

Оптимизация технологических режимов колонны разделения продуктов реакции на установке изомеризации лёгких парафинов

Олег Ю. Лямаев ¹ svpopov2018@ya.ru
Сергей В. Попов ¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049

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

Аннотация. Процессом изомеризации легких бензиновых фракций синтезируют ценные компоненты для экологически чистых автомобильных бензинов. В продуктах реакции изомеризации наряду с целевыми высокооктановыми углеводородами содержатся низкоразветвленные C₆-углеводороды, присутствие которых снижает октановое число изомеризата, поэтому в промышленных условиях целесообразно их выделение из реакционной массы с целью рециркулирования в сырьевой поток реактора как одних из исходных реактантов процесса. В промышленных условиях низкоразветвленные парафиновые C₆ углеводороды отбираются в колонне–деизогексанизаторе боковым погонном. Сложность разделения компонентов изомеризата объясняется их достаточно близкими температурами кипения. В работе проводится оптимизация технологического режима работы колонны-деизогексанизатора с целью максимального извлечения данных компонентов в рецикл. Исследования проводили с использованием моделирующей программы Honeywell Unisim Design. Термодинамические свойства потоков рассчитывались по методу Пенга–Робинсона. Выполненными расчётами установлены технологические параметры колонны, которые обеспечивают практически полное извлечение в боковой погон нормального гексана и метилпентанов в количестве 99,99 и 99,72% масс. соответственно, при этом конструкционные параметры колонны-деизогексанизатора не менялись. Достижимое увеличение количества сырьевых углеводородов в боковом погоне делает целесообразным использование в технологической схеме установки дополнительной колонны-деизопентанизатора с целью вывода изопентана из сырья реакторного блока изомеризации. Приводится фрагмент технологической схемы установки с включением колонны-деизопентанизатора с её оптимальными технологическими и конструкционными параметрами. Суммарный расчётный эффект от предложенных решений в виде увеличения октанового числа изомеризата составил 1,9 пунктов.

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

Optimization of technological modes of the reaction product separation column at the light paraffin isomerization plant

Oleg Yu. Lyamaev ¹ svpopov2018@ya.ru
Sergey V. Popov ¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049

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

Abstract. By the process of isomerization of light gasoline fractions, valuable components for environmentally friendly gasoline are synthesized. The products of the isomerization reaction, along with the target high-octane hydrocarbons, contain low-branched C₆ hydrocarbons, the presence of which reduces the octane number of the isomerizate, therefore, in industrial conditions it is advisable to separate them from the reaction mass in order to recycle them into the reactor feed stream as one of the initial reactants of the process. In industrial conditions, low-branched paraffin C₆ hydrocarbons are selected in a deisohexanizer column by a side run. The difficulty of separating the isomerizate components is explained by their relatively close boiling points. The work optimizes the technological mode of operation of the deisohexanizer column in order to maximize the extraction of these components into the recycle. The research was carried out using the Honeywell Unisim Design modeling program. The thermodynamic properties of the flows were calculated using the Peng-Robinson method. The calculations performed have established the technological parameters of the column, which ensure almost complete extraction of normal hexane and methylpentanes in the lateral shoulder strap in the amount of 99.99% by weight and 99.72% by weight. Accordingly, the structural parameters of the deisohexanizer column did not change. The achieved increase in the amount of raw hydrocarbons in the lateral pursuit makes it advisable to use an additional deisopentanizer column in the technological scheme of installation in order to remove isopentane from the raw materials of the isomerization reactor unit. A fragment of the technological scheme of the installation with the inclusion of a deisopentanizer column with its optimal technological and structural parameters is presented. The total calculated effect of the proposed solutions in the form of an increase in the octane number of isomerizate was 1.9 points.

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

Для цитирования

Лямаев О.Ю., Попов С.В. Оптимизация технологических режимов колонны разделения продуктов реакции на установке изомеризации лёгких парафинов // Вестник ВГУИТ. 2024. Т. 86. № 1. С. 227–234. doi:10.20914/2310-1202-2024-1-227-234

For citation

Lyamaev O.Yu., Popov S.V. Optimization of technological modes of the reaction product separation column at the light paraffin isomerization plant. *Vestnik VGUET* [Proceedings of VSUET]. 2024. vol. 86. no. 1. pp. 227–234. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2024-1-227-234

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

Введение

Процесс изомеризации легких бензиновых фракций является неотъемлемой частью технологической схемы современного нефтеперерабатывающего предприятия. Изомеризаты – ценные компоненты при производстве экологически чистых автомобильных бензинов. Введение их в состав товарных автобензинов способствует снижению в них содержания ароматических углеводородов, в том числе бензола, повышению детонационной стойкости и выравниванию октановых чисел по всей его массе (устранению «октановой ямы»), а также уменьшению разности (чувствительности) между октановыми числами по исследовательскому и моторному методам.

В связи с возрастанием роли процессов изомеризации в производстве бензинов актуальным является разработка методов совершенствования данной технологии в различных направлениях исследований [1].

В последнее время большое внимание уделяется переводу процессов изомеризации с хлорсодержащими катализаторами на сульфатированные оксид-циркониевые [1, 2]. В частности, сведения об успешной замене процесса Repex на Изомалк-2 приводятся в [3]. В работе [4] описана технология проведения процесса изомеризации на сульфатированном катализаторе СИ-2Б с подачей водорода на проток, что позволяет выполнять замену хлорированных катализаторов без изменения аппаратного оформления установки, при этом сокращаются эксплуатационные затраты на циркуляцию водородсодержащего газа (ВСГ).

Октановое число изомеризата во многом зависит от схемы разделения продуктов реакции и степени рециркуляции непревращенных нормальных парафиновых углеводородов. В исследовании [5] представлен способ повышения технико-технологических показателей изомеризации реконструкцией колонны-деизогексанизатора с выводом 4 потоков: верхний продукт – пентаны, боковые погоны – высоко- и низкоразветвленные гексаны, кубовый продукт – остаток. Данный вариант оформления колонны деизогексанизации применяется в промышленности под наименованием «Супер-ДИГ». В статье [6] описан метод разделения продуктов реакции адсорбционной депарафинизацией. В патенте [7] описан способ разделения исходного сырья изомеризации с выделением пентановой и гексановой фракций, направляемые раздельно в два параллельно работающих реактора, продукты которых далее объединяются и направляются на разделение на компоненты изомеризации и рециклов. В исследовании [8] в качестве альтернативы применению обычной дистилляции предлагается технология адсорбционного разделения для изомеризационного рафинирования с использованием динамической

модели имитируемого движущегося слоя, обеспечивающая эффективное разделение высокооктановых и низкооктановых компонентов.

В ряде работ рассматриваются вопросы увеличения сырьевой базы процесса изомеризации. В патенте [9] предложены варианты охлаждения реакторов при переработки прямогонного сырья с легким риформатом вторичных бензиновых фракций. В [10] описано изобретение переработки бензиновой фракции на установке с совмещенными процессами изомеризации и платформинга.

В большом количестве исследований оценивается возможность использования суперкислот в качестве катализаторов. В патенте [11] предлагается способ повышения активности циркониевых катализаторов добавлением в состав композиции сернокислотных ионов, в статье [12] процесс изомеризации проводится на твердых суперкислотных поликомплексах d-металлов, которые более устойчивы к воздействию влаги, чем традиционные катализаторы. В работе [13] в качестве катализатора предлагается ионная жидкость, иммобилизованная на поверхности цеолитных катализаторов.

Актуальным является применение программных сред моделирования технологических процессов, обладающих широкими возможностями для анализа влияния различных факторов на технико-экономические показатели работы аппаратов. В статье [14] представлены результаты оптимизации процесса изомеризации, полученные с помощью модели HYSYS-IZOMER. В работе [15] с использованием программной среды Aspen HYSYS исследуется аппаратное оформление установки изомеризации для повышения октанового числа с наименьшими затратами. В исследовании [16] выполнено моделирование процесса изомеризации и проведена оптимизация выхода высокооктановых компонентов. В патенте [17] способ выделения пентанового рецикла в виде бокового погона с применением стриппинг-секции рассчитан с использованием Unisim Design.

Практический интерес представляют вопросы подбора оптимальных параметров и улучшение существующих режимов работы блоков разделения продуктов и сырья изомеризации на компоненты с использованием моделирующих сред. В статье [18] с использованием программы Unisim Design проведено исследование по определению параметров технологического режима колонны деизопентанизатора с извлечением изопентана выше 99 % мас.

Цель работы – оптимизация технологических режимов колонны – деизогексанизатора установки низкотемпературной изомеризации ПГИ-ДИГ с целью максимального увеличения отбора в боковой погон низкоразветвленных парафиновых C₆ углеводородов.

Методы

На рисунке 1 представлен фрагмент технологической схемы установки низкотемпературной изомеризации с колонной деизогексанизации (ДИГ). Питанием колонны-деизогексанизатора С-202 является стабильный катализат, содержащий продукты реакции изомеризации.

В соответствии с технологической схемой установки стабильный изомеризат поступает из колонны С-201 (на рисунке не показано) на тарелку питания № 55 колонны ДИГ С-202, где происходит его разделение на верхний продукт, содержащий бутаны, пентаны и диметилбутаны, боковой погон, содержащий метилпентаны и нормальный гексан, и нижний продукт, содержащий нафтены и C_{7+} углеводороды. Балансовые количества дистиллята и кубового продукта объединяются и после охлаждения выводятся с установки в товарный парк на компаундирование бензина. Боковой погон в виде рецикла направляется на объединение с гидроочищенным сырьем изомеризации. В таблице 1 представлен промышленный усредненный состав питания колонны ДИГ.

Из таблицы 1 видно, что в составе потока сырья содержится 11,10 % мас. н-гексана и 34,08 % мас. суммы метилпентанов. Наиболее желательным является полное извлечение данных компонентов в рецикл (боковой погон ДИГ)

ввиду того, что они являются целевыми компонентами исходного сырья реакции изомеризации, при этом присутствие данных углеводородов в изомеризате приводит к ухудшению его эксплуатационных свойств ввиду низких детонационных характеристик: октановое число (ОЧ) нормального гексана – 24,8 пунктов, 2-метилпентана и 3-метилпентана – 73,4 и 74,5 пунктов соответственно.

В промышленных условиях фактическое извлечение н-гексана в рецикл составляет 98,0 % мас., метилпентанов (МП) – 82,5 % мас. Исходя из вышеизложенного можно отметить, что практический интерес представляет оценка оптимальных технологических режимов колонны ДИГ с целью максимального извлечения и дальнейшего рециркулирования малоразветвленных C_6 алканов.

Исследования проводили с использованием моделирующей программы Honeywell UniSim Design. В качестве математического пакета для расчета термодинамических свойств потоков использовался метод Пенга-Робинсона [19, 20].

Результаты и обсуждение

В результате проведенного расчёта в моделирующей среде определён технологический режим работы колонны ДИГ со степенью извлечения н-гексана из сырья в боковой погон – 99,99 % масс., 2-МП и 3-МП – 99,72 % масс.

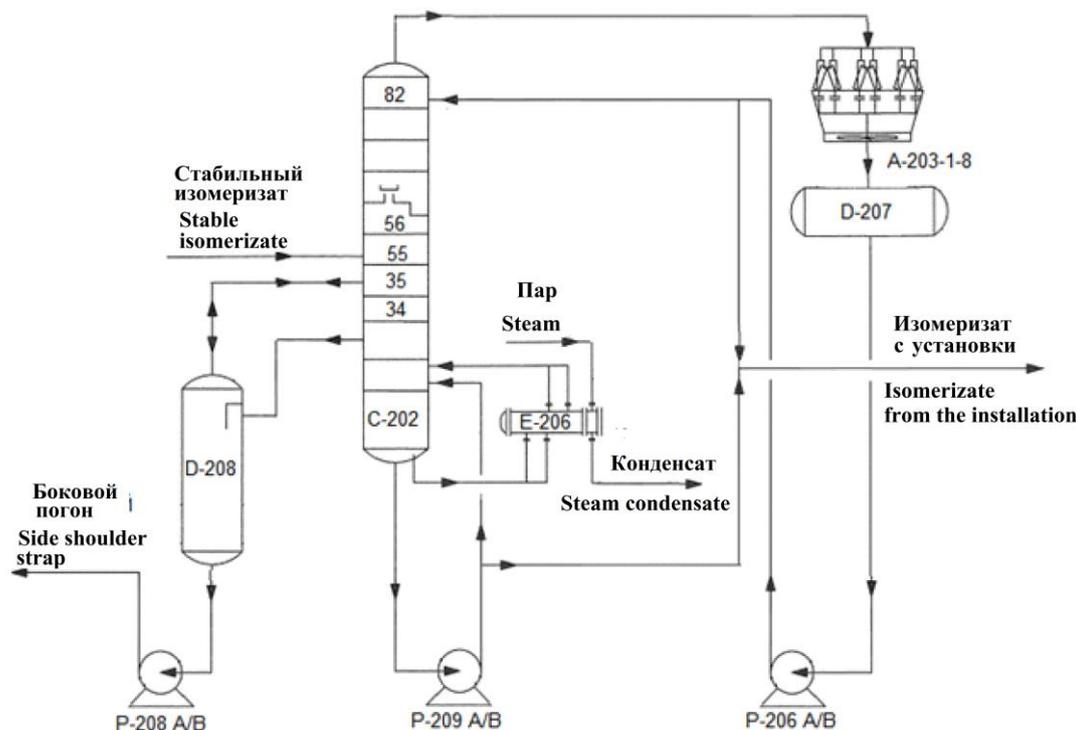


Рисунок 1. Фрагмент технологической схемы установки низкотемпературной изомеризации
Figure 1. A fragment of the technological scheme of a low-temperature isomerization plant

Таблица 1.

Компонентный состав потока питания колонны ДИГ

Table 1.

Component composition of the supply stream of the DIN column

Наименование компонента Name of the component	Содержание компонента, % масс. Component content, % by weight	Октановое число Octane number
Изобутан Isobutane	0,17	101,1
н-Бутан n-Butane	0,09	93,6
Изопентан Isopentane	8,77	92,3
н-Пентан n-Pentane	4,16	61,7
Циклопентан Cyclopentane	0,73	101
2,2-диметилбутан 2,2-dimethylbutane	11,45	91,8
2,3-диметилбутан 2,3-dimethylbutane	7,20	103,5
2-метилпентан 2-methylpentane	22,75	73,4
3-метилпентан 3-methylpentane	14,02	74,5
н-Гексан n-Hexane	11,10	24,8
Метилциклопентан Methylcyclopentane	5,75	91,3
Циклогексан Cyclohexane	7,07	83
Бензол Benzene	0,00	117
Метилциклогексан Methylcyclohexane	1,65	75
C7-углеводороды C7-hydrocarbons	5,09	0
Всего Total	100,00	-

Значения рассчитанных технологических параметров потоков колонны приведены в таблице 2. Сравнение фактического и рассчитанного параметров работы колонны ДИГ представлено в таблице 3.

Оценка конструкционных параметров колонны ДИГ для рассчитанного технологическом режиме (таблица 4) показывает, что процесс можно проводить на фактических конструкции и геометрии колонны ДИГ, при этом изменение

состава сырья не вызывает отклонения от устойчивой работы тарелок. Рассчитанный профиль температур по высоте колонны представлен на рисунке 2.

Положительным эффектом от проведенной оптимизации режима колонны ДИГ является увеличение октанового числа изомеризата на 1 пункт: при фактическом режиме ОЧ составляет 86 пунктов по исследовательскому методу, на расчётном режиме – 87 пунктов.

Таблица 2.

Значения технологических параметров потоков колонны ДИГ

Table 2.

Values of technological parameters of the DIN column flows

Название потока Stream Name	Верхний-продукт Top-product	Боковой погон Side shoulder strap	Нижний-продукт Bottom-product
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0002	0,0000
Температура [°C] Temperature [°C]	50,72	90,80	122,9
Давление [кПа] Pressure [kPa]	176,5	217,2	245,2
Молярный поток [кмоль/ч] Molar Flow [kmole/h]	262,9	415,1	32,94
Массовый поток [кг/ч] Mass Flow [kg/h]	2,000e+004	3,571e+004	3050
Объёмный расход [м³/ч] Std Ideal Lig Vol Flow [m³/h]	31,43	52,89	4,145
Молярная энтальпия [кДж/кгмоль] Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,816e+005	-1,820e+005	-1,679e+005
Молярная энтропия [кДж/кгмоль °C] Molar Entropy [kJ/kgmole °C]	59,75	9,134	-7,508
Тепловой поток [кДж/ч] Heat Flow [kJ/h]	-4,775e+007	-7,554e+007	-5,531e+006

Таблица 3.

Фактический и расчётный режимы работы колонны ДИГ

Table 3.

The actual and calculated operating modes of the DIN column

Параметры технологического режима Parameters of the technological regime	Фактический режим The actual mode	Расчётный режим Settlement mode
Температура на входе в колонну, °C Temperature at the entrance to the column, °C	89–102	80
Температура верха колонны, °C Column top temperature, °C	72–77	54,6
Температура куба колонны, °C The temperature of the column cube, °C	119–120	120,9
Давление верха колонны, кгс/см² Column top pressure, kgf/cm²	1,80	1,80
Давление низа колонны, кгс/см² Column bottom pressure, kgf/cm²	2,50	2,50
Флегмовое число Phlegm number	5,2–6,9	9,131
Расход дистиллята, м³/ч Distillate consumption, m³/h	35–45	50,72
Расход кубового продукта, м³/ч Consumption of cubic product, m³/h	3,5–9,0	4,146
Расход орошения, м³/ч Irrigation consumption, m³/h	250–265	287,0
Расход бокового погона, м³/ч Side shoulder strap consumption, m³/h	42–47,5	52,89

Следует отметить, что подобранный технологический режим подразумевает увеличение количества бокового погона по сравнению с фактическим до 53 м³/ч (таблица 3). Согласно технологической схеме установки (рисунок 1) боковой погон колонны ДИГ объединяется с гидрогенизатором секции гидроочистки. Расход объединенного сырья регламентируется верхним пределом 100 м³/ч. При этом его расход при оптимизированном режиме колонны ДИГ составил 106,1 м³/ч, что превышает нормативные значения и увеличивает нагрузку на реакторный блок секции изомеризации.

Для решения данной проблемы предлагается «снять» часть гидрогенизата на секцию изомеризации включением в технологическую схему колонны-деизопентанизатора (ДИП).

С целью оценки потенциальной возможности снижения расхода объединенного сырья изомеризации рассчитаны параметры режима работы установки с колонной ДИП. Схема в моделирующей среде, включающая колонну ДИП, представлена на рисунке 3. Гидрогенизат поступает из отпарной колонны С-101 (на схеме не показана) в колонну ДИП, где разделяется на дистиллят, содержащий изопентан и бутаны, и кубовый продукт, содержащий n-пентан, циклопентан и С₆₊ углеводороды.

Нижний продукт ДИП после объединения с рециклом направляется в виде сырья на секцию изомеризации, дистиллят – в «товарный» изомеризат.

Включение колонны ДИП в схему установки также позволяет увеличивать выход целевых продуктов изомеризации (разветвленных С₅ и С₆ углеводородов) из-за снижения концентрации изопентана в сырье.

При моделировании использовались следующие конструкционные и режимные параметры колонны: число тарелок N_T=80, тарелка питания N_{пит}=33, эффективность контактного

устройства 0,8, температура в конденсаторе T_{конд}=23 °С, температура в ребойлере T_{реб}=62 °С, давление верха P_{верх} =101,3 кПа, P_{низ} =130 кПа [18]. Расход гидрогенизата принят фактический.

Значения рассчитанных технологических параметров и компонентный состав потоков колонны ДИП приведены в таблице 5.

Таблица 4. Расчётные конструкционные параметры колонны ДИГ

Table 4. Calculated structural parameters of the DIH column

Тип тарелки Internals		Клапанные Valve
Диаметр [м] Diameter [m]		3,810
Мак затопление [%] Max Flooding [%]		83,11
X-поверхность [м ²] X-Area [m ²]		11,40
Высота [м] Height [m]		49,99
ДельтаP [кПа] DeltaP [kPa]		65,41
Поточность Number of Flow Paths		3
Длина потока [мм] Flow Length [mm]		1054
Ширина потока [мм] Flow Width [mm]		3196
Мак DP/тарелка [кПа] Max DP/Tray [kPa]		0,876
Расстояние между тарелками [мм] Tray Spacing [mm]		609,6
Общая длина слива [мм] Total Weir Length [mm]		9001
Высота слива [мм] Weir Height [mm]		50,80
Активная поверхность [м ²] Active Area [m ²]		10,11
Свободное сечение [м ²] Hole Area [m ²]		1,546

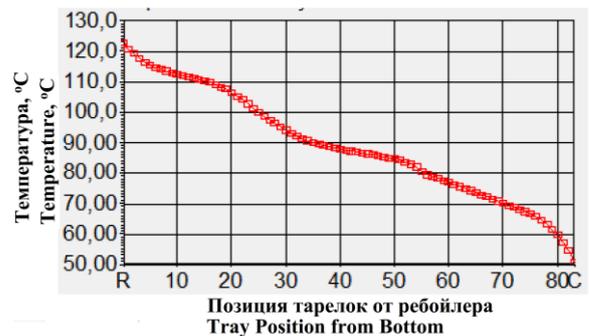


Рисунок 2. График изменения температуры по высоте колонны ДИГ при рассчитанных параметрах
Figure 2. Graph of temperature changes in the height of the DIH column at the calculated parameters (printout in the modeling program)

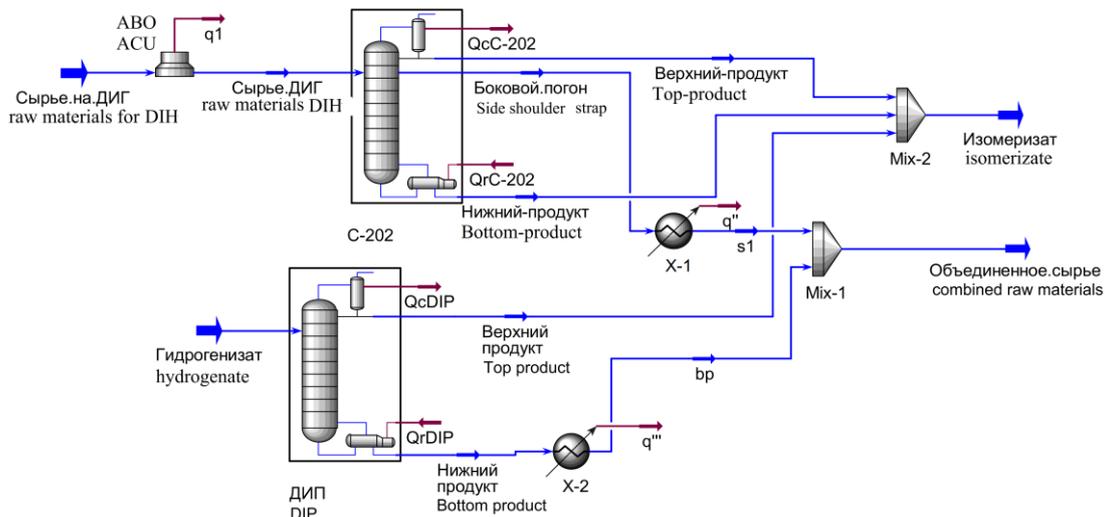


Рисунок 3. Технологическая схема, включающая колонну ДИП

Figure 3. Flow diagram including the DIP column

Таблица 5.

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

Table 5.

The values of the technological parameters (a) and the component composition (b) of the column flows

Название потока Stream Name	Гидрогенizat Hydrogenate	Верхний продукт Top product	Нижний продукт Bottom product
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0002	0,0000
Температура [°C] Temperature [°C]	52,00	23,08	61,97
Давление [кПа] Pressure [kPa]	402,1	101,3	130,0
Молярный поток [кмоль/ч] Molar Flow [kmole/h]	441,3	89,86	351,4
Массовый поток [кг/ч] Mass Flow [kg/h]	3,510e+004	6351	2,875e+004
Объёмный расход [м³/ч] Std Ideal Lig Vol Flow [m³h]	53,21	10,25	42,96
Молярная энтальпия [кДж/кгмоль] Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,744e+005	-1,766e+005	-1,731e+005
Молярная энтропия [кДж/кгмоль °C] Molar Entropy [kJ/kgmole °C]	44,02	40,17	41,71
Тепловой поток [кДж/ч] Heat Flow [kJ/h]	-7,694e+007	-1,587e+007	-6,084e+007

(a)

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	Гидрогенizat Hydrogenate масс. доля mass fractions	Верхний продукт масс. доля Top product mass fractions	Нижний продукт масс. доля Bottom product mass fractions
Изобутан Isobutane	0,000200	0,001105	0,000000
н-Бутан n-Butane	0,015397	0,085088	0,000000
Изопентан Isopentane	0,165467	0,912977	0,000318
н-Пентан n-Pentane	0,227654	0,000830	0,277767
н-Гексан n-Hexane	0,173965	0,000000	0,212400
н-Гептан n-Heptane	0,062887	0,000000	0,076781
Бензол Benzene	0,016097	0,000000	0,019653
Циклогексан Cyclohexane	0,030794	0,000000	0,037597
Циклопентан Cyclopentane	0,019896	0,000000	0,024292
Метилциклопентан Methylcyclopentan	0,059988	0,000000	0,073241
Метилциклогексан Methylcyclohexane	0,000600	0,000000	0,000732
2-метилпентан 2-methylpentane	0,120376	0,000000	0,146971
3-метилпентан 3-methylpentane	0,085783	0,000000	0,104735
2,2-диметилбутан 2,2-dimethylbutane	0,002400	0,000000	0,002930
2,3-диметилбутан 2,3-dimethylbutane	0,018496	0,000000	0,022583

(b)

График изменения температурного профиля по высоте колонны показан на рисунке 4.



Рисунок 4. График изменения температуры по высоте колонны ДИП

Figure 4. Graph of temperature changes in the height of the DIP column

Проведенный расчёт показал, что при данных параметрах работы колонны ДИП содержание н-пентана в верхнем продукте составляет 0,08 %мас., в кубовом продукте содержание изопентана – 0,03 %мас. При этом объёмный расход объединенного сырья входит в нормы технологического режима и полностью устраняет отмеченную выше проблему по увеличению нагрузки на реакторы изомеризации. Следует также отметить, что включение колонны ДИП в схему установки позволяет увеличить ОЧ изомеризата до 88 пунктов.

Заключение

Анализ фактической работы промышленной установки низкотемпературной изомеризации показал, что присутствует потенциальная возможность увеличения отбора низкоразветвленных C₆ углеводородов в боковой погон. В результате выполненных расчётов для колонны ДИГ достигнута степень извлечения в боковой погон н-гексана и метилпентанов – 99,8 %мас.

Подобранный технологический режим возможно реализовать без изменения технологической схемы действующей установки. Для снижения количества объединенного сырья до регламентных значений был рассчитан вариант работы установки с включением колонны ДИП.

Суммарный расчётный эффект от предложенных решений в виде увеличения ОЧ изомеризата составил 1,9 пунктов.

Представленные технологические решения существенно отличаются от режимов, используемых на промышленных установках и описанных в литературных и патентных источниках, и позволяют вести процесс эффективнее с точки зрения максимального использования потенциала проведения реакции изомеризации и разделения её продуктов.

Литература

- 1 Шакун А.Н., Федоров М.Л., Карпенко Т.В., Демидова Е.В. Развитие процессов изомеризации парафиновых углеводородов // Мир нефтепродуктов. 2020. № 6. С. 12-20.
- 2 Kimura T. Development of Pt/SO₄²⁻/ZrO₂ catalyst for isomerization of light naphtha // Catalysis Today. 2003. V. 81. №. 1. P. 57-63.
- 3 Aboul-Gheit A.K. et al. Pt, Re and Pt–Re incorporation in sulfated zirconia as catalysts for n-pentane isomerization // Egyptian Journal of Petroleum. 2014. V. 23. №. 3. P. 303-314..
- 4 Prescott H.A., Wloka M., Kemnitz E. Supported sulfated zirconia catalysts and their properties // Journal of Molecular Catalysis A: Chemical. 2004. V. 223. №. 1-2. P. 67-74.
- 5 Игумнов А.С., Солнышкина Е.А., Леденев С.М. Вариант совершенствования установки изомеризации бензиновых фракций // Современные наукоемкие технологии. 2013. № 6. С. 193.
- 6 Кузичкин Н.В., Голоднова Д.А. Совместное применение адсорбции и каталитической изомеризации // Известия СПбГТИ(ТУ). 2018. №44. С. 40-44.
- 7 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; Оpubл. 20.02.2019, Бюл. № 5.
- 8 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
- 9 Пат. № 2646751, RU, C07C 5/22, 9/16. Способ изомеризации легких бензиновых фракций / Мнушкин И.А. № 2017125275; Заявл. 14.07.2017; Оpubл. 07.03.2018, Бюл. № 7.
- 10 Пат. № 2708613, RU, C10G 59/00, 63/00. Способы и устройства для интегрированного процесса изомеризации и платформинга / Глоувер Б.К. № 2017135457; Заявл. 28.03.2016; Оpubл. 10.12.2019, Бюл. № 34.
- 11 Пат. № 2595341, RU, B01J 21/04, 23/42, 37/02, C07C 5/27. Катализатор изомеризации парафиновых углеводородов и способы его приготовления / Кильдяшев С.П., Ястребова Г.М. № 2015125919/04; Заявл. 29.06.2015; Оpubл. 27.08.2016, Бюл. № 24.
- 12 Газаров Р.А., Мещеряков С.В., Газаров К.Р., Русакова В.В. Синтез новых суперкислотных катализаторов для получения экологически безопасных высокооктановых компонентов бензинов // Труды РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина. 2021. №2. С. 93-101
- 13 Маликов И.В., Завалинская И.С., Ясьян Ю.П. Исследование превращений углеводородов C5–C6 в реакции изомеризации в присутствии катализаторов на основе иммобилизованной ионной жидкости // Фундаментальные исследования. 2015. №. 2-5. С. 935-939.
- 14 Тураносов А.В., Иванчина Э.Д., Чеканцев Н.В., Чузлов В.А. и др. Оптимизация процесса изомеризации пентан-гексановой фракции с использованием комплексной математической модели HYSYS-IZOMER. // Нефтепереработка и нефтехимия. 2012. № 12. С. 9-13.
- 15 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
- 16 Enikeeva L.V. et al. Modeling and optimization of the catalytic isomerization of the pentane-hexane fraction with maximization of individual high-octane components yield // Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis. 2021. V. 133. P. 879-895.
- 17 Пат. № 2621349, RU, C07C 7/04. Способ разделения изопентан-пентан-изогексан-гексановой фракции, снижающий долю рецикловых потоков в системе / Фаизов А.Р., Чуракова С.К., Гильванова Э.М. № 2016112101; Заявл. 30.03.2016; Оpubл. 02.06.2017, Бюл. № 16.
- 18 Беденко Е.Е., Береговский А.А., Попов С.В., Хабибрахманова О.В. Оптимизация технологических режимов колонны деизопентанизатора подготовки сырьевого потока установки низкотемпературной изомеризации ПГИ-ДИГ/280-НК // Вестник ВГУИТ. 2023. Т. 85. № 1. С. 204-211. doi: 10.20914/2310-1202-2023-1-204-211
- 19 Said M.M., Ahmed T.S., Moustafa T.M. Predictive modeling and optimization for an industrial Penex isomerization unit: A case study // Energy & fuels. 2014. V. 28. №. 12. P. 7726-7741.
- 20 Peng D.Y., Robinson D.B. A new two-constant equation of state // Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals. 1976. V. 15. №. 1. P. 59-64.

References

- 1 Shakun A.N., Fedorov M.L., Karpenko T.V., Demidova E.V. Development of isomerization processes of paraffin hydrocarbons. World of Oil Products. 2020. no. 6. pp. 12-20. (in Russian).
- 2 Kimura T. Development of Pt/SO₄²⁻/ZrO₂ catalyst for isomerization of light naphtha. Catalysis Today. 2003. vol. 81. no. 1. pp. 57-63.
- 3 Aboul-Gheit A.K. et al. Pt, Re and Pt–Re incorporation in sulfated zirconia as catalysts for n-pentane isomerization. Egyptian Journal of Petroleum. 2014. vol. 23. no. 3. pp. 303-314..
- 4 Prescott H.A., Wloka M., Kemnitz E. Supported sulfated zirconia catalysts and their properties. Journal of Molecular Catalysis A: Chemical. 2004. vol. 223. no. 1-2. pp. 67-74.
- 5 Igumnov A.S., Solnyshkina E.A., Ledenev S.M. Option for improving the isomerization unit for gasoline fractions. Modern science-intensive technologies. 2013. no. 6. pp. 193. (in Russian).
- 6 Kuzichkin N.V., Golodnova D.A. Combined application of adsorption and catalytic isomerization. News of St. Petersburg State Technical University (TU). 2018. no. 44. pp. 40-44. (in Russian).
- 7 Mnushkin I.A. Method for separating gasoline fractions in the process of isomerization. Patent RF, no. 2680377, 2019.
- 8 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
- 9 Mnushkin I.A. Method of isomerization of light gasoline fractions. Patent RF, no. 2646751, 2018.
- 10 Glover B.K. Methods and devices for the integrated process of isomerization and platforming. Patent RF, no. 2708613, 2019.

11 Kildyashev S.P., Yastrebova G.M. Catalyst for isomerization of paraffin hydrocarbons and methods for its preparation. Patent RF, no. 2595341, 2016.

12 Gazarov R.A., Meshcheryakov S.V., Gazarov K.R., Rusakova V.V. Synthesis of new superacid catalysts for the production of environmentally friendly high-octane gasoline components. *Proceedings of the Russian State University of Oil and Gas* named after I.M. Gubkina. 2021. no. 2. pp. 93-101. (in Russian).

13 Malikov I.V., Zavalinskaya I.S., Yasyan Yu.P. Study of the transformations of C5-C6 hydrocarbons in isomerization reactions in the presence of catalysts based on immobilized ionic liquid. *Fundamental Research*. 2015. no. 2-5. pp. 935-939. (in Russian).

14 Turanosov A.V., Ivanchina E.D., Chekantsev N.V., Chuzlov V.A. et al. Optimization of the process of isomerization of the pentane-hexane fraction using the complex mathematical model HYSYS-IZOMER. *Oil refining and petrochemistry*. 2012. no. 12. pp. 9-13. (in Russian).

15 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

16 Enikeeva L.V. et al. Modeling and optimization of the catalytic isomerization of the pentane-hexane fraction with maximization of individual high-octane components yield. *Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis*. 2021. vol. 133. pp. 879-895.

17 Faizov A.R., Churakova S.K., Gilvanova E.M. Method for separating isopentane-pentane-isohehexane-hexane fraction, reducing the share of recycle flows in the system. Patent RF, no. 2621349, 2017.

18 Bedenko E.E., Beregovsky A.A., Popov S.V., Khabibrakhmanova O.V. Optimization of technological modes of the deisopentanizer column for preparing the raw material flow of the low-temperature isomerization unit PGI-DIG/280-NK. *Proceedings of VSUET*. 2023. vol. 85. no. 1. pp. 204-211. doi: 10.20914/2310-1202-2023-1-204-211 (in Russian).

19 Said M.M., Ahmed T.S., Moustafa T.M. Predictive modeling and optimization for an industrial Penex isomerization unit: A case study. *Energy & fuels*. 2014. vol. 28. no. 12. pp. 7726-7741.

20 Peng D.Y., Robinson D.B. A new two-constant equation of state. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*. 1976. vol. 15. no. 1. pp. 59-64.

Сведения об авторах

Олег Ю. Лямаев магистрант, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, svropov2018@ya.ru
 <https://orcid.org/>

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, svropov2018@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.

Information about authors

Oleg Yu. Lyamaev master student, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, svpopov2018@ya.ru
 <https://orcid.org/>

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>

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 18/01/2024	После редакции 05/02/2024	Принята в печать 22/02/2024
Received 18/01/2024	Accepted in revised 05/02/2024	Accepted 22/02/2024