

**СЕЛЕКТИВНАЯ ОЧИСТКА ЛЕГКОГО ГАЗОЙЛЯ  
КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА N-МЕТИЛПИРРОЛИДОНОМ  
С ЦЕЛЬЮ ПОЛУЧЕНИЯ ВЫСОКОПЛОТНОГО КОМПОНЕНТА  
РЕАКТИВНОГО ТОПЛИВА ИЛИ ЖИДКОГО ОРГАНИЧЕСКОГО НОСИТЕЛЯ  
ВОДОРОДА**

© Н. М. Максимов, П. С. Солманов, А. В. Моисеев, Ю. В. Еремина,  
Е. О. Жилкина, В. В. Тимошкина, С. П. Веревкин, А. А. Пимерзин

Самарский государственный технический университет,  
443100, г. Самара, ул. Молодогвардейская, д. 244  
E-mail: maximovnm@mail.ru

Поступила в Редакцию 30 сентября 2020 г.  
После доработки 20 февраля 2020 г.  
Принята к публикации 1 марта 2021 г.

*Изучены особенности проведения процесса экстракции нежелательных компонентов из легкого газойля каталитического крекинга с использованием N-метилпирролидона. Выбраны условия проведения экстракции, установлено влияние соотношения растворителя и сырья на результаты процесса. Показано, что область малых соотношений растворитель:сырье является благоприятной для получения высококонцентрированных экстрактов с целью дальнейшего получения из них жидкого органического носителя водорода. Соотношение растворитель:сырье 0.75:1.00 может быть рекомендовано для получения высокоплотного компонента реактивных топлив.*

Ключевые слова: *экстракционная очистка; N-метилпирролидон, рафинат*  
DOI: 10.31857/S0044461821040101

Высокую глубину переработки нефти на современных нефтеперерабатывающих заводах обеспечивает переработка тяжелого и остаточного нефтяного сырья в деструктивных процессах, включающих как термические (висбрекинг, коксование, пиролиз), так и термокаталитические процессы (каталитический крекинг, гидрокрекинг) [1]. Доля деструктивных гидрогенизационных процессов постепенно возрастает в общем объеме вторичных процессов, однако существенные капитальные и эксплуатационные затраты ограничивают их развитие, поэтому основным типом реакций, реализуемых в деструктивных процессах и приводящих к получению набора

ра компонентов товарных топлив, является диспропорционирование по водороду [2]. Это приводит к необходимости проведения глубокой гидроочистки получаемых полупродуктов [3]. Исключением не являются и дизельные фракции, включающие как прямогонные дизельные фракции, так и газойли вторичного происхождения, например, легкий газойль каталитического крекинга и легкий газойль замедленного коксования. Газойли вторичного происхождения отличаются от прямогонных фракций, как правило, более высоким содержанием азоторганических соединений, моно- и полициклических ароматических углеводородов [4].

Вовлечение до 20 об% вторичных газойлей в существующие схемы переработки дизельных фракций является традиционной практикой и в настоящее время позволяет получать дизельное топливо с содержанием серы менее  $10 \text{ мг} \cdot \text{кг}^{-1}$ , однако прогнозные оценки показывают, что доля вторичных газойлей может возрасти до 40 и даже 70 об%, что практически потребует принципиально новых технологических решений [5]. В частности, технологически отработанные приемы ужесточения процесса даже на высокоактивных катализаторах не позволят решить данную задачу. При ужесточении режима процесса получить дизельное топливо с заданным содержанием серы можно практически из сырья любого качества, однако в данной ситуации основной проблемой становится наличие в составе сырья ароматических углеводородов, гидрирование которых до моноциклических ароматических углеводородов в условиях традиционного процесса гидроочистки (пусть даже в максимально жестких условиях) не позволяет получить товарное топливо, характеризующееся уровнем цетанового числа, соответствующим нормативно-технической документации [6].

Первыми с данной проблемой столкнулись нефтепереработчики США еще в 80-е годы XX века при повсеместном вводе в эксплуатацию установок каталитического крекинга с псевдооживленным слоем катализатора, что вынудило правительство временно снизить законодательно установленные требования к показателю качества «цетановое число» товарного дизельного топлива [7]. Существуют два различных пути решения проблемы получения высокоцетанового товарного топлива. Первым и логичным кажется разработка катализаторов, обладающих повышенной кислотностью и, как следствие, крекирующей функцией в реакциях раскрытия гидрированных циклов. Однако оценка группового состава дизельного топлива приводит к пониманию того, что катализаторы такого рода в силу ограниченных возможностей молекулярно-ситового отбора либо будут малоэффективны в отношении крекинга циклов, либо будут приводить к значительному крекингу парафиновых углеводородов, во многом определяющих уровень цетанового числа получаемого дизельного топлива.

Существует ряд работ по данному направлению [6, 7], однако практическое применение полученных результатов ограничивается более низкими, чем в традиционном процессе гидроочистки, выходами компонента дизельного топлива при сохраняющемся уровне затрат на переработку. Альтернативным вариантом решения проблемы является использо-

вание процессов выделения ароматических углеводородов либо из сырья, либо из продуктов процесса гидроочистки [8]. Более целесообразным является выделение ароматических углеводородов совместно с азоторганическими соединениями и смолами до процесса гидроочистки. Данный подход продиктован существенным улучшением условий процесса гидроочистки как за счет удаления ингибиторов процесса гидродесульфуризации и предшественников моноциклических ароматических углеводородов и гибридных структур, так и за счет уменьшения объема сырья, вовлекаемого в сам процесс [4]. Следствием является возможность проведения при более мягких условиях процесса гидроочистки, что влечет за собой как снижение эксплуатационных затрат, так и увеличение выхода целевого продукта. Выделенный в виде экстракта концентрат ароматических углеводородов является перспективным сырьем процесса получения компонентов высокоплотных реактивных топлив [9] и потенциально крупнотоннажного продукта — жидкого органического носителя водорода, применение которого возможно в значительном числе способов накопления, хранения, передачи энергии, ее генерирования на мобильных и автономных объектах, в том числе в условиях, в которых применение традиционных источников энергии неприемлемо по технологическим или экологическим соображениям [10,11].

Результаты анализа литературных данных по вопросу экстракции нежелательных соединений дизельных фракций сведены в табл. 1.

Работы по экстракции компонентов селективными растворителями из дизельных фракций немногочисленны. В качестве сырья в данных исследованиях использованы легкий газойль замедленного коксования, широкие нефтяные фракции, гидроочищенное дизельное топливо, прямогонные дизельные фракции, легкий газойль висбрекинга, гидродепарафинированные дизельные фракции, работы по экстракции ароматических соединений с использованием в качестве сырья легкого газойля каталитического крекинга отсутствуют. В качестве растворителей авторы использовали ацетонитрил, N-метилпирролидон, 2-метоксизтанол, метилцеллозольв, N,N-диметилформамид, 1,3-диоксан, 1,4-диоксан, ацетон, фуран, фенол, диметилсульфоксид. Соотношение растворитель:сырье варьировалось от 0.5:1.0 до 6.0:1.0. В качестве неполярного компонента, регулирующего селективность извлечения компонентов (антирастворителя), использовали пентан, воду (1–20 мас%), гептан, ундекан, нефрас. Показано, что в случае использования N-метилпирролидона в большинстве случаев удается

**Таблица 1**  
Исследования экстракции нежелательных соединений дизельных фракций

Сырье	Растворитель (соотношение, мас%)	Соотношение смешанный растворитель:сырье	Полученные результаты, выводы	Литературный источник
Легкий газойль замедленного коксования (196–348°C)	Ацетонитрил-пентан (1:0.8)	1.0:1.0; 0.8:1.0; 0.6:1.0; 0.5:1.0	Улучшение показателей качества полученного рафинага по сравнению с исходным сырьем. Оптимальным признано соотношение растворитель:сырье = 0.8:1.0	[12]
Широкая нефтяная фракция западносибирских нефтей (150–360°C; 315–360°C)	N-Метилпирролидон	0.5:1.0; 1.5:1.0; 2.5:1.0 об.	При температуре процесса 20°C наиболее целесообразно соотношение растворитель:сырье 1.5/1.0 об., при этом достигается удаление 42.81 отн% серы	[13]
Гидроочищенное дизельное топливо (213–360°C)	2-Метоксиэтанол:пентан (5:1)	6.0:1.0	Общее содержание ароматических углеводородов может быть снижено с 25 до 10–11 мас%, а содержание серы — с 0.045 до 0.02 мас%. Показана возможность проведения процесса с использованием роторно-дискового контактора	[14]
Прямогонная фракция (302–354°C) нефти Анастасиевско-Троицкого месторождения	Метицеллозоль (в том числе 5 мас% воды):пентан (4:1)	5.0:1.0	Использование данной системы позволяет снизить содержание сульфидирующих с 30 до 18 мас% и получить трансформаторное масло, соответствующее требованиям нормативно-технической документации	[15]
Прямогонные фракции (279–366°C, 278–384°C и 290–397°C)	N-Метилпирролидон:ундекан (2.0:0.3; 2.5:0.4), метицеллозоль	2.0–3.0:1.0	Использование ундекана позволяет более селективно удалять ароматические соединения, улучшать условия регенерации растворителя за счет образования азеотропной смеси N-метилпирролидон–ундекан. В полученном рафинаге содержание ароматических углеводородов не превышало 10 мас%, при проведении экстракции происходило снижение содержания серы в 2.5 раза	[16]
Прямогонные фракции (260–350°C, 280–350°C и 300–350°C)	N-Метилпирролидон	1.0–1.2:1.0	Использование N-метилпирролидона позволяет после компандирования легкой части и рафинага тяжелой части прямой дизельной фракции получить дизельное топливо в соответствии с требованиями спецификации класса 3 согласно Техническому регламенту	[17]
Прямогонная фракция (278–360°C)	N-Метилпирролидон:вода (1 мас%)	1.0–3.0:1.0	При использовании данной системы из получаемого рафинага при умеренных значениях параметров процесса гидроочистки могут быть получены компоненты дизельных топлив классов 4 и 5 согласно Техническому регламенту	[18]

Таблица 1 (продолжение)

Сырье	Растворитель (соотношение, мас%)	Соотношение смешанный растворитель:сырье	Полученные результаты, выводы	Литературный источник
Прямогонная фракция (299–351 °С): легкий газойль висбрекинга (180–300 °С) = 70:30	N,N-Диметилформамид	1.0:1.0	Получаемый рафинат может использоваться для выпуска низкозаствывающего компонента товарного дизельного топлива после депарафинизации, а полученный экстракт — для снижения вязкости котельного топлива	[19]
Прямогонная фракция (270–360 °С)	1,3-Диоксан, 1,4-диоксан, ацетон, фуран	2.0:1.0	Использование ацетона дает наилучшие результаты как по качеству получаемых продуктов, так и по разделению продуктов экстракции. Фуран имеет трудности при хранении, хотя позволяет получить продукт хорошего качества, но в процессе возникают потери целевого продукта с растворителем. Наиболее эффективны использованные диоксаны, при этом с технологической точки зрения более эффективен 1,4-диоксан, так как имеет наибольшую плотность, что облегчает разделение продуктов экстракции	[20]
Прямогонная (НК–250 °С, 250–КК °С), гидро-депарафинированная фракция	N,N-Диметилформамид, N-метилпирролидон	1.0-2.0:1.0	Увеличение цетанового индекса на 7 пунктов для рафината ПДФ	[21]
Прямогонная фракция (299–350 °С)	N-Метилпирролидон, N-метилпирролидон + фенол, фенол, N-метилпирролидон + фенол + H <sub>2</sub> O, N-метилпирролидон + H <sub>2</sub> O + гептан, N-метилпирролидон + H <sub>2</sub> O + нефрас, диметиловый оксид + нефрас	1.0–1.5:1.0	Наиболее эффективно применение в качестве селективного растворителя N-метилпирролидона. Применение N-метилпирролидона при одноступенчатой очистке атмосферного газойля в соотношении к сырью 1:1 мас. позволило снизить содержание азота более чем в 3 раза, серы — в 1.5 раза и полициклических аренов — в 7.5 раза	[22]
Легкий газойль замедленного коксования (171–334 °С)	N,N-Диметилформамид + H <sub>2</sub> O (8%), N-метилпирролидон + H <sub>2</sub> O (8%), фенол + H <sub>2</sub> O (8%)	0.5–1.0:1.0	Использование безводного N-метилпирролидона позволяет получить рафинат более высокого качества, чем в случае использования N,N-диметилформамида и фенола	[23]

достичь наилучших результатов, однако повышение селективности процесса требует применения неполярных антирастворителей. Очевидно, что по технологическим соображениям уже существующих установок селективной очистки таким антирастворителем может выступать вода.

Цель работы — исследование процесса экстракции ароматических углеводородов из состава легкого газойля каталитического крекинга с использованием в качестве экстрагента системы, включающей *N*-метилпирролидон в качестве селективного растворителя и воду в качестве антирастворителя.

### Экспериментальная часть

В качестве сырья процесса использовали легкий газойль каталитического крекинга (ЛГКК) установки Г-43-107 с форсированным кипящим слоем ОАО «Уфимский НПЗ» (табл. 2), *N*-метилпирролидон (ТУ 2633-036-44493179-99, АО «ЭКОС-1») и воду дистиллированную (получена с использованием дистиллятора Simax). Исследования проведены при соотношениях (*N*-метилпирролидон + H<sub>2</sub>O):ЛГКК (0.30–1.25):1 и содержании дистиллированной воды в составе растворителя 10 мас% (на *N*-метилпирролидон).

Экстракцию ароматических углеводородов из состава легкого газойля каталитического крекинга выполняли методом одностадийной экстракции при температуре 40°C в стеклянном экстракторе с мешалкой (50–70 об·мин<sup>-1</sup>) (рис. 1).

Контактирование сырья и растворителя обеспечивали в течение 30 мин, после чего проводили отстаивание фаз при температуре экстракции в течение 15 мин. Осторожно сливали отделившуюся экстракционную фазу в предварительно взвешенную колбу. Оставшуюся рафинатную фазу сливали во вторую взвешенную колбу. Рафинатную и экстракционную фазы отмывали от растворителя в делительных воронках 4–5 раз, приливая по 200–250 мл дистиллированной воды.

Для полученных продуктов определяли выходы (гравиметрически по привесу колб, с учетом потерь), пикнометрически плотность по ГОСТ 3900–85 «Нефть и нефтепродукты. Методы определения плотности», содержание серы и азота на элементном анализаторе Multi EA 5000, Analytik Jena GmbH методом некаталитического сжигания с последующим детектированием на УФ-флуоресцентном и хемилуминесцентном детекторах (методики ASTM D-5453-16-1 «Standard test method for determination of total sulfur in light hydrocarbons, spark ignition engine fuel, diesel engine fuel, and engine oil by ultraviolet fluorescence»,

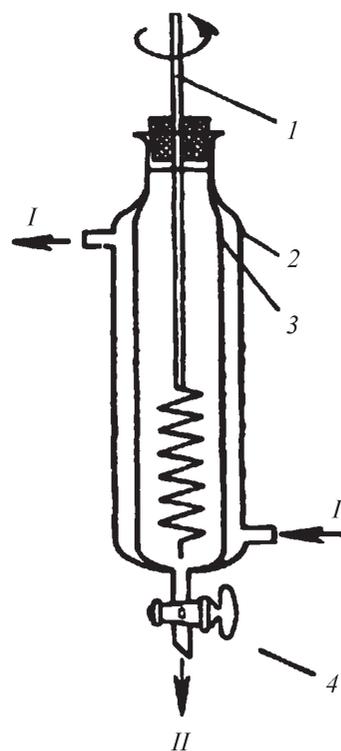


Рис. 1. Схема цилиндрического стеклянного экстрактора.

1 — мешалка, 2 — рубашка для теплоносителя, 3 — экстрактор, 4 — сливной кран; I — теплоноситель; II — последовательный слив полученных экстракционного и рафинатного растворов в колбу.

ASTM D-4629-12 «Standard test method for trace nitrogen in liquid petroleum hydrocarbons by syringe/inlet oxidative combustion and chemiluminescence detection»), ароматических углеводородов на спектрофотометре Shimadzu UV-1700 [24].

### Обсуждение результатов

Выход и плотность получаемых рафинатов изменяются линейно и антибатно (табл. 2) (коэффициент детерминации  $R^2 = 0.9813$  и  $R^2 = 0.9922$ ) с изменением соотношения растворитель:сырье.

Максимальный выход рафината обеспечивается при соотношении массового содержания растворитель:сырье 0.3:1.0 и составляет более 92.0 мас%, минимальное значение достигнуто при соотношении массового содержания растворитель:сырье 1.25:1.00 и составило 44.6 мас% (рис. 2). Плотности полученных рафинатов варьировались в интервале значений 0.931–0.908 г·см<sup>-3</sup>. Наибольшие относительные снижения плотности были зафиксированы при переходах от соотношения массового содержания 0.75:1.00

**Таблица 2**  
Состав сырья и получаемых продуктов

Сырье (продукт)	Выход,* мас.-%	Плотность, г·см <sup>-3</sup>	Содержание, мас.-%				Содержание азота, млн <sup>-1</sup>	
			серы	моноциклические ароматические углеводороды	бициклические ароматические углеводороды	трициклические ароматические углеводороды		сумма полициклических ароматических углеводородов
Легкий газойль каталитического крекинга	—	0.934	0.410	41.67	30.91	4.09	35.00	640
Рафинат селективной очистки (0.30:1.00)**	92.0	0.931	0.331	41.67	26.33	3.78	30.11	409
Рафинат селективной очистки (0.50:1.00)	86.6	0.931	0.310	44.70	27.85	3.34	31.19	522
Рафинат селективной очистки (0.75:1.00)	68.4	0.926	0.285	46.67	25.18	3.26	28.43	374
Рафинат селективной очистки (1.00:1.00)	55.8	0.917	0.266	46.55	25.17	3.02	28.19	265
Рафинат селективной очистки (1.25:1.00)	44.6	0.908	0.230	45.02	24.16	2.95	27.11	206
Экстракт селективной очистки (0.30:1.00)***	8.0	—	1.352	—	—	—	—	3320
Экстракт селективной очистки (0.50:1.00)3	13.4	—	1.091	—	40.13	6.93	47.06	1410
Экстракт селективной очистки (0.75:1.00)	31.6	0.966	0.682	33.67	46.05	4.47	50.53	1240
Экстракт селективной очистки (1.00:1.00)	44.2	0.938	0.583	42.06	34.44	7.51	41.96	1147
Экстракт селективной очистки (1.25:1.00)	55.4	0.958	0.562	38.21	33.48	4.82	38.30	986

\* С точностью до 0.05 мас.-%.

\*\* Соотношение (N-метилпирролидон + H<sub>2</sub>O):легкий газойль каталитического крекинга.

\*\*\* Для некоторых анализов количества полученного продукта было недостаточно.

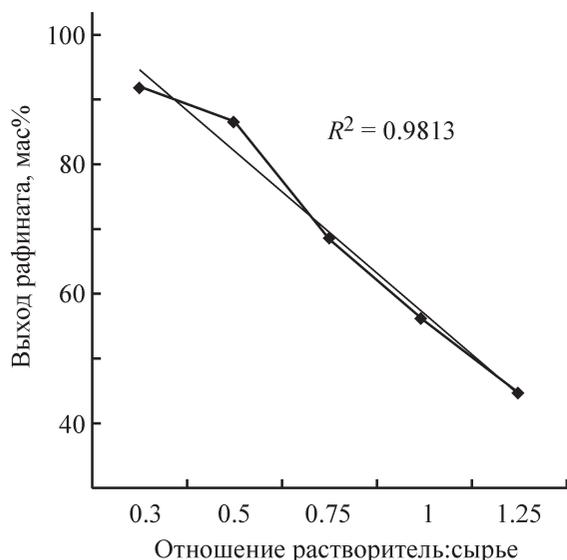


Рис. 2. Выход рафинатов в зависимости от соотношения массового содержания растворитель:сырье.

к 1.00:1.00 и 0.75:1.00 к 1.00:1.00, они составили  $0.009 \text{ г}\cdot\text{см}^{-3}$ . Сравнение плотностей полученных рафинатов с плотностями товарных дизельных топлив (ГОСТ Р 52368–2005 «Топливо дизельное ЕВРО. Технические условия») позволяет заключить, что получение из них топлив в соответствии с указанной нормативно-технической документацией даже при проведении гидроочистки возможно, по-видимому, при вовлечении рафината в переработку в объеме не более 60–70 мас%.

По мере увеличения соотношения растворитель:сырье с 0.3:1.0 до 1.25:1.0 происходит закономерное снижение содержания серы, которое в интервале значений 0.310–0.230 мас% коррелирует с плотностью исследуемого продукта ( $R^2 = 0.9834$ ) (рис. 3), что свидетельствует о наличии серы преимущественно в составе гетероциклических конденсированных соединений [25].

Зависимость содержания полициклических ароматических углеводородов (ПАУ) и азоторганических соединений в составе рафината от соотношения растворитель:сырье носила немонокотный характер при максимальных значениях содержания ПАУ и азоторганических соединений при соотношениях массового содержания растворитель:сырье 0.50:1.00 и 0.75:1.00 соответственно.

Максимальный выход экстракта обеспечивает при соотношении растворитель:сырье 1.25:1.0 и составляет более 55.4 мас%, минимальное значение достигнуто при соотношении массового содержания растворитель:сырье 0.3:1.00 и составило 8.0 мас%. Плотности полученных экстрактов варьировались в

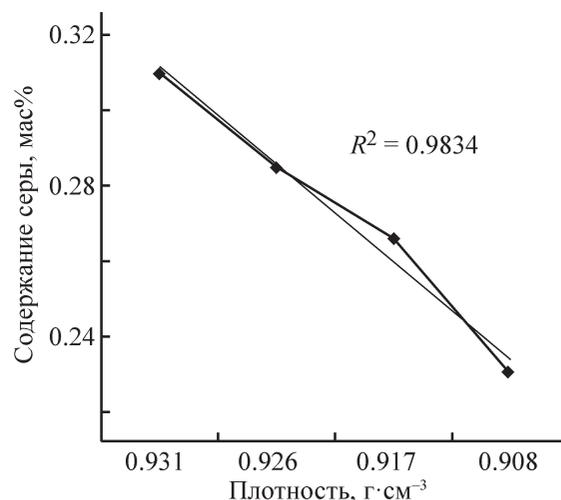


Рис. 3. Содержание серы в полученных рафинатах в зависимости от их плотности.

интервале значений  $0.938\text{--}0.966 \text{ г}\cdot\text{см}^{-3}$ . Наибольшее увеличение плотности было зафиксировано при соотношении массового содержания 0.75:1.00, что, по-видимому, соответствует условию наиболее полной экстракции ароматических углеводородов. Следует отметить различное положение максимумов экстракции бициклических ароматических углеводородов (БАУ) и трициклических ароматических углеводородов (ТАУ): извлечение БАУ более эффективно протекает при соотношении массового содержания 0.75:1.00, ТАУ — при соотношении массового содержания 1.0:1.0. Изменение содержания азота в рафинате носило монотонно убывающий характер. В процессе экстракции удалось достичь максимального снижения плотности исходного ЛГКК на 3 отн%, снижения содержания серы на 44 отн%, ПАУ — на 23 отн%, азота — на 68 отн%.

На основе проведенных экспериментов могут быть рекомендованы следующие соотношения массового содержания растворитель:сырье: для получения высокоцетанового компонента дизельного топлива в процессе гидроочистки (с вовлечением до 60–70% на сырье установки гидроочистки) и высокоплотного компонента реактивных топлив — 0.75:1.00, для получения высококонцентрированного жидкого органического носителя водорода — 0.3–0.5:1.0.

## Выводы

Показано, что область малых соотношений растворитель:сырье является благоприятной для получения высококонцентрированных экстрактов с целью дальнейшего получения из них жидкого органического носителя водорода. Для получения высокоцетанового

компонента дизельного топлива в процессе гидроочистки (с вовлечением до 60-70% на сырье установки гидроочистки) и высокоплотного компонента реактивных топлив может быть рекомендовано соотношение массового содержания растворитель:сырье 0.75:1.00.

### Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов, требующего раскрытия в данной статье.

### Финансирование работы

Работа выполнена при финансовой поддержке Правительства Российской Федерации, постановление № 220 от 9 апреля 2010 г. Грант № 14.Z50.31.0038 от 20.02.2017.

### Информация о вкладе авторов

Н. М. Максимов, С. П. Веревкин и А. А. Пимерзин разработали методику эксперимента; Н. М. Максимов провел сбор данных литературы и оформил литературный обзор; П. С. Солманов и А. В. Моисеев провели экстракцию ароматических углеводородов; Ю. В. Еремина, Е. О. Жилкина и В. В. Тимошкина провели определение содержания серы, азота и ароматических углеводородов в полученных экстрактах и рафинатах; Н. М. Максимов внес основной вклад в написание раздела «Обсуждение результатов».

### Информация об авторах

Максимов Николай Михайлович, к.х.н., доцент,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-5546-9274>

Солманов Павел Сергеевич, к.х.н.,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-8952-506X>

Моисеев Алексей Вячеславович,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-3946-9258>

Еремина Юлия Владимировна, к.х.н.,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-9429-4497>

Жилкина Евгения Олеговна, к.х.н., доцент,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-5739-8118>

Тимошкина Виктория Владимировна,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-1373-2476>

Веревкин Сергей Петрович, д.х.н., проф.,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-0957-5594>

Пимерзин Андрей Алексеевич, д.х.н., проф.  
(04.10.1956–17.07.2020),  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-8988-4652>

### Список литературы

- [1] Капустин В. М., Гуреев А. А. Технология переработки нефти. Ч. 2. Деструктивные процессы. М.: Химия: КолосС, 2007. С. 63–144.
- [2] Рябов В. Д. Химия нефти и газа. М.: Изд-во «Техника», 2004. С. 171–233.
- [3] Алиев Р. Р. Катализаторы и процессы переработки нефти. М.: ВНИИ НП, 2010. С. 74–134.
- [4] Stanislaus A., Marafi A., Rana M. S. Recent advances in the science and technology of ultra low sulfur diesel (ULSD) production // Catal. Today. 2010. V. 153. P. 1–68.  
<https://doi.org/10.1016/j.cattod.2010.05.011>
- [5] Максимов Н. М., Томина Н. Н., Солманов П. С., Пимерзин А. А. Co-Mo/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> и Ni-W/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> катализаторы: потенциал и перспективы применения в процессе гидроочистки легкого газойля каталитического крекинга // ЖПХ. 2017. Т. 90. № 4. С. 477–484 [Maximov N. M., Tomina N. N., Solmanov P. S., Pimerzin A. A. Co-Mo/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> and Ni-W/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts: Potential and prospects for use in hydrotreating of light cycle oil from catalytic cracking // Russ. J. Appl. Chem. 2017. V. 90. N 4. P. 574–581.  
<https://doi.org/10.1134/S1070427217040139>].
- [6] Arribas M. A., Corma A., Diaz-Cabanas M. J., Martinez A. Hydrogenation and ring opening of tetralin over bifunctional catalysts based on the new ITQ-21 zeolite // Appl. Catal. A: General. 2004. V. 273. P. 277–286.  
<https://doi.org/10.1016/j.apcata.2004.06.051>
- [7] Cooper B. H., Donniss B. B. L. Aromatic saturation of distillates: An overview // Appl. Catal. A: General. 1996. V. 137. P. 203–223.  
[https://doi.org/10.1016/0926-860X\(95\)00258-8](https://doi.org/10.1016/0926-860X(95)00258-8)
- [8] Гайле А. А., Верещагин А. В., Клементьев В. Н. Облагораживание дизельных и судовых топлив экстракционными и комбинированными методами. Часть 2. Использование органических растворителей в качестве экстрагентов (обзор) // ЖПХ. 2019. Т. 92. № 5. С. 547–559.  
<https://doi.org/10.1134/S0044461819040017>  
[Gaile A. A., Vereshchagin A. V., Klement'ev V. N. Refining of diesel and ship fuels by extraction and combined methods. Part 2. Use of organic solvents as extractants // Russ. J. Appl. Chem. 2019. V. 92. N 5. P. 583–595.  
<https://doi.org/10.1134/S107042721905001X>].
- [9] Ахметов А. В., Осипенко А. Г., Аминев Т. Р., Кагулев А. А., Ахметов А. Ф. Групповой анализ углеводородов как компонентов реактивных топлив для сверхзвуковой авиации // Нефтеперераб. и нефтехимия. 2013. № 8. С. 5–8.
- [10] Пат. РФ 2699629 (опубл. 2019). Жидкий органический носитель водорода, способ его получения и водородный цикл на его основе.

- [11] Пат. РФ 2725230 (опубл. 2020). Жидкий органический носитель водорода, способ его получения и водородный цикл на его основе.
- [12] *Yusif-Zadeh A. A., Gurbanov A. Sh.* Multistage extracyion of cocking gasoil to produse a component of diesel fuel // *Theoret. Appl. Sci.* 2018. V. 68. N 12. P. 49–52. <https://doi.org/10.15863/TAS.2018.12.68.9>
- [13] *Колбин В. А., Дезорцев С. В., Теляшев Э. Г., Креймер М. Л., Ахметов А. Ф.* Экстракционное облагораживание тяжелого компонента дизельного топлива N-метилпирролидоном // *Башкир. хим. журн.* 2016. Т. 23. № 1. С. 3–6.
- [14] *Гайле А. А., Залищевский Г. Д., Семенов Л. В., Хадарцев А. Ч., Варшавский О. М., Федянин Н. П.* Экстракция ароматических углеводородов из гидроочищенной дизельной фракции 2-метоксиэтанолом в присутствии пентана // *ЖПХ.* 2004. Т. 77. № 4. С. 571–575 [*Gaile A. A., Zalishchevskii G. D., Semenov L. V., Khadartsev A. Ch., Varshavskii O. M., Fedyanin N. P.* Extraction of aromatic hydrocarbons from hydrofined diesel fraction with 2-methoxyethanol in the presence of pentane // *Russ. J. Appl. Chem.* 2004. V. 77. N 4. P. 566–570. <https://doi.org/10.1023/B:RJAS.0000038668.62099.50>].
- [15] *Гайле А. А., Дюрик Н. М., Семенов Л. В., Чаговец А. Н., Усталов А. В., Колдобская Л. Л., Степанова Г. Ф.* Получение основы трансформаторного масла экстракционной очисткой фракции 300–350°C малопарафинистой нефти // *ЖПХ.* 2003. Т. 76. № 1. С. 146–149 [*Gaile A. A., Dyurik N. M., Semenov L. V., Chagovets A. N., Ustalov A. V., Koldobskaya L. L., Stepanova G. F.* Preparation of transformer oil body by extraction refining of 300–500°C fraction of low-paraffinicity oil // *Russ. J. Appl. Chem.* 2003 V. 76. N 1. P. 140–143. <https://doi.org/10.1023/A:1023372623276>].
- [16] *Гайле А. А., Сомов В. Е., Залищевский Г. Д., Кайфаджян Е. А., Колдобская Л. Л.* Экстракционная очистка атмосферного газойля N-метилпирролидоном // *ЖПХ.* 2006. Т. 79. № 4. С. 599–604. [*Gaile A. A., Somov V. E., Zalishchevskii G. D., Kaifadzhyan E. A., Koldobskaya L. L.* Extractive refining of atmospheric gas oil with N-methylpyrrolidone // *Russ. J. Appl. Chem.* 2006. V. 79. N 4. P. 590–595. <https://doi.org/10.1134/S1070427206040161>].
- [17] *Анназов А. Ю., Пыхалова Н. В., Баламедова У. А.* Получение высококачественных дизельных топлив методом жидкостной экстракции // *Изв. вузов. Химия и хим. технология.* 2012. Т. 55. № 2. С. 71–73.
- [18] *Шишкин С. Н., Гайле А. А., Бакаушина Д. А., Кузичкин Н. В.* Комбинированный процесс экстракции-гидроочистки дизельных топлив // *Материалы Междунар. науч. конф. «Ресурсосбережение в химической технологии»*, 2012. С. 113–115.
- [19] *Камешков А. В., Гайле А. А., Кузичкин Н. В., Снецов Е. А.* Экстракционная очистка смеси атмосферного газойля и легкого газойля висбрекинга диметилформамидом // *Изв. СПбГТИ (ТУ).* 2015. № 31. С. 72–74.
- [20] *Исмайлова С. С.* Эффективность экстрагентов депарафинизации дизельного топлива // *Наука, техника и образование.* 2018. № 2 (43). С. 17–22.
- [21] *Камешков А. В., Гайле А. А., Кузичкин Н. В., Снецов Н. В.* Экстракционная очистка прямогонной и депарафинированной фракций атмосферного газойля установки Л-24-10/2000 // *Нефтеперераб. и нефтехимия.* 2015. № 10. С. 6–11.
- [22] *Камешков А. В., Гайле А. А., Кузичкин Н. В., Хасанова А. А.* Экстракционная очистка атмосферного газойля смешанными экстрагентами экстракционными системами, включающими неполярный растворитель // *Нефтеперераб. и нефтехимия.* 2015. № 12. С. 3–6.
- [23] *Gaile A. A., Chistyakov V. N., Koldobskaya L. L., Kolesov V. V.* Diesel fuel production by extraction purification of delayed-coking light gasoil // *Chem. Technol. Fuels Oils.* 2011. V. 47. P. 172. <https://doi.org/10.1007/s10553-011-0277-0>
- [24] *Сирюк А. Г., Зимина К. И.* Количественное определение некоторых ароматических углеводородов по ультрафиолетовым спектрам поглощения // *ХТТМ.* 1963. № 2. С. 52–56.
- [25] *Камьянов В. Ф., Аксенов В. С., Титов В. И.* Гетероатомные компоненты нефти. Новосибирск: Наука, 1983. С. 181–205.