

## Численный анализ циклического процесса адсорбционного разделения синтез-газа

Евгений И. Акулинин	<sup>1</sup>	<a href="mailto:akulinin-2006@yandex.ru">akulinin-2006@yandex.ru</a>	 0000-0002-3816-6204
Олег О. Голубятников	<sup>1</sup>	<a href="mailto:golubyatnikov_ol@mail.ru">golubyatnikov_ol@mail.ru</a>	 0000-0002-0530-0964
Дмитрий С. Дворецкий	<sup>1</sup>	<a href="mailto:dvoretsky@tambov.ru">dvoretsky@tambov.ru</a>	 0000-0002-4352-810X
Станислав И. Дворецкий	<sup>1</sup>	<a href="mailto:sdvoretsky@mail.tstu.ru">sdvoretsky@mail.tstu.ru</a>	 0000-0002-7571-3748

<sup>1</sup> Тамбовский государственный технический университет, ул. Советская, 106, г. Тамбов, 392000, Россия

**Аннотация.** Проведено численное исследование динамики циклического процесса короткоциклового безнагревной адсорбции при разделении синтез-газа и концентрировании водорода. Изучено влияние режимных (давления на выходе компрессора и вакуум-насоса, длительности цикла «адсорбция-десорбция», коэффициента обратного потока) и конструктивных (высоты насыпного слоя адсорбента и внутреннего диаметра адсорбера) параметров установки на степень извлечения и чистоту концентрируемого водорода, производительность установки в заданном диапазоне изменения температуры, состав и давление исходной газовой смеси. Установлено, что при уменьшении содержания водорода от 68 до 48 об. % и одновременном увеличении содержания диоксида углерода в исходной газовой смеси от 27 до 47 об. % требуемое значение чистоты водорода на уровне 99.99 об. % может быть достигнуто за счет уменьшения давления на выходе вакуум-насоса от  $0,75 \cdot 10^5$  до  $0,5 \cdot 10^5$  Па. При этом увеличивается длительность стадии адсорбции от 120 до 150 с, а степень извлечения водорода снижается от 55 до 52% вследствие увеличения доли потока, отбираемого на регенерацию адсорбента. Повышение температуры исходной газовой смеси от 293 до 323 К приводит к необходимости уменьшения длительности стадии адсорбции от 148 до 42 с из-за уменьшения равновесных концентраций диоксида и монооксида углерода в адсорбенте.

**Ключевые слова** безнагревная адсорбция, цеолитовый адсорбент NaX, синтез-газ, водород, динамика, математическое моделирование, вычислительный эксперимент.

## Numerical study of the dynamics of synthesis gas adsorption separation

Evgeny I. Akulinin	<sup>1</sup>	<a href="mailto:akulinin-2006@yandex.ru">akulinin-2006@yandex.ru</a>	 0000-0002-3816-6204
Oleg O. Golubyatnikov	<sup>1</sup>	<a href="mailto:golubyatnikov_ol@mail.ru">golubyatnikov_ol@mail.ru</a>	 0000-0002-0530-0964
Dmitry S. Dvoretsky	<sup>1</sup>	<a href="mailto:dvoretsky@tambov.ru">dvoretsky@tambov.ru</a>	 0000-0002-4352-810X
Stanislav I. Dvoretsky	<sup>1</sup>	<a href="mailto:sdvoretsky@mail.tstu.ru">sdvoretsky@mail.tstu.ru</a>	 0000-0002-7571-3748

<sup>1</sup> Tambov State Technical University, Sovetskaya str., 106, Tambov, 392000, Russia

**Abstract.** A numerical study of the dynamics of pressure swing adsorption process for synthesis gas separation and hydrogen concentration was carried out. The influence of regime parameters (compressor and vacuum pump outlet pressures, duration of the "adsorption-desorption" cycle, backflow coefficient) and design parameters (height of the adsorbent bulk layer and the internal bed diameter) on the recovery and purity of hydrogen, plant performance in a given range of changes in the temperature, composition and pressure of the initial gas mixture was studied. It is found that when the hydrogen content decreases from 68 to 48 vol. % and a simultaneous increase in the carbon dioxide content in the initial gas mixture from 27 to 47 vol. % required hydrogen purity value at 99.99 vol. % can be achieved by reducing the pressure at the outlet of the vacuum pump from  $0.75 \cdot 10^5$  to  $0.5 \cdot 10^5$  Pa. At the same time, the duration of the adsorption stage increases from 120 to 150 seconds, and the degree of hydrogen extraction decreases from 55 to 52% due to an increase in the proportion of the flow selected for the regeneration of the adsorbent. Increasing the temperature of the initial gas mixture from 293 to 323 K leads to the need to reduce the duration of the adsorption stage from 148 to 42 s due to a decrease in the equilibrium concentrations of carbon dioxide and monoxide in the adsorbent. [Click to enter "Abstract"](#)

**Keywords:** heatless adsorption, zeolite adsorbent 13X, hydrogen, synthesis, dynamic, mathematical modeling, simulation.

### Введение

Циклические адсорбционные процессы и, в частности, короткоциклового безнагревной адсорбция (КБА) являются наиболее распространенным способом разделения газовых смесей и концентрирования в них целевых продуктов. Процессы КБА не предполагают наличия

внешнего источника теплоты, а теплота, выделяемая на стадии адсорбции, используется для осуществления процесса десорбции адсорбтива из адсорбента (регенерации адсорбента).

Циклические адсорбционные процессы широко применяют в промышленности для разделения газовых смесей и концентрирования

Для цитирования

Акулинин Е.И., Голубятников О.О., Дворецкий Д.С., Дворецкий С.И. Численный анализ циклического процесса адсорбционного разделения синтез-газа // Вестник ВГУИТ. 2020. Т. 82. № 1. С. 230–236. doi:10.20914/2310-1202-2020-1-230-236

For citation

Akulinin E.I., Golubyatnikov O.O., Dvoretsky D.S., Dvoretsky S.I. Numerical study of the dynamics of synthesis gas adsorption separation. *Vestnik VGUIT* [Proceedings of VSUET]. 2020. vol. 82. no. 1. pp. 230–236. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2020-1-230-236

This is an open access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution 4.0 International License

водорода, кислорода, азота, диоксида углерода и других газов. Одной из актуальных задач в области адсорбционного разделения является извлечение водорода с чистотой 99.99 об. % из водородсодержащих технологических потоков и синтез-газа [1–4].

**Цель работы** – численное исследование системных связей и закономерностей циклических адсорбционных процессов разделения синтез-газа и концентрирования водорода, влияния конструктивных и режимных параметров установки КБА на степень извлечения и чистоту водорода в заданном диапазоне изменения возмущающих воздействий (температуры, состава и давления исходной водородсодержащей смеси).

**Описание циклического процесса адсорбционного разделения синтез-газа и концентрирования водорода**

Технологический процесс концентрирования водорода методом адсорбционного разделения синтез-газа с циклически изменяющимся давлением осуществляется в четырехадсорберной установке КБА с гранулированным адсорбентом NaX (рисунок 1) [5].

Установка предназначена для концентрирования водорода до 99.99 об. %. Исходная газовая смесь подается в установку после предварительной осушки (стадия осушки в работе не рассматривается). Подъем давления в адсорберах 2a, b, c, d производится открытием управляемых клапанов 3a, b, c, d, через которые газовая смесь подводится к слою адсорбента в адсорберах на стадии адсорбции. Продукционный водород отводится из адсорберов на стадии адсорбции через клапаны 5a, b, c, d и направляется потребителю через ресивер (на рисунке 1 не показан). Противоточная регенерация слоя адсорбента осуществляется путем пропускания продувочной (обогащенной водородом) газовой смеси через клапаны 6a, b, c, d, а через клапаны 4a, b, c, d осуществляется отвод продувочного газа на стадии десорбции (регенерации адсорбента).

Согласованная работа клапанов установи КБА (рисунок 1) осуществляет последовательно в каждом адсорбере цикл «адсорбция-десорбция». Циклограмма изменения давления в одном адсорбере в течение одного цикла продолжительностью 400 с приведена на рисунке 2.

В качестве адсорбентов в установках КБА при осуществлении циклических адсорбционных процессов широко используют гранулированные активные угли и цеолиты CaA, NaX, обладающие наибольшей емкостью и селективностью по CO<sub>2</sub> и CO [3, 4].

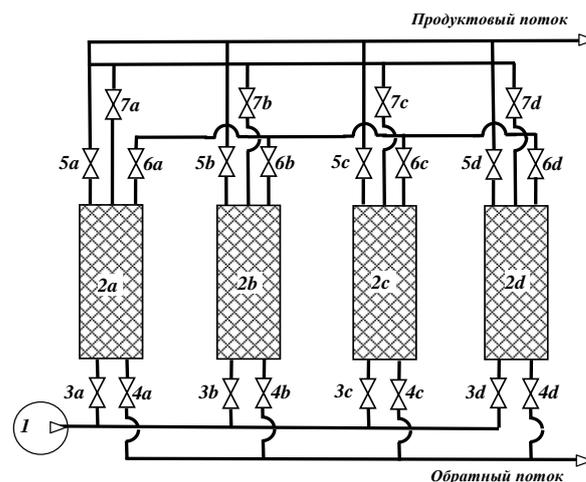


Рисунок 1. Технологическая схема установки КБА разделения синтез-газа и концентрирования водорода  
Figure 1. Technological scheme of the PSA unit for synthesis gas separation and hydrogen production

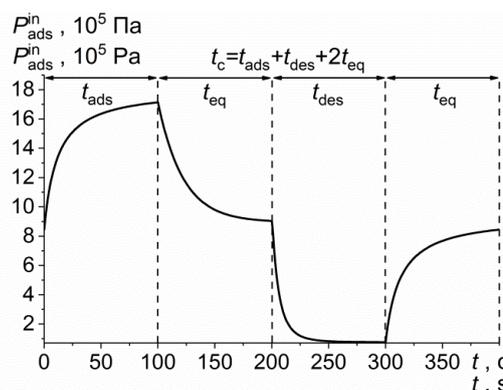


Рисунок 2. Циклограмма изменения давления в адсорбере установки КБА в течение одного цикла «адсорбция–десорбция»  
Figure 2. Cyclogram of dynamics pressure in the adsorber of the PSA unit during one cycle "adsorption–desorption"

При адсорбции (десорбции) H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> и CO цеолитовым адсорбентом в адсорберах 2a, б, в, г установки КБА (рисунок 1) протекают следующие массо- и теплообменные процессы: а) диффузия H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> и CO в потоке газовой смеси; б) массообмен H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO и теплообмен между газовой фазой и адсорбентом; в) адсорбция H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO на поверхности и в микропорах гранул цеолитового адсорбента с выделением теплоты и десорбция H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO из микропор и с поверхности гранул с поглощением теплоты.

Анализ результатов физического моделирования показал, что диффузия H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO и распространение теплоты в газовом потоке и гранулированном адсорбенте осуществляется в основном в продольном направлении относительно движения потока газовой смеси в адсорбере (по высоте слоя адсорбента). При этом процесс адсорбции преимущественно CO<sub>2</sub> и CO

адсорбентом осуществляется в смешанно-диффузионной области и определяется коэффициентами внешней массоотдачи и внутренней диффузии, скоростью газовой смеси в слое адсорбента, а также равновесными соотношениями концентраций  $H_2$ ,  $CO_2$  и  $CO$  в фазах.

При численном анализе процесса концентрирования водорода принимали следующие допущения: 1) исходная газовая смесь – синтез-газ содержит 1 –  $H_2$  с концентрацией 48–68 об. %, 2 –  $CO_2$  с концентрацией 27–47 об. %, 3 –  $CO$  с концентрацией 5 об. % является 3-компонентной газовой смесью и рассматривается как идеальный газ, что вполне допустимо при давлении в адсорбере до  $200 \cdot 10^5$  Па [6, 7]; 2) диффузия  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CO$  и распространение теплоты в газовой и твердой фазах осуществляется только в аксиальном направлении движения потока газовой смеси в адсорбере (по высоте адсорбента) [7–9]; 3) в качестве адсорбента используется гранулированный цеолит NaX с диаметром гранул 1,5 мм [4]; 4) адсорбционное равновесие описывается уравнением Дубинина-Радушкевича [10]; 5) десорбционные ветви изотерм адсорбции  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CO$  на цеолите NaX совпадают с адсорбционными [10]; 6) температура газа в ресивере равна температуре газа на выходе из адсорбера, тепловые потери в окружающую среду пренебрежимо малы.

Математическое описание адсорбционного процесса разделения синтез-газа и концентрирования водорода включает дифференциальные

уравнения с частными производными покомпонентного материального баланса компонентов  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CO$  в потоке газовой фазы и распространения теплоты в газовой и твердой фазах; обыкновенные дифференциальные уравнения кинетики адсорбции–десорбции, изменения скорости потока газоздушнoй смеси и давления газовой смеси по высоте насыпного слоя адсорбента [11–14].

Для решения системы дифференциальных уравнений с соответствующими начальными и граничными условиями использовали метод прямых в программной среде Matlab [15, 16]. Анализ точности математической модели проводили с использованием фактической среднеквадратической ошибки между рассчитанными по модели и экспериментальными значениями чистоты водорода на выходе из адсорбера. Фактическая среднеквадратическая ошибка составила 0,15 об. %, что позволяет использовать математическую модель для исследования и оптимизации циклических режимов функционирования установки КБА для разделения синтез-газа и концентрирования водорода [1–4].

#### Численный анализ циклического процесса адсорбционного разделения синтез-газа

Для исследования влияния режимных и конструктивных параметров установки КБА на показатели эффективности функционирования циклического процесса адсорбционного концентрирования водорода проводили вычислительные эксперименты (таблица 1).

Таблица 1.

Исходные данные для вычислительного эксперимента

Table 1.

Source data for computational experiment

Варьируемые переменные Variables	Диапазон изменения The range of variation	Номинальное значение Nominal value
Длительность стадии адсорбции $t_{ads}$ , с Duration of the adsorption stage $t_{ads}$ , s	10–180	40
Давление на выходе компрессора $P^{in}$ , $\times 10^5$ Па The outlet pressure of the compressor $P^{in}$ , $\times 10^5$ Pa	5–30	17,50
Давление на выходе вакуум-насоса $P_{des}^{in}$ , $\times 10^5$ Па The pressure at the outlet of vacuum-pump $P_{des}^{in}$ , $\times 10^5$ Pa	0,5–1,00	0,75
Коэффициент обратного потока $\theta$ , отн. ед.   Backflow coefficient $\theta$ , [-]	1,25–15,00	5,83
Концентрация компонентов в исходной смеси $y^{in}$ , об.% Concentration of components in the initial mixture $y^{in}$ , vol.%		
$H_2$	48–68	68
$CO_2$	27–47	47
$CO$	5	5
Температура исходной смеси $T_g^{in}$ , К The temperature of the initial mixture $T_g^{in}$ , К	273–323	298
Отношение длины адсорбера к его диаметру $L/D_A$ The ratio of the length of the adsorber to its diameter $L/D_A$	4–8	6

На рисунке 3 представлены зависимости чистоты продукционного водорода при различных значениях давления на выходе компрессора и длительности стадии адсорбции  $t_{ads}=100$  с.

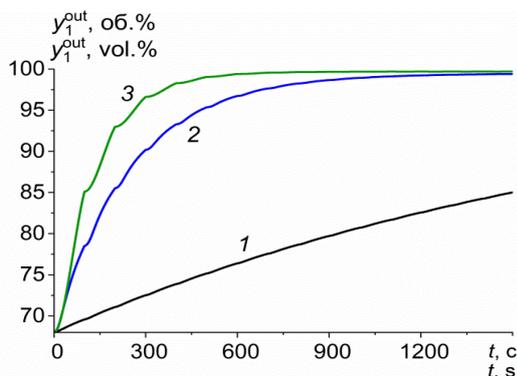


Рисунок 3. Динамика чистоты продукционного водорода в ресивере установки при длительности стадии адсорбции  $t_{ads}=100$  с и различных значениях давления на выходе компрессора  $P^{in}$ : 1 –  $5 \cdot 10^5$  Па; 2 –  $17,5 \cdot 10^5$  Па; 3 –  $30 \cdot 10^5$  Па

Figure 3. Dynamics of the purity of production hydrogen in the unit receiver at the duration of the adsorption stage  $t_{ads}=100$  s and different values of pressure at the compressor outlet  $P^{in}$ : 1 –  $5 \cdot 10^5$  Pa; 2 –  $17,5 \cdot 10^5$  Pa; 3 –  $30 \cdot 10^5$  Pa

Анализ рисунка 3 показывает, что увеличение давления на выходе компрессора от  $5 \cdot 10^5$  до  $30 \cdot 10^5$  Па способствует ускоренному выходу установки на стационарный периодический режим от ~30 до ~10 циклов за счет повышения перепада давлений на впускном клапане данного адсорбера и увеличения расхода исходной газовой смеси на входе в адсорбер установки на стадии адсорбции.

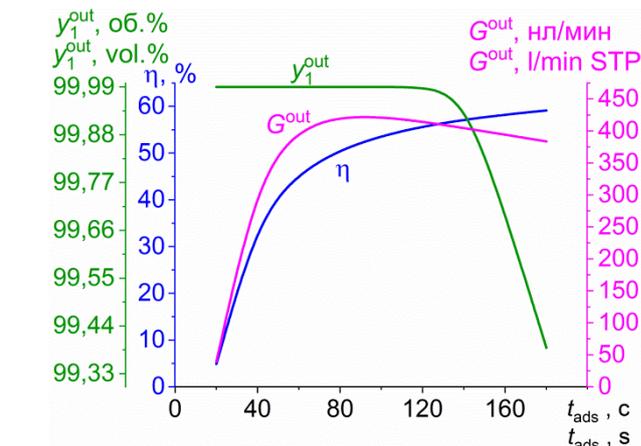
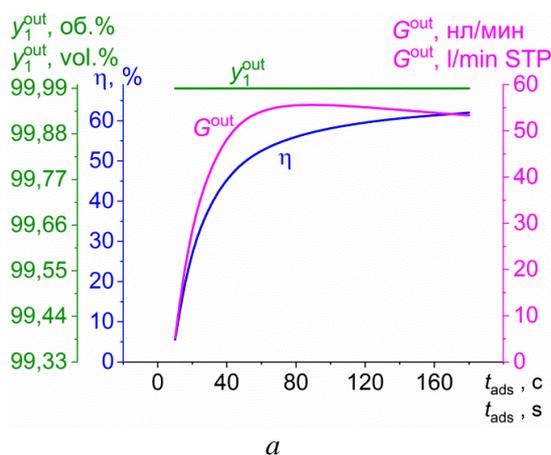


Рисунок 4. Зависимость чистоты продуктового водорода  $y_1^{out}$ , степени его извлечения  $\eta$  и производительности установки  $G^{out}$  при номинальном режиме работы установки

Figure 4. The dependence of purity of product hydrogen  $y_1^{out}$ , recovery  $\eta$  and capacity  $G^{out}$  at a nominal regime mode

Анализ графиков зависимостей чистоты продуктового водорода  $y_1^{out}$ , степени его извлечения  $\eta$  и производительности установки  $G^{out}$  от продолжительности стадии адсорбции  $t_{ads}$  при номинальном режиме ее работы (рисунок 4, 5) показывает, что увеличение давления на входе в установку в 1,7 раза приводит к снижению степени извлечения водорода на ~10% и увеличению производительности в 2,5 раза. Этот факт объясняется увеличением равновесной концентрации извлекаемых компонентов в адсорбенте при увеличении давления  $P^{in}$  от  $5 \cdot 10^5$  до  $30 \cdot 10^5$  Па.

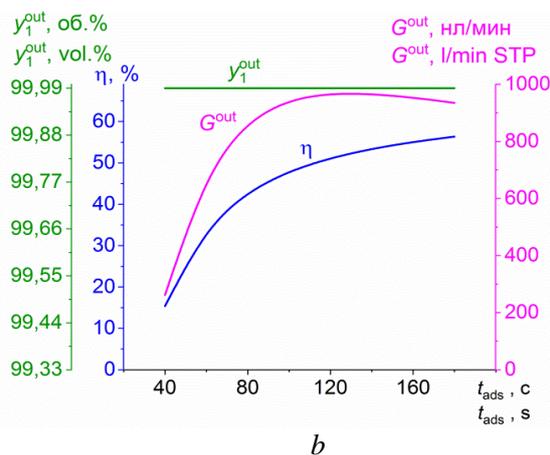


Рисунок 5. Зависимость чистоты продуктового водорода  $y_1^{out}$ , степени его извлечения  $\eta$  и производительности установки  $G^{out}$  при давлении на выходе компрессора  $P^{in}$ : a –  $5 \cdot 10^5$  Па; b –  $30 \cdot 10^5$  Па

Figure 5. Dependence of the purity of the product hydrogen  $y_1^{out}$ , recovery  $\eta$  and capacity  $G^{out}$  at the compressor outlet pressure  $P^{in}$ : a –  $5 \cdot 10^5$  Pa; b –  $30 \cdot 10^5$  Pa

Повышение температуры исходной газовой смеси от 293 до 323 К приводит к необходимости уменьшения длительности стадии адсорбции

от 148 до 42 с (рисунок 6, a) из-за уменьшения равновесных концентраций диоксида и монооксида углерода в адсорбенте.

При уменьшении содержания водорода от 68 до 48 об. % и одновременном увеличении содержания диоксида углерода в исходной газовой смеси от 27 до 47 об. % адсорбционная емкость истощается быстрее, а требуемое значение чистоты водорода на уровне 99.99 об. % не достигается (рисунок 6, b). При этом производительность установки снижается на ~25%. Расчеты показывают, что увеличение давления на выходе компрессора от  $17,5 \cdot 10^5$  до  $23,5 \cdot 10^5$  Па позволяет повысить производительность на ~25%, однако степень извлечения водорода при этом снижается относительно номинального режима от 55 до 50%.

Увеличение давления на выходе вакуум-насоса от  $0,75 \cdot 10^5$  до  $1 \cdot 10^5$  Па приводит к уменьшению: длительности стадии адсорбции

от 120 до 50 с, степени извлечения водорода от 55 до 48% (рисунок 7, b). Уменьшение давления на выходе вакуум-насоса от  $0,75 \cdot 10^5$  до  $0,5 \cdot 10^5$  Па приводит к повышению длительности стадии адсорбции от 120 до 150 с, при которой обеспечивается требуемая чистота продуктового водорода  $y_1^{out} = 99.99$  об. %. Степень извлечения водорода при этом снижается от 55 до 52% вследствие увеличения доли потока, отбираемого на регенерацию адсорбента (рисунок 7, a). Расчеты показывают, что для увеличения степени извлечения до 55% (при сохранении чистоты водорода 99.99 об. %) в данном режиме необходимо уменьшить коэффициент обратного потока на ~5% относительно его номинального значения.

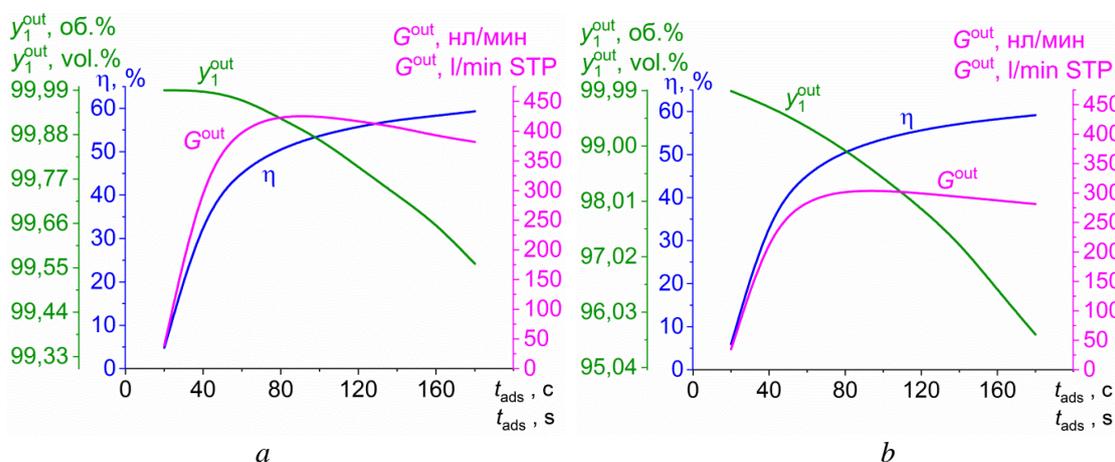


Рисунок 6. Зависимость чистоты продуктового водорода  $y_1^{out}$ , степени его извлечения  $\eta$  и производительности установки  $G^{out}$  при: a –  $T_g^{in} = 323$  К; b –  $y_1^{in} = 48$  об.%

Figure 6. Dependence of the purity of the product hydrogen  $y_1^{out}$ , recovery  $\eta$  and capacity  $G^{out}$  at: a –  $T_g^{in} = 323$  K; b –  $y_1^{in} = 48$  vol.%

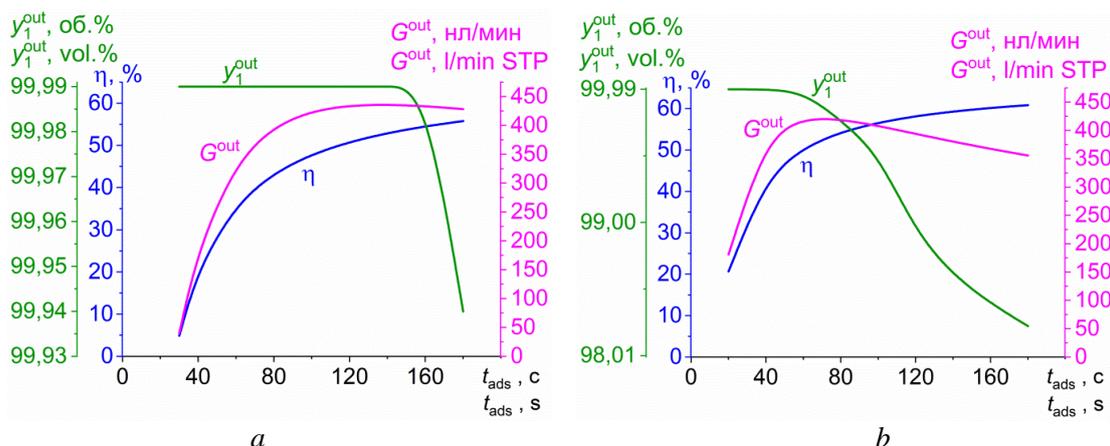


Рисунок 7. Зависимость чистоты продуктового водорода  $y_1^{out}$ , степени его извлечения  $\eta$  и производительности установки  $G^{out}$  при  $P_{des}^{in}$ : a –  $0,5 \cdot 10^5$  Па; b –  $1,0 \cdot 10^5$  Па

Figure 7. Dependence of the purity of the product hydrogen  $y_1^{out}$ , recovery  $\eta$  and capacity  $G^{out}$  at  $P_{des}^{in}$ : a –  $0,5 \cdot 10^5$  Pa; b –  $1,0 \cdot 10^5$  Pa

Увеличение длины насыпного слоя адсорбента от 0,9 до 1,2 м приводит к снижению степени извлечения водорода в среднем на 5% вследствие увеличения перепада давлений в слое адсорбента (рисунок 8, *b*). Уменьшение длины адсорбера от 0,9 до 0,6 м, напротив,

приводит к повышению степени извлечения водорода в среднем на 2%, при этом чистота водорода не достигается на требуемом уровне 99,99 об. % вследствие быстрого истощения адсорбционной емкости адсорбента (рисунок 8, *a*).

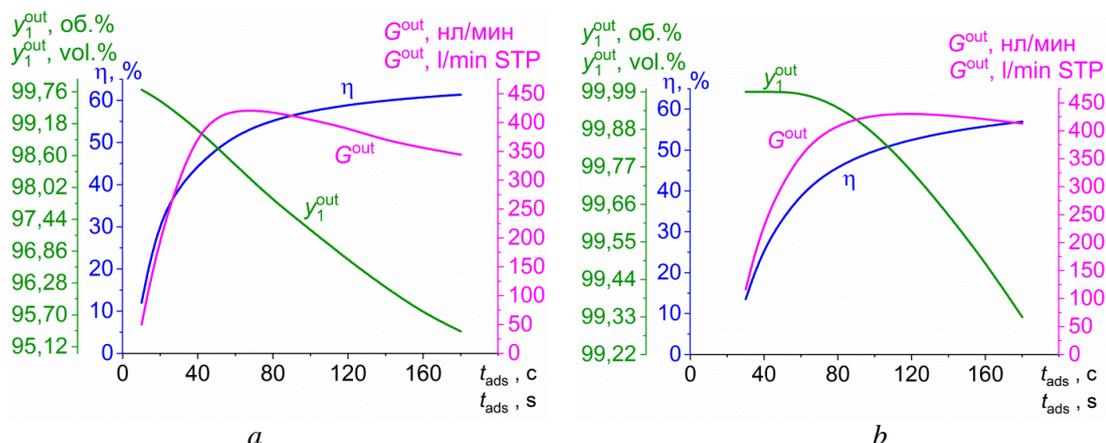


Рисунок 8. Зависимость чистоты продуктового водорода  $y_1^{out}$ , степени его извлечения  $\eta$  и производительности установки  $G^{out}$  при: *a* –  $L/D_A=4$ ; *b* –  $L/D_A=8$

Figure 8. Dependence of the purity of the product hydrogen  $y_1^{out}$ , recovery  $\eta$  and capacity  $G^{out}$  at: *a* –  $L/D_A=4$ ; *b* –  $L/D_A=8$

### Заключение

На основе современных методов системного анализа, математического моделирования и вычислительного эксперимента получены новые результаты для теории и практики создания технологических процессов адсорбционного разделения многокомпонентных газовых смесей с циклически изменяющимся давлением.

Определены наиболее опасные возмущающие воздействия (состав и температура исходной водородсодержащей смеси), наиболее эффективные управляющие воздействия (длительность

стадии адсорбции, давление на выходе компрессора и вакуум-насоса, коэффициент обратного потока) и области допустимых режимов, необходимые для постановки и решения задачи оптимизации стационарного периодического режима функционирования установки КБА при разделении синтез-газа и концентрировании водорода.

### Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования России в рамках гранта Президента РФ МК-1604.2020.8.

### Литература

- 1 Ohs B., Lohaus J., Marten D., Hannemann-Tamas R. et al. Optimized hollow fiber sorbents and pressure swing adsorption process for H-2 recovery // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2018. V. 57. № 14. P. 5093–5105.
- 2 Agarwal A., Biegler L., Zitney S. Superstructure-based optimal synthesis of pressure swing adsorption cycles for precombustion CO2 Capture // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2010. V. 49. № 11. P. 5066–5079.
- 3 Arora A., Bajaj I., Iyer S., Hasan M. Optimal synthesis of periodic sorption enhanced reaction processes with application to hydrogen production // *Comp. Chem. Eng.* 2018. V. 115. P. 89–111.
- 4 Ben-Mansour R., Habib M.A., Bamidele O.E., Basha M. et al. Carbon capture by physical adsorption: Materials, experimental investigations and numerical modeling and simulations – A review // *Applied Energy*. 2016. V. 161. P. 225–255.
- 5 Ruthven D.M., Farooq S., Knaebel K.S. Pressure swing adsorption. New York, 1993. 376 p.
- 6 Кириллин В.А., Сычев В.В., Шейндлин А.Е. Техническая термодинамика. Москва: Издательский дом МЭИ, 2016. 496 с.
- 7 Shafeeyan M.S., Wan Daud W.M.A., Shamiri A. A review of mathematical modeling of fixed-bed columns for carbon dioxide adsorption // *Chem. Eng. Res. Des.* 2014. V. 92. № 5. P. 961–988.
- 8 Tao W., Ma S., Xiao J., Bénard P. et al. Simulation and optimization for hydrogen purification performance of vacuum pressure swing adsorption // *Energy Procedia*. 2019. V. 158. P. 1917–1923.
- 9 Han Z.-Y., Xing R., Zhang D.-H., Shen Y.-H. et al. Vacuum pressure swing adsorption system for N2/CH4 separation under uncertainty // *Chem. Eng. Res. and Des.* 2019. V. 142. P. 245–256.
- 10 Дубинин М.М. Адсорбция и пористость. Москва: Изд. ВХХЗ, 1972. 123 с.
- 11 Tavan Y., Hosseini S.H., Olazar M. A note on an integrated process of methane steam reforming in junction with pressure-swing adsorption to produce pure hydrogen: Mathematical modeling // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2015. V. 54. № 51. P. 12937–12947.
- 12 Akulinin E.I., Golubyatnikov O.O., Dvoretzky D.S., Dvoretzky S.I. Numerical study of cyclic adsorption processes of air oxygen enrichment in dynamics // *Journal of Physics: Conference Series*. 2019. V. 1278. № 1. 012005.
- 13 Akulinin E.I., Golubyatnikov O.O., Dvoretzky D.S., Dvoretzky S.I. Optimizing pressure-swing adsorption processes and installations for gas mixture purification and separation // *Chemical Engineering Transactions*. 2019. V. 74. P. 883–888.

- 14 Grossmann I.E., Apar R.M., Calfa B.A., Garcia-Herreros P. et al. Mathematical Programming Techniques for Optimization under Uncertainty and Their Application in Process Systems Engineering // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2017. V. 51. № 6. P. 893–909.
- 15 Rice R.G., Do D.D. Applied Mathematics and Modeling for Chemical Engineers; 2 ed. New Jersey, 2012.
- 16 Гольдштейн А.Л. Оптимизация в среде MATLAB. Пермь: Изд-во Перм. нац. исслед. политехн. ун-та, 2015 192 с.

### References

- 1 Ohs B., Lohaus J., Marten D., Hannemann-Tamas R. et al. Optimized hollow fiber sorbents and pressure swing adsorption process for H<sub>2</sub> recovery. Ind. Eng. Chem. Res. 2018. vol. 57. no. 14. pp. 5093–5105.
- 2 Agarwal A., Biegler L., Zitney S. Superstructure-based optimal synthesis of pressure swing adsorption cycles for precombustion CO<sub>2</sub> Capture. Ind. Eng. Chem. Res. 2010. vol. 49. no. 11. pp. 5066–5079.
- 3 Arora A., Bajaj I., Iyer S., Hasan M. Optimal synthesis of periodic sorption enhanced reaction processes with application to hydrogen production. Comp. Chem. Eng. 2018. vol. 115. pp. 89–111.
- 4 Ben-Mansour R., Habib M.A., Bamidele O.E., Basha M. et al. Carbon capture by physical adsorption: Materials, experimental investigations and numerical modeling and simulations – A review. Applied Energy. 2016. vol. 161. pp. 225–255.
- 5 Ruthven D.M., Farooq S., Knaebel K.S. Pressure swing adsorption. New York, 1993. 376 p.
- 6 Kirillin V.A., Sychev V.V., Sheindlin A.E. Technical thermodynamics. Moscow, Publishing house MEI, 2016. 496 p. (in Russian).
- 7 Shafeeyan M.S., Wan Daud W.M.A., Shamiri A. A review of mathematical modeling of fixed-bed columns for carbon dioxide adsorption. Chem. Eng. Res. Des. 2014. vol. 92. no. 5. pp. 961–988.
- 8 Tao W., Ma S., Xiao J., Bénard P. et al. Simulation and optimization for hydrogen purification performance of vacuum pressure swing adsorption. Energy Procedia. 2019. vol. 158. pp. 1917–1923.
- 9 Han Z.-Y., Xing R., Zhang D.-H., Shen Y.-H. et al. Vacuum pressure swing adsorption system for N<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> separation under uncertainty. Chem. Eng. Res. and Des. 2019. vol. 142. pp. 245–256.
- 10 Dubinin M.M. Adsorption and porosity. Moscow, 1972. (in Russian).
- 11 Tavan Y., Hosseini S.H., Olazar M. A note on an integrated process of methane steam reforming in junction with pressure-swing adsorption to produce pure hydrogen: Mathematical modeling. Ind. Eng. Chem. Res. 2015. vol. 54. no. 51. pp. 12937–12947.
- 12 Akulinin E.I., Golubyatnikov O.O., Dvoretzky D.S., Dvoretzky S.I. Numerical study of cyclic adsorption processes of air oxygen enrichment in dynamics. Journal of Physics: Conference Series. 2019. vol. 1278. no. 1. 012005.
- 13 Akulinin E.I., Golubyatnikov O.O., Dvoretzky D.S., Dvoretzky S.I. Optimizing pressure-swing adsorption processes and installations for gas mixture purification and separation. Chemical Engineering Transactions. 2019. vol. 74. pp. 883–888.
- 14 Grossmann I.E., Apar R.M., Calfa B.A., Garcia-Herreros P. et al. Mathematical Programming Techniques for Optimization under Uncertainty and Their Application in Process Systems Engineering. Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2017. vol. 51. no. 6. pp. 893–909.
- 15 Rice R.G., Do D.D. Applied Mathematics and Modeling for Chemical Engineers; 2 ed. New Jersey, 2012.
- 16 Goldstein A.L. Optimization in MATLAB. Perm, Publishing house Perm. nat. researched Polytechnic University, 2015. 192 p. (in Russian).

### Сведения об авторах

**Евгений И. Акулинин** к.т.н., доцент, кафедра технологий и оборудования пищевых и химических производств, Тамбовский государственный университет инженерных технологий, ул. Советская, 106, г. Тамбов, 393200, Россия, akulinin-2006@yandex.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-3816-6204](https://orcid.org/0000-0002-3816-6204)

**Олег О. Голубятников** к.т.н., ст. преподаватель, кафедра технологий и оборудования пищевых и химических производств, Тамбовский государственный университет инженерных технологий, ул. Советская, 106, г. Тамбов, 393200, Россия, golubyatnikov\_ol@mail.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-0530-0964](https://orcid.org/0000-0002-0530-0964)

**Дмитрий С. Дворецкий** д.т.н., профессор, зав. кафедрой технологий и оборудования пищевых и химических производств, Тамбовский государственный технический университет, ул. Советская, 106, г. Тамбов, 393200, Россия, dvoretzky@tambov.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-4352-810X](https://orcid.org/0000-0002-4352-810X)

**Станислав И. Дворецкий** д.т.н., профессор, кафедра технологий и оборудования пищевых и химических производств, Тамбовский государственный технический университет, ул. Советская, 106, г. Тамбов, 393200, Россия, sdvoretzky@mail.tstu.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-7571-3748](https://orcid.org/0000-0002-7571-3748)

### Вклад авторов

Все авторы в равной степени принимали участие в написании рукописи и несут ответственность за плагиат

### Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

### Information about authors

**Evgeny I. Akulinin** Cand. Sci. (Engin.), associate professor, technologies and equipment of food and chemical industries department, Tambov State Technical University, Sovetskaya str., 106, Tambov, 393200, Russia, akulinin-2006@yandex.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-3816-6204](https://orcid.org/0000-0002-3816-6204)

**Oleg O. Golubyatnikov** Cand. Sci. (Engin.), senior lecturer, technologies and equipment of food and chemical industries department, Tambov State Technical University, Sovetskaya str., 106, Tambov, 393200, Russia, golubyatnikov\_ol@mail.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-0530-0964](https://orcid.org/0000-0002-0530-0964)

**Dmitry S. Dvoretzky** Dr. Sci. (Engin.), professor, technologies and equipment of food and chemical industries department, Tambov State Technical University, Sovetskaya str., 106, Tambov, 393200, Russia, dvoretzky@tambov.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-4352-810X](https://orcid.org/0000-0002-4352-810X)

**Stanislav I. Dvoretzky** Dr. Sci. (Engin.), professor, technologies and equipment of food and chemical industries department, Tambov State Technical University, Sovetskaya str., 106, Tambov, 393200, Russia, sdvoretzky@mail.tstu.ru

[ID https://orcid.org/0000-0002-7571-3748](https://orcid.org/0000-0002-7571-3748)

### Contribution

All authors are equally involved in the writing of the manuscript and are responsible for plagiarism

### Conflict of interest

The authors declare no conflict of interest.

Поступила 09/12/2019	После редакции 18/12/2019	Принята в печать 16/01/2020
Received 09/12/2019	Accepted in revised 18/12/2019	Accepted 16/01/2020