

Уменьшение потерь исходного реактанта н-гексана с товарным изомеризатом

Сергей В. Попов¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049
Даниэл Г. Осипян¹ svpopov2018@ya.ru .

¹ Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5,
г. Новокуйбышевск, 446200, Россия

Аннотация. Процессы изомеризации парафиновых углеводородов обеспечивают снижение содержания ароматических и низкооктановых углеводородов в автомобильных бензинах. Октановое число товарного изомеризата, используемого при компаундировании в бензинах, зависит от чёткости разделения компонентов реакционной массы изомеризации, в частности присутствие в ней не превращённых реактантов приводит к снижению октанового числа и потере этих компонентов сырья. В товарном изомеризате типовой установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции ПГИ-ДИГ вместе с целевыми продуктами содержатся низкоразветвленные и сырьевые нормальные углеводороды, в частности присутствует н-гексан, ухудшающий качество товарного изомеризата из-за его низкого октанового числа (ОЧИ=25). Одним из потоков технологической схемы, формирующим товарный изомеризат с установки, является кубовый продукт колонны деизогексанизатора, содержание н-гексана в котором составляет до 3,5% масс., поэтому в промышленных условиях целесообразно его извлечение из кубового продукта деизогексанизатора с последующим рециркулированием в сырьевой поток. В работе предлагается изменение технологической схемы установки низкотемпературной изомеризации с целью уменьшения потерь сырьевых углеводородов с товарным изомеризатом путём включения в неё дополнительной ректификационной колонны Кдоп. Исследования выполнены с использованием моделирующей программы Unisim Design. Выполненными расчётами получены целесообразные технологические режимы работы и конструкционные параметры колонны Кдоп: количество одно-поточных клапанных тарелок равно 30, давление в колонне Рниз = 160кПа и Рверх = 110кПа, температура в ребойлере и конденсаторе 102,4 и 81,3 °С соответственно, флегмовое число R=2,5. Включение дополнительной ректификационной колонны Кдоп в типовую технологическую схему обеспечивает уменьшение потерь н-гексана с товарным изомеризатом на 1,78 % с одновременным увеличением его октанового числа на величину до 2,4 пункта.

Ключевые слова: изомеризация, ректификационная колонна, октановое число, моделирование, UniSim Design

Reduction of losses of the initial n-hexane reactant with commercial isomerizate

Sergey V. Popov¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049
Daniel G. Osipyanyan¹ svpopov2018@ya.ru .

¹ Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia

Abstract. The isomerization processes of paraffin hydrocarbons ensure a reduction in the content of aromatic and low-octane hydrocarbons in gasoline. The octane number of the commercial isomerizate used in compounding in gasoline depends on the clarity of separation of the components of the isomerization reaction mass, in particular, the presence of non-converted reactants in it leads to a decrease in the octane number and loss of these raw material components. The commercial isomerization unit of a typical low-temperature isomerization unit of the light gasoline fraction PGI-DIG, together with the target products, contains low-branched and raw normal hydrocarbons, in particular, n-hexane is present, which degrades the quality of the commercial isomerization due to its low octane number (OCI= 25). One of the flows of the technological scheme forming the commercial isomerizate from the installation is the cubic product of the deisohexanizer column, the content of n-hexane in which is up to 3.5% by weight. Therefore, in industrial conditions it is advisable to extract it from the cubic product of the deisohexanizer with subsequent recycling into the raw material stream. The paper proposes a change in the technological scheme of the low-temperature isomerization installation in order to reduce the loss of raw hydrocarbons with commercial isomerization by including an additional Kdop distillation column in it. The research was carried out using the Unisim Design modeling program. The calculations performed have obtained appropriate technological modes of operation and structural parameters of the Kdop column: the number of single-flow valve plates is 30, the pressure in the Rniz column = 160kPa and Rvc = 110kPa, the temperature in the reboiler and condenser is 102.4 and 81.3 °C, respectively, the phlegm number R = 2.5. The inclusion of an additional Kdop distillation column in a typical technological scheme ensures a reduction in losses of n-hexane with commercial isomerizate by 1.78% while simultaneously increasing its octane number by up to 2.4 points.

Keywords: isomerization, rectification column, octane, modeling, UniSim Design

Для цитирования

Попов С.В., Осипян Д.Г. Уменьшение потерь исходного реактанта н-гексана с товарным изомеризатом // Вестник ВГУИТ. 2024. Т. 86. № 3. С. 250–257. doi:10.20914/2310-1202-2024-3-250-257

For citation

Popov S.V., Osipyanyan D.G. Reduction of losses of the initial n-hexane reactant with commercial isomerizate. *Vestnik VGUIT* [Proceedings of VSUET]. 2024. vol. 86. no. 3. pp. 250–257. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2024-3-250-257

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

Введение

В мировой индустрии производства автомобильных бензинов сохраняется устойчивая тенденция на улучшение не только их рабочих характеристик, но и экологических параметров. Стандарты для автомобильных бензинов строго регламентируют содержание бензола и других ароматических углеводородов, олефинов и серы [1–2]. В этой связи производство и использование неароматических высокооктановых компонентов бензинов стало перспективным, в частности изомеризаты стали наиболее востребованными из-за их относительно низкой стоимости производства и доступности исходного сырья. В настоящее время технологии гидроизомеризации углеводородов приобретают лидирующие позиции в производстве автомобильных бензинов, вместе с тем оставаясь одним из главных способов получения экологически чистых бензинов [3–5].

Сырьем установок изомеризации являются легкие прямогонные бензиновые фракции, выкипающие в пределах НК-62°C (70°C, 85°C), бензины-рафинаты после экстракции аренов, легкий бензин гидрокрекинга, C₅÷C₆ фракция, полученная из газового конденсата.

В процессе изомеризации происходит повышение октанового числа фракции C₅÷C₆ путем превращения парафинов нормального строения в их изомеры, имеющее более высокое октановое число. Конечный продукт установки (стабильный изомеризат) имеет октановое число по исследовательскому методу (ОЧИМ) 74÷91 пунктов (в зависимости от типа изомеризации и схемы процесса), и не содержит в своём составе бензол, ароматические углеводороды, олефины и сернистые соединения.

Важнейшее свойство изомеризатов – минимальная разница октановых чисел по исследовательскому и моторному методам, позволяющая выравнять значение октанового числа товарного автобензина, поэтому изомеризат можно считать одним из основных компонентов компаундирования бензина, подходящим для разбавления ароматических углеводородов в риформате [6–7].

К числу основных показателей эффективности работы установок изомеризации относятся выход продукта, степень изомеризации парафинов и октановое число. В научных и прикладных исследованиях рассматриваются различные технологические (химические, кинетические) и аппаратные возможности максимизации данных показателей.

В исследованиях [8–10] для улучшения качества сырья и продуктов изомеризации описывается предварительное фракционирование гидрогенизата на «лёгкую» и «тяжёлую» части.

В патенте [11] предложен способ повышения октанового числа изомеризата путем протекания реакции изомеризации на катализаторе в трех зонах внутри ректификационной колонны. Предложенный способ содержит по меньшей мере один боковой отбор, расположенный выше зоны изомеризации гексанов.

В работе [12] предложена установка изомеризации легких бензиновых фракций, включающая в себя дополнительный реактор после основного реактора изомеризации и деизогексанизатора, установленный на выходе изомеризата из стабилизационной колонны, причем выход газообразных продуктов после стабилизационной колонны связан с реактором через систему рециркуляции.

Возможная стратегия многоцелевой оптимизации промышленного процесса изомеризации нефти, основанная на комплексном учёте влияния на показатели эффективности процесса множества его управляющих параметров (состав сырья и объёмная скорость его подачи, температура в реакторе, содержание бензола, соотношение водорода и углеводородов, содержание C₇+ и другие), описана в работе [13].

Одним из возможных технологических направлений повышения эффективности установок изомеризации является улучшение чёткости фракционирования компонентов стабильного изомеризата, что даёт возможность не только повысить октановое число конечного изомеризата, но и увеличить полноту использования сырьевых компонентов реакции изомеризации. Чёткость фракционирования даёт возможность из реакционной массы отделить целевые продукты от низкоразветвлённых и не проконвертированных нормальных углеводородов, присутствие которых снижает октановое число стабильного изомеризата.

Разделение низко- и высокооктановых компонентов изомеризата затруднено из-за их достаточно близких температур кипения [14–16], при этом в промышленных условиях используются как традиционные ректификационные, так и гибридные системы дистилляции / адсорбции.

В работе [17] рассматривается традиционная дистилляционная технология разделения компонентов изомеризата и предложена реконструкция колонны деизогексанизатора (ДИГ), в которой для повышения качества изомеризата вывод его компонентов осуществляется четырьмя потоками: сверху колонны – пентаны, боковые погоны – высокооктановые и низкооктановые изогексаны (направляются на рециркуляцию), углеводороды C₇+ – кубовый остаток колонны.

Для изомеров гексана в исследовании [18] показана возможность их селективного разделения с использованием мембранных металлоорганических структур путём молекулярного просеивания на Cu-MO₄-TPA.

В ряде исследований в качестве альтернативы ректификации изомеризата предлагается использование адсорбционной технологии. В частности, моделирование адсорбции проведено в [19] с целью определения наиболее оптимальной для рассматриваемого процесса комбинации цеолитных адсорбентов (Бета и 5А). Адсорбционное разделение компонентов изомеризата рассматривается в работе [20], показано эффективное отделение высокооктановых от низкооктановых углеводородов и проводится сравнение адсорбционного и ректификационного разделений.

Интенсивно исследуемым способом разделения углеводородов является использование колонн с разделительными стенками. Несмотря на то, что на нефтеперерабатывающих установках эта технология пока масштабно широко не применяется, в работе [21] показано возможное применение для установки изомеризации.

Цель работы – изменение технологической схемы типовой установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции с целью повышения октанового числа товарного изомеризата и уменьшения потерь сырьевого н-гексана с товарным продуктом.

Методы

Включение в схему установки изомеризации легкой бензиновой фракции блока деизогексанизации (ДИГ) позволяет значительно повысить октановое число конечного стабильного изомеризата. На рисунке 1 показан фрагмент типовой действующей технологической схемы фракционирования стабильного изомеризата (поток **Сырье-ДИГ**) установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции.

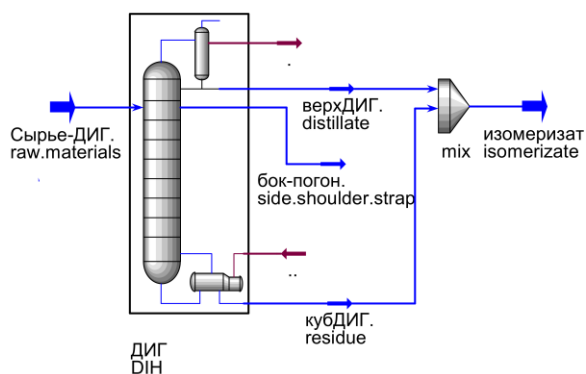


Рисунок 1. Фрагмент типовой технологической схемы фракционирования стабильного изомеризата установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции

Figure 1. A fragment of a typical technological scheme for fractionation of a stable isomerization unit for low-temperature isomerization of a light gasoline fraction

В деизогексановой колонне ДИГ верхним продуктом (поток **верх ДИГ**) совместно с легкокипящими высокооктановыми изогексанами (диметилбутаны-2,2-ДМБ, 2,3-ДМБ) также отгоняются пентаны ($n\text{-C}_5$, изо-C_5). Данный погон в смесителе **mix** объединяется с нижним продуктом (тяжелым изомеризатом) колонны (поток **куб ДИГ**), включающим метилциклопентан, циклогексан и парафины C_7 , формируя итоговый изомеризат (поток **изомеризат**). Из средней части колонны отводится боковой погон (поток **бок-погон**), содержащий значительное количество низкооктановых компонентов, таких как метилпентаны (2-МП, 3-МП) и непрореагировавший гексан ($n\text{-C}_6$), который возвращается обратно в реакторы изомеризации.

Компонентный состав сырья установки изомеризации является не постоянным и зависит от многих факторов, соответственно, сырьё, поступающее на блок ДИГ, также варьируется в определенных интервалах концентраций его компонентов. В таблице 1 представлен усредненный компонентный состав входных и выходных потоков колонны ДИГ и октановое число по исследовательскому методу (ИМ) индивидуальных углеводородов и потоков колонны.

В стабильном изомеризате (поток **изомеризат**), выходящим с установки, содержится до 0,56 %масс. н-гексана, ухудшающего качество товарного изомеризата из-за его низкого октанового числа (25 пунктов) и вместе с тем являющегося сырьём секции изомеризации. Н-гексан поступает в стабильный изомеризат с кубового продукта колонны ДИГ – тяжелого изомеризата (содержание н-гексана составляет порядка 3,5 %масс). Следовательно, целесообразно его максимальное извлечение из кубового остатка колонны деизогексанизатора с последующим рециркулированием.

Исследования выполнены в моделирующей среде UniSim Design.

Результаты и обсуждение

Для оценки возможности максимального извлечения н-гексана из кубового остатка колонны ДИГ рассматривали различные варианты его ректификационного выделения в тарельчатой и насадочной колонне в качестве оптимального аппаратного оформления процесса.

На рисунке 2 представлен вариант технологической схемы с включением в ее состав дополнительных ректификационных колонн $K_{\text{доп}}$. Колонна $K_{\text{доп}}$ расположена после ДИГ, а в качестве её питания поступает балансовое количество кубового остатка колонны ДИГ (поток **куб ДИГ**). В колонне $K_{\text{доп}}$ происходит дополнительное разделение тяжелого изомеризата

с целью выделения максимального количества н-гексана, который выводится кубовым продуктом колонны $K_{доп}$ (поток **кубКдоп**) и направляется на смешение с боковым погоном ДИГ (поток **Бок-погон**). Дистиллят колонны $K_{доп}$ (поток **верхКдоп**) направляется на смешение с легким изомеризатом ДИГ (поток **верхДИГ**), формируя итоговый изомеризат.

При моделировании использовались следующие конструкционные и режимные параметры колонны $K_{доп}$: число тарелок $N_T = 30$; тарелка питания $N_{пит} = 16$; эффективность контактного устройства 0,8; температура в конденсаторе $T_{конд} = 81,0$ °С, температура в ребойлере $T_{реб} = 102,7$ °С, давление $P_{верх} = 110$ кПа, $P_{низ} = 160$ кПа. Расход питания – 4795 кг/ч.

Таблица 1.

Компонентный состав в массовых долях входных и выходных потоков колонны ДИГ

Table 1.

The component composition in the mass fractions of the input and output flows of the DIH column

Углеводороды Hydrocarbons	Сырье ДИГ raw materials	верхДИГ distillate	бок-погон side shoulder strap	кубДИГ residue	изомеризат isomerizate	Октановое число ИМ RON
Изобутан i-Butane	0,005599	0,012813	0,000000	0,000000	0,010797	101
Бутан n-Butane	0,003499	0,008008	0,000000	0,000000	0,006748	94
Изопентан i-Pentane	0,148670	0,340226	0,000000	0,000000	0,286690	92
Пентан n-Pentane	0,061488	0,140771	0,000000	0,000000	0,118570	62
Циклопентан Cyclopentane	0,012897	0,029490	0,000023	0,000000	0,024849	101
2,2 – диметилбутан 22-Mbutane	0,125975	0,279490	0,007938	0,000000	0,235556	92
2,3 – диметилбутан 23-Mbutane	0,069586	0,068528	0,082338	0,000017	0,057748	102
2-метилпентан 2-Mpentane	0,215757	0,110224	0,348085	0,000184	0,092909	73
3-метилпентан 3-Mpentane	0,127874	0,010275	0,256019	0,001601	0,008910	75
Гексан n-Hexane	0,094281	0,000106	0,189774	0,035205	0,005629	25
Метилциклопентан Mscyclopentan	0,041592	0,000076	0,067398	0,111660	0,017634	91
Бензол Benzene	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	113
Циклогексан Cyclohexane	0,046391	0,000001	0,030907	0,386166	0,060766	83
Изомеры Гептана C ₇ *	0,034093	0,000000	0,012856	0,341960	0,053809	44*
Метилциклогексан Mscyclohexane	0,012298	0,000000	0,004661	0,123207	0,019387	75
Итого Total	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000	
Расчетное октановое число RON	76,1	86,2	68,1	67,5	83,6	

* указано среднее значение октанового числа н-гептана и трех распространенных изомеров C₇ строения

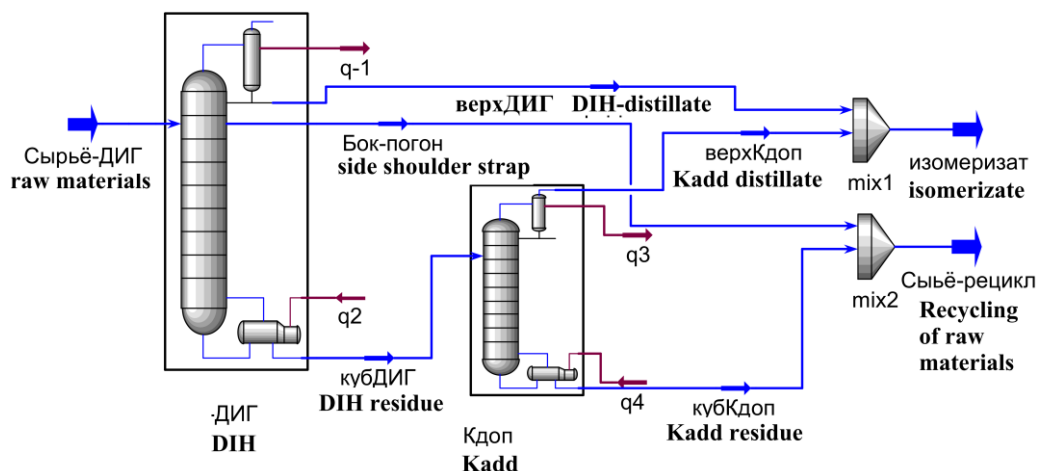


Рисунок 2. Фрагмент измененной технологической схемы с включением дополнительной ректификационной колонны $K_{доп}$

Figure 2. A fragment of the modified technological scheme with the inclusion of an additional $K_{доп}$ distillation column

Значения рассчитанных технологических параметров и компонентный состав потоков колонны $K_{доп}$ приведены в таблице 2. График изменения температурного профиля по высоте колонны $K_{доп}$ показан на рисунке 3. Конструкционные параметры колонны $K_{доп}$ сведены в таблицу 3. Компонентный состав потоков измененной технологической схемы с включением дополнительной колонны $K_{доп}$ представлен в таблице 4.

Из таблицы 1 и таблицы 4 видно, что при предлагаемых параметрах работы колонны $K_{доп}$ содержание н-гексана в стабильном изомеризате, направляемым в товарный изомеризат, снизится до 0,26 %масс, что составляет величину снижения на 53,77 %. Таким образом, появляется возможность 59,20 % н-гексана из кубового остатка ДИГ (это значение составляет 1,78 % общего количества н-гексана в реакционной массе изомеризации)

направить на блок подготовки сырья, а далее объединённым сырьём в реакторный блок секции изомеризации. Следует также отметить, что заметным положительным эффектом включения в существующую технологическую схему дополнительной колонны **Кдоп** является увеличение ОЧИ товарного изомеризата на величину до 2,4 пункта.

Для полной оценки предлагаемого технологического решения была рассчитана его экономическая эффективность с учетом затрат на реализацию.

Экономический эффект от включения в технологическую схему колонны **Кдоп** основывается на увеличении октанового числа стабильного изомеризата на 2,4 пункта и заключается в изменении сырьевой и товарной корзины предприятия при компаундировании автобензинов.

Воспроизведение дельты повышения октанового числа установки изомеризации выполнено на сырьевой и продуктовой модели

предприятия с помощью программного обеспечения Aspen PIMS. Изменение материального баланса рассматриваемого предприятия за месяц представлено в таблице 5.

Из таблицы 5 видно, что повышение октанового числа стабильного изомеризата типовой установки низкотемпературной изомеризации ПГИ-ДИГ на 2,4 пункта (по ИМ) позволит сократить потребление дорогостоящей присадки МТБЭ на 2 017 тонн в месяц при компаундировании товарных автобензинов, что в итоге приведет к получению дополнительного экономического эффекта для предприятия свыше 95 млн. руб. в месяц.

Для реализации проекта по монтажу дополнительной колонны **Кдоп** необходимы финансовые вложения на проектно-изыскательские работы (ПИР), материально-техническое обеспечение (МТО) и строительно-монтажные работы (СМР).

Таблица 2.

Значения технологических параметров (а) и компонентный состав (б) потоков колонны Кдоп

Table 2.

Values of technological parameters (a) and component composition (b) of Kadd column flows

Название потока Stream Name	кубДИГ DIH residue	верхКдоп Kadd distillate	кубКдоп Kadd residue
Температура [° C] Temperature [° C]	117.5	81,0	102.7
Давление [кПа] Pressure [kPa]	245.2	110.0	160.0
Массовый поток [кг/ч] Mass Flow [kg/h]	4795	652	4143

(a)

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	КубДИГ масс. доля DIH residue mass fractions	верхКдоп масс. доля Kadd distillate mass fraction	кубКдоп масс. доля Kadd residue mass fraction	Октановое число ИМ RON
2,3 – диметилбутан 23-Mbutane	0,000016	0,000068	0,000008	102
2-метилпентан 2-Mpentane	0,000171	0,000609	0,000089	73
3-метилпентан 3-Mpentane	0,001583	0,005617	0,000949	75
Гексан n-Нexane	0,034755	0,104369	0,023813	25
Метилциклопентан Mcyclopentan	0,111187	0,267113	0,086674	91
Бензол Benzene	0,000000	0,000000	0,000000	113
Циклогексан Cyclohexane	0,386751	0,591086	0,354613	83
Изомеры Гептана C ₇ *	0,342255	0,024962	0,392145	44*
Метилциклогексан Mcyclohexane	0,123283	0,006094	0,141710	75
Итого Total	1,0000000	1,0000000	1,0000000	
Расчетное октановое число RON	67,5	78,0	65,9	

(b)

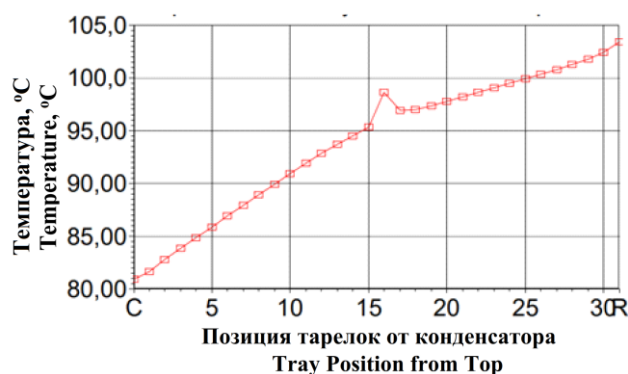


Рисунок 3. График изменения температуры по высоте колонны Кдоп

Figure 3. Graph of temperature changes in the height of the Kadd column

Таблица 3.

Параметры колонны Кдоп тарельчатой (а) и с насадкой (b)

Table 3.

Parameters of the Kadd column with a plate (a) and a packing column (b)

Параметры Parameters	Значение Value
Высота [м] Height [m]	11,1
Диаметр [м] Diameter [m]	0,76
Число тарелок Number of plates	30
Тип тарелки Internals	Клапанные Valve
Тарелка питания The feed plate	16
Расстояние между тарелками [мм] Tray Spacing [mm]	370
Поточность Number of Flow Paths	1
(b)	
Параметры Parameters	Значение Value
Высота [м] Height [m]	10,5
Диаметр [м] Diameter [m]	0,60
Тип насадки packing type	Нерегулярная Irregular
Количество элементов Number of elements	151877
ВЭТТ [м] HETP [m]	0,4371

Таблица 4.

Компонентный состав потоков измененной технологической схемы (рисунок 2)
с включением дополнительной колонны Кдоп

Table 4.

The component composition of the flows of the modified technological scheme (figure 2)
with the inclusion of an additional Kadd column

Углеводороды Hydrocarbons	Сырье ДИГ raw materials	изомеризат isomerizate	Сырье-рецикл Recycling of raw materials	Октановое число ИМ RON
Изобутан i-Butane	0,005599	0,012502	0,000000	101
Бутан n-Butane	0,003499	0,007814	0,000000	94
Изопентан i-Pentane	0,148670	0,331690	0,000227	92
Пентан n-Pentane	0,061488	0,136870	0,000347	62
Циклопентан Cyclopentane	0,012897	0,028066	0,000595	101
2,2 – диметилбутан 22-Mbutane	0,125975	0,248693	0,026440	92
2,3 – диметилбутан 23-Mbutane	0,069586	0,070109	0,069162	102
2-метилпентан 2-Mpentane	0,215757	0,130180	0,285167	73
3-метилпентан 3-Mpentane	0,127874	0,009442	0,223932	75
Гексан n-Hexane	0,094281	0,002602	0,168640	25
Метилциклопентан Mcyclopentan	0,041592	0,006627	0,069951	91
Бензол Benzene	0,000000	0,000000	0,000000	113
Циклогексан Cyclohexane	0,046391	0,014637	0,072146	83
Изомеры Гептана C ₇ *	0,034093	0,000618	0,061244	44*
Метилциклогексан Mcyclohexane	0,012298	0,000618	0,022440	75
Итого Total	1,000000	1,000000	1,000000	
Расчетное октановое число RON	76,1	86,0	68,5	

Таблица 5.

Изменение материального баланса предприятия за месяц

Table 5.

Change in the material balance of the enterprise in a month

Наименование продукта Product Name	Количество ДО реконструкции, тн Quantity BEFORE reconstruction, tons	Количество ПОСЛЕ реконструкции, тн Quantity AFTER reconstruction, tons	Отклонение, тн Deviation, tn	Цена, руб./тн Price, RUB/ton	Эффект, тыс. руб. Effect, thousand rubles
Взято в производство: Taken into production:					
МТБЭ methyltretbutyl ether	5 358,0	3 341,0	-2 017,0	86 364,0	174 196,2
Природный газ natural gas	0	296,0	296,0	7 065, 0	- 2 091, 2
Получено в производстве: Received in production:					
АИ-95-К5 gasoline	84 888,0	83 167,0	- 1 721,0	43 010,0	-74 020,2
Итого Total					98 085,0

Опираясь на опыт внедрения подобных проектов на действующих производствах, стоимость работ принимаем в размере на выполнение аналогичных работ.

ПИР – комплекс мероприятий, нацеленный на разработку документации для реализации проекта с учетом существующих объектов, затраты – 50 млн руб.

МТО – все материалы, необходимые для внедрения предлагаемого технологического решения. Для его реализации, которая обеспечит уменьшение потерь исходного реактанта н-гексана с товарным изомеризатом, согласно рисунку 2 необходим монтаж дополнительного оборудования, а именно колонны Кдоп с геометрическими размерами и внутренними контактными

устройствами, которые указаны в таблице 3, ребойлер для подогрева куба колонны, холодильник конденсатор для охлаждения газового потока, рефлюксная емкость, насос орошения, а также система трубопроводов с ЗРА и приборами КИПиА для регулирования процесса, кабельные трассы для подключения нового оборудования к существующей автоматизированной системе управления технологическим процессом. Ориентировочные затраты по МТО – 150 млн руб.

СМР – это работы, выполняемые для сдачи готового объекта в эксплуатацию. (возведение новых объектов, реконструкция старых, капитальный ремонт и т. д.). Для монтажа нового оборудования и его подключения к существующему объекту ориентировочные затраты составят 100 млн руб.

Общие ориентировочные затраты на реализацию проекта с учетом ПИР, МТО и СМР составят 300 млн рублей.

Для полной оценки эффективности проекта необходимо произвести расчет основных экономических показателей – NPV (чистый доход проекта за 10 лет с учетом ставки дисконтирования), PI (индекс рентабельности проекта), DPP (срок окупаемости проекта с учетом ставки дисконтирования). Ставку дисконтирования принимаем максимальную для снижения рисков не окупаемости проекта – 20 %.

С учетом ставки дисконтирования, экономического эффекта от реализации проекта, затрат на реализацию, плана выполнения работ получаем

следующие экономические показатели: NPV – 2,9 млрд руб.; PI – 47,5 ед.; DPP – менее 1 года.

Заключение

Анализ работы промышленной установки низкотемпературной изомеризации показал, что в кубовом продукте колонны ДИГ – тяжелом изомеризате, присутствует н-гексан, ухудшающий качество товарного изомеризата из-за его низкого октанового числа, следовательно, целесообразно его максимальное извлечение из кубового остатка колонны деизогексанизатора и направление в рециркулирующий поток.

С целью повышения октанового числа конечного стабильного изомеризата предложено изменение технологической схемы включением в неё дополнительной колонны **Кдоп** на линии тяжелого изомеризата колонны ДИГ. На основании выполненных расчетов степень извлечения н-гексана из кубового продукта колонны ДИГ составляет 52,58 %масс., что повышает октановое число товарного изомеризата на величину до 2,4 пункта. Такое увеличение октанового числа товарного продукта установки позволит предприятию получить экономическую выгоду свыше 95 млн. руб. в месяц.

Предложенное технологическое решение имеет высокий уровень экономических показателей, что является основанием для внедрения данного проекта в существующие действующие производства.

Литература

- 1 Velázquez H.D. et al. Recent progress on catalyst technologies for high quality gasoline production // *Catalysis Reviews*. 2023. V. 65. №. 4. P. 1079–1299. doi: 10.1080/ 01614940.2021.2003084
- 2 Tang R. et al. Isomerization performance of n-hexane in hydrogen atmosphere over the multistage porous composite NixPy-MCM-41/MOR catalyst // *Journal of the Energy Institute*. 2024. P. 101652. doi: 10.1016/j.joei.2024.101652
- 3 Хаимова Т.Г., Мхитарова Д.А. Изомеризация как эффективный путь производства высокооктановых компонентов бензина // Информационно-аналитический обзор. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2005. 80 с.
- 4 Fahim M.A., Alsahhaf T.A., Elkilani A., Fahim M.A. et al. Catalytic Reforming and Isomerization // *Fundam. Pet. Refin.* 2010. P. 95-122.
- 5 Naqvi S.R. et al. New trends in improving gasoline quality and octane through naphtha isomerization: a short review // *Applied Petrochemical Research*. 2018. V. 8. P. 131–139.
- 6 Yu W., Morales A. Gasoline blending system modelling via static and dynamic neural networks // *International Journal of modelling and simulation*. 2004. V. 24. №. 3. P. 151-160.
- 7 Awan Z.H. et al. Process system engineering (PSE) analysis on process and optimization of the isomerization process // *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering*. 2021. V. 40. №. 1. P. 289–302.
- 8 Пат. № 2307820, RU, C07C 5/22. Способ получения высокооктановых изокомпонентов бензина / Боруцкий П.Н. № 2006111318/04; Заявл. 06.04.2006; Опубл. 10.10.2007, Бюл. № 28.
- 9 Пат. № 2753532, RU, C07C 5/13, 13/18, 5/27. Способы и устройство для изомеризации углеводородов / Сингх П.К. № 2020130132; Заявл. 28.02.2019; Опубл. 17.08.2021, Бюл. № 23.
- 10 Пат. № 2680377, RU, C07C 5/22, 9/12, 9/16. Способ разделения бензиновых фракций в процессе изомеризации / Мнушкин И.А. № 2018132218; Заявл. 10.09.2018; Опубл. 20.02.2019, Бюл. № 5.
- 11 Пат. № 201390968, EA, C10G 45/00, C10G 65/00, C07C 5/00. Изомеризация бензина в трех зонах каталитических реакций внутри ректификационной колонны / Гиязов О.В., Парпуц О.И. № 201390968; Заявл. 18.01.2012; Опубл. 30.12.2013, Бюл. № 01.
- 12 Пат. № 182214U1, RU, C07C 5/27, 7/12, C10G 25/00, C07C 9/16. Установка для изомеризации легких бензиновых фракций / Гурко Н.С. № 217145033; Заявл. 2017; Опубл. 07.08.2018, Бюл. № 29.
- 13 Fahy D.A.N., Soliman M.A. A multi-Response Optimization for Isomerization of light Naphtha // *Chemical Engineering*. 2019. V. 79. URL: https://buescholar.bue.edu.eg/chem_eng/79
- 14 Osman W.S. et al. Optimum Design of Naphtha Recycle Isomerization Unit with Modification by Adding De-Isopentanizer // *Processes* 2023. V. 11. P. 3406. doi: 10.3390/pr11123406
- 15 Anugraha R.P. et al. Techno-economical study on the production of high octane gasoline in light naphtha plant // *Journal of Chemical Technology and Metallurgy*. 2024. V. 59. №. 1. P. 81–86.
- 16 Shehata W.M., Mohamed M.F., Gad F.K. Monitoring and modelling of variables affecting isomerate octane number produced from an industrial isomerization process // *Egyptian journal of petroleum*. 2018. V. 27. №. 4. P. 945–953.

- 17 Лебедев Ю.Н., Ратовский Ю.Ю. Реконструкция установок изомеризации // Химия и технология топлив и масел. 2010. № 4. С. 29–30.
- 18 Chen R. et al. Aperture Fine-Tuning in Cage-Like Metal–Organic Frameworks via Molecular Valve Strategy for Efficient Hexane Isomer Separation // Small Structures. 2024. V. 5. №. 1. P. 2300302. doi: 10.1002/ssr.202300302
- 19 Anugraha R.P. et al. Cost And Product Optimization of Upgrading Light Naphtha Using Pressure Swing Adsorption Method by Aspen Adsorption Simulation // Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences. 2022. V. 100. №. 2. P. 198–210. doi: 10.37934/arfmts.100.2.198210
- 20 Muhammed T., Tokay B., Conradie A. Raising the Research Octane Number using an optimized Simulated Moving Bed technology towards greater sustainability and economic return // Fuel. 2023. V. 337. P. 126864. doi: 10.1016/j.fuel.2022.126864
- 21 Kalita R., Kanda A., Gentry J.C. Network of dividing wall columns in complex process units // Chemical engineering. 2018. V. 69. P. 204–211.

References

- 1 Velázquez H.D. et al. Recent progress on catalyst technologies for high quality gasoline production. Catalysis Reviews. 2023. vol. 65. no. 4. pp. 1079–1299. doi: 10.1080/ 01614940.2021.2003084
- 2 Tang R. et al. Isomerization performance of n-hexane in hydrogen atmosphere over the multistage porous composite NixPy-MCM-41/MOR catalyst. Journal of the Energy Institute. 2024. pp. 101652. doi: 10.1016/j.joei.2024.101652
- 3 Khaimova T.G., Mkhitarova D.A. Isomerization as an effective way of producing high-octane gasoline components // Information and analytical review. Moscow, Tsniiteneftkhim, 2005. 80 p. (in Russian).
- 4 Fahim M.A., Alsahhaf T.A., Elkilani A., Fahim M.A. et al. Catalytic Reforming and Isomerization. Fundam. Pet. Refin. 2010. pp. 95-122.
- 5 Naqvi S.R. et al. New trends in improving gasoline quality and octane through naphtha isomerization: a short review. Applied Petrochemical Research. 2018. vol. 8. pp. 131–139.
- 6 Yu W., Morales A. Gasoline blending system modelling via static and dynamic neural networks. International Journal of modelling and simulation. 2004. vol. 24. no. 3. pp. 151-160.
- 7 Awan Z.H. et al. Process system engineering (PSE) analysis on process and optimization of the isomerization process. Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering. 2021. vol. 40. no. 1. pp. 289–302.
- 8 Borutsky P.N. A method for producing high-octane gasoline components. Patent RF, no. 2307820, 2007.
- 9 Singh P.K. Methods and apparatus for the isomerization of hydrocarbons. Patent RF, no. 2753532, 2021.
- 10 Mnushkin I.A. Method of separation of gasoline fractions in the isomerization process. Patent RF, no. 2680377, 2019.
- 11 Giyazov O.V., Parputs O.I. Gasoline isomerization in three zones of catalytic reactions inside the distillation column. Patent EA, no. 201390968, 2013.
- 12 Gurko N.S. Installation for isomerization of light gasoline fractions. Patent RF, no. 182214U1, 2018.
- 13 Fathy D.A.N., Soliman M.A. A multi-Response Optimization for Isomerization of light Naphtha. Chemical Engineering. 2019. vol. 79. Available at: https://buescholar.bue.edu.eg/chem_eng/79
- 14 Osman W.S. et al. Optimum Design of Naphtha Recycle Isomerization Unit with Modification by Adding De-Isopentanizer. Processes. 2023. vol. 11. pp. 3406. doi: 10.3390/pr11123406
- 15 Anugraha R.P. et al. Techno-economical study on the production of high octane gasoline in light naphtha plant. Journal of Chemical Technology and Metallurgy. 2024. vol. 59. no. 1. pp. 81–86.
- 16 Shehata W.M., Mohamed M.F., Gad F.K. Monitoring and modelling of variables affecting isomerate octane number produced from an industrial isomerization process. Egyptian journal of petroleum. 2018. vol. 27. no. 4. pp. 945–953.
- 17 Lebedev Yu.N., Ratovsky Yu.Y. Reconstruction of isomerization plants. Chemistry and technology of fuels and oils. 2010. no. 4. pp. 29–30. (in Russian).
- 18 Chen R. et al. Aperture Fine-Tuning in Cage-Like Metal–Organic Frameworks via Molecular Valve Strategy for Efficient Hexane Isomer Separation. Small Structures. 2024. vol. 5. no. 1. pp. 2300302. doi: 10.1002/ssr.202300302
- 19 Anugraha R.P. et al. Cost And Product Optimization of Upgrading Light Naphtha Using Pressure Swing Adsorption Method by Aspen Adsorption Simulation. Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences. 2022. vol. 100. no. 2. pp. 198–210. doi: 10.37934/arfmts.100.2.198210
- 20 Muhammed T., Tokay B., Conradie A. Raising the Research Octane Number using an optimized Simulated Moving Bed technology towards greater sustainability and economic return. Fuel. 2023. vol. 337. pp. 126864. doi: 10.1016/j.fuel.2022.126864
- 21 Kalita R., Kanda A., Gentry J.C. Network of dividing wall columns in complex process units. Chemical engineering. 2018. vol. 69. pp. 204–211.

Сведения об авторах

Сергей В. Попов к.т.н., доцент, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, svpopov2018@ya.ru
 <https://orcid.org/0000-0003-0533-9049>
Даниэл Г. Осипян магистрант, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, svpopov2018@ya.ru

Вклад авторов

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

Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

Information about authors

Sergey V. Popov Cand. Sci. (Engin.), associate professor, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, svpopov2018@ya.ru
 <https://orcid.org/0000-0003-0533-9049>
Daniel G. Osipyany master student, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, svpopov2018@ya.ru

Contribution

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

Conflict of interest

The authors declare no conflict of interest.

Поступила 24/07/2024	После редакции 12/08/2024	Принята в печать 02/09/2024
Received 24/07/2024	Accepted in revised 12/08/2024	Accepted 02/09/2024