

К ТЕОРИИ ПРОЦЕССА ВЫМЫВАНИЯ ГАЗА ИЗ ГИДРАТА В РЕАКТОРЕ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

В. Ш. Шагапов¹, А. С. Чиглинцева², Г. А. Кунсбаева³

¹ *Институт механики Уфимского научного центра РАН, Уфа*

² *Бирский филиал Башкирского государственного университета, Бирск*

³ *Сибайский филиал Башкирского государственного университета, Сибай*

Поступила в редакцию 17.11.2014 г.

Аннотация: в работе предложена теоретическая модель для процесса вымывания газа из состава гидрата теплой водой в вертикальном трубчатом реакторе непрерывного действия. Установлено, что при изменении начальной температуры закачиваемой воды от 300 К до 320 К высота реактора уменьшается более чем на 20%. Показано, что уменьшение массового расхода гидрата от 120 до 80 кг/с при одной и той же начальной температуре теплоносителя позволяет снизить высоту реактора на 20%. Так же установлено, что уменьшение радиуса частиц гидрата в 5 раз, высота реактора сокращается более чем в 10 раз, а увеличение радиуса реактора от 1 м до 3 м его высота уменьшается примерно на 80%. Показано, что размеры установки уменьшились с 15 м до 0.15 м при увеличении радиуса реактора и уменьшении начального радиуса частиц гидрата в 5 раз.

Ключевые слова: гидрат, теплоноситель, реактор, массовый расход, математическая модель производства газа и воды, процесс вымывания газа, газожидкостная смесь, интегралы масс и энергии, равновесная температура, интенсивность разложения гидрата, метод Рунге-Кутты второго порядка.

THEORETICAL MODELLING OF THE REACTOR FOR PROCESS OF WASHOUT THE GAZ FROM HYDRATE

V. S. Shagapov, A. S. Chiglintseva, G. A. Kunsbaeva

Abstract: the paper proposed a theoretical model for the process of leaching gas from the hydrate in warm water in a vertical tubular reactor of a continuous action. Found that if you change the initial temperature of the injected water from 300 K To 320 K, the height of the reactor is reduced by more than 20%. It is shown that the decrease in mass flow rate of the hydrate from 120 to 80 kg/s at the same initial temperature of the coolant reduces the height of the reactors by 20%. It was found that the decrease of the radius of the particles hydrate in 5 times the height of the reactor is reduced by more than 10 times, and the increase of the radius of the reactor from 1 m to 3 m height is reduced by about 80%. It is shown that plant size has decreased from 15 m to 0.15 m with increase in the radius of the reactor and the reduction of the initial particle radius of hydrate in 5 times.

Keywords: hydrate, heat transfer, reactor, mass flow, the mathematical model of the production of gas and water, the process of washing the gas-liquid mixture, the integrals of mass and energy, the equilibrium temperature, the intensity of the hydrate decomposition, Runge-Kutta method of second order.

ВВЕДЕНИЕ

Гидраты природного газа представляют собой уникальное сырьё не только для получения легких углеводородных источников энергии, но и также для получения экологически чистой пресной воды. Причем запасы такой системы в природе практически неисчерпаемы. При этом только потенциальные запасы метана в газогидратах оцениваются специалистами до $2 \times 10^{16} \text{ м}^3$ [1]–[3]. Поэтому, большой интерес в будущем представляет создание способов добычи газогидратов и их переработки, с целью получения газа и пресной воды.

Согласно экспериментальным работам [4]–[6], посвященных определению скорости разложения гидрата в присутствии ингибитора в реакторе, скорость и время разложения гидрата зависит от типа ингибитора и термодинамических условий.

Целью данной работы является построение простой теоретической модели для процесса вымывания газа из состава гидрата теплой водой в вертикальном трубчатом реакторе непрерывного действия.

ОПИСАНИЕ МОДЕЛИ

Согласно предполагаемой схеме, реактор сверху постоянно загружается гидратом и подается теплая вода некоторым постоянным расходом (рис. 1). Продукты разложения самотеком удаляются из реактора.

Ось z направим по оси трубчатого канала вертикально вниз. Полагаем, что все основные параметры течения трехфазной системы, состоящей из частиц гидрата, воды и газа однородны по сечению канала [7]. Дроблением частиц гидрата, опускающихся со скоростью v_h , будем пренебрегать. Тогда уравнение сохранения их числа запишется как

$$\frac{d(Sn_h v_h)}{dz} = 0, \quad S = \pi R^2. \quad (1)$$

Здесь и далее нижние индексы h, w, g относятся к параметрам гидрата, воды и газа, n_h число частиц гидрата в единицах объема, R и S – радиус и площадь сечения реактора.

Уравнения сохранения масс гидрата ($i = h$), воды ($i = w$) и газа ($i = g$) имеют вид:

$$\frac{dm_h}{dz} = -J_h, \quad \frac{dm_w}{dz} = J_w, \quad \frac{dm_g}{dz} = -J_g. \quad (2)$$

$$m_h = S\alpha_h\rho_h^0v_h, \quad m_w = S\alpha_w\rho_w^0v_w, \quad m_g = S\alpha_g\rho_g^0v_g.$$

где $m_i, \rho_i^0, \alpha_i, v_i$ ($i = h, w, g$) – массовые расходы, истинные плотности, объемные концентрации и скорости фаз; J_h, J_w, J_g – интенсивности разложения гидрата, образования воды и газа (за счет разложения гидрата) отнесенные на единицу длины реактора.

Газогидрат является клатратным соединением с массовым содержанием газа G . Поэтому интенсивности разложения гидрата и образования воды и газа связаны как:

$$J_w = (1 - G) J_h, \quad J_g = G J_h. \quad (3)$$

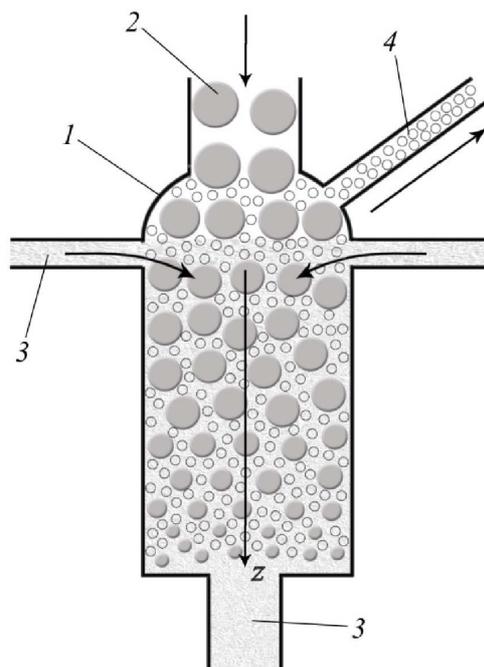


Рис. 1. Технологическая схема.
1 – реактор, 2 – гидрат, 3 – вода, 4 – газ.

Учитывая (3), уравнение (2) допускает следующие интегралы масс

$$m_h + m_w - m_g = c, \quad (1 - G) m_h + m_w = c_w, \quad G m_h - m_g = c_g. \quad (4)$$

Здесь c, c_w, c_g – постоянные, определяемые из условий на входе и на выходе из реактора. Нетрудно видеть, что один из интегралов в (3) является зависимым и причем $c = c_w + c_g$.

При записи уравнений теплового баланса потерями тепла через стенки реактора будем пренебрегать, кроме того, будем считать, что температура воды и газа совпадают ($T_g = T_w$). Тогда можем записать следующие уравнения сохранения энергии гидрата и газожидкостной смеси

$$\frac{d(m_h c_h T_h)}{dz} = Q_{\sigma h} - J_h c_h T_{\sigma}, \quad \frac{d}{dz}(m_w c_w + m_g c_g) T_w = -Q_{w\sigma} + (J_w c_w - J_g c_g) T_{\sigma}. \quad (5)$$

Здесь T_{σ} – температура на поверхности частицы гидрата; $Q_{w\sigma}$ и $Q_{\sigma h}$ – тепловые потоки от жидкости к поверхности гидрата и от этой поверхности к гидрату, отнесенные к единице длины реактора. Тепловые потоки, в свою очередь, должны удовлетворить условиям теплового баланса с учетом затрат на фазовые переходы

$$Q_{w\sigma} - Q_{\sigma h} = J_h l_h. \quad (6)$$

где l_h – удельная теплота разложения, отнесенная на единицу массы гидрата

Приведенные уравнения необходимо дополнить следующими кинематическими соотношениями

$$\alpha_h + \alpha_w + \alpha_g = 1, \quad \alpha_h = \frac{4}{3} \pi a_h^3 n_h. \quad (7)$$

где a_h – радиус частиц гидрата. Для объемного содержания гидрата примем, что он равен величине объемного содержания для плотной засыпки сферических частиц. Тогда будем иметь $\alpha_h = 0.64$ [8].

Перепадом давления в реакторе по высоте будем пренебрегать. Плотности гидрата и воды постоянны, а газ калорически совершенен:

$$p = \rho_g^0 R_g T_g.$$

Интенсивности теплообмена, отнесенные к единице длины реактора, представим как:

$$Q_{w\sigma} = S n_h q_{w\sigma}, \quad Q_{\sigma h} = S n_h q_{\sigma h}. \quad (8)$$

где $q_{w\sigma}, q_{\sigma h}$ – интенсивности тепломассообмена, отнесенные к одной частице гидрата, которые в свою очередь записываются в виде:

$$\begin{aligned} q_{w\sigma} &= 2\pi a_h \beta_w^{(T)} (T_w - T_{\sigma}), \quad q_{\sigma h} = 2\pi a_h \beta_h^{(T)} (T_{\sigma} - T_h), \\ \beta_w^{(T)} &= \lambda_w Nu_w, \quad \beta_h^{(T)} = \lambda_h Nu_h, \\ Nu_w &= 2 + 0.65 \sqrt{Pe_{wh}}, \quad Nu_h = 10, \quad Pe_{wh} = \frac{2a_h(v_w - v_h)}{\chi_w}, \quad \chi_w = \frac{\lambda_w}{\rho_w c_w}. \end{aligned} \quad (9)$$

Здесь β, λ, χ – коэффициенты теплопереноса, теплопроводности, температуропроводности, Nu и Pe – числа Нуссельта и Пекле.

Аналогично предыдущему, скорость разложения гидрата представим в виде

$$J_h = S n_h j_h. \quad (10)$$

Здесь j_h – интенсивность разложения, отнесенная к одной частице. В общем случае, по аналогии с формулой Герца-Кнудцена [8] для неравновесных фазовых переходов для жидкостей, а

также топочимическими реакциями твердых тел интенсивность разложения гидрата примем в виде [9]:

$$j_h = 2\pi a_h \beta_h^{(m)} (T_\sigma - T_s(p)), \quad \beta_h^{(m)} = \beta_{h0} \exp(-E/RT), \quad (11)$$

где $T_s(p)$ – равновесная температура фазовых переходов гидрата при значении давления p , $\beta_h^{(m)}$ – эмпирический параметр.

Скорость газовой фазы представим как

$$v_g = v_w - v_{gw}, \quad (12)$$

где v_{gw} – скорость миграции газовой фазы относительно жидкости.

Таким образом, представленная выше математическая модель позволяет рассчитывать производство газа и воды при заданной интенсивности загрузки реактора гидратом и теплой водой. Для его функционирования необходимо обеспечить во всем его объеме условия разложения гидрата. Таким условием является величина температуры воды T_w , контактирующей с гидратом, которая должна быть выше равновесной температуры $T_s(p)$ для данного значения давления в реакторе p .

Представляется, что наибольший практический интерес представляет случай, когда изначально попадает в реактор с температурой T_{h0} превышающей равновесную температуру фазовых переходов $T_s(p)$ для значения давления в реакторе ($T_{h0} > T_s(p)$). Поэтому, для такой ситуации естественно предположить, что все тепло, отбираемое гидратом от воды, уходит в основном на затраты, связанные с теплотой фазовых переходов. В соответствии с этим в дальнейшем будем считать, что температура гидрата в реакторе не меняется ($T_h = T_{h0}$) и, кроме того, температура на поверхности частицы гидрата равна средней температуре гидрата ($T_\sigma = T_h$). Тогда, в соответствии с (5) интенсивность разложения гидрата будет полностью определяться из условия теплового баланса как:

$$J_h = \frac{Q_{w\sigma}}{l_h} \text{ или } j_h = \frac{q_{w\sigma}}{l_h}. \quad (13)$$

Пусть реактор загружается гидратом и водой с интенсивностью m_{h0} и m_{w0} , имеющих температуры $T_h = T_{h0}$ и $T_w = T_{w0}$. Следовательно, на входе ($z = 0$) и на выходе ($z = z_e$) реактора можем записать следующие граничные условия:

$$m_h = m_{h0}, \quad T_h = T_{h0}, \quad m_w = m_{w0}, \quad T_w = T_{w0} \quad (z = 0) \text{ и } m_w = m_{we}, \quad T_w = T_{we} \quad (z = z_e). \quad (14)$$

При прохождении гидрата через реактор происходит полное разложение. Поэтому для массовых расходов гидрата m_{he} , а также газа m_{ge} при $z = z_e$ имеет место $m_{he} = m_{ge} = 0$. Тогда, на основе интегралов масс (4) можем записать

$$m_g = Gm_h, \quad m_w = (1 - G)(m_{h0} - m_h) + m_{w0}. \quad (15)$$

Кроме того, на основе второго уравнения из (4) с учетом (12)–(14), а также полагая $T_\sigma = T_h$, получим интеграл энергии:

$$\begin{aligned} (m_{w0} + (1 - G)m_{h0})c_w T_w + m_h((c_g G - c_w(1 - G))(T_w - T_h) - l_h) = \\ = (m_{w0} + (1 - G)m_{h0})c_w T_{w0} + m_{h0}((c_g G - c_w(1 - G))(T_{w0} - T_h) - l_h). \end{aligned} \quad (16)$$

Выражение (16) позволяет однозначно определить текущую температуру воды T_w через текущий массовый расход гидрата m_h . Из (9) следует, что величина минимального расхода воды $m_{w0}^{(m)}$, обеспечивающего полное разложение гидрата в реакторе, определяется из формулы

$$m_{w0}^{(m)} = \frac{m_{h0} l_h}{c_w (T_{w0} - T_h)}.$$

Выше принятые допущения и интегралы (14) и (15) позволяют свести задачу о структуре течения в реакторе к одному дифференциальному уравнению для m_h :

$$\frac{dm_h}{dz} = -\frac{Q_{w\sigma}}{l}.$$

При этом, входящие в выражения для Q_{wh} из (8) и (9) все параметры (n_h , a_h , v_h , v_w , T_w) могут быть выражены через m_h . Поскольку объемное содержание гидрата α_h считается постоянной, скорость опускания частиц гидрата определяется из выражения:

$$v_h = \frac{m_h}{S\alpha_h\rho_h^0}.$$

Текущее значение числа частиц n_h определяется на основе интеграла уравнения (1) как:

$$n_h = \frac{S_0 n_{h0} v_{h0}}{S v_h}.$$

Здесь S_0 – площадь поперечного сечения при $z = 0$. Скорость и число частиц для этого сечения в свою очередь, определяются из:

$$v_{h0} = \frac{m_{h0}}{S_0\alpha_h\rho_h^0}, \quad n_{h0} = 3\alpha_h/4\pi a_{h0}^3.$$

где a_{h0} – исходные радиусы частиц гидрата.

Для определения скорости воды запишем выражения, следующие из (2) с учетом (11)

$$\frac{m_w}{\rho_w^0 v_w} + \frac{m_g}{\rho_g^0 (v_w - v_{gw})} = (1 - \alpha_h)S. \quad (17)$$

Разрешая выражение (17) относительно v_w , имеем

$$v_w = (\sqrt{D} - B)/2A.$$

$$A = S\rho_w^0\rho_g^0(1 - \alpha_h), \quad B = -Av_{gw} - m_w\rho_g^0 - m_g\rho_w^0,$$

$$C = m_w\rho_w^0 v_{gw}, \quad D = B^2 + 2AC.$$

Текущие значения m_w и m_g в (16) определяются из (14).

Переменный радиус частиц гидрата a_h определяем из кинематической формулы

$$a_h = \left(\alpha_h / \frac{4}{3}\pi n_h \right)^{1/3}.$$

ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

Для параметров, определяющих теплофизические свойства гидрата, воды и газа были приняты следующие значения: $\rho_h = 910$ кг/м³, $l_h = 5 \times 10^5$ Дж/кг, $\rho_w = 1000$ кг/м³, $\lambda_w = 0.58$ Дж/(м с К), $c_w = 4200$ Дж/(кг К), $\lambda_g = 0.03$ Дж/(м с К), $R_g = 520$ Дж/(кг К), $G = 0.12$.

Для начальных параметров, определяющих геометрию и режим работы реактора, принимались следующие численные величины: $R = 1$ м, $m_{h0} = 100$ кг/с, $T_{w0} = 300$ К, $T_h = 277$ К, $p = 3 \times 10^6$ Па. Значение расхода теплой воды на входе ($m_{w0} = 517$ кг/с) реактора принималось на основе формулы (16). Отметим, что данное значение соответствует минимальному значению расхода теплой воды, обеспечивающего в энергетическом плане полное разложение гидрата при задании m_{h0} , T_{h0} и T_{w0} .

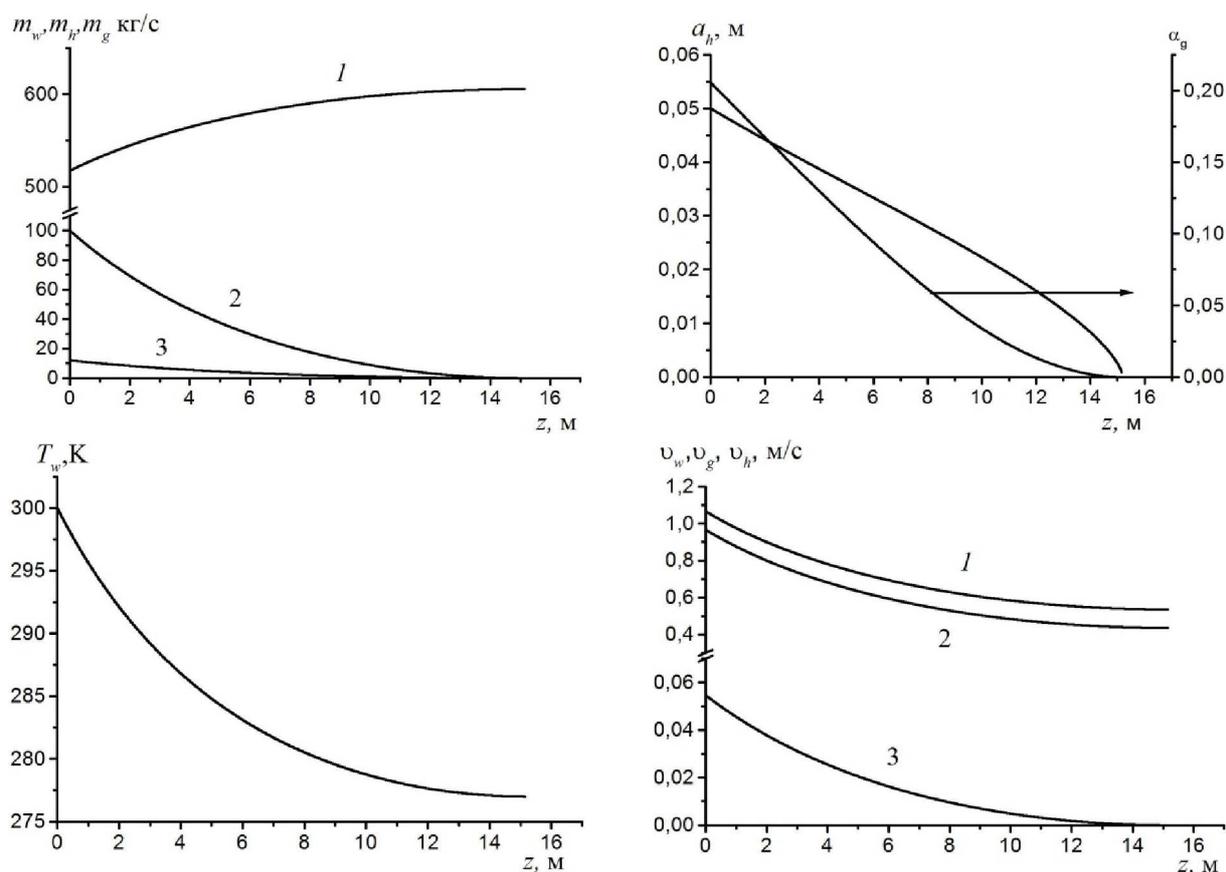


Рис. 2. Распределения (а) массовых расходов: 1 – воды, 2 – гидрата, 3 – газа; (б) объемного газосодержания и радиуса частиц гидрата; (с) температуры воды; (д) скоростей частиц: 1 – воды, 2 – газа, 3 – гидрата вдоль реактора.

При задании величины скорости миграции газа относительно жидкости ориентировались на результаты работы [10] и при расчетах использовали значение $v_{gw} = 0.1$ м/с.

На рис. 2 представлены результаты расчетов для распределения массовых расходов и скоростей фаз, а также температуры воды, радиуса частиц гидрата и объемного содержания газа вдоль реактора.

Установлено, что при заданной производительности и радиуса высота реактора должна быть не менее чем $z_e = 15$ м. Видно, что объемное содержание воды в реакторе не опускается ниже значения $\alpha_w = 0.2$.

Следовательно, по всей длине реактора процесс разложение гидратных частиц происходит в основном из-за контакта их поверхности с водяной фазой. При этом перепад давления в реакторе мал и составляет порядка 1 % от значения давления, которое реализуется в реакторе. Таким образом, выше принятая схема для данных расчетов вполне оправдана.

По данной теоретической модели был проведен анализ влияния начальной температуры теплоносителя подаваемого в реактор, а также массового расхода гидрата, радиуса частиц гидрата и радиуса реактора на высоту установки с целью выявления наиболее благоприятных режимов ее работы.

Результаты расчетов показали, что повышение температуры подаваемой в реактор теплой воды приводит к уменьшению его высоты, этот эффект иллюстрируется на рис. 3, из которого видно, что при изменении начальной температуры закачиваемой воды от 300 К до 320 К высота реактора уменьшается более чем на 20%. В частности, при заданной интенсивности загрузки гидратом реактора решение задачи сводится к определению минимального массово-

го расхода воды, необходимого для полного разложения гидрата. Поэтому согласно формуле (16) повышение начальной температуры закачиваемой воды с одной стороны приводит к уменьшению массового расхода воды, а с другой – к увеличению интенсивности разложения гидрата в реакторе. Этот последний фактор доминирует и способствует значительному со-

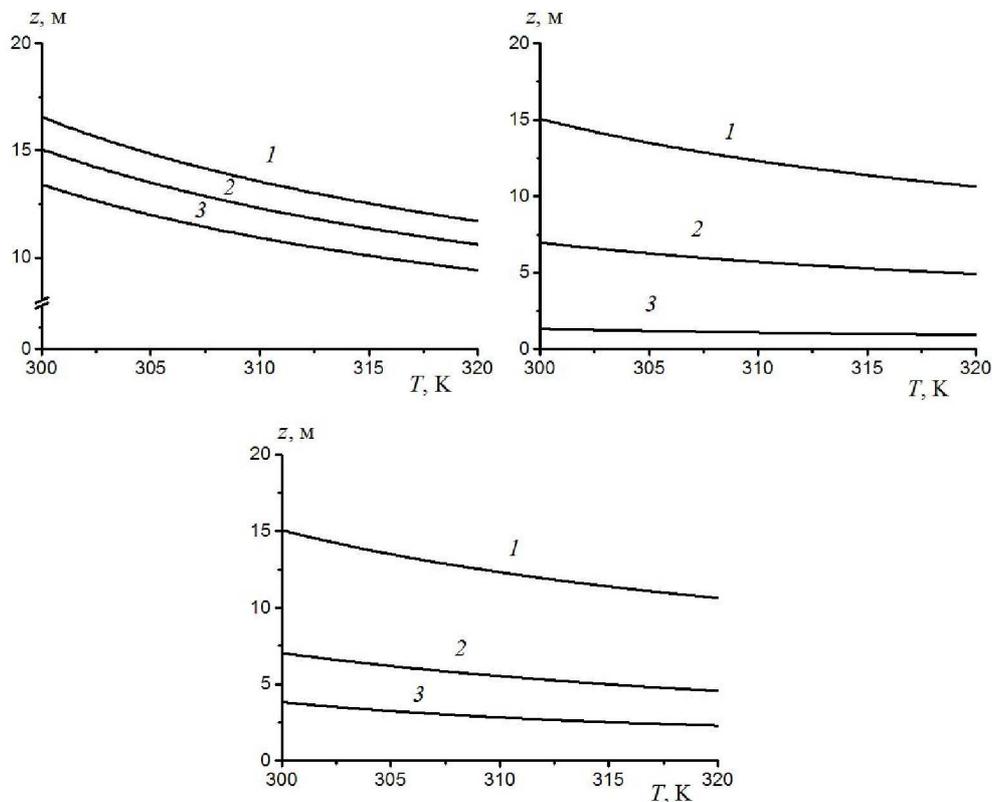


Рис. 3. Зависимость высоты реактора от температуры воды в реакторе при различных значениях массового расхода гидрата (а). Линии 1, 2, 3 – $m_{h0} = 120, 100, 80$ кг/с; начального радиуса гидратных частиц (б). Линии 1, 2, 3 – $a_{h0} = 0.05, 0.03, 0.01$ м; радиуса реактора (с). Линии 1, 2, 3 – $R = 1, 2, 3$ м.

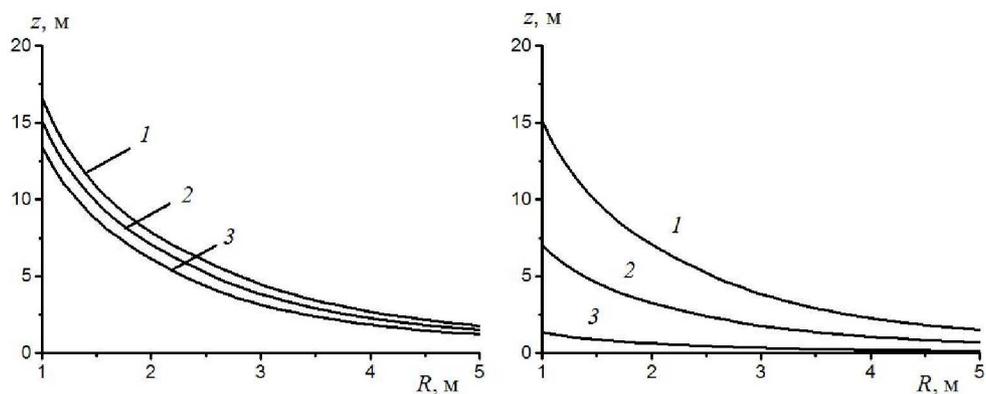


Рис. 4. Высота реактора в зависимости от радиуса реактора при различных значениях: массового расхода гидрата (а). Линии 1, 2, 3 – $m_{h0} = 120, 100, 80$ кг/с; начального радиуса гидратных частиц (б). Линии 1, 2, 3 – $a_{h0} = 0.05, 0.03, 0.01$ м.

крашению размеров реактора. В частности уменьшение массового расхода гидрата от 120 до 80 кг/с при одной и той же начальной температуре теплоносителя позволяет снизить высоту реакторы на 20%, что иллюстрировано на рис. 3 (а). Из рис. 3 (b) видно, что при уменьшении радиуса частиц гидрата в 5 раз, высота реактора сокращается более чем в 10 раз. Это обстоятельство связано с увеличением числа частиц гидрата в единице объема реактора, что в свою очередь приводит к увеличению удельной межфазной площади контакта теплоносителя с гидратом, и как следствие ведет к росту утилизации тепла на процесс разложения гидрата. На рис 3 (с) показана зависимость высоты реактора от начальной температуры теплоносителя при различных значениях радиуса реактора. Установлено, что увеличение радиуса реактора от 1 м до 3 м его высота уменьшается примерно на 80%.

Результаты расчетов показали достаточно сильную зависимость высоты реактора от его радиуса, которая показана на рис. 4 при различных значениях массового расхода гидрата и начальных радиусов частиц гидрата. Нетрудно заметить, что размеры установки уменьшились с 15 м до 0.15 м при увеличении радиуса реактора и уменьшении начального радиуса частиц гидрата в 5 раз. Это обстоятельство связано с увеличением интенсивности теплообмена между теплоносителем и частицами гидрата, что в свою очередь приводит к уменьшению времени пребывания гидрата в реакторе и соответственно его высоты.

Рис. 5 иллюстрирует влияние начальных размеров частиц гидрата на высоту реактора при различных значениях массового расхода гидрата. Видно, что с ростом размеров дисперсных гидратных частиц можно наблюдать более высокий, чем линейный закон увеличения высоты реактора. Это, связано с нелинейным законом межфазной теплопередачи от текущего радиуса гидратных частиц.

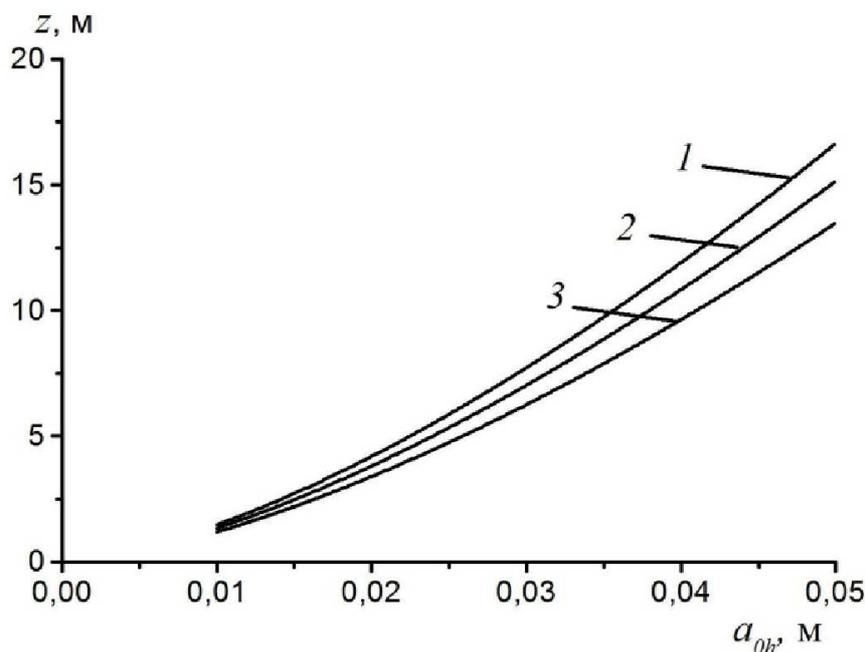


Рис. 5. Иллюстрация влияния начальных размеров частиц гидрата на высоту реактора при различных значениях массового расхода гидрата. Линии 1, 2, 3 – $m_{h0} = 120, 100, 80$ кг/с.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В работе исследована возможность вымывания газа из гидратных валунов. Построена соответствующая технологическая схема и описана модель реактора для процесса разложения

гидрата с целью получения газа и пресной воды. Установлены оптимальные режимы работы и минимальные размеры реактора с точки зрения энергетических затрат в зависимости от исходных параметров.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- [1] Makogon Y.F. Natural gas hydrates – A promising source of energy / Y.F. Makogon // J. of Natural Gas Sci. and Eng. – 2010. – № 2. – P. 49–56.
- [2] Water transfer characteristics during methane hydrate formation processes in layered media / Peng Zhang, Qingbai Wu, Yibin Pu, Yousheng Deng // Energies. – 2011. – Vol. 4. – P. 1129–1132.
- [3] Experimental simulation of the exploitation of natural gas hydrate / Bei Liu, Qing Yuan, Ke-Hua Su et al // Energies. – 2012. – Vol. 5. – P. 466–470.
- [4] Natural Gas Hydrate Formation and Decomposition in the Presence of Kinetic Inhibitors. 2. Stirred Reactor Experiments / N. Daraboina, P. Linga, J. Ripmeester, V.K. Walker, P. Englezos // Energy & Fuels. – 2011; 25(10): 4384–4391.
- [5] Clarke M.A. Measuring and modelling the rate of decomposition of gas hydrates formed from mixtures of methane and ethane / M.A. Clarke, P.R. Bishnoi // Chemical Engineering Science. – 2001. – Vol. 56, Iss. 16. – P. 4715–4724.
- [6] Farshad V. Modeling of Methane Hydrate Decomposition by Using Chemical Affinity / V. Farshad, A. Zohreh // Iran. J. Chem. Chem. Eng. – 2010. – Vol. 29, No. 1. – P. 125–131.
- [7] К расчету обжига известняка в коксовой печи / В.Ш. Шагапов, М.В. Буркин, А.В. Воронин, А.А. Шатов // Теорет. основы хим. технологии. – 2004. – Т. 38, № 4. – С. 467–470.
- [8] Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. Т. 1 / Р.И. Нигматулин. – М.: Наука, 1987. – 464 с.
- [9] Физическая химия: Учеб. для хим. спец. вузов / Под ред. Стромберга А.Г. – М.: Высшая школа, 2001. – 480 с.
- [10] Покусаев Б.Г. Процессы переноса в многофазной среде / Б.Г.Покусаев // Теорет. основы хим. технологии. – 2007. – Т. 41, № 1. – С. 35–38.

REFERENCES

- [1] Makogon Y.F. Natural gas hydrates – A promising source of energy. J. of Natural Gas Sci. and Eng., 2010, no. 2, pp. 49–56.
- [2] Peng Zhang, Qingbai Wu, Yibin Pu, Yousheng Deng, Water transfer characteristics during methane hydrate formation processes in layered media. Energies, 2011, vol. 4, pp. 1129–1132.
- [3] Bei Liu, Qing Yuan, Ke-Hua Su et al. Experimental simulation of the exploitation of natural gas hydrate. Energies, 2012, vol. 5, pp. 466–470.
- [4] Daraboina N., Linga P., Ripmeester J., Walker V.K., Englezos P. Natural Gas Hydrate Formation and Decomposition in the Presence of Kinetic Inhibitors. 2. Stirred Reactor Experiments. Energy & Fuels, 2011, 25(10):4384-4391.
- [5] Clarke M.A., Bishnoi P.R. Measuring and modelling the rate of decomposition of gas hydrates formed from mixtures of methane and ethane. Chemical Engineering Science, 2001, vol. 56, iss. 16, pp. 4715–4724.
- [6] Farshad V., Zohreh A. Modeling of Methane Hydrate Decomposition by Using Chemical Affinity. Iran. J. Chem. Chem. Eng., 2010, vol. 29, no. 1, pp. 125–131.
- [7] Shagapov V.S., Burkina M.V., Voronin A.V., Shatov A.A. On the calculation of burning limestone in the coke oven. [Shagapov V.Sh., Burkin M.V., Voronin A.V., Shatov A.A. К расчету обжига известняка в коксовой печи]. *Teoreticheskie osnovy khimicheskoy tekhnologii – Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 2004, vol. 38, no. 4, pp. 467–470.

[8] Nigmatulin R.I. Dynamics of Multiphase Media. Vol.1. [Nigmatulin R.I. Dinamika mnogofaznyx sred. T. 1]. Moscow: Nauka, 1987 464 p.

[9] Physical chemistry: Proc. for the chemical. spec. Universities. Ed. Stromberg A.G.. [Fizicheskaya ximiya: Ucheb. dlya xim. spec. vuzov. Pod red. Stromberga A.G.]. Moscow: Higher School, 2001, 480p.

[10] Pokusaev B.G. Transport processes in multiphase medium. [Pokusaev B.G. Processy perenosa v mnogofaznoj srede]. *Teoreticheskie osnovy ximicheskoy tekhnologii — Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 2007, vol. 41, no. 1, pp. 35–38.

Шагапов Владислав Шайхулаязамович, доктор физико-математических наук, профессор, ведущий научный сотрудник Института механики Уфимского научного центра РАН, г. Уфа, Республики Башкортостан РФ

E-mail: Shagapov@rambler.ru

Тел.: (34784)34963

Shagapov Vladislav Shayhulagzamovich, Doctor of Physical and Mathematical Sciences, Professor, Senior Research Fellow, Institute of Mechanics, Ufa Scientific Center, Russian Academy of Sciences, Ufa, Bashkortostan Republic of the Russian Federation

E-mail: Shagapov@rambler.ru

Тел.: (34784)34963

Чиглинцева Ангелина Сергеевна, кандидат физико-математических наук, доцент кафедры высшей математики Бирского филиала Башкирского государственного университета, г. Бирск, Республики Башкортостан РФ

E-mail: changelina@rambler.ru

Тел.: (34784)43230

Chiglintseva Angelina S., Candidate of Physical and Mathematical Sciences, Associate Professor of the Department of Higher Mathematics Birsk branch of the Bashkir State University, Birsk, the Republic of Bashkortostan of the Russian Federation

E-mail: changelina@rambler.ru

Тел.: (34784)43230

Кунсбаева Гульназ Абдулхаковна, старший преподаватель кафедры прикладной математики и информационных технологий, Сибайского института (филиала) Башкирского государственного университета, г. Сибай, Республики Башкортостан РФ

E-mail: kun_gulnaz@mail.ru

Тел.: 8-961-365-56-11

Kunsbaeva Gulnaz Abdulkhakovna, Senior Lecturer, Department of Applied Mathematics and Information Technology, Sibai Institute (branch) of the Bashkir State University, Sibai, the Republic of Bashkortostan of the Russian Federation

E-mail: kun_gulnaz@mail.ru

Тел.: 8-961-365-56-11