

DOI: 10.15593/2224-9400/2019.1.5

УДК 66.096.5-932.2

**Л.Г. Тархов**Пермский национальный исследовательский  
политехнический университет, Пермь, Россия**М.С. Морозов, Н.Н. Лузина**

ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез», Пермь, Россия

**ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ ПАРАМЕТРОВ  
РЕГЕНЕРАЦИИ НА ХАРАКТЕРИСТИКУ СТРУКТУРЫ  
КАТАЛИЗАТОРОВ ГИДРОПРОЦЕССОВ**

*Постоянно растущий спрос на высококачественные моторные топлива с низким содержанием серосодержащих и других загрязняющих веществ требует увеличения глубины переработки нефти. Осуществить задачу максимального извлечения светлых продуктов из высококипящих нефтяных фракций, а также их очистки от вредных примесей возможно с использованием гидрогенизационных процессов. Исследования в области данных процессов, в частности процесса гидрокрекинга, направленные на улучшение технико-экономических показателей, являются актуальными на сегодняшний день.*

*В сентябре 2004 года на предприятии ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез» был введен уникальный комплекс глубокой переработки нефти, в составе которого более 20 технологических объектов. Основным является установка гидрокрекинга T-Star с блоком гидродеароматизации дизельного топлива. Технология компании Техасо (США), основана на процессах гидрокрекинга и гидроочистки сырья в трехфазном расширенном (эбулированном) слое катализатора. Из-за закоксовывания катализатора в ходе процесса на установке предусмотрена система его непрерывной регенерации [1].*

*Целью работы является исследование влияния параметров регенерации на характеристику структуры катализатора. Была произведена наработка и анализ статистических данных работы блока регенерации. Проведен процесс регенерации равновесного катализатора с установки гидрокрекинга в лабораторных условиях. Определены оптимальные параметры процесса с точки зрения характеристик катализатора после регенерации и технико-экономических показателей работы установки.*

**Ключевые слова:** гидрокрекинг в расширенном слое, катализатор, регенерация катализатора, нефтепереработка.

**L.G. Tarkhov**

Perm National Research Polytechnic University,  
Perm, Russian Federation

**M.S. Morozov, N.N. Luzina**

ООО «LUKOIL-Permnefteorgsintez»,  
Perm, Russian Federation

## **RESEARCH OF THE INFLUENCE OF PARAMETERS OF REGENERATION ON THE STRUCTURE CHARACTERISTICS OF THE HYDROPROCESSES CATALYSTS**

*The constantly growing demand for high-quality motor fuels with a low content of sulphur-containing substances and other pollutants requires an increase in the depth of oil refining. The task of maximal extraction of refined products from high-boiling oil fractions, as well as their purification from harmful impurities is possible using hydrogenation processes. Research in the field of these processes, in particular the hydrocracking process, aimed at improving technical and economic indicators, is relevant nowadays.*

*In September 2004 at the enterprise LLC “LUKOIL-Permnefteorgsintez” a unique deep oil refining complex was commissioned, which included more than 20 technological facilities. The main one is the T-Star hydrocracking unit with a hydrodearomatization unit for diesel fuel. The technology of Texaco company (USA) is based on hydrocracking and hydrotreating of raw materials in a three-phase expanded (ebullated) bed of catalyst. Due to the catalyst carburizing during the process, a system for its continuous regeneration is provided at the facility.*

*The aim of the paper is to study the effect of regeneration parameters on the characteristics of the catalyst structure. The gathering and analysis of statistical data of the regeneration unit was made. The process of regeneration of the equilibrium catalyst from the hydrocracking unit under laboratory conditions was carried out. The optimal parameters of the process in terms of the catalyst characteristics after regeneration as well as the technical-and-economic indexes of work were determined.*

**Keywords:** *hydrocracking in the expanded layer, catalyst, catalyst regeneration, oil processing.*

С целью увеличения количества вырабатываемых легких продуктов в нефтеперерабатывающую промышленность вводится процесс гидрокрекинга, который дает возможность выпускать широкий ассортимент продуктов. В данном процессе могут перерабатываться легкие и тяжелые дистилляты первичной переработки в смеси с водородсодержащим газом на бифункциональных катализаторах. Гидрокрекинг является значительным процессом в нынешней нефтеперерабатываю-

щей промышленности, так как позволяет получить топлива, соответствующие стандартам ЕВРО-4 и ЕВРО-5, на базе сернистых нефтей.

Сырьем гидрокрекинга служат вакуумный газойль, гудрон (остаток вакуумной ректификации) или мазут (остаток атмосферной ректификации, по-другому можно сказать, что это неразделенная смесь вакуумного газойля и гудрона). В первом случае говорят о гидрокрекинге дистиллятов, во втором и третьем – о гидрокрекинге остатков.

Установки гидрокрекинга, регенерации катализатора и гидродеароматизации дизельного топлива (РК и ГДА) предназначены для получения:

- гидроочищенного сырья для установок каталитического крекинга;
- высококачественного дизельного топлива с низким содержанием серы и ароматики;
- керосиновой фракции (150–280 °С), используемой в качестве компонента дизельного топлива;
- бензиновой фракции (С<sub>5</sub>–175 °С), вовлекаемой в сырье установок вторичной переработки [2, 3].

Значительное место среди установок гидрокрекинга занимают системы, осуществляемые по одно- и двухступенчатому вариантам над стационарным слоем катализатора. Однако наряду с ними разработаны и внедрены в промышленность системы с движущимися и суспендированными катализаторами, или, как их называют, системы с «трехфазным кипящим слоем» катализатора [4, 5]. В них процесс ведется при более низких температурах и давлениях. В качестве катализаторов часто выбирают алюмоникельмолибденовые катализаторы. Сульфиды никеля и молибдена в них нанесены на носитель – оксид алюминия. Кислотную функцию катализатора для увеличения его активности в катализе крекинг-реакций усиливают добавками оксидов кремния или фосфора [6, 7].

Условия процесса и катализатор гидрокрекинга подбираются таким образом, чтобы подавить нежелательные реакции коксообразования и уплотнения, а также обеспечить благоприятное протекание желательных реакций (гидрогенолиз сероорганических и азотистых соединений, гидрогенизация непредельных и ароматических углеводородов, расщепление высокомолекулярных углеводородов и их дальнейшее гидрирование) [8]. С течением времени происходит снижение активности катализатора. Основной причиной этого является отложе-

ние кокса, который образовывается за счет наличия в сырье высокомолекулярных соединений или за счет реакции конденсации многоядерных ароматических соединений [9].

В промышленной практике используют несколько вариантов окислительной регенерации закоксованных катализаторов. Некоторые катализаторы регенерируются непосредственно в каталитическом реакторе. В других случаях окислительную регенерацию осуществляют в специальном аппарате-регенераторе [10].

Основная задача при регенерации закоксованного катализатора – уменьшение роста температуры, вызванного экзотермической реакцией окисления кокса в СО и СО<sub>2</sub>. Нежелательное повышение температуры при регенерации может привести к спеканию катализатора. Одним из решений является применение малых концентраций кислорода в начальных стадиях регенерации. Исследование кинетики сгорания отложенного кокса показало, что СО и СО<sub>2</sub> являются первичными продуктами сгорания углерода. Отношение СО/СО<sub>2</sub> составляет 0,3–0,9 и почти не зависит от того, в какой форме находится углерод, оно растет с температурой процесса. Общая скорость сгорания углерода в закоксованном катализаторе определяется или кинетикой окисления углерода в порах гранулы, или диффузией кислорода в порах катализатора, а также одновременно кинетикой реакции и диффузией через поры. При увеличении температуры происходит переход от кинетической области сгорания кокса через переходную к диффузионной. Для катализаторов крекинга с размером частиц ~4 мм кинетическая область наблюдается до 475 °С, диффузионная область начинается при температурах выше 625 °С. При низких температурах кислород имеет доступ ко всем местам выделения кокса по всему объему зерна. При высоких температурах процесс лимитируется диффузией кислорода сквозь поры [11, 12].

Необходимо отметить, что при регенерации происходит не только выжигание кокса, но и изменение самого катализатора под действием окислительной среды. Катализатор при регенерации может менять структуру, химический состав, пористость и удельную поверхность.

На практике достичь полного удаления кокса без ухудшения свойств катализатора невозможно. Зачастую активность и селективность регенерированного катализатора ниже, чем у свежего. Причиной тому служат структурные изменения, вызванные окислительной сре-

дой и интенсивным выделением тепла при горении кокса. Повышение температуры увеличивает подвижность элементов системы твердого тела, которая стремится перейти в более устойчивое состояние. Происходит перераспределение объема пор по радиусам.

Изменения структуры обусловлены двумя процессами: кристаллизацией и спеканием. В первом случае имеет место рост кристаллов с увеличением радиуса пор и упорядочивание структуры. При спекании в области более высоких температур образуется малоустойчивая структура, склонная к беспорядочному уплотнению. Кристаллизация обусловлена преимущественно поверхностной диффузией, а при спекании большую роль играет объемная диффузия, при которой первичные частицы просто срастаются друг с другом [13, 14].

**Исследовательская часть.** В ходе работы был произведен сбор статистических данных за полгода работы блока регенерации катализатора на установке гидрокрекинга предприятия ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез». На рис. 1, 2 приведены усредненные графики зависимостей изменения поровой структуры катализатора от температуры его регенерации.

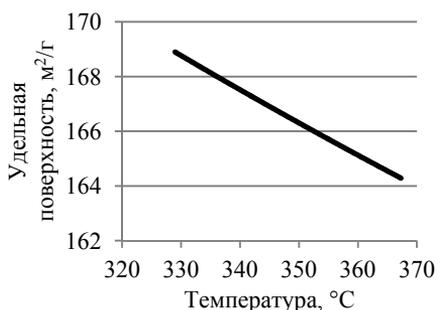


Рис. 1. Зависимость удельной поверхности катализатора от температуры выжигания

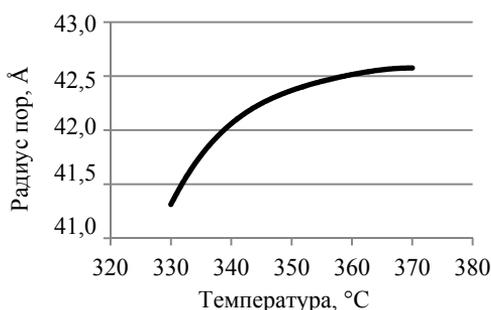


Рис. 2. Зависимость радиуса пор катализатора от температуры выжигания

Повышение температуры регенерации, хоть и незначительно, но влияет на поровую структуру катализатора. Увеличение радиуса пор приводит к снижению его удельной поверхности (см. рис. 2), в результате чего площадь реакционных центров уменьшается, и катализатор теряет свою активность. Кроме того, температурные пределы аппаратного оформления не позволяют проводить процесс при более сильном нагреве. Однако повышение температуры регенерации однозначно способствует окислению и более полному выжигу кокса [15]. На рис. 3

данная закономерность имеет нелинейный характер. Оптимальная температура находится в точке перегиба графика и составляет 350–355 °С.

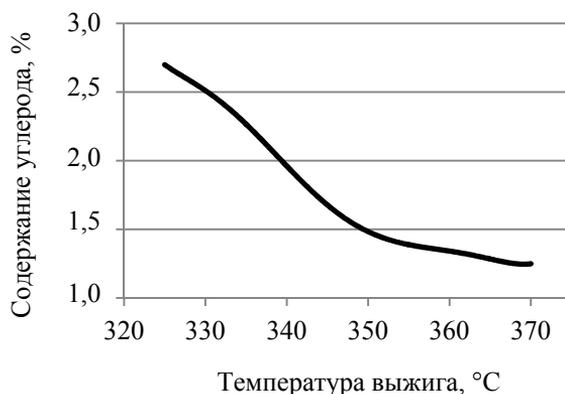


Рис. 3. Зависимость содержания углерода в порах катализатора от температуры выжигания

Немаловажную роль в процессе регенерации играет время выжигания, поскольку является лимитирующим фактором и значительно влияет на производительность блока. Длительный процесс выжигания способствует более полному удалению кокса из пор (рис. 4). В то же время продолжительное воздействие высокой температуры негативно сказывается на пористой структуре катализатора и приводит к ее постепенному снижению (рис. 5). В связи с этим проблема выбора оптимального режима регенерации, обеспечивающего высокую производительность блока и сохранение первоначальных свойств катализатора, является важной для всего процесса гидрокрекинга.

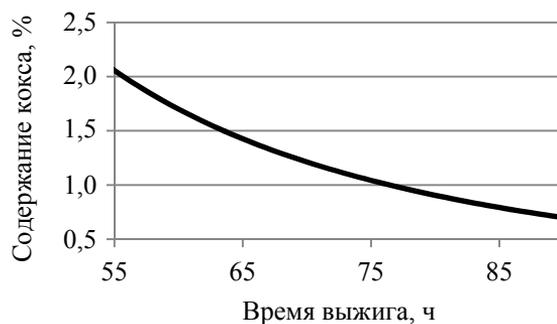


Рис. 4. Зависимость содержания углерода в порах катализатора от времени выжигания

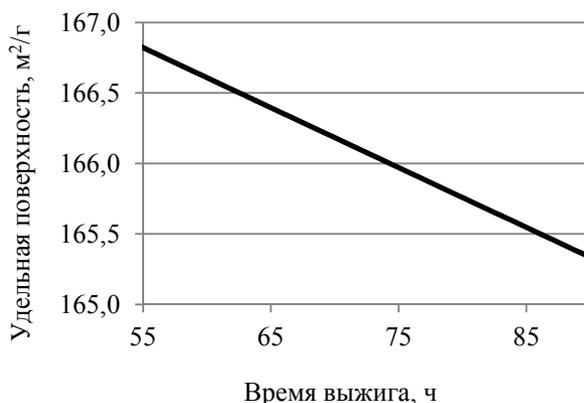


Рис. 5. Зависимость удельной поверхности катализатора от времени выжигания

**Экспериментальная часть.** Для того чтобы установить влияние температуры и времени регенерации на характеристику структуры катализатора с установки гидрокрекинга была отобрана проба равновесного катализатора. Определена его удельная поверхность, радиус и объем пор, содержание углерода и серы.

*Характеристика исходного материала.* Исследованию подлежит отработанный Ni/Co/Mo катализатор на  $Al_2O_3$  из реактора гидрокрекинга, который представляет собой экструдированные частицы размером до 1,5 мм в форме трилистника.

*Подготовка исходного материала.* Ввиду присутствия в катализаторе остатков реакционной смеси, мешающей достоверному и информативному анализу, материал предварительно отмывали толуолом и сушили на воздухе. Навески равновесного катализатора массой около 2 г подвергались регенерации в течение 4 ч при различной температуре (330–380 °С), а также регенерации с разным временем пребывания в муфельной печи при одной температуре (330, 350 и 370 °С).

Регенерация катализатора гидрокрекинга является многопараметрическим процессом. Здесь на конечный продукт оказывает влияние множество факторов (расход газа на регенерацию и его состав, перепад температуры по высоте регенератора, время промывки катализатора от нефтепродукта и пр.). Поэтому, рассматривая влияние температуры и времени регенерации на катализатор отдельно от прочих параметров, можно сделать лишь приблизительные выводы.

*Определение удельной поверхности, объема и радиуса пор катализатора.* Удельная поверхность – суммарная поверхность поровых

частиц, содержащихся в единице массы. Измерения удельной поверхности регенерированного в печи катализатора проводили на приборе Micromeritics Gemini 2380 по изотермам адсорбции азота с применением теории БЭТ согласно ASTM D 3663-02.

*Определение массовых долей углерода и серы.* Ранее упоминалось, что основную часть углерода составляет кокс, снижающий активность катализатора. Подверженные регенерации пробы катализатора анализировали на содержание в них массовых долей серы и углерода методом инфракрасной адсорбции с использованием анализатора LECO CS-200 по МИ 201-01.

**Результаты и их обсуждение.** Для исследуемого образца катализатора были определены величины удельной поверхности, объема и радиуса пор, значения массовых долей углерода и серы (табл. 1).

Таблица 1

## Экспериментальные данные

$t, ^\circ\text{C}$	Время выжига, ч	Углерод, %	Сера, %	Уд. пов-ть, $\text{м}^2/\text{г}$	Объем пор, $\text{см}^3/\text{г}$	Радиус пор, $\text{Å}$
330	4	6,84	3,06	147,2	0,35	39,0
340	4	6,16	2,86	151,7	0,37	39,5
350	3	6,34	2,45	156,9	0,38	38,8
	4	5,85	2,42	158,4	0,37	39,7
	5	4,93	2,25	158,7	0,39	39,4
	8	4,53	2,21	160,2	0,39	39,3
360	4	4,56	1,98	158,0	0,41	41,3
370	4	3,81	1,81	162,9	0,42	40,7
380	4	2,78	1,55	162,7	0,44	41,8
Равновесный катализатор		10,10	7,20	154,6	0,33	36,5

Экспериментально было установлено, что в рассматриваемом временном интервале, значения удельной поверхности, радиуса и объема пор возрастают с увеличением температуры. Зависимость же углерода убывает практически линейно (рис. 6), поэтому оптимальной температуры здесь выявить не удалось.

По полученным данным (рис. 7) можно сделать вывод, что интенсивное выгорание кокса с поверхности сопровождается увеличением удельной поверхности катализатора.

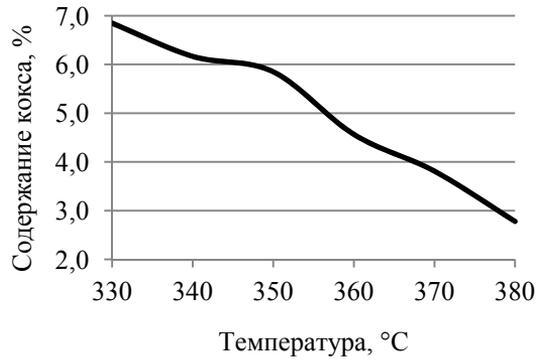


Рис. 6. Зависимость содержания углерода в порах катализатора от температуры выжига (4 ч)

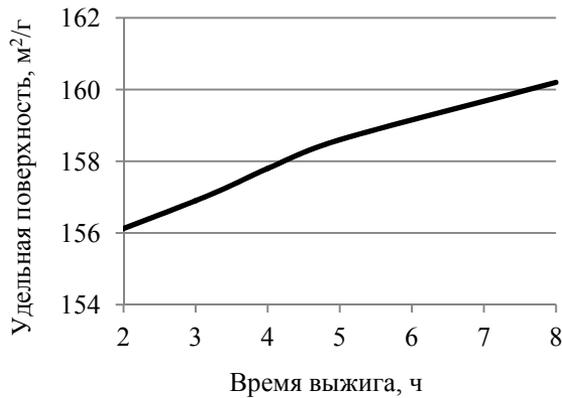


Рис. 7. Зависимость удельной поверхности от времени выжига (350 °C)

Фактическая загрузка равновесного катализатора с содержанием кокса 10 % в регенераторе на установке гидрокрекинга составляет около 10 т за 1 цикл, а средняя продолжительность выжига кокса – 70 ч (содержание остаточного кокса изменяется с 10 до 1,6 %). С учетом времени на сушку общий цикл регенерации равен примерно 90 ч. Всего в месяц осуществляется 8 циклов регенерации и в среднем выжигается 6800 кг кокса. Для того чтобы определить эффективность сокращения времени выжига, необходимо соотнести полученные лабораторные результаты с данными работы промышленной установки. Опираясь на полученные значения содержания остаточного кокса после 3–8 ч регенерации и в конце цикла (70 ч), можно построить приблизительный график влияния времени выжига на содержание кокса в катализаторе на протяжении всего процесса (рис. 8). Чем дольше

идет выжиг, тем ниже содержание остаточного кокса и тем больше его удаляется за цикл.

$$G_{\text{кокса}} = 1000 - \frac{9000 \cdot \%C_{\text{ост}}}{100 - \%C_{\text{ост}}}$$

Важно отметить, что темпы выжига замедляются после 20–30 ч, и за аналогичный промежуток времени выгорает гораздо меньше кокса (рис. 9). Поэтому наиболее оптимальным, как по выжигаемому (12–13 тыс. кг/месяц), так и по остаточному углероду (2,5–3 %), будет промежуток времени 25–30 ч.

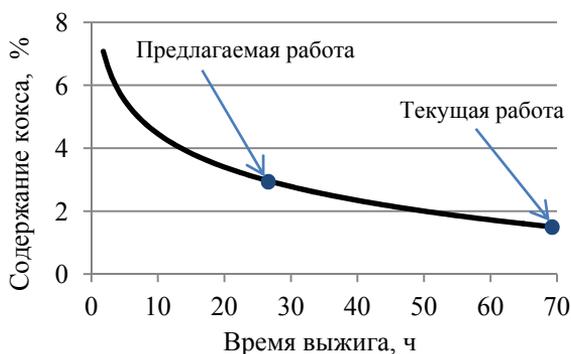


Рис. 8. Зависимость теоретического содержания углерода от времени выжига

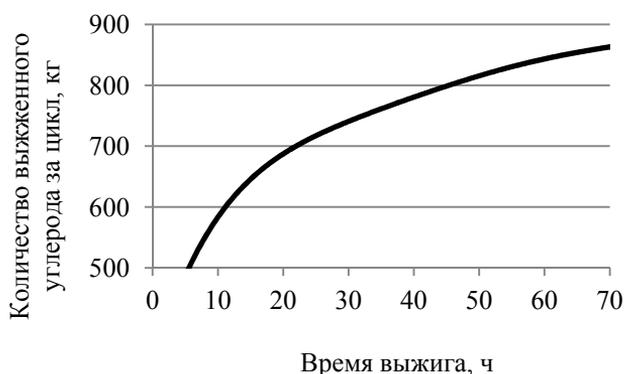


Рис. 9. Зависимость количества выжженного кокса от времени выжига

Таблица 2

Предполагаемая зависимость эффективности работы блока от температуры выжига

Время выжига, ч	Общее время регенерации, ч	Остаточный кокс		Выжженный кокс, кг	Число циклов в месяц	Кокс за месяц, кг	Относит. эф-ть, %
		%	кг				
5	25	5,4	513,7	486,3	28,8	14004,2	103
10	30	4,4	414,2	585,8	24,0	14058,6	104
15	35	3,8	355,5	644,5	20,6	13258,1	92
20	40	3,4	316,8	683,2	18,0	12298,1	78
25	45	3,0	278,4	721,6	16,0	11546,4	67
30	50	2,8	259,3	740,7	14,4	10666,7	55
40	60	2,4	221,3	778,7	12,0	9344,3	35
50	70	2,0	183,7	816,3	10,3	8396,5	22
60	80	1,7	155,6	844,4	9,0	7599,2	10
70	90	1,6	137,1	862,9	8,0	6903,6	0

Важно принимать во внимание тот факт, что протекающий параллельно с регенерацией процесс подготовки следующей порции катализатора (загрузка/выгрузка, промывка и т.д.) занимает на производстве порядка 90 ч. Сокращение времени выжига имеет смысл только в том случае, если будет произведена оптимизация предшествующего подготовительного этапа. В противном случае производительность блока не повысится, а оборудование будет простаивать.

По результатам выполненных исследований можно сделать следующие выводы:

1. Оптимальная температура регенерации катализатора гидрокрекинга составляет 350–355 °С с точки зрения сохранения поровой структуры.

2. При сокращении времени регенерации цикла в 2,5 раза производительность регенератора по выжигаемому коксу увеличивается на 60 %.

3. Менее длительное воздействие высокой температуры в большей степени сохраняет первоначальную пористую структуру катализатора.

Таким образом, в результате предлагаемой оптимизации процесса регенерации закоксованного катализатора повышается степень конверсии, удаляется больше углерода, как следствие, увеличивается производительность блока по выжигаемому коксу.

### Список литературы

1. Установка гидрокрекинга T-Star ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез» / В.Ю. Жуков, В.И. Якунин, В.М. Капустин, В.Н. Семенов // Химия и технология топлив и масел. – 2009. – № 1. – С. 17–19.
2. Афанасьева И.В. Опыт проектирования установок гидрокрекинга // Химия и технология топлив и масел. – 2004. – № 2. – С. 32–35.
3. Ахметов С.А. Физико-химическая технология глубокой переработки нефти и газа. – Уфа, 1997. – 304 с.
4. Абдуллин А.И., Сираев И.Р. Гидрокрекинг как процесс получения дизельного топлива // Вестник технологического университета. – 2016. – Т. 19, вып. 10. – С. 41–42.
5. Мейерс Р.А. Основные процессы нефтепереработки. – СПб.: Профессия, 2011. – 944 с.
6. Сулимов А.Д., Орочко Д.И., Осипов Л.Н. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке. – М.: Химия, 1971. – 352 с.
7. Фатхутдинов А.И., Ибрагимова Д.А., Иванова И.А. Катализаторы в процессах гидрокрекинга остаточного сырья // Вестник технологического университета. – 2017. – Т. 20, № 20. – С. 74–77.
8. Крылов О.В. Гетерогенный катализ: учеб. пособие для вузов. – М.: Академкнига, 2004. – С. 564–567.
9. Effect of catalyst deactivation on vacuum residue hydrocracking / Hoda S. Ahmed, Seham A. Shaban, Mohamed F. Menoufy, Fathy Y. El Kady // Egyptian Journal of Petroleum. – 2013. – No. 22. – P. 367–372. DOI: org/10.1016/j.ejpe.2013.10.006
10. Лич Б., Сандерс Ю., Шлюсмахер Э. Катализ в промышленности: в 2 т. – М.: Мир, 1986. – Т. 1. – С. 120–121.
11. Хьюз Р. Дезактивация катализаторов. – М.: Химия, 1989. – С. 204–206.
12. Старцев А.Н. Сульфидные катализаторы гидроочистки: синтез, структура, свойства. – Новосибирск: Гео, 2008. – 206 с.
13. Масагутов Р.М., Морозов Б.Ф., Кутепов Б.И. Регенерация катализаторов в нефтепереработке и нефтехимии. – М.: Химия, 1987. – С. 53–62.
14. Аспель Н.Б., Демкина Г.Г. Гидроочистка моторных топлив. – Л.: Химия, 1977. – 160 с.
15. Сериков Т.П., Жугинисов О.Ж. Исследование влияния температуры и объемной скорости кислородсодержащего газа на скорость регенерации при разных глубинах выжига коксовых отложений // Тр. V Казах.-Рос. междунар. науч.-практ. конф. – Ч. III. – Атырау, 2005. – 195 с.

## References

1. Zhukov V.Yu., Yakunin V.I., Kapustin V.M., Semenov V.N. Ustanovka gidrokrekinga T-Star ООО «LUKOIL-Permnefteorgsintez» [T-Star hydrocracking unit of LUKOIL-Permnefteorgsintez LTD]. *Khimiia i tekhnologiia topliv i masel*, 2009, no. 1, pp. 17–19.
2. Afanas'eva I.V. Opyt proektirovaniya ustanovok gidrokrekinga [Experience in designing hydrocracker units]. *Khimiia i tekhnologiia topliv i masel*, 2004, no. 2, pp. 32-35.
3. Akhmetov S. A. Fiziko-khimicheskaia tekhnologiia glubokoi pererabotki nefti i gaza. [Physico-chemical technology of deep processing of oil and gas]. Ufa, 1997, 304 p.
4. Abdullin A.I., Siraev I.R. Gidrokreking kak protsess polucheniia dizel'nogo topliva [Hydrocracking as a process for diesel fuel producing]. *Vestnik tekhnologicheskogo universiteta*, 2016, no.10, pp. 41-42.
5. Meiers R.A. Osnovnye protsessy neftepererabotki [The main refining processes]. Saint Petersburg, Professia, 2011, 944 p.
6. Sulimov A.D., Orochko D.I., Osipov L.N. Gidrogenizatsionnye protsessy v neftepererabotke [Hydrogenation processes in oil refining]. Moscow, Khimiia, 1971, 352 p.
7. Fatkhutdinov A.I., Ibragimova D.A., Ivanova I.A. Katalizatory v protsessakh gidrokrekinga otstatochnogo syr'ia [Catalysts in Residual Raw Hydrocracking Processes]. *Vestnik tekhnologicheskogo universiteta*, 2017, no. 20, pp. 74-77.
8. Krylov O.V. Geterogennyi kataliz, uchebnoe posobie dlia vuzov [Heterogeneous catalysis]. Moscow, Akademkniga, 2004, pp. 564-567.
9. Hoda S. Ahmed, Seham A. Shaban, Mohamed F. Menoufy, Fathy Y. El Kady. Effect of catalyst deactivation on vacuum residue hydrocracking, *Egyptian Journal of Petroleum*, 2013, no. 22, pp. 367-372. DOI: org/10.1016/j.ejpe.2013.10.006
10. Bruce E. Leach. Applied industrial catalysis, Academic Press Inc, 1983, vol. 1, pp. 120-121.
11. Hughes R. Dezaktivatsiia katalizatorov [Deactivation of catalysts]. Moscow, Khimiia, 1989, pp. 204-206.
12. Startsev A.N. Sul'fidnye katalizatory gidroochistki: sintez, struktura, svoistva [Sulfide hydrotreating catalysts: synthesis, structure, properties]. Novosibirsk: Geo Publ., 2007, 206 p.
13. Masagutov R.M., Morozov B.F., Kutepov B.I. Regeneratsiia katalizatorov v neftepererabotke i neftekhimii [Regeneration of catalysts in oil processing and petrochemistry]. Moscow, Khimiia, 1987, pp. 53-62.
14. Aspel' N.B., Demkina G.G. Gidroochistka motornykh topliv [Hydrotreating motor fuels]. Leningrad, Khimiia, 1977, 160 p.
15. Serikov T.P., Zhuginisov O.Zh. Issledovanie vliianiia temperatury i ob'emnoi skorosti kislorodsoderzhashchego gaza na skorost' regeneratsii pri raznykh glubinakh vyzhiga koksovykh otlozhenii [Investigation of the temperature effect and flow rate of oxygen-containing gas on the rate of regeneration at different coke burning depths]. *V Kazakhstansko-Rossiiskaia mezhdunarodnaia nauchno-prakticheskaia konferentsiia*. Atyrau, 2005, 195 p.

Получено 12.02.2019

### **Об авторах**

**Тархов Леонид Геннадьевич** (Пермь, Россия) – кандидат технических наук, доцент кафедры химических технологий Пермского национального исследовательского политехнического университета (614990, г. Пермь, Комсомольский пр., 29, e-mail: [tlg@pstu.ru](mailto:tlg@pstu.ru)).

**Морозов Максим Сергеевич** (Пермь, Россия) – начальник отдела каталитических процессов опытно-исследовательского цеха ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез» (614055, г. Пермь, ул. Промышленная, 84, e-mail: [Maksim.Morozov@pnos.lukoil.com](mailto:Maksim.Morozov@pnos.lukoil.com)).

**Лузина Наталья Николаевна** (Пермь, Россия) – лаборант химического анализа опытно-исследовательского цеха ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез» (614055, г. Пермь, ул. Промышленная, 84); магистрант кафедры химических технологий Пермского национального исследовательского политехнического университета (614990, г. Пермь, Комсомольский пр., 29, e-mail: [Nataly-Luzina@mail.ru](mailto:Nataly-Luzina@mail.ru)).

### **About the authors**

**Leonid G. Tarkhov** (Perm, Russian Federation) – Ph.D. in Technical Sciences, Associate professor of the Department Chemical technologies, Perm National Research Polytechnic University (29, Komsomolsky av., Perm, 614990, e-mail: [tlg@pstu.ru](mailto:tlg@pstu.ru)).

**Maksim S. Morozov** (Perm, Russian Federation) – Head of catalytic processes department, ООО “LUKOIL-Permnefteorgsintez” (84, Promyshlennaya str., Perm, 614055; e-mail: [Maksim.Morozov@pnos.lukoil.com](mailto:Maksim.Morozov@pnos.lukoil.com)).

**Natalya N. Luzina** (Perm, Russian Federation) – Chemical analysis assistant, ООО “LUKOIL-Permnefteorgsintez” (84, Promyshlennaya str., Perm, 614055); Undergraduate Student, Department of Chemical technologies, Perm National Research Polytechnic University (29, Komsomolsky av., Perm, 614990, e-mail: [Nataly-Luzina@mail.ru](mailto:Nataly-Luzina@mail.ru)).