

УДК 66.011

DOI: [10.26102/2310-6018/2022.36.1.024](https://doi.org/10.26102/2310-6018/2022.36.1.024)

Математическое моделирование процесса получения водорода из продуктов парового риформинга природного газа

М.Х.Х. Альруйшид, С.А. Скворцов, А.А. Ишин, Б.С. Дмитриевский,
А.А. Терехова✉

*Тамбовский государственный технический университет,
Тамбов, Российская Федерация
terehova.aa@mail.tstu.ru✉*

Резюме: В настоящее время проблемы декарбонизации экономики и перехода на возобновляемые источники энергии становятся все более актуальными. К числу декарбонизированных газов, применение которых считается наиболее перспективным, относится, прежде всего, водород, который рассматривается не только как энергоноситель, но и как средство хранения избыточной энергии, вырабатываемой возобновляемыми источниками. Наиболее проработанной сегодня технологией получения водорода считается паровой риформинг метана, на выходе которого получают газовый поток с высоким содержанием водорода. Для извлечения водорода из продукционного газа парового риформинга широко применяются адсорбционные газоразделительные системы. Большую роль при проектировании адсорбционных газоразделительных установок играет математическое моделирование. С помощью математической модели рассматриваемого процесса может быть проведена оптимизация и синтез систем управления. В работе предложена математическая модель технологического процесса извлечения водорода методом безнагревной газовой адсорбции с помощью 6-адсорберной газоразделительной установки. Для численного решения уравнений математической модели использовался метод прямых, позволяющий перейти от уравнений в частных производных к системе обыкновенных дифференциальных уравнений. Интегрирование полученной системы уравнений проводилось с помощью метода Рунге-Кутты четвертого порядка с автоматическим выбором шага. Представлены результаты численных имитационных расчетов динамических режимов работы установки. Сделан вывод о возможности использования предложенной математической модели адсорбционного процесса газового разделения для решения задач численных имитационных исследований, оптимизации и синтеза систем управления.

Ключевые слова: адсорбент, адсорбер, адсорбция, активный уголь, регенерация, цеолит.

Для цитирования: Альруйшид М.Х.Х., Скворцов С.А., Ишин А.А., Дмитриевский Б.С., Терехова А.А. Математическое моделирование процесса получения водорода. *Моделирование, оптимизация и информационные технологии*. 2022;10(1). Доступно по: <https://moitvvt.ru/ru/journal/pdf?id=1103> DOI: 10.26102/2310-6018/2022.36.1.024

Mathematical modeling of hydrogen extraction process from the natural gas steam reforming products

М.Н.Н. Alruyshid, S.A. Skvortsov, A.A. Ishin, B.S. Dmitrievsky,
A.A. Terekhova✉

*Tambov State Technical University,
Tambov, Russian Federation
terehova.aa@mail.tstu.ru✉*

Abstract: Nowadays, the problems of the economy decarbonization and the transition to renewable energy sources are becoming more relevant. Hydrogen, above all, is among the decarbonated gases, the use of which is considered the most promising. It is regarded not only as an energy carrier but also as a means of storing excess energy, produced by renewable sources. The steam methane reforming, at the outlet of which a hydrogen-enriched gas stream is obtained, is deemed to be the most well-developed scheme. Adsorptive gas separation systems are widely used to extract hydrogen from the steam reforming gas. Mathematical modeling plays an important role in the design of adsorption gas separation plants. Optimization and control systems synthesis can be carried out with the help of a mathematical model for the process under review. The article proposes a mathematical model for the hydrogen extraction technological process by the pressure swing adsorption method employing a 6-beds gas separation unit. For the numerical solution of the mathematical model equations, the method of lines was applied, which converts partial differential equations to a system of ordinary differential equations. The integration of resulting equations system was undertaken with the aid of the Runge-Kutta method with automatic step selection. The results of numerical simulation calculations of the system dynamic operating modes are given. It is concluded that the proposed mathematical model for the adsorption process of gas separation is allowed for solving the problems of numerical simulation studies, optimization and control systems synthesis.

Keywords: adsorbent, adsorber, adsorption, activated carbon, regeneration, zeolite.

For citation: Alruyshid M.H.H., Skvortsov S.A., Ishin A.A., Dmitrievsky B.S., Terekhova A.A. Mathematical modeling of hydrogen extraction process from the natural gas steam reforming products. *Modeling, Optimization and Information Technology*. 2022;10(1). Available from: <https://moitvivr.ru/ru/journal/pdf?id=1103> DOI: 10.26102/2310-6018/2022.36.1.024 (In Russ.).

Введение

В настоящее время все более актуальными становятся проблемы декарбонизации экономики и перехода на возобновляемые источники энергии и декарбонизированные газы. В первую очередь к таким газам относится водород, рассматриваемый и как энергоноситель, и как средство накопления избыточной энергии, вырабатываемой возобновляемыми источниками. В настоящее время существуют три основных технологических схемы производства водорода, находящиеся на разных этапах развития: электролиз воды; получение водорода из метана без доступа кислорода (пиролиз и пр.) и паровой риформинг метана (MSR), представляющий наиболее проработанную технологию получения водорода. Для получения концентрированного водорода из водородсодержащего продукционного газа парового риформинга широкое применение нашли адсорбционные газоразделительные установки. До внедрения адсорбционных систем в промышленности использовалась технология низкотемпературной ректификации, требующей значительных капитальных вложений. Разработка адсорбционных методов позволила значительно сократить затраты на очистку газов, предложив принципиально новый подход в технологии газового разделения.

Особое место при проектировании адсорбционных установок для извлечения водорода занимает математическое моделирование динамики исследуемого процесса. Теоретические исследования по данной теме широко представлены в литературе [1-9]. Так, в работе [1] рассматривается процесс выделения водорода из смеси газов, полученных в результате парового риформинга метана. С применением разработанной математической модели проведены исследования ВКЦА (вакуумной короткоцикловой адсорбции) 2-компонентной (H_2 - CO_2), 3-компонентной (H_2 - CO_2 - CO) и 5-компонентной

(H_2 - CO_2 - CO - CH_4 - N_2) смесей на активном угле. В [2] рассматривается процесс КЦА для получения водорода из смеси газов H_2 - CO_2 - CO - CH_4 - N_2 . Представлена математическая модель, адекватная описываемому процессу и пригодная для решения задачи оптимизации КЦА-цикла. В [3] представлена математическая модель процесса адсорбционного выделения водорода из смесей газов H_2 - CO_2 - CO - CH_4 и H_2 - CO_2 . С применением данной математической модели проведены численные исследования влияния различных технологических параметров на производительность установки, подтверждена адекватность модели, даны рекомендации по оптимизации проектирования установок КЦА для адсорбционного получения водорода.

Целью данной работы является разработка математического описания циклического процесса адсорбционного разделения продукционной газовой смеси парового риформинга метана с получением водорода в 6-адсорберной установке, учитывающего кинетику и тепло-массообменные процессы, протекающие при адсорбции компонентов газовой смеси, и провести численные эксперименты для исследования динамики давления газовой смеси в адсорберах, профилей концентраций компонентов и температуры по длине зернистого слоя, расходов.

На Рисунке 1 представлена схема 6-адсорберной газоразделительной установки [10]. Данная установка рассчитана для получения водорода из следующей газовой смеси: водород – 73,69 %, диоксид углерода – 22,62 %, оксид углерода – 2,03 %, метан – 1,52 %, азот – 0,14 %. Исходная газовая смесь поступает на вход установки с избыточным давлением $2,33 \pm 0,2$ МПа и температурой $+25$ °С.

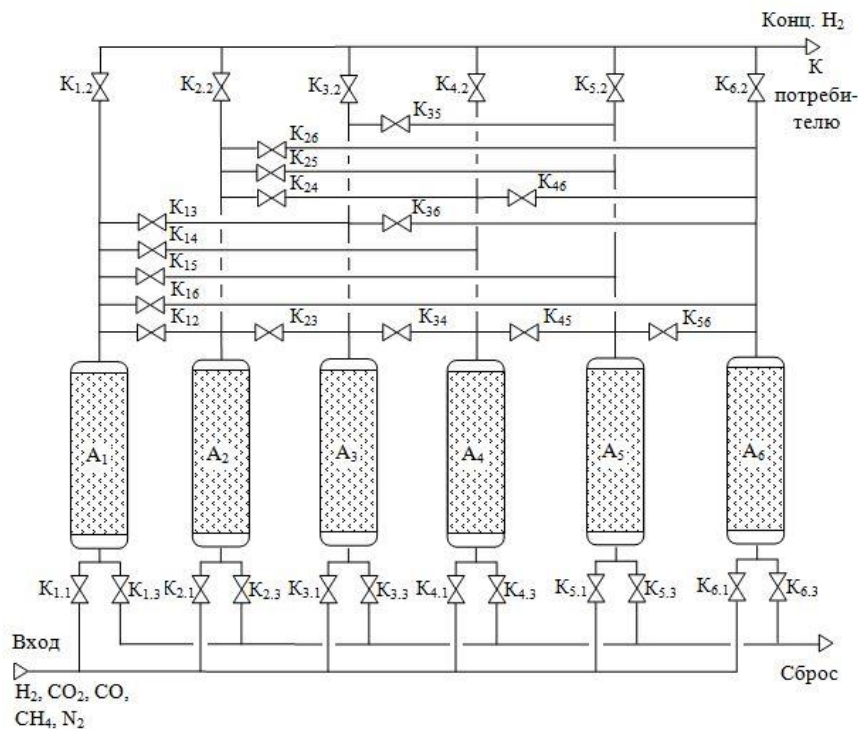


Рисунок 1 – Технологическая схема 6-адсорберной водородной установки: A_1 - A_6 – адсорберы, К – управляемые клапаны.

Figure 1 – Process flow diagram of a 6-bed hydrogen unit: A_1 - A_6 – beds, К – controlled valves.

Согласованная работа адсорберов обеспечивается циклическим переключением клапанов. Подача исходной газовой смеси в адсорберы A_1 - A_6 производится открытием

клапанов $K_{1,1}, K_{2,1}, \dots, K_{6,1}$ соответственно, через которые газ подводится к слою адсорбента. В качестве адсорбента используются активный уголь и синтетический цеолит СаА (2 слоя). Продукционный водород выводится из адсорберов через клапаны $K_{1,2}, K_{2,2}, \dots, K_{6,2}$ и направляется к потребителям. Через клапаны $K_{1,3}, K_{2,3}, \dots, K_{6,3}$ осуществляется сброс продувочного газа из адсорберов. Другие клапаны используются для перепуска газа между колоннами. Рассмотрим работу установки на примере адсорбера A_1 по циклограмме, представленной на Рисунке 2 [10].

Стадия:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
A_1	АД	АД/ПД	АД	ВД1	ВД2		ВД3	ПР	ВД4/ СБ	СБ	Р	ВД4'	ВД3'	ВД2'		ВД1'	ПД'	
A_2	ВД1'	ПД'		АД	АД/ПД	АД	ВД1	ВД2		ВД3	ПР	ВД4/ СБ	СБ	Р	ВД4'	ВД3'	ВД2'	
A_3	ВД3'	ВД2'		ВД1'	ПД'		АД	АД/ПД	АД	ВД1	ВД2		ВД3	ПР	ВД4/ СБ	СБ	Р	ВД4'
A_4	СБ	Р	ВД4'	ВД3'	ВД2'		ВД1'	ПД'		АД	АД/ПД	АД	ВД1	ВД2		ВД3	ПР	ВД4/ СБ
A_5	ВД3	ПР	ВД4/ СБ	СБ	Р	ВД4'	ВД3'	ВД2'		ВД1'	ПД'		АД	АД/ПД	АД	ВД1	ВД2	
A_6	ВД1	ВД2		ВД3	ПР	ВД4/ СБ	СБ	Р	ВД4'	ВД3'	ВД2'		ВД1'	ПД'		АД	АД/ПД	АД

Рисунок 2 – Циклограмма адсорбционного процесса получения водорода в 6-адсорберной установке: АД – адсорбция, ВД – выравнивание давления (перепуск газа), ПР – продувка, СБ – сброс газа, Р – регенерация адсорбента, ПД – подъем давления (знак «'» указывает на адсорбер, принимающий газ на стадии выравнивания и подъема давления).

Figure 2 – Cyclogram for the adsorption process in 6-bed hydrogen producing unit: АД – adsorption, ВД – pressure equalization, ПР – purge, СБ – blowdown, Р – regeneration, ПД – pressurization (the sign ' indicates a bed, receiving gas during pressure equalization and pressurization).

В течение стадий 1-3 в адсорбере A_1 продолжается адсорбция сопутствующих водороду компонентов газовой смеси, в результате чего на выходе адсорбера образуется концентрированный продукционный водород. Во время адсорбции часть продукционного газа из адсорбера A_1 направляется для подъема давления в адсорбере A_2 . В ходе стадий 4-7 производится перепуск газа из адсорбера A_1 последовательно в колонны A_3 - A_5 , после чего происходит продувка колонны A_6 . Затем оставшийся в адсорбере A_1 газ сбрасывается, давление в адсорбере падает, начинается продувка. После регенерации адсорбента в течение стадий 13-16 производится перепуск газа последовательно из колонн A_3 - A_5 в адсорбер A_1 , в результате чего давление в нем растет. Дальнейший подъем давления происходит путем подачи части продукционного потока из адсорбера A_6 . На заключительном этапе давление достигает величины рабочего давления адсорбции путем подачи исходного газа, после чего вновь начинается адсорбция. Аналогичные сдвинутые по времени циклические операции проводятся во всех адсорберах, как показано на Рисунке 2.

Математическая модель

При разработке математической модели будем использовать прямоугольную систему координат $O x y z$, при этом ось Oz совпадает с продольной осью адсорбера, а начало системы координат соответствует лобовому слою адсорбента, как показано на Рисунке 3.

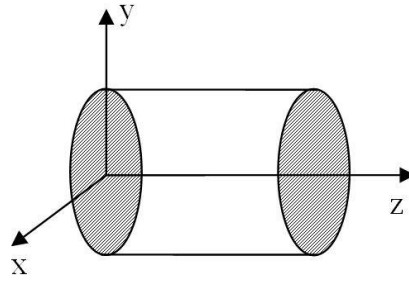


Рисунок 3 – Система координат $Oxyz$ в адсорбере.
 Figure 3 – Coordinate system $Oxyz$ in the bed.

При разработке математической модели принимаем допущения:

1. Слой адсорбента состоит из гранул одного размера;
2. Сорбционные свойства адсорбента постоянны;
3. Процесс конвективного массопереноса происходит только вдоль оси Oz ;
4. Коэффициенты диффузии и массопередачи являются константами;
5. Термодиффузии в газовой и твердой фазах являются константами;
6. Влияние стенок адсорбера на теплообмен с окружающей средой пренебрежимо мало;
7. Исходная газовая смесь рассматривается как идеальный газ, состоящий из 5-и компонентов: водорода, диоксида и оксида углерода, метана и азота.

В соответствии с принятыми допущениями математическое описание адсорбционного процесса концентрирования водорода имеет следующий вид.

Уравнение покомпонентного материального баланса записывается в виде [11]:

$$\frac{\partial (v_g c_k)}{\partial z} + \frac{\partial c_k}{\partial \tau} + \left(\frac{1 - \varepsilon_s}{\varepsilon_s} \right) \frac{\partial w_k}{\partial \tau} - D_{zk} \frac{\partial^2 c_k}{\partial z^2} = 0, \quad (1)$$

Начальные условия:

$$c_k(z, 0) = c_k^0(z); \quad w_k(z, 0) = w_k^0(z); \quad k = \overline{1, n_k}; \quad \tau = 0; \quad 0 \leq z \leq L \quad (2)$$

Граничные условия на стадии адсорбции:

$$c_k(0, \tau) = c_k^{\text{BX}}(\tau); \quad \frac{\partial c_k(L, \tau)}{\partial z} = 0, \quad k = \overline{1, n_k} \quad (3)$$

Граничные условия на стадии десорбции:

$$c_k(L, \tau) = c_k^{\text{ВЫХ}}(\tau); \quad \frac{\partial c_k(0, \tau)}{\partial z} = 0, \quad k = \overline{1, n_k} \quad (4)$$

Уравнение кинетики сорбции записывается в виде [12]:

$$\frac{\partial w_k}{\partial \tau} = \beta_k (w_k^p - w_k), \quad k = \overline{1, n_k}, \quad (5)$$

где β_k – кинетический коэффициент, w_k^p – равновесная величина сорбции k -го компонента.

В качестве уравнения изотермы сорбции используется уравнение Ленгмюра для многокомпонентной смеси [13]:

$$w_k^p = \frac{(b_{1,k} - b_{2,k} T_{\text{алс}}) b_{3,k} e^{b_{4,k}/T_{\text{алс}}} P_k}{1 + \sum_j b_{3,j} e^{b_{4,j}/T_{\text{алс}}} P_j}, \quad k = \overline{1, n_k} \quad (6)$$

Уравнение изменения давления в слое адсорбента представлено уравнением Эргуна [14]:

$$\frac{\partial P}{\partial z} = - \left(\frac{1,5 \cdot 10^{-3} (1-\varepsilon)^2}{(2r\psi)^2 \varepsilon^3} \mu v_g + 1,75 \cdot 10^{-5} M \rho_g \frac{(1-\varepsilon)}{2r\psi \varepsilon^3} v_g^2 \right). \quad (7)$$

Молярная масса газовой смеси находится по формуле:

$$M = y^{H_2} M^{H_2} + y^{CO_2} M^{CO_2} + y^{CO} M^{CO} + y^{CH_4} M^{CH_4} + y^{N_2} M^{N_2}. \quad (8)$$

Динамическая вязкость газовой смеси:

$$\psi = \psi(y^{H_2}, y^{CO_2}, y^{CO}, y^{CH_4}, y^{N_2}, T_g). \quad (9)$$

Уравнение теплового баланса для газовой фазы [15]:

$$v_g c_{vg} \rho_g \frac{\partial T_g}{\partial z} + \varepsilon c_{vg} \rho_g \frac{\partial T_g}{\partial \tau} - \lambda_{gz} \frac{\partial^2 T_g}{\partial z^2} - K \cdot a \cdot (T_g - T_s) + \frac{4K_c}{d} (T_g - T_c) = 0. \quad (10)$$

Начальные условия:

$$T_g(z, 0) = T_g^0(z); \tau = 0, 0 \leq z \leq L. \quad (11)$$

Граничные условия на стадии адсорбции:

$$T_g(0, \tau) = T_g^{BX}(\tau). \quad (12)$$

Граничные условия на стадии десорбции:

$$T_g(L, \tau) = T_g^{BXX}(\tau). \quad (13)$$

Уравнение теплового баланса для твердой фазы [6]:

$$\rho_s c_{ps} \frac{\partial T_s}{\partial \tau} + \sum_{k=1}^n \left(\Delta H_k \frac{\partial w_k}{\partial \tau} \right) - K \cdot a \cdot (T_g - T_s) = 0. \quad (14)$$

Начальные условия:

$$T_s(0) = T_s^0. \quad (15)$$

Граничные условия на стадии адсорбции:

$$\frac{\partial T_s(0, \tau)}{\partial z} = K \cdot a (T_s(0, \tau) - T_g^{BX}(\tau)). \quad (16)$$

Граничные условия на стадии десорбции:

$$\frac{\partial T_s(L, \tau)}{\partial z} = K \cdot a (T_s(L, \tau) - T_g^{BXX}(\tau)). \quad (17)$$

Таким образом, уравнения (1)-(17) представляют собой математическое описание процессов адсорбции-десорбции в адсорберах А₁-А₆.

Математическое описание режима работы клапанов описывается циклограммой переключений. Состояние клапана определяется компонентами вектора **u**, которые являются дискретными переменными, принимающие значения 0 или 1. Конкретный вид функции $u = u(\tau)$ определяется на основании циклограммы переключений конкретного клапана.

Математическое описание внешних воздействий выражается уравнениями, характеризующими параметры исходной смеси $P_g^{BX}(\tau)$, $T_g^{BX}(\tau)$, $c_k^{BX}(\tau)$. Давление, температура и состав исходной смеси являются функциями времени:

$$P_g^{BX} = P_g^{BX}(\tau) \quad (18)$$

$$T_g^{BX} = T_g^{BX}(\tau) \quad (19)$$

$$c_k^{BX} = c_k^{BX}(\tau), \quad k = \overline{1, n_k} \quad (20)$$

Параметры слоев адсорбента представлены в Таблице 1.

Таблица 1 – Параметры слоев адсорбента
Table 1 – Parameters of the adsorbent layers

Параметр	Активный уголь	Цеолит СаА
Длина слоя адсорбента L , м	7,33	5,81
Диаметр слоя адсорбента d , м	1,27	1,27
Порозность слоя без учета пористости частиц ε , $\text{м}^3/\text{м}^3$	0,43	0,35
Порозность слоя с учетом пористости частиц ε_s , $\text{м}^3/\text{м}^3$	0,61	0,65
Насыпная плотность адсорбента ρ , $\text{кг}/\text{м}^3$	482	746
Радиус гранул r , мм	1,34	1,57
Удельная теплоемкость c_{ps} , $\text{Дж}/(\text{кг К})$	1046,5	920,9
Коэффициент удельной поверхности гранул a , $\text{м}^2/\text{м}^3$	1368	1242

Результаты и их обсуждение

На Рисунках 4-11 представлены результаты численных экспериментов, полученных на основе предложенной математической модели (1)-(20). Для численного решения уравнений модели (1)-(20) использовался метод прямых, который позволяет перейти от уравнений в частных производных к системе обыкновенных дифференциальных уравнений. Количество узлов пространственной дискретизации было принято 40. Интегрирование системы уравнений проводилось по методу Рунге-Кутты четвертого порядка с автоматическим выбором шага [16].

Анализ динамики давления в адсорберах (Рисунок 4) показывает, что обеспечивается наличие всех основных требуемых стадий процесса в соответствии с циклограммой, представленной на Рисунке 2. Динамика расходов на входе и выходах установки (Рисунки 6, 7) имеет пикообразный характер, что подтверждает необходимость применения специальных технологических мер для его устранения. Анализ профиля концентраций компонентов (Рисунки 8-10) подтверждает конкурирующий характер адсорбции компонентов. Скорость движения фронта концентраций составляет 0,01 – 0,02 м/с. Анализ динамики температурного фронта (Рисунок 11) показывает, что диапазон изменения температуры адсорбента составляет 40-50 градусов, а скорость распространения теплового фронта приближенно составляет 0,01 м/с.

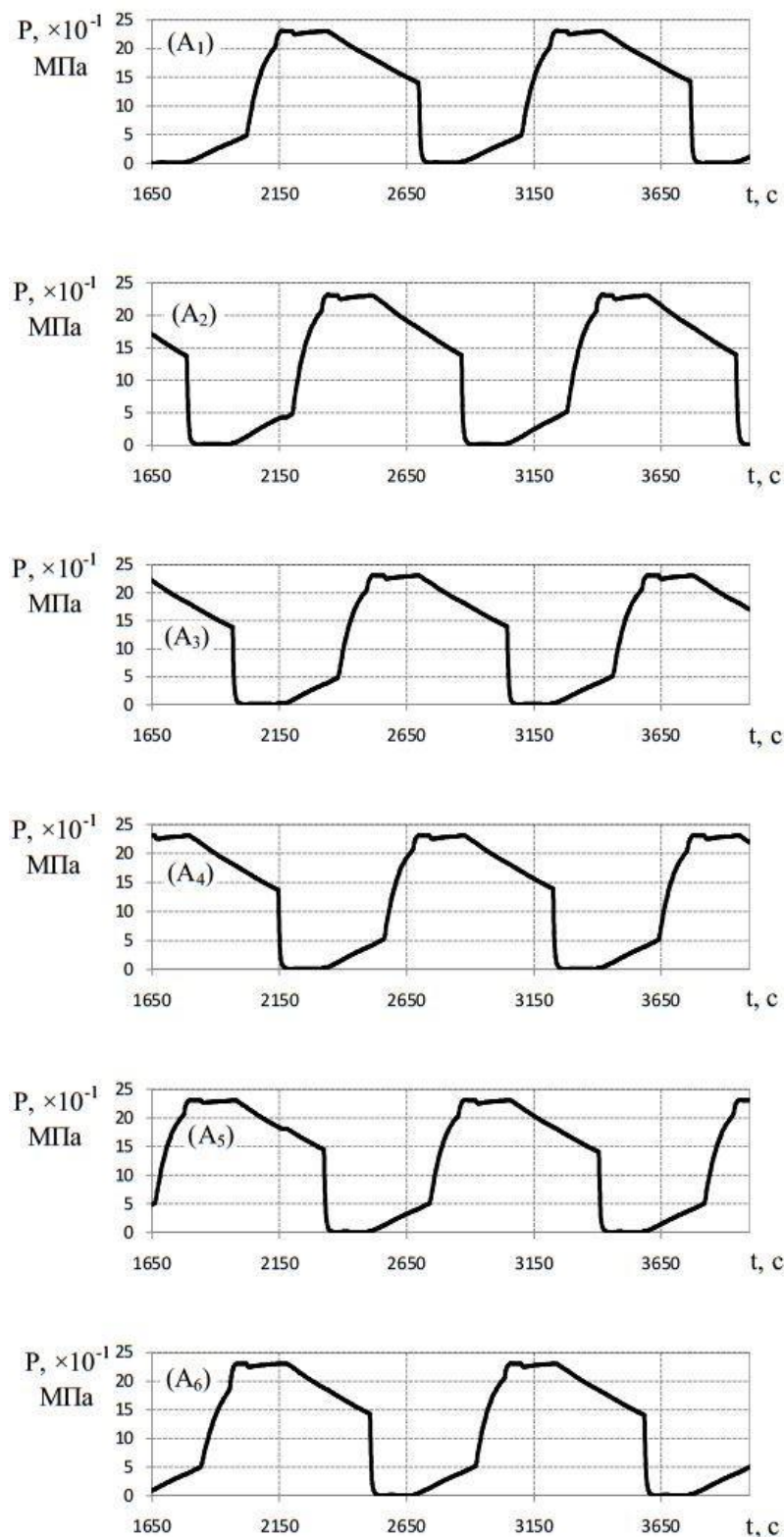


Рисунок 4 – Динамика изменения давления в адсорберах A₁A₆.
Figure 4 – Pressure dynamics in beds A₁A₆.

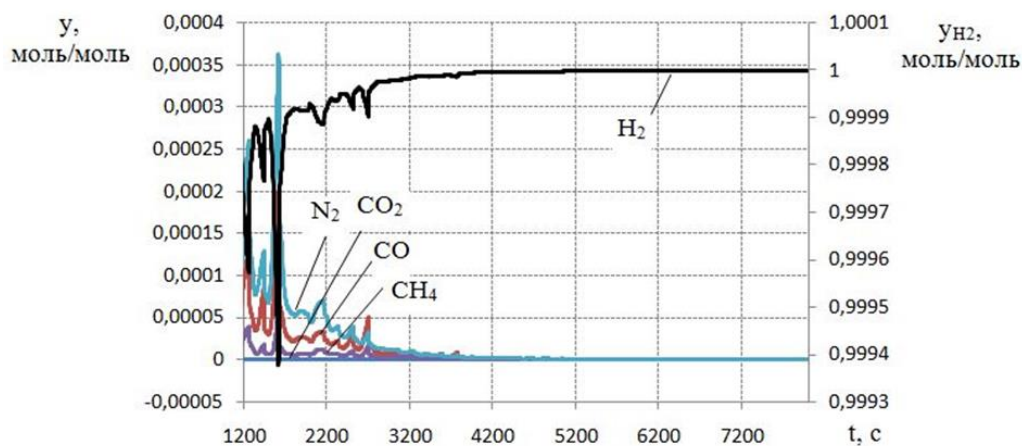


Рисунок 5 – Динамика изменения концентраций H_2 , CO_2 , CO , N_2 на выходе установки.
Figure 5 – Dynamics of H_2 , CO_2 , CO , N_2 concentrations at the unit outlet.

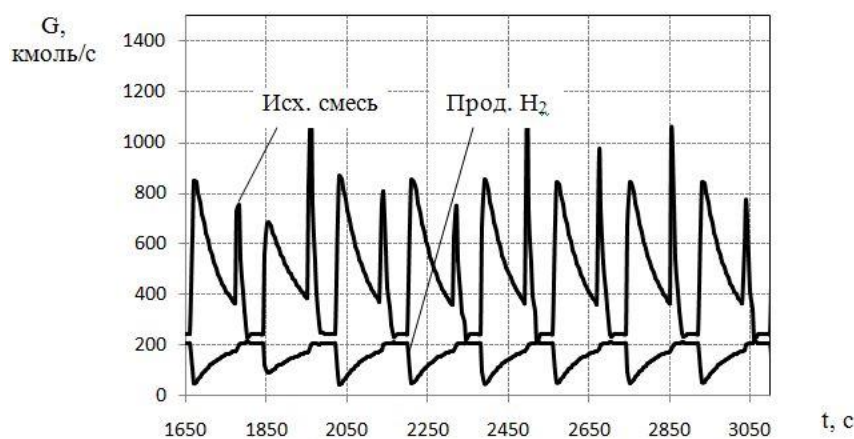


Рисунок 6 – Динамика изменения расхода исходной смеси и продукционного водорода
Figure 6 – Feed flowrate dynamics and product flowrate dynamics.

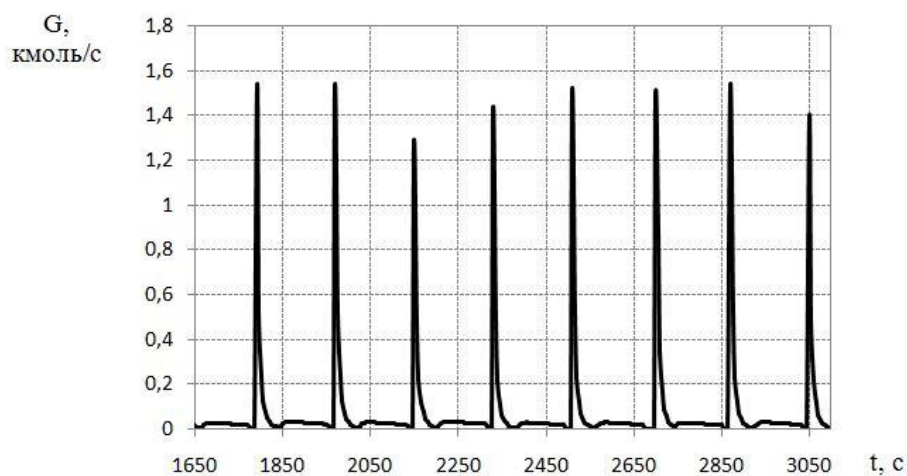


Рисунок 7 – Динамика изменения расхода сбросной смеси.
Figure 7 – Waste flowrate dynamics.

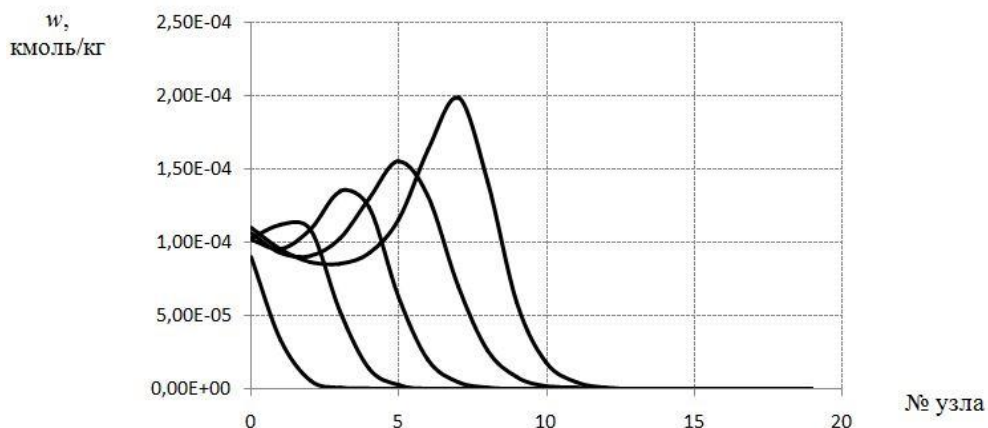


Рисунок 8 – Профили сорбции CH₄ по длине слоя адсорбента в моменты времени 20, 60, 100, 140, 180 с.

Figure 8 – CH₄ sorption profiles by the adsorbent layer at time points 20, 60, 100, 140, 180 s.

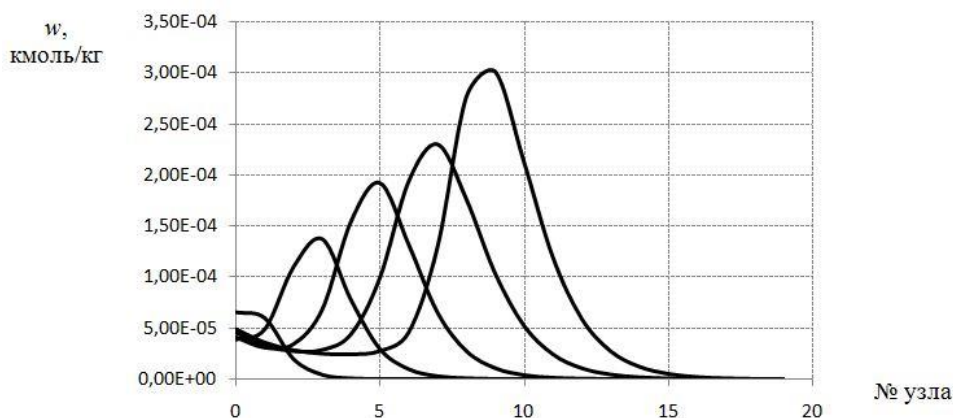


Рисунок 9 – Профили сорбции CO по длине слоя адсорбента в моменты времени 20, 60, 100, 140, 180 с.

Figure 9 – CO sorption profiles by the adsorbent layer length at time points 20, 60, 100, 140, 180 s.

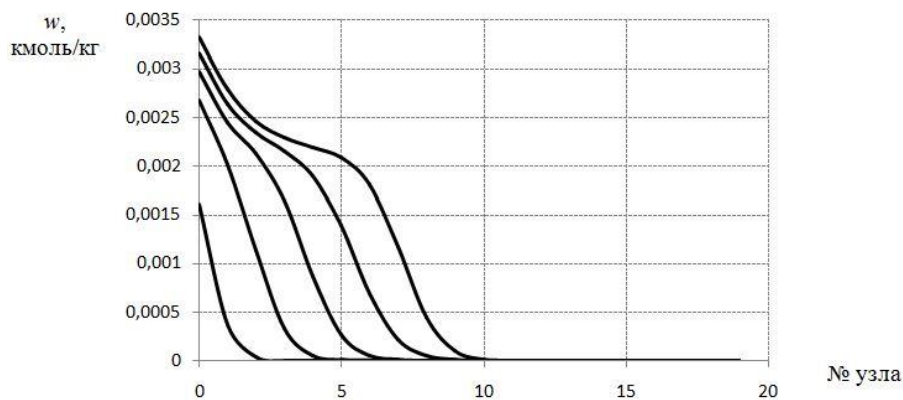


Рисунок 10 – Профили сорбции CO₂ по длине слоя адсорбента в моменты времени 20, 60, 100, 140, 180 с.

Figure 10 – CO₂ sorption profiles by the adsorbent layer length at time points 20, 60, 100, 140, 180 s.

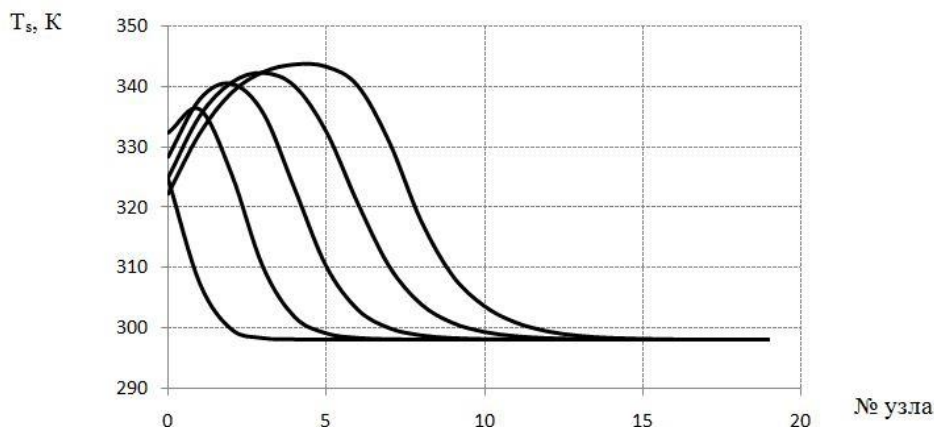


Рисунок 11 – Профили температуры твердой фазы по длине слоя адсорбента в моменты времени 20, 60, 100, 140, 180 с.

Figure 11 – Solid temperature profiles by the adsorbent layer length at time points 20, 60, 100, 140, 180 s.

Заключение

Таким образом, разработано математическое описание циклического процесса адсорбционного разделения продукционной газовой смеси парового риформинга метана с получением водорода в многоадсорберной установке. Предложенная математическая модель учитывает кинетику и тепло-массообменные процессы, протекающие при адсорбции компонентов газовой смеси, и позволяет рассчитывать профили концентраций компонентов в газовой и твердой фазах, а также профили температуры газовой и твердой фазы по высоте слоя адсорбента в зависимости от времени. Приведены результаты численных имитационных расчетов, выполненных с помощью представленной модели. Математическое описание может быть использовано для решения задач имитационных исследований, изучения динамики процесса, оптимизации и синтеза систем управления.

СПИСОК ИСТОЧНИКОВ

1. Lopes Filipe V.S., Grande Carlos A., Rodrigues Alírio E. Activated carbon for hydrogen purification by pressure swing adsorption: Multicomponent breakthrough curves and PSA performance. *Chemical Engineering Science*. 2011;66:303.
2. Silva Bruna, Solomon Ioan, Ribeiro Ana M., Lee U-Hwang, Hwang Young Kyu, Chang Jong-San, Loureiro José M., Rodrigues Alírio E. H₂ purification by pressure swing adsorption using CuBTC. *Separation and Purification Technology*. 2013;118:744.
3. Jinsheng Xiao, Ruipu Li, Pierre Benard, Richard Chahine. Heat and mass transfer model of multicomponent adsorption system for hydrogen purification. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2015;30:1.
4. Xuancan Zhu, Qiang Wang, Yixiang Shi, Ningsheng Cai. Layered double oxide/activated carbon-based composite adsorbent for elevated temperature H₂/CO₂ separation. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2015;40:9244.
5. Yanna Liu, Song Xiao, Pu Bai, Haoquan Hu, Lijun Jin. Adsorption separation performance of H₂/CH₄ on ETS-4 by concentration pulse chromatography. *Journal of Energy Chemistry*. 2014;23:213.
6. Ryan P. Lively, Naoki Bessho, Dhaval A. Bhandari, Yoshiaki Kawajiri, William J. Koros. Thermally moderated hollow fiber sorbent modules in rapidly cycled pressure swing

- adsorption mode for hydrogen purification. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2012;37:15227.
7. Chunfeng Song, Qingling Liu, Na Ji, Yasuki Kansha, Atsushi Tsutsumi. Optimization of steam methane reforming coupled with pressure swing adsorption hydrogen production process by heat integration. *Applied Energy*. 2015;154:392.
 8. Edy Herianto Majlana, Wan Ramli Wan Daud, Sunny E. Iyuke, Abu Bakar Mohamad, A. Amir H. Kadhun, Abdul Wahab Mohammad, Mohd. Sobri Takriff, Nurhaswani Bahaman. Hydrogen purification using compact pressure swing adsorption system for fuel cell. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2009;34:2771.
 9. Milad Yavary, Habib Ale Ebrahim, Cavus Falamaki. The effect of number of pressure equalization steps on the performance of pressure swing adsorption process. *Chemical Engineering and Processing*. 2015;87:35.
 10. Mohamed S.A. Baksh, Marian Simo. Six bed pressure swing adsorption process operating in normal and turndown modes. Патент US 8,551,217 B2, 2013.
 11. Ruthven D.M. *Principles of Adsorption and Adsorption Processes*. John Wiley and Sons. New York, 1984.
 12. Кельцев Н.В. *Основы адсорбционной техники*. М.: Химия; 1984.
 13. Sol Ahn, Young-Woo You, Dong-Geun Lee, Ki-Hyun Kim, Min Oh, Chang-Ha Lee. Layered two- and four-bed PSA processes for H₂ recovery from coal gas. *Chemical Engineering Science*. 2012;68:413–423.
 14. Мартыненко О.Г., Михалевич А.А., Шикоз В.К. *Справочник по теплообменникам. В 2-х томах*. М.: Энергоатомиздат; 1987.
 15. Suzuki M. *Adsorption engineering*. Kodansha, Tokyo; 1990.
 16. Турчак Л.И., Плотников П.В. *Основы численных методов*. М.: Физматлит, 2003.

REFERENCES

1. Lopes Filipe V.S., Grande Carlos A., Rodrigues Alírio E. Activated carbon for hydrogen purification by pressure swing adsorption: Multicomponent breakthrough curves and PSA performance. *Chemical Engineering Science*. 2011;66:303.
2. Silva Bruna, Solomon Ioan, Ribeiro Ana M., Lee U-Hwang, Hwang Young Kyu, Chang Jong-San, Loureiro José M., Rodrigues Alírio E. H₂ purification by pressure swing adsorption using CuBTC. *Separation and Purification Technology*. 2013;118:744.
3. Jinsheng Xiao, Ruipu Li, Pierre Benard, Richard Chahine. Heat and mass transfer model of multicomponent adsorption system for hydrogen purification. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2015;30:1.
4. Xuancan Zhu, Qiang Wang, Yixiang Shi, Ningsheng Cai. Layered double oxide/activated carbon-based composite adsorbent for elevated temperature H₂/CO₂ separation. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2015;40:9244.
5. Yanna Liu, Song Xiao, Pu Bai, Haoquan Hu, Lijun Jin. Adsorption separation performance of H₂/CH₄ on ETS-4 by concentration pulse chromatography. *Journal of Energy Chemistry*. 2014;23:213.
6. Ryan P. Lively, Naoki Bessho, Dhaval A. Bhandari, Yoshiaki Kawajiri, William J. Koros. Thermally moderated hollow fiber sorbent modules in rapidly cycled pressure swing adsorption mode for hydrogen purification. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2012;37:15227.
7. Chunfeng Song, Qingling Liu, Na Ji, Yasuki Kansha, Atsushi Tsutsumi. Optimization of steam methane reforming coupled with pressure swing adsorption hydrogen production process by heat integration. *Applied Energy*. 2015;154:392.

8. Edy Herianto Majlana, Wan Ramli Wan Daud, Sunny E. Iyuke, Abu Bakar Mohamad, A. Amir H. Kadhun, Abdul Wahab Mohammad, Mohd. Sobri Takriff, Nurhaswani Bahaman. Hydrogen purification using compact pressure swing adsorption system for fuel cell. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2009;34:2771.
9. Milad Yavary, Habib Ale Ebrahim, Cavus Falamaki. The effect of number of pressure equalization steps on the performance of pressure swing adsorption process. *Chemical Engineering and Processing*. 2015;87:35.
10. Mohamed S.A. Baksh, Marian Simo. Six bed pressure swing adsorption process operating in normal and turndown modes. Патент US 8,551,217 B2, 2013.
11. Ruthven D.M. *Principles of Adsorption and Adsorption Processes*. John Wiley and Sons. New York, 1984.
12. Keltsev N.V. *Foundations of adsorption technology*. M.: Khimiya. 1984. (In Russ.)
13. Sol Ahn, Young-Woo You, Dong-Geun Lee, Ki-Hyun Kim, Min Oh, Chang-Ha Lee. Layered two- and four-bed PSA processes for H₂ recovery from coal gas. *Chemical Engineering Science*. 2012, 68:413–423. (In Russ.)
14. Sol Ahn, Young-Woo You, Dong-Geun Lee, Ki-Hyun Kim, Min Oh, Chang-Ha Lee. Layered two- and four-bed PSA processes for H₂ recovery from coal gas. *Chemical Engineering Science*. 2012;68:413–423.
15. Suzuki M. *Adsorption engineering*. Kodansha, Tokyo; 1990. (In Russ.)
16. Turchak L.I., Plotnikov P.V. Foundations of numerical methods. M.: *Physmatlit*. 2003. (In Russ.)

ИНФОРМАЦИЯ ОБ АВТОРАХ / INFORMATION ABOUT THE AUTHORS

Альруйшид Моханад Хилаль Хамиди, аспирант Тамбовского государственного технического университета, Тамбов, Российская Федерация.
email: ipu_tstu@mail.ru

Alruyshid Mohanad Hilal Hameedi, graduate student of Technical Sciences, Associate Professor of Tambov State Technical University, Tambov, Russian Federation.

Скворцов Сергей Александрович, к.т.н., доцент Тамбовского государственного технического университета, Тамбов, Российская Федерация.
email: dfoxd@rambler.ru

Skvortsov Sergey Alexandrovich, Candidate of Technical Sciences, Associate Professor of Tambov State Technical University, Tambov, Russian Federation.

Ишин Андрей Анатольевич, к.т.н., ООО «Энерготехпроект», Тамбов, Российская Федерация.
email: andrey-tamboff@yandex.ru

Ishin Andrey Anatolyevich, Candidate of Technical Sciences, «Energotechproject», Tambov, Russian Federation.

Дмитриевский Борис Сергеевич, д.т.н., профессор Тамбовского государственного технического университета, Тамбов, Российская Федерация.
email: dmiboris@yandex.ru
ORCID: [0000-0003-1462-5944](https://orcid.org/0000-0003-1462-5944)

Dmitrievsky Boris Sergeevich, Doctor of Technical Sciences, Associate Professor of Tambov State Technical University, Tambov, Russian Federation.

Терехова Анастасия Андреевна, Terekhova Anistasiya Andreevna,
аспирант Тамбовского государственного graduate student of Technical Sciences,
технического университета, Тамбов, Associate Professor of Tambov State
Российская Федерация. Technical University, Tambov, Russian
email: terehova.aa@mail.tstu.ru Federation.
ORCID: [0000-0002-0656-5390](https://orcid.org/0000-0002-0656-5390)

*Статья поступила в редакцию 14.12.2021; одобрена после рецензирования 23.03.2022;
принята к публикации 31.03.2022.*

*The article was submitted 14.12.2021; approved after reviewing 23.03.2022;
accepted for publication 31.03.2022.*