه گردید و با استفاده از آنها ابعاد جداساز سطحی برای یکی از چاه های تولیدی میدان گاز میعانی پارس جنوبی فاز ۹ تعیین شد. در ادامه با استفاده از مدل شبیه سازی CFD که با استفاده از داده های آزمایشگاهی اعتبارسنجی شده بود، جداساز سطحی طراحی شده شبیه سازی شد و با دقت ۲/۸٪ توزیع قطرات مایع از خروجی گاز جداساز سطحی را پیش بینی نمود. از مهم ترین دستاوردهای این پژوهش می توان موارد زیر را بیان کرد:

- بررسی روش نیمه تجربی آرنولد- استوارت به منظور طراحی جداسازهای سطحی
- طراحی و ساخت واحد سامانه آزمایشگاهی جداسازهای دوفازی گاز-مایع
- ارائه بهترین مدل شبیه سازی CFD به منظور شبیه سازی جداسازهای دوفازی آزمایشگاهی و میدانی
- ارائه گروه های بی بعد جدید به منظور استفاده از نتایج آزمایشگاهی برای طراحی ابعاد جداساز سطحی
- ارائه روش ترکیبی جدید به منظور طراحی ابعاد جداسازهای سطحی با دقت ۲/۸٪

## علائم و نشانه ها

$D$ : قطر جداساز (m)

$\rho_g$ : چگالی گاز ( $\text{kg/m}^3$ )  
 $L_{eff}$ : طول موثر جداساز (m)  
 $\rho_l$ : چگالی مایع ( $\text{kg/m}^3$ )  
 $T$ : دمای جداساز ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $C_D$ : ضریب درگ (----)  
 $Z$ : ضریب تراکم گاز (----)  
 $d_m$ : قطر قطرات مایع ( $\mu\text{m}$ )  
 $P$ : فشار جداساز (Pa)  
 $Q_g$ : دبی حجمی گاز ( $\text{m}^3/\text{h}$ )  
 $v_t$ : سرعت حد (m/s)  
 $Q_l$ : دبی حجمی مایع ( $\text{m}^3/\text{h}$ )  
 $S$ : نسبت لغزش (----)  
 $x$ : کیفیت گاز (----)  
 $\sigma$ : تنش سطحی دوفازی (N/m)  
 $k$ : خمیدگی ناحیه ای بین فازی (----)  
 $\delta$ : تابع تغییر دیراک (----)  
 $n$ : بردار عمودی سطح (----)  
 $R$ : قطر حباب گاز (m)  
 $\alpha$ : کسر حجمی گاز (----)  
 $v$ : سرعت (m/s)  
 $Re$ : عدد رینولدز (----)  
 $\mu$ : ویسکوزیته (Pa.s)  
 $t_r$ : زمان ماند (s)  
 $g$ : شتاب گرانشی ( $\text{m/s}^2$ )  
 $\beta$ : زاویه خط مماس بر سطح تماس دوفاز ( $^{\circ}$ )  
 $m_g$ : دبی جرمی گاز ( $\text{kg/h}$ )  
 $m_l$ : دبی جرمی مایع ( $\text{kg/h}$ )  
 $\rho_c$ : چگالی فاز پیوسته ( $\text{kg/m}^3$ )  
 $\rho_d$ : چگالی فاز پراکنده ( $\text{kg/m}^3$ )  
 $\mu_c$ : ویسکوزیته فاز پیوسته (Pa.s)  
 $\mu_d$ : ویسکوزیته فاز پراکنده (Pa.s)  
 $D_p$ : قطر داخلی لوله (m)  
 $v_c$ : سرعت سطحی فاز پیوسته (m/s)  
 $Y_d$ : کسر جرمی قطرات با قطر بزرگتر از  $d_m$  (----)

## مراجع

- [1]. Souders M, Brown G G (1934) Design of fractionating columns I. Entrainment and capacity, *Industrial and Engineering Chemistry*, 26, 1: 98-103, doi.org/10.1021/ic50289a025.
- [2]. Chilingarian G V, Robertson J O, Kumar S (1987) *Surface operations in petroleum production*, I. Elsevier.
- [3]. Monnery W D, Svrcek W Y (1994) Successfully specify three-phase separators, *Chemical Engineering Progress*, 90: 29-29.
- [4]. Guo B, William C, Ghalambor A (2007) *petroleum production engineering*, Elsevier Science and Technology Books.
- [5]. Wilkinson D, Waldie B, Nor M M, Lee H Y (2000) Baffle plate configurations to enhance separation in horizontal primary separators, *Chemical Engineering Journal*, 77, 3: 221-226, doi.org/10.1016/S1385-8947(99)00170-9.
- [6]. Hansen E W (2001) Phenomenological modelling and simulation of fluid flow and separation behavior in offshore gravity separators. *Asme-Publications-Pvp*, 431: 23-30.
- [7]. Pourahmadi Laleh A, Svrcek W Y, Monnery W D (2011) Computational fluid dynamics simulation of pilot-plant-scale two-phase separators, *Chemical Engineering and Technology*, 34, 2: 296-306, doi.org/10.1002/ceat.201000302.
- [8]. Stewart M (2014) *Surface Production Operations: Design of Gas-Handling Systems and Facilities (Vol. 2)*, Gulf Professional Publishing.
- [9]. Ghaffarkhah A, Shahrabi M A, Moraveji M K, Eslami H (2017) Application of CFD for designing conventional three phase oilfield separator, *Egyptian Journal of Petroleum*, 26, 2: 413-420, doi.org/10.1016/j.ejpe.2016.06.003.
- [10]. Acharya T, Casimiro L (2020) Evaluation of flow characteristics in an onshore horizontal separator using computational fluid dynamics, *Journal of Ocean Engineering and Science*, doi.org/10.1016/j.joes.2019.11.005.
- [11]. Ahmed T, Russell P A, Hamad F, Gooneratne S (2019) Experimental analysis and computational-fluid-dynamics modeling of pilot-scale three-phase separators, *SPE Production and Operations*, doi.org/10.2118/197047-PA.
- [12]. Frank M, Kamenicky R, Drikakis D, Thomas L, Ledin H, Wood T (2019) Multiphase flow effects in a horizontal oil and gas separator. *Energies*, 12, 11: 2116, doi.org/10.3390/en12112116.
- [13]. Ghaffarkhah A, Dijvejin Z A, Shahrabi M A, Moraveji M K, Mostofi M (2019) Coupling of CFD and semiempirical methods for designing three-phase condensate separator: case study and experimental validation, *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology*, 9, 1: 353-382.
- [14]. Oshinowo L, Vilagines R (2019) Verification of a CFD-population balance model for crude oil separation efficiency in a three-phase separator—effect of emulsion rheology and droplet size distribution, In *SPE Middle East Oil and Gas Show and Conference*. Society of Petroleum Engineers, doi.org/10.2118/194834-MS.
- [15]. Stewart M, Arnold K E (2011) *Surface production operations*, 1: Design of oil handling systems and facilities, Elsevier.
- [16]. Manual F (2005) *Manual and user guide of Fluent Software*, Fluent Inc, 597.
- [17]. 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: 108, 10.22078/PR.2019.3642.2711.
- [18]. Frank, M. (2011). *White, Fluid Mechanics*, McGraw Hill.
- [19]. Shoham O (2005) Mechanistic modeling of gas/liquid two-phase flow in pipes, 240-250, *SPE*, doi.org/10.2118/9781555631079.
- [20]. *API specifications 12J*, seventh edition, October 1, (1989).