

Совершенствование технологической схемы установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции

Максим С. Потапов¹ svpopov2018@ya.ruСергей В. Попов¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049

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 во многом зависит от чёткости разделения компонентов реакционной массы изомеризации и степени рециркуляции не превращенных парафиновых углеводородов нормального строения. В реакционной массе технологической установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции ПГИ-ДИГ вместе с целевыми продуктами содержатся низкоразветвленные и нормальные углеводороды, в частности в промышленном изомеризате присутствует до 12% масс. н-пентана, ухудшающего качество товарного изомеризата из-за его низкого октанового числа (ОЧИ=61,7). Одним из потоков технологической схемы, формирующим поток изомеризата с установки, является дистиллят колонны деизогексанизатора, содержание н-пентана в котором составляет до 14,6% масс. поэтому в промышленных условиях целесообразно его извлечение из дистиллята деизогексанизатора с последующим рециркулированием в сырьевой поток. В работе предлагается изменение технологической схемы установки низкотемпературной изомеризации с целью максимального извлечения сырьевых углеводородов из стабильного изомеризата путём включения в неё системы из двух дополнительных ректификационных колонн Сдоп и ДП. Исследования выполнены с использованием моделирующей программы Honeywell Unisim Design. Выполненными расчётами показаны целесообразные технологические режимы работы и конструкционные параметры колонн: колонна Сдоп содержит 61 трех-поточные клапанные тарелки, давление в колонне Рниз = 245кПа и Рверх = 196кПа, температура Треб = 81,7 °С и Тконд = 47,9 °С; колонна ДП имеет 60 двух-поточных клапанных тарелок, давление Рниз = 400кПа и Рверх = 200кПа, температура Треб = 83,4 °С и Тконд = 45,5 °С. В предложенной технологической схеме обеспечивается практически полное извлечение н-пентана (99,9 %мас.) из стабильного изомеризата с одновременным увеличением его октанового числа на 2 пункта.

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

Improvement of the technological scheme of the installation of low-temperature isomerization of light gasoline fraction

Maksim S. Potapov¹ svpopov2018@ya.ruSergey V. Popov¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049

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 a commercial isomerizate largely depends on the clarity of separation of the components of the isomerization reaction mass and the degree of recirculation of non-converted paraffin hydrocarbons of normal structure. The reaction mass of the technological installation for low-temperature isomerization of the light gasoline fraction PGI-DIH, together with the target products, contains low-branched and normal hydrocarbons, in particular, up to 12% by weight of n-pentane is present in the industrial isomerizate, which degrades the quality of the commercial isomerizate due to its low octane number (RON=61.7). One of the flows of the technological scheme forming the isomerizate flow from the installation is the distillate of the deisohexanizer column, the content of n-pentane in which is up to 14.6% by weight therefore, in industrial conditions, it is advisable to extract it from the distillate of the deisohexanizer with subsequent recycling into the raw material stream. The paper proposes a change in the technological scheme of a low-temperature isomerization installation in order to maximize the extraction of raw hydrocarbons from a stable isomerizate by including a system of two additional distillation columns Cadd and DP. The research was carried out using the Honeywell Unisim Design modeling program. The calculations performed show the appropriate technological modes of operation and structural parameters of the columns: the Cadd column contains 61 three-flow valve plates, the pressure in the column Pbot = 245kPa and Ptop = 196kPa, the temperature Treb = 81.7 °C and Tcond = 47.9 °C; the DP column has 60 two-flow valve plates, the pressure Pbot = 400kPa and Ptop = 200kPa, temperature Treb = 83.4 °C and Tcond = 45.5 °C. The proposed technological scheme provides almost complete extraction of n-pentane (99.9% by weight) from a stable isomerizate with a simultaneous increase in its octane number by 2 points.

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

Для цитирования

Потапов М.С., Попов С.В. Совершенствование технологической схемы установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции // Вестник ВГУИТ. 2024. Т. 86. № 1. С. 258–264. doi:10.20914/2310-1202-2024-1-258-264

For citation

Potapov M.S., Popov S.V. Improvement of the technological scheme of the installation of low-temperature isomerization of light gasoline fraction. *Vestnik VGUIT* [Proceedings of VSUET]. 2024. vol. 86. no. 1. pp. 258–264. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2024-1-258-264

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

Введение

В различных технологических процессах, обеспечивающих снижение содержания ароматических и низкооктановых углеводородов в автомобильных бензинах, значительное место занимают процессы изомеризации парафиновых углеводородов. Изомеризаты – важные компоненты при производстве экологически чистых автомобильных бензинов, повышающие их детонационную стойкость, а также уменьшающие чувствительность между октановыми числами по исследовательскому и моторному методам [1–4].

Октановое число товарного изомеризата во многом зависит от чёткости разделения компонентов реакционной массы изомеризации и степени рециркуляции не превращенных парафиновых углеводородов нормального строения [5–7]. Разделение низко- и высокооктановых компонентов изомеризата затруднено из-за их достаточно близких температур кипения, при этом в промышленных условиях используются как традиционные ректификационные, так и гибридные системы дистилляции / адсорбции.

Дистилляционные технологии характеризуются достаточно высокими капитальными затратами при разделении компонентов смеси из-за малой разницы температур кипения между линейными и разветвленными алканами. В работе [8] описывается реконструкция ректификационной 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 C_{7+} – кубовый остаток колонны.

В патенте [9] предлагается обеспечить предварительное разделение сырья изомеризации на два потока – пентановую и гексановую фракции, которые направляются раздельно в два работающих параллельно реактора, далее происходит объединение реакционных масс и их направление общим потоком в колонну ректификации для разделения компонентов изомеризации и рециклов.

Для изомеров гексана в исследовании [10] 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 [11] с целью определения наиболее оптимальной для рассматриваемого процесса комбинации цеолитных адсорбентов (Бета и 5A).

Адсорбционное разделение компонентов изомеризата рассматривается в работе [12], показано эффективное отделение высокооктановых от низкооктановых углеводородов и проводится сравнение адсорбционного и ректификационного разделений.

Цель работы – изменение технологической схемы установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции (на примере типовой установки ПГИ-ДИГ) с целью повышения октанового числа товарного продукта и максимального извлечения из стабильного изомеризата низкоразветвленных и $n-C_5$ углеводородов с их последующей рециркуляцией в сырьевой поток реакторов изомеризации.

Методы

На рисунке 1 показана схема потоков колонны деизогексанизатора (ДИГ) установки низкотемпературной изомеризации лёгкой бензиновой фракции (ПГИ-ДИГ).

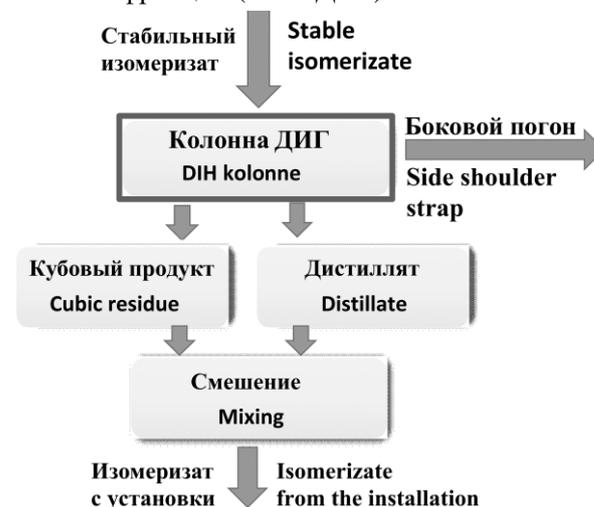


Рисунок 1. Схема потоков колонны деизогексанизатора ДИГ

Figure 1. Flow diagram of the column of the deisohexanizer DIN

В колонне деизогексанизации ДИГ происходит отделение углеводородов 2,2 – диметилбутана и 2,3 – диметилбутана от других изомеров C_6 и более тяжелых компонентов, содержащихся в стабильном изомеризате. Низкооктановые метилпентаны и n -гексан выводятся из колонны ДИГ боковым погоном и в качестве рециклового потока возвращаются в сырьевую емкость секции изомеризации, где смешиваются со стабильным гидрогенизатом. Балансовое количество верхнего продукта (дистиллята) колонны ДИГ объединяется с нижним продуктом (кубовым остатком) колонны.

Объединенный продукт после охлаждения выводится с установки в качестве товарного продукта (изомеризата).

В составе промышленного стабильного изомеризата содержится до 12 % масс. н-пентана, ухудшающего качество изомеризата из-за его низкого октанового числа (ОЧИ = 61,7) и вместе с тем являющегося сырьём секции изомеризации. Как отмечено выше, одним из потоков, формирующим поток стабильного изомеризата с установки, является дистиллят колонны ДИГ. Его усредненный состав показан в таблице 1. Видно, что возможное содержание н-пентана составляет величину порядка 14,6 % масс. Следовательно, целесообразно его максимальное извлечение из дистиллята колонны ДИГ с последующим рециркулированием малоразветвленных и н-С₅ углеводородов.

Исследования выполнены в моделирующей среде Honeywell UniSim Design. Термодинамические свойства потоков углеводородов рассчитывались по методу Пенга-Робинсона [13–20].

Результаты и обсуждение

Для оценки возможности максимального извлечения н-пентана из верхнего продукта колонны ДИГ рассматривали различные варианты его ректификационного выделения с использованием сложных колонн и каскада колонн в качестве оптимального аппаратного оформления процесса.

Выполненными расчетами установлено, что для достижения практически полного извлечения н-пентана, находящегося в верхнем продукте колонны ДИГ, сначала необходимо извлечь н-пентан и изопентан из легкого изомеризата ДИГ, а затем направить поток в дополнительную колонну депентанизации.

На рисунке 2 представлен вариант технологической схемы с включением в ее состав дополнительных ректификационных колонн Сдоп и колонны депентанизации ДП.

Таблица 1.

Состав дистиллята колонны ДИГ

Table 1.

The composition of the distillate of the DIN column

Наименование компонента Name of the component	Содержание компонента, масс. доля Component content, mass fraction	ОЧИ RON
Изобутан Isobutane	0,019704	101,1
н-Бутан n-Butane	0,005325	93,6
Изопентан Isopentane	0,400478	92,3
н-Пентан n-Pentane	0,145970	61,7
Циклопентан Cyclopentane	0,028576	101
2-метилпентан 2-methylpentane	0,039240	73,4
3-метилпентан 3-methylpentane	0,002335	74,5
2,2 – диметилбутан 2,2 – dimethylbutane	0,319221	91,8
2,3 – диметилбутан 2,3 – dimethylbutane	0,039151	103,5
Всего Total	1,000000	-

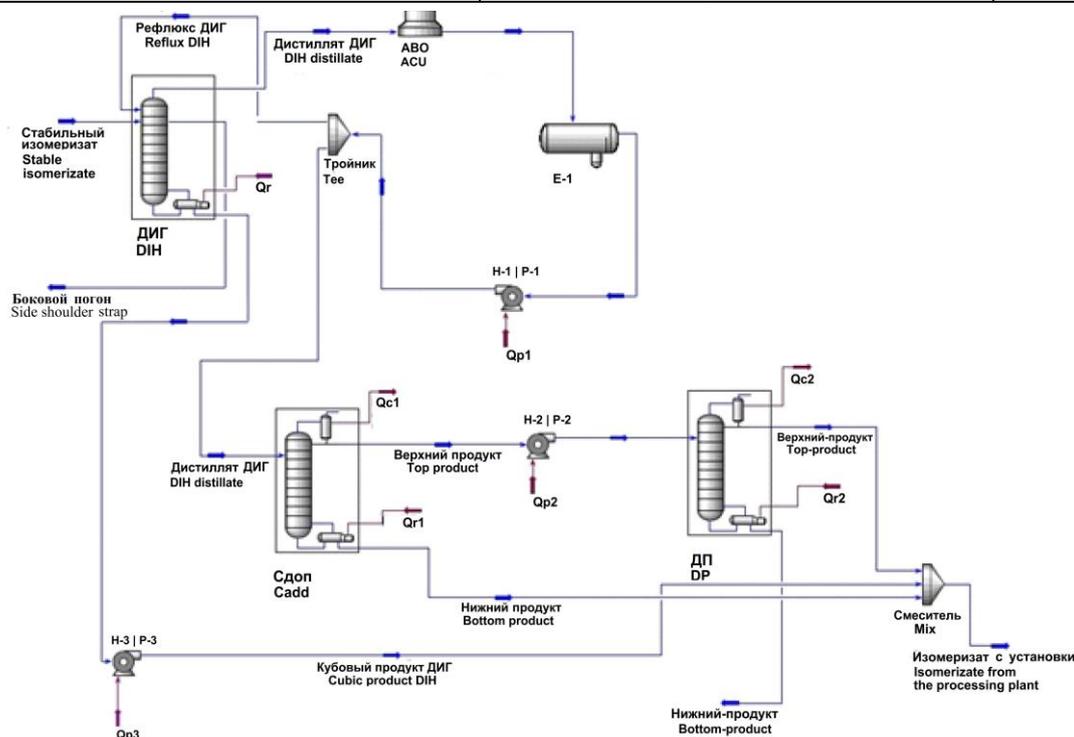


Рисунок 2. Фрагмент измененной технологической схемы с включением дополнительных ректификационных колонн Сдоп и ДП

Figure 2. A fragment of the modified technological scheme with the inclusion of additional rectification columns Cadd and DP

Колонна **Сдоп** расположена после деизогексанизатора, а в качестве её питания поступает балансовое количество верхнего продукта ДИГ. В колонне **Сдоп** происходит отделение бутанов, изопентана и н-пентана от других изомеров (2,2 – диметилбутан; 2,3 – диметилбутан), которые выводятся кубовым остатком на смешение со стабильным изомеризатом установки. В колонну **ДП** в качестве питания поступает поток бутанов и пентанов с верха **Сдоп**.

При моделировании использовались следующие конструкционные и режимные параметры колонны **Сдоп**: число тарелок $N_T = 61$; тарелка питания $N_{пит} = 25$; эффективность контактного устройства 0,8; температура в конденсаторе $T_{конд} = 47,8 \text{ }^\circ\text{C}$, температура в ребойлере $T_{реб} = 81,7 \text{ }^\circ\text{C}$, давление $P_{верх} = 196,1 \text{ кПа}$, $P_{низ} = 245,2 \text{ кПа}$. Расход легкого изомеризата – 31250 кг/ч.

Значения рассчитанных технологических параметров и компонентный состав потоков колонны **Сдоп** приведены в таблице 2. График изменения температурного профиля по высоте колонны показан на рисунке 3. Конструкционные параметры колонны **Сдоп** сведены в таблицу 3.

При моделировании работы колонны **ДП** использовались следующие конструкционные параметры: число тарелок $N_T = 60$; тарелка питания $N_{пит} = 24$; эффективность контактного устройства 0,8.

Значения рассчитанных технологических параметров и компонентный состав потоков колонны **ДП** приведены в таблице 4. График изменения температурного профиля по высоте колонны показаны на рисунке 4. Конструкционные параметры сведены в таблице 5.

Таблица 2.

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

Table 2.

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

Название потока Stream Name	Дистиллят ДИГ DIH distillate	Нижний продукт Bottom product	Верхний продукт Top product
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0000	0,0000
Температура, $^\circ\text{C}$ Temperature, $^\circ\text{C}$	65,00	81,69	47,88
Давление, кПа Pressure, kPa	392,3	245,2	196,1
Молярный поток, кмоль/ч Molar Flow, kmole/h	404,0	173,4	230,6
Массовый поток, кг/ч Mass Flow, kg/h	3,125 e + 004	1,475 e + 004	1,650 e + 004
Объёмный расход, $\text{м}^3/\text{ч}$ Std Ideal Lig Vol Flow, m^3/h	48,88	22,40	26,49
Молярная энтальпия, кДж/кгмоль Molar Enthalpy, kJ/kgmole	-1,819 e + 005	-1,948 e + 005	-1,731 e + 005
Молярная энтропия, кДж/кгмоль $^\circ\text{C}$ Molar Entropy, kJ/kgmole $^\circ\text{C}$	61,51	37,97	66,77
Тепловой поток, кДж/ч Heat Flow, kJ/h	-7,349 e + 007	-3,377 e + 007	-3,991 e + 007

(a)

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	Дистиллят ДИГ масс. доля DIH distillate mass fractions	Нижний продукт масс. доля Bottom product mass fraction	Верхний продукт масс. доля Top product mass fraction
Изобутан i-Butane	0,019704	0,000000	0,034522
н-Бутан n-Butane	0,005325	0,000000	0,009330
Изопентан Isopentane	0,400478	0,000000	0,701658
н-Пентан n-Pentane	0,145970	0,001800	0,254393
Циклопентан Cyclopentane	0,028576	0,066492	0,000062
2-метилпентан 2-methylpentane	0,039240	0,091418	0,000000
3-метилпентан 3-methylpentane	0,002335	0,005439	0,000000
2,2 – диметилбутан 2,2 – dimethylbutane	0,319221	0,743641	0,000035
2,3 – диметилбутан 2,3 – dimethylbutane	0,039151	0,091209	0,000000
Итого Total	1,000000	1,000000	1,000000

(b)

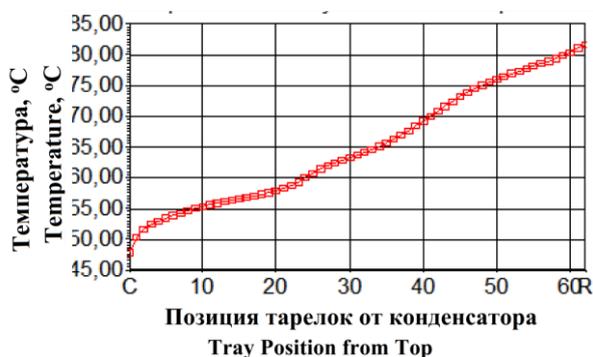


Таблица 3.

Параметры колонны **Сдоп**

Table 3.

Parameters of the Cadd column

Тип тарелки Internals	Клапанные Valve
Диаметр, м Diameter, m	3,353
Max затопление, % Max Flooding, %	82,80
X-поверхность, м^2 X-Area, m^2	8,829
Высота, м Height, m	37,19
ДельтаР, кПа DeltaP, kPa	49,66
Поточность Number of Flow Paths	3
Длина потока, мм Flow Length, mm	939,8
Ширина потока, мм Flow Width, mm	2818
Max DP/тарелка, кПа Max DP/Tray, kPa	0,843
Расстояние между тарелками, мм Tray Spacing, mm	609,6
Общая длина слива, мм Total Weir Length, mm	7923
Высота слива, мм Weir Height, mm	50,80
Активная поверхность, м^2 Active Area, m^2	7,944
Свободное сечение, м^2 Hole Area, m^2	1,216

Рисунок 3. График изменения температуры по высоте колонны **Сдоп** (распечатка в моделирующей программе)

Figure 3. Graph of temperature changes in the height of the Cadd column (printout in the modeling program)

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

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

Название потока Stream Name	Дистиллят Сдоп Cadd distillate	Нижний-продукт Bottom product	Верхний-продукт Top product
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0000	0,0000
Температура, °C Temperature, °C	48,09	83,38	45,45
Давление, кПа Pressure, kPa	496,1	400,0	200,0
Молярный поток, кмоль/ч Molar Flow, kmole/h	230,6	58,55	172,0
Массовый поток, кг/ч Mass Flow, kg/h	1,650 e + 004	4225	1,227 e + 004
Объёмный расход, м³/ч Std Ideal Lig Vol Flow, m³/h	26,49	6,709	19,78
Молярная энтальпия, кДж/кгмоль Molar Enthalpy, kJ/kgmole	-1,730 e + 005	-1,629 e + 005	-1,747 e + 005
Молярная энтропия, кДж/кгмоль°C Molar Entropy, kJ/kgmole°C	66,81	106,6	52,71
Тепловой поток, кДж/ч Heat Flow, kJ/h	-3,989 e + 007	-9,536 e + 006	-3,005 e + 007

(a)

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	Дистиллят Сдоп масс. доля Cadd distillate mass fractions	Нижний-продукт масс. доля Bottom-product mass fraction	Верхний-продукт масс. доля Top-product mass fraction
Изобутан i-Butane	0,034522	0,000000	0,046272
н-Бутан n-Butane	0,009330	0,000000	0,012506
Изопентан Isopentane	0,701658	0,013522	0,935866
н-Пентан n-Pentane	0,254393	0,986098	0,005356
Циклопентан Cyclopentane	0,000062	0,000243	0,000000
2-метилпентан 2-methylpentane	0,000000	0,000000	0,000000
3-метилпентан 3-methylpentane	0,000000	0,000000	0,000000
2,2 – диметилбутан 2,2 – dimethylbutane	0,000035	0,000137	0,000000
2,3 – диметилбутан 2,3 – dimethylbutane	0,000000	0,000000	0,000000
Итого Total	1,000000	1,000000	1,000000

(b)

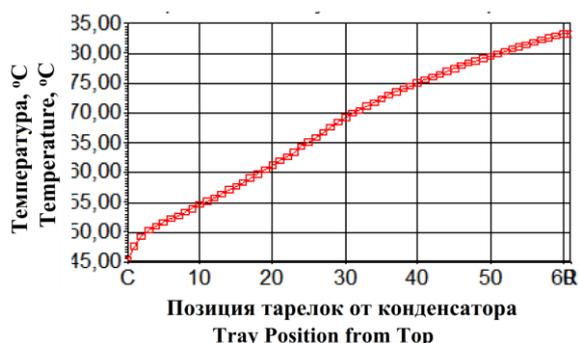


Рисунок 4. График изменения температуры по высоте колонны ДП (распечатка в моделирующей программе)
Figure 4. Graph of temperature changes in the height of the DP column (printout in the modeling program)

Таблица 5.

Параметры колонны ДП

Table 5.

Parameters of the DP column

Тип тарелки Internals	Клапанные Valve
Диаметр, м Diameter, m	3,200
Max затопление, % Max Flooding, %	81,01
X-поверхность, м² X-Area, m²	8,044
Высота, м Height, m	36,58
ДельтаP, кПа DeltaP, kPa	41,18
Поточность Number of Flow Paths	2
Длина потока, мм Flow Length, mm	1207
Ширина потока, мм Flow Width, mm	2746
Max DP/тарелка, кПа Max DP/Tray, kPa	0,823
Расстояние между тарелками, мм Tray Spacing, mm	609,6
Общая длина слива, мм Total Weir Length, mm	5007
Высота слива, мм Weir Height, mm	50,80
Активная поверхность, м² Active Area, m²	6,627
Свободное сечение, м² Hole Area, m²	1,014

Из таблицы 4б видно, что при предлагаемых параметрах работы колонн Сдоп и ДП содержание н-пентана в дистилляте колонны ДП составит величину не более 0,54 % масс. (в дистилляте

ДИГ «типовой» технологической схемы ПГИ-ДИГ, входящим в товарный изомеризат, было 14,6 % масс.), а в кубовом продукте содержание изопентана – не более 1,35 % масс.

Таким образом, появляется возможность практически весь н-пентан из стабильного изомеризата кубовым продуктом колонны ДП направить на блок подготовки сырья, а далее объединённым сырьем в реакторный блок секции изомеризации.

Следует также отметить, что заметным положительным эффектом включения в существующую технологическую схему двух дополнительных колонн Сдоп и ДП является увеличение октанового числа изомеризата на 2 пункта до значения 90 пунктов по исследовательскому методу.

Заключение

Анализ работы промышленной установки низкотемпературной изомеризации показал, что присутствует потенциальная возможность извлечения и рециркулирования низкоразветвленных углеводородов из стабильного изомеризата в сырьевую емкость перед реакторами изомеризации. Выполненными расчётами показано, что достигается степень извлечения н-пентана 99,9 % масс. Расчётный эффект от предложенного технологического решения в виде увеличения ОЧИ изомеризата составил 2,0 пункта. Такое увеличение октанового числа товарного продукта установки позволит предприятию получить заметную экономическую выгоду.

Представленное технологическое решение позволяет вести процесс эффективнее с точки зрения максимального использования потенциала проведения реакции изомеризации и разделения её продуктов.

Литература

- 1 Aguilera R.C., Yu W., Rodríguez J.T., Mosqueda M.E.A. et al. Comparative analysis on nonlinear models for ron gasoline blending using neural networks // *Fractals*. 2017. V. 25. №. 06. P. 1750064.
- 2 Veza I., Afzal, A., Mujtaba, M.A., Hoang, A.T. et al. Review of artificial neural networks for gasoline, diesel and homogeneous charge compression ignition engine // *Alexandria Engineering Journal*. 2022. V. 61. №. 11. P. 8363-8391.
- 3 Шакун А.Н., Фёдорова М.Л. Эффективность различных типов катализаторов и техно-логий изомеризации легких бензиновых фракций // *Катализ в промышленности*. 2014. №. 5. С. 29-37.
- 4 Awan Z.H., Kazmi B., Hashmi S., Raza F. 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.
- 5 Osman W.S., Fadel A.E., Salem S.M., Shoaib A.M. et al. Optimum Design of Naphtha Recycle Isomerization Unit with Modification by Adding De-Isopentanizer // *Processes*. 2023. V. 11. №. 12. P. 3406. doi: 10.3390/pr11123406
- 6 Anugraha R.P., Renanto R., Maulana R.A., Kusumo R.D. 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.
- 7 Shehata W.M., Mohamed M.F., Gad F.K. Monitoring and modelling of variables affecting isomerase octane number produced from an industrial isomerization process // *Egyptian journal of petroleum*. 2018. V. 27. №. 4. P. 945–953.
- 8 Лебедев Ю.Н., Ратовский Ю.Ю. Реконструкция установок изомеризации // *Химия и технология топлив и масел*. 2010. №. 4. С. 29–30.
- 9 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.
- 10 Chen R., Zheng F., Li J., Liu Y. 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
- 11 Anugraha R.P., Maulana R.A., Kusumo R.D. 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.
- 12 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
- 13 Казанцев Е.О. Аналитический обзор катализаторов изомеризации легкой бензиновой фракции // *Вестник магистратуры*. 2019. №. 1-2 (88). С. 17-22.
- 14 Икрянников Е.А., Анищенко О.В. Повышение производительности блока гидроочистки сырья на установках изомеризации бензиновых фракций // *Вестник магистратуры*. 2020. №. 5-3 (104). С. 143-147.
- 15 Ким Т.В., Леденев С.М. Вариант совершенствования процесса изомеризации легкой бензиновой фракции // *Научно-технический прогресс: актуальные и перспективные направления будущего*. 2017. С. 53-53.
- 16 Лихачева Н.А., Митрофанова В.В., Шарипова Г.В., Аминова Э.К. Основные направления развития процесса изомеризации // *Электронный научный журнал Нефтегазовое дело*. 2021. №. 1. С. 60-79.
- 17 Saginayev A., Dosmurzina E., Apendina A., Dossanova B. et al. Development of individual approaches to the use of the gasoline fraction as a raw material for the process of hydrocatalytic isomerization // *Materials Science for Energy Technologies*. 2023. V. 6. P. 158-165.
- 18 Demikhova N.R., Rubtsova M.I., Vinokurov V.A., Glotov A.P. Isomerization of xylenes (a review) // *Petroleum Chemistry*. 2021. V. 61. №. 11. P. 1158-1177.
- 19 Wang Z., Herbinet O., Cheng Z., Husson B. et al. Experimental investigation of the low temperature oxidation of the five isomers of hexane // *The Journal of Physical Chemistry A*. 2014. V. 118. №. 30. P. 5573-5594.
- 20 Wang H., Ricardez-Sandoval L.A. Dynamic optimization of a pilot-scale entrained-flow gasifier using artificial recurrent neural networks // *Fuel*. 2020. V. 272. P. 117731.

References

- 1 Aguilera R.C., Yu W., Rodríguez J.T., Mosqueda M.E.A. et al. Comparative analysis on nonlinear models for ron gasoline blending using neural networks. *Fractals*. 2017. vol. 25. no. 06. pp. 1750064.
- 2 Veza I., Afzal, A., Mujtaba, M.A., Hoang, A.T. et al. Review of artificial neural networks for gasoline, diesel and homogeneous charge compression ignition engine. *Alexandria Engineering Journal*. 2022. vol. 61. no. 11. pp. 8363-8391.
- 3 Shakun A.N., Fedorova M.L. Efficiency of various types of catalysts and technologies for isomerization of light gasoline fractions. *Catalysis in industry*. 2014. no. 5. pp. 29-37. (in Russian).
- 4 Awan Z.H., Kazmi B., Hashmi S., Raza F. 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.
- 5 Osman W.S., Fadel A.E., Salem S.M., Shoaib A.M. et al. Optimum Design of Naphtha Recycle Isomerization Unit with Modification by Adding De-Isopentanizer. *Processes*. 2023. vol. 11. no. 12. pp. 3406. doi: 10.3390/pr11123406
- 6 Anugraha R.P., Renanto R., Maulana R.A., Kusumo R.D. 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.
- 7 Shehata W.M., Mohamed M.F., Gad F.K. Monitoring and modelling of variables affecting isomerase octane number produced from an industrial isomerization process. *Egyptian journal of petroleum*. 2018. vol. 27. no. 4. pp. 945–953.
- 8 Lebedev Yu.N., Ratovsky Yu. Yu. Reconstruction of isomerization units. *Chemistry and technology of fuels and oils*. 2010. no. 4. pp. 29–30. (in Russian).
- 9 Mnushkin I.A. Method for separating gasoline fractions in the process of isomerization. Patent RF, no. 2680377, 2019.
- 10 Chen R., Zheng F., Li J., Liu Y. 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

11 Anugraha R.P., Maulana R.A., Kusumo R.D. 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.

12 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

13 Kazantsev E.O. Analytical review of light gasoline fraction isomerization catalysts. *Magistracy Bulletin*. 2019. no. 1-2 (88). pp. 17-22. (in Russian).

14 Ikryannikov E.A., Anishchenko O.V. Increasing the productivity of the hydrotreating unit of raw materials at isomerization units for gasoline fractions. *Bulletin of the Master's degree*. 2020. no. 5-3 (104). pp. 143-147. (in Russian).

15 Kim T.V., Ledenev S.M. Option for improving the process of isomerization of light gasoline fraction. *Scientific and technical progress: current and promising directions for the future*. 2017. pp. 53-53. (in Russian).

16 Likhacheva N.A., Mitrofanova V.V., Sharipova G.V., Aminova E.K. Main directions of development of the isomerization process. *Electronic scientific journal Oil and Gas Business*. 2021. no. 1. pp. 60-79. (in Russian).

17 Saginayev A., Doshmurzina E., Apendina A., Dossanova B. et al. Development of individual approaches to the use of the gasoline fraction as a raw material for the process of hydrocatalytic isomerization. *Materials Science for Energy Technologies*. 2023. vol. 6. pp. 158-165.

18 Demikhova N.R., Rubtsova M.I., Vinokurov V.A., Glotov A.P. Isomerization of xylenes (a review). *Petroleum Chemistry*. 2021. vol. 61. no. 11. pp. 1158-1177.

19 Wang Z., Herbinet O., Cheng Z., Husson B. et al. Experimental investigation of the low temperature oxidation of the five isomers of hexane. *The Journal of Physical Chemistry A*. 2014. vol. 118. no. 30. pp. 5573-5594.

20 Wang H., Ricardez-Sandoval L.A. Dynamic optimization of a pilot-scale entrained-flow gasifier using artificial recurrent neural networks. *Fuel*. 2020. vol. 272. pp. 117731.

Сведения об авторах

Максим С. Потапов магистрант, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, svpopov2018@ya.ru

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>

Information about authors

Maksim S. Potapov master student, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, svpopov2018@ya.ru

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>

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.

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 29/12/2023	После редакции 20/01/2024	Принята в печать 14/02/2024
Received 29/12/2023	Accepted in revised 20/01/2024	Accepted 14/02/2024