

Артём Игоревич ВАРАВВА¹
Владимир Евгеньевич ВЕРШИНИН²
Дмитрий Владимирович ТРАПЕЗНИКОВ³

УДК 621.928.37

ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДЕГАЗАЦИИ ГАЗОЖИДКОСТНОЙ СМЕСИ В ГИДРОЦИКЛОНЕ*

¹ главный специалист, Газпромнефть НТЦ (г. Тюмень)
artevarg@yandex.ru

² старший преподаватель
кафедры моделирования физических процессов и систем,
Тюменский государственный университет
v.e.vershinin@utmn.ru

³ инженер по математическому моделированию
отдела автоматизации и цифрового моделирования,
Тюменский государственный университет
d.v.trapeznikov@utmn.ru

Аннотация

Во многих областях народного хозяйства широко используются сепараторы центробежного типа — гидроциклоны, позволяющие разделять смеси веществ различной плотности. Гидроциклоны могут быть использованы для разделения фаз в установках измерения расхода нефти, воды и газа. Поток, поступающий из скважины, изначально представляет собой трехфазную смесь. Гидроциклон позволяет на входе в измери-

* Работа выполнена при поддержке Департамента инвестиционной политики и государственной поддержки предпринимательства Тюменской области в рамках реализации проекта по постановлению Правительства Тюменской области № 105-п от 07.05.2007 г., по договору № 004-ИД от 15.10.2018 г. АО «ГМС Нефтемаш» совместно с ФГАОУ ВО «Тюменский государственный университет».

Цитирование: Варавва А. И. Численное моделирование процесса дегазации газожидкостной смеси в гидроциклоне / А. И. Варавва, В. Е. Вершинин, Д. В. Трапезников // Вестник Тюменского государственного университета. Физико-математическое моделирование. Нефть, газ, энергетика. 2019. Том 5. № 3. С. 213-229.
DOI: 10.21684/2411-7978-2019-5-3-213-229

тельную установку разделить газовую и жидкую фазы, которые далее поступают в отдельные узлы измерения газа и жидкости. Сохранение точности измерения расхода фаз при использовании гидроциклонов в измерительных установках требует высокого качества сепарации в широком диапазоне расходов и содержаний фаз. Одно из направлений прогнозирования характеристик процесса сепарации основывается на численном решении уравнений гидродинамики многофазных течений. Современные программные комплексы вычислительной гидродинамики позволяют решать задачи такого класса в трехмерной постановке и тем самым оценивать эффективность работы устройства и его метрологические характеристики. В работе исследуются процессы разделения газожидкостной смеси в гидроциклоне при различном объемном газосодержании и расходах фаз. Приводится математическая модель с указанием основных допущений. Формулируются граничные условия задачи. Расчеты проводились на открытой платформе OpenFOAM с использованием решателя interFoam. В результате численного моделирования определены основные структуры течений в гидроциклоне. Исследовано влияние начального газосодержания на эффективность сепарации при различных скоростях потока. Выявлены основные причины снижения эффективности сепарации при низких значениях газосодержания. Дополнительно рассмотрено влияние направляющих элементов на процесс сепарации.

Ключевые слова

Гидроциклон, сепарация газа, гидродинамическое моделирование, численные модели, эффективность сепарации, OpenFOAM, interFoam.

DOI: 10.21684/2411-7978-2019-5-3-213-229

Введение

Решение задачи измерения фазовых расходов многофазного потока можно существенно упростить, если осуществить предварительное разделение фаз. При измерениях в режиме реального времени для этих целей могут быть использованы сепараторы центробежного типа — гидроциклоны. Точность измерения расхода фаз при использовании гидроциклонов в измерительных установках требует высокого качества сепарации в широком диапазоне расходов и содержаний фаз. Как известно, движение нескольких несмешивающихся фаз отличается сложностью описания вследствие наличия межфазных границ и многообразия видов течения [7]. Теоретический анализ процесса сепарации и прогнозирование его эффективности в первую очередь основывается на численном решении уравнений гидродинамики многофазных течений. Для анализа работы гидроциклонов довольно часто используются упрощенные модели движения отдельной частицы в потоке жидкости или газа либо решается гидродинамическая задача в двумерной постановке [1, 6]. Современные программные комплексы вычислительной гидродинамики позволяют решать задачи такого класса в трехмерной постановке и тем самым на стадии проектирования измерительных установок прогнозировать их метрологические характеристики.

Постановка задачи

В работе проведено исследование процесса разделения газожидкостной смеси в гидроциклоне, геометрия которого представлена на рис. 1а. Гидроциклон состоит из двух основных частей — цилиндрической и конической. В цилиндрической части имеется входной патрубок (1), по которому газонефтяная смесь подается в гидроциклон. Для отвода легкой фазы (газа) служит верхний патрубок (2), для вывода тяжелой фазы (жидкости) — нижний слив (5). При подаче смеси в гидроциклон создается вращающийся поток, движущийся под действием силы тяжести и перепада давления к вершине конической части (4). При этом газовая фаза за счет центробежных сил выделяется из жидкости и перемещается

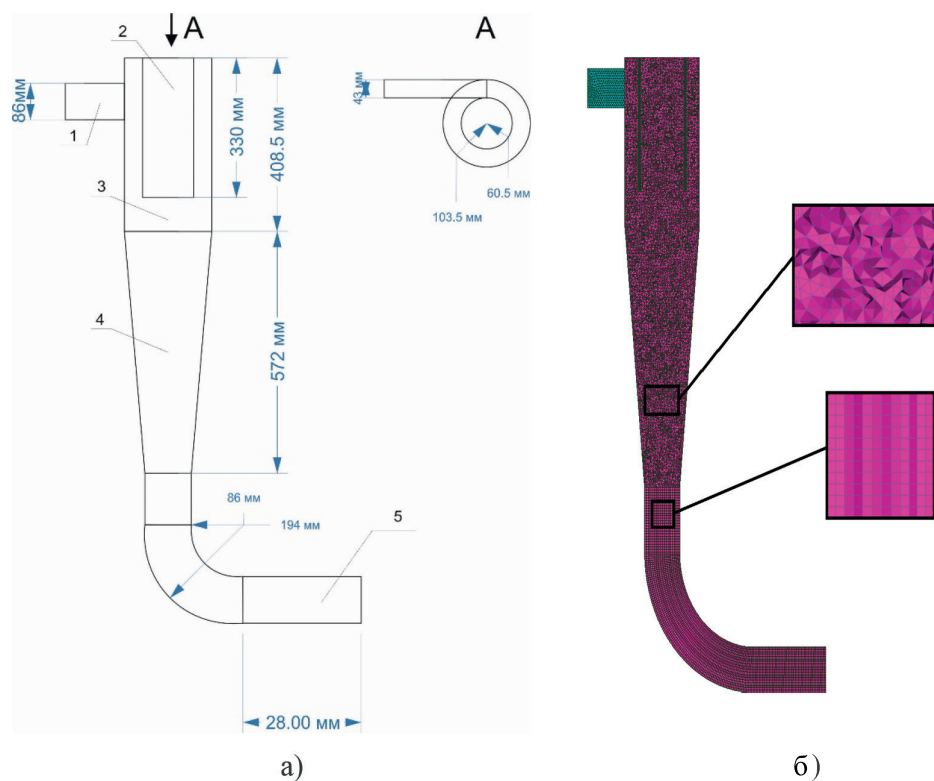


Рис. 1. Геометрия гидроциклона:

- а) размеры гидроциклона:
 1 — входной патрубок, по которому смесь подается в гидроциклон,
 2 — верхний слив для газа,
 3 — цилиндрическая часть,
 4 — коническая часть,
 5 — нижний слив для жидкости;
 б) расчетная сетка

Fig. 1. The geometry of the hydrocyclone:

- а) sizes of a hydrocyclone:
 1 — inlet pipe, through which the mixture is fed into the hydrocyclone,
 2 — upper drain for gas,
 3 — cylindrical part,
 4 — conical part,
 5 — lower drain for liquid;
 б) settlement grid

в центральную часть гидроциклона, образуя внутренний восходящий поток, удаляющийся из аппарата через сливной патрубок.

Численные эксперименты проводились на открытой платформе OpenFOAM с использованием решателя interFoam. Подробная расчетная сетка, созданная в программе SALOME, представлена на рис. 16. Используемая сетка включает 540 тыс. ячеек с размером ячейки ~ 3 мм. Это позволяет оценивать поведение достаточно мелких пузырьков газа и капель жидкости. Верхняя часть сетки была сделана тетраэдрической (состоит из треугольных пирамид). Данный тип сеток наиболее простой и может быть наложен автоматически. Нижняя часть сетки состоит из треугольных призм, чтобы увеличить точность и быстроту расчета в области гидроциклона, из которой брались выходные данные.

Численная модель. Допущения

Для моделирования процесса сепарации использовался решатель interFoam, использующий VOF-метод (volume of fluid method) для моделирования движения несмешиваемых жидкостей с межфазной границей [9].

В VOF-методе решается система уравнений: уравнение движения, уравнение неразрывности и уравнение переноса скалярной функции насыщенности одной из фаз α_1 [4, 5]:

$$\nabla \cdot \vec{U} = 0, \quad (1)$$

$$\frac{\partial \alpha_1}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{U}_1 \alpha_1) = 0, \quad (2)$$

$$\frac{d}{dt}(\rho \vec{U}) = -\nabla p + \vec{F}_s + \nabla(\mu \nabla \cdot \vec{U}). \quad (3)$$

Введенная функция α_1 насыщенности 1-й фазы удовлетворяет условию:

$$\alpha_1 = \begin{cases} 1, & \text{фаза 1 занимает объем ячейки,} \\ 0, & \text{фаза 1 не занимает объем,} \\ (0; 1), & \text{через ячейку проходит поверхность раздела фаз.} \end{cases} \quad (4)$$

Физические свойства флюида, входящие в (3), вычисляются как средневзвешенные по объему ячейки:

$$\rho = \rho_1 \alpha_1 + \rho_2 \alpha_2,$$

$$\mu = \mu_1 \alpha_1 + \mu_2 \alpha_2,$$

где $\alpha_2 = 1 - \alpha_1$ — объемная доля второй фазы в ячейке. Объемные доли фаз удовлетворяют уравнениям неразрывности:

$$\begin{cases} \frac{\partial \alpha_1}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{U}_1 \alpha_1) = 0, \\ \frac{\partial \alpha_2}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{U}_2 \alpha_2) = 0. \end{cases} \quad (5)$$

Складывая и вычитая уравнения (5), получим уравнение для α_1 :

$$\begin{aligned} \vec{U} &= \vec{U}_1\alpha_1 + \vec{U}_2(1 - \alpha_1), \\ \frac{\partial\alpha_1}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{U}\alpha_1) + \nabla \cdot (\vec{U}_r\alpha_1(1 - \alpha_1)) &= 0, \end{aligned} \quad (6)$$

где \vec{U} — приведенная скорость смеси; $\vec{U}_r = \vec{U}_1 - \vec{U}_2$ — вектор относительной скорости фаз.

В уравнении движения (3) слагаемое \vec{F}_s представляет собой силу поверхностного натяжения и может быть определено по формуле [5]:

$$\vec{F}_s = \sigma k \vec{n}, \quad (7)$$

где \vec{n} — вектор, нормальный к поверхности раздела фаз:

$$\vec{n} = \frac{\nabla\alpha_1}{|\nabla\alpha_1|}, \quad (8)$$

k — кривизна границы раздела фаз, может быть вычислена по формуле:

$$k = -\nabla \cdot \vec{n}. \quad (9)$$

Чтобы упростить задание граничных условий, вместо давления p вводится гидростатическое давление p_d :

$$p_d = p - \rho \vec{g} \cdot \vec{r}, \quad (10)$$

где \vec{r} — радиус-вектор точки на границе.

С учетом соотношений (6)-(10) система уравнений (1)-(3) примет вид:

$$\left\{ \begin{aligned} \nabla \cdot \vec{U} &= 0, \\ \frac{\partial\alpha_1}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{U}\alpha_1) + \nabla \cdot (\vec{U}_r\alpha_1(1 - \alpha_1)) &= 0, \\ \frac{\partial(\rho\vec{U})}{\partial t} + \nabla(\rho\vec{U}\vec{U}) - \nabla(\mu\nabla \cdot \vec{U}) &= -\nabla p_d - \vec{g} \cdot \vec{r} \nabla\rho + \sigma k \nabla\alpha_1, \\ \rho &= \rho_1\alpha_1 + \rho_2(1 - \alpha_1), \\ \mu &= \mu_1\alpha_1 + \mu_2(1 - \alpha_1). \end{aligned} \right. \quad (11)$$

Система замыкается выражением для относительной скорости фаз \vec{U}_r . Выражение для относительной скорости на поверхности ячейки находится как максимальное значение амплитуды скорости на границе раздела фаз, а ее направление совпадает с направлением градиента α_1 (8) [2, 3]:

$$U_{r_f} = n_f \cdot \min \left[\frac{C_\alpha |\Phi|}{\rho |\vec{S}_f|}, \frac{1}{\rho} \max \left(\frac{|\Phi|}{|\vec{S}_f|} \right) \right], \quad (12)$$

где $\Phi = \rho \vec{U} \cdot \vec{S}_f$ — поток на поверхности f ; \vec{S}_f — вектор, направленный по нормали к этой поверхности и равный по модулю ее площади.

$$n_f = \frac{(\nabla \alpha_1)_f}{|(\nabla \alpha_1)_f + \delta_n|} \vec{S}_f,$$

где δ_n — стабилизационный коэффициент для учета неоднородности сетки, (1/м) [9].

$$\delta_n = \frac{\varepsilon}{\left(\frac{\sum_N V_i}{N} \right)^{1/3}},$$

где ε — малый параметр, $\varepsilon = 10^{-8}$.

Модель турбулентности

Явление турбулентности связано с самопроизвольным образованием в среде многочисленных возмущений (волн, завихрений) различных размеров при увеличении скорости течения жидкости или газа. Явление наблюдается как при отсутствии внешних, случайных, возмущающих среду сил, так и, наоборот, при их наличии [5]. В сильно закрученных потоках гидроциклона при определенных условиях такие возмущения возникают из-за перепадов давления, зависящих от колебаний плотности поступающей смеси, подсоса воздуха через разгрузочные отверстия, возникновения воздушного столба в приосевой зоне и т. д. Малые возмущения, затухающие со временем, позволяют найти точные решения уравнений движения вязкой жидкости при корректных начальных и граничных условиях. В случаях, когда возмущения возрастают со временем, движение жидкости становится неустойчивым и способствует возникновению турбулентности, что приводит к более равномерному распределению частиц всех размеров в гидроциклоне и, как следствие, ухудшению качества сепарации [6].

Оценим число Рейнольдса газожидкостного потока в гидроциклоне. По определению [5]:

$$\text{Re} = \frac{\rho_1 v \alpha_1 D_\Gamma}{\mu_1} + \frac{\rho_2 v (1 - \alpha_1) D_\Gamma}{\mu_2}. \quad (13)$$

Наибольший вклад в это выражение из-за малой вязкости газа вносит первое слагаемое. Вычислим число Рейнольдса в случае минимального рассматриваемого газосодержания $\alpha = 0,1$ и минимальной скорости потока $v = 1$ м/с при гидравлическом диаметре $D_\Gamma = 86$ мм, соответствующем диаметру входного и сливного патрубков (используемые константы приведены ниже):

$$\text{Re} \approx 2\,700.$$

Данная оценка числа Рейнольдса — оценка снизу, т. е. для всех существующих режимов будет наблюдаться переходный или турбулентный потоки [5], и это необходимо учитывать при расчетах.

Отличительная особенность турбулентных течений состоит в том, что основные характеристики потока испытывают случайные пульсации относительно средних значений. Согласно подходу Рейнольдса, все мгновенные значения гидродинамических параметров, входящих в уравнение Навье — Стокса (1)-(3), представляются в виде суммы стационарной (средней) и случайной частей [5, 8]:

$$p = \bar{p} + p'; \quad v_i = \bar{v}_i + v'_i; \quad \tau_{ij} = \mu \frac{\partial v_i}{\partial x_j} = \bar{\tau}_{ij} + \tau'_{ij}. \quad (14)$$

Осредненные во времени величины с чертой сверху определяются данным соотношением (15):

$$\bar{\xi} = \frac{1}{T} \int_0^T \xi dt, \quad (15)$$

где T — период осреднения, должен быть малым по сравнению с характерным временем нестационарного изменения величины ξ , но достаточным для того, чтобы осреднение приводило к величине, не изменяющейся при повторном осреднении. Значение гидродинамических параметров со штрихом — пульсационная составляющая (дает среднеквадратичное отклонение случайной величины).

Применяя операцию осреднения (15) к системе уравнений (1)-(3), получим:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{v}_i}{\partial x_j} &= 0, \\ \frac{\partial(\rho \bar{v}_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \bar{v}_i \bar{v}_j)}{\partial x_j} &= F_{s_i} - \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\bar{\tau}_{ij} - \rho \overline{v'_i v'_j}), \end{aligned} \quad (16)$$

где $\rho \overline{v'_i v'_j}$ — тензор напряжений Рейнольдса — шесть дополнительных неизвестных к гидродинамическим параметрам осреднения.

Для замыкания уравнений Рейнольдса (16) приходится вводить гипотезы, основанные на эмпирических данных. Основой для большинства моделей турбулентности является гипотеза Буссинеска, согласно которой рейнольдсовский тензор напряжений можно представить в виде [8]:

$$-\rho \overline{v'_i v'_j} = \mu_t \left(\frac{\partial \bar{v}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{v}_j}{\partial x_i} \right), \quad (17)$$

где μ_t — динамический коэффициент турбулентной вязкости.

Используя зависимость (17), систему уравнений Навье — Стокса можно записать в виде:

$$\begin{aligned} \nabla \cdot \vec{U} &= 0, \\ \frac{\partial(\rho\vec{U})}{\partial t} + \nabla(\rho\vec{U}\vec{U}) &= -\nabla p + \vec{F}_s + \nabla \left((\mu + \mu_t) \cdot (\nabla \cdot \vec{U}) \right). \end{aligned} \quad (18)$$

Здесь и далее черта над гидродинамическими параметрами опущена. Само по себе уравнение (17) не решает проблему определения тензора напряжений Рейнольдса, а сводит ее к определению коэффициента турбулентной вязкости. Определение этого коэффициента проводится в рамках одно- и двухпараметрических моделей турбулентности. В данной работе применялась широко используемая на практике стандартная k - ε -модель [2, 3, 8]:

$$\left\{ \begin{aligned} \nu_t &= \frac{\mu_t}{\rho} = C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}, \\ \frac{\partial k}{\partial t} + \vec{U} \cdot (\nabla k) &= \frac{1}{\rho} \nabla \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \cdot (\nabla k) \right] + [\mu(\nabla \cdot \vec{U})]: (\nabla \cdot \vec{U}) - \varepsilon, \\ \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \vec{U} \cdot (\nabla \varepsilon) &= \frac{1}{\rho} \nabla \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \cdot (\nabla \varepsilon) \right] + C_{\varepsilon_1} \cdot \mu(\nabla \cdot \vec{U}) \cdot \frac{\varepsilon}{k} - C_{\varepsilon_2} \cdot \frac{\varepsilon^2}{k}, \end{aligned} \right. \quad (19)$$

где $C_\mu = 0,09$, $\sigma_k = 1$, $\sigma_\varepsilon = 1,3$, $C_{\varepsilon_1} = 1,44$, $C_{\varepsilon_2} = 1,92$ — полуэмпирические константы турбулентности [8]; $k \sim \sqrt{|\vec{U}|}$ — турбулентная кинетическая энергия; ε — скорость диссипации.

Уравнения (19) совместно с системой уравнений (11), в которой под вязкостью понимается $\mu + \mu_t$, образуют замкнутую систему.

Система (11) решалась методом контрольного объема с использованием PISO-алгоритма [10]. После совместного решения уравнений для моментов импульса и давления решались остальные уравнения системы, включая уравнение переноса объемного содержания α_1 и замыкающие уравнения турбулентности (19).

Таким образом, при формулировке математической и численной моделей приняты следующие допущения:

- 1) давление в циклоне должно меняться незначительно (жидкость и газ считаются несжимаемыми);
- 2) температура потока постоянна;
- 3) существует граница раздела фаз. Для корректного расчета размер ячеек сетки должен быть соизмерим с размерами моделируемых капель;
- 4) для обеспечения устойчивости решения на мелкой сетке необходимо измельчать временной шаг, что увеличивает время расчета;
- 5) турбулентность моделируется эмпирическими константами, которые в конкретном случае могут отличаться от принятых значений.

При расчетах использовались следующие константы:

$$\rho_1 = 1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}, \rho_2 = 820 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$
$$\mu_1 = 1,48 \cdot 10^{-2} \text{сПз}, \mu_2 = 30 \text{сПз};$$
$$\sigma = 70 \frac{\text{мН}}{\text{м}}.$$

Здесь и далее индексы 1, 2 обозначают соответственно газ и нефть.

Граничные условия

Рассматривается поток, который подается через входной участок с постоянной скоростью v и начальным объемным содержанием газа $\alpha_1 = \alpha_{\text{вх}}$.

Расчеты проводились для разных режимов работы гидроциклона:

$$v = 1 \div 3 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

(соответствует объемным расходам $Q_0 = 320 \div 1\,000 \text{ м}^3/\text{сут.}$),

$$\alpha_{\text{вх}} = (0,1; 0,3; 0,5; 0,7; 0,8; 0,9).$$

Значение газосодержания на входной границе гидроциклона задавалось случайным образом так, чтобы

$$\alpha_{\text{вх}} = \frac{N_1}{N},$$

где N_1 — количество ячеек, заполненных газом; N — общее число ячеек на входе.

Такое граничное условие при достаточно большом значении N соответствует присутствию мелких пузырьков в потоке жидкости. Для используемой сетки $N = 216$.

На выходе для жидкости задавалось такое граничное условие, чтобы в стационарном состоянии (когда скорость входящего потока равна нулю) в гидроциклоне поддерживался постоянный уровень жидкости, соответствующий уровню жидкости в баке, который находится сразу после гидроциклона (рис. 2).

При расчетах свободный уровень жидкости принимался равным $h = 524 \text{ мм}$, что соответствует гидростатическому давлению $p_d = \rho_2 g h \approx 4,22 \text{ кПа}$.

Результаты расчета

Для оценки эффективности сепарации определялась средняя газонасыщенность $\alpha_{\text{вых}}$ потока на выходе из гидроциклона. На рис. 3 представлены графики зависимости содержания газа в выходном потоке жидкости от содержания газа во входном потоке и его скорости. Для различных режимов потока это значение не превышает 6,5%, т. е. во всех случаях гидроциклон обеспечивает сепарацию газа с той или иной эффективностью.

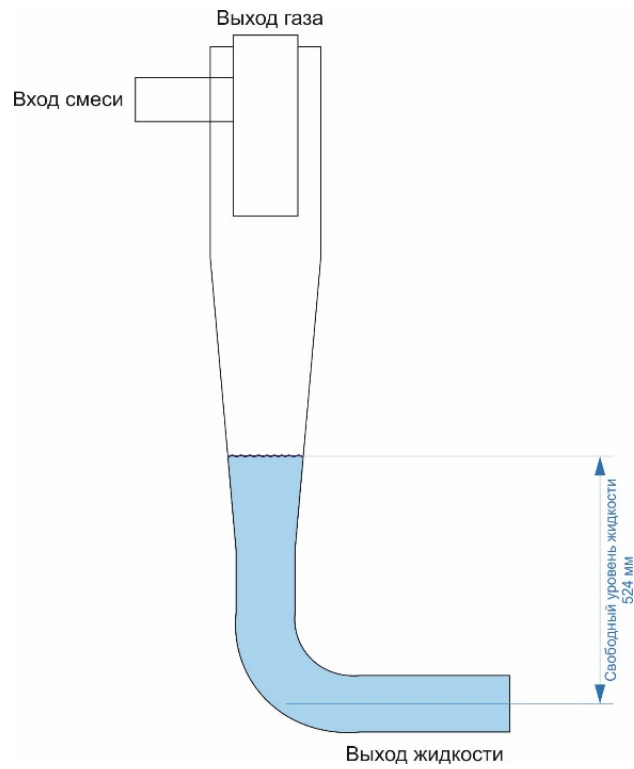


Рис. 2. Границы гидроциклона

Fig. 2. The boundaries of the hydrocyclone

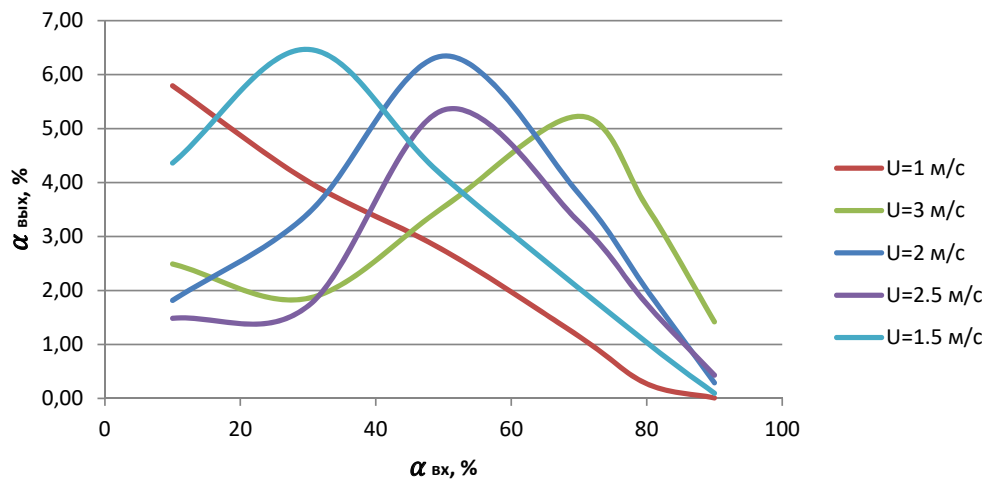


Рис. 3. Содержание газа в выходном потоке жидкости в зависимости от содержания газа во входном потоке и его скорости

Fig. 3. The gas content in the liquid outlet stream, depending on the gas content in the inlet stream and its speed

Как следует из рис. 3, эффективность сепарации достигает наибольших значений в области начального газосодержания 80-90%. При этом содержание газа в выходном потоке снижается до 0,1-0,43%. Исключение составляет режим большой скорости 3 м/с. В области начального газосодержания 30-70% эффективность сепарации ухудшается и содержание газа на выходе максимально. В области начального газосодержания 10-20% эффективность сепарации существенно зависит от скорости потока. Весьма показательное поведение графика для скорости 1 м/с. Он демонстрирует монотонное снижение выходного газосодержания при увеличении входного. Основной причиной снижения эффективности сепарации является захват жидкостным потоком пузырьков газа в нижней части гидроциклона. На рис. 4 представлены характерные распределения фаз в поперечном сечении гидроциклона при различном входном содержании газа и входной скорости потока $U = 3$ м/с.

Газ после отделения движется к центру гидроциклона и образует восходящий поток. Отсепарированная жидкость движется вдоль стенок вниз и попадает в жидкостный поток, вытекающий из нижнего патрубка. Граница между газом и нижним слоем жидкости постоянно возмущается вихревыми потоками газа. Поэтому в этой зоне наблюдается отрыв капель с поверхности и формирование вспененного слоя. Наиболее мелкие капли могут уноситься вместе с потоком газа через верхний патрубок. При малом входном газосодержании и скорости, большей 1 м/с, скорость жидкости в нижней части гидро-

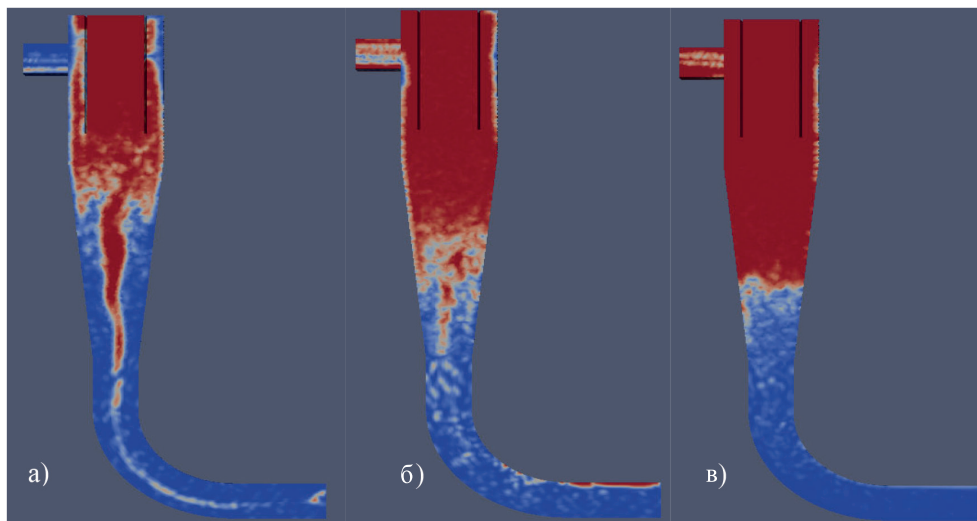


Рис. 4. Распределение фаз в поперечном сечении гидроциклона при скорости $U = 3$ м/с и различном входном содержании газа: а) $\alpha_{\text{in}} = 10\%$; б) $\alpha_{\text{in}} = 70\%$; в) $\alpha_{\text{in}} = 90\%$

Fig. 4. Phase distribution in the cross section of a hydrocyclone at a speed of $U = 3$ m/s and various inlet gas contents: а) $\alpha_{\text{in}} = 10\%$; б) $\alpha_{\text{in}} = 70\%$; в) $\alpha_{\text{in}} = 90\%$

циклона значительна, и в ней образуется воронка. Часть газа со дна воронки может захватываться и уноситься вместе с жидкостью. Повышение начального газосодержания приводит к снижению массового расхода жидкости и ее скорости в нижней части гидроциклона. Это делает воронку нестабильной, и она разрушается. При этом газожидкостная смесь в нижней части гидроциклона вспенивается. Хаотичное вихревое движение потока способствует вторичному перемешиванию газа с жидкостью и уносу газа вместе с потоком жидкости. Этим обусловлен максимум на кривых, изображенных на рис. 3. При скорости 1 м/с и меньше воронка не возникает и зависимость, изображенная на рис. 3, монотонна.

При дальнейшем росте входного содержания газа $\alpha_{\text{вх}}$ монотонно уменьшается. Смесь при этом быстро разделяется уже в верхней части гидроциклона, и основной поток газа сразу уходит через верхний патрубок. Уровень жидкости в гидроциклоне понижается, а ее граница делается более стабильной. В верхнем слое жидкости также присутствует область пузырьков захваченного газа. Т. к. при большом газосодержании массовый расход входной смеси существенно снижен и количество жидкости в нем невелико, то скорость движения вытекающей жидкости будет незначительной. При этом ее оказывается недостаточно для увлечения захваченного газа движущимся вниз потоком жидкости. Пузырьки газа всплывают вверх, не попадая в нижний патрубок. Выходное газосодержание близко к нулю.

Оценка влияния направляющей спирали на эффективность сепарации

Для оценки влияния потокоотклоняющих элементов на эффективность сепарации были проведены расчеты гидроциклона с направляющей спиралью (рис. 5). Направляющая спираль начинается сразу после входного патрубка и предназначена для оптимизации направления движения потока. При такой форме движения входящий поток не встречается с движущимся в гидроциклоне. Это способствует увеличению тангенциальной скорости потока в гидроциклоне и позволяет избежать вторичного перемешивания потока с газом.

В таблице 1 приведены результаты сравнительного расчета эффективности работы гидроциклона с направляющей спиралью на различных режимах. Расчетные значения выходного газосодержания для гидроциклона со спиралью оказались ниже, чем без нее.

Таким образом, направляющая спираль повышает эффективность сепарации. Наличие спирали приводит к увеличению тангенциальной скорости смеси в гидроциклоне. Воронка жидкости (при малом газосодержании) смещена вверх, имеет стабильную форму с более выраженной границей. Захвата газа потоком со дна воронки практически нет. На рис. 6 представлены характерные распределения фаз в поперечном сечении гидроциклона в двух случаях: а) без спирали и б) с направляющей спиралью. Расчет соответствует входному содержанию газа $\alpha_{\text{вх}} = 10\%$ и входной скорости потока $U = 3$ м/с.

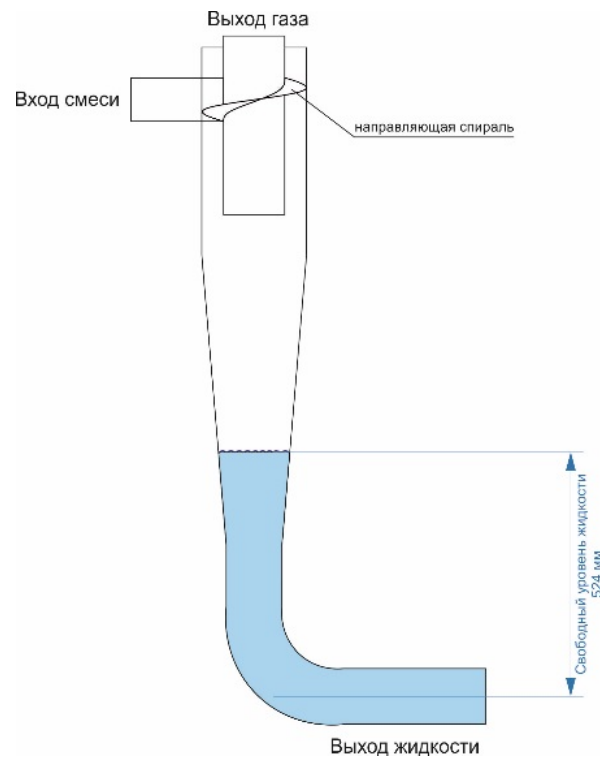


Рис. 5. Гидроциклон с направляющей спиралью

Fig. 5. Hydrocyclone with a directing spiral

Таблица 1
Сравнение эффективности гидроциклона со спиралью и без нее

Table 1
Comparison of the effectiveness of a hydrocyclone with and without a spiral

$\alpha_{\text{вх}}, \%$	$U, \text{ м/с}$	$\alpha_{\text{вых}}, \%$	
		Без спирали	Со спиралью
10	1	5,79	4,38
90	1	0,009	0,002
10	2	1,82	1,76
90	2	0,29	0,09
10	3	2,49	0,78
90	3	1,42	0,88

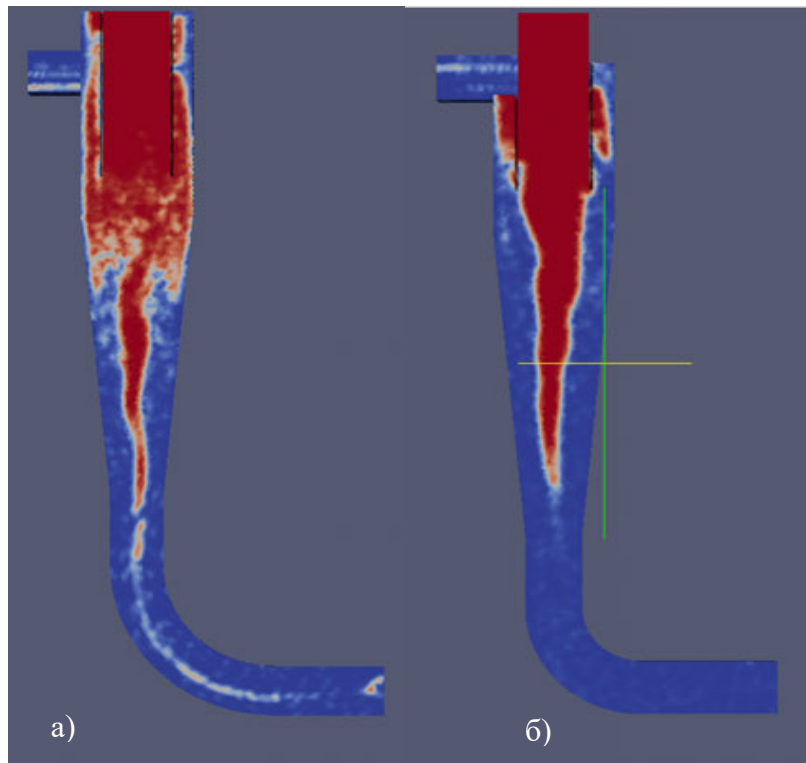


Рис. 6. Распределение фаз в поперечном сечении гидроциклона при скорости $U = 3$ м/с и входном содержании газа $\alpha_{\text{вх}} = 10\%$: а) гидроциклон без спирали; б) гидроциклон со спиралью

Fig. 6. Phase distribution in the cross section of a hydrocyclone at a speed of $U = 3$ m/s and inlet gas contents $\alpha_{\text{in}} = 10\%$: а) hydrocyclone without a directing spiral; б) hydrocyclone with a directing spiral

Заключение

Численное моделирование двухфазного потока «нефть — воздух» в центробежном сепараторе — гидроциклоне показало, что на всех режимах и при всех исследованных содержаниях газа происходит отделение газа от жидкости. Наиболее эффективно отделение газа происходит на больших скоростях потока при превалировании в потоке одной из фаз: малом либо очень большом содержании газа. Эффективность сепарации при среднем содержании газа (жидкости) не является монотонной функцией входного газосодержания и скорости. Причиной этого является изменчивость и неустойчивость формы границы между газом и жидкостью в нижней части гидроциклона и склонность к вспениванию жидкости потоками газа. Данное явление может быть существенно ослаблено за счет изменений конструкции гидроциклона установкой направляющей спирали.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Баранов Д. А. Расчет сепарационных процессов в гидроциклонах / Д. А. Баранов, А. М. Кутепов, М. Г. Лагуткин // ТОХТ. 1996. Том 30. № 2. С. 117-122.
2. Белов И. А. Моделирование турбулентных течений / И. А. Белов, С. А. Исаев. СПб.; Балт. гос. техн. ун-т, 2001. 108 с.
3. Иевлев В. М. Численное моделирование турбулентных течений / В. М. Иевлев. М.: Наука, 1990. 216 с.
4. Копысов С. П. Применение методов VOF и SPH для решения задач с развитой свободной поверхностью / С. П. Копысов, Л. Е. Тонков, А. А. Чернова // Изв. ИМИ УдГУ. 2015. № 2 (46). С. 76-84.
5. Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа / Л. Г. Лойцянский. М.: Наука, 1978. 736 с.
6. Матвиенко О. В. Численное исследование процесса дегазации в гидроциклонах / О. В. Матвиенко, М. В. Агафонцева // Вестник Томского государственного университета. Математика и механика. 2012. № 4 (20). С. 107-118.
7. Нигматулин Р. И. Динамика многофазных сред. Часть 1 / Р. И. Нигматулин. М.: Наука, 1987. 464 с.
8. Юн А. А. Теория и практика моделирования турбулентных течений / А. А. Юн. М.: URSS, 2009.
9. Hirt C. W. Volume of fluid (VOF) method for the dynamics of free boundaries / C. W. Hirt, B. D. Nichols // Journal of Computational Physics. 1981. Vol. 39. № 1. Pp. 201-225. DOI: 10.1016/0021-9991(81)90145-5
10. Issa R. I. Solution of the implicitly discretized fluid flow equations by operator-splitting / R. I. Issa // Journal of Computational Physics. 1986. Vol. 62. № 1. Pp. 40-65. DOI: 10.1016/0021-9991(86)90099-9

Artem I. VARAVVA¹
Vladimir E. VERSHININ²
Dmitry V. TRAPEZNIKOV³

UDC 621.928.37

NUMERICAL MODELING OF THE DEGASSING PROCESS OF A GAS-LIQUID MIXTURE IN HYDROCYCLONE*

- ¹ Chief Specialist, Gazprom Neft (Tyumen)
artevar@yandex.ru
- ² Senior Lecturer, Department of Physical Processes
and Systems Modeling, University of Tyumen
v.e.vershinin@utmn.ru
- ³ Mathematical Modeling Engineer,
Automation and Digital Modeling Department,
University of Tyumen
d.v.trapeznikov@utmn.ru

Abstract

Centrifugal separators — hydrocyclones — are widely used in many areas of the national economy to separate mixtures of substances of different densities. Hydrocyclones can be used for phase separation in oil, water and gas flow measurement units. The flow from the well is initially a three-phase mixture. The hydrocyclone separates the gas and liquid phases at the inlet of the measuring unit, which are then transferred to separate gas and liquid measurement units. Maintaining the accuracy of the phase flow measurement when using hydrocyclones in

* This research was supported by the Department of Investment Policy and State Support for Entrepreneurship of the Tyumen Region within the framework of the project on the Resolution of the Tyumen Region's Government No 105-p of 7 May 2007 according to the contract No 004-ID of 15 October 2018 "GMS Neftemash" together with the University of Tyumen.

Citation: Varavva A. I., Vershinin V. E., Trapeznikov D. V. 2019. "Numerical modeling of the degassing process of a gas-liquid mixture in hydrocyclone". Tyumen State University Herald. Physical and Mathematical Modeling. Oil, Gas, Energy, vol. 5, no 3, pp. 213-229.
DOI: 10.21684/2411-7978-2019-5-3-213-229

the measuring units requires high quality separation over a wide range of flow rates and phase contents. One of the directions of forecasting the characteristics of the separation process is based on the numerical solution of the equations of hydrodynamics of multiphase flows. Modern software of computational hydrodynamics allows to solve problems of such class in three-dimensional statement and thus to estimate efficiency of work of the device and its metrological characteristics.

This paper studies the processes of separation of gas-liquid mixture in hydrocyclone at different volume gas content and phase flow rates. The authors present a mathematical model with indication of the main assumptions and formulate the boundary conditions of the problem. Calculations were carried out on the open platform OpenFOAM with the use of interFoam solver. The results of numerical modeling have determined the basic structures of currents in the hydrocyclone. The influence of the initial gas content on the separation efficiency at different flow rates is investigated. The main reasons for the decrease in separation efficiency at low gas content values are revealed. In addition, the influence of the guiding elements on the separation process is considered.

Keywords

Hydrocyclone, gas separation, hydrodynamic simulation, numerical models, separation efficiency, OpenFoam, InterFoam.

DOI: 10.21684/2411-7978-2019-5-3-213-229

REFERENCES

1. Baranov D. A., Kutepov A. M., Lagutkin M. G. 1996. "Calculation of separation processes in hydrocyclones". TOHT, vol. 30, no 2, pp. 117-122. [In Russian]
2. Belov I. A., Isayev S. A. 2001. Modeling of Turbulent Currents. St. Petersburg; Baltic State Technical University. [In Russian]
3. Ievlev V. M. 1990. Numerical Modeling of Turbulent Currents. Moscow: Nauka. [In Russian]
4. Kopysov S. M., Tonkov L. E., Chernova A. A. 2015. "Application of VOF and SPH methods for solving problems with developed free surface". Izvestiya IMI UdGU, no 2 (46), pp. 76-84. [In Russian]
5. Loitsyanskii L. G. 1978. Mechanics of Liquid and Gas. Moscow: Nauka. [In Russian]
6. Matvienko O. V., Agafontseva M. V. 2012. "Numerical research of degassing process in hydrocyclones". Tomsk State University Journal of Mathematics and Mechanics, no 4 (20), pp. 107-118. [In Russian]
7. Nigmatulin R. I. 1987. Dynamics of Multiphase Media. Vol. 1. Moscow: Nauka. [In Russian]
8. Yun A. A. 2009. Theory and Practice of the Turbulent Currents Modeling. Moscow: URSS. [In Russian]
9. Hirt C. W., Nichols B. D. 1981. "Volume of fluid (VOF) method for the dynamics of free boundaries". Journal of Computational Physics, vol. 39, no 1, pp. 201-225. DOI: 10.1016/0021-9991(81)90145-5
10. Issa R. I. 1986. "Solution of the implicitly discretised fluid flow equations by operator-splitting". Journal of Computational Physics, vol. 62, no 1, pp. 40-65. DOI: 10.1016/0021-9991(86)90099-9