

Замена испаряющего агента на колонне К-1 установки первичной переработки нефти

Сергей В. Попов¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049
Нина А. Плешакова¹ napleshakova63@ya.ru .
Денис И. Куц¹ svpopov2018@ya.ru .

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

Аннотация. В схему установок первичной переработки нефти могут быть включены аппарат (сепаратор) предварительного разделения углеводородов, отводящий часть лёгких углеводородов и частично фракцию лёгкого бензина, или колонна для частичного отбензинивания нефти К-1. Предварительное фракционирование в этих аппаратах имеет существенное значение для ресурсосбережения предприятия, так как такие схемы обеспечивают снижение расхода тепла на подогрев сырой нефти перед фракционированием в основной атмосферной колонне. На эффективность работы колонны К-1 оказывает влияние не только качество нефти, технологические режимы и конструкционные параметры аппарата, но и используемые испаряющие агенты. В работе показана возможность использовать в колонне К-1 вместо водяного пара её дистиллят с организацией рекуперации теплоты потоками колонны и проводится сравнение достигаемых показателей работы аппарата при использовании этих испаряющих агентов. Исследования проводили с использованием моделирующей системы UniSim Design. Сравнительную оценку применения различных испаряющих агентов проводили с учётом качества и выхода фракций с верха колонны К-1. Результаты вычислительного эксперимента показали, что чувствительность показателей работы колонны К-1 (фракционного состава дистиллята) на варьирование температуры подаваемого в колонну рециркулирующего дистиллята до 160 °С низкая, то есть не наблюдается заметное изменение фракционного состава дистиллята, а при температурах выше 160 °С состав практически не изменяется. Целесообразное количество рециркулируемого в колонну дистиллята как испаряющего агента составляет ~1% масс. от расхода сырья. Рассчитанные температурные кривые по высоте колонны имеют близкий характерный вид, хотя температуры верха и низа аппарата (69,8 °С и 226,1 °С) отличаются от соответствующих температур колонны с использованием водяного пара (54,6 °С и 187,1 °С). При использовании в качестве испаряющего агента дистиллята колонны достигается чёткое частичное отбензинивание нефти, отсутствует «увлажнение» выходных потоков и наблюдается увеличение в потоке дистиллята содержания фракций нк-180 °С. Последнее важно для технологических схем, в которых используется узел вторичной перегонки бензина на фракции нк-80 °С, 60-90 °С и 80-180 °С. Для подогрева дистиллята перед его подачей в низ колонны К-1 возможна рекуперация тепла потоками основной атмосферной колонны.

Ключевые слова: переработка нефти, отбензинивание нефти, испаряющий агент, бензиновая фракция, моделирование, UniSim Design

Replacement of the evaporating agent on the K-1 column of the primary oil refining unit

Sergey V. Popov¹ svpopov2018@ya.ru  0000-0003-0533-9049
Nina A. Pleshakova¹ napleshakova63@ya.ru .
Denis I. Kuts¹ svpopov2018@ya.ru .

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

Abstract. An apparatus (separator) for the preliminary separation of hydrocarbons, which removes part of light hydrocarbons and partially a fraction of light gasoline, or a column for partial oil refining K-1, can be included in the scheme of primary oil refining units. Preliminary fractionation in these devices is essential for the resource saving of the enterprise, since such schemes ensure a reduction in heat consumption for heating crude oil before fractionation in the main atmospheric column. The efficiency of the K-1 column is influenced not only by the quality of oil, technological modes and structural parameters of the apparatus, but also by the evaporating agents used. The paper shows the possibility of using its distillate in the K-1 column instead of water vapor with the organization of heat recovery by column flows and compares the achieved performance of the apparatus using these evaporating agents. The research was carried out using the UniSim Design modeling system. A comparative assessment of the use of various evaporating agents was carried out taking into account the quality and yield of fractions from the top of the K-1 column. The results of the computational experiment showed that the sensitivity of the K-1 column (fractional distillate composition) to varying the temperature of the recirculating distillate supplied to the column to 160 °C is low, that is, there is no noticeable change in the fractional composition of the distillate, and at temperatures above 160 °C the composition practically does not change. The appropriate amount of distillate recycled into the column as an evaporating agent is ~ 1% by weight. from the consumption of raw materials. The calculated temperature curves for the height of the column have a similar characteristic appearance, although the temperatures of the top and bottom of the apparatus (69.8 °C and 226.1 °C) differ from the corresponding column temperatures using water vapor (54.6 °C and 187.1 °C). When using the distillate of the column as an evaporating agent, a clear partial oil refining is achieved, there is no "humidification" of the output streams and an increase in the content of nk-180 °C fractions in the distillate stream is observed. The latter is important for technological schemes that use a gasoline secondary distillation unit for fractions nk-80 °C, 60-90 °C and 80-180 °C. To heat the distillate before it is fed to the bottom of the K-1 column, heat recovery by the flows of the main atmospheric column is possible.

Keywords: oil refining, oil topping, evaporating agent, gasoline fraction, modeling, UniSim Design

Для цитирования

Попов С.В., Плешакова Н.А., Куц Д.И. Замена испаряющего агента на колонне К-1 установки первичной переработки нефти // Вестник ВГУИТ. 2024. Т. 86. № 1. С. 249–257. doi:10.20914/2310-1202-2024-1-249-257

For citation

Popov S.V., Pleshakova N.A., Kuts D.I. Replacement of the evaporating agent on the K-1 column of the primary oil refining unit. *Vestnik VGUIT* [Proceedings of VSUET]. 2024. vol. 86. no. 1. pp. 249–257. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2024-1-249-257

Введение

Установки первичной переработки нефти составляют основу всех нефтеперерабатывающих заводов, от работы которых зависит качество и выходы получаемых компонентов топлив, а также сырья для вторичных и других процессов переработки нефти. Схема фракционирования нефти состоит из различных массообменных и теплообменных аппаратов, при этом основное фракционирование происходит в атмосферной колонне [1, 2]. В схему установок могут быть включены аппарат (сепаратор) предварительного разделения углеводородов, отводящий часть лёгких углеводородов и частично фракцию лёгкого бензина, или колонна для частичного отбензинивания нефти. Предварительное фракционирование в этих аппаратах имеет существенное значение для ресурсосбережения предприятия, так как такие схемы обеспечивают снижение расхода тепла на подогрев сырой нефти перед фракционированием в основной атмосферной колонне [3, 4]. Оптимизация работы аппаратов предварительного фракционирования с целью минимизации энергозатрат рассматривается в работах [5–7].

Энерго- и термодинамическая эффективность использования колонны частичного отбензинивания показана в исследовании [8]. Отмечается, что установка с двумя колоннами (предварительной и основной) имеет более низкие эксплуатационные и капитальные затраты.

Комплексный технико-экономический анализ наиболее часто используемых технологических схем фракционирования нефти представлен в работе [9], позволивший авторам снизить нагрузку на печи и уменьшить затраты на электроэнергию.

С целью увеличения прибыли предприятия оптимальные условия работы установки перегонки сырой нефти оцениваются в исследовании [10] с использованием алгоритма многоцелевой оптимизации с целевыми функциями прибыль, выбросы CO_2 , затраты на энергию и общий объём дистиллята.

На эффективность работы колонны частичного отбензинивания нефти К-1 оказывают влияния не только качество нефти, технологические режимы и конструкционные параметры аппарата, но и используемые испаряющие агенты. В настоящее время наиболее используемым испаряющим агентом является водяной пар. Его преимущество заключается в понижении парциального давления компонентов сырья, следовательно, кипение происходит при более низких температурах [11, 12].

К числу недостатков использования пара относятся увеличение затрат энергии (тепла и холода) на перегонку и конденсацию, повышение

нагрузки колонн по парам, что требует увеличение диаметра колонны, обводнение нефтепродуктов и необходимость их последующей сушки, интенсификация коррозии конструкционных материалов и образование дополнительных количеств сточных вод и другое [13, 14].

В эвапораторе (колонна К-1) установки первичной переработки нефти выполняется её частичное отбензинивание. Выделение бензиновой фракции в этой колонне возможно с использованием различных испаряющих агентов – водяного пара, фракций основной атмосферной колонны [15].

При использовании водяного пара в качестве испаряющего агента для разделения углеводородов в промышленных условиях возникают практические вопросы. В частности, четкость разделения фракций зависит от его характеристик и расхода, функционально зависящего от компонентного состава нефти, увеличиваются энергозатраты на перегонку и другие [16, 17].

В работах [18, 19] показана возможность замены водяного пара на фракцию углеводородов $\text{C}_1\div\text{C}_4$, получаемую после разделения газожидкостного потока верха колонны К-1, а также показана возможность использования флегмы основной колонны. При использовании последней на действующей установке имеются определённые сложности, связанные с транспортировкой фракции от основной атмосферной колонны до эвапоратора и другие.

Несмотря на то, что пар частично снижает температуру кипения сырой смеси и дополнительно испаряет смесь сырой нефти, проявляется тенденция к существенному ограничению применения водяного пара и к переводу установок на технологию «сухой» перегонки или в качестве испаряющего агента использовать легкие нефтяные фракции.

Цель работы – оценка возможности использовать в колонне К-1 вместо водяного пара её дистиллят с организацией рекуперации теплоты потоками колонны и сравнение достигаемых показателей работы аппарата при использовании этих испаряющих агентов.

Методы

Объектом исследования является колонна К-1 (эвапоратор) установки первичной переработки нефти. Исследования выполнены с использованием моделирующей программы UniSim Design [20].

Для проведения исследований была взята нефть, разгонка которой и количественный фракционный состав показаны на рисунке 1 и рисунке 2. Потенциальное содержание бензиновой фракции составляет ~18% масс. или порядка 31500 кг/ч при расходе сырой нефти 175000 кг/ч (199 м³/ч).

При моделировании работы колонны К-1 будем использовать нагрузки и технологические режимы промышленной установки с последующим сравнением достигаемых показателей работы аппарата с рассматриваемыми для нагрева и испарения сырья агентами.

Колонна К-1 содержит 22 тарелки с трапецевидными клапанами: № 1÷12 однопоточные, № 13÷17 двухпоточные, № 18÷22 двухпоточные. На рисунке 3 показана модель «типовой» промышленной колонны К-1.

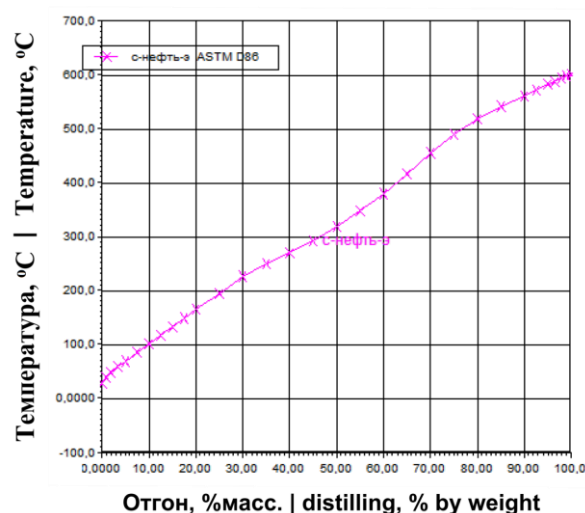


Рисунок 1. ASTM D86 разгонка сырой нефти: плотность 880,3 кг/м³; молярная масса 205 кг/кмоль

Figure 1. ASTM D86 crude oil distillation: density 880.3 kg/m³; molar mass 205 kg/kmol

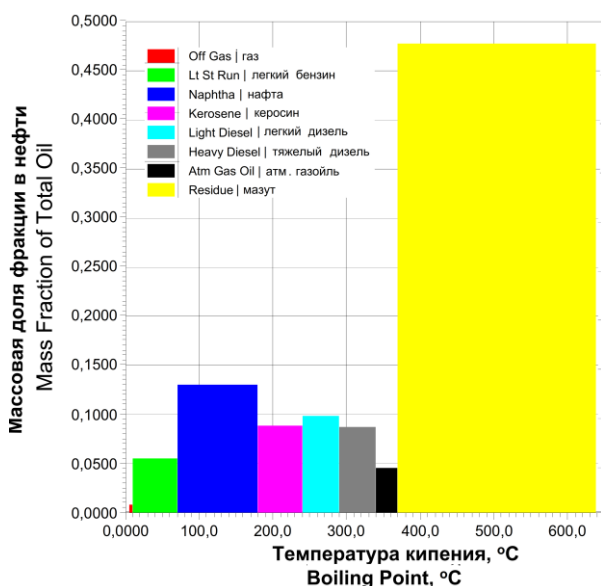


Рисунок 2. Количественный фракционный состав сырой нефти

Figure 2. Quantitative fractional composition of crude oil

Входные технологические потоки сырья **с-нефть-э** и **г-с-э** поступают на тарелки 13 и 18 соответственно. Принята эффективность контактных устройств $\kappa_{\text{пд}} = 0,8$. В парциальном конденсаторе паровая фаза верха колонны К-1 разделяется на топливный газ (поток **газ-э**) и фракцию нестабильного бензина (поток **бензин-э**), часть которой идёт в виде флегмы на орошение колонны, а оставшаяся балансовая часть насосом подаётся на стабилизацию бензиновой фракции. Кубовый продукт (поток **отб-нефть-э**) поступает на основную атмосферную колонну.

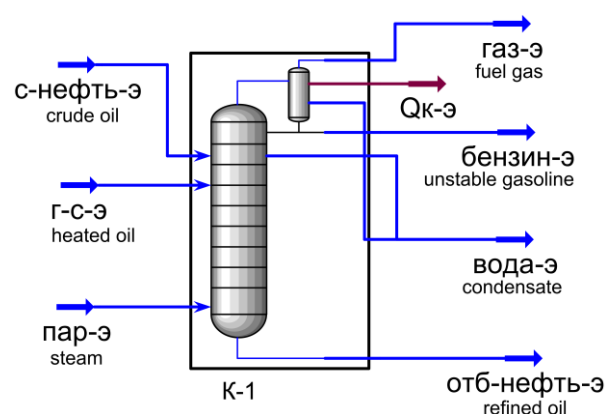


Рисунок 3. Схема колонны К-1

Figure 3. Diagram of the K-1 column

При проведении расчётов в качестве фиксированных управляющих параметров принимали величину отбора нестабильного бензина в количестве 13480 кг/ч и отбор газовой фракции 300 кг/ч. Эти величины были взяты в качестве активных спецификаций для обеспечения сходимости итерационных расчётов, проводимых моделирующей средой.

Рассчитанные технологические режимы колонны К-1 и компонентный состав лёгкой бензиновой и газовой фракций приведены в таблице 1 – таблице 2 (синим цветом выделены задаваемые технологические параметры, чёрным – рассчитанные значения).

Из таблицы 1 и таблицы 2 видно, что на эвaporаторе К-1 при расходе пара ~1% мас. от сырья, отборе дистиллята $G = 13480$ кг/ч и отборе газа ~300 кг/ч рассчитанная температура конца кипения бензиновой фракции $T_{\text{кк}} = 80$ °С, следовательно, на колонне из сырьевого потока отбирается некоторое количество лёгких углеводородов и какое-то количество лёгкой бензиновой фракции.

Таблица 1.

Технологические режимы (а, б) колонны К-1 с использованием пара

Table 1.

Technological modes (a, b) of the K-1 column using steam

Название потока Stream Name	пар-э steam	с-нефть-э raw oil	г-с-э heated oil	отб-нефть-э stripped oil
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	1,0000	0,1871	0,4798	0,0000
Температура, °C Temperature, °C	343,0	232,0	316,0	187,1
Давление, кПа Pressure, kPa	1034	517,1	517,1	350,0
Молярный поток, кмоль/ч Molar Flow, kmole/h	94,37	836,5	17,07	660,4
Массовый поток, кг/ч Mass Flow, kg/h	1700	1,715 e + 005	3500	1,614 e + 005
Объёмный расход, м³/ч Std Ideal Lig Vol Flow, m³/h	1,703	194,9	3,978	179,2
Молярная энтальпия, кДж/кгмоль Molar Enthalpy, kJ/kgmole	-2,302 e + 005	-3,480 e + 005	-2,911 e + 005	-4,496 e + 005
Молярная энтропия, кДж/кгмоль °C Molar Entropy, kJ/kgmole °C	179,2	456,3	560,3	491,7
Тепловой поток, кДж/ч Heat Flow, kJ/h	-2,173 e + 007	-2,911 e + 008	-4,970 e + 006	-2,969 e + 008

(a)

Название потока Stream Name	газ-э gas	бензин-э petrol	вода-э condensate
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	1,0000	0,0000	0,0000
Температура, °C Temperature, °C	54,57	54,57	54,57
Давление, кПа Pressure, kPa	300	300	300
Молярный поток, кмоль/ч Molar Flow, kmole/h	5,433	196,0	86,04
Массовый поток, кг/ч Mass Flow, kg/h	300,0	1,348 e + 004	1550
Объёмный расход, м³/ч Std Ideal Lig Vol Flow, m³/h	0,4795	19,38	1,553
Молярная энтальпия, кДж/кгмоль Molar Enthalpy, kJ/kgmole	-1,201 e + 005	-1,510 e + 005	-2,831 e + 005
Молярная энтропия, кДж/кгмоль °C Molar Entropy, kJ/kgmole °C	114,1	7,195	61,05
Тепловой поток, кДж/ч Heat Flow, kJ/h	-6,524 e + 005	-2,960 e + 007	-2,436 e + 007

(b)

Таблица 2.

Компонентный состав нестабильного бензина (а, б) колонны К-1 с использованием водяного пара

Table 2.

The component composition of unstable gasoline (a, b) of the K-1 column using water vapor

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	масс. доля mass fractions
Метан Methane	0,000091
Этан Ethane	0,000796
Пропан Propane	0,020680
Изобутан i-Butane	0,018641
н-Бутан n-Butane	0,067169
H ₂ O H ₂ O	0,000444
ИТК(0)9* NBP(0)9*	0,093888
ИТК(0)20* NBP(0)20*	0,143429
ИТК(0)34* NBP(0)34*	0,142405
ИТК(0)47* NBP(0)47*	0,144368
ИТК(0)60* NBP(0)60*	0,144297
ИТК(0)74* NBP(0)74*	0,146282

(a)

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	масс. доля mass fractions
ИТК(0)86* NBP(0)86*	0,076824
ИТК(0)101* NBP(0)101*	0,000676
ИТК(0)114* NBP(0)114*	0,000009
ИТК(0)127* NBP(0)127*	0,000000
ИТК(0)140* NBP(0)140*	0,000000
ИТК(0)154* NBP(0)154*	0,000000
ИТК(0)167* NBP(0)167*	0,000000
ИТК(0)180* NBP(0)180*	0,000000
ИТК(0)194* NBP(0)194*	0,000000
ИТК(0)207* NBP(0)207*	0,000000
Итого Total	1,000000

(b)

Результаты и обсуждение

Как отмечено выше, использование водяного пара в качестве испаряющего агента для разделения углеводородов в промышленных условиях имеет ряд существенных недостатков.

В работе [19] отмечена возможность замены водяного пара на углеводородные фракции основной атмосферной колонны. Однако, при использовании последних имеются определённые сложности и проблемы, связанные с транспортировкой фракций от атмосферной колонны до эвапоратора и другие.

Ниже рассматривается возможность использовать в колонне К-1 вместо водяного пара её дистиллят с организацией рекуперации теплоты потоками колонны.

На рисунке 4 приведена разработанная модель схемы обвязки колонны К-1 с насосным и теплообменным оборудованием, в которой выполнена замена водяного пара на использование её дистиллята – фракции нестабильного бензина. Схема самой колонны без обвязки показана на рисунке 5.

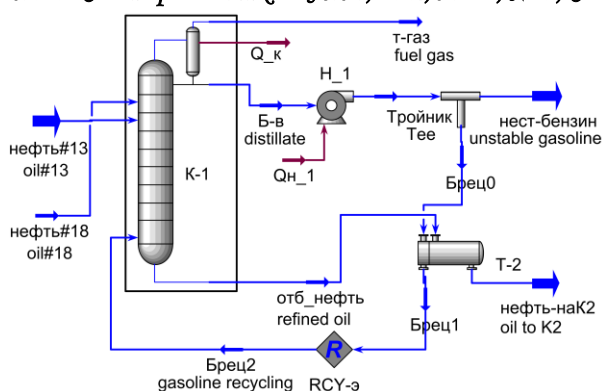


Рисунок 4. Фрагмент предлагаемой схемы обвязки колонны К-1

Figure 4. A fragment of the proposed K-1 column strapping scheme

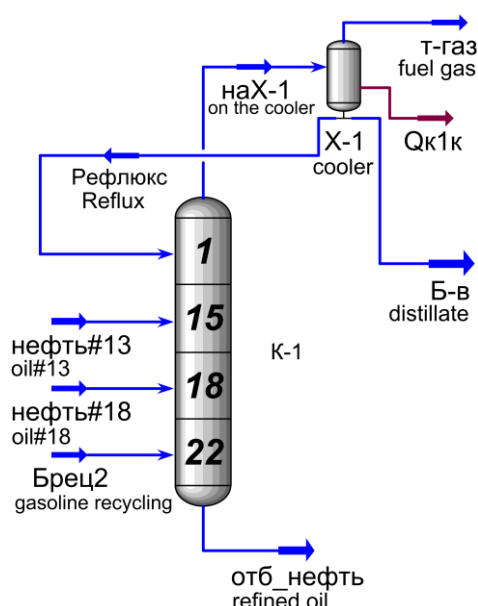


Рисунок 5. Схема колонны К-1 с парциальным конденсатором и рециркулирующим дистиллятом

Figure 5. Diagram of the K-1 column with a partial condenser and recirculating distillate

Входные технологические потоки сырья **нефть#13** и **нефть#18**, поступающие на тарелки 13 и 18 соответственно, по составу и режимным параметрам аналогичны рассмотренным выше сырьевым потокам **с-нефть-э** и **г-с-э**. В парциальном конденсаторе X-1, показанном на рисунке 5, паровая фаза (поток **наХ-1**) верха колонны К-1 разделяется на топливный газ (поток **т-газ**) и фракцию нестабильного бензина, часть которой идёт в виде флегмы на орошение колонны (поток **Reflux**), а оставшаяся балансовая часть (поток **Б-в**) насосом Н-1 подаётся на **Тройник** (рисунок 4). Здесь происходит разделение потока **Б-из** на две части: большая часть (до 90% масс.) – технологический поток нестабильного бензина **нест-бензин**, направляющийся на колонну стабилизации бензина, оставшееся балансовое количество (поток **Бреж0**) предназначено для рециркулирования в колонну К-1.

Для подогрева поток **Бреж0** поступает в рекуперативный теплообменник Т-2, теплоносителем в котором является кубовый остаток колонны (поток **отб_нефть**), откуда горячий поток **Бреж2** подаётся под 22-ю тарелку колонны. Из теплообменника Т-2 частично отбензиненная нефть (поток **нефть-наК2**) направляется на основную атмосферную колонну К-2 (на схеме не показана).

Рассчитанные технологические режимы и компонентный состав нестабильного бензина колонны К-1 приведены в таблице 3 – таблице 4.

Отметим, что чувствительность показателей работы колонны К-1 (фракционного состава дистиллята) на варьирование температуры подаваемого в колонну рециркулирующего дистиллята от 120 °С до 160 °С низкая, то есть не наблюдается заметное изменение фракционного состава дистиллята, а при температурах выше 160 °С состав практически не изменяется.

Расчёты показали, что изменение количества рециркулируемого в колонну дистиллята влияет на состав нестабильного бензина. В частности, при подаче 1% масс. от сырья получали октановое число по исследовательскому методу ОЧИ = 71,5 с содержанием парафиновых, нафтеновых и ароматических углеводородов (PNA) 60,72; 31,32 и 7,96% мол. соответственно. При подаче дистиллята в количестве 3% масс. от сырья получили ОЧИ = 69,4 с содержанием PNA 58,31; 32,0 и 9,69% мол.

Сравнительную оценку применения рассмотренных испаряющих агентов проводили с учётом качества и выхода фракций с верха колонны К-1.

Результаты разгонки получаемой фракции нестабильного бензина при использовании в качестве испаряющего агента водяного пара и дистиллята колонны показаны на рисунке 6, температурные профили по высоте колонны приведены на рисунке 7.

Сравнение с результатами, полученными для колонны К-1 с использованием водяного пара, показывает, что при использовании в качестве испаряющего агента дистиллята колонны достигается чёткое частичное отбензинивание нефти, отсутствует «увлажнение» выходных потоков и наблюдается увеличение в потоке дистиллята содержания фракций нк-180 °С, то есть в колонне увеличивается степень отбензинивания и увеличивается отбор суммы бензиновых фракций от потенциала их содержания в нефти. Последнее важно для технологических схем, в которых используется узел вторичной перегонки бензина на фракции нк-80 °С, 60–90 °С и 80–180 °С.

Рассчитанные температурные кривые по высоте колонны имеют близкий характерный вид, хотя температуры верха и низа аппарата (69,8 °С и 226,1 °С) отличаются от соответствующих температур предыдущей схемы (54,6 °С и 187,1 °С).

Таблица 3.

Технологические режимы (а, б) колонны К-1 с использованием в качестве испаряющего агента дистиллята колонны

Table 3.

Technological modes (a, b) of the K-1 column using distillate of the column as an evaporating agent

Название потока Stream Name	Брен2 Gasoline recycling	нефть#13 oil#13	нефть#18 oil#18	отб-нефть stripped oil
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	0,6945	0,1871	0,4798	0,0000
Температура, °C Temperature, °C	120,0	232,0	316,0	226,1
Давление, кПа Pressure, kPa	340,0	517,1	517,1	350,0
Молярный поток, кмоль/ч Molar Flow, kmole/h	50,22	836,5	17,07	678,2
Массовый поток, кг/ч Mass Flow, kg/h	4025	1,715 e + 005	3500	1,611 e + 005
Объёмный расход, м³/ч Std Ideal Lig Vol Flow, m³/h	5,569	194,9	3,978	179,6
Молярная энтальпия, кДж/кгмоль Molar Enthalpy, kJ/kgmole	-1,460 e + 005	-3,480 e + 005	-2,911 e + 005	-4,100 e + 005
Молярная энтропия, кДж/кгмоль °C Molar Entropy, kJ/kgmole °C	101,7	456,3	560,3	527,5
Тепловой поток, кДж/ч Heat Flow, kJ/h	-7,331 e + 006	-2,911 e + 008	-4,970 e + 006	-2,781 e + 008

(a)

Название потока Stream Name	т-газ fuel gas	Б-в distillate
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	1,0000	0,0000
Температура, °C Temperature, °C	69,81	69,81
Давление, кПа Pressure, kPa	300	300
Молярный поток, кмоль/ч Molar Flow, kmole/h	7,297	218,3
Массовый поток, кг/ч Mass Flow, kg/h	427,1	1,750 e + 004
Объёмный расход, м³/ч Std Ideal Lig Vol Flow, m³/h	0,6813	24,21
Молярная энтальпия, кДж/кгмоль Molar Enthalpy, kJ/kgmole	-1,143 e + 005	-1,718 e + 005
Молярная энтропия, кДж/кгмоль °C Molar Entropy, kJ/kgmole °C	115,8	32,16
Тепловой поток, кДж/ч Heat Flow, kJ/h	-8,343 e + 005	-3,750 e + 007

(b)

Таблица 4.

Компонентный состав нестабильного бензина (а, б) колонны К-1 с использованием в качестве испаряющего агента дистиллята колонны

Table 4.

The component composition of unstable gasoline (a, b) of the K-1 column using the distillate of the column as an evaporating agent

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	масс. доля mass fractions
Метан Methane	0,000058
Этан Ethane	0,000535
Пропан Propane	0,014320
Изобутан i-Butane	0,012666
н-Бутан n-Butane	0,045008
H ₂ O H ₂ O	0,000000
ИТК(0)9* NBP(0)9*	0,058589
ИТК(0)20* NBP(0)20*	0,086929
ИТК(0)34* NBP(0)34*	0,083239
ИТК(0)47* NBP(0)47*	0,081864
ИТК(0)60* NBP(0)60*	0,079871
ИТК(0)74* NBP(0)74*	0,083968

(a)

Название углеводорода The Name of the hydrocarbon	масс. доля mass fractions
ИТК(0)86* NBP(0)86*	0,094333
ИТК(0)101* NBP(0)101*	0,064747
ИТК(0)114* NBP(0)114*	0,068734
ИТК(0)127* NBP(0)127*	0,061143
ИТК(0)140* NBP(0)140*	0,052135
ИТК(0)154* NBP(0)154*	0,042665
ИТК(0)167* NBP(0)167*	0,033628
ИТК(0)180* NBP(0)180*	0,024730
ИТК(0)194* NBP(0)194*	0,010275
ИТК(0)207* NBP(0)207*	0,000546
Итого Total	1,000000

(b)

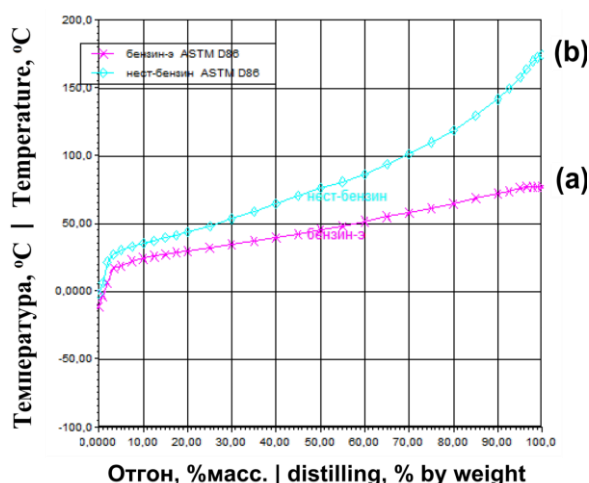


Рисунок 6. ASTM D86 разгонка фракции нестабильного бензина, полученной с испаряющим агентом водяным паром (а) и дистиллятом (б) (распечатка в моделирующей среде)

Figure 6. ASTM D86 dispersal fraction of unstable gasoline obtained with vaporizing agent water vapor (a) and distillate (b) (printout in a modeling environment)

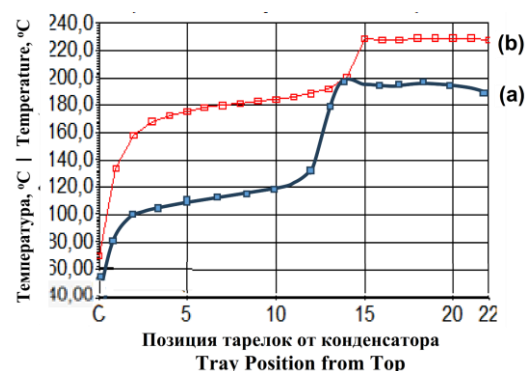


Рисунок 7. Температурный профиль по высоте колонны К-1 с испаряющим агентом водяным паром (а) и дистиллятом (б) (распечатка в моделирующей среде)

Figure 7. Temperature profile along the height of the K-1 column with vaporizing agent water vapor (a) and distillate (b) (printout in a modeling environment)

Результаты проектного расчёта «ожидаемых» конструкционных параметров колонны К-1 с разными испаряющими агентами показаны в таблице 5.

Таблица 5.

«Ожидаемые» конструкционные параметры колонны К-1 с использованием в качестве испаряющего агента водяного пара и дистиллята

Table 5.

The "expected" design parameters of the K-1 column using water vapor and distillate as an evaporating agent

Испаряющий агент Evaporating agent	Водяной	пар Water	vapor	Дистиллят	Distillate	
Секция Section	Секция-1 Section-1	Секция-2 Section-2	Секция-3 Section-3	Секция-1 Section-1	Секция-2 Section-2	Секция-3 Section-3
Тип тарелки Internals	Клапанные Valve	Клапанные Valve	Клапанные Valve	Клапанные Valve	Клапанные Valve	Клапанные Valve
Диаметр, м Diameter, m	2,438	1,981	1,829	1,829	1,981	1,829
Мах затопление, % Max Flooding, %	78,29	60,08	52,84	65,53	45,07	31,41
Х-поверхность, м² X-Area, m²	4,670	3,083	2,627	2,207	3,083	2,627
Высота, м Height, m	7,315	2,400	2,500	3600	2,500	2,250
Дельта Р, кПа Delta P, kPa	9,612	3,101	3,113	5,173	2,460	2,917
Поточность Number of Flow Paths	1	2	2	1	2	2
Длина потока, мм Flow Length, mm	1740	444,5	330,2	1321	482,6	215,9
Ширина потока, мм Flow Width, mm	2212	1773	1638	1481	1764	1630
Max DP/тарелка, кПа Max DP/Tray, kPa	0,838	0,640	0,637	0,439	0,577	0,587
Общая длина слива, мм Total Weir Length, mm	1708	3502	3296	1032	3458	3382
Высота слива, мм Weir Heigh, mm	50,80	50,80	50,80	50,80	50,80	50,80
Активная поверхность, м² Active Area, m²	3,848	1,576	1,082	1,957	1,957	0,7039

При использовании рассматриваемых испаряющих агентов рассчитываются достаточно близкие нагрузки и параметры по высоте колонны: секция 1 (тарелки 1–12) секция 2 (тарелки 13–17) и секция 3 (тарелки 18–22). Следовательно, в колонне К-1 будет достигаться устойчивая работа контактных устройств, что подтверждает возможность промышленного использования дистиллята колонны в качестве испаряющего агента.

В приведенной выше схеме (рисунок 4) подогрев дистиллята перед его подачей в низ колонны К-1 проводится в рекуперативном теплообменнике потоком кубового продукта колонны. В качестве других целесообразных вариантов возможна рекуперация тепла потоками основной атмосферной колонны.

Заключение

В колонне частичного отбензинивания нефти К-1 в качестве испаряющих агентов в промышленных условиях используют водяной пар, возможно применение газовой фазы С₁-С₄, фракций основной атмосферной колонны.

Проведенный вычислительный эксперимент в программной моделирующей системе UniSim Design показал, что на колонне К-1 можно использовать в качестве испаряющего агента дистиллят самой колонны, при этом варьирование технологических режимов колонны позволяет достигать требуемый отбор дистиллята, регулировать его фракционный состав и содержание в нём фракций нк-180 °С. Вместе с тем, на установке снижается потребление пара.

Литература

- 1 Rahman S.A., Anjana R. Unisim Based Simulation and Analysis of Crude Oil Distillation // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering. IOP Publishing, 2021. V. 1114. №. 1. P. 012094.
- 2 Patrascioiu C., Jamali M. Crude distillation process simulation using Unisim Design simulator // International Journal of Chemical and Molecular Engineering. 2018. V. 12. №. 7. P. 340–346.
- 3 Al-Muslim H., Dincer I., Zubair S.M. Exergy analysis of single-and two-stage crude oil distillation units // J. Energy Resour. Technol. 2003. V. 125. №. 3. P. 199–207.
- 4 Rivero R. Application of the exergy concept in the petroleum refining and petrochemical industry // Energy conversion and Management. 2002. V. 43. №. 9-12. P. 1199-1220.
- 5 Ledezma-Martínez M., Jobson M., Smith R. Simulation–optimization-based design of crude oil distillation systems with preflash units // Industrial & Engineering Chemistry Research. 2018. V. 57. №. 30. P. 9821–9830.
- 6 Kamisli F., Ahmed A.A. Simulation and Optimization of A Crude Oil Distillation Unit // Turkish Journal of Science and Technology. 2019. V. 14. №. 2. P. 59–68.
- 7 Yang K. et al. Improving energy saving of crude oil distillation units with optimal operations // Journal of cleaner production. 2020. V. 263. P. 121340.
- 8 Kim Y.H. An Energy-Efficient Crude Distillation Unit with a Prefractionator // Chemical Engineering & Technology. 2017. V. 40. №. 3. P. 588-597. doi: 10.1002/ceat.201600387
- 9 Kumar S., Mhetre A. S. Comparative techno-economic evaluation of potential processing schemes for petroleum crude oil distillation // Results in Engineering. 2022. V. 14. P. 100480. doi: 10.1016/j.rineng.2022.100480

- 10 Jumaah A.F., Amooey A.A., Nabavi S.R. Simulation Multi-Objective Particle Swarm Optimization of a Crude Oil Distillation Unit // *Chemical Engineering & Technology*. 2023. V. 46. №. 2. P. 270-278. doi: 10.1002/ceat.202200386
- 11 Чуракова С.К., Богатых К.Ф., Нестеров И.Д. Влияние способа подвода тепла на энергозатраты в процессе частичного отбензинивания нефти // *Актуальные проблемы технических, природных и гуманитарных наук: материалы Международной научно-технической конференции*. Уфа: Изд-во УГНТУ, 2009. С. 106.
- 12 Пат. № 2375408, RU, C10G 7/06. Способ перегонки нефти / Биктимиров Ф.С. № 2008120247/04; Заявл. 21.05.2008; Опубл. 10.12.2009, Бюл. № 34.
- 13 Казанцев А.И., Кожухова Н.Ю. Пути повышения эффективности работы отбензинивающей колонны блока АВТ // *Молодые ученые в решении актуальных проблем науки*. 2020. С. 142–144.
- 14 Сайдалиев Б.Я. Снижение расхода топлива без нарушения технологического стандарта первичной переработки нефти // *Universum: технические науки*. 2020. №. 7-3 (76). С. 22-24.
- 15 Эдер Л.В., Филимонова И.В., Немов В.Ю., Проворный И.А. Добыча, переработка и экспорт нефти и нефтепродуктов в России // *Вестник Тюменского государственного университета. Экология и природопользование*. 2014. №. 4. С. 83-97.
- 16 Зотов Н.И., Попов С.В., Хабибрахманова О.В. Повышение эффективности работы колонны частичного отбензинивания нефти // *Вестник ВГУИТ*. 2021. Т. 83. № 1. С. 284–289.
- 17 Глаголева О.Ф., Капустин В.М. Повышение эффективности процессов подготовки и переработки нефти (обзор) // *Нефтехимия*. 2020. Т. 60. №. 6. С. 745-754. doi: 10.31857/S002824212006009X
- 18 Морозов В.А., Отрошко Т.П., Морзухина Л.Д., Луговской А.И. и др. Современная установка вакуумной перегонки мазута // *Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт*. 2016. №. 10. С. 51-58.
- 19 Федькин В.С., Попов С.В., Хабибрахманова О.В. Выбор испаряющего агента колонны частичного отбензинивания нефти // *Вестник ВГУИТ*. 2021. Т. 83. № 4. С. 252–260.
- 20 Тугашова Л.Г. Определение показателей качества нефтепродуктов // *Инновационное развитие науки и образования*. 2020. С. 109-119.

References

- 1 Rahman S.A., Anjana R. Unisim Based Simulation and Analysis of Crude Oil Distillation. IOP Conference Series: Materials Science and Engineering. IOP Publishing, 2021. vol. 1114. no. 1. pp. 012094.
- 2 Patrascioiu C., Jamali M. Crude distillation process simulation using Unisim Design simulator. *International Journal of Chemical and Molecular Engineering*. 2018. vol. 12. no. 7. pp. 340–346.
- 3 Al-Muslim H., Dincer I., Zubair S.M. Exergy analysis of single-and two-stage crude oil distillation units. *J. Energy Resour. Technol.* 2003. vol. 125. no. 3. pp. 199–207.
- 4 Rivero R. Application of the exergy concept in the petroleum refining and petrochemical industry. *Energy conversion and Management*. 2002. vol. 43. no. 9-12. pp. 1199-1220.
- 5 Ledezma-Martinez M., Jobson M., Smith R. Simulation–optimization-based design of crude oil distillation systems with preflash units. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2018. vol. 57. no. 30. pp. 9821–9830.
- 6 Kamisli F., Ahmed A.A. Simulation and Optimization of A Crude Oil Distillation Unit. *Turkish Journal of Science and Technology*. 2019. vol. 14. no. 2. pp. 59–68.
- 7 Yang K. et al. Improving energy saving of crude oil distillation units with optimal operations. *Journal of cleaner production*. 2020. vol. 263. pp. 121340.
- 8 Kim Y.H. An Energy-Efficient Crude Distillation Unit with a Prefractionator. *Chemical Engineering & Technology*. 2017. vol. 40. no. 3. pp. 588-597. doi: 10.1002/ceat.201600387
- 9 Kumar S., Mhetre A. S. Comparative techno-economic evaluation of potential processing schemes for petroleum crude oil distillation. *Results in Engineering*. 2022. vol. 14. pp. 100480. doi: 10.1016/j.rineng.2022.100480
- 10 Jumaah A.F., Amooey A.A., Nabavi S.R. Simulation Multi-Objective Particle Swarm Optimization of a Crude Oil Distillation Unit. *Chemical Engineering & Technology*. 2023. vol. 46. no. 2. pp. 270-278. doi: 10.1002/ceat.202200386
- 11 Churakova S.K., Bogatykh K.F., Nesterov I.D. The influence of the method of heat supply on energy consumption in the process of partial oil topping. Current problems of technical, natural and human sciences: materials of the International Scientific and Technical Conference. Ufa, Publishing house USNTU, 2009. pp. 106. (in Russian).
- 12 Biktimirov F.S. Method of oil distillation. Patent RF, no. 2375408, 2009.
- 13 Kazantsev A.I., Kozhukhova N.Yu. Ways to increase the efficiency of the topping column of the AVT block. *Young scientists in solving current problems of science*. 2020. pp. 142–144. (in Russian).
- 14 Saidaliev B.Ya. Reducing fuel consumption without violating the technological standard of primary oil refining. *Universum: technical sciences*. 2020. no. 7-3 (76). pp. 22-24. (in Russian).
- 15 Eder L.V., Filimonova I.V., Nemov V.Yu., Provorny I.A. Extraction, refining and export of oil and petroleum products in Russia. *Bulletin of Tyumen State University. Ecology and environmental management*. 2014. no. 4. pp. 83-97. (in Russian).
- 16 Zotov N.I., Popov S.V., Khabibrakhmanova O.V. Increasing the efficiency of the partial oil topping column. *Proceedings of VSUET*. 2021. vol. 83. no. 1. pp. 284–289. (in Russian).
- 17 Glagoleva O.F., Kapustin V.M. Increasing the efficiency of oil preparation and refining processes (review). *Petrochemistry*. 2020. vol. 60. no. 6. pp. 745-754. doi: 10.31857/S002824212006009X (in Russian).
- 18 Morozov V.A., Otroshko T.P., Morzhukhina L.D., Lugovskoy A.I. and others. Modern installation for vacuum distillation of fuel oil. Oil refining and petrochemistry. Scientific and technical achievements and best practices. 2016. no. 10. pp. 51-58. (in Russian).
- 19 Fedkin V.S., Popov S.V., Khabibrakhmanova O.V. Selection of the evaporating agent for the partial oil topping column. *Proceedings of VSUET*. 2021. vol. 83. no. 4. pp. 252–260. (in Russian).
- 20 Tugashova L.G. Determination of quality indicators of petroleum products. *Innovative development of science and education*. 2020. pp. 109-119. (in Russian).

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>

Нина А. Плешакова к.т.н., доцент, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, napleshakova63@ya.ru

Денис И. Куц 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

написал рукопись, корректировал её до подачи в редакцию и несет 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>

Nina A. Pleshakova Cand. Sci. (Engin.), associate professor, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, napleshakova63@ya.ru

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

Contribution

wrote the manuscript, correct it before filing in editing and is responsible for plagiarism

Conflict of interest

The authors declare no conflict of interest.

Поступила 08/01/2024	После редакции 24/01/2024	Принята в печать 10/02/2024
Received 08/01/2024	Accepted in revised 24/01/2024	Accepted 10/02/2024