

Использование керосиновой фракции в качестве испаряющего агента колонны частичного отбензинивания нефти

Сергей В. Попов	¹	svpopov2018@ya.ru	 0000-0003-0533-9049
Нина А. Плешакова	¹	napleshakova63@ya.ru	.
Александр С. Елисеев	¹	svpopov2018@ya.ru	.

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

Аннотация. Максимально возможное выделение лёгких фракций из нефти на установке её первичной переработки позволяет снизить нагрузку на основную атмосферную колонну. Одной из возможностей для этого является использование в технологической цепочке колонны частичного отбензинивания, в которой испаряющим агентом служит водяной пар. Для колонны частичного отбензинивания нефти в работе рассматривается вариант использования в качестве испаряющего агента керосиновую фракцию основной атмосферной колонны или рециклирующую керосиновую фракцию из самой колонны. Исследования проводили с использованием моделирующей системы UniSim Design. Для расчета термодинамических свойств компонентов фракции выбран метод Peng-Robinson. Моделируется работа типовой колонны частичного отбензинивания нефти, содержащей 22 тарелки (эффективность контактного устройства 0,8), сырье подается на 13 (основное количество) и 18 тарелки (горячая струя). Для использования в качестве испаряющего агента отбор керосиновой фракции проводится с 10 тарелки самой колонны. В данной фракционной смеси основное количество (63% масс.) занимает керосиновая фракция, а также присутствует бензиновая (29% масс.) и дизельная (8% масс.) фракции. При расчете колонны с разными испаряющими агентами оценивали и сравнивали достигаемое содержание в дистилляте бензиновой фракции, а также изменение температурного профиля колонны. При этом температура в конденсаторе и низа колонны при использовании керосиновой фракции порядка 126 и 207 °С, что выше соответствующих температур 92 и 195 °С при использовании водяного пара. Расчетами показана возможность эффективного использования в качестве испаряющего агента керосиновую фракцию, что позволит устранить недостатки использования водяного пара, его экономию для других нефтехимических процессов и разгрузить основную атмосферную колонну.

Ключевые слова: первичная переработка нефти, колонна частичного отбензинивания нефти, испаряющий агент, керосиновая фракция, моделирование, UniSim Design

The use of kerosene fraction as an evaporating agent of a partial oil distillation column

Sergey V. Popov	¹	svpopov2018@ya.ru	 0000-0003-0533-9049
Nina A. Pleshakova	¹	napleshakova63@ya.ru	.
Alexander S. Eliseev	¹	svpopov2018@ya.ru	.

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

Abstract. The maximum possible separation of light fractions from oil at its primary processing plant reduces the load on the main atmospheric column. One of the possibilities for this is the use of a partial distillation column in the process chain, in which water vapor serves as an evaporating agent. For a partial oil refining column, the paper considers the option of using the kerosene fraction of the main atmospheric column or the recycling kerosene fraction from the column itself as an evaporating agent. The research was carried out using the UniSim Design modeling system. The Peng-Robinson method was chosen to calculate the thermodynamic properties of the fraction components. The operation of a typical partial oil distillation column containing 22 plates (0.8 contact device efficiency) is modeled, raw materials are fed to 13 (main quantity) and 18 plates (hot jet). For use as an evaporating agent, the kerosene fraction is selected from the 10 plate of the column itself. In this fractional mixture, the main amount (63% by weight) is The kerosene fraction is occupied, and gasoline (29% by weight) and diesel (8% by weight) are also present. fractions. When calculating a column with different evaporating agents, the achieved content of the gasoline fraction in the distillate was estimated and compared, as well as the change in the temperature profile of the column. At the same time, the temperature in the condenser and the bottom of the column when using the kerosene fraction is about 126 and 207 °C, which is higher than the corresponding temperatures of 92 °C and 195 °C when using water vapor. Calculations have shown the possibility of effectively using the kerosene fraction as an evaporating agent, which will eliminate the disadvantages of using water vapor, saving it for other petrochemical processes and unloading the main atmospheric column.

Keywords: primary oil refining, partial oil refining column, evaporative agent, kerosene fraction, modeling, UniSim Design

Введение

В нефтеперерабатывающей промышленности фракционирование нефти является важнейшим промышленным процессом, который

характеризуется значительным энергопотреблением, поэтому модернизация установок является очень привлекательной с точки зрения улучшения рекуперации энергии и снижения эксплуатационных расходов.

Для цитирования

Попов С.В., Плешакова Н.А., Елисеев А.С. Использование керосиновой фракции в качестве испаряющего агента колонны частичного отбензинивания нефти // Вестник ВГУИТ. 2026. Т. 88. № 2. С. 379–387. doi:10.20914/2310-1202-2026-2-379-387

For citation

Popov S.V., Pleshakova N.A., Eliseev A.S. The use of kerosene fraction as an evaporating agent of a partial oil distillation column. *Vestnik VGUIT* [Proceedings of VSUET]. 2026. vol. 88. no. 2. pp. 379–387. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2026-2-379-387

В технологических схемах этого процесса используются различные массообменные аппараты [1, 2]. Одни из таких аппаратов выполняют её предварительное фракционирование, при этом в промышленности обычно используются два основных типа устройств – сепараторы и ректификационные колонны (предварительные фракционаторы). В сепараторах проводится отделение легких паров от сырой нефти перед подачей в печь, затем отделенные пары направляются непосредственно в основную ректификационную колонну. Предварительные фракционаторы используются для более эффективного разделения и улучшения характеристик фракций. Образующиеся пары не поступают в основную ректификационную колонну, при этом после процесса обессоливания вместе с легкими компонентами также удаляются остатки воды, которые могут вызвать коррозию в следующих устройствах или испарение в регулирующих клапанах [3].

Предварительное фракционирование, несмотря на снижение рентабельности из-за увеличения потребности в паре, значительно улучшает общее интегрированное ресурсосбережение промышленного предприятия [1, 4–7].

Эффективность использования аппаратов предварительного разделения нефти на товарные фракции показана в работах [8–11], при этом важное значение имеет проведение комплексного технико-экономического анализа и многоцелевой оптимизации прибыли предприятия [12, 13].

Изучение возможных модификаций конструкции дистилляционной колонны или процесса предварительного фракционирования для оптимизации производственных показателей выполнено в работе [14].

К числу аппаратов предварительного фракционирования относится колонна частичного отбензинивания нефти (колонна К-1), в которой в качестве испаряющего агента используют водяной пар, обеспечивающий снижение парциального давления углеводородных компонентов разделяемой смеси (положительный фактор) [15, 16] и, вместе с тем, увеличивающий затраты энергии на перегонку, повышающий нагрузку на колонны по парам и обводнение нефтепродуктов, усиливающий коррозию конструкционных материалов и приводящий к образованию дополнительных количеств сточных вод (отрицательные факторы) [17, 18].

В работе [19] отмечается, что при использовании водяного пара четкость разделения нефти на фракции зависит от компонентного состава нефти и характеристик пара.

Из анализа перечисленных работ прослеживается технологическое желание к переводу установок на схемы, в которых вместо водяного пара в качестве испаряющего агента использовать легкие нефтяные фракции. Результаты таких исследований приведены в работах [20–23], в частности, в [22–23] показана возможность замены водяного пара на фракцию углеводородов $C_1 \div C_4$, получаемую после разделения газожидкостного потока верха колонны, а также показана возможность использования рециркулирующего дистиллята колонны.

Цель работы – исследование возможности вместо водяного пара использовать на колонне К-1 в качестве испаряющего агента керосиновую фракцию основной атмосферной колонны или отбираемую из самой колонны К-1 и сравнение получаемых показателей работы колонны при использовании водяного пара и керосиновой фракции.

Методы

Исследования проводили с использованием моделирующей системы UniSim Design. При расчете парожидкостного равновесия для ректификационной колонны использовалось уравнение состояния Пенга–Робинсона.

Моделирование работы колонны К-1 выполняли при использовании нефти, ASTM D86 разгонка которой приведена на рисунке 1.

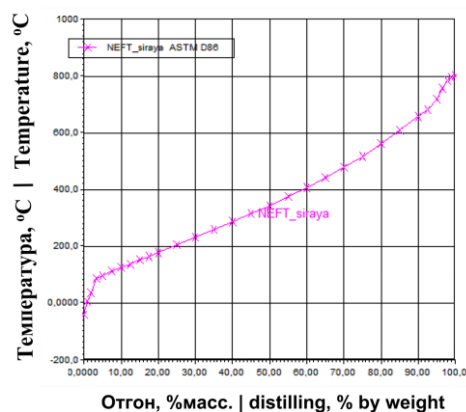


Рисунок 1. ASTM D86 разгонка нефти: $M_w = 218,3$ кг/кмоль, $\rho_{20} = 858$ кг/м³

Figure 1. ASTM D86 oil distillation: $M_w = 218.3$ kg/kmol, $\rho_{20} = 858$ kg/m³

На рисунке 2 показана детализация фракционного состава нефти, на которой видно, что доля бензиновой фракции (температура конца кипения 180 °C) составляет 0,21 от общей массы.

Для оценки возможности использования на колонне К-1 в качестве испаряющего агента керосиновой фракции ниже представлены расчеты и их сравнение с показателями работы колонны с использованием водяного пара.

В качестве керосиновой фракции использовали соответствующую фракцию основной атмосферной колонны (ОАК) и фракцию, отбираемую из колонны К-1.

Рассматривается работа типовой колонны частичного отбензинивания нефти, содержащей 22 тарелки (эффективность контактного устройства 0,8), сырье подается на 13 (основное количество) с температурой 210 °С и на 18 тарелки («горячая струя») с температурой 220°С и давлением 550 кПа, давление верха и низа колонны 220 и 260 кПа соответственно. Расход испаряющих агентов, подаваемых в нижнюю часть колонны, составлял 650÷2377 кг/час как при использовании водяного пара, так и керосиновой фракции.

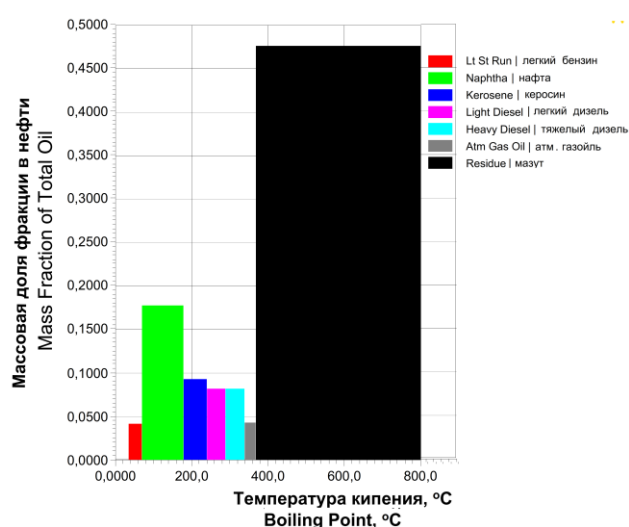


Рисунок 2. Содержание фракций в исходной нефти

Figure 2. Fraction content in the initial oil

При расчете колонны К-1 с разными испаряющими агентами оценивали и сравнивали количество достигаемого в дистилляте содержания бензиновой фракции, то есть рассматривали изменение количества лёгких углеводородов, поступающих на разделение в ОАК, а также рассматривали изменение температурного профиля колонны.

Результаты и обсуждение

Колонна К-1 с использованием водяного пара. На рисунке 3 приведена технологическая схема колонны К-1 с использованием в качестве испаряющего агента водяного пара.

Для колонны с использованием водяного пара потоки сырья нефть и нефть-гс подаются на 13 и 18 тарелки, поток водяного пара (пар) подается в нижнюю часть аппарата. Выходными технологическими потоками являются поток верха колонны, содержащий в себе газовую фракцию, дистиллят и водяной конденсат (поток нестаб бензин), и поток частично отбензиненной нефти (отб-нефть). Результаты расчета технологических режимов и фракционного состава дистиллята колонны приведены в таблице 1 и таблице 2. Видно, что имеется «увлажнение» выходных потоков, достигнуто частичное отбензинивание сырья (содержание бензиновых фракций выделено в таблице 2). Графики ASTM D86 разгонки сырья и частично отбензиненной нефти приведены на рисунке 4.

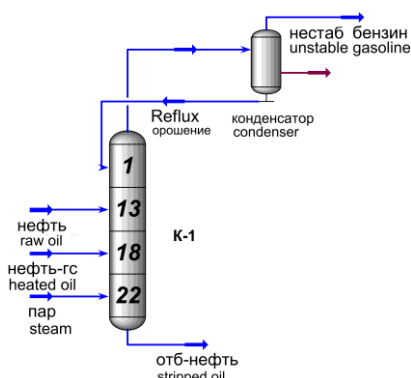


Рисунок 3. Схема колонны К-1 с использованием водяного пара

Figure 3. Diagram of the K-1 column using water vapor

Для рассматриваемой схемы в потоке дистиллята температура конца кипения бензиновой фракции составляет 146°С (таблица 2b), а её количество – порядка 30,68% от содержания бензиновой фракции в сырой нефти.

Таблица 1.

Технологические режимы колонны К-1 (испаряющий агент – пар)

Table 1.

Technological modes of the K-1 column (vaporizing agent – steam)

Название потока Stream Name	пар steam	нефть raw oil	нефть-гс heated oil	отб-нефть stripped oil	нестаб бензин unstable gasolin
Доля паровой фазы Vapour Phase Fraction	1,0000	0,1513	0,1768	0,0000	1,0000
Температура [° C] Temperature [° C]	300,0	210,0	220,0	195,2	91,8
Давление [кПа] Pressure [kPa]	980,7	550,0	550,0	260,0	220,0
Массовый поток [кг/ч] Mass Flow [kg/h]	650	1,544 e + 005	17160	1,570 e + 005	15210
Тепловой поток [кДж/ч] Heat Flow [kJ/h]	-8,394 e+006	-2,815 e+008	-3,077 e+007	-2,844 e+008	-4,451 e+007

Таблица 2.

Фракционный состав дистиллята (а, b) колонны К-1 (испаряющий агент – пар)

Table 2.

Fractional composition of distillate (a, b) of column K-1 (vaporizing agent – steam)

Углеводород Hydrocarbon	масс. доля mass fractions
Метан Methane	0,015797
Этан Ethane	0,098157
Пропан Propane	0,025912
Изобутан i-Butane	0,078189
н-Бутан n-Butane	0,047655
Н ₂ O H ₂ O	0,037583
ИТК(0)47* NBP(0)47*	0,041043
ИТК(0)63* NBP(0)63*	0,103555
ИТК(0)75* NBP(0)75*	0,130057
ИТК(0)89* NBP(0)89*	0,143825

(a)

Углеводород Hydrocarbon	масс. доля mass fractions
ИТК(0)104* NBP(0)104*	0,137986
ИТК(0)116* NBP(0)116*	0,124497
ИТК(0)133* NBP(0)133*	0,015499
ИТК(0)146* NBP(0)146*	0,000244
ИТК(0)161* NBP(0)161*	0,000001
ИТК(0)175* NBP(0)175*	0,000000
ИТК(0)188* NBP(0)188*	0,000000
ИТК(0)204* NBP(0)204*	0,000000
ИТК(0)218* NBP(0)218*	0,000000
Итого Total	1,000000

(b)

Колонна с использованием керосиновой фракции ОАК. На рисунке 5 приведена технологическая схема колонны К-1 с использованием в качестве испаряющего агента керосиновой фракции ОАК.

Аналогично предыдущей схеме потоки сырья нефть и нефть-гс подаются на 13 и 18 тарелки, поток керосиновой фракции (керосин фр.) подается в нижнюю часть аппарата. Разгонка керосиновой фракции приведена на рисунке 6.

Технологические режимы и расчётные фракционные составы потоков колонны К-1 приведены в таблице 3 и таблице 4.

Сравнивая с результатами, полученными при использовании водяного пара (таблица 2), видно, что достигается четкое частичное отбензинивание сырья, при этом отсутствует «увлажнение» выходных потоков. В дистилляте температура конца кипения бензиновой фракции выше, чем при использовании пара (было 146 °С), и составляет 188 °С, её количество – 33,41% от содержания бензиновой фракции в сырой нефти также больше, чем в предыдущей схеме (было 30,68%), то есть в отбензиненной нефти, поступающей в основную атмосферную колонну, количество бензиновой фракции уменьшилось на 33,41 – 30,68 = 2,73%, что можно рассматривать как существенное снижение нагрузки на основную колонну.

Кроме того, увеличение суммы бензиновых фракций важно для технологических схем, в которых используется узел вторичной перегонки бензина на фракции нк-75 °С, 75–90 °С и 90–180 °С.

Графики ASTM D86 разгонки сырья и частично отбензиненной нефти для схемы, показанной на рисунке 5, приведены на рисунке 7.

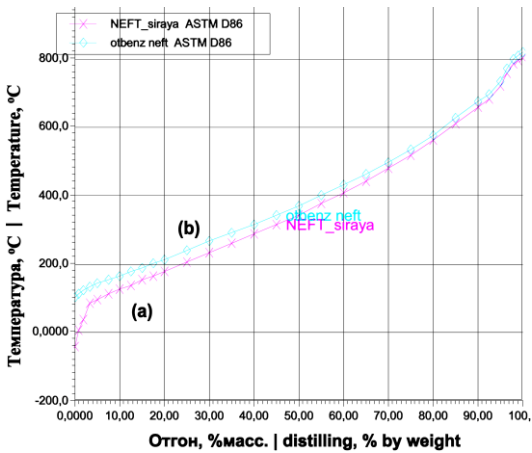


Рисунок 4. ASTM D86 разгонки сырья (а) и частично отбензиненной нефти (b); испаряющий агент – водяной пар

Figure 4. ASTM D86 distillation of raw materials (a) and partially refined oil (b); the evaporating agent is water vapor

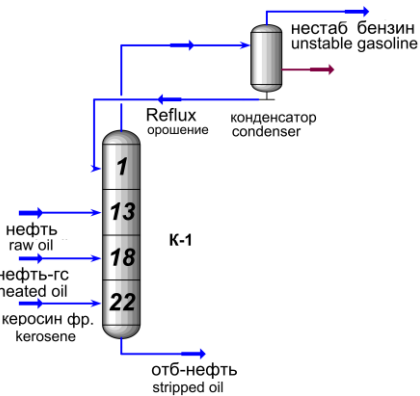


Рисунок 5. Схема колонны К-1 с использованием керосиновой фракции основной атмосферной колонны

Figure 5. Diagram of the K-1 column using the kerosene fraction of the main atmospheric column

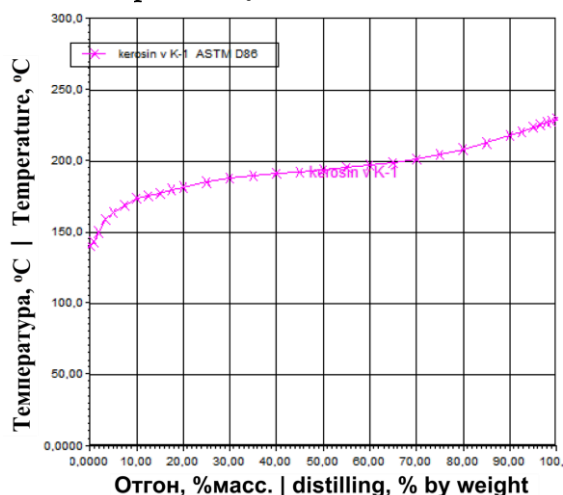


Рисунок 6. ASTM D86 разгонка керосиновой фракции основной атмосферной колонны

Figure 6. ASTM D86 dispersal of the kerosene fraction of the main atmospheric column

Сопоставление графиков на рисунках 4 и 7 демонстрирует снижение присутствия бензиновой фракции в отбензиненной нефти при использовании в колонне К-1 в качестве испаряющего агента керосиновой фракции ОАК. Отметим, что при практической реализации описанной технологической схемы на действующей

установке возможны некоторые сложности, связанные с транспортировкой фракции от основной атмосферной колонны до эвапоратора и другие.

Колонна с использованием рециркулирующей керосиновой фракции. На рисунке 8 приведена технологическая схема колонны К-1 с использованием в качестве испаряющего агента керосиновой фракции, отбираемой из самой колонны.

Аналогично предыдущей схеме потоки сырья нефть и нефть-гс подаются на 13 и 18 тарелки. Поток углеводородной фракции, отбираемой с 10 тарелки (поток керосин фр.), после подогрева в теплообменнике ТЗ насосом подается в нижнюю часть аппарата. В теплообменнике ТЗ подогрев фракции возможен рекуперацией тепла потоками ОАК. Выходные технологические потоки – поток верха колонны, содержащий в себе газовую фракцию и дистиллят (поток нест. бензин) и поток частично отбензиненной нефти (отб-нефть).

На рисунке 9 показан компонентный состав фракции, отбираемый с 10-ой тарелки колонны К-1 и используемый в качестве испаряющего агента. Здесь основное количество (63% масс.) занимает керосиновая фракция.

Таблица 3.
Технологические режимы колонны К-1 (испаряющий агент – керосиновая фракция основной атмосферной колонны)

Table 3.
Technological modes of the K-1 column (the evaporating agent is the kerosene fraction of the main atmospheric column)

Название потока Stream Name	керосин-фр	нефть raw oil	нефть-гс heated oil	отб-нефть stripped oil	нестаб бензин unstable gasolin
Доля паровой фазы Vapour / Phase Fraction	1,0000	0,1513	0,1768	0,0000	1,0000
Температура [°C] Temperature [°C]	260,0	210,0	220,0	206,7	131,3
Давление [кПа] Pressure [kPa]	320,0	550,0	550,0	260,0	220,0
Массовый поток [кг/ч] Mass Flow [kg/h]	2373	1,544 e + 005	17160	1,588 e + 005	15210
Тепловой поток [кДж/ч] Heat Flow [kJ/h]	-4,306 e + 006	-2,815 e + 008	-3,077 e + 007	-2,836 e + 008	-3,645 e + 007

Таблица 4.
Фракционный состав дистиллята (а, б) колонны К-1 (испаряющий агент – керосиновая фракция основной атмосферной колонны)

Table 4.
The fractional composition of the distillate (a, b) of the K-1 column (the evaporating agent is the kerosene fraction of the main atmospheric column)

Углеводород Hydrocarbon	масс. доля mass fractions
Метан Methane	0,015234
Этан Ethane	0,090479
Пропан Propane	0,022527
Изобутан i-Butane	0,064107
н-Бутан n-Butane	0,038260
H ₂ O H ₂ O	0,000000
ИТК(0)47* NBP(0)47*	0,030728
ИТК(0)63* NBP(0)63*	0,077563
ИТК(0)75* NBP(0)75*	0,098007
ИТК(0)89* NBP(0)89*	0,110428

(a)

Углеводород Hydrocarbon	масс. доля mass fractions
ИТК(0)104* NBP(0)104*	0,110934
ИТК(0)116* NBP(0)116*	0,110405
ИТК(0)133* NBP(0)133*	0,064747
ИТК(0)146* NBP(0)146*	0,067299
ИТК(0)161* NBP(0)161*	0,052731
ИТК(0)175* NBP(0)175*	0,036166
ИТК(0)188* NBP(0)188*	0,010305
ИТК(0)204* NBP(0)204*	0,000080
ИТК(0)218* NBP(0)218*	0,000000
Итого Total	1,000000

(b)

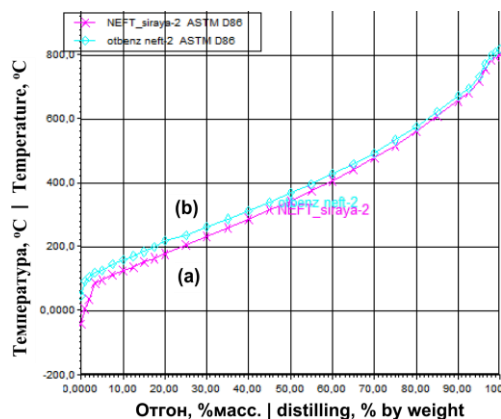


Рисунок 7. ASTM D86 разгонка сырья (а) и частично отбензиненной нефти (b); испаряющий агент – керосиновая фракция основной атмосферной колонны

Figure 7. ASTM D86 dispersal of raw materials (a) and partially refined oil (b); the evaporating agent is the kerosene fraction of the main atmospheric column

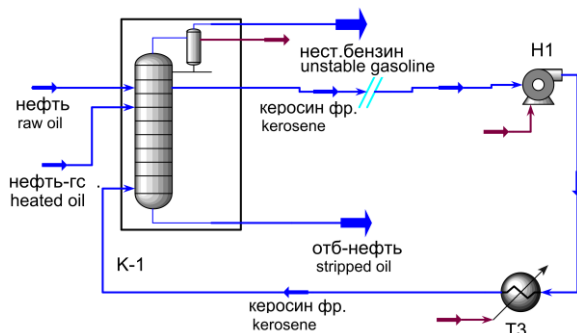


Рисунок 8. Схема колонны К-1 с использованием рециркулируемой керосиновой фракции

Figure 8. Diagram of the K-1 column using recycled kerosene fraction



Рисунок 9. Компонентный состав рециркулируемой керосиновой фракции

Figure 9. Component composition of the recycled kerosene fraction

Графики ASTM D86 разгонки сырья и частично отбензиненной нефти для схемы, показанной на рисунке 8, приведены на рисунке 10, откуда видно снижение присутствия бензиновой фракции в отбензиненной нефти при использовании в колонне К-1 в качестве испаряющего агента рециркулирующей керосиновой фракции.

Таблица 5.

Технологические режимы колонны К-1 (испаряющий агент – рециркулирующая керосиновая фракция)

Table 5.

Technological modes of the K-1 column (evaporating agent – recirculating kerosene fraction)

Поток Stream	кф 3 kerosine	нефть raw oil	нефть-гс heated oil	кф drow kerosi	отб-нефть stripped oil	нестаб бензин unstable gasolin
Доля паровой фазы Vapour Phase Fraction	0,8551	0,1513	0,1768	0,0000	0,0000	1,0000
Температура, °C Temperature, °C	260,0	210,0	220,0	173,4	206,8	126,2
Давление кПа Pressure kPa	320,0	550,0	550,0	237,1	260,0	220,0
Массовый поток кг/ч Mass Flow kg/h	2373	1,544 e + 005	17160	2373	1,564 e + 005	15210
Тепловой поток кДж/ч Heat Flow kJ/h	-8,394 e+006	-2,815 e+008	-3,077 e+007	-5,164 e+006	-2,844 e+008	-4,451 e+007

Анализ расчётных результатов, полученных для колонны К-1 при использовании в качестве испаряющего агента керосиновой фракции ОАК и циркулирующей фракции из колонны К-1, показал их практическую близость, в том числе по флегмовому числу

$R = 0,33$ и $T_{низ}$ и $T_{конд}$ (206,5; 126,1 °C) и (206,8; 126,2 °C) соответственно. Для промышленного предприятия выбор варианта использования испаряющего агента целесообразно сделать с учётом технико-экономической оценки рассмотренных схем.

Таблица 6.

Фракционный состав дистиллята колонны К-1 (испаряющий агент – рециркулирующая керосиновая фракция)

Table 6.

Fractional composition of distillate of column K-1 (evaporating agent – recirculating kerosene fraction)

Углеводород Hydrocarbon	масс. доля mass fractions
Метан Methane	0,015254
Этан Ethane	0,090610
Пропан Propane	0,022555
Изобутан i-Butane	0,064162
н-Бутан n-Butane	0,038290
H ₂ O H ₂ O	0,000000
ИТК(0)47* NBP(0)47*	0,030726
ИТК(0)63* NBP(0)63*	0,077530
ИТК(0)75* NBP(0)75*	0,097934
ИТК(0)89* NBP(0)89*	0,110300

Углеводород Hydrocarbon	масс. доля mass fractions
ИТК(0)104* NBP(0)104*	0,110751
ИТК(0)116* NBP(0)116*	0,110180
ИТК(0)133* NBP(0)133*	0,064578
ИТК(0)146* NBP(0)146*	0,067104
ИТК(0)161* NBP(0)161*	0,052560
ИТК(0)175* NBP(0)175*	0,035898
ИТК(0)188* NBP(0)188*	0,011351
ИТК(0)204* NBP(0)204*	0,000216
ИТК(0)218* NBP(0)218*	0,000000
Итого Total	1,000000

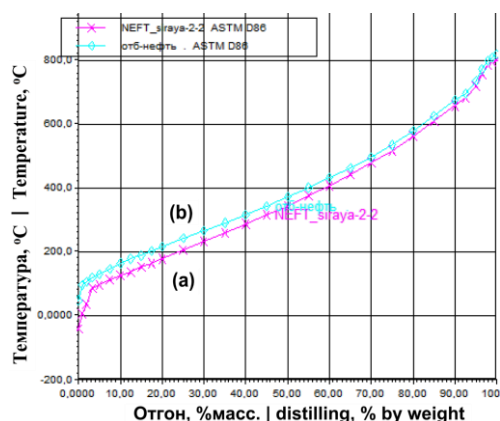
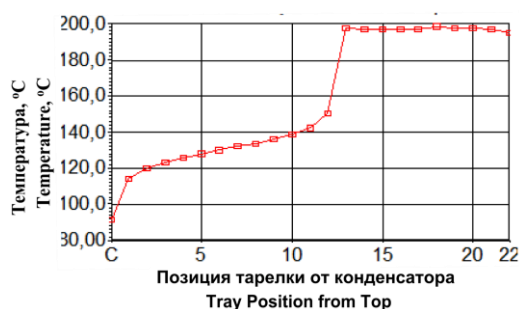
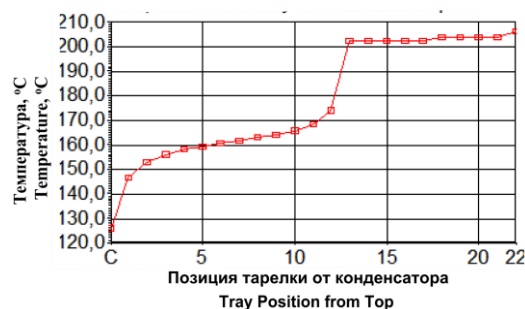


Рисунок 10. ASTM D86 разгонка сырья (a) и частично отбензиненной нефти (b); испаряющий агент – рециркулирующая керосиновая фракция

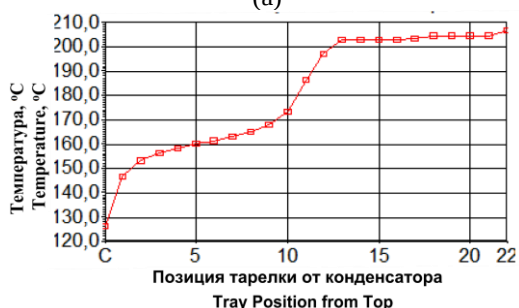
Figure 10. ASTM D86 dispersal of raw materials (a) and partially distilled oil (b); evaporating agent – recirculating kerosene fraction



(a)



(b)



(c)

Рисунок 11. Температурный профиль колонны К-1 при использовании водяного пара (a), керосиновой фракции основной атмосферной колонны (b) и рециркулирующей керосиновой фракции (c)

Figure 11. Temperature profile of the K-1 column using water vapor (a), kerosene fraction of the main atmospheric column (b) and recirculating kerosene fraction (c)

Заключение

Проведенный вычислительный эксперимент показал, что на колонне К-1 в качестве испаряющего агента вместо водяного пара можно использовать керосиновую фракцию основной атмосферной колонны или циркулирующую керосиновую фракцию самой колонны, при этом имеется возможность регулировать количество

и фракционный состав дистиллята, в частности содержание в нём фракций нк-180 °С. Применение технологической схемы с керосиновой фракцией в качестве испаряющего агента позволит устранить недостатки использования водяного пара, его экономии для других нефтехимических процессов и разгрузить основную атмосферную колонну.

Литература

- Zein S.H., et al. Integrated Preflash Drum Optimisation for Energy Efficiency and Profitability in Crude Distillation Units // *ChemEngineering*. 2026. V. 10. № 1. Art. 7. doi: 10.3390/chemengineering10010007
- Rafeek M., et al. Sustainable Refining: Enhancing Energy Efficiency in Crude Distillation Processes // *Chemical Engineering and Processing – Process Intensification*. 2025. Art. 110326. doi: 10.1016/j.cep.2025.110326
- Al-Mayyahi M.A., Hoadley A.F.A., Rangaiah G.P. Energy optimization of crude oil distillation using different designs of pre-flash drums // *Applied Thermal Engineering*. 2014. V. 73. № 1. P. 1204–1210. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2014.09.024
- Nada R.R., et al. Energy optimization and performance improvement for crude distillation unit using pre-flash system // *Journal of University of Shanghai for Science and Technology*. 2022. V. 24. № 9. P. 14–26.
- 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.
- Hussain M.S., Fares M.N., Taher M.A. Optimization and design of a new column sequencing for crude oil distillation at Basrah refinery // *Open Engineering*. 2024. V. 14. № 1. Art. 20220571.
- Kumar S., Mhetre A.S. Comparative techno-economic evaluation of potential processing schemes for petroleum crude oil distillation // *Results in Engineering*. 2022. V. 14. Art. 100480. doi: 10.1016/j.rineng.2022.100480
- Hussain M.S., Fares M.N., Taher M.A. Optimization and design of a new column sequencing for crude oil distillation at Basrah refinery // *Open Engineering*. 2024. V. 14. № 1. Art. 20220571.
- Kamili 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.
- Yang K., et al. Improving energy saving of crude oil distillation units with optimal operations // *Journal of Cleaner Production*. 2020. V. 263. Art. 121340.
- Kim Y.H. An Energy-Efficient Crude Distillation Unit with a Prefractionator // *Chemical Engineering & Technology*. 2017. V. 40. № 3. P. 588–597.
- Kumar S., Mhetre A.S. Comparative techno-economic evaluation of potential processing schemes for petroleum crude oil distillation // *Results in Engineering*. 2022. V. 14. Art. 100480. doi: 10.1016/j.rineng.2022.100480
- Jumaah A.F., Amooey A.A., Nabavi S.R. Simulation Multi-Objective Particle Swarm Optimization of a Crude Oil Distillation Unit // *Chemical Engineering & Technology*. 2022. V. 46. № 2. P. 270–278. doi: 10.1002/ceat.202200386
- Abdullah A.S., Ayoob H.W. A comprehensive analysis of the simulation, optimization, corrosion and design aspects of crude distillation units // *ITEGAM-JETIA*. 2023. V. 9. № 43. P. 18–22. doi: 10.5935/jetia.v9i43.894
- Чуракова С.К., Богатых К.Ф., Нестеров И.Д. Влияние способа подвода тепла на энергозатраты в процессе частичного отбензинивания нефти // *Актуальные проблемы технических, естественных и гуманитарных наук: материалы Международной научно-технической конференции*. Уфа: Изд-во УГНТУ, 2009. Вып. 4. С. 106.
- Gu W., et al. Energy optimization for a multistage crude oil distillation process // *Chemical Engineering & Technology*. 2015. V. 38. № 7. P. 1243–1253. doi: 10.1002/ceat.201400130
- 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.
- Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа. М.: Химия, 2001. 568 с.
- Сидоров С.А. Исключение подачи водяного пара в процессе первичной перегонки нефти // *Нефтепереработка и нефтехимия*. 1993. № 8. С. 48–51.
- Errico M., Tola G., Mascia M. Energy saving in a crude distillation unit by a preflash implementation // *Applied Thermal Engineering*. 2009. V. 29. № 8–9. P. 1642–1647. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2008.07.011
- Гареев Р.Г. Технология перегонки нефти без применения водяного пара // *Нефтепереработка и нефтехимия*. 1993. № 9. С. 11–14.
- 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. doi: 10.20914/2310-1202-2021-4-252-260
- 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

References

- 1 Zein S.H. et al. Integrated Preflash Drum Optimisation for Energy Efficiency and Profitability in Crude Distillation Units. *ChemEngineering*. 2026. vol. 10. no. 1. article 7. doi: 10.3390/chemengineering10010007.
- 2 Rafeek M. et al. Sustainable Refining: Enhancing Energy Efficiency in Crude Distillation Processes. *Chemical Engineering and Processing – Process Intensification*. 2025. article 110326. doi: 10.1016/j.cep.2025.110326.
- 3 Al-Mayyahi M.A., Hoadley A.F.A., Rangaiah G.P. Energy optimization of crude oil distillation using different designs of pre-flash drums. *Applied Thermal Engineering*. 2014. vol. 73. no. 1. pp. 1204–1210. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2014.09.024.
- 4 Nada R.R. et al. Energy optimization and performance improvement for crude distillation unit using pre-flash system. *Journal of University of Shanghai for Science and Technology*. 2022. vol. 24. no. 9. pp. 14–26.

- 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. vol. 57. no. 30. pp. 9821–9830.
- 6 Hussain M.S., Fares M.N., Taher M.A. Optimization and design of a new column sequencing for crude oil distillation at Basrah refinery. *Open Engineering*. 2024. vol. 14. no. 1. article 20220571. doi: 10.1515/eng-2022-0571.
- 7 Kumar S., Mhetre A.S. Comparative techno-economic evaluation of potential processing schemes for petroleum crude oil distillation. *Results in Engineering*. 2022. vol. 14. article 100480. doi: 10.1016/j.rineng.2022.100480.
- 8 Hussain M.S., Fares M.N., Taher M.A. Optimization and design of a new column sequencing for crude oil distillation at Basrah refinery. *Open Engineering*. 2024. vol. 14. no. 1. article 20220571. doi: 10.1515/eng-2022-0571.
- 9 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.
- 10 Yang K. et al. Improving energy saving of crude oil distillation units with optimal operations. *Journal of Cleaner Production*. 2020. vol. 263. article 121340.
- 11 Kim Y.H. An Energy-Efficient Crude Distillation Unit with a Prefractionator. *Chemical Engineering & Technology*. 2017. vol. 40. no. 3. pp. 588–597.
- 12 Kumar S., Mhetre A.S. Comparative techno-economic evaluation of potential processing schemes for petroleum crude oil distillation. *Results in Engineering*. 2022. vol. 14. article 100480. doi: 10.1016/j.rineng.2022.100480.
- 13 Jumaah A.F., Amooey A.A., Nabavi S.R. Simulation Multi-Objective Particle Swarm Optimization of a Crude Oil Distillation Unit. *Chemical Engineering & Technology*. 2022. vol. 46. no. 2. pp. 270–278. doi: 10.1002/ceat.202200386.
- 14 Abdullah A.S., Ayoob H.W. A comprehensive analysis of the simulation, optimization, corrosion and design aspects of crude distillation units. *ITEGAM-JETIA*. 2023. vol. 9. no. 43. pp. 18–22. doi: 10.5935/jetia.v9i43.894.
- 15 Churakova S.K., Bogatykh K.F., Nesterov I.D. Influence of the heat supply method on energy consumption in the process of partial gasoline removal from oil. In: *Current Problems of Technical, Natural and Humanitarian Sciences: Proceedings of the International Scientific and Technical Conference*. Ufa: USPTU Publishing House, 2009. iss. 4. p. 106. (in Russian).
- 16 Gu W. et al. Energy optimization for a multistage crude oil distillation process. *Chemical Engineering & Technology*. 2015. vol. 38. no. 7. pp. 1243–1253. doi: 10.1002/ceat.201400130.
- 17 Kazantsev A.I., Kozhukhova N.Yu. Ways to improve the efficiency of the gasoline removal column of the crude oil distillation unit. *Young Scientists in Solving Current Problems of Science*. 2020. pp. 142–144. (in Russian).
- 18 Manovyan A.K. Technology of primary processing of oil and natural gas. Moscow: Khimiya, 2001. 568 p. (in Russian).
- 19 Sidorov S.A. Elimination of steam supply in the process of primary oil distillation. *Oil Refining and Petrochemistry*. 1993. no. 8. pp. 48–51. (in Russian).
- 20 Errico M., Tola G., Mascia M. Energy saving in a crude distillation unit by a preflash implementation. *Applied Thermal Engineering*. 2009. vol. 29. no. 8–9. pp. 1642–1647. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2008.07.011.
- 21 Gareev R.G. Technology of oil distillation without the use of steam. *Oil Refining and Petrochemistry*. 1993. no. 9. pp. 11–14. (in Russian).
- 22 Fedkin V.S., Popov S.V., Khabibrakhmanova O.V. Selection of the evaporating agent for the partial gasoline removal column of oil. *Bulletin of VSUET*. 2021. vol. 83. no. 4. pp. 252–260. doi: 10.20914/2310-1202-2021-4-252-260 (in Russian).
- 23 Popov S.V., Pleshakova N.A., Kuts D.I. Replacement of the evaporating agent in the K-1 column of the primary oil refining unit. *Bulletin of VSUET*. 2024. vol. 86. no. 1. pp. 249–257. doi: 10.20914/2310-1202-2024-1-249-257 (in Russian).

Сведения об авторах

Сергей В. Попов к.т.н., доцент, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, 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, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, napleshakova63@ya.ru

Александр С. Елисеев магистрант, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, svpopov2018@ya.ru

Information about authors

Sergey V. Popov Cand. Sci. (Engin.), assistant professor, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, svpopov2018@ya.ru

 <https://orcid.org/0000-0003-0533-9049>

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

Alexander S. Eliseev undergraduate, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, svpopov2018@ya.ru

Вклад авторов

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

Contribution

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

Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

Conflict of interest

The authors declare no conflict of interest.

Поступила 05/04/2026	После редакции 27/04/2026	Принята в печать 15/05/2026
Received 05/04/2026	Accepted in revised 27/04/2026	Accepted 15/05/2026