

Оригинальная статья / Original article

УДК 665.61.7

DOI: <https://doi.org/10.21285/2227-2925-2020-10-2-349-359>

Каталитическая депарафинизация средних дистиллятов

© Г.В. Боженков*, Д.В. Медведев**, Е.В. Рудякова*, Н.Д. Губанов*

*Иркутский национальный исследовательский технический университет, г. Иркутск, Российская Федерация

**Филиал ООО «МФЦ Капитал» – МФЦ Нефть, г. Иркутск, Российская Федерация

Резюме: Средние дистиллятные фракции, получаемые на установках первичной переработки нефти, содержат значительное количество *n*-парафинов, имеющих положительные температуры застывания, что ухудшает низкотемпературные характеристики топлив, производимых из этих фракций. Для улучшения низкотемпературных свойств средних дистиллятных фракций применяют различные депрессорные присадки или проводят депарафинизацию различными способами. Наиболее эффективным процессом депарафинизации является каталитическая. Классические процессы вторичной переработки углеводородных фракций являются высокочрезмерно затратными и часто нерентабельными для небольших нефтеперерабатывающих заводов (НПЗ). Разработка вторичных процессов переработки углеводородного сырья, применимых на НПЗ средней и малой мощности, на сегодняшний день – актуальная задача. Поэтому нашей целью являлась разработка технологии совмещенных процессов первичной перегонки нефти, поступающей по трубопроводной системе «Восточная Сибирь – Тихий океан», и каталитической депарафинизации получаемых средних дистиллятов. Для определения условий проведения процесса каталитической безводородной депарафинизации разработана экспериментальная установка непрерывного действия производительностью по сырью 10 л/ч, включающая трубчатую печь, реактор со стационарным слоем катализатора, теплообменник, контрольно-измерительные приборы. Эксперименты, выполненные на опытной установке, позволили определить оптимальные технологические параметры осуществления каталитической депарафинизации средних дистиллятов. Показано, что каталитическая депарафинизация средних дистиллятов в условиях, определенных опытным путем, протекает достаточно эффективно на катализаторах крекинга: СГК-1, СГК-5, КН-30-БИМТ, выпускаемых в России. Предложена оптимальная технологическая схема совмещения процесса первичного разделения нефти и каталитической депарафинизации средних дистиллятов. Расчет и оптимизация предложенной технологической схемы выполнены в компьютерной моделирующей системе ChemCad.

Ключевые слова: нефть, средние дистилляты, *n*-парафины, каталитическая депарафинизация, катализаторы, дизельное топливо

Информация о статье: Дата поступления 15 августа 2019 г.; дата принятия к печати 29 мая 2020 г.; дата онлайн-размещения 30 июня 2020 г.

Для цитирования: Боженков Г.В., Медведев Д.В., Рудякова Е.В., Губанов, Н.Д. Каталитическая депарафинизация средних дистиллятов. Известия вузов. Прикладная химия и биотехнология. 2020. Т. 10. N 2. С. 349–359. <https://doi.org/10.21285/2227-2925-2020-10-2-349-359>

Catalytic deparaffinization of middle distillates

Georgii V. Bozhenkov*, Dmitrii V. Medvedev**, Elena V. Rudyakova*, Nikolai D. Gubanov*

* Irkutsk National Research Technical University, Irkutsk, Russian Federation

** Branch of MFC Capital LLC - MFC Oil, Irkutsk, Russian Federation

Abstract: The middle distillate fractions obtained in primary oil refining plants contain a significant amount of *n*-paraffins, which have positive pour points, resulting in degradation of the low-temperature characteristics of fuels produced from these fractions. To improve the low-temperature properties of middle distillate frac-

tions, various depressor additives are used or dewaxing is carried out in various ways. The most efficient dewaxing process is the catalytic one. Classical methods for the secondary processing of hydrocarbon fractions are costly and often uneconomical for small oil refineries. The development of secondary hydrocarbon processing methods applicable at medium and low capacity refineries is an urgent task today. Therefore, our goal was to develop a technology for combined processes of primary distillation of oil coming through the Eastern Siberia – Pacific Ocean oil pipeline system and catalytic dewaxing of the resulting middle distillates. To determine the conditions for carrying out the process of catalytic hydrogen-free dewaxing, an experimental plant of continuous operation was developed with a feed rate of 10 l/h, including a tube furnace, a reactor with a fixed catalyst bed, a heat exchanger, and control and measuring devices. Experiments performed on a pilot plant made it possible to determine the optimal technological parameters for the catalytic dewaxing of middle distillates. It was shown that the catalytic dewaxing of middle distillates under experimentally determined conditions proceeds quite effectively on cracking catalysts SGK-1, SGK-5, KN-30-BIMT, manufactured in Russia. An optimal technological scheme for combining the process of primary oil separation and catalytic dewaxing of middle distillates is proposed. Calculation and optimization of the proposed technological scheme was performed in a computer simulation system ChemCad.

Keywords: oil, middle distillates, n-paraffins, catalytic dewaxing, catalysts, diesel fuel

Information about the article: Received August 15, 2019; accepted for publication May 29, 2020; available online June 30, 2020.

For citation: Bozhenkov GV, Medvedev DV, Rudyakova EV, Gubanov ND. Catalytic deparaffinization of middle distillates. *Izvestiya Vuzov. Prikladnaya Khimiya i Biotekhnologiya* = Proceedings of Universities. Applied Chemistry and Biotechnology. 2020;10(2):349–359. (In Russian) <https://doi.org/10.21285/2227-2925-2020-10-2-349-359>

ВВЕДЕНИЕ

Средние дистиллятные фракции, получаемые при первичной переработке нефти, содержат значительное количество высших n-парафинов. Большое содержание n-парафинов ухудшает низкотемпературные свойства углеводородных фракций, а именно, увеличиваются температуры помутнения, фильтруемости и застывания, в результате чего применение данных фракций как компонентов дизельных топлив при низких отрицательных температурах окружающей среды ограничено. Для улучшения низкотемпературных свойств средних дистиллятных фракций к ним добавляют депрессорные, депрессорно-диспергирующие присадки или удаляют из них n-парафины различными способами [1–16]. Одним из эффективных среди таких процессов является каталитическая депарафинизация, протекающая как в присутствии водородсодержащего газа, так и без него. Наиболее активными катализаторами депарафинизации углеводородных фракций являются синтетические высокомолекулярные цеолиты, особенно модифицированные редкоземельными элементами, позволяющие параллельно проводить процесс гидроочистки [6–19]. В процессе каталитической депарафинизации нефтяных фракций происходит крекинг n-парафинов, в результате образуются более легкие парафины, в основном изо-строения, нафтены, ароматические углеводороды и незначительное количество углеводородных газов.

В настоящее время значительной проблемой для мало- и среднетоннажных нефтеперерабатывающих заводов (НПЗ) в России

является внедрение классических вторичных процессов нефтепереработки. В первую очередь это связано с большими финансовыми затратами, не позволяющими получать достаточную экономическую эффективность при переработке углеводородного сырья, а в некоторых случаях они являются нерентабельными.

Таким образом, разработка и внедрение вторичных процессов переработки углеводородов, альтернативных классическим, в технологический процесс мало- и среднетоннажных НПЗ – актуальная задача. Цель данной работы – исследование каталитической безводородной депарафинизации средних дистиллятов, получаемых из нефти, транспортируемой по трубопроводной системе «Восточная Сибирь – Тихий океан» (далее – трубопровод ВСТО), на цеолитных катализаторах структуры ZSM-5, разработка и моделирование принципиальной технологической схемы, включающей первичное разделение нефти и каталитическую депарафинизацию средних дистиллятов.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

Исследование процесса каталитической безводородной депарафинизации средних дистиллятов осуществлялось на лабораторной установке непрерывного действия производительностью 10 л/ч (рис. 1). Данная установка позволяет проводить каталитические процессы (изомеризации, крекинга, риформинга и др.) в широком интервале температур и давлений на стационарном слое катализатора. Исходное сырье дозировочным насосом Н1 (НД 1,0 Р-10/100 К14) подается в подогреватель П1,

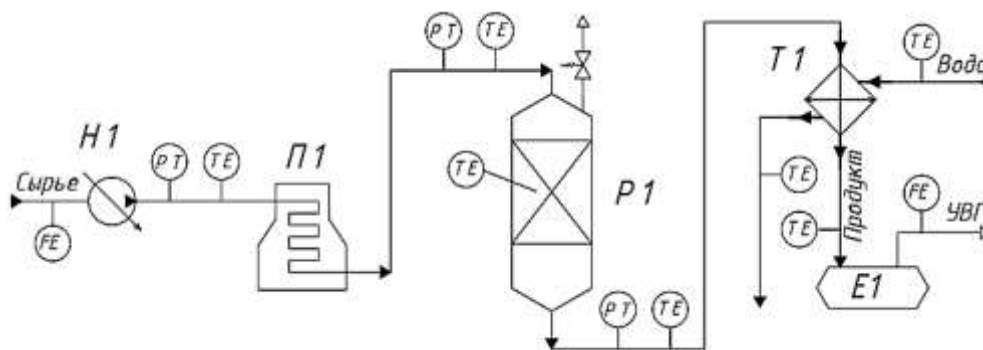


Рис. 1. Технологическая схема лабораторной установки:

Н1 – сырьевой насос;

П1 – печь; Р1 – реактор депарафинизации;

Т1 – теплообменник; Е1 – емкость;

ТЕ, РТ, FE – датчики температуры, давления, расхода потоков соответственно

Fig. 1. Scheme of the laboratory installation:

Н1 – feed pump,

П1 – heater, Р1 – dewaxing reactor,

Т1 – heat exchanger, Е1 – tank,

ТЕ, РТ, FE – sensors of temperature, pressure, flow rate, respectively

представляющий собой трубчатую печь с радиантной секцией, в которой установлен змеевик из нержавеющей стали 12Х18Н10Т (диаметр витка змеевика – 100 мм, число витков – 50, поверхность теплопередачи – 0,37 м², труба змеевика Ø8х1 и длиной 15 м). В печи установлена газовая горелка ГВ-100 максимальной мощностью 40 кВт. Из подогревателя П1 сырье с температурой 330–350 °С поступает в трубчатый реактор Р1 – вертикальный цилиндрический аппарат с верхним аксиальным вводом сырья. Диаметр корпуса реактора – 108×5 мм, высота – 500 мм, максимальный объем катализатора в реакторе – 2,5 л. Для контроля температуры процесса в слое катализатора установлена термопара. Продукт, выходящий из реактора Р1, поступает в теплообменник типа «труба в трубе» Т1 на охлаждение водой. Количество углеводородного газа, выделяющегося в процессе депарафинизации, измерялось реометром РДС-4 (ГОСТ 9932-75).

Объекты исследований:

– исходная смесь – широкая углеводородная фракция, полученная из нефти, транспортируемой по трубопроводу ВСТО, выкипающая в интервале температур 220–400 °С (физико-химические характеристики данной фракции приведены в табл. 1);

– смесь газойля низкозастывающего (ГН) и высоковязкого продукта (ВП) в соотношении 4:1 (смесь средних дистиллятов, получаемых на одном из российских НПЗ; физико-химические характеристики данной смеси приведены в табл. 6).

В качестве катализаторов депарафинизации использовались высококремнеземистые катализаторы крекинга структуры ZSM-5 марок СГК-1 и СГК-5 (Ангарский завод катализато-

ров) и КН-30-БИМТ (Новосибирский завод химконцентратов).

Физико-химические характеристики сырья и продуктов определялись в соответствии с действующей нормативно-технической документацией.

ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

Каталитическая депарафинизация исходных смесей проводилась в интервале температур 300–350 °С, избыточном давлении 0,02–0,03 МПа и объемной скорости 3–4 ч⁻¹.

В начале процесса депарафинизации ввиду высокой активности катализатора температура подаваемого в реактор сырья поддерживалась в области 300 °С и определялась из условия минимального выделения углеводородных газов. По мере снижения активности катализатора, которая определялась по росту температуры застывания получаемого продукта, температура процесса повышалась. Процесс депарафинизации заканчивали, когда температура на входе в реактор Р1 приближалась к 350 °С (определение этой температуры как максимально возможной будет объяснено ниже). После достижения данной температуры процесс депарафинизации прекращали, реактор с катализатором охлаждали и ставили на регенерацию. Регенерация катализатора заключалась в выжиге кокса, отложившегося на поверхности катализатора.

Физико-химические показатели продукта определялись с интервалом в один час. Материальный баланс и усредненные физико-химические параметры проб исходной смеси и продукта депарафинизации приведены в табл. 1 и 2.

Таблица 1
 Физико-химические параметры исходной смеси и продукта депарафинизации

Physicochemical parameters of the initial mixture and dewaxing product

Table 1

Параметр	Значение	
	Исходная смесь	Продукт депарафинизации
Плотность при 20 °С, кг/м ³	873	861
Кинематическая вязкость при 20 °С, мм ² /с	13,97	8,40
Температура вспышки в открытом тигле, °С	125	105
Температура застывания, °С	10	-28
Массовая доля серы, %	0,53	0,44
Фракционный состав, °С:		
н.к.	222	92
10%	283	240
50%	331	306
90%	392	371
Общее массовое содержание ароматических соединений, %	26,8	28

Таблица 2

Материальный баланс лабораторной установки

Table 2

Material balance of the laboratory installation

Сырье	% масс.	кг/ч	Продукт	% масс.	кг/ч
Исходная смесь	100	5,13	Продукт депарафинизации	99,2	5,09
Итого	100	5,13	Потери	0,8	0,04
			Итого	100	5,13

Анализ данных, представленных в табл. 1, показывает, что продукт депарафинизации имеет более легкий состав, чем исходное сырье, так как плотность, вязкость, температура вспышки и соответствующие характеристики фракционного состава уменьшились. Значительно уменьшилась температура застывания продукта по сравнению с исходной фракцией, что связано с превращением высших нормальных парафинов в более легкие, в основном изо-строения. Небольшое повышение содержания ароматических соединений связано с потерей углеводородов в виде образовавшегося в незначительном количестве углеводородного газа. Также в процессе каталитической депарафинизации происходит неглубокая гидроочистка средних дистиллятов.

В результате анализа литературных данных [1–19] и проведенных экспериментальных исследований установлено, что процесс каталитической безводородной депарафинизации протекает достаточно эффективно на высококремнеземистых цеолитах при низких температурах и давлении. Это позволяет применить

данную технологию в процессе первичного разделения нефти в рамках технического перевооружения, не проводя глубокой модернизации производства или строительства новой установки безводородной каталитической депарафинизации.

В качестве базовой схемы для технического перевооружения выбрана двухколонная схема первичного разделения нефти как наиболее гибкая и имеющая наибольшее распространение^{1,2}. По такой схеме работает один из российских НПЗ мощностью 600 тыс. т/год (рис. 2, выделено черным цветом). После анализа различных вариантов внедрения процесса каталитической депарафинизации в процесс первичного разделения нефти с учетом условия минимального технологического изменения в действующем производстве определена наиболее оптимальная, на наш взгляд, технологическая схема (см. рис. 2).

Принципиальная технологическая схема, приведенная на рис. 2, состоит из двух частей, выделенных разным цветом. Черным цветом выделено оборудование и трубопроводная

¹ Мейерс Р.А. Основные процессы нефтепереработки: справочник / пер. с англ. 3-го изд.; под ред. О.Ф. Глаголевой, О.П. Лыкова. СПб.: ЦОП «Профессия», 2011. 944 с.

² Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа / под ред. Б.И. Бондаренко. М.: Изд-во РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2003. 201 с.

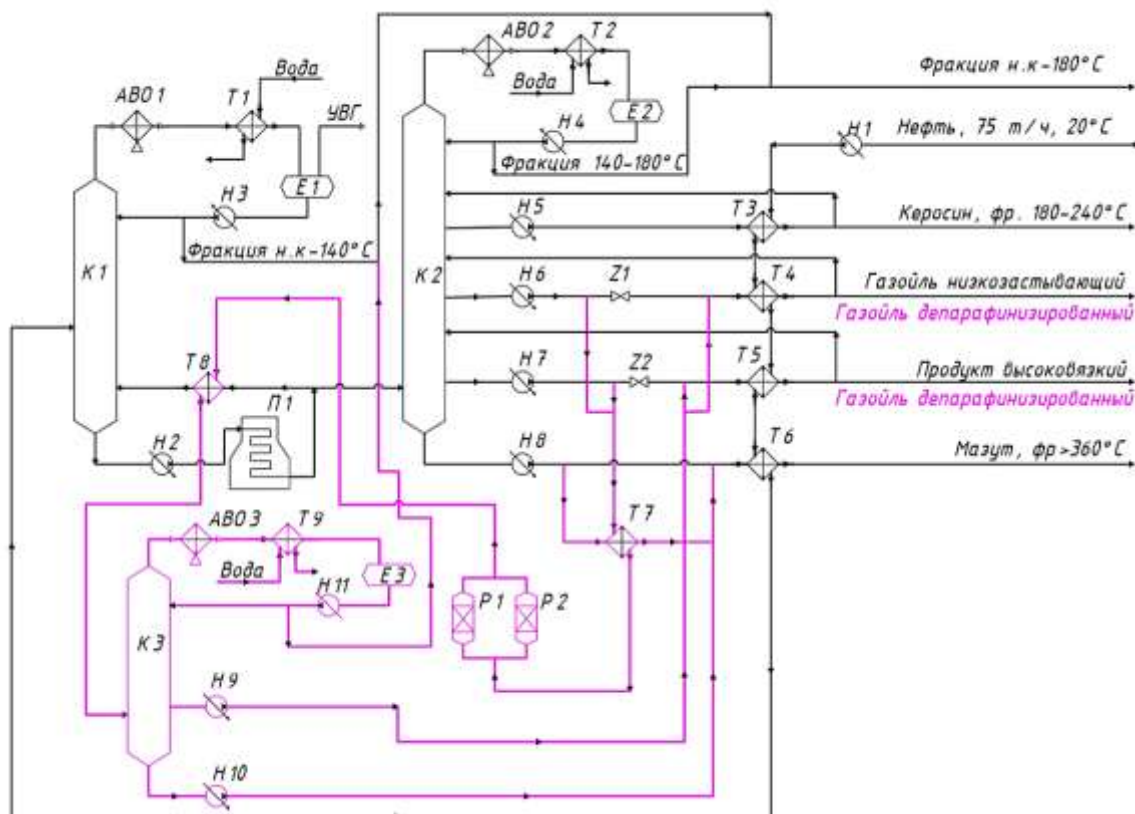


Рис. 2. Принципиальная технологическая схема установки:

K1–K3 – ректификационные колонны;

П2 – печь; Н1–Н10 – насосы;

T1–T9 – теплообменники; E1–E3 – емкости;

ABO1–ABO3 – аппараты воздушного охлаждения;

P1, P2 – реактора депарафинизации;

Z1, Z2 – задвижки

Fig. 2. Schematic diagram of the installation:

K1–K3 – distillation columns,

П1 – heater, H1–H10 – pumps,

T1–T8 – heat exchangers, E1, E2 – tanks,

ABO1-ABO3 – air coolers

P1, P2 – dewaxing reactor,

Z1, Z2 – valves

обвязка действующего производства, а фиолетовым – трубопроводная обвязка, относящаяся к встраиваемому блоку каталитической депарафинизации средних дистиллятов.

Исходная нефть насосом Н1 подается в блок теплообменников ТЗ–Т6 для предварительного нагрева до температуры 220 °С за счет тепла отводимых продуктов. Далее нагретая нефть поступает в ректификационную колонну К1 для отделения фракции бензина (БГС; фракция, выкипающая в интервале от температуры начала кипения (н.к.) до 140°С). Пары БГС, отводимые из верхней части колонны, поступают в аппарат воздушного охлаждения АВО1 на конденсацию и охлаждение. Окончательное охлаждение фракции БГС до температуры 30 °С осуществляется в кожухотрубчатом теплообменнике Т1 обратной водой. Часть конденсата возвращается в колонну

на орошение, оставшаяся часть отводится в товарный парк.

Отбензиненная нефть из кубовой части колонны К1 насосом Н2 подается в трубчатую печь П1 на подогрев до температуры 360–380 °С. Часть нагретой отбензиненной нефти из печи П1 возвращается в колонну К1 в качестве горячей струи, а балансовое количество поступает в атмосферную колонну К2.

С верха колонны К2 отводятся пары фракции БГС (фракция, выкипающая в интервале температур 140–180 °С), которые конденсируются и охлаждаются в аппарате воздушного охлаждения АВО2 и водяном кожухотрубчатом теплообменнике Т2. Часть конденсата возвращается в колонну на орошение, а другая – по общему трубопроводу с фракцией БГС колонны К1 и К3 отводится в товарный парк.

Верхним боковым потоком из колонны К2

отбирается фракция керосина технического, средним – фракция ГН, нижним – фракция ВП. Часть фракций керосина технического из теплообменников Т3, ГН из теплообменников Т4 и ВП из теплообменников Т5 возвращаются в колонну в качестве циркуляционных орошений, а балансовое количество фракций отводится в товарный парк. Из кубовой части колонны К2 в товарный парк насосом Н8 выводится мазут через теплообменники блока Т6. Материальный баланс действующего производства и физико-химические параметры получаемых фракций приведены в табл. 3 и 4 соответственно.

При включении в технологический процесс блока депарафинизации задвижки Z1 и Z2 закрываются. Фракции ГН и ВП насосами Н6 и

Н7 соответственно подаются в теплообменник Т7 на подогрев. Далее нагретая смесь поступает в реактор каталитической депарафинизации Р1 или Р2.

Каталитические реакторы Р1 и Р2 работают попеременно: один задействован в процессе депарафинизации, другой – в процессе регенерации. Регенерация катализатора осуществляется газоздушным выжигом кокса. Время переключения реактора на регенерацию определяется по изменению низкотемпературных параметров депарафинизированного продукта, а именно, когда температура помутнения и температура застывания становятся выше допустимых.

Таблица 3

Материальный баланс действующей установки

Table 3

Material balance of the current installation

Сырье	%, масс.	т/год	кг/ч	Продукты	%, масс.	т/год	кг/ч
Нефть	100	600000	75000	Углеводородный газ	2,00	12000	1500
				БГС	12,00	72000	9000
				Керосин	14,00	84000	10500
				Фракция ГН	26,50	159000	19875
				Фракция ВП	7,00	42000	5250
				Мазут	38,00	228000	28500
Итого	100	600000	75000	Потери	0,50	3000	375
				Итого	100,00	600000	75000

Таблица 4

Физико-химические параметры топливных фракций

Table 4

Physicochemical parameters of the fuel fractions

Параметры	БГС	Керосин	ГН	ВП
Плотность при 20 °С, кг/м ³	735	809	863	889
Кинематическая вязкость, мм ² /с, при:				
20 °С	–	1,54	6,6	–
100 °С	–	–	–	3,6
Температура вспышки, °С:				
в открытом тигле	–	46	123	–
в закрытом тигле	–	–	–	105
Температура помутнения, °С	–	-60	1,0	22
Температура застывания, °С	–	<-60	-5	20
Массовая доля серы, %	0,003	0,07	0,43	0,68
Фракционный состав, °С:				
н.к.	45	146	223	223
10%	56	164	273	308
50%	90	195	305	376
90%	140	235	354	410
95%	154	242	366	420
Общее массовое содержание ароматических соединений, % масс.	4	18	28	21,5

Депарафинизированный продукт после реактора Р1 (Р2) поступает на дополнительный подогрев до 360 °С в теплообменник Т8. Нагрев депарафинизированного продукта осуществляется за счет тепла отбензиненной нефти, подаваемой из печи П1 в ректификационную колонну К1 в качестве горячей струи. После теплообменника Т8 депарафинизированный продукт поступает в ректификационную колонну К3 на стабилизацию.

С верха ректификационной колонны К3 выводятся пары фракции, выкипающей в интервале от температуры н.к. до 180 °С. Пары конденсируются и охлаждаются в аппарате воздушного охлаждения АВОЗ и водяном теплообменнике Т9 и с помощью насоса Н11 выводятся в парк. Часть фракции, выкипающей в интервале от температуры н.к. до 180 °С, насосом Н11 возвращается в колонну К3 на орошение.

Боковым потоком из колонны К3 отводится депарафинизированный газойль (фракция, выкипающая в интервале 180–360 °С). Насосом Н9 депарафинизированный продукт двумя параллельными потоками в соотношении 4:1 подается в теплообменники Т4 и Т5 соответственно на охлаждение (данное соотношение примерно равно соотношению ГН и ВП в исходной смеси, подаваемой на депарафинизацию). Такое соотношение позволяет сохранить тепловой баланс блока теплообменников и соответственно выводит продукты в парк с допустимыми температурами, заложенными в проекте действующего блока. Часть депарафинизированного продукта после теплообменников Т4 и Т5 возвращается в колонну К2 в качестве циркуляционного орошения. Балансовое количество депарафинизированного продукта выводится в парк.

Из кубовой части колонны К3 насосом Н10 отводится «темный» продукт в парк вместе с мазутом через теплообменник Т6.

Исходя из такой компоновки технологической схемы смесь, состоящую из ГН и ВП, подаваемых насосами Н6 и Н7 в теплообменник

Т7, невозможно нагреть до температуры выше 360 °С, так как температура отводимого мазута находится в интервале 360–370 °С. Этим объясняется фиксация максимальной температуры (350 °С) процесса каталитической депарафинизации смеси, подаваемой в реактор Р1(Р2).

Моделирование режимов работы и оптимизация предлагаемой комбинированной установки осуществлялись с помощью ПО ChemCad. Расчетный материальный баланс оптимального режима приведен в табл. 5. Физико-химические показатели смеси ГН и ВП, продукта ее депарафинизации (после Р1(Р2)) и продукта стабилизации, выводимого в парк (после К3 газойль депарафинизированный), приведены в табл. 6.

Исходя из результатов моделирования совмещенного процесса каталитической депарафинизации и первичного разделения нефти (см. табл. 5, 6) видно, что менее маржинальный продукт ВП, который является только компонентом судовых топлив, в процессе каталитической депарафинизации преобразуется в продукты с более высокой ценой: керосин технический и ГН депарафинизированный. При использовании ГН с блока первичного разделения (см. табл. 4) в качестве компонента зимнего дизельного топлива возникает необходимость использования дорогостоящих депрессорных присадок. При использовании ВП (см. табл. 4) в качестве судовых топлив требуется обязательно использовать депрессорные присадки в достаточно больших количествах. Также согласно требованиям международной морской организации (ИМО) с 1 января 2020 г. применение судовых топлив с содержанием серы более 0,5 % масс. ограничено. При использовании ГН депарафинизированного в качестве компонентов дизельных и судовых топлив необходимость применения депрессорных присадок отпадает, и требования по содержанию серы в судовом топливе менее 0,5 % масс. выполняются.

Таблица 5

Материальный баланс комбинированной установки

Table 5

Material balance of combined installation

Сырье	%, масс.	т/год	кг/ч	Продукт	%, масс.	т/год	кг/ч
Нефть	100	600000	75000	Угледородный газ	2,34	14010	1 751,25
				БГС	16,68	100140	12 517,50
				Керосин	14,00	84000	10 500,00
				ГН депарафинизированный	26,80	160800	20 100,00
				Мазут	39,68	238050	29 756,25
				Потери	0,50	3000	375,00
Итого	100	600000	75000	Итого	100,00	600000	75000

Таблица 6

Физико-химические параметры смеси ГН и ВП, продукта депарафинизации
 и продукта стабилизации (газойль депарафинизированный)

Table 6

Physicochemical parameters of waxy gas oil and high viscose product mixture, dewaxing product
 and stabilization product (dewaxed gas oil)

Параметр	Значение		
	Смесь ГН и ВП	Продукт депарафинизации	ГН депарафинизированный (продукт стабилизации)
Плотность при 20 °С, кг/м ³	869,8	845	872
Кинематическая вязкость при 20 °С, мм ² /с	7	3,68	7,11
Температура вспышки в открытом тигле, °С	82	—	95
Температура помутнения, °С	6	-2	-9
Температура застывания, °С	-10	-25	-19
Массовая доля серы, %	0,42	0,43	0,49
Фракционный состав, °С:			
н.к.	171	37	185
10%	249	109	221
20%	265	194	245
30%	270	242	266
40%	287	271	282
50%	300	296	300
60%	310	317	316
70%	320	338	335
80%	340	363	353
90%	380	402	371
Общее массовое содержание ароматических соединений, %	26	—	31

По предварительной экономической оценке, капитальные затраты при внедрении блока каталитической депарафинизации средних дистиллятов в блок первичного разделения нефти мощностью 600 тыс. т/год составят на сегодняшний день 550 млн руб. Капитальные затраты на отдельную типовую установку каталитической депарафинизации составляют 36 млн долл. [18], что эквивалентно почти 2,5 млрд руб. (по курсу доллара на сегодняшний день).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате проведенного исследования:

– подтверждена возможность проведения каталитической депарафинизации средних дистиллятов на высококремнеземистых цеолитных катализаторах структуры ZSM-5 в интервале температур 300–350 °С и давлениях, близких к атмосферному, с получением продуктов, по физико-химическим показателям

соответствующих продуктам, полученным на типовых установках каталитической депарафинизации;

– разработана принципиальная технологическая схема, объединяющая первичное разделение нефти и каталитическую депарафинизацию получаемых средних дистиллятов исходя из условий минимальной модернизации производства;

– проведено математическое моделирование разработанной принципиальной технологической схемы в программном продукте ChemCad и подтверждена возможность реализации такой технологии.

– затраты на реализацию предлагаемой комбинированной схемы переработки нефти примерно в 5 раз меньше, чем строительство отдельной типовой установки каталитической депарафинизации средних дистиллятов.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Кондрашева Н.К., Кондрашев Д.О., Насиф В., Хасан Аль-Резк С.Д., Попова С.В. Низкотемпературные свойства смесевых дизельных топлив с депрессорными присадками // Нефтегазовое дело. Сетевое издание. 2007.

N 1. [Электронный ресурс]. URL: <http://ogbus.ru/article/view/nizkotemperaturnye-svoystva-smesevyx-dizelnyx-topliv-s-depressornymi-prisadkami> (28.04.2020).

2. Митусова Т.Н., Полина Е.В., Калинина

М.В. Современные дизельные топлива с присадками к ним. М.: Изд-во «Техника» ООО «ТУМА ГРУПП», 2002. 64 с.

3. Хавкин В.А. Гидрогенизационные процессы переработки нефти с получением дизельного топлива современного уровня качества // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. 2018. N 5. С. 18–20.

4. Камешков А.В., Гайле А.А. Получение дизельных топлив с улучшенными низкотемпературными свойствами (обзор) // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета). 2015. N 29 (55). С. 49–60.

5. Гайнуллин Р.Р., Гизятуллин Э.Т., Солодова Н.Л., Абдуллин А.И. Получение низкосаляющих нефтепродуктов методами депарафинизации // Вестник Казанского технологического университета. 2013. Т. 16. N 10. С. 257–265.

6. Коптенармузов В.Б., Катков А.Л., Малов Е.И., Занозина И.И., Матвеева А.И., Цветков В.С. [и др.]. Новые катализаторы для безводородной переработки тяжелых нефтяных остатков // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2019. N 3. С. 14–21.

7. Яковлев А.А., Коптенармузов В.Б. Эффективность применения технологии низкотемпературного каталитического термокрекинга нефтяных остатков на действующих установках висбрекинга // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2018. N 4. С. 8–10.

8. Du H., Li M., Liu D., Ren Y., Duan Y. Slurry-phase hydrocracking of heavy oil and model reactant: effect of dispersed Mo catalyst // Applied Petrochemical Research. 2015. Vol. 5. P. 89–98. <https://doi.org/10.1007/s13203-014-0092-8>

9. Liu D., Guo A., Ma K., Que G. Investigation on dispersed catalyst for slurry bed hydroprocessing of heavy oil // China Petroleum Processing and Petrochemical Technology. 2006. Vol. 4. P. 55–59.

10. Камешков А.В., Федоров В.И., Семикин К.В. Влияние режима гидродепарафинизации на низкотемпературные свойства дизельной фракции // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2016. N 4. С. 3–7.

11. Овчарова А.С., Князева Е.Е., Савенкова И.В., Овчаров С.Н. Безводородная депарафинизация дизельных фракций на цеолитсо-

держащих катализаторах типа бета // Вестник Северо-Кавказского федерального университета. 2013. N 2 (35). С. 42–46.

12. Синюта В.Р., Орловская Н.Ф. Производство арктических дизельных топлив // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2017. N 9. С. 16–18.

13. Пат. № 2261266, Российская Федерация; МПК С 10 G 11/05. Способ получения дизельного топлива / О.В. Кихтянин, Г.В. Ечевский, Е.Г. Коденев, С.П. Кильдяшев, Д.Г. Аксенов, О.В. Климов; N 2004109994/4: заявл. 01.04.2004; опубл. 27.09.2005.

14. Пат. № 2648046, Российская Федерация; МПК В01J29/40 (2006.01), С10G 11/05 (2006.01). Цеолитный катализатор и способ безводородной депарафинизации углеводородного сырья с его использованием / А.Б. Пономарев, М.В. Шостаковский, В.Е. Вахмистров, С.К. Моисеев, А.П. Косолапова, В.Н. Писаренко [и др.]; патентообладатель: ФГБУН Институт элементоорганических соединений им. А.Н. Несмеянова РАН. N 2017107255: заявл. 06.03.2017; опубл. 22.03.2018.

15. Улзий Б., Барбашин Я.Е., Короткова Э.Ф., Вагин А.И., Восмериков А.В. Получение моторных топлив из высокопарафинистой нефти в присутствии цеолитсодержащего катализатора // Нефтепереработка и нефтехимия. Научные достижения и передовой опыт. 2011. N 11. С. 11–15.

16. Van De Graaf J.M., Hoek A., De Jonge J.P., Kijlstra W.S., Maria Roovers A.A., Anne Sietsma J.R., Robert Van Veen J.A. Process for conversion of paraffinic feedstock. Patent United States, no. US 2011/0139678 A1; 2011.

16. Degnan T.F. Applications of zeolites in petroleum refining // Topics in Catalysis. 2000. Vol. 13. Issue 14. P. 349–356. <https://doi.org/10.1023/A:1009054905137>

17. Fujikawa T. Catalysts for ultra deep desulfurization of diesel fractions // Fuel and Energy Abstracts. 2002. Vol. 44. Issue 5. P. 345–349. [https://doi.org/10.1016/S0140-6701\(03\)82787-X](https://doi.org/10.1016/S0140-6701(03)82787-X)

18. Ghashghaee M., Shirvani S., Kegnæs S. Steam catalytic cracking of fuel oil over a novel composite nanocatalyst: Characterization, kinetics and comparative perspective // Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. 2019. Vol. 138. P. 281–293. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2019.01.010>

REFERENCES

1. Kondrasheva NK, Kondrashev DO, Nasif V, Hasan Al'-Rezk CD, Popova SV. Low temperature properties of mixed diesel fuels with depressant additives. *Neftgazovoe delo. Setevoe izdanie*. 2007;1. Available from: <http://ogbus.ru/article/view/nizkotemperaturnye-svoystva-smesevykh-dizelnykh-topliv-s-depressornymi-prisadkami> [Accessed 28th April 2020]. (In Russian)

2. Mitusova TN, Polina EV, Kalinina MV. *Modern diesel fuels with additives to them*. Moscow:

cow: Izdatel'stvo "Tekhnika" OOO "TUMA GRUPP"; 2002. 64 p. (In Russian)

3. Khavkin VA. Hydrogenation processes in oil refining with obtaining diesel fuel of a modern level of quality. *Mir nefteproduktov. Vestnik neftyanykh kompanii* = World of oil products. The oil companies' bulletin. 2018;5:18–20. (In Russian)

4. Kameshkov AV, Gaile AA. Production of diesel fuels with improved low temperature properties (review). *Izvestiya Sankt-Peterburgskogo gosudarstvennogo tekhnologicheskogo instituta (tekhnicheskogo universiteta)* = Bulletin of the Saint Petersburg State Institute of Technology (Technical University). 2015;29:49–60. (In Russian)

5. Gainullin RR, Gizyatullin ET, Solodova NL, Abdullin AI. Obtaining low-curing petroleum products by dewaxing methods. *Vestnik Kazanskogo tekhnologicheskogo universiteta*. 2013;16(10): 257–265. (In Russian).

6. Koptenarmusov VB, Katkov AL, Malov EI, Zanozina II, Matveeva AI, Tsvetkov VS, et al. New catalysts for non-hydrogen processing of heavy oil rests. *Neftepererabotka i neftekhimiya. Nauchno-tekhnicheskie dostizheniya i peredovoi opyt*. 2019;3:14–21. (In Russian)

7. Yakovlev AA, Koptenarmusov VB. Efficiency of low-temperature thermo-catalytic cracking technology of oil residue (NKT) at existing visbreaking units. *Neftepererabotka i neftekhimiya. Nauchno-tekhnicheskie dostizheniya i peredovoi opyt*. 2018;4:8–10. (In Russian).

8. Du H, Li M, Liu D, Ren Y, Duan Y. Slurry-phase hydrocracking of heavy oil and model reactant: effect of dispersed Mo catalyst. *Applied Petrochemical Research*. 2015;5:89–98. <https://doi.org/10.1007/s13203-014-0092-8>

9. Liu D, Guo A, Ma K, Que G. Investigation on dispersed catalyst for slurry bed hydroprocessing of heavy oil. *China Petroleum Processing and Petrochemical Technology*. 2006;4:55–59.

10. Kameshkov AV, Fedorov VI, Semikin K.V. Influence of a mode of hydrodewaxing on low-temperature properties of diesel fraction. *Neftepererabotka i neftekhimiya. Nauchno-tekhnicheskie dostizheniya i peredovoi opyt*.

2016;4:3–7. (In Russian)

11. Ovcharova AS, Knyazeva EE, Savenkova IV, Ovcharov SN. Hydrogen-free dewaxing of diesel fractions on zeolite BETA catalysts. *Vestnik Severo-Kavkazskogo federal'nogo universiteta* = Newsletter of North-Caucasus Federal University. 2013;2:42–46. (In Russian)

12. Sinyuta VR, Orlovskaya NF. Production of Arctic diesel fuels. *Neftepererabotka i neftekhimiya. Nauchno-tekhnicheskie dostizheniya i peredovoi opyt*. 2017;9:16–18. (In Russian)

13. Kikhtjanin OV, Echevskij GV, Kodenev EG, Kil'djashev SP, Aksekov DG, Klimov OV. Diesel fuel production process. Patent RF, no. 2261266; 2004. (In Russian)

14. Ponomarev AB, Shostakovskij MV, Vakhmistrov VE, Moiseev SK, Kosolapova AP, Pisarenko VN. Zeolite catalyst and the method of no hydrogen dewaxing of hydrocarbon raw material with its use. Patent RF, no. 2648046; 2017. (In Russian)

15. Ulzii B, Barbashin YaE, Korotkova EF, Vagin AI, Vosmerikov AV. Production of motor fuels from high-wax oil at presence of zeolite-containing catalyst. *Neftepererabotka i neftekhimiya. Nauchno-tekhnicheskie dostizheniya i peredovoi opyt*. 2011;11:11–15. (In Russian)

16. Van De Graaf JM, Hoek A, De Jonge JP, Kijlstra WS, Maria Roovers AA, Anne Sietsma JR, Robert Van Veen JA. Process for conversion of paraffinic feedstock. Patent US, no. US 2011/0139678 A1; 2011.

17. Degnan TF. Applications of zeolites in petroleum refining. *Topics in Catalysis*. 2000;13(14):349–356. <https://doi.org/10.1023/A:1009054905137>

18. Fujikawa T. Catalysts for ultra deep desulfurization of diesel fractions. *Fuel and Energy Abstracts*. 2002;44(5):345–349. [https://doi.org/10.1016/S0140-6701\(03\)82787-X](https://doi.org/10.1016/S0140-6701(03)82787-X)

19. Ghashghaee M, Shirvani S, Kegnæs S. Steam catalytic cracking of fuel oil over a novel composite nanocatalyst: Characterization, kinetics and comparative perspective. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2019;138:281–293. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2019.01.010>

Краткие авторские

Боженков Г.В., Медведев Д.В., Рудякова Е.В., Губанов Н.Д. выполнили экспериментальную работу, на основании полученных результатов провели обобщение и написали рукопись. Боженков Г.В., Медведев Д.В., Рудякова Е.В., Губанов Н.Д. имеют на статью равные авторские права и несут равную ответственность за плагиат.

Contribution

Georgii V. Bozhenkov, Dmitrii V. Medvedev, Elena V. Rudyakova, Nikolai D. Gubanov carried out the experimental work, on the basis of the results summarized the material and wrote the manuscript. Georgii V. Bozhenkov, Dmitrii V. Medvedev, Elena V. Rudyakova, Nikolai D. Gubanov have equal author's rights and bear equal responsibility for plagiarism.

Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

Все авторы прочитали и одобрили окончательный вариант рукописи.

СВЕДЕНИЯ ОБ АВТОРАХ

Боженков Георгий Викторович,
к.х.н., доцент,
Иркутский национальный исследовательский
технический университет,
664074, г. Иркутск, ул. Лермонтова, 83,
Российская Федерация,
e-mail: georgy.bozhenkov@yandex.ru

Медведев Дмитрий Валерьевич,
ведущий инженер-технолог,
Филиал ООО «МФЦ Капитал» – МФЦ Нефть
665854, Иркутская обл., Ангарский р-н,
автодорога Новосибирск-Иркутск 1855 км,
строение 5,
Российская Федерация,
e-mail: dima93medvedev@mail.ru

Рудякова Елена Владимировна,
к.х.н., доцент,
Иркутский национальный исследовательский
технический университет,
664074, г. Иркутск, ул. Лермонтова, 83,
Российская Федерация,
e-mail: rudlenka@list.ru

Губанов Николай Дмитриевич,
к.т.н., доцент,
Иркутский национальный исследовательский
технический университет,
664074, г. Иркутск, ул. Лермонтова, 83,
Российская Федерация,
e-mail: gubanov_nd@ex.istu.edu

Conflict of interests

The authors declare no conflict of interests regarding the publication of this article.

The final manuscript has been read and approved by all the co-authors.

INFORMATION ABOUT THE AUTHORS

Georgii V. Bozhenkov,
Cand. Sci. (Chemistry), Associate Professor,
Irkutsk National Research Technical
University,
83, Lermontov St., Irkutsk, 664074,
Russian Federation,
e-mail: georgy.bozhenkov@yandex.ru

Dmitrii V. Medvedev,
Leading Process Engineer,
Branch of LLC MFC Capital – MFC Oil,
Building 5, Highway Novosibirsk-Irkutsk 1855
km, Angarsk district, 665854, Irkutsk region,
Russian Federation,
e-mail: dima93medvedev@mail.ru

Elena V. Rudyakova,
Cand. Sci. (Chemistry), Associate Professor,
Irkutsk National Research Technical
University,
83, Lermontov St., Irkutsk, 664074,
Russian Federation,
e-mail: rudlenka@list.ru

Nikolai D. Gubanov,
Cand. Sci. (Engineering), Associate Professor,
Irkutsk National Research Technical
University,
83, Lermontov St., Irkutsk, 664074,
Russian Federation,
e-mail: Gubanov_nd@ex.istu.edu