ISSN 2410-6593 (Print), ISSN 2686-7575 (Online)
https://doi.org/10.32362/2410-6593-2020-15-1-37-45
УДК 665.662.37

CC BY

Совершенствование технологии получения высоковязких масел с помощью эффективного перераспределения энергетических ресурсов

С.С. Родин[@], Ю.Л. Зотов, В.Ю. Морошкин, Е.А. Федянов, Е.В. Шишкин

Волгоградский государственный технический университет, Волгоград, 400005 Россия
[@]Автор для переписки, e-mail: rodin.s2012@yandex.ru

Цели. *Производство высоковязких масел, как и совершенствование технологии их получения, является перспективным направлением нефтепереработки. Способы выделения масляных фракций из нефти экстракционными методами характеризуются малоэффективным использованием энергоресурсов и, как следствие, удорожанием процесса, а также относительно большим количеством выбросов, негативно влияющих на окружающую среду. Так, в процессе типа Дуосол используется большое количество природного газа, применяемого в печах на блоках регенерации селективных растворителей, избыточную теплоту которого возможно рекуперировать, а на установках депарафинизации масел используется водяной пар, конденсат которого может быть загрязнен нефтепродуктом или кетон-ароматическим растворителем. Цель данной работы заключалась в поиске путей повышения эффективности технологии получения высоковязких масел с точки зрения энергоэффективности и экологической безопасности, а также в доказательстве целесообразности вариантов улучшения установок масляного производства расчетными методами.*

Методы. *Количество тепла, необходимое для технологических операций, осуществляемых на установках получения высоковязких масел, определяли тепловым расчетом. Этот расчет был проведен на основании данных, полученных на промышленном аналоге; на основании эмпирических зависимостей, а также литературных справочных данных. Общепринятыми способами рассчитаны величины теплоемкостей и тепловых потоков установок селективной очистки Дуосол и депарафинизации. В основу тепловых расчетов положен принцип рекуперации тепла.*

Результаты. *На блоке регенерации растворителя установки Дуосол выявлен избыточный нагрев куба одной из ректификационных колонн, приводящий к перерасходу тепла. Это может приводить к загрязнению низкокипящего компонента перегонки (пропана) водой, которая является одним из компонентов кубовой смеси. Расчет показал, что для решения этой проблемы целесообразно разделение печи на две камеры и понижение температуры в кубе колонны. На блоке подготовки сырья установки депарафинизации используется водяной пар. Установлено, что количество тепла, уносимого дымовыми газами печей установки Дуосол, достаточно для обеспечения теплом блока подготовки сырья установки депарафинизации масел при полном исключении водяного пара из данной операции.*

Выводы. *Совершенствование технологии на установках Дуосол и депарафинизации, являющихся частью процесса получения высоковязких масел на нефтеперерабатывающих заводах, возможно путем эффективного перераспределения энергоресурсов.*

Ключевые слова: *Дуосол, базовые масла, энергоносители, депарафинизация, регенерация растворителя, водяной пар, дымовые газы, оптимизация производства.*

Для цитирования: Родин С.С., Зотов Ю.Л., Морошкин В.Ю., Федянов Е.А., Шишкин Е.В. Совершенствование технологии получения высоковязких масел с помощью эффективного перераспределения энергетических ресурсов. *Тонкие химические технологии.* 2020;15(1):37-45. https://doi.org/10.32362/2410-6593-2020-15-1-37-45

Improvement of high-viscosity oil production technology via the effective redistribution of energy resources

Sergey S. Rodin[@], Yuri L. Zotov, Vladimir Yu. Moroshkin, Evgeny A. Fedyanov, Evgeny V. Shishkin

Volgograd State Technical University, Volgograd, 400005 Russia
[@]Corresponding author, e-mail: rodin.s2012@yandex.ru

Objectives. *The synthesis of high-viscosity oils is a fundamental aspect of oil refinement and contributes toward improvements in their production technologies. However, current methods of oil extraction are characterized by the inefficient use of energy resources. Therefore, refinement costs continue to increase. Furthermore, high production emissions affect the environment. For example, the Duosol-type process uses a large quantity of gas used in solvent recovery units in existing furnaces, and excess heat is wasted. Additionally, oil dewaxing plants use water steam, whose condensate can be contaminated with petroleum products or ketone-aromatic solvents. The purpose of this study was to identify ways of improving the efficiency of high-viscosity oil production technologies for energy efficiency and environmental safety as well as prove the feasibility of computational methods of oil production plants' improvement.*

Methods. *The heat quantity required for high-viscosity oil production is calculated using a thermal equation and data obtained from industrial equivalents, empirical dependencies, and reference data. The heat capacities and heat quantities of Duosol and dewaxing plants are calculated using conventional methods based on the heat recovery principle.*

Results. *At the solvent regeneration unit of a Duosol plant, excessive heating of the cube in one of the distillation columns was measured, leading to excessive heat consumption. This may result in contamination of the low boiling distillation component with water—one of the still bottom mixture components. Calculations show that the furnace should be divided into two chambers to lower the temperature of the column cube to help solve this problem. Water steam is currently used in the raw material preparation unit of the dewaxing plant. It has been found, however, that the quantity of heat carried away by the flue gases of the furnaces is sufficient to heat the raw material preparation unit of the oil dewaxing plant if water steam is completely excluded from this operation.*

Conclusions. *Technology improvement at Duosol and dewaxing plants, which are part of the process of obtaining high-viscosity oils at refineries, is possible through the effective redistribution of energy resources.*

Keywords: *Duosol, base oils, energy carriers, dewaxing, solvent regeneration, water steam, flue gases, production optimization.*

For citation: Rodin S.S., Zotov Yu.L., Moroshkin V.Yu., Fedyanov E.A., Shishkin E.V. Improvement of high-viscosity oil production technology via the effective redistribution of energy resources. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2020;15(1):37-45 (in Russ.). https://doi.org/10.32362/2410-6593-2020-15-1-37-45

ВВЕДЕНИЕ

Нефтеперерабатывающие заводы, являясь производителями энергоносителей, сами являются крупными потребителями энергоресурсов. В настоящее время одним из основных направлений повышения эффективности нефтеперерабатывающих заводов как в России, так и за рубежом является более эффективное использование энергоресурсов [1]. Современной тенденцией в нефтепереработке является отказ от водяного пара в качестве тепло- и энергоносителя там, где это возможно [2]. Это связано с ужесточением экологических норм по выбросам и стокам – неизбежным отходам нефтепереработки. Производство

высоковязких масел является крупным потребителем энергоресусов, что делает актуальной оптимизацию энергопотребления в этой сфере.

Высоковязкое масло представляет собой смесь базового масла, получаемого в процессе перегонки нефти и очистки масляной фракции, и присадок, создающих и улучшающих те или иные свойства готового продукта. Несмотря на постоянно расширяющийся рынок присадок для производства смазочных материалов [3], существуют и негативные аспекты использования подобных добавок к нефтепродуктам [4], поэтому улучшение технологии получения базовых масел является перспективной задачей.

Технология производства моторных, авиационных, цилиндровых, компрессорных, трансмиссионных и других видов масел представляет совокупность последовательных физических процессов выделения (основанных на процессе экстракции) из нефтяных фракций углеводородов, обладающих высокими индексами вязкости, улучшенными низкотемпературными свойствами и низкой коксуемостью. После вакуумной перегонки мазутов дистиллятные фракции проходят процессы селективной очистки и депарафинизации, а остаточные (гудрон) – процесс деасфальтизации, селективной очистки и депарафинизации.

Процесс Дуосол – комбинированный процесс выделения экстракцией из гудронов масляных фракций, которые после прохождения низкотемпературной сольвентной депарафинизации являются основой высоковязких (например, МС-20) и изоляционных (например, КМ-22) масел. Процесс Дуосол основан на использовании двух взаимно нерастворимых селективных растворителей, один из которых избирательно растворяет желательные компоненты сырья, а другой – нежелательные. Одним из растворителей в процессе Дуосол является пропан, обладающий деасфальтизирующими свойствами, а другим растворителем – смесь фенола и крезола, называемая Селекто. Таким образом, в процессе Дуосол сочетаются процессы деасфальтизации и селективной очистки, в результате чего получают рафинат (целевой продукт) и смесь экстракта и асфальта (побочный продукт) [5].

МАТЕРИАЛЫ И МЕТОДЫ

Регенерацию растворителей из рафинатных и экстрактных растворов проводят последовательно в ректификационных колоннах. Процесс регенерации пропана из экстрактного раствора установки типа Дуосол проводится по технологической схеме, приведенной на рис. 1.

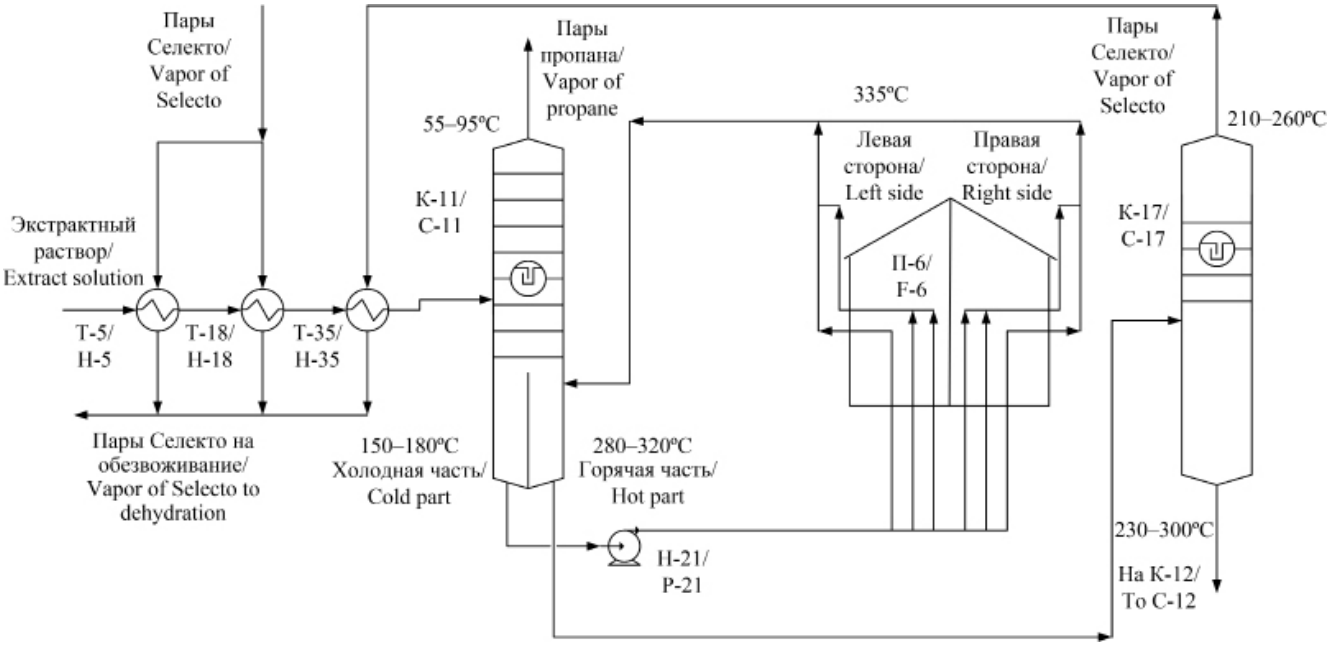

Рис. 1. Существующая схема регенерации пропана:
Т-5, Т-18, Т-35 – теплообменники; К-11, К-17 – ректификационные колонны;
П-6 – печь; Н-21 – насос.
Fig. 1. Existing scheme of propane regeneration:
H-5, H-18, H-35 – heat exchangers; C-11, C-17 – packed columns;
F-6 – furnace; P-21 – pump.

Экстрактный раствор смешивается с раствором асфальта, проходит последовательно через теплообменники Т-5, Т-18 и Т-35 и поступает в колонну К-11. Колонна К-11 предназначена для дистилляции основной части пропана, содержащегося в экстрактном растворе. Внизу колонны К-11 установлена вертикальная перегородка, с одной стороны которой находится всасывающий трубопровод (холодная часть), с другой – переток в колонну К-17 (горячая часть). Пары Селекто из колонны К-17 через теплообменник Т-35 отправляются на обезвоживание, а кубовый продукт направляется в колонну К-12 (на рисунке не показана) и далее по процессу.

Тепло, необходимое для выпаривания пропана, вносится путем циркуляции экстрактного раствора, который поступает в нижнюю часть колонны К-11 через П-6. Из холодной части низа колонны К-11 экстрактный раствор забирается насосом Н-21 и прокачивается шестью потоками через печь П-6, нагревается до 280–320 °С.

Экстрактный раствор из низа колонны К-11 за счёт разности давлений поступает в колонну К-17, где происходит дистилляция Селекто за счёт избыточного тепла экстрактного раствора, поступающего из колонны К-11. Дополнительный подвод тепла в колонну не предусмотрен.

Вместе с экстрактным раствором в колонну К-11 поступает некоторое количество растворенной воды, которая накапливается на тарелках колонны. Поскольку температура верха колонны ниже, чем требуется для вывода воды в паровой фазе (55–95 °С), а температура куба выше той, при которой обеспечивается вывод воды в жидкой фазе, периодически происходит «выброс» воды через верх колонны вместе с нефтепродуктом, при этом происходит загрязнение пропана асфальтом.

Анализ технологической схемы блока регенерации растворителей процесса Дуосол, а также методов повышения эффективности работы ректификационных колонн на нефтеперерабатывающих заводах [6, 7] позволил нам предложить снижение температуры куба колонны К-11 до температуры, необходимой для выделения пропана из экстрактного раствора и для обеспечения возможности вывода воды вместе с экстрактным раствором, одновременно организовав подогрев потока экстрактного раствора перед колонной К-17. Для этого предлагается разделить печь П-6 на две части. Одну часть нужно использовать для подогрева колонны К-11, а другую − для подогрева потока экстрактного раствора из К-11 в К-17.

Расчет температуры, необходимой для регенерации основной части пропана из экстрактного раствора, сводится к определению количества тепла, необходимого для перевода пропана в газообразное состояние при заданном давлении (1.9 МПа). Известно [8], что температура насыщения пропана при давлении 1.9 МПа равна 50 °С, а теплота испарения пропана составляет 514.96 кДж/кг [9]. Состав экстрактного раствора (экстракт + растворитель) на 100 массовых частей (процентов) сырья (гудрона), направляемого на регенерацию растворителей, известен по данным производственного аналога [5]. Состав в пересчете на 100 массовых частей раствора экстракта приведен в табл. 1.

Согласно данным табл. 1, в одной тонне раствора экстракта содержится в среднем 21% или 210 кг пропана, а для перевода пропана в газообразное состояние (регенерации из раствора) требуется 108141.6 кДж (при удельной теплоте испарения пропана 514.96 кДж/кг). С учетом величин теплоемкостей компонентов [10] экстрактного раствора и их содержания в смеси теплоемкость раствора экстракта составит величину $c_р$ = 2.57 кДж/(°С×кг).

Рассчитаем температуру, необходимую для испарения пропана:

$$T = \frac{Q}{c_р \times G}, \quad (1)$$

где Q – количество теплоты, необходимое для испарения 210 кг пропана при давлении 1.9 МПа;

Таблица 1. Состав раствора экстракта
Table 1. Components of the extract solution

Компонент раствора Component of the solution	Количество на 100 масс. ч. гудрона, масс. % Quantity per 100 mass parts of tar, mass %	Количество на 100 масс. ч. раствора экстракта, масс. % Quantity per 100 mass parts of extract solution, mass %	Масса в 1 т сырья, кг Mass per 1 ton of raw materials, kg
Экстракт Extract	41	10	100
Пропан Propane	86	21	210
Фенол : крезол = 1:1 Phenol : cresol = 1:1	277	69	690
Итого Total	404	100	1000

T – температура испарения пропана из раствора экстракта, °С; c_p – средняя теплоемкость раствора экстракта, кДж/(°С×кг); G – среднее содержание пропана в растворе экстракта, G = 210 кг.

Рассчитанная минимальная температура регенерации пропана из раствора экстракта составляет 201.16 °С при давлении 1.9 МПа.

Таким образом, нагрев куба колонны К-11 до температур 280–320 °С значительно превышает необходимую температуру, и дистилляцию основной части пропана можно провести при меньшей температуре. Уменьшение температуры куба колонны К-11 позволит обеспечить возможность вывода воды вместе с экстрактным раствором и одновременно организовать подогрев потока экстрактного раствора перед колонной К-17. Для этого можно разделить поток от насоса Н-21 перед печью П-6 (в К-11 надо убрать перегородку в кубе) и разделить печь П-6 на две части. Одну часть использовать для подогрева куба колонны К-11, а другую часть использовать для подогрева потока экстрактного раствора, направляемого в К-17. Один поток направить назад в К-11, другой – в К-17. Предлагаемая схема разделения потоков показана на рис. 2.

Предлагаемая схема позволяет устранить «выброс» воды в колонне К-11 и, тем самым, понизить вероятность загрязнения паров пропана экстрактом, уменьшить коррозию колонны К-11 и ее коммуникаций, снизить вероятность крекинга асфальтенов за счет снижения времени их пребывания в зоне высоких температур. Также уменьшение температуры дает возможность уменьшить расход топлива (природного газа) при сжигании в печах и, следовательно, частично снизить затраты на энергоресурсы.

Анализируя производство высоковязких масел, мы также обратили внимание на то, что регенерация парных растворителей на установках Дуосол (пропана и фенол-крезольной смеси) проводится в ректификационных колоннах за счет теплоты дымовых газов, получаемых при сгорании газообразного топлива в печах, а на типовых установках сольвентной депарафинизации для предварительного подогрева сырья (80 °С) используется водяной пар.

Дымовые газы печей процесса Дуосол направляются в дымовую трубу с температурой на выходе из дымовой трубы до 350 °С. В среднем температура находится в диапазоне 250–260 °С. При условии, что каждый час в печах в среднем сжигается от 60 до 100 м^3/ч природного газа на 1 т переработки, возможна рекуперация этого количества тепла.

Водяной пар на установках депарафинизации используется как рабочее тело в эжекторах для колонн регенерации растворителя из готовых продуктов процесса, а также для предварительного подогрева

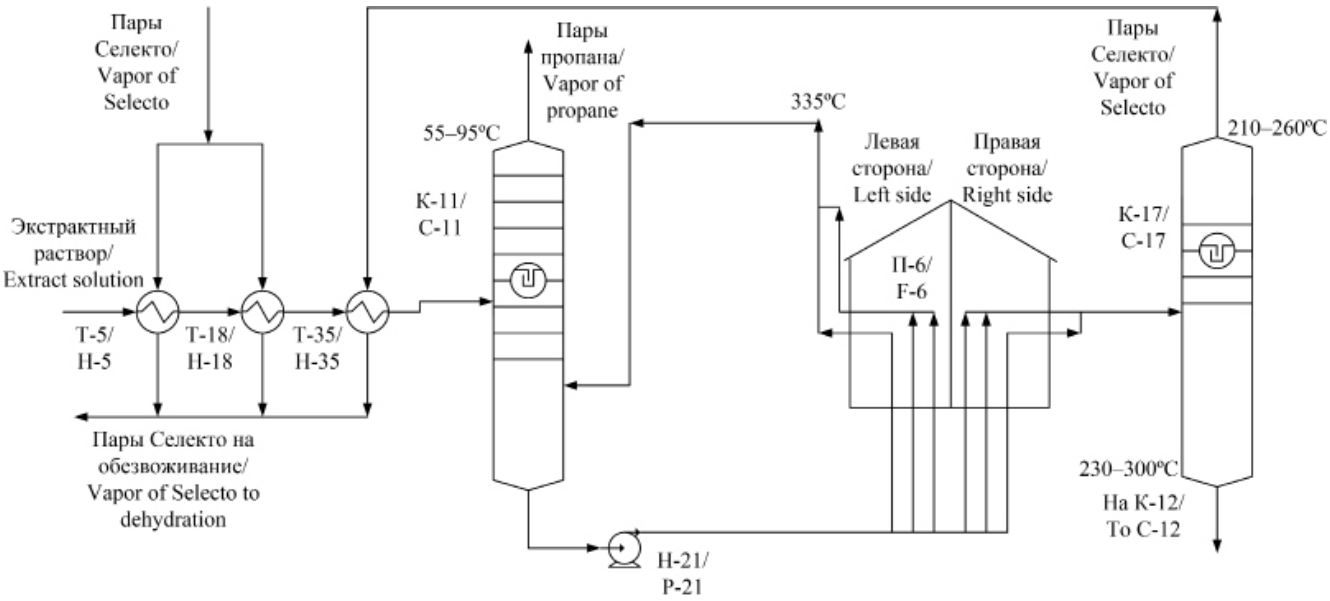

Рис. 2. Предлагаемая схема регенерации пропана:
Т-5, Т-18, Т-35 – теплообменники; К-11, К-17 – ректификационные колонны;
П-6 – печь; Н-21 – насос.
Fig. 2. Proposed scheme of propane regeneration:
H-5, H-18, H-35 – heat exchangers; C-11, C-17 – packed columns;
F-6 – furnace; P-21 – pump.

сырья. Это необходимо для достижения истинности раствора масла, из которого будут в дальнейшем выделяться чистые кристаллы парафина.

В последние годы наблюдаются тенденции в отказе от водяного пара в качестве рабочего тела вакуумных установок или теплоносителя на нефтеперерабатывающих заводах из-за возможности образования загрязненных стоков. Например, существует эффективный способ [11] регенерации растворителя в среде азота. Поэтому полный отказ от водяного пара на стадии предварительного подогрева сырья при условии замены его на эффективный и экономичный энергоноситель представляет практический интерес.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Мы рассмотрели возможность перераспределения энергоресуров при производстве масляных нефтепродуктов на установках Дуосол и депарафинизации, так как на нефтеперерабатывающих заводах они зачастую находятся рядом, и технологические трубопроводы от печей к теплообменникам возможно разместить рационально. Использование тепла отходящих дымовых газов печей Дуосол позволит сэкономить на водяном паре, а дымовые газы с пониженной температурой будут меньше влиять на окружающую среду.

Предлагается перераспределение энергоресурсов, которое может быть реализовано на нефтеперерабатывающих предприятиях, где установки Дуосол и депарафинизации находятся по соседству.

В ходе процесса Дуосол экстракцией парными растворителями выделяют рафинат, который в дальнейшем подвергается сольвентной низкотемпературной депарафинизации в кетон-ароматическом растворителе, и экстракт – сырье для производства окисленного битума. Известно [12], что, прежде чем покинуть установку, основной (рафинат) и побочный (экстракт) продукты процесса Дуосол подвергаются регенерации растворителя за счет теплоты дымовых газов, получаемых при сгорании газообразного топлива в печах.

Для того, чтобы доказать целесообразность использования тепла дымовых газов, проведен тепловой расчет, в результате которого определено количество тепла, которое требуется для нагрева депарафинизируемого сырья. В расчете использованы исходные данные материального баланса установки Дуосол. Согласно балансу, на одну часть гудрона (сырья установки Дуосол) приходится 3.36 частей пропана и 3.52 части растворителя Селекто, причем соотношение фенола и крезола в нем равняется 1 : 1.04, или 49 и 51% соответственно.

Также известно [13], что теплоты испарения пропана, фенола и трикрезола (компонентов растворителя Селекто) равны, соответственно, 431 800, 446 200 и 438 800 кДж/т. С учетом этого рассчитаем (табл. 2) количество тепла, необходимое для регенерации парных растворителей с удельной производительностью 1 т сырья в час (100 масс. %). Здесь и далее расчеты проводятся для этой удельной производительности.

Обычно в печах установок нефтеперерабатывающих заводов используется газ своего производства или природный газ из газопроводов. Помимо метана, топливные газы содержат некоторое количество этана (до 0.7%), пропана (до 0.1%), бутана (до 0.1%), азота (до 2.8%), «кислые» газы CO_2 (до 0.2%) и следы соединений серы, поэтому при расчете учтен состав энергоносителя (это повлияет на удельную теплоту сгорания, которая составит 35.13 МДж/м^3 [14]) и соединения, которые могут вызвать коррозию теплообменного оборудования.

При использовании принятого для расчета природного газа его удельный расход составит 84.56 м^3/($т_{сырья}$×ч), что подтверждается расходами на типовых установках Дуосол нефтеперерабатывающих заводов.

Объем $V_{ПС}$ продуктов сгорания 1 м^3 природного газа заданного состава и объемную теплоемкость этих продуктов получим общепринятыми способами [15]. При горении в печах на типовых установках Дуосол из 1 м^3 природного газа получается 10.85 м^3 продуктов сгорания. Теплоемкость дымовых газов на

Таблица 2. Количество теплоты, необходимое для регенерации растворителя на установке процесса Дуосол
Table 2. Amount of heat required for solvent regeneration in the Duosol process

Растворитель Solvent		**масс. %, (т/$т_{сырья}$) mass %, (ton/$ton_{raw\ materials}$)**		**Количество теплоты, кДж/$т_{сырья}$ Amount of heat, kJ/$ton_{raw\ materials}$**	
Пропан Propane		336 (3.36)		1 450 848	
Селекто, из них: Selecto, of them:	Фенол Phenol	352 (3.52)	172 (1.72)	1 519 936	742 696
	Крезол Cresol		180 (1.80)		777 240
Итого Total		788 (7.88)		2 970 784	

выходе из трубы печей процесса Дуосол и, соответственно, на входе в теплообменник будет при температуре $t_{вх}$ = 260 °С равна 1.4191 кДж/(м^3×К).

На выходе из теплообменника при допустимой температуре 170 °С теплоемкость дымовых газов $c'_р$ = 1.4037 кДж/(м^3×К). Допустимое значение температуры на выходе из теплообменника выбрано таким, чтобы не допускать конденсации паров воды и, тем самым, избежать образования коррозионно-активных соединений, приводящих к износу оборудования.

Тепло $Q_{ПС}$, которое можно отобрать у отходящих дымовых газов установки Дуосол в теплообменнике установки депарафинизации, находим по разности энтальпий на входе и выходе теплообменника:

$$Q_{пс} = H_{вх} - H_{вых}. \quad (2)$$

В расчете на 1 т сырья энтальпия дымовых газов на входе в теплообменник при температуре 260 °С:

$$H_{вх} = c'_р \times t_{вх} \times V_{пс} \times V_{газа} = 1.419 \times 260 \times 10.85 \times \times 84.56 = 351\,690 \text{ кДж/т}_{сырья}.$$

На выходе из теплообменника при температуре 170 °С:

$$H_{вых} = c'_р \times t_{вых} \times V_{пс} \times V_{газа} = 1.4037 \times 170 \times 10.85 \times \times 84.56 = 224\,320 \text{ кДж/т}_{сырья}.$$

Тогда тепло $Q_{ПС}$, отдаваемое в теплообменнике дымовыми газами, составит в расчете на 1 т сырья 127 369 кДж/т$_{сырья}$.

Известно [14], что на установках депарафинизации для подготовки сырья используется мятый пар (130 °С, 0.3 МПа). Для нагрева масла (рафината процесса Дуосол и сырья установки депарафинизации) требуется количество теплоты, которое можно вычислить по формуле Крэга:

$$H_ж = \frac{1}{\sqrt{d_{15}^{15}}} \times (0.0015 \times T^2 + 0.762 \times T - 334.25), \quad (3)$$

где $H_ж$ – энтальпия жидкого нефтепродукта, кДж/кг; d_{15}^{15} – относительная плотность депарафинизируемого нефтепродукта; T – температура, К.

В данном случае относительная плотность депарафинизируемого нефтепродукта равна 0.840, а температура нагрева 80 °С, т.е. 353 К. Исходя из этого, количество теплоты $Q_{нагр}$, требуемое для нагрева депарафинизируемого сырья от 20 до 80 °С, будет составлять 122 650 кДж/т$_{сырья}$.

Как видно из расчета, тепло, которое можно отвести от дымовых газов (отходящих с температурой 260 °С) печи процесса Дуосол, обеспечивает потребности в тепле для нагрева на установках депарафинизации для подготовки сырья: $Q_{ПС} > Q_{нагр}$.

С учетом свойств отходящих дымовых газов процесса Дуосол как теплоносителя предлагается использовать одноходовой противоточный кожухотрубный теплообменник. В этом теплообменнике для нагреваемой среды, а именно рафинатов селективной очистки или рафинатов процесса Дуосол, следует использовать межтрубное пространство.

Рассчитать поверхность F теплообмена, которая необходима для нагрева сырья депарафинизации, можно по формуле

$$F = \frac{Q_{нагр}}{\Delta t_m \times K_Т}, \quad (4)$$

где Δt_m средний температурный напор в теплообменном аппарате; $K_Т$ – средний по поверхности теплообмена коэффициент теплопередачи.

При среднем температурном напоре Δt_m = 220 °С и коэффициенте теплопередачи от газа к органической жидкости $K_Т$ = 70 Вт/(м^2×К) необходимая поверхность теплообмена в расчете к удельной производительности 1 т сырья в час равна 8.27 м^2.

ВЫВОДЫ

1. Для исключения загрязнения пропана парами воды и уменьшения вероятности загрязнения его паров экстрактным раствором предложено разделить на две камеры печь на блоке регенерации пропана на установке Дуосол.

2. Теплота дымовых газов, отходящих из печей процесса Дуосол с температурой 260 °С и выше, достаточна для того, чтобы предварительно нагреть сырье установки депарафинизации.

3. Для установок Дуосол показана возможность эффективно перераспределить энергоресурсы установок масляного производства, частично (или, в случае использования регенерации растворителя в среде азота, полностью) исключив водяной пар и, как следствие, загрязненные стоки на установках депарафинизации масел.

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.
The authors declare no conflicts of interest.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Доброва А.А., Ильчибаева А.К., Хидиятуллин А.С., Харицкий Д.К., Антипин О.С., Хафизова С.Р., Руднев Н.А. Анализ и оптимизация работы теплообменного оборудования установок атмосферно-вакуумной перегонки нефти. *НефтеГазоХимия.* 2017;1:40-46.
https://doi.org/10.24411/2310-8266-2017-00006

2. Щербакова А.А., Дюсембаева А.А. Модернизация блока регенерации растворителя установки депарафинизации масел. *Вестник ОмГУ.* 2018;23(4):98-102.
https://doi.org/10.25513/1812-3996.2018.23(4).98-102

3. Колчина Г.Ю., Тухватуллин Р.Ф., Бабаев Э.Р., Мовсумзаде Э.М. Пространственно-затрудненные фенолы как антиокислительные, антикоррозионные и антимикробные присадки к минеральным смазочным маслам. *НефтеГазоХимия.* 2017;1:10-13.
https://doi.org/10.24411/2310-8266-2017-00001

4. Вафаев О.Ш., Соттикулов Э.С., Таджиходжаев З.А., Юлдашев Н.Х., Джалилов А.Т. Влияния депрессорной присадки на качественные показатели дизельного топлива. *Universum: технические науки.* 2018;9(54). URL: http://7universum.com/ru/tech/archive/item/6357

5. Капустин В.М., Тонконогов Б.П., Фукс И.Т. *Технология переработки нефти. Часть 3. Производство нефтяных смазочных материалов. Учебное пособие.* М.: Химия; 2014. 328 с.

6. Поляков К.М., Носенко В.Н. Влияние различных видов питания ректификационных колонн на энергопотребление установки первичной переработки нефти. *Вестник ОмГУ.* 2018;23(1):53-59.
https://doi.org/10.25513/1812-3996.2018.23(1).53-59

7. Ермолаева В.А., Николаева Д.М., Столетовых Н.Г. Математическое моделирование ректификации многокомпонентной смеси. *Международный журнал гуманитарных и естественных наук.* 2019;2-2:35-39.
https://doi.org/10.24411/2500-1000-2019-10567

8. Соколов. Б.А. *Нефть.* Соколов В.А. (ред.). М.: Недра; 1970. 384 с.

9. Тиличеев М.Д. (ред.). Физико-химические свойства индивидуальных углеводородов. Выпуск 4. М.: Москва - Ленинград: Государственное научно-техническое издательство нефтяной и топливной аппаратуры, 1953. 438 с.

10. Мищенко К.П., Равдель А.А. (ред.). Краткий справочник физико-химических величин. Л.: Химия; 1974 г. 200 с.

11. Яковлев С.И., Керм Л.Я. *Способ регенерации растворителя в процессах депарафинизации и обезмасливания.* Патент 2532 808. Российская Федерация: МПК C10G 21/06 C10G 21/28 C10G 73/06; заявитель и патентообладатель ООО «ВОКСТЭК»; заявл. 20.08.2013; опубл. 10.11.2014. URL:
https://patents.google.com/patent/RU2700701C1/ru

12. Lide D.R. (Ed.). *CRC Handbook of Chemistry and Physics.* 90th edition. CRC Press; Taylor and Francis, 2009. 2828 p.

13. Голомшток Л.И., Халдей К.З. *Снижение потребления энергии в процессах переработки нефти.* М.: Химия; 1990. 144 с. ISBN: 5-7245-0532-0 (Экономия топлива и электроэнергии).

14. Азнабаев Ш.Т., Нигматуллин В.Р., Нигматуллин И.Р. Избирательные растворители и хладагенты в переработке нефти: Справочное пособие. Ольков П.Л. (ред.). Уфа: Изд-во УГНТУ; 2000. 85 с.

REFERENCES

1. Dobrova A.A., Ilchibaeva A.K., Hidiyatullin A.S., Haritsky D.K., Antipin O.S., Khafizova S.R., Rudnev N.A. Analysis and optimization of heat transfer equipment of atmospheric and vacuum distillation of oil refining. *Neftegazokhimiya.* 2017;1:40-46 (in Russ.).
https://doi.org/10.24411/2310-8266-2017-00006

2. Shcherbakov A.A., Dyusembaeva A.A. Modernization of regeneration solution of solvent of deparafinization plant of oils. *Herald of Omsk University.* 2018;23(4):98-102 (in Russ.).
https://doi.org/10.25513/1812-3996.2018.23(4).98-102

3. Kolchina G.Yu., Tukhvatullin R.F., Babaev E.R., Movsumzade E.M. Sterically hindered phenols as antioxidant, anticorrosion and antimicrobial additives to mineral lubricating oils. *Neftegazokhimiya.* 2017;1:10-13 (in Russ.).
https://doi.org/10.24411/2310-8266-2017-00001

4. Vafayev O.Sh., Sottikulov E.S., Tajihodzhayev Z.A., Yuldashev N.H., Jalilov A.T. Influence of a pour-point depressant additive on qualitative indicators of diesel fuel. *Universum: Technical Sciences.* 2018;9(54) (in Russ.). Available from: http://7universum.com/ru/tech/archive/item/6357

5. Kapustin V.M., Tonkonogov B.P., Fuks I.T. *Tekhnologiya pererabotki nefti. Chast' 3. Proizvodstvo neftyanykh smazochnykh materialov. Uchebnoe posobie* (Oil refining technology. Part 3. Production of petroleum lubricants. Textbook). Moscow: Khimiya; 2014. 328 p. (in Russ.).

6. Polyakov K.M., Nosenko V.N. Influence of various feeds of distillation columns to energy consumption of the crude oil distillation unit. *Herald of Omsk University.* 2018;23(1):53-59 (in Russ.).
https://doi.org/10.25513/1812-3996.2018.23(1).53-59

7. Ermolaeva V.A., Nikolaeva D.M., Stoletovykh N.G. Mathematical modeling of rectification of multicomponent mix. *International Journal of Humanities and Natural Sciences.* 2019;2-2:35-39 (in Russ.).
https://doi.org/10.24411/2500-1000-2019-10567

8. Sokolov B.A. *Neft*' (Oil). Sokolov V.A. (Ed.). Moscow: Nedra; 1970. 384 p. (in Russ.).

9. Tilicheev M.D. (Ed.). *Fiziko-khimicheskie svoistva individual'nykh uglevodorodov. Vypusk 4.* (Physical and chemical properties of individual hydrocarbons. Issue 4). Moscow-Leningrad: Gosudarstvennoe nauchno-tekhnicheskoe izdatel'stvo neftyanoi i gorno-toplivnoi literatury; 1953. 438 p. (in Russ.).

10. Mishchenko K.P., Ravdel' A.A. (eds.). *Kratkii spravochnik fiziko-khimicheskikh velichin* (Quick reference of physical and chemical quantities). Leningrad: Khimiya; 1974. 200 p. (in Russ.).

11. Yakovlev S.I., Kerm L.J. *Sposob regeneratsii rastvoritelya v protsessakh deparafinizatsii i obezmaslivaniya* (Method of solvent regeneration in dewaxing and deoiling processes). Pat. 2 532 808. Russian Federation: IPC C10G 21/06 C10G 21/28 C10G 73/06; applicant and patentee of the "VOKSTEK" LLC; Appl. 20.08.2013; publ. 10.11.2014 (in Russ.). Available from:
https://patents.google.com/patent/RU2700701C1/ru

12. Lide D.R. (Ed.). CRC *Handbook of Chemistry and Physics.* 90th edition. CRC Press; Taylor and Francis, 2009. 2828 p.

13. Golomshtok L.I., Haldej K.Z. *Snizhenie potrebleniya energii v protsessakh pererabotki nefti* (Reduction of energy consumption in oil refining processes). Moscow: Khimiya; 1990. 144 p. ISBN: 5-7245-0532-0 (Fuel and energy savings) (in Russ.).

15. Кульчицкий А.Р. Топлива для энергоустановок. Расчет термохимических показателей: учеб. пособие. Кульчицкий А.Р. (ред.). Владимир: Изд-во Владимирского государственного университета, 2009. 100 с.

14. Aznabaev Sh.T., Nigmatullin V.R., Nigmatullin I.R. *Izbiratel'nye rastvoriteli i khladagenty v pererabotke nefti: Spravochnoe posobie* (Selective solvents and refrigerants in oil refining: a reference guide). Olkov P.L. (Ed.). Ufa: UGNTU; 2000. 85 p. (in Russ.).

15. Kulchitskii A.R. *Topliva dlya energoustanovok. Raschet termokhimicheskikh pokazatelei: ucheb. posobie* (Fuel for power plants. Calculation of thermochemical parameters: Textbook). Kulchitskii A.R. (Ed.). Vladimir: Izdatel'stvo Vladimirskogo gosudarstvennogo universiteta; 2009. 100 p. (in Russ.).

Об авторах:

Родин Сергей Сергеевич, магистрант программы подготовки «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов» кафедры «Технология органического и нефтехимического синтеза» Волгоградского государственного технического университета (Россия, 400005, г. Волгоград, проспект им. В.И. Ленина, д. 28). E-mail: rodin.s2012@yandex.ru. http://orcid.org/0000-0001-8683-6519

Зотов Юрий Львович, доктор химических наук, профессор кафедры «Технология органического и нефтехимического синтеза» Волгоградского государственного технического университета (Россия, 400005, г. Волгоград, проспект им. В.И. Ленина, д. 28). E-mail: ylzotov@mail.ru. Scopus Author ID 7003371961, http://orcid.org/0000-0001-6301-0570

Морошкин Владимир Юрьевич, ведущий специалист отдела технического надзора ООО «ЛУКОЙЛ-Волгограднефтепереработка» (Россия, 400029, г. Волгоград, ул. 40 лет ВЛКСМ, 55). E-mail: vmoros@yandex.ru. http://orcid.org/0000-0002-7206-2580

Федянов Евгений Алексеевич, доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой «Теплотехника и гидравлика» Волгоградского государственного технического университета (Россия, 400005, г. Волгоград, проспект им. В.И. Ленина, д. 28). E-mail: fedyanov@vstu.ru. Scopus Author ID 6507068214, Researcher ID Q-7217-2017, http://orcid.org/0000-0001-8718-8808

Шишкин Евгений Вениаминович, доктор химических наук, профессор кафедры «Технология органического и нефтехимического синтеза», декан химико-технологического факультета Волгоградского государственного технического университета (Россия, 400005, г. Волгоград, проспект им. В.И. Ленина, д. 28). E-mail: shishkin@vstu.ru. Scopus Author ID 7004314557, http://orcid.org/0000-0002-2994-422X

About the authors:

Sergey S. Rodin, Master Student, Chemical Technology of Natural and Carbon Materials Program, Department of Technology of Organic and Petrochemical Synthesis, Volgograd State Technical University (28, Lenina pr., Volgograd, 400005 Russia). E-mail: rodin.s2012@yandex.ru. http://orcid.org/0000-0001-8683-6519

Yuri L. Zotov, Dr. of Sci. (Chemistry), Professor, Department of Technology of Organic and Petrochemical Synthesis, Volgograd State Technical University (28, Lenina pr., Volgograd, 400005 Russia). E-mail: ylzotov@mail.ru. Scopus Author ID 7003371961, http://orcid.org/0000-0001-6301-0570

Vladimir Yu. Moroshkin, Leading Specialist, Technical Supervision Department, LUKOIL-Volgogradneftepererabotka LLC (55, 40 let Komsomola ul., Volgograd, 400029 Russia). E-mail: vmoros@yandex.ru. http://orcid.org/0000-0002-7206-2580

Evgeny A. Fedyanov, Dr. of Sci. (Engineering), Professor, Head of the Department of Heat Engineering and Hydraulics, Volgograd State Technical University (28, Lenina pr., Volgograd, 400005 Russia). E-mail: fedyanov@vstu.ru. Scopus Author ID 6507068214, Researcher ID Q-7217-2017, http://orcid.org/0000-0001-8718-8808

Evgeny V. Shishkin, Dr. of Sci. (Chemistry), Professor, Department of Technology of Organic and Petrochemical Synthesis, Dean of the Department of Chemistry and Technology, Volgograd State Technical University (28, Lenina pr., Volgograd, 400005 Russia). E-mail: shishkin@vstu.ru. Scopus Author ID 7004314557, http://orcid.org/0000-0002-2994-422X

Поступила: 08.10.2019; Получена после доработки: 29.10.2019; Принята к опубликованию: 03.02.2020.
Submitted: October 08, 2019; Reviewed: October 29, 2019; Accepted: February 03, 2020.