Содержание:

Введение

1.Характеристика нефти по ГОСТ Р 51858-2002 и выбор варианта ее переработки

2.Характеристика получаемых фракций нефти и их возможное применения

3.Выбор и обоснование технологической схемы установки АВТ

4.Расчет количества и состава паровой и жидкой фаз в емкостии орошения отбензинивающей колонны (ЭВМ)

5.Расчет материального баланса ректификационных колонн и установки в целом

6.Расчет доли отгона сырья на входе в проектируемую колонну (ЭВМ)

7.Технологический расчет колонны

8.Расчет теплопроизводительности печи атмосферного блока

9.Расчет коэффициента теплопередачи в теплообменнике «нефть-ДТ» (ЭВМ)

10. Расчет площади поверхности нагрева теплообменника

11. Охрана окружающей среды на установке.

Заключение

Список литературы

ВВЕДЕНИЕ

Выпуск разнообразной продукции на нефтепереработки зависит во многом от качества сырья – нефти. Но немалую роль в качестве получаемых продуктов играет как выбор технологических процессов переработки, так и качество проведения каждого процесса.

Из сырой нефти непосредственно одним процессом нельзя получить ни один товарный нефтепродукт (за исключением газов), все они получаются последовательной обработкой на нескольких установках. Первой в этой цепочке всегда стоит установка ЭЛОУ-АВТ, поэтому от качества работы этой секции будет зависеть работа всех остальных звеньев технологической цепочки [1].

Установки первичной переработки нефти составляют основу всех НПЗ. На них вырабатываются практически все компоненты моторных топлив, смазочных масел, сырья для вторичных процессов и для нефтехимических производств. От работы АВТ зависят выход и качество компонентов топлив и смазочных масел и технико-экономический показатель последующих процессов переработки нефтяного сырья. Проблемам повышения эффективности работы и интенсификации установок АВТ всегда уделялось и уделяется серьезное внимание.

Важнейшими из всего многообразия проблем, стоящих перед современной нефтепереработкой нужно считать следующие:

- дальнейшее углубление переработки нефти;

* повышение октановых чисел автобензинов;
* снижение энергоемкости производств за счет внедрения новейших достижений в области тепло- и массообмена, разработки более совершенных и интенсивных технологий глубокой безотходной и экологически безвредной переработки нефти и др.

Решение этих проблем предусматривает:

1. Совершенствование основных аппаратов установок АВТ:
* контактных устройств ректификационных колонн, от эффективности работы которых зависят материальные, энергетические и трудовые затраты, качество нефтепродуктов и глубина переработки нефти и т.д.;
* конденсационно-вакуумсоздающих систем (КВС) промышленных вакуумных колонн;
* трубчатых печей и теплообменно-холодильного оборудования.
1. Совершенствование технологических схем. При выборе технологической схемы и режима установки необходимо руководствоваться потенциальным содержанием фракций.
2. Совершенствование схем и технологии вакуумной и глубоковакуумной перегонки мазута, то есть
* уменьшение уноса жидкости в концентрационную секцию колонны (установка отбойников из сетки и организация вывода затемненного тяжелого газойля);
* подбор эффективных контактирующих устройств для углубления вакуума.

Преимущества насадочных контактных устройств перед тарельчатыми заключается, прежде всего, в исключительно малом перепаде давления на одну ступень разделения. Среди них более предпочтительными являются регулярные насадки, так как они имеют регулярную структуру (заданную), и их гидравлические и массообменные характеристики более стабильны по сравнению с насыпными [2]. Одним из подобных насадочных устройств является регулярная насадка «Кох-Глитч». Применение этой насадки в вакуумных колоннах позволило уменьшить наложение фракций, а также снизить расход водяного пара в куб колоны.

Коррозия оборудования – еще одна не менее важная проблема. Наличие в поступающей на переработку нефти хлоридов (как неорганических, так и органических) и соединений серы приводит вследствие их гидролиза и крекинга при прямой перегонки нефти к коррозии оборудования, главным образом конденсаторов и холодильников [1]. Имеющиеся ингибиторы коррозии не универсальны, поскольку у них есть ряд недостатков (неприятный запах, являются высокотоксичными соединениями и достаточно дорогими продуктами). Однако в настоящее время разработан новый ингибитор коррозии – водный раствор полигексаметиленгуанидингидрата (ПГМГ • Н2О). Этот ингибитор не имеет вышеперечисленных недостатков [3].

Одним из направлений совершенствования установок АВТ является улучшение отбора фракций от их потенциального содержания. С мазутом уходит до 5% дизельных фракций, а с гудроном – до 10% масляных фракций.

В практики фракционирования остатков атмосферной перегонки, наметилась тенденция к использованию вместо традиционных пароэжекторных вакуумных систем (ПЭВС) гидроциркуляционных (ГЦВС). Последние более сложные, но усложнение вакуум создающей системы и увеличение в связи с этим капитальных затрат оправдано явным преимуществом её эксплуатации.

В качестве рабочего тела в ГЦВЦ используется ДТ, получаемое на самой установке. Отказ от использования ПЭВС, а, следовательно, от использования в качестве рабочего тела водяного пара приводит к снижению на экологическую систему, за счёт сокращения сброса химически загрязненных вод.

Углубление вакуума, обеспечиваемое применением ГЦВЦ, даёт возможность снизить температуру потока питания вакуумной колонны при сохранении и даже увеличении доли отгона, т.е. уменьшить термическое разложение сырья в трубчатых печах [2].

Изложенный материал позволяет сделать вывод: установки АВТ еще далеки от универсальности. Однако их совершенствование приведет к решению не только перечисленных проблем, но и сыграет большую роль в защите окружающей среды.

**1 Характеристика нефти по ГОСТ Р 51858-2002 и выбор варианта ее переработки**

Выбор технологической схемы первичной и последующей переработки нефти в большой степени зависит от её качества. Данные о Девонской нефти взяты в справочной литературе [4]. Показатели качества нефти представлены в таблицах 1.1 и 1.2.

Таблица 1.1 – Показатели качества Девонской нефти

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Показатели | Единицы измерения | Значение показателя |
| Плотность нефти при 20°С | кг/м3 | 889,5 |
| Содержание в нефти:хлористых солей | мг/дм3  | 119 |
| воды | % масс. | 0,67 |
| серы | % масс. | 2,82 |
| парафина | % масс. | 2,6 |
| фракции до 360°С | % масс. | 38,4 |
| фракции 360-500°С | % масс. | 18,7 |
| фракции 500-600°С | % масс. | 15,0 |
| Плотность гудрона (остатка) при 20 °С (фр.>500°С) | кг/м3 | 1009,3 |
| Вязкость нефти:при t=20°C | мм2/с | 38,9 |
| при t=50°C | мм2/с | 14,72 |
| Выход суммы базовых масел с ИВ≥90 и температурой застывания ≤-15°С | % масс. | - |

Таблица 1.2 – Потенциальное содержание фракций в Девонской нефти

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Номер компонента | Компоненты, фракции | Массовая доля компонента в смеси, *xi* |
| 1 | H2 | 0 |
| 2 | CH4 | 0 |
| 3 | C2H6 | 0,000278 |
| 4 | C2H4 | 0,00000 |
| 5 | H2S | 0,00000 |
| 6 | ΣC3 | 0,003654 |
| 7 | ΣC4 | 0,006068 |
| 8 | 28-62°С | 0,018 |
| 9 | 62-85°С | 0,016 |
| 10 | 85-105°С | 0,019 |
| 11 | 105-140°С | 0,036 |
| 12 | 140-180°С | 0,046 |
| 13 | 180-210°С | 0,039 |
| 14 | 210-310°С | 0,138 |
| 15 | 310-360°С | 0,072 |
| 16 | 360-400°С | 0,061 |
| 17 | 400-450°С | 0,064 |
| 18 | 450-500°С | 0,062 |
| 19 | 500-550°С | 0,081 |
| 20 | >550°С | 0,338 |
|  | Итого: | 1,000 |

Показатели качества Девонской нефти, приведенные в таблицах 1.1 и 1.2, позволяют сказать, что базовых масел с ИВ≥90 и температурой застывания ≤-15°С в нефти нет.

Таким образом производство базовых масел, т.е. получение узких масляных фракций на установке АВТ является не целесообразным.

Нефть следует перерабатывать по топливному варианту.

Девонская нефть с массовой долей серы 2,82 % **(класс 3, высокосернистая),** плотностью при 20оС 889,5 **(тип 3, тяжелая**), концентрации хлористых солей 119 мг/дм3, массовой долей воды 0,67 % **(группа 3)**, массовой долей сероводорода 24 ррm **(вид 2)** обозначается **«3.3.3.2. ГОСТ Р 51858-2002».** Данная нефть соответствует «ГОСТ Р 51858-2002.Нефть. Общие технические условия.» только для внутреннего использования (плотность не соответствует требованиям экспортного варианта - тип 3).

**2 Характеристика фракций нефти и вариантов их применения**

Характеристики всех фракций нефти составлена по данным справочника [4] и приводятся в виде таблиц.

2.1 Характеристика газов

Таблица 2.1 – Состав и выход газов на нефть

|  |  |
| --- | --- |
| Компоненты | Выход на нефть, % масс. |
| Метан | 0 |
| Этан | 1,0∙0,0278=0,0278 |
| Пропан | 1,0∙0,3654=0,3654 |
| Бутан | 1,0∙0,4546=0,4546 |
| Изобутан | 1,0∙0,1522=0,1522 |
| Итого: | 1,0 |

Содержание этана в рефлюксе: 2,78 % масс..

Девонской нефть содержит в основном тяжёлые газы, т.е. пропан и бутаны. Поэтому смесь этих газов можно получать в жидком состоянии в ёмкости орошения стабилизационной колонны в виде рефлюкса и использовать его как товарный сжиженный газ, т.к. содержание этана в нём будет <5 %).

2.2 Характеристика бензиновых фракций и их применение

Таблица 2.2 – Характеристика бензиновых фракций Девонской нефти

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Пределы кипения фракции, °С | Выход на нефть, % масс. | Октановое число без ТЭС | Содержание, % масс. |
| серы | ароматических углеводородов | нафтеновых углеводородов | парафиновых углеводородов |
| н.к.-70 | 2,1 | 59 | 0,1 | 1 | 13 | 86 |
| 70-120 | 4,5 | 51 | 0,18 | 7 | 22 | 71 |
| 70-140 | 6,8 | 45 | 0,20 | 9 | 27 | 64 |
| 140-180 | 4,6 | 37 | 0,32 | 12 | 29 | 59 |
| н.к.-180 | 13,5 | 40 | 0,19 | 9 | 25 | 66 |

В таблице 2.2 представлены характеристики всех бензиновых фракций, которые получают на современных установках АВТ. В настоящее время при первичной перегонке нефти не выделяют узкие бензиновые фракции, служившие ранее сырьем для производства индивидуальных ароматических углеводородов в процессе каталитического риформинга. На современных установках каталитического риформинга применяются высокоактивные катализаторы при пониженном давлении в реакторах, что обеспечивает высокий выход ароматики (55-65 % на катализат) при работе на сырье широкого фракционного состава, выкипающем в пределах 70-180°С. На установке АВТ в основном получают бензиновые фракции 70-120°С (при выработке реактивного топлива) или 70-180°С (если реактивное топливо не вырабатывают), которые направляют на риформинг для повышения их октанового числа. Фракцию нк-70°С целесообразно использовать для процесса изомеризации и далее как компонент бензина. Фракцию 70-140°С для получения ароматики на установке каталитического риформинга или в смеси с фракцией 140-180°С, для производства высокооктанового компонента автомобильных бензинов. Для всех фракций необходима предварительная гидроочистка.

2.3 Характеристика дизельных фракций и их применение

В таблице 2.3 представлена характеристика дизельных фракций, которые можно вырабатывать на установке АВТ из любой нефти и, в частности, из Девонской. Однако получение на АВТ той или иной дизельной фракции должно быть обоснованным.

Таблица 2.3 – Характеристика дизельных фракций Девонской нефти

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Пределы кипения, °С | Выход на нефть, % масс. | Цетано-вое число | Вязкость при 20°С, мм2/с (сСт) | Температура | Содержание серыобщей, % масс. |
| помутнения, °С | застывания, °С |
| 180-230 | 5,9 | - | - | - | минус 50 | 0,78 |
| 230-360 | 19,0 | 51 | 8,21 | минус 4 | минус 8 | 1,98 |
| 180-360 | 24,9 | 49 | 6,34 | минус 5 | минус 10 | 1,80 |

Из Девонской нефти получаем дизельные фракции 180-230°С и 230-360°С. Фракция 180-360°С отвечает требованиям стандарта на летнее дизельное топливо. Фракцию 180-230°С можем использовать как компонент зимнего ДТ. Для всех продуктов требуется гидроочистка для понижения содержания серы [4].

2.4 Характеристика вакуумных (масляных) дистиллятов Девонской нефти и их применение

Таблица 2.4 – Характеристика вакуумных дистиллятов Девонской нефти

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Пределы кипения, °С | Выход на нефть, % масс. | Плотность при 20°С, кг/м3 | Вязкость, мм2/с, при | Выход базовых масел с ИВ≥90 на дистиллят, % масс. |
| 50°С | 100°С |
| 350-430 | 11,19 | 872,3 | 13,91 | 4,82 | - |
| 430-510 | 10,13 | 886,0 | 45,68 | 8,17 | - |
| 510-600 | 13,71 | 924,5 | 167,49 | 24,56 | - |
| выше 600 | 26,9 | 947,2 | 298,23 | 33,45 | - |

Данные табл. 2.4 показывают нецелесообразность получения узких масляных фракций из Девонской нефти, т.к. получение базовых масел с ИВ≥90 невозможно из-за их отсутствия. Поэтому после выхода из вакуумной колонны и блока теплообменников потоки объединяем и направляем широкую масляную фракцию (ШМФ) на установки каталитического крекинга и (или) гидрокрекинга.

2.5 Характеристика остатков и их применение

Таблица 2.5 – Характеристика остатков Девонской нефти

|  |  |
| --- | --- |
| Показатель | Остатки, tнк °С |
|  | выше 350 | выше 500 | выше 600 |
| Выход на нефть, % масс. | 62,0 | 41,9 | 26,9 |
| Вязкость условная, °ВУ:при 80°С | 18,84 | 379,00 | - |
| при 100°С | 9,63 | 224,28 | 357,80 |
| Плотность при 20°С, кг/м3 | 975,2 | 1009,3 | 1163,4 |
| Коксуемость, % масс. | 11,06 | 14,51 | 17,40 |
| Содержание, % масс.:серы | 3,18 | 3,57 | 4,19 |
| парафинов | 2,1 | 0,6 | 0,4 |

На установке АВТ получают остатки: остаток атмосферной перегонки – мазут (tнк~360°С) и остаток вакуумной перегонки – гудрон обычный (tнк~550°С). Мазут поступает на вакуумный блок для производства масляных дистиллятов.

Мазут и гудрон применяются в качестве компонентов котельных топлив и сырья для установок висбрекинга и коксования. Кроме того, гудрон используется в качестве сырья для процесса деасфальтизации и производства битумов, т.к. Девонская нефть отвечает требованиям:

А+С-2,5П=6,15+17,84-2,5·0,5=22,74 > 0,

где А, С, П – содержание асфальтенов, смол и парафинов в нефти соответственно [4].

Остатки Девонской нефти из-за повышенной вязкости (ВУ > 16) могут быть применены в качестве компонентов котельных топлив только после их переработки на установке висбрекинга.

**3 Выбор и обоснование технологической схемы установки первичной переработки нефти (АВТ)**

**3.1 Блок ЭЛОУ**

В блоке ЭЛОУ для получения обессоленной нефти с содержанием хлористых солей ≤1 мг/л при степени обессоливания в каждой ступени 95% устанавливается две ступени обессоливания [13]. Это позволяет довести содержание хлористых солей после первой ступени до 5,95 мг/л, т.к.

119 – 119 ⋅ 0,95 = 5,95 мг/л и после второй ступени до ~0,3 мг/л, т.к.

5,95 – 5,95 ⋅ 0,95 ≈ 0,3 мг/л.

где 119 – содержание хлористых солей в сырой нефти, мг/л (см.таблицу 2.1).

Концентрация хлористых солей в воде, находящейся в сырой нефти:



Концентрация хлористых солей в воде, находящейся в обессоленной нефти:



где 0,0067 – содержание воды в сырой нефти, масс. доля (0,67%);

0,8895 – относительная плотность нефти;

1 – содержание хлористых солей в обессоленной нефти, мг/л;

0,001 – содержание воды в обессоленной нефти, масс. доля (0,1 % масс.).

Для понижении концентрации хлористых солей в воде подают промывную воду.

Расход промывной воды (В) определяется из уравнения:



Для девонской нефти с учетом вышеуказанных концентраций солей в воде это уравнение имеет вид:

,

откуда В=16,85 л/м3 нефти или 1,685 % об. на нефть. Обычно промывную воду подают с избытком 50-200%. В данном случае принимается расход промывной воды 2,0% на нефть.

Для уменьшения неутилизируемых отходов (соленые стоки) свежая промывная вода подается только во вторую ступень обессоливания, а дренажная вода из электродегидраторов второй ступени поступает в электродегидраторы первой ступени через прием сырьевого насоса (3% об.), т.е. применяется циркуляция воды.

Дренажные воды из электродегидраторов сбрасываются в специальную емкость для отстоя, а после отстоя – в канализацию соленых вод и далее на очистные сооружения. Деэмульгатор неионогенного типа подается в количестве 8 г/т нефти в виде 2% водного раствора (400 г/т) на прием сырьевого насоса из специальной емкости. В связи с этим в технологической схеме установки АВТ предусматриваются дополнительные емкости и насосы.

**3.2 Блок колонн**

3.2.1 Атмосферный блок

В настоящее время наиболее распространены три вида оформления атмосферного блока:

1. с одной сложной ректификационной колонной
2. с предварительным испарителем
3. с отбензинивающей колонной



Рис. 3.1. Атмосферный блок.

Схему 1 применять нецелесообразно. Она рассчитана на переработку стабилизированных нефтей с содержанием бензиновых фракций до 10%(масс.), а в нашем случае – 13,5%(масс.). Переработка нефтей с высоким содержанием растворенного газа и низкокипящих фракций по этой схеме затруднительна, так как повышается давление на питательном насосе до печи, наблюдается нестабильность температурного режима и давления в основной колонне из-за колебаний состава сырья, невозможность конденсации легких бензиновых фракций, насыщенных газообразными компонентами, при низком давлении в воздушных конденсаторах. Повышение же давления в колонне уменьшает четкость фракционирования.

В схеме 2 одновременная ректификация в одной колонне легких и тяжелых фракций снижает температуру печи, но при высоком содержании бензиновых фракций и растворенных газов атмосферная колонна чрезмерно перегружается по парам, что заставляет увеличивать ее диаметр. Все коррозионно-активные вещества попадают вместе с парами из испарителя в колонну, т.е. испаритель не защищает атмосферную колонну от коррозии.

Схема 3 (рис. 3.1.) самая распространенная в отечественной практике. Она наиболее гибка и работоспособна при значительном изменении содержания бензиновых фракций и растворенных газов. Коррозионно-агрессивные вещества удаляются через верх первой колонны, таким образом, основная колонна защищена от коррозии. Благодаря предварительному удалению бензиновых фракций в змеевиках печи и теплообменниках не создается высокого давления, что позволяет устанавливать более дешевое оборудование без усиления его прочности. Но при работе по этой схеме следует нагревать нефть в печи до более высокой температуры, чем при однократном испарении, вследствие раздельного испарения легких и тяжелых фракций. Кроме того, установка оборудована дополнительной аппаратурой.

В отбензинивающей колонне К-1 дистиллятом будут являться растворенные газы С2-С4 и фракция нк-140 0С – нестабильный бензин, который направляем на блок стабилизации в колонну К-3 для извлечения из нестабильного бензина растворенных газов. Это позволяет полностью удалить газы из жидкой фазы уже на входе в колонну К-2 вследствие чего колонна работает при более низком давлении температуре. Уменьшается металлоемкость и стоимость оборудования, затраты на нагрев сырья. Кроме того, в колонне К-1 наряду с газами С2- С4 удаляются солёная вода и коррозионно-активные газы, что благоприятно влияет на сохранность последующего ректификационного и теплообменного оборудования.

В колоннах К-1 и К-2 устанавлаваем клапанные тарелки, которые эффективно работают в широком интервале нагрузок.

В основной атмосферной колонне К-2 дистиллятом будет являться фракция нк-140оС; фракции 140-180 0С, 180-230°С и 230-360°С выводятся боковыми продуктами в жидком виде, снизу колонны выводится мазут (>360°С). Фракцию нк-140оС объединяем с продуктом колонны К-1 и направляем на блок стабилизации. Фракцию 180-230°С можем использовать после гидроочистки как компонент зимнего ДТ или в смеси с фракцией 230-360°С как летнее дизельное топливо – в этом случае фракции объединяем после блока теплообменников. Для четкости разделения фракций применяем стриппинги.

Данная схема, в случае необходимости, позволяет получать керосиновую фракцию (140-180 0С+180-230°С), что положительно сказывается на возможном ассортименте нефтепродуктов.

В низ колонны подается водяной пар в количестве 1% на отбензиненную нефть. Для отвода тепла в основной атмосферной колонне К-2 применяем три циркуляционных (верхнее, среднее и нижнее) орошения, теплоту которых используем для подогрева сырой нефти.

3.2.2. Блок стабилизации и чёткой ректификации.

Стабилизации подвергаем бензин из К-1 и фракцию нк-140оС сверху К-2. Согласно рекомендациям [18] блок стабилизации оснащается стабилизатором и несколькими простыми ректификационными колонами числом на единицу меньшим, чем количество выводимых фракций. В нашем случае – одна колонна четкой ректификации, что соответствует заданию. В колонне К-3 производим разделение нестабильного бензина на газ и бензин. Температура в низу стабилизационной колонны поддерживается за счет циркуляции через испаритель нижнего продукта, что позволяет отказаться от печи и снизить расход топлива и выбросы дымовых газов. Стабильный бензин из куба колонны стабилизации отправляется в колонну чёткой ректификации К-4 с целью получения сырья процессов изомеризации (нк-70оС) и каталитического риформинга (70-140оС).



Рис. 3.2. Блок стабилизации бензина.

Из-за отсутствия в нефти растворенного метана и малого количества этана получить сухой газ практически невозможно. Поэтому в емкости орошения получаем сухой газ с содержанием пропана до 7 %, который подаем в качестве топлива в технологические печи установки и рефлюкс.

3.2.3. Вакуумный блок.

На практике существует два основных варианта получения широкой масляной фракции.

1. Тарельчатая ректификационная колонна.
2. Вакуумная колонна с высокоэффективной насадкой.



Рис. 3.3. Вакуумный блок.

За основу принимаем второй вариант, так как насадка является более эффективным контактным устройством и обладает малым гидравлическим сопротивлением. Из-за того, что получать базовые масла из вакуумных дистиллятов нецелесообразно, из колонны выводим два боковых погона и вакуумный газойль. Затемненный продукт используем для подогрева низа колонны в качестве «горячей струи». Теплоту вакуумных дистиллятов используем для подогрева сырой нефти.

Для получения остаточного давления в колонне 4-6 кПа, применяем вакуумсоздающую систему, которая состоит из трёх ступеней паровых эжекторов и поверхностных конденсаторов [18] (одна ступень обеспечивает остаточное давление около 13кПа, две – 7-8кПа).

Над вводом сырья и вводом верхнего циркуляционного орошения устанавливаем отбойные тарелки для предотвращения уноса капель жидкости.

**3.3. Блок теплообменников**

Схема теплообмена на установке должна обеспечивать подогрев нефти до температуры не менее 245 єС. Основой расчета схемы теплообмена является температура теплоносителей и их расход. В таблице 3.1 представлена характеристика теплоносителей, которые получаются на АВТ. Температура теплоносителей принята на основе литературных и практических данных по установкам АВТ на ОАО «Нафтан» и МНПЗ. Расходы – на основании материального баланса (п. 5)

Таблица 3.1. - Характеристика теплоносителей

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Теплоноситель | Расход, % масс. на нефть | Начальная температура теплоносителя, °С |
| Теплоносители основной атмосферной колонны К-2 |
| Верхнее циркуляционное орошение К-2 (ВЦО К-2) кратность 4 | 10 | 150 |
| Среднее циркуляционное орошение К-2 (СЦО К-2) в районе фракции 180-230оС кратность 3 | 18 | 220 |
| Фракция 180-230°С | 5,9 | 200 |
| Фракция 230-360°С | 16,13 | 320 |
| Нижнее циркуляционное орошение К-2 (НЦО К-2) кратность 2 | 32 | 320 |
| Теплоносители вакуумной колонны К-7 |
| Верхнее циркуляционное орошение К-7 (ВЦО К-7) кратность 15 | 43 | 170 |
| Среднее циркуляционное орошение К-7 (СЦО К-7) кратность 2 | 25 | 270 |
| Нижнее циркуляционное орошение К-7 (НЦО К-7) кратность 1 | 11 | 330 |
| Фр. 360-450оС | 12,5 | 260 |
| Фр. 450-550оС | 10,55 | 320 |
| Гудрон (>530°С) | 37,54 | 340 |

**Расчет схемы теплообмена до электродегидраторов:**

1-й поток

Т-101:

∆t н=(150-50)∙5/50=10 єC

10+10=200С

Т-102:

∆t н=(125-70)∙21,5/50=24 єC

20+24=44 єC

Т-103:

∆t н=(145-120)∙18,0/50=9 єC

44+9=53 єC

Т-104:

∆t н=(155-100)∙12,5/50=14 єС

53+14=67 єС

Т-105:

∆t н=(230-170)∙37,54/50=51 єС

67+51=118 єС

2-ой поток

Т-201:

∆t н=(150-50)∙5/50=10 єC

10+10=200С

Т-202:

∆t н=(125-70)∙21,5/50=24 єC

20+24=44 єC

Т-203:

∆t н=(200-65)∙5,9/50=16 єC

44+16=60 єC

Т-204:

∆t н=(255-110)∙16,13/50=47 єС

60+47=107 єС

Потоки объединяем и с температурой 113,5 оС направляем в электродегидраторы.

**Расчет схемы теплообмена после электродегидраторов**

1-й поток

Т-106:

∆t н=(170-125)∙21,5/50=19 єС

105+19=124 єС

Т-107:

∆t н=(220-145)∙9,0/50=14 єС

124+14=138 єС

Т-108:

∆t н=(260-155)∙6,25/50=13 єС

138+13=151 єС

Т-109:

∆t н=(270-180)∙12,5/50=23 єС

151+23=174 єС

Т-110:

∆t н=(330-230)∙0,78∙11/50=17 єС

174+17=191 єС

Т-111:

∆t н=(320-230)∙0,78∙16,0/50=22 єС

191+22=213 єС

Т-112:

∆t н=(320-240)∙0,78∙10,55/50=13 єС

213+13=226 єС

Т-113:

∆t н=(340-250)∙0,78∙18,77/50=26 єС

226+26=252 єС

2-ой поток

Т205:

∆t н=(170-125)∙21,5/50=19 єС

105+19=124 єС

Т-206:

∆t н=(220-145)∙9,0/50=14 єС

124+14=138 єС

Т-207:

∆t н=(260-155)∙6,25/50=13 єС

138+13=151 єС

Т-208:

∆t н=(270-180)∙12,5/50=23 єС

151+23=174 єС

Т-209:

∆t н=(250-230)∙0,78∙34,54/50=11 єС

174+11=185 єС

Т-210:

∆t н=(320-220)∙0,78∙16,0/50=25 єС

185+25=210 єС

Т-211

∆t н=(320-255)∙0,78∙16,13/50=16 єС

210+16=226 єС

Т-212

∆t н=(340-250)∙0,78∙18,77/50=16 єС

226+16=252 єС

Потоки объединяем и с температурой 252 оС направляем в колонну К-1.

Тепло теплоносителей с температурой выше 100оС можем использовать для выработки водяного пара или подогрева бензина на блоке стабилизации.



Рис. 3.4. Схема подогрева нефти до электродегидраторов.



Рис. 3.5. Схема подогрева нефти после электродегидраторов.

4. Расчёт количества и состава паровой и жидкой фаз в ёмкости орошения отбензинивающей колонны (ЭВМ)

В ёмкость орошения К-1 поступают лёгкий бензин и углеводородные газы. В состав бензина входит 100% фракции н.к.-105оС от её потенциала содержания в нефти и 40% фракции 105-140оС – 0,036∙0,4=0,0144 (табл. 1.2).

Количество углеводородных газов равно их содержанию в нефти 1,0 %(масс.) на нефть. Для расчета состава и количества газа и бензина в емкости орошения зададимся давлением, температурой, кратностью орошения и составом смеси, поступающей в емкость орошения. Состав смеси зависит от количества компонентов, находящихся в исходной нефти и в орошении колонны.

Принимаем следующие данные: температура в емкости орошения равна 30 °С; давление в емкости орошения обычно на 50 кПа ниже, чем давление на верху К-1 из-за гидравлического сопротивления трубопроводов и холодильников-конденсаторов, и равна 250 кПа; кратность орошения равна 2.

Состав смеси на входе в емкость орошения представлен в таблице 4.1.

## Таблица 4.1Состав смеси на входе в емкость орошения

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Номер компо-нента по табл.1.2 | Компонент (фракция) | Массовая доля компонента в нефти | Количество компонентов в нефти, кг/ч | Смесь углеводородов на входе в емкость с учетом орошения |
| кг/ч | масс. доля |
| 3 | С2Н6 | 0,000278 | 99 | 297 | 0,0036 |
| 6 | С3Н8 | 0,003654 | 1305 | 3915 | 0,0472 |
| 7 | ∑С4 | 0,006068 | 2167 | 6501 | 0,0784 |
| 8 | 28-62°С | 0,018 | 6429 | 19287 | 0,2326 |
| 9 | 62-85°С | 0,016 | 5714 | 17142 | 0,2067 |
| 10 | 85-105°С | 0,019 | 6786 | 20358 | 0,2455 |
| 11 | 105-140°С | 0,0144 | 5143 | 15429 | 0,1861 |
| Итого: | 0,0774 | 27643 | 82929 | 1,0000 |

Результаты расчета состава и количества газа и бензина в емкости орошения отбензинивающей колонны представлены в таблицах 4.2 – 4.5.

Пpoгpaммa << OIL >>

Pacчeт пpoцecca oднoкpaтнoгo иcпapeния

Pacxoд нeфти или фpaкции G= 82929 Kг/чac

Pacxoд вoдянoгo пapa Z= 0 Kг/чac

Плoтнocть ocтaткa P19= 975.2000122070312 Kг/M^3

Дaвлeниe пpи oднoкpaктнoм иcпapeнии P= 250 KПa

Teмпepaтуpa oднoкpaтнoгo иcпapeния T= 30 ^C

Peзультaты pacчeтa:

Maccoвaя дoля oтгoнa пapoв e1= 3.992608981207013E-006

Moльнaя дoля oтгoнa пapoв e= 9.99999883788405E-006

Moлeкуляpнaя мacca иcxoднoй cмecи Mi= 80.63008880615234

Moлeкуляpнaя мacca жидкoй фaзы Ml= 80.63030242919922

Moлeкуляpнaя мacca пapoвoй фaзы Mp= 32.19244384765625

|  |  |
| --- | --- |
| Taблицa 4.2 - Cocтaв жидкoй фaзы |  |
| кoмпoнeнты | мoльн.дoли | мacc.дoли | Kмoль/чac | Kг/чac |
| ЭтaнПpoпaнБутaн28–6262–8585–105105–140 | 0.00967460.08850280.11090110.24855810.19435940.20890790.1390961 | 0.00359960.04719840.07839940.23260030.20670070.24550090.1860007 | 9.950491.0256114.0624255.6432199.8996214.8629143.0610 | 298.51203914.09896501.555219289.238317141.410220359.062515424.7930 |
| CУMMA | 1.0000 | 1.0000 | 1028.5050 | 82928.6719 |
|  |  |
| Taблицa 4.3 - Cocтaв пapoвoй фaзы |
| кoмпoнeнты | мoльн.дoли | мacc.дoли | Kмoль/чac | Kг/чac |
| ЭтaнПpoпaнБутaн28–6262–8585–105105–140 | 0.10504840.33942910.13362020.05999530.01645590.00759080.0015951 | 0.09789420.45338120.23658820.14061910.04383300.02234230.0053422 | 0.00110.00350.00140.00060.00020.00010.0000 | 0.03240.15010.07830.04660.01450.00740.0018 |
| CУMMA | 0.6638 | 1.0000 | 0.0068 | 0.3311 |
|  |  |
| Taблицa 4.4 - Иcxoднaя cмecь |
| кoмпoнeнты | мoльн.дoли | мacc.дoли | Kмoль/чac | Kг/чac |
| ЭтaнПpoпaнБутaн28–6262–8585–105105–140 | 0.00967560.08850560.11090170.24855700.19435830.20890660.1390952 | 0.00360000.04720000.07840000.23260000.20670000.24550000.1860000 | 9.951591.0290114.0638255.6438199.8998214.8629143.0610 | 298.54443914.24906501.633819289.285217141.423820359.070315424.7939 |
| CУMMA | 1.000 | 1.000 | 1028.5118 | 82929.0000 |

|  |
| --- |
| Taблицa 4.5 - Moлeкуляpныe мaccы, дaвлeния нacыщeныx пapoв и кoнcтaнт paвнoвecия кoмпoнeнтoв |
| кoмпoнeнты | мoлeк. мacca | Pi , KПa | Ki |
| ЭтaнПpoпaнБутaн28–6262–8585–105105–140 | 30.000043.000057.000075.453885.750194.7538107.8197 | 2.714525E+039.588057E+023.012137E+026.034317E+012.116672E+019.083817E+002.866811E+00 | 1.085810E+013.835223E+001.204855E+002.413727E-018.466689E-023.633527E-021.146724E-02 |

По формуле (2.3) находим минимальное давление смеси, при котором эта смесь находится в жидком состоянии

*р=Σрнixi/≤ре*

где *р* – давление, при котором данная смесь находится в жидком состоянии, кПа;

*ре* – давление в емкости орошения, кПа;

*рнi* – давление насыщенных паров i-компонента смеси при температуре в емкости орошения (~30°С), кПа;

*xi/* – молярная доля i-компонента смеси.

*Σрнixi=*

99,8кПа < 250кПа.

Следовательно, в емкости орошения получается только жидкая фаза – нестабильный бензин.

Результаты расчёта показывают, что, при выбранных условиях в ёмкости орошения отбензинивающей колонны, пары переходят в жидкую фазу.

## 5 Расчёт материального баланса ректификационных колон

## и установки в целом

Все расчёты проводятся на основании таблиц приведённых в разделе 1.

**5.1 Материальный баланс отбензинивающей колонны**  **К-1**

В отбензинивающую колонну приходит обессоленная и обезвоженная нефть в количестве Gн=3000000∙1000/(350∙24)=357143 кг/ч

фракцию газ + н.к.-140°С составляет газ, н.к.-85°С, 85-105°С и 105-140оС (40% масс. от потенциала, 60% остаётся в уходящей нефти), взяты из таблицы 1.2.

Xгаз+н.к.-140°С=1,0+5,3+0,4•3,6=7,74 % масс.

На основании этих данных составляем материальный баланс К-1 и сводим результаты в таблицу 5.1.

Таблица 5.1-Материальный баланс отбензинивающей колонны К-1

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Название | %масс. на нефть | %масс. на сырьё | Расход |
| т/г·10-6 | кг/ч | кг/с |
| Приход |
| Нефть обессоленная и обезвоженная | 100 | 100 | 3 | 357143 | 99,21 |
| Расход |
| Газ + н.к.-140°С | 7,74 | 7,74 | 0,232 | 27643 | 7,68 |
| Нефть отбензиненая  | 92,26 | 92,26 | 2,768 | 329500 | 91,53 |
| Итого: | 100 | 100 | 3 | 357143 | 99,21 |

**5.2 Материальный баланс основной колонны**  **К-2**

Фракция н.к.-140оС будет содержать 60% масс. фр. 105-140оС  % масс. на нефть.

Так как известно, что при ректификации, из-за нечёткости разделения, в мазуте остаётся 5%(на мазут) дизельной фракции [4,9], то выход мазута на отбензиненную нефть будет:

,

где Xн— потенциальное содержание мазута в нефти, %масс.;

 Yн— выход отбензиненной нефти на нефть, масс. доли;

 a— содержание светлых в мазуте, масс. доли.

Следовательно выход дизельной фракции 230-360°С уменьшится с 19,0%(масс.) до 16,13% (масс.) на нефть.

На основании этих данных составляем материальный баланс К-2 и сводим результаты в таблицу 5.2.

Таблица 5.2 - Материальный баланс основной колонны К-2

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Название | %масс. на нефть | %масс. на сырье | Расход |
| т/г·10-6 | кг/ч | кг/с |
| Приход |
| Нефть отбензиненная | 92,26 | 100 | 2,768 | 329500 | 91,53 |
| Расход |
| фр.н.к.-140С | 2,16 | 2,34 | 0,065 | 7714 | 2,14 |
| фр.140-180С | 4,6 | 4,99 | 0,138 | 16429 | 4,56 |
| фр.180-230С | 5,9 | 6,40 | 0,177 | 21071 | 5,85 |
| фр.230-360С | 16,13 | 17,48 | 0,484 | 57607 | 16,01 |
| Мазут (>360С)  | 63,47 | 68,80 | 1,904 | 226679 | 62,97 |
| Итого: | 92,26 | 100 | 2,768 | 329500 | 91,53 |

**5.3 Материальный баланс стабилизационной колонны**  **К-3**

В колонну К-3 поступает объединённая фракция газ + н.к.-140°С из ёмкости орошения К-1 и фр. н.к.-140оС из К-2 по таблицам 5.1 и 5.2:

Gгаз+н.к.-140°С+ Gн.к.-140°С =27643+7714=35357 кг/ч.

На основании этих данных составляем материальный баланс К-3 и сводим результаты в таблицу 5.3.

Таблица 5.3 - Материальный баланс стабилизационной колонны К-3

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Название | %масс. на нефть | %масс. на сырье | Расход |
| т/г·10-6 | кг/ч | кг/с |
| Приход |
| Газ + н.к.-140°С | 7,74 | 78,18 | 0,232 | 27643 | 7,68 |
| фр.н.к.-140С | 2,16 | 21,82 | 0,065 | 7714 | 2,14 |
| Итого: | 9,90 | 100 | 0,297 | 35357 | 9,82 |
| Расход |
| Сухой газ | 0,03 | 0,31 | 0,001 | 107 | 0,03 |
| Рефлюкс  | 0,97 | 9,9 | 0,029 | 3464 | 0,96 |
| н.к.-140°С | 8,90 | 89,8 | 0,267 | 31786 | 8,83 |
| Итого: | 9,9 | 100 | 0,297 | 35357 | 9,82 |

**5.4 Материальный баланс колонны четкой ректификации** **К-4**

В колонну поступает стабильный бензин нк-140оС из стабилизационной колонны К-3.

Таблица 5.3 - Материальный баланс колонны четкой ректификации К-4

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Название | %масс. на нефть | %масс. на сырье | Расход |
| т/г·10-6 | кг/ч | кг/с |
| Приход |
| Бензин нк-140°С | 8,90 | 100 | 0,267 | 31786 | 8,83 |
| Итого: | 8,90 | 100 | 0,267 | 31786 | 8,83 |
| Расход |
| Бензин нк-70°С | 2,1 | 23,6 | 0,063 | 7500 | 2,08 |
| Бензин 70-140°С | 6,8 | 76,4 | 0,204 | 24286 | 6,75 |
| Итого: | 8,90 | 100 | 0,267 | 31786 | 8,83 |

**5.5 Материальный баланс вакуумной колонны**  **К-7**

Так как известно, что из-за нечёткости разделения в гудроне остаётся до 10%(на гудрон) масляной фракции [4,9], то выход гудрона на мазут будет:



где Xн— потенциальное содержание гудрона в нефти, %масс.;

 Yн— выход мазута на нефть, масс. доли;

 a— содержание светлых в гудроне, масс. доли.

Следовательно выход масляной фракции 450-550°С уменьшится с 14,3% до 10,55% на нефть. При вакуумной перегонке неизбежно образуются газы разложения — около 0,02% на мазут. Выход гудрона уменьшится:

Xм=59,17-0,02=59,15% масс. на мазут.

Выход вакуумного газойля 2,87% масс. на нефть (п. 5.2).

На основании этих данных составляем материальный баланс К-7 и сводим результаты в таблицу 5.4:

Таблица 5.4 - Материальный баланс вакуумной колонны К-7

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Название | % масс. на нефть | % масс. на сырье | Расход |
| т/г·10-6 | кг/ч | кг/с |
| Приход |
| Мазут (>360С)  | 63,47 | 100 | 1,904 | 226679 | 62,97 |
| Расход |
| Газы разложения | 0,01 | 0,02 | 0,0004 | 45 | 0,013 |
| Вакуумный газойль | 2,87 | 4,52 | 0,0861 | 10250 | 2,847 |
| фр.360-450С | 12,50 | 19,69 | 0,3750 | 44643 | 12,403 |
| фр.450-550 | 10,55 | 16,62 | 0,3163 | 37670 | 10,465 |
| Гудрон (>550С) | 37,54 | 59,15 | 1,1262 | 134071 | 37,242 |
| Итого: | 63,47 | 100,00 | 1,904 | 226679 | 62,97 |

**5.6 Материальный баланс установки АВТ-3**

На основании материальных балансов отдельных колонн составляем материальный баланс установки в целом, представленный в таблице 5.5.

Таблица 5.5 - Материальный баланс установки АВТ-3

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Название | % масс. на нефть | Расход |
| т/год | кг/ч |
| Взято: |
| Нефть | 100,00 | 3000000 | 357143 |
| Получено: |
| Сухой газ | 0,03 | 1000 | 107 |
| Рефлюкс | 0,97 | 29000 | 3464 |
| Бензин нк-70С | 2,1 | 63000 | 7500 |
| Бензин 70-140С | 6,8 | 204000 | 24286 |
| Бензин 140-180оС | 4,6 | 138000 | 16429 |
| фр.180-360С | 22,03 | 661000 | 78678 |
| Газы разложения | 0,01 | 400 | 45 |
| Вакуумный газойль | 2,87 | 86100 | 10250 |
| фр.360-450С | 12,50 | 375000 | 44643 |
| фр.450-550 | 10,55 | 316300 | 37670 |
| Гудрон (>550С) | 37,54 | 1126200 | 134071 |
| Итого: | 100 | 3000000 | 357143 |

**6 Расчет доли отгона сырья на входе в проектируемую колонну**

Расчет был выполнен с применением ЭВМ по программе “Оil”.

Исходные данные для расчета взяты на основании потенциального содержания компонентов в нефти пп. 1, 2 и 5 и табл. 23 [4].

Таблица 6.1 - Состав смеси на входе в колону К-4.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компонент (фракция) | Масс. доля компонента в нефти | Количество компонента в смеси, кг/ч | Массовая доля компонентав смеси, xi |
| 28-62°С | 0,018 | 6429 | 0,2022 |
| 62-85°С | 0,016 | 5714 | 0,1798 |
| 85-105°С | 0,019 | 6786 | 0,2135 |
| 105-140°С | 0,036 | 12857 | 0,4045 |
| Итого: | 0,089 | 31786 | 1,0000 |

Доля отгона паров сырья на входе в колонну считается удовлетворительной, если выполняется требование:

е ≥ ∑ хi

где е – массовая доля отгона сырья;

хi  - массовая доля i-фракции (кроме остатка), выводимой из данной колонны.

х62-70=(7500-6429)/31786=0,0357

∑хi=0,2022+0,0337=0,2359 масс. доли [табл. 5.4, 6.1].

Для проведения расчета необходимо задаться следующими данными:

температура на входе в колонну равна 140 °С;

давление на входе в колонну равно 350 кПа;

Результаты расчета представлены в таблицах 6.2-6.5. Полученная доля отгона равна 0,53 , т.е. выполняется выше указанное требование.

Пpoгpaммa << OIL >>

Иcxoдныe дaнныe:

Pacxoд нeфти или фpaкции G= 31786 Kг/чac

Pacxoд вoдянoгo пapa Z= 0 Kг/чac

Плoтнocть ocтaткa P19= 975.2000122070312 Kг/M^3

Дaвлeниe пpи oднoкpaктнoм иcпapeнии P= 350 KПa

Teмпepaтуpa oднoкpaтнoгo иcпapeния T= 140 ^C

Peзультaты pacчeтa:

Maccoвaя дoля oтгoнa пapoв e1= .5313714146614075

Moльнaя дoля oтгoнa пapoв e= .5538401007652283

Moлeкуляpнaя мacca иcxoднoй cмecи Mi= 92.75214385986328

Moлeкуляpнaя мacca жидкoй фaзы Ml= 97.42301177978516

Moлeкуляpнaя мacca пapoвoй фaзы Mp= 88.98929595947266

|  |  |
| --- | --- |
| Taблицa 6.2 - Cocтaв жидкoй фaзы |  |
| кoмпoнeнты | мoльн.дoли | мacc.дoли | Kмoль/чac | Kг/чac |
| 28–6262–8585–105105–140 | 0.12690650.15387920.22142960.4977849 | 0.09828860.13544180.21536270.5509069 | 19.403823.527933.856276.1105 | 1464.09002017.51823208.00598206.2148 |
| CУMMA | 1.0000 | 1.0000 | 152.8985 | 14895.8291 |
| Taблицa 6.3 - Cocтaв пapoвoй фaзы |  |
| кoмпoнeнты | мoльн.дoли | мacc.дoли | Kмoль/чac | Kг/чac |
| 28–6262–8585–105105–140 | 0.34655370.22719020.19896860.2272860 | 0.29384180.21892050.21185720.2753804 | 65.775943.120737.764343.1389 | 4963.03913697.60473578.30494651.2227 |
| CУMMA | 1.0000 | 1.0000 | 189.7998 | 16890.1719 |

|  |  |
| --- | --- |
| Taблицa 6.4 - Иcxoднaя cмecь |  |
| кoмпoнeнты | мoльн.дoли | мacc.дoли | Kмoль/чac | Kг/чac |
| 28–6262–8585–105105–140 | 0.24855600.19448190.20898990.3479721 | 0.20220000.17980000.21350000.4045000 | 85.179766.648671.6205119.2494 | 6427.12895715.12306786.310512857.4375 |
| CУMMA | 1.000 | 1.000 | 342.6982 | 31786.0000 |

Taблицa 6.5 - Moлeкуляpныe мaccы, дaвлeния нacыщeныx пapoв и кoнcтaнт paвнoвecия кoмпoнeнтoв

|  |  |
| --- | --- |
|  |  |
| кoмпoнeнты | мoлeк. мacca | Pi , KПa | Ki |
| 28–6262–8585–105105–140 | 75.453885.750194.7538107.8197 | 9.557715E+025.167460E+023.144969E+021.598080E+02 | 2.730776E+001.476417E+008.985626E-014.565942E-01 |

### 7 Технологический расчет колонны

На основании практических данных по установке АВТ [6] колонна четкой ректификации бензина снабжена клапанными тарелками. Число тарелок: 60 (36 тарелок над зоной ввода сырья и 24 тарелок под зоной ввода сырья, гидравлическое сопротивление тарелки – 250 Па). Расстояние между тарелками принимается равным 0,25 метра. Давление на входе в колонну принято равным 350 кПа; за счет гидравлического сопротивления тарелок давление равно:

внизу колонны 350+24∙0,25=356 кПа,

вверху – 350-36∙0,25=341 кПа.

**7.1 Расчёт температуры вверху колонны К-4**

В колонну четкой ректификации подается бензиновая фракция 28-180°С. Целевыми продуктами являются фракции 28-70°С и 70-180°С. Фракция 28-70°С состоит из фр. 28-40оС – 0,62 %(масс.) на нефть, фр. 40-62оС – 2,26-0,62=1,64 %(масс.) на нефть [табл. 23, 2]; расход фракции 40-62оС составит 357143∙0,0113=4035 кг/ч, а расход фр. 28-40 оС – 6429-4035=2394 кг/ч и 7500-6429=1071 кг/ч фр. 62-70оС.

Молекулярные массы фракций находим по формуле Воинова [15]:



М28-40=60+0,3∙(28+40)/2+0,001∙((28+40)/2)2=71,4;

М40-62=60+0,3∙(40+62)/2+0,001∙((40+62)/2)2=77,9;

М62-70=60+0,3∙(62+70)/2+0,001∙((62+70)/2)2=84,2.

Раход фракций составляет:

G’28-40=2394/71,4=33,53 кмоль/ч;

G’40-62=4035/77,9=51,80 кмоль/ч;

G’62-70=(7500-6429)/84,2=12,72 кмоль/ч

Отсюда молярные доли компонентов:

=33,53/(33,53+51,80+12,72)=0,342;

=51,80/(33,53+51,80+12,72)=0,528

=12,72/(33,53+51,80+12,72)=0,130

Будем рассматривать каждую узкую бензиновую фракцию как отдельный компонент и вести расчет для двухкомпонентной системы. Тогда выражение (3.2) [15] можно записать в виде

.

Чтобы найти константы фазового равновесия *k1* и *k2*, необходимо вначале определить давление насыщенных паров компонентов. Для этого используем формулу Ашворта [(1.5) 15], приняв в качестве температур кипения компонентов средние арифметические температуры начала и конца кипения фракций.

По графику Кокса [15] находим средние температуры кипения фракций при давлении 341 кПа:

фр. 28-40°С – 345 К (72 оС);

фр. 40-62°С – 345 К (85 оС);

фр. 62-70°С – 384 К (111 оС);

0,342∙345+0,528∙358+0,13∙384=357К (84 оС)

Значение функции температуры по формуле [15]:

;







поэтому зададимся температурой 93,5°С, близкой к средней температуре кипения фракции:

;

Давления насыщенных паров компонентов по формуле Ашворта:

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙

где Т-температура вверху колонны, К;

 Т0- температура кипения фракции при атмосферном давлении, К

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙ *рHi=*497,0 кПа;

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙ *рHi=*322,4 кПа;

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙ *рHi=*216,5 кПа;

Все расчеты сведем в таблицу.

Таблица 7.1. К расчету температуры верха колонны.

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Фракция, °С | Средняя температура кипения при атм.давлении, °С | Температура верха колонны, °С |  | , кПа |  |  |
| 28-40 | 34 | 94 | 0,342 | 497,0 | 1,46 | 0,23 |
| 40-62 | 51 | 94 | 0,528 | 322,4 | 0,95 | 0,56 |
| 62-70 | 66 | 94 | 0,13 | 216,5 | 0,63 | 0,21 |
|  |  |  | Итого |  |  | 1,00 |

Равенство (3.2) выполнено, следовательно, температура верха колонны подобрана верно и составляет 94°С.

**7.2 Расчёт температуры внизу колонны К-4**

Температура внизу колонны определяется по изотерме жидкой фазы [(3.1), 15]:

Σ ki∙xi’=1

где ki-константа фазового равновесия i-компонента в остатке колонны при температуре внизу колонны;

 xi’ - мольная доля i-компонента в остатке;

Молекулярные массы фракций находим по формуле Воинова [15]:



М 70-85=60+0,3∙(70+85)/2+0,001∙((70+85)/2)2=89,3;

М 85-105=60+0,3∙(85+105)/2+0,001∙((85+105)/2)2=97,5;

М 105-140=60+0,3∙(105+140)/2+0,001∙((105+140)/2)2=111,8.

Раход фракций составляет:

G’70-85=(24286-6786-12857)/89,3=51,99 кмоль/ч;

G’28-62=6786/75,5/97,5=69,60 кмоль/ч;

G’62-70=12857/111,8=112,58 кмоль/ч

Отсюда молярные доли компонентов:

=51,99/234,17=0,222;

=69,60/234,17=0,297;

=112,58/234,17=0,481;

Будем рассматривать каждую узкую бензиновую фракцию как отдельный компонент и вести расчет для двухкомпонентной системы. Тогда выражение (3.1) [15] можно записать в виде

.

Чтобы найти константы фазового равновесия *k1, k2* и *k3*, необходимо вначале определить давление насыщенных паров компонентов. Для этого используем формулу Ашворта [(1.5) 15], приняв в качестве температур кипения компонентов средние арифметические температуры начала и конца кипения фракций.

По графику Кокса [15] находим средние температуры кипения фракций при давлении 356 кПа:

фр. 70-85°С – 402 К (129 оС);

фр. 85-105°С – 417 К (144 оС);

фр. 105-140°С – 445 К (172 оС);

0,222∙402+0,297∙417+0,481∙445=427К (154 оС)

Значение функции температуры по формуле [15]:

;







поэтому зададимся температурой 154°С, близкой к средней температуре кипения фракции:

;

Давления насыщенных паров компонентов по формуле Ашворта:

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙

где Т-температура вверху колонны, К;

 Т0- температура кипения фракции при атмосферном давлении, К

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙ *рHi=*587,4 кПа;

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙ *рHi=*407,1 кПа;

*lg(pнi-3158)=7,6715-2,68*∙ *рHi=*218,6 кПа;

Все расчеты сведем в таблицу.

Таблица 7.2. К расчету температуры низа колонны.

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Фракция, °С | Средняя температура кипения при атм.давлении, °С | Температура низа колонны, °С |  | , кПа |  |  |
| 70-85 | 77,5 | 209 | 0,222 | 587,4 | 1,65 | 0,37 |
| 85-105 | 95 | 209 | 0,297 | 407,1 | 1,14 | 0,34 |
| 105-140 | 122,5 | 209 | 0,481 | 218,6 | 0,61 | 0,29 |
|  |  |  | Итого |  |  | 1,00 |

Равенство (3.1) выполнено, следовательно, температура верха колонны подобрана верно и составляет 154°С.

**7.3 Расчет теплового баланса ректификационной колонны**

Пренебрегая тепловыми потерями в окружающую среду, можно записать

,[(3.10), 15].

где *Фвх* и *Фвых* − тепловой поток, соответственно входящий и выходящий из колонны, Вт (1 Вт = 1 Дж/с).

Тепловой поток поступает в колонну:

с сырьем, нагретым до температуры *t0*, подачи сырья в парожидкостном состоянии с массовой долей отгона е.

1) ,

где  − энтальпия паров сырья, Дж/кг;  − энтальпия жидкости сырья, кДж/кг;

а) Нп=b\*(4 - ρ1515) – 308,99,

где b – коэффициент [табл. 16, 15], кДж/кг; при 140°С b=285,75 кДж/кг (здесь и далее [15]).

ρ1515 – относительная плотность нефтепродукта расчитывается по преобразованной формуле Крэга:

ρ1515=1,03∙М/(44,29+М),

где М- молярная масса паровой фазы на входе в колонну.

ρ1515=1,03∙88,99/(44,29+88,99)=0,6877;

Нп =276,62∙(4 – 0,6877) – 308,99=637,5 кДж/кг;

б) Нж=а/(ρ1515) 0,5,

где а – коэффициент [табл. 14, 15], кДж/кг. При 140°С а=237,61 кДж/кг.

ρ1515=1,03∙97,42/(44,29+97,42)=0,7081

Нж =269,66/0,7081 0,5=320,46 кДж/кг

=15,527∙106 кДж/ч=4316,93 кВт

2) с горячей струей *Фг.с* вниз колонны.

3) с верхним орошением − *Фор*.

орошающая жидкость входит в колонну с температурой *tор*=40оС. Следовательно,

,

где Gор=R∙GD,  - энтальпия жидкости дистиллята.

Нж=а/(ρ1515)0,5,

а=70,26 кДж/кг.

где М- молярная масса орошения: М=75,5∙0,87+84,2∙0,13=76,6.

ρ1515=1,03∙76,6/(44,29+76,6)=0,6526

Нж =70,26/0,6526 0,5=86,91 кДж/кг

Фор=2∙7500∙86,91=1,304∙106 кДж/ч=365,125 кВт

Суммарный тепловой поток, входящий колонну,

=(15,527+1,304)∙106 +ΔФгс кДж/ч

Тепловой поток выходит из колонны:

1) с парами дистиллята

,

где  − энтальпия паров дистиллята, кДж/кг;

при t=94 0С:

b=259,02 кДж/кг.

ρ1515=1,03∙М/(44,29+М),

где М- молярная масса орошения: М=71,4∙0,342+77,9∙0,528+84,2∙0,13=76,5.

ρ1515=1,03∙76,6/(44,29+76,6)=0,6523

ρ1515 =0,6523 – относительная плотность паров дистиллята;

Нп =259,02∙(4 – 0,6523) – 308,99=558,1 кДж/кг;

ФD=7500∙558,1=4,186∙106 кДж/ч=1162,708 кВт;

Пары дистиллята на орошение (кратность R=2):

2∙7500∙558,1=8,372∙106 кДж/кг=2325,417 кВт

2) с жидким нижним продуктом

,

где  −энтальпия жидкого остатка при t=154°С, кДж/кг;

а=300,32 кДж/кг.

ρ1515 – относительная плотность нефтепродукта, равная 0,7151

Нж =300,32/0,7151 0,5=355,14 кДж/кг

24286∙355,14=8,625∙106 кДж/ч=2395,833 кВт

Суммарный тепловой поток, покидающий колонну,

Фвых=ФD+ФDор+ФW+Фор=(4,164+8,372+8,625)∙106 кДж/ч=21,161∙106 кДж/ч=

=5878,056 кВт.

ΔФгс=Фвых-Ф0=(21,161-15,527-1,304)∙106=4,33∙106 кДж/ч

ΔФгс=

Находим энтальпии продуктов в колонне по формулам 1.16 и 1.17 [15]:

# **Расход «горячей струи» (не должен превышать 30% от прихода тепла в колонну)**

Зададимся следующими данными:

температура – 200 оС

энтальпия «горячей струи» по формуле Уира и Иттона

 



расход «горячей струи» Gгс=4,33∙106/(758,41-355,14)=10756 кг/ч

Таблица 7.3 − Тепловой баланс колонны К-4

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Продукт | t, °С | G, кг/ч | I, кДж/кг | Ф, кВт |
| Приход |
| Сырье  | 140 |  |  |  |
| Паровая фаза  | 140 | 16890 | 637,5 | 2990,938 |
| Жидкая фаза  | 140 | 14896 | 320,46 | 1325,992 |
| Орошение (кратность 2) | 40 | 15000 | 86,91 | 362,125 |
| Горячая струя | 200 | 10756 | 758,41 | 2265,961 |
| **Итого** |  | 57542 |  | 6945,016 |
| Расход |
| Жидкая фаза: |  |  |  |  |
| Фр. 70-180 оС | 154 | 35042 | 355,14 | 3456,893 |
| Паровая фаза: |  |  |  |  |
| Фр. Нк-70 оС | 94 | 22500 | 558,1 | 3488,125 |
| **Итого** |  | 57542 |  | 6945,018 |

ΔQ=Qп-Qр=6945,016-6945,018=0,002 кВт.

Дисбаланс тепла компенсируется изменением расхода орошения в процессе эксплуатации колонны

7.4 Расчет диаметра колонны

Диаметр колонны можно определить по уравнению [15]:

D=,

Где Gп – объемный расход паров, м3/с

 Vл  - допустимая линейная скорость паров, м/с.

Для расчета диаметра ректификационной колонны необходимо определить объемный расход паров (м3/с) в тех сечениях колонны где они образуются.

Объемный расход паров [15]:

Gп = 22,4∙Т∙0,101∙∑ (Gi/Мi)/(273∙Р)/3600,

где Т – температура системы, К;

Р – давление в системе, МПа;

Gi – расход компонента, кг/ч;

Мi – молекулярная масса компонента кг/кмоль.

Определение объемного расхода паров в точке ввода сырья:

Температура в точке ввода сырья 1400С

Давление в точке ввода сырья 350 кПа

Расход паров 16890 кг/ч

Молекулярная масса паров 88,99 кг/кмоль

Тогда объёмный расход паров:

Gп=22,4∙(140+273)∙0,101∙(16890/(3600∙88,99))/(273∙0,350)=0,516 м3/с,

Определение объемного расхода паров в точке ввода горячей струи:

Температура в точке ввода горячей струи 2000С

Давление в точке ввода горячей струи 356 кПа

Расход паров 10756 кг/ч (табл. 7.3)

Молекулярная масса паров 100,6 кг/кмоль

Тогда объёмный расход паров:

Gп=22,4∙(200+273)∙0,101∙(10756/(3600∙100,6))/(273∙0,356)=0,327 м3/с,

Определение объемного расхода паров в точке вывода паров дистиллята:

Температура в точке вывода паров дистиллята 93,50С

Давление в точке вывода паров дистиллята 341 кПа

Расход паров: фр нк-70оС+орошение 7500+15000=22500 кг/ч (табл. 7.3).

Молекулярная масса паров 76,5 кг/кмоль

Тогда объёмный расход паров:

Gп=22,4∙(93,5+273)∙0,101∙(22500/(3600∙76,5))/(273∙0,341)=0,73 м3/с,

Дальнейшее определение диаметра производим по максимальному расходу паров т.е. Gп=0,73 м3/с.

Допустимая линейная скорость паров [15]:

Vл= (0,305\*С\*√(ρж – ρп)/ ρп )/3600,

где С – коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками и условий ректификации; С=300 [15];

ρж , ρп – абсолютная плотность соответственно жидкости и паров, кг/м3.

а) Плотность жидкой фазы

ρ1515 = 1,03∙М/(44,29+М),

где М – молярная масса паровой фазы, кг/кмоль.

ρ1515 = 1,03∙76,6/(44,29+76,6)=0,6526

ρ493,5=ρ1515-(93,5-15)∙α=0,6526-93∙0,000962= 0,5771

ρж(93,5°С)= 577,1 кг/м3

б) Плотность паровой фазы

ρп=ρо∙Т0∙Р/(Т∙Р0) [15],

где ρо – плотность пара при нормальных условиях, кг/м3

ρп=76,6∙273∙0,341/(22,4∙381∙0,101)=0,86 кг/м3

Получаем,

Vл= 0,305∙300∙√((577,1-0,86) / 0,86) /3600=0,66 м/с

Соответственно диаметр колонны равен:

D =

По ГОСТ 21944-76 принимаем диаметр 1,3 м.

H1

H2

H3

H4

H5

H6

H7

* 1. Расчет высоты колонны

Рис. 6. К расчету высоты колонны четкой ректификации.

h1 = ЅD=Ѕ∙1,3=0,65 м

h2=(nв-1)∙hт=(36-1)∙0,25=8,75 м

h3= hт∙3=0,25∙3=0,75 м

h4=(nн-1)∙ hт=(24-1)∙0,25=5,75 м

h5=1,5 м

Высоту слоя жидкости в нижней части колонны рассчитывают по её запасу на 10 минуты, необходимому для обеспечения нормальной работы насоса. Принимая запас на 600 с, объем кубового остатка с учётом расхода горячей струи составит:

V=(Gк+Gгс)∙600/3600ρ

Где ρ - плотность кубового остатка при температуре внизу колонны, кг/м3:

ρ=(0,7151-0,000884∙(154-15))∙1000=679,7 кг/м3

тогда

V=(24286+5621)∙600/(3600∙679,7)=7,33 м3

Площадь поперечного сечения колонны:

S=πD2/4=0,785∙1,32=1,33 м2

тогда

h6=V/S=7,33/1,33=5,6 м.

Высоту юбки h7 принимают, исходя из практических данных, равной 4 м.

Общая высота колонны составляет:

H=h1+ h2+ h3+ h4+ h5+ h6+ h7 =0,65+8,75+0,75+5,75+1,5+5,6+4=27,00 м

8 **Расчет полезной тепловой нагрузки печи атмосферного блока**

Печь атмосферного блока для нагрева и частичного испарения отбензиненной нефти подаваемой в колонну К-2 и «горячей струи» для подогрева низа колонны К-1. В расчете используем доли отгона, найденные с помощью ПЭВМ. Количество теплоты Qпол.(кВт), затрачиваемой на нагрев и частичное испарение отбензиненной нефти, определяется по формуле [12]:

Qпол.=Gc∙(е∙Нt2п+(1-е)∙ Нt2ж- Нt1ж)/3600,

где Gс – расход сырья, кг/ч;

е – массовая доля отгона отбензиненной нефти на выходе из печи;

Нt1ж, Нt2ж, Нt2п – энтальпия жидкой и паровой фаз отбензиненной нефти при температурах на входе (t1) и выходе (t2) из печи, кДж/кг.

Зададимся следующими данными для расчета:

- температура нефти на входе в печь- 260 оС;

- температура выхода «горячей струи» в К-1 – 330 оС;

- температура выхода нефти в К-2 – 360 оС;

- давление в колонне К-1 – 350 кПа;

- давление в колонне К-2 – 150 кПа;

- расход «горячей струи» в К-1 (30% на сырье) – 329500∙0,3=98850 кг/ч;

Таблица 8.1. - Для нахождения доли отгона в печи атмосферного блока

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Номер компонента | Компоненты, фракции | Массовая доля компонента в нефти, *xi* | Массовая доля компонента в смеси, *xi* |
| 11 | 105-140°С | 0,0216 | 0,0233 |
| 12 | 140-180°С | 0,046 | 0,0499 |
| 13 | 180-210°С | 0,039 | 0,0423 |
| 14 | 210-310°С | 0,138 | 0,1496 |
| 15 | 310-360°С | 0,072 | 0,078 |
| 16 | 360-400°С | 0,061 | 0,0661 |
| 17 | 400-450°С | 0,064 | 0,0694 |
| 18 | 450-500°С | 0,062 | 0,0672 |
| 19 | >500°С | 0,419 | 0,4542 |
|  | Итого: | 0,9226 | 1,0000 |

Найденные доли отгона:

Поток в К-1

 Peзультaты pacчeтa:

Мaccoвaя дoля oтгoнa пapoв e1= .1237363666296005

Мoльнaя дoля oтгoнa пapoв e= .2630500495433807

Мoлeкуляpнaя мacca иcxoднoй cмecи Mi= 326.7590942382812

Мoлeкуляpнaя мacca жидкoй фaзы Ml= 388.5292358398438

Мoлeкуляpнaя мacca пapoвoй фaзы Mp= 153.7045288085938

- энтальпия паровой фазы отбензиненной нефти на выходе из печи в колонну К-1 (3300С):

ρ1515=1,03∙М/(44,29+М)=1,03∙154/(44,29+154)=0,7999;

Нп=b∙(4 - ρ1515) – 308,99=425,15∙(4 – 0,7999) – 308,99=1051,52 кДж/кг;

- энтальпия жидкой фазы отбензиненной нефти на выходе из печи в колонну К-2 (3300С):

ρ1515=1,03∙М/(44,29+М)=1,03∙339/(44,29+339)=0,9110;

Нж =а/(ρ1515)0,5=742,00/0,91100,5=777,40 кДж/кг

- энтальпия жидкой фазы отбензиненной нефти на входе в печь при температуре 2600С (температура куба колонны К-1):

=0,9752+0,00270=0,9779

Нж =а/(ρ1515)0,5=533,75/0,97790,5=539,75 кДж/кг

Qпол. К-1= 98850∙(0,124∙1051,52+(1-0,124)∙777,40-539,75)=26,852∙106 кДж

Поток в К-2

 Peзультaты pacчeтa:

Maccoвaя дoля oтгoнa пapoв e1= .3821409940719604

Moльнaя дoля oтгoнa пapoв e= .6407902240753174

Moлeкуляpнaя мacca иcxoднoй cмecи Mi= 326.7590637207031

Moлeкуляpнaя мacca жидкoй фaзы Ml= 562.0350952148438

Moлeкуляpнaя мacca пapoвoй фaзы Mp= 194.8656921386719

- энтальпия паровой фазы отбензиненной нефти на выходе из печи в колонну К-2 (3600С):

ρ1515=1,03∙М/(44,29+М)=1,03∙195/(44,29+195)=0,8394;

Нп=b∙(4 - ρ1515) – 308,99=450,76∙(4 – 0,8394) – 308,99=1115,70 кДж/кг

- энтальпия жидкой фазы отбензиненной нефти на выходе из печи в колонну К-2 (3600С):

ρ1515=1,03∙М/(44,29+М)=1,03∙562/(44,29+562)=0,9548;

Нж =а/(ρ1515)0,5=827,81/0,95480,5=847,20 кДж/кг

- энтальпия жидкой фазы отбензиненной нефти на входе в печь при температуре 2600С (температура куба колонны К-1):

=0,9752+0,00270=0,9779

Нж =а/(ρ1515)0,5=533,75/0,97790,5=539,75 кДж/кг

Qпол.К-2= 329500∙(0,382∙1115,70+(1-0,382)∙847,20-539,75)=135,101∙106 кДж

Теплопроизводительность трубчатой печи (Qп, МВт) определяется по уравнению [12]:

Qп= (Qпол.К-1+ Qпол.К-2)/η,

где η – КПД печи, равное 0,85 [12].

Qп=(26,852+135,101)∙106/(3600∙0,85)=52926 кВт

**9 РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ (ЭВМ)**

**В ТЕПЛООБМЕННИКЕ «НЕФТЬ-ДТ»**

Произведём расчёт коэффициента теплопередачи теплообменника Т-204 с помощью программы “Ktepper”. Для этого на основании количества и свойств нефти и ДТ подготовим исходные данные для расчёта.

Расход теплоносителей:

Gн=357143∙0,5=178571,5 кг/ч — расход нефти, теплоноситель 1.

Gдт=357143∙0,1613=57607 кг/ч — расход ДТ через теплообменник по одному потоку, теплоноситель 2;

Средние температуры теплоносителей:

 

Физические свойства теплоносителей:

 – относительные плотности нефти:





 - относительные плотности ДТ:





определим кинематические вязкости:

 и — для нефти, тогда можно составить систему уравнений из формулы  и определить A и B.



отсюда .

 и — для ДТ, тогда можно составить систему уравнений из формулы  и определить A и B.



отсюда .

Принимаем кожухотрубчатый теплообменник в соответствии с ГОСТ 15122–79 [13]. Заносим необходимые данные в таблицу 9.1.

таблица 9.1 исходные данные для расчёта коэффициента теплопередачи

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Наименование параметра | размерность | значение |
| средняя температура ДТ в трубном пространстве | К | 450,5 |
| плотность ДТ в трубном пространстве при 288 К | кг/м3 | 863,3 |
| плотность ДТ в трубном пространстве при 450,5 К | кг/м3 | 749,7 |
| вязкость ДТ в трубном пространстве при 450,5 К | м2/с | 0,00000034 |
| средняя температура нефти в межтрубном пространстве | К | 356,5 |
| плотность нефти в межтрубном пространстве при 288 К | кг/м3 | 892,8 |
| плотность нефти в межтрубном пространстве при 356,5 К | кг/м3 | 842,6 |
| вязкость нефти в межтрубном пространстве при 356,5 К | м2/с | 0,00000615 |
| внутренний диаметр труб | м | 0,021 |
| Наружный диаметр труб | м | 0,025 |
| толщину стенки труб | м | 0,002 |
| количество труб на поток | шт. | 51 |
| площадь проходного сечения в вырезе перегородки | м2 | 0,045 |
| площадь проходного сечения между перегородками | м2 | 0,040 |
| коэффициент теплопроводности материала труб | вт/м•к | 17,5 |
| расход ДТ в трубном пространстве | кг/ч | 57607 |
| расход нефти в межтрубном пространстве | кг/ч | 178571,5 |

Результаты расчёта теплообменника по программе “Ktepper” представлены в таблице 9.2.

## таблица 9.2 - Результаты расчёта теплообменника

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Наименование параметра | размерность | значение |
| Скорость потока в трубном пространстве | м/с | 1,2 |
| Скорость потока в межтрубном пространстве | м/с | 1,39 |
| Коэффициент теплоотдачи в трубном пространстве | Вт/м2•К | 1965 |
| Коэффициент теплоотдачи в межтрубном пространстве | Вт/м2•К | 65 |
| Коэффициент теплопередачи | Вт/м2•К | 57,3 |

----------------------------------------------------------------

 Показатели ! Пространство

 !---------------------------------------

 ! Трубное ! Межтрубное

----------------------------------------------------------------

 Скорость потока,м/с ! 1.208945751190186 ! 1.387560606002808

 Коэф-т теплоотдачи, ! 1964.802124023438 ! 64.82077026367188

 Вт/м^2\*К !

 Коэф-т теплопередачи ! 57.3052864074707

 Вт/м^2\*К !

----------------------------------------------------------------

**11 ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ НА УСТАНОВКЕ**

На современном этапе развития производства все большее применение находит принцип «от техники безопасности к безопасной технике». Если раньше обеспечение безопасности работающих сводилось к применению предохранительных устройств и защитных приспособлений, то теперь основным направлением охраны труда является создание таких процессов и оборудования, в которых практически исключается возникновение опасностей и вредностей. Энергонасыщенность современных объектов стала огромной. Постоянно интенсифицируются технологии, вследствие этого такие параметры, как температура, давление, содержание опасных веществ, растут и приближаются к критическим. Растут единичные мощности аппаратов, количества находящихся в них веществ. Номенклатура выпуска нефтеперерабатывающего или нефтехимического заводов с передовой технологией, обеспечивающей комплексную переработку сырья, стала состоять из тысяч позиций, причем многие из изготавливаемых продуктов взрыво-, пожароопасные и (или) токсичны. Успешное решение экологических проблем в значительной степени зависит от рационального проектирования и совершенствования таких технологических процессов, как системы факельного хозяйства, каталитического обезвреживания газовых выбросов и очистки производственных сточных вод [1].

Степень загрязнения атмосферного воздуха зависит также от высоты выброса. При ветровом потоке воздуха, направленном на здание, над крышей и за зданием создаётся область пониженного давления (зона аэродинамической тени). Внутри этой зоны возникает циркуляция воздуха, в результате которой в зону вовлекается пыль и газовые выбросы. Поэтому все организованные выбросы должны направляться выше той зоны. При этом приземные концентрации вредных веществ могут быть уменьшены до 6 раз [2].

Для уменьшения выбросов углеводородов необходимо постоянно контролировать герметичность аппаратов, резервуаров, фланцевых соединений и т.д. особое внимание необходимо уделить резервуарам для хранения нефтепродуктов.

Плавающие понтоны предназначены для резервуаров со щитовым или сферическим покрытием с целью снижения потерь хранящихся в них легкоиспаряющихся нефтей и нефтепродуктов. Понтон, плавающий на поверхности жидкости, уменьшает площадь испарения по сравнению с обычным резервуаром, благодаря чему резко снижаются (в 4-5 раз) потери от испарения. Понтон представляет собой диск с поплавками, обеспечивающими его плавучесть. Между понтоном и стенкой резервуара оставляется зазор шириной 100-300 мм во избежание заклинивания понтона вследствие неровностей стенки. Зазор перекрывается уплотняющими герметизирующими затворами. Известны несколько конструкций затворов, однако наибольшее применение имеет затвор из прорезиненной ткани, профили которой имеют форму петли с внутренним заполнением затвора (петли) упругим материалом. Герметизирующий затвор является неотъемлемой частью понтона. Без затвора работа понтона мало эффективна [1].

**ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

В результате выполнения данного курсового проекта была разработана схема установки АВТ мощностью 3 млн.т/г Девонской нефти. Приведёны расчёты: состава паровой и жидкой фаз в емкости орошения отбензинивающей колонны, колонны четкой ректификации бензина, тепловой нагрузки печи атмосферного блока, теплообменника, материального баланса установки. На данной установке получаем продукты согласно задания.

**Список литературы**

1. Хорошко С.И., Хорошко А.Н. Нефти северных регионов. Справочник. – Новополоцк, 2004. – 126 с.
2. Танатаров М.А., Ахметшина М.Н., Фасхутдинов Р.А. и др. Технологические расчёты установок переработки нефти. – М.: Химия, 1987. – 352 с.
3. Корж А.Ф., Хорошко С.И. Установка первичной переработки нефти. Методические указания к выполнению курсового проекта № 1 по курсу «Технология переработки нефти и газа» для студентов специальности Т.15.02. – Новополоцк, ПГУ: 2000.
4. Богомолов А.И., Гайле А.А., Громова В.В. и др. Химия нефти и газа. – СПб.: Химия, 1995.–448 с.
5. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа./ под ред. Б.И. Бондаренко. –М.: Химия, 1983. – 128 с.
6. Рудин М. Г., Драбкин А. Е. Краткий справочник нефтепереработчика.– Л.: Химия, 1980. – 328 с.
7. Поникаров И.И., Перелыгин О.А., Доронин В.Н., Гайнулин М.Г. Машины и аппараты химических производств.– М.: Машиностроение, 1989.–368 с.
8. Гуревич И.Л. Технология переработки нефти и газа. Часть 1. – М.: Химия, 1972.–360 с.
9. Эмирджанов Р. Т., Лемберанский Р. А. Основы технологических расчётов в нефтепереработке и нефтехимии. – М.: Химия, 1989. – 192 с.
10. Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа.– М.: Химия, 1980. – 256 с.
11. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчёты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. –Л., Химия, 1974. –334 с.
12. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.

[13] Левченко Д.Н. и др. Технология обессоливания нефтей на нефтеперерабатывающих предприятиях. – М.: Химия, 1985. – 186 с., ил.

[14] Абросимов А.А. Экологические аспекты производства и применения нефтепродуктов.– М.: ВАС, 1999.–731с.

[15] Хорошко С.И., Хорошко А.Н. Сборник задач по химии и технологии нефти и газа. – Мн.: Вышэйшая школа, 1989. – 122 с.

[16] Томин В.П., Корчевин Н.А. и др. Ингибитор коррозии для защиты оборудования. – ХТТМ, № 3: 2000.

[17] Эмирджанов Р.Т., Лемберанский Р.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии. – М.: Химия, 1989. – 191с.

[18] Стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения. Каталог.-М.:ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ 1988.-39с.

[19] Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского, М.: Химия,1991-496с