

УДК 66.011

DOI: 10.15372/KhUR20170412

Анализ эффективности эксплуатации катализаторов процесса изомеризации легких бензиновых фракций методом математического моделирования

В. А. ЧУЗЛОВ¹, Э. Д. ИВАНЧИНА¹, Ю. А. СМОЛЬЯНОВА¹, К. В. МОЛОТОВ²*Национальный исследовательский Томский политехнический университет,
Томск, Россия**E-mail: chuva@tpu.ru*²ООО «КИНЕФ», Кириши, Россия

(Поступила 02.09.16; после доработки 25.05.17)

Аннотация

Повышение октанового числа прямогонной фракции нормальных углеводородов C_5 – C_6 до 92 пунктов по исследовательскому методу (ОЧИ) путем ее каталитической изомеризации представляется эффективным решением важнейшей прикладной задачи изменения структуры отечественного бензинового пула. Изомеризаты обладают высоким октановым числом и не содержат вредных серосодержащих соединений, ароматических углеводородов и, в частности, бензола. При этом важной научно-технической проблемой является выбор оптимальной технологии процесса изомеризации легких бензиновых фракций с учетом специфики конкретного нефтеперерабатывающего предприятия. Кроме того, возникает ряд сложных многофакторных задач, таких как обеспечение заданного качества и количества сырья, поддержание оптимальной активности применяемых катализаторов, а также обеспечение оптимальных режимов работы каждого блока комплекса с учетом энерго- и ресурсоэффективности производства. Для описания нестационарных каталитических процессов каталитической переработки легких алканов использован метод математического моделирования. В данной работе проведена оценка эффективности эксплуатации катализаторов процесса изомеризации легких бензиновых фракций на основе $Pt/SO_4^{2-}/ZrO_2$ и $Pt/Cl^-/Al_2O_3$ с использованием метода математического моделирования нестационарного каталитического процесса переработки углеводородного сырья. Катализаторы на основе сульфатированного оксида циркония сохраняют высокую активность и стабильность в течение всего рабочего цикла, в то время как каталитические системы на основе хлорированного оксида алюминия быстрее дезактивируются. Схема процесса изомеризации с рециклом по непревращенным углеводородам C_5 и C_6 предполагает значительные капитальные и эксплуатационные затраты, однако ее применение позволит добиться прироста ОЧИ изомеризата в 10–12 пунктов.

Ключевые слова: изомеризация, катализатор, математическое моделирование, активность

ВВЕДЕНИЕ

Прямогонные бензиновые фракции, получаемые первичной перегонкой нефти и газового конденсата, содержат значительное количество парафиновых углеводородов линейного строения с низким октановым числом и не могут использоваться в качестве компонента моторного топлива. Современные экологические требования жестко регламентиру-

ют содержание ароматических углеводородов, и в частности бензола, в составе моторных топлив. Один из наиболее перспективных способов повышения октанового числа прямогонных бензиновых фракций по исследовательскому методу (ОЧИ) – внедрение в схему нефтеперерабатывающего предприятия процесса каталитической изомеризации в среде водородсодержащего газа [1–3]. Большой научно-практический интерес представляют работы

по созданию и совершенствованию высокоэффективных каталитических систем изомеризации легких алканов [4, 5]. Однако внедрение таких процессов в структуру действующего нефтеперерабатывающего предприятия осложняется рядом технологических проблем, таких как обеспечение заданного качества и количества сырья, поддержание оптимальной активности применяемых катализаторов, а также обеспечение оптимальных режимов работы каждого блока комплекса с учетом энерго- и ресурсоэффективности производства. Наиболее эффективно решить подобные комплексные химико-технологические задачи можно с помощью метода математического моделирования, с учетом физико-химической составляющей промышленных процессов.

В данной работе для описания нестационарных каталитических процессов изомеризации углеводородного сырья использован метод математического моделирования. Согласно методологии [6–9], построение математической модели на физико-химической основе реакторного каталитического процесса заключается в последовательном выполнении следующих стадий: термодинамический анализ процесса, оценка кинетических параметров термодинамически возможных реакций, построение модели реактора и химико-технологической системы с учетом рециклов.

роение модели реактора и химико-технологической системы с учетом рециклов.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

Объект исследования

Объектом исследования в данной работе служит установка каталитической изомеризации легких бензиновых фракций на сульфатированном катализаторе с различной организацией потоков рециркулята, а также установка процесса изомеризации с рециклом по малоразветвленным гексанам на хлорированном платиносодержащем катализаторе. Технологические параметры процесса изомеризации легких бензиновых фракций описаны в табл. 1.

Катализаторы процесса изомеризации на основе сульфатированных оксидов металлов сочетают высокую активность и устойчивость к каталитическим ядам, обладают способностью к регенерации [1–3]. Схема процесса изомеризации легких бензиновых фракций “за проход” наиболее простая, отличается минимальными капитальными и эксплуатационными затратами и обеспечивает производство изокомпонента с ОЧИ 80–83 пункта. Введение в схему “за проход” рециклов по непре-

ТАБЛИЦА 1

Технологические параметры процесса изомеризации

Параметры	Каталитическая система Pt/SO ₄ ²⁻ /ZrO ₂		Каталитическая система Pt/Cl ⁻ /Al ₂ O ₃
	Схема “за проход”	Схема с рециклами по непревращенным пентанам и гексанам	Схема с рециклом по малоразветвленным гексанам
Температура, °С	120–160	120–160	120–180
Давление, МПа	2.5–2.8	2.5–2.8	3.0–4.0
Объемная скорость, ч ⁻¹	2.5–3.5	2.5–3.5	1.5
Молярное соотношение Н ₂ /СН	(1.5–2.5) : 1	(1.5–2.5) : 1	(0.3–0.5) : 1
Компрессор	Необходим	Необходим	Отс.
Подача хлора и щелочная очистка	–	–	Необходима
Осушка сырья	–	–	Необходима
Межрегенерационный период	2–3 года, с предгидроочисткой (9 лет)*	2–3 года, с предгидроочисткой	Способен к регенерации
Октановое число (ОЧИ), пункты	80–82	91–92	88

Примечание. Прочерк – отсутствует.

*По данным ООО “Кинеш”, ОАО “Газпромнефть ОНПЗ”, ОАО “Роснефть-Комсомольский НПЗ”.

вращенным пентанам и малоразветвленными гексанам существенно затрудняет условия ее эксплуатации, однако позволяет достичь прироста ОЧИ в 10–12 пунктов. Катализаторы на основе хлорированного оксида алюминия при длительной эксплуатации теряют галоген, в результате чего их активность снижается. При этом необходима щелочная промывка органического хлора в специальных скрубберах. Хлорированные катализаторы не регенерируются, а срок их службы составляет 3–5 лет.

Метод исследования

В данной работе использована обоснованная формализация схемы превращений углеводородного сырья в ходе процесса каталитической изомеризации, которая базируется на реакционной способности индивидуальных компонентов. Построение математической мо-

дели заключалось в последовательном выполнении следующих этапов:

- оценка термодинамических параметров возможных реакций процесса изомеризации;
- формализация схемы превращений углеводородного сырья в ходе процесса изомеризации на основе термодинамического анализа;
- оценка кинетических параметров процесса изомеризации путем решения обратной кинетической задачи на основе принятой формализованной схемы превращений;
- переход к модели реактора идеального вытеснения на основе расчета критериев Пекле и Рейнольдса;
- учет нестационарности процесса изомеризации углеводородного сырья за счет побочных процессов коксообразования на поверхности катализатора.

При построении математической модели использовались экспериментальные данные

ТАБЛИЦА 2

Энергия Гиббса и константы скорости реакций, протекающих в ходе процесса изомеризации ($T = 130 \text{ }^\circ\text{C}$, $P = 3 \text{ МПа}$)

Реакции	Константа скорости реакции, с^{-1}		ΔG , кДж/моль
	прямой	обратной	
Изомеризация:			
$n\text{-C}_5\text{H}_{12} \leftrightarrow i\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0.717	0.025	-6.46
$n\text{-C}_6\text{H}_{14} \leftrightarrow \text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_3$	0.279	0.210	-4.75
$n\text{-C}_6\text{H}_{14} \leftrightarrow \text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_3$	0.590	0.484	-1.85
$\text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_3 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_3$	0.029	0.039	-0.97
$\text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_3 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_3$	0.323	0.526	-2.9
$\text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_3 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{-C}(\text{CH}_3)_2\text{-CH}_2\text{-CH}_3$	0.058	0.127	-5.53
$n\text{-C}_7\text{H}_{16} \leftrightarrow i\text{-C}_7\text{H}_{16}$	0.718	0.215	-3.38
$\text{C}_5\text{H}_9\text{CH}_3 \leftrightarrow \text{C}_6\text{H}_{12}$	0.002	0.0004	-3.92
Насыщение бензола:			
$\text{C}_6\text{H}_6 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{12}$	0.021	–	-215
$\text{C}_6\text{H}_6 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_9\text{CH}_3$	0.021	–	-211
Размыкание нафтеновых колец:			
$\text{C}_6\text{H}_{12} + \text{H}_2 \rightarrow n\text{-C}_6\text{H}_{14}$	0.001	–	-71.2
$\text{C}_5\text{H}_9\text{CH}_3 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_3$	0.001	–	-79.9
$\text{C}_5\text{H}_9\text{CH}_3 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}_2\text{-CH}_3$	0.001	–	-76.9
$\text{C}_5\text{H}_9\text{CH}_3 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{-C}(\text{CH}_3)_2\text{-CH}_2\text{-CH}_3$	0.002	–	-84.4
$\text{C}_5\text{H}_9\text{CH}_3 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{-CH}(\text{CH}_3)\text{-CH}(\text{CH}_3)$	0.002	–	-78.9
Гидрокрекинг:			
$n\text{-C}_6\text{H}_{14} + \text{H}_2 \rightarrow \text{Газ}$	0.0002	–	-198
$n\text{-C}_7\text{H}_{16} + \text{H}_2 \rightarrow \text{Газ}$	0.021	–	-165
$i\text{-C}_7\text{H}_{16} + \text{H}_2 \rightarrow \text{Газ}$	0.042	–	-162

промышленного пробега установки изомеризации легких алканов. Интервал варьирования технологических параметров: температура входа в реактор изомеризации 120–140 °С, давление на входе в реактор изомеризации 2.5–3.0 МПа, расход сырья 60–90 м³/ч, кратность циркуляции водородосодержащего газа 300–500 м³ (н. у.)/м³.

Состав сырья, перерабатываемого на установке изомеризации, изменялся в следующих пределах, мас. %: изопентан 11.56–18.01, *n*-пентан 25.89–40.36, 2,2-диметилбутан 0.22–0.40, циклопентан 2.28–3.50, 2,3-диметилбутан 2.11–2.75, 2-метилпентан 13.90–17.36, 3-метилпентан 7.18–10.41, *n*-гексан 13.41–24.73, метилциклопентан 2.23–5.45, бензол 0.99–3.0, циклогексан 0.05–1.36.

Энергия Гиббса и константы скорости реакций первого порядка (для системы Pt/SO₄²⁻/ZrO₂), протекающих в ходе процесса изомеризации, приведены в табл. 2.

Оценка гидродинамического режима работы реактора изомеризации проводилась путем расчета критериев Пекле и Рейнольдса (Re). По результатам расчетов Re = 6.26; диффузионный и тепловой критерии Пекле превышают 100, что говорит о преобладании конвективных потоков переноса тепла и массы в слое катализатора над диффузионными и позволяет принять модель реактора идеального вытеснения. Полное математическое описание процесса каталитической изомеризации углеводородного сырья строится на основе покомпонентного материального и теплового балансов, в общей форме имеющих следующий вид:

$$\begin{cases} G \frac{\partial C_i}{\partial z} + G \frac{\partial C_i}{\partial V} = \sum_{j=1}^m a_j r_{ij} \\ G \frac{\partial T}{\partial z} + G \frac{\partial T}{\partial V} = \frac{1}{\rho C_p^m} \sum_{j=1}^m Q_j a_j r_{ij} \end{cases}$$

при $Z = 0$, $C_i = C_{i0}$, при $V = 0$, $C_i = C_{i0}$, при $Z = 0$, $T = T_{\text{вх}}$, при $V = 0$, $T = T_{\text{вх}}$, где G – нагрузка по сырью, м³/с; C_i – концентрация i -го компонента, моль/м³; Z – объем переработанного сырья, м³; $i = 1, \dots, N$; $j = 1, \dots, M$; N – число веществ, участвующих в реакциях; M – число реакций; r_{ij} – скорость протекания i -м углеводородом j -й реакции, моль/(м³ · с), согласно схеме термодинамически воз-

можных реакций [8, 9]; V – объем реактора изомеризации, м³; T – температура в реакторе, °С; ρ – плотность, моль/м³; Q_j – тепловой эффект j -й реакции, Дж/моль; C_p – удельная теплоемкость газовой смеси, Дж/(моль · °С); a – активность катализатора.

Для расчета ОЧИ изомеризата принято допущение, что вклад каждого компонента пропорционален его содержанию в смеси, т. е. октановое число смеси является аддитивным по объему:

$$\text{ОЧ}_{\text{адд}} = \sum_{i=1}^n (\text{ОЧ}_i C_i)$$

где $\text{ОЧ}_{\text{адд}}$ – октановое число смеси без учета неаддитивности смешения; ОЧ_i – октановое число i -го компонента смеси; C_i – объемная доля i -го компонента.

Программная реализация модели выполнена в интегрированной среде Delphi 7. Исходными данными для расчета служат состав перерабатываемого сырья и технологические параметры процесса.

При расчете технологических схем процесса изомеризации с рециклом моделирование реакторного блока проводилось с использованием компьютерной моделирующей системы Izomer, разработанной в Томском политехническом университете на кафедре ХТТиХК; моделирование ректификационных колонн выполнено с помощью программного продукта Aspen HYSYS. Входными параметрами служили углеводородные составы материальных потоков, технологические параметры процесса ректификации, а также конструктивные характеристики колонного оборудования (число и тип тарелок, номер тарелки питания и т.д.).

Адекватность модели проверялась путем сравнения экспериментальных данных с промышленной установки изомеризации Л-35-11/300 с расчетными значениями [8, 9]. Известно, что активность катализатора снижается в результате протекания процессов коксообразования, отравления и старения [6–9].

РЕЗУЛЬТАТЫ И ОБСУЖДЕНИЕ

С использованием математической модели процесса изомеризации легких бензиновых фракций исследована динамика снижения активности каталитических систем Pt/SO₄²⁻/ZrO₂ в ре-

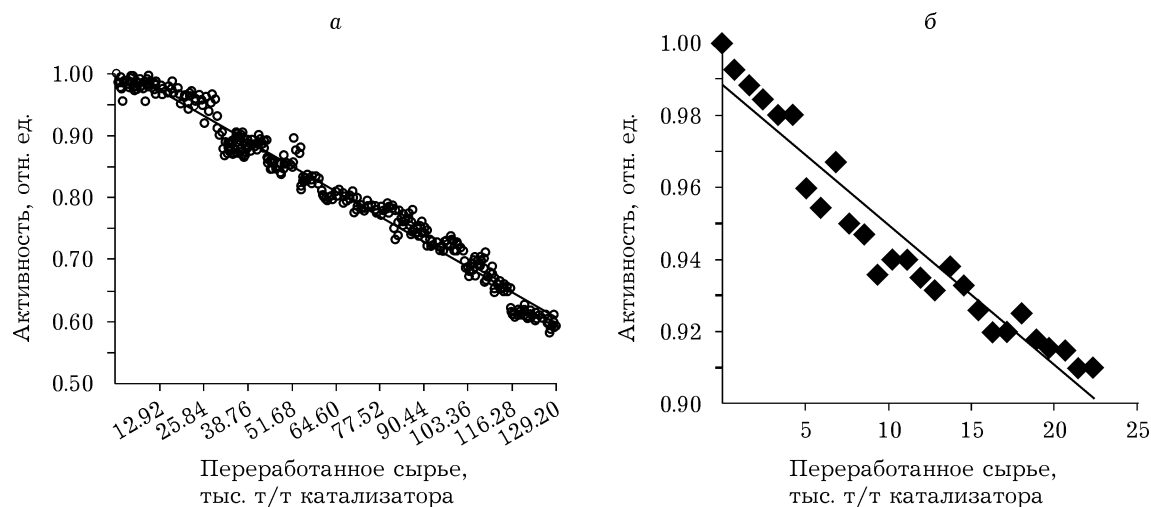


Рис. 1. Динамика снижения активности катализатора $Pt/SO_4^{2-}/ZrO_2$: а – схема “за проход”; – схема с рециклами по непревращенным пентанам и гексанам.

ализации технологической схемы “за проход” и с рециклом по непревращенным пентанам и гексанам, а также $Pt/Cl^-/Al_2O_3$ в схеме с рециклом по малоразветвленным гексанам. Результаты исследований представлены на рис. 1, 2.

Катализатор промышленного процесса изомеризации (см. рис. 1, а) эксплуатируется в течение 11 лет, объем переработанного сырья составляет 129.2 тыс. т сырья на 1 т катализатора. Активность данного катализатора составляет 60 % от активности свежего катализатора, что, исходя из объема переработанного сырья, указывает на его низкую дезактивацию и близкий к оптимальному режим работы установки изомеризации. Для каталитической системы $Pt/SO_4^{2-}/ZrO_2$ установки с

двумя рециклами по непревращенным пентанам и гексанам (см. рис. 1, б) объем переработанного сырья составляет 22.31 тыс. т сырья на 1 т катализатора, при этом активность катализатора поддерживается на высоком уровне и составляет 90 % от активности свежего катализатора.

Активность катализатора $Pt/Cl^-/Al_2O_3$ составляет 75 % от активности свежего катализатора при объеме переработанного сырья, равном 33.88 тыс. т сырья на 1 т катализатора. В сравнении с системами $Pt/SO_4^{2-}/ZrO_2$ при сопоставимом объеме переработанного сырья активность хлорированного катализатора ниже и неоднородная, что связано с неравномерной подачей хлорорганических соединений.

Кинетические параметры целевых реакций процесса изомеризации легких бензиновых фракций для хлорированного и сульфатированного катализатора представлены в табл. 3.

Видно, что константы скорости основных реакций процесса изомеризации для сульфатированного катализатора приняты за единицу, а константы скоростей для хлорированного катализатора представлены как доля от единицы. Таким образом, целевые реакции процесса изомеризации быстрее протекают на сульфатированном катализаторе.

Составы изомеризата для различных технологий процесса изомеризации легких бензиновых фракций приведены в табл. 4.

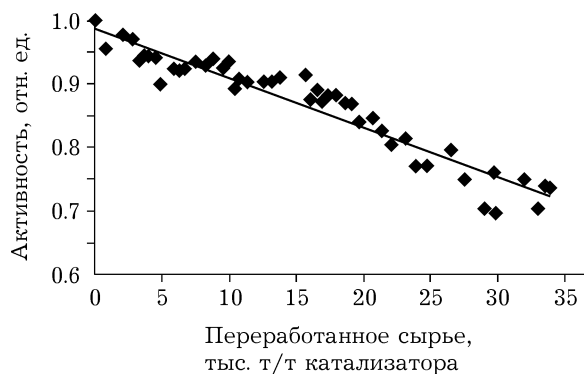


Рис. 2. Динамика снижения активности катализатора $Pt/Cl^-/Al_2O_3$, схема процесса изомеризации с рециклом по малоразветвленным гексанам.

ТАБЛИЦА 3

Сравнение кинетических параметров основных реакций процесса каталитической изомеризации

Реакции	Константа скорости, отн. ед.	
	Pt/SO ₄ ²⁻ /ZrO ₂	Pt/Cl ⁻ /Al ₂ O ₃
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂ ↔ <i>i</i> -C ₅ H ₁₂	1	0.31
<i>n</i> -C ₆ H ₁₄ ↔ CH ₃ -CH(CH ₃)-CH ₂ -CH ₂ -CH ₃	1	0.47
CH ₃ -CH(CH ₃)-CH ₂ -CH ₂ -CH ₃ ↔ CH ₃ -CH(CH ₃)-CH(CH ₃)-CH ₃	1	0.16
CH ₃ -CH(CH ₃)-CH ₂ -CH ₂ -CH ₃ ↔ CH ₃ -CH ₂ -CH(CH ₃)-CH ₂ -CH ₃	1	1.72
CH ₃ -C(CH ₃) ₂ -CH ₂ -CH ₃ ↔ CH ₃ -CH(CH ₃)-CH(CH ₃)-CH ₃	1	0.85

ТАБЛИЦА 4

Расчетные составы изомеризата, мас. %

Компоненты	Технология процесса изомеризации		
	Система Pt/SO ₄ ²⁻ /ZrO ₂		Система Pt/Cl ⁻ /Al ₂ O ₃
	“За проход”	С рециклом по <i>n</i> -C ₅ и C ₆	С рециклом по непревращенным C ₆
<i>n</i> -Бутан	0.16	0.42	0.44
<i>изо</i> -Бутан	0.13	0.00	0.06
<i>n</i> -Пентан	14.14	0.00	11.56
<i>изо</i> -Пентан	32.97	2.32	30.96
<i>n</i> -Гексан	5.94	6.86	0.54
2-Метилпентан	14.94	0.00	5.24
3-Метилпентан	7.60	9.86	0.76
2,2-Диметилбутан	11.59	61.69	36.40
2,3-Диметилбутан	4.36	14.89	5.24
<i>n</i> -Гептан	0.04	0.13	0.00
Сумма <i>изо</i> -C ₇	3.24	3.74	0.00
Сумма C ₈	1.77	0.00	0.00
Циклопентан	0.83	0.00	9.18
Метилциклопентан	1.05	0.00	0.40
ОЧИ изомеризата	80.20	91.50	83.50

Оценка эффективности различных технологических схем процесса изомеризации легкой бензиновой фракции произведена с использованием компьютерной моделирующей системы. Расчеты проводились на промышленном составе сырья – фракции НК-62 °С (табл. 5) при различных датах отбора проб.

Из данных рис. 1 следует, что применение катализаторов на основе сульфатированного оксида циркония в промышленном процессе изомеризации легких бензиновых фракций, реализованном в технологической схеме с ре-

циклом по непревращенным пентанам и малоразветвленным гексанам, позволяет вырабатывать товарный изомеризат с ОЧИ, которое на 10–12 пунктов выше по сравнению с ОЧИ изомеризата, полученным по традиционной схеме процесса изомеризации “за проход”, и на 8–9 пунктов выше по сравнению с таковым в случае катализатора на основе хлорированного оксида алюминия в схеме с рециклом по непревращенным гексанам (рис. 3).

Применение схемы с двумя рециклами и деизопентанизацией позволяет увеличить степень конверсии парафинов C₆ в разветвлен-

ТАБЛИЦА 5

Исходные составы сырья процесса изомеризации в различные даты отбора проб, 2015 г.

Компоненты	Содержание, мас. %							
	Даты отбора проб							
	04.05	28.05	21.06	15.07	08.08	01.09	25.09	19.10
<i>i</i> -C ₄	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<i>n</i> -C ₄	0.02	0.02	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00
<i>i</i> -C ₅	11.82	11.79	10.19	11.18	11.36	10.59	8.29	9.09
<i>n</i> -C ₅	33.29	32.31	31.95	31.65	29.15	32.86	33.13	34.57
2,2-Диметилбутан	0.34	0.29	0.34	0.31	0.39	0.52	0.46	0.39
Циклопентан	3.57	3.79	3.50	3.67	3.67	3.38	3.54	3.92
2,3-Диметилбутан	1.91	1.92	2.01	1.91	1.64	1.88	1.86	1.85
2-Метилпентан	14.77	15.10	15.00	14.91	14.42	14.63	14.81	14.95
3-Метилпентан	8.62	8.75	8.86	8.72	8.35	8.65	8.70	8.72
<i>n</i> -C ₆	16.70	17.52	18.18	18.02	18.95	17.91	17.91	17.60
Метилциклогексан	5.89	6.25	6.60	6.64	7.41	6.05	6.37	6.16
2,4-Диметилпентан	0.13	0.06	0.15	0.12	0.23	0.11	0.24	0.09
3,3-Диметилпентан	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00
Циклогексан	1.32	0.72	1.58	1.37	2.39	1.24	2.34	1.01
Бензол	1.58	1.46	1.56	1.45	1.83	2.15	1.97	1.62
C ₇₊	0.04	0.02	0.07	0.04	0.21	0.03	0.37	0.03
Нафтены	10.79	10.76	11.70	11.68	13.52	10.68	12.34	11.10

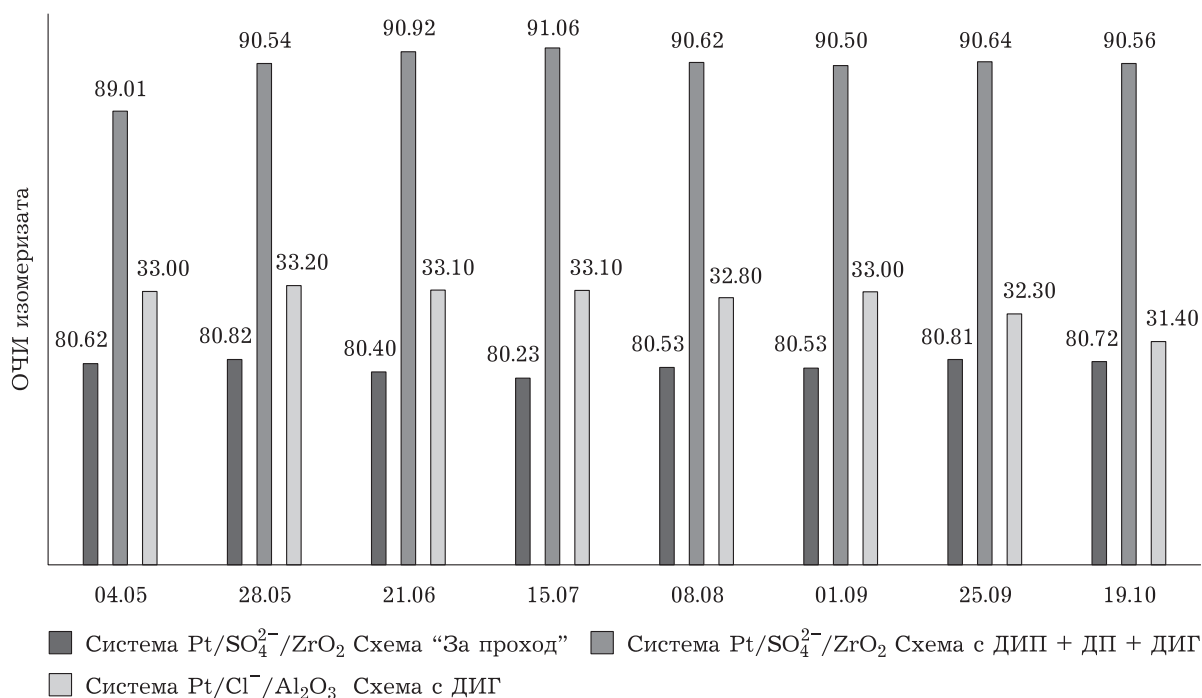


Рис. 3. ОЧИ изомеризата в зависимости от типа катализатора и структуры технологической схемы. Схема с ДИП + ДП + ДИГ включает в себя колонны деизопентанизации, депентанизации и деизогексанизации, схема с ДИГ – колонну деизогексанизации.

ные диметилбутаны, что повышает ОЧИ получаемого продукта на 10–12 пунктов.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

С использованием метода математического моделирования исследованы различные виды каталитических систем процесса изомеризации легких бензиновых фракций.

Установлено, что катализаторы на основе сульфатированного оксида циркония сохраняют высокую активность и стабильность в течение всего рабочего цикла, в то время как каталитические системы на основе Pt/Cl⁻/Al₂O₃ быстрее теряют свою активность.

Схема процесса изомеризации с рециклом по непревращенным углеводородам C₅ и C₆ предполагает значительные капитальные и эксплуатационные затраты, однако ее применение позволит добиться прироста ОЧИ изомеризата в 10–12 пунктов. В условиях отсутствия на предприятии высокооктановых неароматических компонентов схема процесса изомеризации с двумя рециклами является эко-

номически обоснованной и окупает затраты на ее эксплуатацию в течение двух-трех лет.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- 1 Shakun A. N., Fedorova M. L. // *Catal. Ind.* 2014. Vol. 6(4). P. 298–306.
- 2 Shakun A., Aranovich I., Reis E. // 2012 IAIChE - 2012 AIChE Spring Meeting and 8th Global Congress on Process Safety, Conference Proceedings. Huston, Texas, USA, April 1–5, 2012. P. 402–411.
- 3 Shakun A. N., Yas'yan Yu. P., Litvinova S. M. // *Khimiya i Tekhnologiya Topliv i Masel.* 2001. No. 2. P. 39–40.
- 4 Смоликов М. Д., Казанцев К. В., Затолокина Е. В., Кирьянов Д. И., Паукштис Е. А., Белый А. С. // *Кинетика и катализ.* 2010. Т. 51, № 4. С. 608–618.
- 5 Смоликов М. Д., Гончаров В. Б., Садовская Е. М., Казанцев К. В., Затолокина Е. В., Кирьянов Д. И., Паукштис Е. А., Бальжинимаев Б. С., Белый А. С. // *Катализ в пром-сти.* 2013. № (6). С. 51–60.
- 6 Frantsina E. V., Ivashkina E. N., Ivanchina E. D., Romanovskii R. V. // *Chem. Eng. J.* 2014ю Vol. 238. P. 129–139.
- 7 Ivashkina E. N., Youriev E. M., Ivanchina E. D., Kravtsov A. V., Frantsina E. V., Romanovskiy R. V. // *Catal. Ind.* 2010. Vol. 2, No. 2. P. 137–144.
- 8 Chuzlov V. A., Ivanchina E. D., Chekantsev N. V., Molotov K. V. // *Procedia Eng.* 2015. Vol. 113. P. 131–137.
- 9 Chekantsev N. V., Gyngazova M. S., Ivanchina E. D. // *Chem. Eng. J.* 2014. Vol. 238. P. 120–128.