Государственное бюджетное профессиональное образовательное учреждение

Самарской области

«Губернский колледж г. Сызрани»

Технический профиль

|  |  |
| --- | --- |
| ОДОБРЕНО  на заседании цикловой комиссии  протокол № \_\_ «\_\_» \_\_\_\_ 201\_ г.  Председатель \_\_\_\_\_\_ \_Мокеева В.В. | УТВЕРЖДАЮ  Заведующий отделением (руководитель технического профиля)  \_ Колосов В.В. |

**Методические указания**

**по выполнению выпускной квалификационной работы**

**по специальности 18.02.09 Переработка нефти и газа**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Сызрань 2019  СОДЕРЖАНИЕ   |  |  | | --- | --- | | Введение…………………………………………………………………………. | 4 | | 1.Структура дипломного проекта………………………………………………. | 5 | | 2. Практическая часть…………………………………….................................... | 7 | | 2.1 Поверочный расчет теплообменника………………………………………. | 7 | | 2.2Расчет воздушного конденсатора-холодильника………………………….. | 11 | | 2.3Расчет водяного холодильника……………………………………………... | 13 | | 2.4 Расчет газосепарации………………………………………………………... | 14 | | 2.5Поверочный расчет многокамерной печи………………………………….. | 19 | | 2.6 Технологический расчет реакторного блока каталитического рифор-минга……………………………………………………………………….......... | 21 | | 2.7 Расчет колонны стабилизации……………………………………………... | 41 | | 2.8 Расчет парового подогревателя.......……………………………………. | 66 | | 3. Расчет технико-экономических показателей.…………………………...... | 75 | | 4. Требования к оформлению текстовых документов…………………............ | 85 | | 5. Требования к оформлению графических материалов……………………… | 89 | | 6. Приложения………………………………........................................................ | 91 | |

Методические указания по выполнению выпускной квалификационной работы по специальности 18.02.09 Переработка нефти и газа

Сост.: В.П. Шокурова, преподаватель спецдисциплин по специальности 18.02.09 Переработка нефти и газа - Сызрань: 2019. – 95 с.

Представлена структура дипломного проекта, указаны объем и содержание разделов. Приведены требования к оформлению пояснительной записки и чертежей с указанием условных обозначений. Методические указания предназначены для студентов и преподавателей специальности 18.02.09 Переработка нефти и газа, а также для руководителей и консультантов дипломных проектов. Методические рекомендации являются практическим руководством при выполнении дипломного проекта

Введение

Дипломный проект является самостоятельной выпускной квалификационной работой обучающегося, на основании которой Государственная экзаменационная комиссия решает вопрос о присвоении обучающемуся квалификации «техник – технолог».

Дипломный проект – это форма итоговой государственной аттестации, обеспечивающая наиболее глубокую и системную проверку подготовки выпускников к профессиональной деятельности. В процессе выполнения дипломного проекта, обучающиеся закрепляют и расширяют полученные знания, умения, навыки, ОК и ПК. К выполнению дипломного проекта допускаются обучающиеся, полностью выполнившие учебный план по всем видам теоретического и производственного обучения на основании приказа директора. Тематику дипломного проекта и индивидуальное задание разрабатывает руководитель ДП, рассматривают на заседании МЦК и утверждает Заведующий отделением (руководитель технического профиля). Задание на ДП выдают обучающемуся не позднее, чем за две недели до начала преддипломной практики. Для оказания консультативной помощи при разработке отдельных частей дипломного проекта, кроме руководителя ДП, назначают консультантов: технического консультанта; по экономической частям проекта; КИПиА; ИКТ; нормоконтроль. Для контроля степени готовности каждого обучающегося составляют индивидуальный график дипломного проекта. По окончании проектирования консультанты, руководитель ДП подписывают пояснительную записку, графическую часть дипломного проекта. Далее руководитель ДП составляет отзыв о дипломном проекте и диплом направляют на рецензирование. Внесение дополнений или изменений в проект после рецензирования не допускаются. Дипломный проект вместе с заданием, отзывом и рецензией сдают руководителю технического профиля, который после ознакомления с проектом, отзывом и рецензией решает вопрос о допуске выпускника к защите дипломного проекта.

**1.СТРУКТУРА ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТА**

Пояснительная записка дипломного проекта должна содержать следующие разделы:

- Введение, в котором излагается назначение процесса, современное состояние и основные направления совершенствования проектируемого процесса, задачи в области повышения качества получаемых бензинов.

1. Теоретическая часть, где описываются

- теоретические основы и технология процесса;

- технологическая схема установки;

- характеристика сырья и получаемых продуктов;

- влияние параметров на технологический режим и качество выпускаемых продуктов;- - назначение, устройство, принцип работы и способы регулировки основных параметров оборудования;

- организацию охраны труда, промышленной и экологической безопасности на установке;

- возможные неполадки и аварийные ситуации, способы их предупреждения и локализации.

2.Практическая часть, где необходимо провести

- расчет материального баланса;

- поверочный расчёт;

-полный технологический расчёт основных аппаратов технологической установки;

-рассчитать основные технико-экономические показатели работы установки.

- заключение, проанализировать работу технологической установки с повышенной производительностью и сделать вывод.

- библиографический список.

3. Графическая часть проекта включает:

1. Технологическую схему установки со средствами автоматизации - 1 лист (формат А-1).
2. Чертеж аппарата -1 лист (формат А-1).
3. Чертеж внутреннего устройства аппарата -1 лист (формат А-1).
4. Таблица технико-экономических показателей.
5. **ПРАКТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ. (Пример расчета)**

**Внимание!**

**При оформлении расчётов сначала записывается используемая формула, затем подставляемые числа и в конце полученный результат вычисления.**

**2.1 Поверочный расчет теплообменников «ГСС – ГПС».**

Целью расчета сырьевыхтеплообменников «ГСС – ГПС» Т-6 является определение коэффициента теплопередачи и сравнение расчетных данных с принятыми.

Исходные данные по заводским данным для расчета приняты следующие:

- температура ГПС на входе в теплообменники 484ºС;

- температура ГПС на выходе из теплообменника 110ºС;

- температура ГСС на входе в теплообменник 80ºС;

- температура ГСС на выходе из теплообменника 4300С;

- количество теплообменников 8 шт.;

- поверхность одного теплообменника 350 м2;

- общая поверхность теплообмена 2800 м2.

Расход ГПС на выходе из реактора 45986 кг/ч.

в том числе:

* риформат 23889 кг/ч;
* ЦВСГ 17980 кг/ч;
* газы реакции 4117 кг/ч.

Расход ГСС на входе в теплообменник 45986 кг/ч.

в том числе:

* сырье 28006 кг/ч;
* ЦВСГ 17980 кг/ч.

Схема теплообмена:

80оС ГСС 430оС

110оС ГПС 484оС

Количество теплоты, переданное холодному потоку, определяем по формуле



где количество тепла ГПС при 4840С, кДж/ч;



количество тепла ГПС при 1100С, кДж/ч;



η – коэффициент, учитывающий потери тепла в окружающую среду.



где GР – расход риформата, кг/ч;

GР =23889 кг/ч;

– расход риформата в паровой фазе при температуре 110оС, кг/ч;



= 500 кг/ч (см. табл. 2);



энтальпия паров риформата при температуре 484оС, кДж/кг;



= 1524,5 кДж/кг;



– энтальпия паров риформата при температуре 110оС, кДж/кг;



= 554 кДж/кг;



- расход риформата в жидкой фазе при температуре 110оС, кг/ч;



= 23389 кг/ч (см. табл. 2);



- энтальпия жидкого риформата при температуре 110оС, кДж/кг;



= 266,5 кДж/кг;



GЦВСГ – расход ЦВСГ, кг/ч;

GЦВСГ = 17980 кг/ч;

- энтальпия ЦВСГ при температуре 484оС, кДж/кг;



= 2946 кДж/кг;



- энтальпия ЦВСГ при температуре 110оС, кДж/кг;



= 1029 кДж/кг;



Gгр – расход газов реакции, кг/ч;

Gгр= 4117 кг/ч;

- энтальпия газов реакции при температуре 484оС, кДж/кг;



= 1723,6 кДж/кг;



- энтальпия газов реакции при температуре 110оС, кДж/кг;



= 681,8 кДж/кг.



Расчет состава фаз ГПС при 1,9 МПа и 1100С представлен в табл. 2.28. Материальный баланс однократного испарения ГПС при 110º С и 1,9 МПа представлен в табл. 2



Таблица 1

Определение состава фаз ГПС при 1,9 МПа и 1100С

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Расход, кг/ч | Мi | ni | x0i | К | xi | уi |
| Н2 | 4234 | 2 | 2117,2 | 0,730 | 50 | 0,0159 | 0,7971 |
| СН4 | 2831 | 16 | 176,9 | 0,061 | 14 | 0,0047 | 0,0663 |
| С2Н6 | 4922 | 30 | 164,1 | 0,057 | 4,9 | 0,0124 | 0,0607 |
| С3Н8 | 6469 | 44 | 147,0 | 0,051 | 2,3 | 0,0232 | 0,0533 |
| iС4Н10 | 1644 | 58 | 28,3 | 0,010 | 1,3 | 0,0077 | 0,0100 |
| nС4Н10 | 1237 | 58 | 21,3 | 0,007 | 1 | 0,0074 | 0,0074 |
| iС5Н12 | 576 | 72 | 8,0 | 0,003 | 0,54 | 0,0048 | 0,0026 |
| nС5Н12 | 184 | 72 | 2,6 | 0,001 | 0,45 | 0,0018 | 0,0008 |
| Риформат | 23889 | 102,3 | 233,5 | 0,081 | 0,002 | 0,9222 | 0,0018 |
| Итого | 45986 |  | 2899,0 | 1,000 |  | 1,0000 | 1,0000 |

Мольная доля отгона е = 0,914480



кДж/ч



Энтальпию ГСС при 80°C определяем по формуле

= gс · h80+ Gцвсг· Н80,



где – количество тепла ГСС при 800С, кДж/ч;



gс – расход сырья, кг/ч;

h80 – энтальпия сырья при 800С, кДж/кг;

Gцвсг – расход ЦВСГ, кг/ч;

Н80 – энтальпия ЦВСГ при 800С, кДж/кг.

=28006·510+17980·822,5=29,1·106кДж/ч



Энтальпию ГСС при 430°C определяем по формуле

= Gс · Н430+ Gцвсг· Н430,



где – количество тепла ГСС при 4300С, кДж/ч;



Gс – расход сырья, кг/ч;

Н430 – энтальпия сырья при 4300С, кДж/кг;

Gцвсг – расход ЦВСГ, кг/ч;

Н430 – энтальпия ЦВСГ при 4300С, кДж/кг.

=28006·1375+17980·2626,9=85,7·106кДж/ч



Рассчитываем количество тепла, полученного ГСС

кДж/ч



Из уравнения теплового баланса получаем

η = (56,6·106)/(65,0·106) = 0,87

Таблица 2

Материальный баланс однократного испарения ГПС в теплообменниках ГСС-ГПС Т-6

при давлении 1,9 МПа и температуре 1100C (е=0,914480)

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Приход | | | | Расход | | | | | | | | |
| газопарожидкостная смесь | | | | | газопаровая фаза | | | | жидкая фаза | | | |
| кг/ч | массо-вая доля | кмоль/ч | моль-ная доля | | кг/ч | массо-вая  доля | кмоль/ч | моль-ная доля | кг/ч | массо-вая  доля | кмоль/ч | мольная доля |
| Н2 | 4234 | 0,0921 | 2117,2 | 0,7303 | | 4227 | 0,1931 | 2113,3 | 0,7971 | 8 | 0,0003 | 3,95 | 0,0159 |
| СН4 | 2831 | 0,0616 | 176,9 | 0,0610 | | 2812 | 0,1285 | 175,8 | 0,0663 | 19 | 0,0008 | 1,17 | 0,0047 |
| С2Н6 | 4922 | 0,1070 | 164,1 | 0,0566 | | 4829 | 0,2206 | 161,0 | 0,0607 | 92 | 0,0038 | 3,07 | 0,0124 |
| С3Н8 | 6469 | 0,1407 | 147,0 | 0,0507 | | 6216 | 0,2839 | 141,3 | 0,0533 | 253 | 0,0105 | 5,74 | 0,0232 |
| iС4Н10 | 1644 | 0,0357 | 28,3 | 0,0098 | | 1533 | 0,0700 | 26,4 | 0,0100 | 110 | 0,0046 | 1,90 | 0,0077 |
| nС4Н10 | 1237 | 0,0269 | 21,3 | 0,0074 | | 1132 | 0,0517 | 19,5 | 0,0074 | 106 | 0,0044 | 1,82 | 0,0074 |
| iС5Н12 | 576 | 0,0125 | 8,0 | 0,0028 | | 491 | 0,0224 | 6,8 | 0,0026 | 85 | 0,0035 | 1,18 | 0,0048 |
| nС5Н12 | 184 | 0,0040 | 2,6 | 0,0009 | | 152 | 0,0070 | 2,1 | 0,0008 | 32 | 0,0013 | 0,44 | 0,0018 |
| Риформат | 23889 | 0,5195 | 233,5 | 0,0806 | | 500 | 0,0228 | 4,9 | 0,0018 | 23389 | 0,9708 | 228,63 | 0,9222 |
| Итого | 45986 | 1,0000 | 2899,0 | 1,0000 | | 21893 | 1,0000 | 2651,1 | 1,0000 | 24093 | 1,0000 | 247,9 | 1,0000 |

Коэффициент теплопередачи находим из уравнения поверхности теплообмена

F = , [5]



где К – коэффициент теплопередачи, кДж/( м2· ч·ºС);

Δtср – средняя температура теплообмена, оС.

Если Δtб /Δtм< 2, то Δtср определяется как:

Δtср = (Δtб + Δtм)/2

Δtмб=484 – 430 = 54оС

Δtм =110 – 80 = 30оС

Δtб / Δtм = 54 / 30 = 1,8 < 2

Δtср = (54 + 30) / 2 = 42оС

Коэффициент теплопередачи

К = кДж/( м2· ч·ºС)



При расчете теплообменников реакторного блока коэффициент теплопередачи рекомендуется принимать в пределах 600-1100 кДж/(м2· ч·ºС)[5].

**2.2 Расчет воздушного конденсатора-холодильника**

Холодильники АВГ - 4 ÷ 7 предназначены для конденсации и охлаждения газопродуктовой смеси. Расчет холодильника сводится к определению эффективности его работы.

Исходные данные для расчета:

* температура ГПС на входе в АВГ-4 и АВГ-6 110ºС;
* температура ГПС на выходе из АВГ-5,7 40ºС;
* количество АВГ 4 шт.;
* поверхность теплообмена одного АВГ 1740 м2;
* общая поверхность теплообмена 6960 м2

- расход ГПС на входе в АВГ - 4÷7 45986 кг/ч.

в том числе:

* риформат 23889 кг/ч;
* ЦВСГ 17980 кг/ч;
* газы реакции 4117 кг/ч.

Схема теплообмена:

ГПС

110 ºС 40ºС

50 ºС Воздух 20ºС

tmax=600Ctmin=200C

Так как > 2, средний температурный напор определяем по формуле



где ΔtБ – большая разность температур, ºС;

ΔtМ – меньшая разность температур, ºС;

;



.



Принимаем что при 400С и давлении 1,7МПа риформат на выходе из аппаратов воздушного охлаждения находится в жидкой фазе.

Рассчитываем количество теплоты, подлежащее съему:



где – количество теплоты, подлежащее съему, кДж/ч;



количество теплоты ГПС при 1100С, кДж/ч;



27,8·106 кДж/ч (см. п. 2.4.5);



количество теплоты ГПС при 400С, кДж/ч;



где - расход риформата в жидкой фазе при температуре 40оС, кг/ч;



= 23889 кг/ч;



- энтальпия жидкого риформата при температуре 40оС, кДж/кг;



= 90 кДж/кг;



GЦВСГ – расход ЦВСГ, кг/ч;

GЦВСГ = 17980 кг/ч;

- энтальпия ЦВСГ при температуре 40оС, кДж/кг;



= 547 кДж/кг;



GГР – расход газов реакции, кг/ч;

GГР = 4117 кг/ч;

- энтальпия газов реакции при температуре 40оС, кДж/кг;



= 433 кДж/кг.



кДж/ч



К = 70 кДж/(ч\*м2\*оС) [5]

F = = 5556 м2



Фактическая поверхность теплообмена воздушных конденсаторов-холодильников АВО - 4÷7 на установке равна 6960м2, что выше расчетной поверхности теплообмена.

**2.3 Расчет водяного холодильника.**

Водяной холодильник предназначен для охлаждения газопродуктовой смеси. Расчет холодильника сводится к определению эффективности работы.

Исходные данные для расчета:

* температура ГПС на входе в Х-6б 40ºС;
* температура ГПС на выходе из Х-6б 30ºС;

Расход ГПС на выходе из реактора 45986 кг/ч.

в том числе:

* риформат 23889 кг/ч;
* ЦВСГ 17980 кг/ч;

газы реакции 4117 кг/ч.

Схема теплообмена:

ГПС

40 ºС 30ºС

30 ºС Вода 20ºС

ΔtБ =10ºС ΔtМ = 10ºС

Средний температурный напор:



Количество тепла, подлежащее съему:



где – количество теплоты, подлежащее съему, кДж/ч;



количество тепла ГПС при 400С, кДж/ч;



14,0·106 кДж/ч (см. п. 2.4.7.1);



количество тепла ГПС при 300С, кДж/ч;



где - расход риформата в жидкой фазе при температуре 30оС, кг/ч;



= 23889 кг/ч;



- энтальпия жидкого риформата при температуре 30оС, кДж/кг;



= 67 кДж/кг;



GЦВСГ – расход ЦВСГ, кг/ч;

GЦВСГ = 17980 кг/ч;

- энтальпия ЦВСГ при температуре 30оС, кДж/кг;



= 478 кДж/кг;



GГР – расход газов реакции, кг/ч;

GГР = 4117 кг/ч;

- энтальпия газов реакции при температуре 30оС, кДж/кг;



= 397 кДж/кг.



кДж/ч



Поверхность теплообмена находим по формуле

,



где К – коэффициент теплопередачи, кДж/м2·ч· 0С;

К = 700 кДж/м2·ч· 0С[5].

м2



Фактическая поверхность теплообмена водяного холодильника Х-6б на установке равна 250м2, что выше расчетной поверхности теплообмена.

**2.4 Расчет газосепарации ГПС.**

Сепаратор предназначен для разделения ГПС на циркулирующий водородсодержащий газ и риформат нестабильный. Целью расчета является оценка эффективности работы сепаратора.

Исходные данные, принятые для расчёта, следующие:

- расход ГПС 49394 кг/ч;

- диаметр 2000 мм;

- длина 7306 мм;

- температура ГПС на входе в газосепаратор 30 оС;

- давление в газосепараторе 1,5МПа

-состав продуктов на входе в сепаратор представлен в табл. 2.25.

Расчет материального баланса сепаратора.

Расчет состава фаз при однократном испарении проводим в следующей последовательности:

1)Определяем молярные массы компонентов.

2)Находим число кмолей каждого компонента по формуле



где Ni – число кмолей, кмоль/ч;

Gi – расход компонента, кг/ч.

Таблица 2.25

Определение состава продуктов на входе в сепаратор

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | Расход,  кг/ч | Н2 | СН4 | С2Н6 | С3Н8 | iС4Н10 | nС4Н10 | iС5Н12 |
| Катализат | 23889 | - | - | - | - | - | - | - |
| Газы реакции | 4117 | 5 | 175 | 1091 | 2311 | 310 | 201 | 24 |
| ЦВСГ | 17980 | 4229 | 2656 | 3831 | 4158 | 1333 | 1037 | 552 |
| Итого | 45986 | 4234 | 2831 | 4922 | 6469 | 1644 | 1237 | 576 |

Таблица 2.26

Материальный баланс газосепаратора С-7

при давлении 1,5 МПа и температуре 300C (е=0,909449)

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Приход | | | | Расход | | | | | | | |
| Газожидкостная смесь | | | | Водородсодержащий газ | | | | Жидкая фаза | | | |
| кг/ч | массовая доля | кмоль/ч | мольная доля | кг/ч | массовая  доля | кмоль/ч | мольная доля | кг/ч | массовая  доля | кмоль/ч | мольная доля |
| Н2 | 4234 | 0,0921 | 2117,2 | 0,7303 | 4228 | 0,1962 | 2114,2 | 0,8019 | 6 | 0,0002 | 3,01 | 0,0115 |
| СН4 | 2831 | 0,0616 | 176,9 | 0,0610 | 2812 | 0,1305 | 175,8 | 0,0667 | 19 | 0,0008 | 1,17 | 0,0044 |
| С2Н6 | 4922 | 0,1070 | 164,1 | 0,0566 | 4753 | 0,2205 | 158,4 | 0,0601 | 169 | 0,0069 | 5,63 | 0,0215 |
| С3Н8 | 6469 | 0,1407 | 147,0 | 0,0507 | 5753 | 0,2669 | 130,7 | 0,0496 | 716 | 0,0293 | 16,27 | 0,0620 |
| iС4Н10 | 1644 | 0,0357 | 28,3 | 0,0098 | 1280 | 0,0594 | 22,1 | 0,0084 | 364 | 0,0149 | 6,28 | 0,0239 |
| nС4Н10 | 1237 | 0,0269 | 21,3 | 0,0074 | 885 | 0,0411 | 15,3 | 0,0058 | 352 | 0,0144 | 6,08 | 0,0231 |
| iС5Н12 | 576 | 0,0125 | 8,0 | 0,0028 | 371 | 0,0172 | 5,1 | 0,0020 | 205 | 0,0084 | 2,85 | 0,0108 |
| nС5Н12 | 184 | 0,0040 | 2,6 | 0,0009 | 113 | 0,0053 | 1,6 | 0,0006 | 71 | 0,0029 | 0,98 | 0,0037 |
| Риформат | 23889 | 0,5195 | 233,5 | 0,0806 | 1358 | 0,0630 | 13,3 | 0,0050 | 22531 | 0,9222 | 220,25 | 0,8390 |
| Итого | 45986 | 1,0000 | 2899,0 | 1,0000 | 21553 | 1,0000 | 2636,5 | 1,0000 | 24433 | 1,0000 | 262,5 | 1,0000 |

3)Находим мольный состав смеси по формуле



где Хi – мольная доля.

4) Константу фазового равновесия водорода находим по графику зависимости констант фазового равновесия водорода от температуры и давления [5].

5)Находим состав жидкой и паровой фаз по формулам



где хi – мольная доля компонента жидкой фазы;

уi – мольная доля компонента паровой фазы;

е – мольная доля отгона.

Состав продуктов паровой и жидкой фаз на выходе из сепаратора С-7 при давлении 1,5МПа и температуре 30°С представлен в табл. 2.26. Материальный баланс газосепаратора представлен в табл. 2.27.

Таблица 2.27

Определение состава продуктов на выходе из сепаратора

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Расход, кг/ч | Мi | ni | x0i | к | xi | уi |
| Н2 | 4234 | 2 | 2117,2 | 0,730 | 70 | 0,0115 | 0,8019 |
| СН4 | 2831 | 16 | 176,9 | 0,061 | 15 | 0,0044 | 0,0667 |
| С2Н6 | 4922 | 30 | 164,1 | 0,057 | 2,8 | 0,0215 | 0,0601 |
| С3Н8 | 6469 | 44 | 147,0 | 0,051 | 0,8 | 0,0620 | 0,0496 |
| iС4Н10 | 1644 | 58 | 28,3 | 0,010 | 0,35 | 0,0239 | 0,0084 |
| nС4Н10 | 1237 | 58 | 21,3 | 0,007 | 0,25 | 0,0231 | 0,0058 |
| iС5Н12 | 576 | 72 | 8,0 | 0,003 | 0,18 | 0,0108 | 0,0020 |
| nС5Н12 | 184 | 72 | 2,6 | 0,001 | 0,16 | 0,0037 | 0,0006 |
| Катализат | 23889 | 102,3 | 233,5 | 0,081 | 0,006 | 0,8390 | 0,0050 |
| Итого | 45986 |  | 2899,0 | 1,000 |  | 1,0000 | 1,0000 |

Мольная доля отгона е = 0,909449

Для расчета материального баланса ОИ ГСС определим мольные расходы паровой и жидкой фаз.

Число кмоль паровой фазы определяем по уравнению



nп=0,909449·2899 = 2636,5 кмоль/ч.

Число кмоль в жидкой фазе определяем по уравнению

,



nж=(1 - 0,909449)·2899 = 262,5 кмоль/ч.

Объем газовой (паровой) фазы находим по формуле



где VП – объем газовой фазы, м3/с ;

ΣNi – число кмоль газовой фазы, кмоль/ч;

t – температура ГПС в сепараторе, 0С;

Р – давление ГПС в сепараторе, МПа;

Р = 1,5 МПа;

Z – коэффициент сжимаемости, находится по приведенным параметрам (при большой мольной концентрации водорода Z = 1);

Vc =



Допустимую скорость газового потока определяем из выражения



рж – плотность жидкой фазы, кг/м3

рп– плотность паровой фазы, кг/м3

Плотность жидкой фазы рассчитываем по уравнению Менделеева

,



где – плотность при температуре t,



t = 300С;

– плотность при 20оС,



= 0,776;



– температурная поправка.



= 0,776 – 0,000805·(30 – 20) = 0,768 г/см3 =768 кг/м3



где Gп – массовое количество газовой фазы, кг/ч;



Wдоп = 0,0334



Фактическую скорость газовой фазы в сепараторе рассчитаем по формуле

.



Диаметр сепаратора равен 2 метра.

Рассчитаем сечение сепаратора:

,



.



Определим время пребывания жидкой фазы в газосепараторе из формулы

ℓ = τ·Wж, τ = ℓ/Wж ,



где ℓ - длина сепаратора, м; ℓ = 7,306м;

τ – время пребывания жидкости в сепараторе, мин;

Wж – линейная скорость жидкой фазы, м/мин.

Линейную скорость жидкой фазы определим по формуле

Wж = Vж/(0,5·S),

где Vж – расход жидкой фазы, м3/мин

Расcчитаем объёмный расход жидкой фазы по формуле

Vж = Gж/(60·ρ),

где Gж – расход жидкой фазы, кг/ч.

Vж = 24433/(60·768) = 0,53 м3/мин.

Wж = 0,53/(0,5·3,14) = 0,34 м/мин.

Рассчитаем время пребывания жидкости в сепараторе:

τ = 7,306/0,34 = 21,5 мин.

Получено что, Wфакт >Wдоп следовательно, необходимо установить сепаратор большего диаметра.

**2.5 Поверочный расчет многокамерной печи установки КР.**

Целью расчета печи является определение ее тепловой мощности и расхода топлива. Исходными данными для расчета являются температура и расход газосырьевой смеси.

Тепловую мощность первой секции печи определяем по формуле

Q1 = Gс (НtР-2с- Нtс) + Gц.г. (Ht Р-2 ц.г. - Htц.г.),

где Q1 – тепловая мощность первой секции печи, кДж/ч;

Gс – расход сырья, кг/ч;

Gс = 28006 кг/ч;

НtР-2с– энтальпия паров сырья при 4840С, кДж/кг;

НtР-2с= 1490 кДж/кг;

Нtс– энтальпия паров сырья при 4130С, кДж/кг;

Нtс= 1367 кДж/кг;

Gцвсг– расход ЦВСГ, кг/ч;

Gцвсг= 17980 кг/ч;

НtР-2цг– энтальпия ЦВСГ при 4840С, кДж/кг;

НtР-2цг= 2946 кДж/кг;

Нtцг– энтальпия паров сырья при 4130С, кДж/кг;

Нtцг= 2651 кДж/кг;

tР-2– температура входагазосырьевой смеси в реактор Р – 2, оС;

tР-2= 4840С;

t - температура входагазосырьевой смеси в печь, оС;

t = 4300С.

Q1 = 28006·(1490 – 1367) + 17980·(2946 – 2651) = 9,0\*106 кДж/ч

Тепловая мощность второй ступени определяем по формуле

Q2 = Qпр.Р-3 – Qрасх.Р-2,

где Q2 – тепловая мощность второй секции печи, кДж/ч;

Qпр.Р-3 – количество тепла, поступающее с продуктами в реактор Р- 3, кДж/ч;

Qрасх.Р-2 - количество тепла, уходящее с продуктами из реактора Р- 2, кДж/ч .

Q2 = (94,9 – (37,1 + 1,3 + 47,7)) · 106 = 8,8·106 кДж/ч

Тепловую мощность третьей ступени определяем аналогичным образом:

Q3 = Qпр.Р-4 – Qрасх.Р-3

где Q3 – тепловая мощность третьей секции печи, кДж/ч;

Qпр.Р-4 – количество тепла, поступающее с продуктами в реактор Р- 4, кДж/ч;

Qрасх.Р-3 - количество тепла, уходящее с продуктами из реактора Р- 3, кДж/ч.

Q3 = (95,2 – (36,7 + 3,3 + 49,4)) · 106 = 5,8·106 кДж/ч

Поверхность радиантных труб определяем по формуле

Fтр. = Q /Нт,

где Q – количество переданного в секции тепла, кДж/ч;

Нт – тепловая напряженностьрадиантныхтруб,кДж/ч\*м2.

Тепловая напряженностьрадиантных труб по заводским данным составляет:

на первой ступени Нт = 124650 кДж/ч\*м2

на второй ступени Нт = 126960 кДж/ч\*м2

на третьей ступени Нт = 108100 кДж/ч\*м2

Определяем поверхность радиантных труб

на первой ступени Fтр.1 = 9,0\*106/124650 = 72,2 м2

на второй ступени Fтр.2 = 8,8\*106/126690 = 69,5м2

на третьей ступени Fтр.3 = 5,8\*106/108100 = 53,7 м2

Количество радиантных труб определяем по формуле

N = ,



где d – наружный диаметр труб, м;

l – длина радиантных труб, м.

на первой ступени

N1 = = 12 шт.



на второй ступени

N2 = = 12 шт.



на третьей ступени

N3 = = 9 шт.



Расход топлива в печи (В) вычисляем по формуле

В = ,



где Qпол – полезная тепловая нагрузка печи, кДж/ч;

Qнр – низшая теплота сгорания топлива, кДж/кг;

η – КПД печи.

Для газового топлива низшую теплоту сгорания рассчитываем по формуле

Qнр = 4,19\*(8555СН4 + 15226С2Н6 + 21795С3Н8 + 28338С4Н10),

где Qнр – низшая теплота сгорания топлива, кДж/м3;

СН4, С2Н6, С3Н8, С4Н10 – объемные концентрации компонентов в топливе.

Состав топливного газа по заводским данным приведен в табл. 2.30.

Таблица2.30

Составтопливногогаза

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Мi | уi | уi\*Мi |
| Метан | 16 | 0,30 | 4,8 |
| Этан | 30 | 0,30 | 9,0 |
| Пропан | 44 | 0,25 | 11,0 |
| Бутан | 58 | 0,15 | 8,7 |
| Итого | - | 1,0000 | 33,5 |

Qнр = 4,19\*(8555\*0,3 + 15226\*0,3 + 21795\*0,25 + 28338\*0,15) = 70533 кДж/м3

Массовую низшую теплоту сгорания рассчитываем по формуле

Qнр = Qнр\*22,4/∑ уi\*Мi

Qнр = 70533\*22,4/33,5 = 47160 кДж/кг

В = = 663 кг/ч



В результате расчета определили тепловую мощность печи, фактическое количество труб составляет по ступеням 32, 24 и 8 штук; по секциям распределение труб следующее – 20, 24 и 20 штук. Поэтому имеется возможность часть труб, которая в данный момент используется для подогрева ГСС, в последней секции печи использовать для нагрева смеси продуктов на входе в Р – 4.

* 1. **Технологический расчет реакторного блока установки каталитического риформинга.**

Исходные данные для расчета по заводским данным приняты следующие:

- продолжительность работы установки между циклами 335 суток;

- часовая производительность установки 41 м3/ч;

- плотность сырья 731 кг/м3;

- плотность гидрогенизата 737 кг/м3;

- плотность катализата 776 кг/м3;

- кратность циркуляции ВСГ 1500 нм3/м3;

- температура сырья на входе в реактора 4840С;

- давление на входе в реактор Р-2 2,1 МПа;

- распределение катализатора по реакторам 1:1,5:2,5.

Характеристика сырья, продуктов реакции и катализатора риформинга представлены в табл. 2.1-2.3.

2.6.1 Материальные балансы установки и реакторного блока

2.6.1.1 Определение производительности установки

Объемную часовую производительность установки определяем по формуле [5]

, м3/ч



Массовую суточную производительность установки рассчитываем по формуле

Gc=Wc∙pc·24,

Gc = 41,2∙731·24/1000 = 723 т/сутки

Годовая производительность: 723/1000· 335=242 тыс.т/год

Материальный баланс установки по заводским данным представлен в табл. 2.6.

Таблица 2.6

Материальный баланс установки

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Статьи баланса | % мас. | Расход | | |
| кг/ч | т/сутки | тыс. т/год |
| Взято: |  |  |  |  |
| Сырье | 100,0 | 30082 | 722 | 242 |
| Итого | 100,0 | 30082 | 722 | 242 |
| Получено: |  |  |  |  |
| Стабильный катализат | 79,4 | 23889 | 573 | 192 |
| ВСГ | 6,9 | 2072 | 50 | 17 |
| в том числе 100% водород | *(1,3)* | *(391)* | *(9)* | *(3)* |
| Бензин-отгон | 4,9 | 1474 | 35 | 12 |
| Сухой газ | 5,0 | 1502 | 36 | 12 |
| Рефлюкс | 2,6 | 772 | 19 | 6 |
| Потери | 1,2 | 372 | 9 | 3 |
| Итого | 100,0 | 30082 | 722 | 242 |

Материальный баланс блока гидроочистки представлен в табл. 2.7

Таблица 2.7

Материальный баланс блока гидроочистки

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Выход продуктов | |
| % мас. | кг/ч |
| Взято: |  |  |
| Сырье | 100,0 | 30082 |
| СВСГ | 0,5 | 150 |
| Итого | 100,5 | 30232 |
| Получено: |  |  |
| Гидрогенизат | 93,1 | 28006 |
| Сухой газ | 2,1 | 632 |
| Бензин-отгон | 4,9 | 1474 |
| Потери | 0,4 | 120 |
| Итого | 100,5 | 30232 |

Материальный баланс блока риформинга представлен в табл. 2.8.

Таблица 2.8

Материальный баланс реакторного блока

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Выход продуктов | |
| % мас. | кг/ч |
| Взято:  Гидроочищенное сырье | 100 | 28006 |
| Получено: |  |  |
| Н2 | 2,5 | 700 |
| СН4 | 1,3 | 364 |
| С2Н6 | 2,4 | 672 |
| С3Н8 | 3,4 | 952 |
| Изо-С4Н10 | 2,2 | 616 |
| Н-С4Н10 | 2,8 | 784 |
| Изо-С5Н12 | 0,1 | 28 |
| Стабильный катализат | 85,3 | 23889 |
| Итого: | 100,0 | 28006 |

2.6.1.2 Расчёт расхода ЦВСГ

Объемный расход ЦВСГ находим по формуле [5]

Vцвсг= Wс · К,

где Vцвсг – расход ЦВСГ, нм3/м3сырья;

Wc – часовая производительность установки, м3/ч;

К– кратность циркуляции ВСГ, нм3/м3сырья; К=1500 нм3/м3.

Vцвсг. = 41,2· 1500 = 61800 нм3/ч.

Массовый расход ЦВСГ рассчитываем из соотношения:

,



Таблица 2.9

Состав ЦВСГ

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Состав | Уi | Мi | Мi·Уi |  |
| Н2 | 0,828 | 2 | 1,7 | 0,235 |
| СН4 | 0,065 | 16 | 1,0 | 0,148 |
| C2Н6 | 0,050 | 30 | 1,5 | 0,213 |
| С3Н8 | 0,037 | 44 | 1,6 | 0,231 |
| Изо-С4Н10 | 0,009 | 58 | 0,5 | 0,074 |
| Н-С4Н10 | 0,007 | 58 | 0,4 | 0,058 |
| Изо-С5Н12 | 0,003 | 72 | 0,2 | 0,031 |
| Н-С5Н12 | 0,001 | 72 | 0,1 | 0,010 |
| Итого | 1,000 | - | 7,0 | 1,000 |

где GЦВСГ – массовый расход ЦВСГ, кг/ч;

Мцвсг – молярная масса ЦВСГ, кг/кмоль;

Мцвсг= 7,0 кг/кмоль (см. табл. 2.9);

= 17980 кг/ч



Рассчитываем расход ЦВСГ в расчёте на сырьё по формуле

,



где Сцвсг – расход ЦВСГ в расчёте на сырьё, % мас.

= 64,2 % мас.



2.6.1.3 Характеристика реакторов блока риформинга

Распределение катализатора по реакторам на установке ЛГ-35/11-300 составляет 1:1,5:2,5. Характеристика реакторов установки представлена в табл. 2.10.

Таблица 2.10

Характеристика реакторов

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Показатели | Р-2 | Р-3 | Р-4 |
| Объем катализатора, %мас. | 20,0 | 30,0 | 50,0 |
| Объем катализатора, м3 | 6,6 | 9,9 | 16,5 |
| Общая высота реактора, м | 5,5 | 6,75 | 8,1 |
| Высота реакционной зоны, м | 3,0 | 4,25 | 5,5 |
| Диаметр реактора, м | 2,0 | 2,0 | 2,2 |

2.6.1.4 Материальные балансы реакторов

В соответствии с распределением катализатора по реакторам определяем выход катализата и газов реакции в каждом реакторе путем построения графика в координатах: объем катализатора в % - выход катализата в % (см. рис. 2.10).

|  |
| --- |
|  |
| Рис. 2.10 |

Материальные балансы реакторов Р–2, Р–3, Р–4 представлены в табл. 2.11 - 2.13 соответственно.

Таблица 2.11

Материальный баланс реактора Р –2

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Выход, %мас. | Расход, кг/ч |
| Приход: |  |  |
| Сырье | 100,0 | 28006 |
| ЦВСГ | 64,2 | 17980 |
| Итого: | 164,2 | 45986 |
| Расход: |  |  |
| Катализат первой ступени | 97,0 | 27166 |
| Газы реакции | 3,0 | 840 |
| ЦВСГ | 64,2 | 17980 |
| Итого: | 164,2 | 45986 |

Таблица 2.12

Материальный баланс реактора Р –3

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Выход, %мас. | Расход, кг/ч |
| Приход: |  |  |
| Катализат первой ступени | 97,0 | 27166 |
| Газы реакци | 3,0 | 840 |
| ЦВСГ | 64,2 | 17980 |
| Итого: | 164,2 | 45986 |
| Расход: |  |  |
| Катализат второй ступени | 92,6 | 25934 |
| Газы реакции | 7,4 | 2072 |
| ЦВСГ | 64,2 | 17980 |
| Итого: | 164,2 | 45986 |

Таблица 2.13

Материальный балансы реактора Р –4

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Выход, %мас. | Расход, кг/ч |
| Приход: |  |  |
| Катализат второй ступени | 92,6 | 25934 |
| Газы реакци | 7,4 | 2072 |
| ЦВСГ | 64,2 | 17980 |
| Итого: | 164,2 | 45986 |
| Расход: |  |  |
| Катализат третьей ступени | 85,3 | 23889 |
| Газы реакции | 14,7 | 4117 |
| ЦВСГ | 64,2 | 17980 |
| Итого: | 164,2 | 45986 |

2.6.2 Тепловой баланс реакторов

2.6.2.1 Расчёт парциальных давлений ГСС и ГПС

Для расчета парциальных давлений компонентов нужно знать их молярные массы.

Определение молярных масс компонентов ГСС и ГПС.

Молярные массы сырья, гидрогенизата и катализатаопределяем по формуле Воинова – Эйгенсона [5]

М = 7К-21,5+(0,76-0,04К) ·tср.м+ (0,0003К-0,00245) ·tср.м,

где К – характеризующий фактор;

tср.м- средняя молярная температура кипения, 0С

Характеризующий фактор К находим по формуле

К=



где ρ15 – плотность при 150С,

ρ15 = ρ20 + 5·α,

где ρ20 – плотность при 200С,

α – средняя температурная поправка на 10С.

Среднюю молярную температуру кипения находим в следующей последовательности:

1. Определяем среднюю объемную температуру кипения по формуле

tср.об.= ,



где t% - температуры выкипания 10, 50 и 90% фракции соответственно.

1. Определяем наклон кривой разгонки по формуле



1. По графику находим поправку к средней молярной температуре кипения Δt
2. tср.м= tср.об. – Δt

Находим молярную массу сырья.

1. tср.об.== 121 0С



1. =0,65 0С/%



1. Δt= 50С
2. tср.м=121 – 5 =116 0С
3. ρ15 = 0,731 + 5·0,000857 = 0,735
4. К= = 12,1



1. Мг-г=7·12,1-21,5+(0,76-0,04·12,1)·116+(0,0003·12,1-0,00245)·116 2=

=111,1 кг/кмоль

Находим молярную массугидрогенизата.

1. tср.об. ==124 0С



1. =0,61 0С/%



1. Δt= 40С
2. tср.м=124 – 4 =120 0С
3. ρ15 = 0,737 + 5·0,000857 = 0,741
4. К= =12,0



1. Мк-т=7·12,0-21,5+(0,76-0,04·12,0)·120+(0,0003·12,0-0,00245)·1202=

=112,7кг/кмоль

Находим молярную массукатализата.

1. tср.об. ==115 0С



1. =0,98 0С/%



1. Δt= 60С
2. tср.м=115 – 6 =109 0С
3. ρ15 = 0,776 + 5·0,000805 = 0,780
4. К= =11,3



1. Мк-т=7·11,3-21,5+(0,76-0,04·11,3)·109+(0,0003·11,3-0,00245)·1092=

=102,3 кг/кмоль

Расчет молярной массы и состава газов реакций представлен в табл. 2.14.

Таблица 2.14

Расчет молярной массы и состава газов реакций

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Состав | yi | Мi | yi·Мi |  |
| Н2 | 0,023 | 2 | 0,046 | 0,0012 |
| СН4 | 0,098 | 16 | 1,6 | 0,0425 |
| С2Н6 | 0,326 | 30 | 9,8 | 0,2649 |
| С3Н8 | 0,471 | 44 | 20,7 | 0,5614 |
| Изо-С4Н10 | 0,048 | 58 | 2,8 | 0,0754 |
| Н-С4Н10 | 0,031 | 58 | 1,8 | 0,0487 |
| Изо-С5Н12 | 0,003 | 72 | 0,2 | 0,0059 |
| Итого | 1,000 |  | 36,9 | 1,0000 |

Расчет парциальных давлений компонентов ГПС и ГСС приведен в табл. 2.15-2.16.

Таблица 2.15

Расчет парциального давления компонентов ГСС

на входе в реактор Р – 2

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Кг/ч | Мi | Ni | Yi= | Парциальное давление компонента yi\*П, МПа |
| Гидрогенизат | 28006 | 111,1 | 252,1 | 0,0894 | 0,14 |
| ЦВСГ | 17980 | 7,0 | 2568,6 | 0,9106 | 1,46 |
| Итого | 45986 | 118,1 | 2820,6 | 1,0000 | 1,6 |

Таблица 2.16

Расчет парциальных давлений компонентов ГПС

на выходе из реактора Р – 4

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Кг/ч | Мi | Ni | Yi= | Парциальное давление компонента yi\*П, МПа |
| Катализат | 23889 | 102,3 | 233,5 | 0,0801 | 0,12 |
| Газы реакции | 4117 | 36,9 | 111,5 | 0,0383 | 0,06 |
| ЦВСГ | 17980 | 7,0 | 2568,6 | 0,8816 | 1,32 |
| Итого | 45986 | 146,2 | 2913,6 | 1,0000 | 1,5 |

2.6.2.2 Расчет энтальпии паров гидрогенизата, катализата, газов реакции и ЦВСГ

Парциальные давления гидрогенизата, катализата и газов реакции не превышают 0,4 МПа, поэтому при расчете их энтальпии поправкой на давление можно пренебречь. Расчет энтальпий паров сырья и катализата ведем по формуле [6]

Ht=[(50,2+0,109 · t+0.00014 · t2 )\*(4 -)-73,8] · 4,187,



где Ht- энтальпия нефтяных паров при температуре t , кДж/кг

Результаты расчетов сведены в табл. 2.17.

Таблица 2.17

Энтальпии паров гидрогенизата и катализата

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Продукт | Энтальпии продукта | | | | | |
| 1500С | 2500С | 3000С | 3500С | 4000С | 5000С |
| Гидрогенизат | 643 | 869 | 996 | 1132 | 1279 | 1600 |
| Катализат | 632 | 855 | 980 | 1115 | 1260 | 1577 |

Энтальпии газов реакции и ЦВСГ находим по правилу аддитивности:

,



где Н – энтальпия смеси газов, кДж/кг;

Нi – энтальпия компонента смеси газов, кДж/кг;

массовая доля компонента смеси газов, в долях от единицы.



Энтальпию водорода находим по формуле

Нн2=Сн2 · t,

где Сн2- теплоемкость водорода, кДж/кг0С;

t- температура,0С

Теплоемкость водорода зависит от температуры и давления. Для нашего сырья принимаем ее равной 14,6 кДж/кг [5].

Расчет энтальпии газов реакции и ЦВСГ представлен в табл. 2.18-2.19.

Зависимость энтальпии гидрогенизата, катализата, ЦВСГ и газов реакции представлена на рис. 2.11-2.12.

Таблица 2.18

Определении энтальпии ЦВСГ при давлении 1,45 МПа

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 300С | | 1500С | | 3000С | | 3500С | | 4000С | | 4500С | |
| Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* |
| Н2 | 0,235 | 710,0 | 167,0 | 2840,0 | 668,0 | 4260,0 | 1002,1 | 4970,0 | 1169,1 | 5680,0 | 1336,1 | 7100,0 | 1670,1 |
| СН4 | 0,148 | 503,0 | 74,3 | 943,0 | 139,3 | 1288,5 | 190,3 | 1461,3 | 215,9 | 1634,0 | 241,4 | 2011,0 | 297,1 |
| С2Н6 | 0,213 | 461,0 | 98,2 | 872,0 | 185,8 | 1179,5 | 251,3 | 1333,3 | 284,1 | 1487,0 | 316,8 | 1844,0 | 392,9 |
| С3Н8 | 0,231 | 377,0 | 87,2 | 809,0 | 187,1 | 1112,5 | 257,3 | 1264,3 | 292,4 | 1416,0 | 327,5 | 1751,0 | 404,9 |
| Изо-С4Н10 | 0,074 | 335,0 | 24,8 | 754,0 | 55,9 | 1043,0 | 77,3 | 1187,5 | 88,1 | 1332,0 | 98,8 | 1676,0 | 124,3 |
| Н-С4Н10 | 0,058 | 293,0 | 16,9 | 712,0 | 41,1 | 1005,5 | 58,0 | 1152,3 | 66,5 | 1299,0 | 74,9 | 1592,0 | 91,8 |
| Изо-С5Н12 | 0,031 | 238,0 | 7,3 | 660,0 | 20,3 | 1032,3 | 31,7 | 1182,9 | 36,3 | 1316,7 | 40,4 | 1450,5 | 44,5 |
| Н-С5Н12 | 0,010 | 259,0 | 2,6 | 668,8 | 6,8 | 1045,0 | 10,7 | 1228,9 | 12,6 | 1345,9 | 13,8 | 1463,0 | 15,0 |
| Итого | 1,000 |  | 478,4 |  | 1304,3 |  | 1878,7 |  | 2164,7 |  | 2449,6 |  | 3040,6 |

Таблица 2.19

Определении энтальпии газов реакции при давлении 1,45 МПа

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 300С | | 1500С | | 3000С | | 3500С | | 4000С | | 4500С | |
| Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* | Нi | Нi\* |
| Н2 | 0,001 | 710,0 | 0,9 | 2840,0 | 3,5 | 4260,0 | 5,3 | 4970,0 | 6,2 | 5680,0 | 7,1 | 7100,0 | 8,8 |
| СН4 | 0,042 | 503,0 | 21,4 | 943,0 | 40,1 | 1288,5 | 54,7 | 1461,3 | 62,1 | 1634,0 | 69,4 | 2011,0 | 85,4 |
| С2Н6 | 0,265 | 461,0 | 122,1 | 872,0 | 231,0 | 1179,5 | 312,5 | 1333,3 | 353,2 | 1487,0 | 393,9 | 1844,0 | 488,5 |
| С3Н8 | 0,561 | 377,0 | 211,6 | 809,0 | 454,2 | 1112,5 | 624,5 | 1264,3 | 709,7 | 1416,0 | 794,9 | 1751,0 | 983,0 |
| Изо-С4Н10 | 0,075 | 335,0 | 25,3 | 754,0 | 56,9 | 1043,0 | 78,7 | 1187,5 | 89,6 | 1332,0 | 100,5 | 1676,0 | 126,4 |
| Н-С4Н10 | 0,049 | 293,0 | 14,3 | 712,0 | 34,7 | 1005,5 | 49,0 | 1152,3 | 56,1 | 1299,0 | 63,3 | 1592,0 | 77,5 |
| Изо-С5Н12 | 0,006 | 238,0 | 1,4 | 660,0 | 3,9 | 1032,3 | 6,0 | 1182,9 | 6,9 | 1316,7 | 7,7 | 1450,5 | 8,5 |
| Итого | 1,000 |  | 396,9 |  | 824,2 |  | 1130,7 |  | 1283,8 |  | 1436,8 |  | 1778,2 |

|  |
| --- |
| Зависимость энтальпии гидрогенизата и катализата от температуры |
|  |
| Рис. 2.11 |

|  |
| --- |
| Зависимость энтальпии ЦВСГ и газов реакции от температуры |
|  |
| Рис. 2.12 |

2.6.2.3 Расчет тепловых эффектов реакции по реакторам

Химический состав катализата после каждой ступени реакции определяется на основании данных по степеням превращения (приросту или убыли углеводородов в % от суммарного) отдельных групп углеводородов по реакторам.

Характеристика сырья блока риформинга и катализата представлена в табл.2.20

Таблица 2.20

Характеристика сырья блока риформинга и катализата

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Показатель | Гидрогенизат | Катализат |
| Фракционный состав, оС:  н.к.  10%  50%  90%  к.к. | 91  102  120  152  180 | 38  76  115  154  202 |
| Углеводородный состав, % мас.:  Ароматические  Нафтеновые  Парафиновые | 12,9  27,8  59,3 | 61,0  1,8  37,2 |

Находим суммарный прирост ароматических после каждого реактора, убыль нафтеновых и парафиновых углеводородов на исходное сырье, % масс. по следующим формулам :

**,**



где +А – прирост ароматических углеводородов;

-ароматические углеводородыкатализата;



Ао-ароматические углеводороды гидроочищенного сырья;

к-выход катализата;



,



где -убыль нафтеновых углеводородов ;



- нафтеновые углеводороды гидроочищенного сырья;



-нафтеновые углеводороды катализата;



к-выход катализата;



,



где - убыль парафиновых углеводородов;



- парафиновые углеводороды гидроочищенного сырья;



-парафиновые углеводороды катализата;



к-выход катализата;



По данным [5] принимается относительная степень превращения нафтеновых углеводородов по реакторам соответственно 54, 35, 11 %мас.



Массовая убыль нафтеновых углеводородов по ступеням процесса, %мас.:



Массовый выход нафтеновых углеводородов по реакторам, %:



Относительную степень прироста ароматических углеводородов в реакторах принимаем соответственно 48, 38, 14%мас.

Массовый прирост ароматических углеводородов по реакторам:



Выход ароматических углеводородов, %:



Выход парафиновых углеводородов после каждого реактора можно определить как разность П = а – (А + Н), выход газа С1 – С4, как Г = 100 – а.

Выход жидких продуктов гидрокрекинга (фр. нк-910С), содержащихся в катализате и выкипающих до начала кипения исходного сырья, рассчитываем по формуле



где с – объемное содержание в катализате фракции, выкипающей до начала кипения сырья (определяем по рис. 2.13), с = 30%;

- плотность этой фракции;



- плотность катализата.



|  |
| --- |
| Кривая разгонки гидрогенизата и катализата |
|  |
| Рис. 2.13 |

Данные расчета сведем в табл. 2.21.

Таблица 2.21

Изменение выхода отдельных групп углеводородов по реакторам

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Наименование | Сырьё | Р - 2 | | Р –3 | | Р –4 | |
| % на сырьё | прирост  или убыль | % на сырьё | прирост  или убыль | % на сырьё | прирост  или убыль |
| Ароматические | 12,9 | 31,7 | +18,8 | 46,6 | +14,9 | 52,0 | +5,4 |
| Нафтеновые | 27,8 | 13,6 | -14,2 | 4,4 | -9,2 | 1,5 | -2,9 |
| Парафиновые | 59,3 | 52,5 | -6,8 | 42,5 | -10,0 | 31,4 | -11,1 |
| Выход катализата, | - | 97,0 | - | 92,6 | - | 85,3 | - |
| в т.ч. фр. нк-91 | - | 4,5 | +4,5 | 11,3 | +6,8 | 22,7 | +11,4 |
| Газ С1 -С4 | - | 2,3 | +2,3 | 7,3 | +4,0 | 14,7 | +7,4 |

Реакции ароматизации протекают с поглощением тепла, реакции гидрокрекинга – с поглощением тепла. Суммарный тепловой эффект рассчитывается по следующей формуле:



где qр – тепловой эффект процесса, кДж/ кг сырья;

Ан – количество ароматических углеводородов, образовавшихся из нафтенов, массовые доли на исходное сырье;

Ап – то же, из парафиновых углеводородов;

г – выход продуктов гидрокрекинга, массовые доли на исходное сырье, включая выход жидких продуктов катализата, выкипающих до начала кипения исходного сырья;

qн, qп – тепловые эффекты реакции ароматизации соответственно нафтеновых и парафиновых углеводородов, кДж/ кг.;

qг – тепловой эффект реакции гидрокрекинга, кДж/ кг.

Рекомендуемые значения тепловых эффектов:

qн = - 1800 кДж/кг;

qп = - 2090 кДж/ кг;

qг = +920 кДж/ кг.



2.6.2.4 Расчет потерь тепла из реакторов в окружающую среду

Потери тепла в окружающую среду определим по уравнению:



где К – коэффициент теплопередачи, кДж/ м2 · 0С;

К = 12;

tср. – средняя температура в реакторе,оС.;

tмин – минимальная температура воздуха в данном районе, оС.;

F – внешняя поверхность реактора, м2.



где Fц – поверхность цилиндрической части реактора, м2.;

Fдн - поверхность эллиптических днищ, м2.



где Н – высота цилиндрической части, м;



где R – внешний радиус реактора, м;

θ - коэффициент, для стандартных днищ равный 1,384.



2.6.2.5 Материальный и тепловой баланс реакторов

Тепловые балансы реакторов Р–2, Р–3, Р–4 представлены в табл. 2.22-2.24 соответственно. Энтальпии определялись по графикам рис. 2.11 и 2.12.

Таблица 2.22

Материальный и тепловой балансы реактора Р –2

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Расход, кг/ч | Темпера-тура, оС | Энтальпия, кДж/кг | Количество тепла, млн. кДж/ч |
| Приход: |  |  |  |  |
| Сырье | 28006 | 484 | 1490 | 41,7 |
| ЦВСГ | 17980 | 484 | 2946 | 53,0 |
| Итого | 45986 | - | - | 94,7 |
| Расход: |  |  |  |  |
| Катализат первой ступени | 27166 | 413 | 1367 | 37,1 |
| Газы реакции | 840 | 413 | 1556 | 1,3 |
| ЦВСГ | 17980 | 413 | 2651 | 47,7 |
| Тепловой эффект реакции | 28006 | - | 300 | 8,4 |
| Тепловые потери |  |  |  | 0,2 |
| Итого | 45986 | - | - | 94,7 |

Таблица 2.23

Материальный и тепловой балансы реактора Р –3

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Расход, кг/ч | Темпера-тура, оС | Энтальпия, кДж/кг | Количество тепла, млн. кДж/ч |
| Приход: |  |  |  |  |
| Катализат первой ступени | 27166 | 484 | 1490 | 40,5 |
| Газы реакции | 840 | 484 | 1727 | 1,5 |
| ЦВСГ | 17980 | 484 | 2946 | 53,0 |
| Итого | 45986 | - | - | 94,9 |
| Расход: |  |  |  |  |
| Катализат второй ступени | 25934 | 451 | 1413 | 36,7 |
| Газы реакции | 2072 | 451 | 1611 | 3,3 |
| ЦВСГ | 17980 | 451 | 2748 | 49,4 |
| Тепловой эффект реакции | 28006 | - | 187 | 5,2 |
| Тепловые потери |  |  |  | 0,3 |
| Итого | 45986 | - | - | 94,9 |

Таблица 2.24

Материальный и тепловой баланс реактора Р –4

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Расход, кг/ч | Темпера-тура, оС | Энтальпия, кДж/кг | Количество тепла, млн. кДж/ч |
| Приход: |  |  |  |  |
| Катализат второй ступени | 25934 | 484 | 1490 | 38,7 |
| Газы реакции | 2072 | 484 | 1727 | 3,6 |
| ЦВСГ | 17980 | 484 | 2946 | 53,0 |
| Итого | 45986 | - | - | 95,2 |
| Расход: |  |  |  |  |
| Катализат третьей ступени | 23889 | 474 | 1492 | 35,6 |
| Газы реакции | 4117 | 474 | 1437 | 5,9 |
| ЦВСГ | 17980 | 474 | 2851 | 51,3 |
| Тепловой эффект реакции | 28006 | - | 68,1 | 1,9 |
| Тепловые потери |  |  |  | 0,5 |
| Итого | 45986 | - | - | 95,2 |

2.6.3 Гидравлический расчет реактора

Целью гидравлического расчета является определение перепада давления в слое катализатора реактора Р-4.

Потерю напора в слое катализатора вычисляем по формуле

,



где – перепад давлений в слое катализатора, Па;



– порозность слоя;



– линейная скорость движения потока через слой катализатора, м/с;



– динамическая вязкость, Па⋅с;



– диаметр шарика катализатора, м;



– плотность потока при рабочих условиях, кг/м3;



– радиус наружного слоя катализатора, м;



– радиус внутреннего слоя катализатора, м;



– высота внутренней перфорированной трубы, м;



Диаметр гранул катализатора определяем из уравнения:

d = dр.ш.⋅ϕ,

где dр.ш – диаметр равновеликого по объему шара;

ϕ – фактор гранул или коэффициент несферичности.

Коэффициент несферичности равен отношению поверхности таблетки (Fт) катализатора к поверхности равновеликого по объему шара (Fр.ш.).

,



Принимаем объем таблетки Vт равным объему равновеликого шара Vр.ш. и рассчитываем коэффициент нелинейности:

;



;



где dт – диаметр таблетки, dт = 1,6 мм;

lт – длина таблетки, lт = 3 мм.



Тогда диаметр гранул катализатора будет равен:



Порозность слоя катализатора вычисляем по формуле

,



где γн – насыпная плотность катализатора, равная 650 кг/м3;

γк – кажущаяся плотность катализатора, равная 1000 кг/м3.



Линейную скорость потока(W) рассчитаем по формуле

,



где Vср – средний объем газовой фазы реакционной смеси, м3/с;

D – наружный диаметр слоя катализатора, м.



где Vвх – объем ГСС на входе в реактор, м3/с;

Vвых – объем ГПС на выходе из реактора, м3/с;



где Сi – расход отдельного компонента, кг/ч;

Мi – молярная масса отдельного компонента, кг/кмоль.

Объем ГСС рассчитываем по формуле

,



где Vвх – объем ГСС на входе в реактор, м3/с;

nгсс – количество кмолей ГСС на входе в реактор, кмоль/ч;

Z – коэффициент сжимаемости, равный 1;

t – температура ГСС на входе в реактор,0С;

Р – давление на входе в реактор, МПа.

кмоль/ч



Объем ГПС на выходе из реактора рассчитываем по формуле



где Vвых – объем ГПС на выходе из реактора, м3/с;

Z – коэффициент сжимаемости, равный 1;

– количество кмоль ГПС на выходе из реактора, кмоль/ч;



t – температура ГПС на выходе из реактора, 0С;

Р – давление на выходе из реактора, МПа.

кмоль/ч



Определим среднюю молярную массу смеси:



Определяем динамическую вязкость смеси по уравнению Фроста



где – динамическая вязкость, Па⋅с;



– температура, К;



– молярная масса смеси.



Плотность потока определяем по формуле



Таким образом, потеря давления в слое катализатора не превышает предельно допустимых значений.

**2.7 Расчет колонны стабилизации (установки КР)**

Колонна стабилизации К-7 предназначена для стабилизации нестабильного катализата, поступающего из сепаратора С-7. Целью расчета является определение эффективности работы колонны.

Исходные данные для расчета:

Диаметр укрепляющей части колонны – 1,2м;

Диаметр отгонной части колонны – 1,4м;

Тарелки - колпачковые, 20шт.;

Температура в верху колонны (фактическая) – 700С;

Температура сырья на входе в колонну (фактическая) – 1400С;

Температура в низу колонны (фактическая) – 2100С;

Температура острого орошения (фактическая) – 350С;

Давление на входе в колонну (фактическое) – 1,6 МПа;

2.7.1 Материальный баланс колонны стабилизации.

Принимаем, что пентаны в количестве 15%мас. от их суммарного содержания в нестабильном катализате переходят в дистиллят.

Найдем содержание н-бутана в стабильном катализате. Число кмолей н-бутана необходимо определить;

кмоль/ч;



кмоль/ч;



кмоль/ч);(см. табл. 2.31)



Давление насыщенных паров стабильного катализата в соответствии с законом Рауля определяем по формуле

Ркат. = ∑Рi · хi,

где Ркат. – давление насыщенных паров стабильного катализата, МПа;

Рi – давление насыщенных паров компонента стабильного катализата, МПа;

хi – молярная концентрация компонента стабильного катализата.

Молярную концентрацию компонента стабильного катализата рассчитаем из соотношения

,



где Ni – число кмолей компонента стабильного катализата, кмоль/ч;

- число кмолей стабильного катализата, кмоль/ч.



Определим давление насыщенных паров компонентов стабильного катализата:



Рскат. = 0,0667МПа; МПа; МПа;



МПа; Ркат. = 0,059МПа.



=



кмоль/ч.



Таким образом, содержание нормального бутана в стабильном катализате составляет 5,1кмоль/ч, а в дистилляте – 1,0кмоль/ч (6,1 – 5,1). Расчет сырья и получаемых продуктов колонны стабилизации представлен в табл.2.31.

Таблица 2.31

Состав сырья и получаемых продуктов колонны стабилизации

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | М | Поступает в колонну | | | | Получается при стабилизации | | | | | | | | |
| Нестабильный бензин | | | | | Стабильный бензин | | | | Верхний продукт | | | |
| кг/ч |  | кмоль/ч | хi | | кг/ч |  | кмоль/ч | Δхi | кг/ч |  | кмоль/ч | Δуi |
| Н2 | 2 | 6 | 0,0002 | 3,0 | 0,0115 | | - | - | - | - | 6 | 0,0002 | 3,0 | 0,0891 |
| СН4 | 16 | 19 | 0,0008 | 1,2 | 0,0044 | | - | - | - | - | 19 | 0,0008 | 1,2 | 0,0346 |
| С2Н6 | 30 | 169 | 0,0069 | 5,6 | 0,0215 | | - | - | - | - | 169 | 0,0069 | 5,6 | 0,1670 |
| С3Н8 | 44 | 716 | 0,0293 | 16,3 | 0,0620 | | - | - | - | - | 716 | 0,0293 | 16,3 | 0,4823 |
| Изо-С4Н10 | 58 | 364 | 0,0149 | 6,3 | 0,0239 | | - | - | - | - | 364 | 0,0149 | 6,3 | 0,1860 |
| Н-С4Н10 | 58 | 352 | 0,0144 | 6,1 | 0,0231 | | 296 | 0,0128 | 5,1 | 0,0223 | 57 | 0,0023 | 1,0 | 0,0290 |
| Изо-С5Н12 | 72 | 205 | 0,0084 | 2,8 | 0,0108 | | 176 | 0,0076 | 2,4 | 0,0107 | 29 | 0,0012 | 0,4 | 0,0120 |
| Н-С5Н12 | 72 | 71 | 0,0029 | 1,0 | 0,0037 | | 71 | 0,0031 | 1,0 | 0,0043 | - | - | - | - |
| риформат | 102,3 | 22531 | 0,9222 | 220,2 | 0,8390 | | 22531 | 0,9765 | 220,2 | 0,9628 | - | - | - | - |
| Итого | - | 24433 | 1,0000 | 262,5 | 1,0000 | | 23073 | 1,0000 | 228,8 | 1,0000 | 1360 | 0,0556 | 33,7 | 1,0000 |

2.7.2 Расчет давления по высоте колонны

Перепад давления на каждую тарелку составляет 5 мм рт. ст.

Рассчитаем давление по высоте колонны по формулам

Рверха= Рвхода - ,



Рниза= Рвхода + ,



где Р верх, Р вход и Р низ – давление в колонне соответственно вверху, в зоне ввода сырья и внизу, МПа;

n1 и n2 – количество тарелок в верхней и нижней частях колонны, шт.

n1 = 10 шт.

n2 = 10 шт.

= 5 мм рт. ст.



Рверх= 1,6–= 1,59 МПа



Рниза= 1,6+ = 1,61 МПа



Давление в емкости орошения Е-7 находим по формуле

РЕ-7 = Рверх– ΔР,

где РЕ-7 – давление в емкости орошения Е-7, МПа;

ΔР – перепад давления в холодильной аппаратуре колонны К-7, МПа.

Принимаем ΔР = 0,09 МПа.

РЕ-7 = 1,59– 0,09 = 1,50 МПа

2.7.3 Определение состава верхнего продукта колонны.

Продукт, выходящий с верха колонны, состоит из смеси углеводородов дистиллята (табл. 2.31) и острого орошения. Состав острого орошения необходимо определить.

Для расчета мольного состава верхнего продукта колонны проведем расчет материального баланса емкости Е-7. Расчет состава фаз на выходе из газосепаратора при t=350С и Р=1,5 МПа в емкости орошения приведен в табл.2.32.

Таблица 2.32

Состав фаз на выходе из емкости Е-7 при 35оС и 1,5 МПа

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | Мi | Кг/ч | Ni | αi | Кi | хi | уi |
| Н2 | 2 | 6 | 3,0 | 0,0891 | 32 | 0,0080 | 0,2569 |
| СН4 | 16 | 19 | 1,2 | 0,0346 | 9,6 | 0,0091 | 0,0873 |
| С2Н6 | 30 | 169 | 5,6 | 0,1670 | 2 | 0,1259 | 0,2519 |
| С3Н8 | 44 | 716 | 16,3 | 0,4823 | 0,56 | 0,5630 | 0,3153 |
| Изо-С4Н10 | 58 | 364 | 6,3 | 0,1860 | 0,32 | 0,2390 | 0,0765 |
| Н-С4Н10 | 58 | 57 | 1,0 | 0,0290 | 0,24 | 0,0385 | 0,0092 |
| Изо-С5Н12 | 72 | 29 | 0,4 | 0,0120 | 0,18 | 0,0164 | 0,0030 |
| Итого |  | 1360 | 33,7 | 1,0000 |  | 1,0000 | 1,0000 |

Мольная доля отгона е = 0,325888.

Материальный баланс газосепаратора Е-7 приведен в табл. 2.33.

Состав орошения будет соответствовать составу жидкого продукта. Кратность орошения на установке равна 3,5. Общее количество орошения будет равно О = К\*Д = 3,5\*1360= 4760 кг/ч

Расчет состава верхнего продукта представлен в табл. 2.34.

Таблица 2.34

Расчет состава верхнего продукта

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | Расход, кг/ч | | | | Мi | Кмоль/ч | уi |
| Верхний продукт | Хi орошение | Орошение | Верхний продукт+ орошение |
| Н2 | 6 | 0,0003 | 2 | 8 | 2 | 3,8 | 0,0280 |
| СН4 | 19 | 0,0032 | 15 | 34 | 16 | 2,1 | 0,0154 |
| С2Н6 | 169 | 0,0821 | 391 | 560 | 30 | 18,7 | 0,1360 |
| С3Н8 | 716 | 0,5387 | 2563 | 3279 | 44 | 74,5 | 0,5432 |
| Изо-С4Н10 | 364 | 0,3014 | 1434 | 1798 | 58 | 31,0 | 0,2260 |
| Н-С4Н10 | 57 | 0,0485 | 231 | 288 | 58 | 5,0 | 0,0361 |
| Изо-С5Н12 | 29 | 0,0257 | 123 | 152 | 72 | 2,1 | 0,0154 |
| Итого | 1360 | 1,0000 | 4760 | 6120 |  | 137,2 | 1,0000 |

2.7.4 Определение температуры сырья на входе в колонну.

Температуру сырья на входе в колонну находим методом подбора так, чтобы при давлении на входе в колонну и соответствующей температуре обеспечивалась необходимая доля отгона сырья.

Рассчитаем мольную долю отгона сырья в зоне питания из соотношения

,



где е – мольная доля отгона сырья;

Nп – число кмолей паровой фазы, кмоль/ч., Nп = 33,7кмоль/ч (см. табл.2.32);

Nс - число кмолей сырья, кмоль/ч., Nс = 262,5кмоль/ч (см. табл. 2.31).



Расчет ведем исходя из условия



Принимаем температуру сырья на входе в колонну 120ºС. Состав фаз сырья в зоне питания при 120ºС и давлении 1,6 МПа представлен в табл. 2.35.

Таблица 2.33

Материальный баланс сепаратора Е-7 при 35º С и 1,5 МПа

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | М | Приход | | | | Расход | | | | | | | |
| Паровая фаза | | | | Жидкая фаза | | | |
| кг/ч | мас.доля | ni | x0i | кг/ч | мас. доля | ni | yi | кг/ч | % мас. | ni | xi |
| Н2 | 2 | 6 | 0,0044 | 3,0 | 0,0891 | 6 | 0,0180 | 2,8 | 0,2569 | 0 | 0,0003 | 0,18 | 0,0080 |
| СН4 | 16 | 19 | 0,0137 | 1,2 | 0,0346 | 15 | 0,0490 | 1,0 | 0,0873 | 3 | 0,0032 | 0,21 | 0,0091 |
| С2Н6 | 30 | 169 | 0,1243 | 5,6 | 0,1670 | 83 | 0,2649 | 2,8 | 0,2519 | 86 | 0,0821 | 2,86 | 0,1259 |
| С3Н8 | 44 | 716 | 0,5266 | 16,3 | 0,4823 | 153 | 0,4864 | 3,5 | 0,3153 | 563 | 0,5387 | 12,81 | 0,5630 |
| Изо-С4Н10 | 58 | 364 | 0,2677 | 6,3 | 0,1860 | 49 | 0,1555 | 0,8 | 0,0765 | 315 | 0,3014 | 5,44 | 0,2390 |
| Н-С4Н10 | 58 | 57 | 0,0417 | 1,0 | 0,0290 | 6 | 0,0188 | 0,1 | 0,0092 | 51 | 0,0485 | 0,88 | 0,0385 |
| Изо-С5Н12 | 72 | 29 | 0,0215 | 0,4 | 0,0120 | 2 | 0,0075 | 0,0 | 0,0030 | 27 | 0,0257 | 0,37 | 0,0164 |
| Итого | - | 1360 | 1,0000 | 33,7 | 1,0000 | 314 | 1,0000 | 11,0 | 1,0000 | 1046 | 1,0000 | 22,7 | 1,0000 |

Таблица 2.35

Состав сырья, паровой и жидкой фаз при 120оС и 1,6 МПа

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Кг/ч | Мi | Ni | αi | Кi | хi | уi |
| Н2 | 6 | 2 | 3,0 | 0,011 | 58 | 0,0013 | 0,0761 |
| СН4 | 19 | 16 | 1,2 | 0,004 | 15,5 | 0,0015 | 0,0232 |
| С2Н6 | 169 | 30 | 5,6 | 0,021 | 5,50 | 0,0133 | 0,0733 |
| С3Н8 | 716 | 44 | 16,3 | 0,062 | 2,70 | 0,0504 | 0,1360 |
| Изо-С4Н10 | 364 | 58 | 6,3 | 0,024 | 1,55 | 0,0222 | 0,0345 |
| Н-С4Н10 | 352 | 58 | 6,1 | 0,023 | 1,20 | 0,0225 | 0,0270 |
| Изо-С5Н12 | 205 | 72 | 2,8 | 0,011 | 0,65 | 0,0114 | 0,0074 |
| Н-С5Н12 | 71 | 72 | 1,0 | 0,004 | 0,59 | 0,0040 | 0,0023 |
| Катализат | 22531 | 102,3 | 220,2 | 0,839 | 0,71 | 0,8733 | 0,6201 |
| Итого | 24433 |  | 262,5 | 1,000 |  | 1,0000 | 1,0000 |

Молярная доля отгона сырьяe=0,135573

Принимаем температуру сырья на входе в колонну 160ºС. Состав фаз сырья в зоне питания при 160ºС и давлении 1,6 МПа представлен в табл. 2.36.

Таблица 2.36

Состав сырья, паровой и жидкой фаз при 160оС и 1,6 МПа

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Кг/ч | Мi | Ni | αi | Кi | хi | уi |
| Н2 | 6 | 2 | 3,0 | 0,011 | 45 | 0,0019 | 0,0837 |
| СН4 | 19 | 16 | 1,2 | 0,004 | 17 | 0,0015 | 0,0265 |
| С2Н6 | 169 | 30 | 5,6 | 0,021 | 7,0 | 0,0126 | 0,0882 |
| С3Н8 | 716 | 44 | 16,3 | 0,062 | 3,80 | 0,0467 | 0,1773 |
| Изо-С4Н10 | 364 | 58 | 6,3 | 0,024 | 2,35 | 0,0206 | 0,0485 |
| Н-С4Н10 | 352 | 58 | 6,1 | 0,023 | 1,92 | 0,0209 | 0,0401 |
| Изо-С5Н12 | 205 | 72 | 2,8 | 0,011 | 1,12 | 0,0107 | 0,0120 |
| Н-С5Н12 | 71 | 72 | 1,0 | 0,004 | 1,00 | 0,0037 | 0,0037 |
| Катализат | 22531 | 102,3 | 220,2 | 0,839 | 0,59 | 0,8814 | 0,5200 |
| Итого | 24433 |  | 262,5 | 1,000 |  | 1,0000 | 1,0000 |

Молярная доля отгона сырьяe=0,11728

На основании данных табл. 2.35 и 2.36 строим график - зависимость доли отгона сырья колонны от температуры, по которому определяем температуру на входе в колонну. График представлен на рис. 2.15. Температура сырья на входе в колонну равна 136ºС. Фактическая температура сырья на входе в колонну равна 140°С.

|  |
| --- |
| При температуре 136ºС и давлении 1,6МПа рассчитываем процесс однократного испарения сырья колонны для уточнения расхода и состава паровой и жидкой фаз сырья в зоне питания. Расчет сведен в табл. 2.37.  Зависимость доли отгона от температуры |
|  |
| Рис. 2.14 |

2.7.5 Определение температуры в верху и в низу колонны.

При заданном составе паровой и жидкой фазы смеси и фиксированном давлении в системе температура, соответствующая равновесию в таких условиях, определяется расчетом. Температуру верха колонны определяют методом последовательных приближений по уравнению изотермы паровой фазы, считая, что пары ректификата вверху колонны находятся при температуре начала конденсации и давлении ПВ:

,



где Кi – константа фазового равновесия.

Температура низа колонны рассчитывается по уравнению изотермы жидкой фазы методом последовательных приближений, считая, что продукт находится при температуре кипения под давлением ПН:



Таблица 2.37

Материальный баланс процесса однократного испарения сырья в зоне питания колонны К-7 при 136ºС и 1,6МПа

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Приход | | | | Расход | | | | | | | |
| Парожидкостная смесь | | | | Паровая фаза | | | | Жидкая фаза | | | |
| кг/ч | массо-вая доля | кмоль/ч | моль-ная доля | кг/ч | массо-вая  доля | кмоль/ч | моль-ная доля | кг/ч | массо-вая  доля | кмоль/ч | мольная доля |
| Н2 | 6 | 0,0002 | 3,2 | 0,0107 | 6 | 0,0018 | 2,9 | 0,0695 | 1 | 0,0000 | 0,38 | 0,0014 |
| СН4 | 19 | 0,0007 | 1,3 | 0,0042 | 14 | 0,0046 | 0,9 | 0,0220 | 6 | 0,0002 | 0,35 | 0,0013 |
| С2Н6 | 169 | 0,0064 | 6,1 | 0,0200 | 90 | 0,0286 | 3,0 | 0,0728 | 92 | 0,0037 | 3,06 | 0,0117 |
| С3Н8 | 716 | 0,0272 | 17,5 | 0,0579 | 258 | 0,0821 | 5,9 | 0,1426 | 511 | 0,0203 | 11,62 | 0,0446 |
| Изо-С4Н10 | 364 | 0,0138 | 6,7 | 0,0223 | 91 | 0,0290 | 1,6 | 0,0383 | 300 | 0,0119 | 5,17 | 0,0198 |
| Н-С4Н10 | 352 | 0,0134 | 6,5 | 0,0216 | 74 | 0,0235 | 1,3 | 0,0310 | 305 | 0,0121 | 5,25 | 0,0201 |
| Изо-С5Н12 | 205 | 0,0078 | 3,1 | 0,0101 | 26 | 0,0084 | 0,4 | 0,0089 | 194 | 0,0077 | 2,69 | 0,0103 |
| Н-С5Н12 | 71 | 0,0027 | 1,1 | 0,0035 | 8 | 0,0027 | 0,1 | 0,0029 | 67 | 0,0027 | 0,93 | 0,0036 |
| Катализат | 22531 | 0,9278 | 256,5 | 0,8497 | 2571 | 0,8193 | 25,1 | 0,6121 | 23673 | 0,9413 | 231,41 | 0,8871 |
| Итого | 24433 | 1,0000 | 301,9 | 1,0000 | 3138 | 1,0000 | 41,1 | 1,0000 | 25148 | 1,0000 | 260,9 | 1,0000 |

Рассчитываем температуру в верху колонны. Определим ∑Δуi/Кi при температуре 60°С и 80°С. Состав продукта, выходящего с верха колонны, берем из табл. 2.34. Результаты расчета сводим в табл. 2.38.

Таблица 2.38

Определение доли отгона в верху колонны при давлении 1,59МПа и температурах 60°С и 80°С

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Δуi | 60°С | | 80°С | |
| Кi | Δуi/Кi | Кi | Δуi/Кi |
| Н2 | 0,0280 | 85 | 0,0003 | 75 | 0,0004 |
| СН4 | 0,0154 | 12,6 | 0,0012 | 13,8 | 0,0011 |
| С2Н6 | 0,1360 | 2,8 | 0,0486 | 4,2 | 0,0324 |
| С3Н8 | 0,5432 | 1,12 | 0,4850 | 1,34 | 0,4054 |
| Изо-С4Н10 | 0,2260 | 0,52 | 0,4345 | 0,79 | 0,2860 |
| Н-С4Н10 | 0,0361 | 0,44 | 0,0821 | 0,58 | 0,0623 |
| Изо-С5Н12 | 0,0154 | 0,2 | 0,0768 | 0,3 | 0,0512 |
| Итого | 1,0000 | - | 1,1286 | - | 0,8387 |

Видно, что ∑Δуi/Кi также не равно единице. Проводим экстраполяцию графическим методом. Для этого в координатах ∑Δуi/Кi и t строим прямую по вычисленным данным. По этой прямой определяют температуру, при которой ∑(Δуi/Кi) = 1. Искомая температура 69°С (см. рис. 2.15).

|  |
| --- |
| График зависимости ∑у/К от температуры |
|  |
| Рис. 2.15 |

Рассчитываем температуру в низу колонны методом ее подбора из условия начала однократного испарения стабильного катализата. Состав продуктов берем из табл. 2.31. Результаты расчета сводим в табл. 2.39.

Таблица 2.39

Определение температуры низа колонны при давлении 1,61МПа и температурах 200°С и 230°С

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Δхi | 200°С | | 230°С | |
| Кi | Δхi·Кi | Кi | Δхi·Кi |
| Н-С4Н10 | 0,0223 | 2,3 | 0,0513 | 3,4 | 0,0758 |
| Изо-С5Н12 | 0,0107 | 1,4 | 0,0149 | 2,3 | 0,0245 |
| Н-С5Н12 | 0,0043 | 1,26 | 0,0054 | 2 | 0,0086 |
| Катализат | 0,9628 | 0,85 | 0,8183 | 1,12 | 1,0783 |
| Итого | 1,0000 | - | 0,8900 | - | 1,1872 |

Видно, что ∑Δхi·Кi также не равно единице. Проводим экстраполяцию графическим методом. Для этого в координатах ∑Δхi·Кiи t строим прямую по вычисленным данным. По этой прямой определяют температуру, при которой ∑(Δхi·Кi) = 1. Искомая температура 211°С (см. рис. 2.16).

|  |
| --- |
| График зависимости ∑х·К от температуры |
|  |
| Рис. 2.16 |

2.7.6 Тепловой баланс колонны К-7

Энтальпию сырья и получаемых продуктов определяем по правилу аддитивности

,



где Нi – энтальпия компонента при соответствующем давлении, кДж/кг;

уi - массовая доля компонента.

Энтальпию паров риформата рассчитываем по формуле [6]

, кДж/кг.



Энтальпию жидкой фазы риформата вычисляем по формуле [6]

, кДж/кг.



где Нt– энтальпия паровой фазы при температуре t,кДж/кг;

ht–энтальпия жидкой фазы при температуре t,кДж/кг;

t – температура, 0С;

плотность при 150С



Плотность находим по формуле: = + 5 ⋅α,



где α - средняя температурная поправка на один градус.

Значения энтальпии нестабильного катализата, верхнего и нижнего продуктов для расчета теплового баланса колонны при соответствующих температурах представлены в табл. 2.40-2.44. Состав компонентов сырья в паровой и жидкой фазе берем из табл. 2.37

Таблица 2.40

Энтальпия паровой фазы сырья на входе в колонну К-7

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 1360C | |
| Н |  |
| Н2 | 0,0784 | 2591,5 | 203,1 |
| СН4 | 0,0246 | 891,7 | 21,9 |
| С2Н6 | 0,0799 | 824,1 | 65,8 |
| С3Н8 | 0,1548 | 758,6 | 117,4 |
| Изо-С4Н10 | 0,0412 | 705,1 | 29,1 |
| Н-С4Н10 | 0,0333 | 663,1 | 22,1 |
| Изо-С5Н12 | 0,0095 | 610,8 | 5,8 |
| Н-С5Н12 | 0,0031 | 621,0 | 1,9 |
| Катализат | 0,5753 | 561,9 | 323,2 |
| Итого | 1,0000 | - | 790,4 |

Таблица 2.41

Энтальпия жидкой фазы сырья на входе в колонну К-7

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 1360C | |
| h | h· |
| Н2 | 0,0016 | 2591,5 | 4,2 |
| СН4 | 0,0015 | 891,7 | 1,3 |
| С2Н6 | 0,0129 | 824,1 | 10,6 |
| С3Н8 | 0,0484 | 758,6 | 36,7 |
| Изо-С4Н10 | 0,0214 | 705,1 | 15,1 |
| Н-С4Н10 | 0,0217 | 663,1 | 14,4 |
| Изо-С5Н12 | 0,0110 | 610,8 | 6,7 |
| Н-С5Н12 | 0,0038 | 621,0 | 2,4 |
| Катализат | 0,8777 | 337,2 | 296,0 |
| Итого | 1,0000 | - | 387,4 |

Энтальпию острого орошения колонны К-7 определим по графику [7]. Для этого найдем плотность острого орошения по формуле Мамедова:



По графику определяем энтальпию острого орошения hоо =84кДж/кг

Состав верхнего продукта колонны берем изтабл. 2.33

Таблица 2.42

Энтальпия верхнего продукта колонны К-7

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 690C | |
| h | h· |
| Н2 | 0,0280 | 1402,3 | 39,2 |
| СН4 | 0,0154 | 646,0 | 9,9 |
| С2Н6 | 0,1360 | 594,6 | 80,9 |
| С3Н8 | 0,5432 | 517,4 | 281,1 |
| Изо-С4Н10 | 0,2260 | 471,2 | 106,5 |
| Н-С4Н10 | 0,0361 | 429,2 | 15,5 |
| Изо-С5Н12 | 0,0154 | 375,2 | 5,8 |
| Итого | 1,0000 | - | 538,8 |

Состав компонентов стабильного катализата в низу колонны берем из табл. 2.31

Таблица 2.43

Энтальпия стабильного катализата в низу колонны К-7

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 2120C | |
| h | h· |
| Н-С4Н10 | 0,0223 | 833,3 | 18,6 |
| Изо-С5Н12 | 0,0107 | 813,9 | 8,7 |
| Н-С5Н12 | 0,0043 | 824,3 | 3,5 |
| Катализат | 0,9628 | 560,2 | 539,3 |
| Итого | 1,0000 |  | 570,1 |

Тепловой баланс колонны представлен в табл.2.44.

Количество тепла, которое необходимо ввести в низ колонны, по формуле

ΔQ = Qрасх–Qприх,

Таблица 2.44

Тепловой баланс колонны К-7

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Расход, кг/ч | Температура, 0С | Энтальпия, кДж/кг | | Количество тепла,  106 кДж/ч |
| паров | жидкостей |
| Приход: |  |  |  |  |  |
| Сырье |  |  |  |  |  |
| в том числе |  |  |  |  |  |
| - паровая фаза | 2481 | 136 | 790,4 | - | 2,0 |
| - жидкая фаза | 21952 | 136 | - | 387,4 | 8,5 |
| Острое орошение | 4759 | 35 | - | 84 | 0,4 |
| Итого | 29192 | - | - | - | 10,9 |

Продолжение таблицы 2.44

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Расход: |  |  |  |  |  |
| - Верхний продукт + острое орошение | 6118 | 69 | 538,8 | - | 3,3 |
| - Нижний продукт | 23073 | 212 | - | 570,1 | 13,2 |
| Итого | 29192 | - | - | - | 16,5 |

где ΔQ – количество тепла, которое необходимо подвести в низ колонны, кДж/ч;

Qприх– количество тепла, подводимого с продуктами, входящими в колонну, кДж/ч;

Qприх= 10,9 кДж/ч;

Qрасх– количество тепла, отводимого с продуктами, выходящими из колонны, кДж/ч;

Qрасх= 16,5·106 кДж/ч.

ΔQ = (16,5–10,9)·106= 5,6·106 кДж/ч

Расход горячей струи определяют по формуле [5]:



где Ht – энтальпия паровой фазы «горячей струи» при температуре 2400С,кДж/кг;

t – температура «горячей струи» на выходе из печи, кЖд/кг;

e – мольная доля отгона «горячей струи»;

ht – энтальпия жидкой фазы «горячей струи» при температуре 2400С, кДж/кг.

ht1- энтальпия cтабильногокатализата при температуре 2120С, кДж/кг.

Для определения расхода стабильного катализата, применяемого в качестве «горячей струи» для поддержания температуры в кубе колонны, определим его долю отгона при температуре и давлении на выходе из печи. Состав горячей струи на выходе из печи П-3 при t=2400C и P=1,7 МПа представлен в табл. 2.46. Материальный баланс однократного испарения представлен в табл. 2.45.

Таблица 2.46

Состав горячей струи на выходе из печи

при температуре 2400C и давлении 1,7 МПа.

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Наименование  продукта | Кг/ч | Мi | Ni |  | K | хi | yi |
| Н-С4Н10 | 296 | 58 | 5,1 | 0,0223 | 2,3 | 0,0222 | 0,0526 |
| Изо-С5Н12 | 176 | 72 | 2,4 | 0,0107 | 1,4 | 0,0107 | 0,0152 |
| Н-С5Н12 | 71 | 72 | 1,0 | 0,0043 | 1,26 | 0,0043 | 0,0078 |
| Катализат | 22531 | 102,3 | 220,2 | 0,9628 | 0,96 | 0,9629 | 0,9244 |
| Итого | 23073 |  | 228,8 | 1,0000 |  | 1,0000 | 1,0000 |

Доля отгона е = 0,004625

Таблица 2.45

Материальный баланс однократного испарения горячей струи при температура 2400С и давлении 1,7МПа.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компоненты | Приход | | | | Расход | | | | | | | |
| Парожидкостная смесь | | | | Паровая фаза | | | | Жидкая фаза | | | |
| кг/ч | массо-вая доля | кмоль/ч | моль-ная доля | кг/ч | массо-вая  доля | кмоль/ч | моль-ная доля | кг/ч | массо-вая  доля | кмоль/ч | мольная доля |
| Н-С4Н10 | 296 | 0,0128 | 5,1 | 0,0223 | 3 | 0,0307 | 0,0557 | 0,0526 | 293 | 0,0127 | 5,05 | 0,0222 |
| Изо-С5Н12 | 176 | 0,0076 | 2,4 | 0,0107 | 1 | 0,0110 | 0,0161 | 0,0152 | 175 | 0,0076 | 2,43 | 0,0107 |
| Н-С5Н12 | 71 | 0,0031 | 1,0 | 0,0043 | 1 | 0,0057 | 0,0083 | 0,0078 | 70 | 0,0030 | 0,97 | 0,0043 |
| Катализат | 22531 | 0,9765 | 220,2 | 0,9628 | 100 | 0,9526 | 0,9782 | 0,9244 | 22431 | 0,9766 | 219,27 | 0,9629 |
| Итого | 23073 | 1,0000 | 228,8 | 1,0000 | 105 | 1,0000 | 1,0582 | 1,0000 | 22968 | 1,0000 | 227,7 | 1,0000 |

Результаты расчетов энтальпий паровой и жидкой фазы «горячей струи» приведены в табл.2.47 и 2.48.

Таблица 2.47

Энтальпия паровой фазы горячей струи

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 2400C | |
| Н |  |
| Н-С4Н10 | 0,0526 | 888,1 | 46,7 |
| Изо-С5Н12 | 0,0152 | 883,4 | 13,4 |
| Н-С5Н12 | 0,0078 | 894,5 | 7,0 |
| Катализат | 0,9244 | 831,4 | 768,5 |
| Итого | 1,0000 |  | 835,7 |

Таблица 2.48

Энтальпия жидкой фазы горячей струи

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компоненты |  | 2400C | |
| h | h· |
| Н-С4Н10 | 0,0222 | 888,1 | 19,7 |
| Изо-С5Н12 | 0,0107 | 883,4 | 9,4 |
| Н-С5Н12 | 0,0043 | 894,5 | 3,8 |
| Катализат | 0,9629 | 648,6 | 624,6 |
| Итого | 1,0000 |  | 657,5 |

Определим расход горячей струи:

кг/ч



2.7.7 Расчет нагрузки по высоте колонны К-7.

Выбираем наиболее нагруженные сечения по высоте колонны.

Расчет нагрузок в сечении I – I – сечении между верхней и последующей тарелками (рис. 2.17).

Сечение I-I

Верхний

продукт

острое  
орошение

I

I

gI-I

20

19

GI-I

Рис. 2.17

Нагрузка по парам в сечении I – I:

GI-I =Gд + gгоо

где GI-I - поток паров, проходящий через сечение I-I, кг/ч;

Gд- расход дистиллята, кг/ч;

Gд = 2481 кг/ч (см. табл. 2.44);

gгоо – расход горячего орошения от острого орошения, кг/ч. Это орошение образуется в результате контакта паров, поднимающихся по колонне, с острым орошением в верхней части колонны. Пары частично конденсируются, образовавшаяся флегма и является горячим орошением от острого орошения.

Нагрузка по жидкости:

gI-I = gгоо

Расход горячего от острого орошения находим по формуле

,



где gоо - расход острого орошения, кг/ч;

Hверх - энтальпия паров при 690С, кДж/кг;

hверх -энтальпия жидкого острого орошения при 350С, кДж/кг;

- энтальпия паров горячего орошения при температуре в сечении I-I, кДж/кг;



- энтальпия жидкости горячего орошения при температуре в сечении I-I, кДж/кг.



Температуру в сечении I-I находим по формуле

tI-I= tверха+Δt,

где tверха – температура в верху колонны, 0С;

tверха = 690С;

Δt – перепад температур на тарелках колонны, 0С.

Δt = ,



где tвход – температура сырья на входе в колонну, 0С;

tвход =1360С;

n - число тарелок в укрепляющей части колонны, шт.;

n = 10шт.

Δt = ,



tI-I = 69 + 6,7 ≈ 760С



= 9421 кг/ч.



GI-I = 2481 + 9421 = 11902 кг/ч,

gI-I = gг.о.о. = 9421 кг/ч.

Расчет нагрузки в сечении II – II

Нагрузка по парам (рис. 2.18):

GII-II= Gc + Gниз

где Gc - расход паров сырья в зоне питания, кг/ч;

G с = 2481 кг/ч. (табл. 2.45)

G низ - расход паров, поступающей под нижнюю тарелку колонны из печи П-3, кг/ч;

G низ = 6349 кг/ч. (см. п. 2.4.8.8)

GII-II = 2481 + 6349 = 8830 кг/ч

|  |
| --- |
| Сечения II-II |
| II  GII-II  gГОО  7  8  9  II  Сырье  Gc  gc |
| Рис. 2.18 |

Нагрузка по жидкости:

gII-II = gс + gгоо

где gс- расход жидкой фазы сырья, кг/ч;

gс= 21952 кг/ч (см. табл. 2.44);

gгоо - расход горячего от острого орошения, кг/ч;

gгоо = 9421 кг/ч.

gII-II = 21952 + 9421 = 31373 кг/ч

Расчет нагрузки в сечении III – III– под нижней тарелкой

Нагрузка по парам:

GIII-III =



где ΔQ – количество тепла, которое необходимо подвести в низ колонны, кДж/ч;

Нt-энтальпия паровой фазы «горячей струи» при температуре 2400С,кДж/кг;

ht1- энтальпия cтабильногокатализата при температуре 2120С, кДж/кг.

GIII-III = кг/ч



GIII-III =G низ

G низ - расход паров, поступающей под нижнюю тарелку колонны из печи П-3, кг/ч;

G низ =21100 кг/ч

Нагрузка по жидкости:

gIII-III = Gниз + gниз

где gниз- расход фракции, уходящий с низа колонны, кг/ч;

gниз= 23073 кг/ч (см. табл. 2.44)

GIII-III = 21100 кг/ч

gIII-III = 21100 + 23073 =44173 кг/ч

Определение диаметра колонны

Диаметр колонны определяется в самых нагруженных ее сечениях по формуле

d = ,



где VП – объем паров в рассчитываемом сечении,

WД – допустимая скорость паров в рассчитываемом сечении колонны.

Объемную скорость паров определяем по формуле

,



где Vп– объемная скорость паров в рассчитываемом сечении, м3/с;

Gп – расход паров в рассчитываемом сечении, кг/ч;

М – молярные массы нефтепродуктов, кг/кмоль;

t – температура в рассчитываемом сечении,0С;

Р – давление в рассчитываемом сечении, МПа.

Допустимую линейную скорость паров определяем по формуле

Wдоп = 0,85⋅10-4⋅С⋅,



где Wдоп – допустимая линейная скорость паров, м/с;

С – коэффициент, величина которого зависит от конструкции тарелок, расстояния между ними и поверхностного натяжения жидкости;

Ж и П – плотности жидкости и пара, кг/м3



= - ⋅(t - 20)



С = К⋅С1 – С2⋅(λ - 35),

где К – коэффициент, определяемый в зависимости от типа тарелок;

С1 – коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками (при расстоянии между тарелками 600мм, С1=750);

С2 = 4 для колпачковых тарелок;

λ - коэффициент, учитывающий влияние жидкостной нагрузки на допустимую скорость паров.

Коэффициент λ находим по формуле

,



где L – расход жидкой фазы в рассчитываемом сечении, м3/ч.

Расход жидкой фазы рассчитываем по формуле

L =,



где g – нагрузка по жидкости в рассчитываемом сечении, кг/ч;

Р – число сливных устройств на тарелке.

Подпор жидкости на тарелке рассчитываем по формуле

,



где Δh – подпор жидкости на тарелке, м;

b – периметр слива (длина сливной перегородки), м;

Объемную скорость паров в сечении I – I рассчитываем по формуле



где GI-I – расход паров, проходящий через сечение I-I, кг/ч;

GI-I = 11902 кг/ч;

МI-I – молярная масса паров, проходящий через сечение I-I, кг/кмоль;

Принимаем допущение, что составы паров в сечении I-I и паров дистиллята одинаковы, т.е. Мд = МI-I.

t – температура в рассчитываемом сечении, 0С;

t = 69 0С;

Р – давление в рассчитываемом сечении, МПа;

Р = 1,59 МПа.

= 0,16 м3/с.



Плотность паровой фазы находим по формуле

= 20,7 кг/м3.



Плотность жидкости находим по формуле

= - ⋅(t - 20)



Плотность жидкости при 20ºС определим из формулы формуле Крега

Мс=, откуда



Молярную массу жидкости определим по формуле Воинова

М = 60 + 0,3tср +0,001tср2 = 60 + 0,3·69 + 0,001·692 = 94,5



α = 0,000897

= 0,701 – 0,000897 ⋅ (69 - 20) =0,657 г/см3= 657 кг/м3.



Нагрузка по жидкой фазе в рассчитываемом сечении рассчитываем по формуле

L = ,



где gI-I – нагрузка по жидкости в сечении I – I, кг/ч;

gI-I = gг.о.о. = 9421 кг/ч.

L = = 14,34 м3/ч.



Коэффициент, учитывающий влияние жидкостной нагрузки на допустимую скорость паров, находим по формуле

,



где Р – число сливных устройств на тарелке;

Р=1.

λ= 8,6 принимаем λ=10



С =1,15⋅750 - 4 ⋅ (10 - 35) = 962,5

Предельную допустимую скорость паров рассчитываем по формуле

Wдоп = 0,85⋅10-4⋅С⋅,



Wдоп = 0,85 ⋅ 10-4⋅ 962,5 ⋅ = 0,5м/с



d = = = 0,41 м



Фактический диаметр колонны в сечении I – I равен 1,1 м. Рассчитываем фактическую скорость паров в сечении I – I по формуле

Wфакт = = = 0,17 м/с



Фактическая скорость паров в сечении I – I меньше допустимой скорости паров.

Wфакт<Wдоп

Подпор жидкости на тарелке рассчитываем по формуле

,



где b – периметр слива (длина сливной перегородки), м;

= = 0,019 м = 19 мм.



Объемную скорость паров в сечении II – II рассчитываем по формуле

,



где GII-II – расход паров, проходящих через сечение II – II, кг/ч;

GII-II = 8830 кг/ч ;

МII-II – молярная масса паров, проходящих через сечение II – II, кг/кмоль;

МII-II = 111,1 кг/кмоль;

t – температура в рассчитываемом сечении,оС;

t = 136оС;

Р – давление в рассчитываемом сечении, МПа;

Р = 1,6 МПа.

= 0,88 м3/с



Плотность жидкости находим по формуле

= - ⋅(t - 20)



= 0,731 г/см3



α = 0,000857

= 0,731 - 0,000857 ⋅ (136 - 20) = 0,6282 г/см3 = 628,2 кг/м3.



Плотность паровой фазы находим по формуле



= 2,16 кг/м3



Нагрузку по жидкой фазе в рассчитываемом сечении определяем по формуле

L = ,



где gII-II – расход жидкости в сечении II – II, кг/ч;

gII-II = 31373 кг/ч

L = = = 50 м3/ч.



Коэффициент, учитывающий влияние жидкостной нагрузки на допустимую скорость паров находим по формуле



где Р – число сливных устройств на тарелке;

Р=1.

λ= 68,7



С =1,15⋅750 - 4 ⋅ (68,7 - 35) = 723,7

Рассчитываем допустимую скорость паров:

Wдоп = 0,85 ⋅ 10-4⋅ 723,7⋅ = 0,82 м/с



d = = =0,96 м



Фактический диаметр колонны в сечении II – II равен 1,2 м. Рассчитываем фактическую скорость паров в сечении II – II по формуле

Wфакт = = = 0,50 м/с



Фактическая скорость паров в сечении II – II меньше допустимой скорости паров.

Wфакт<Wдоп

Рассчитываем подпор жидкости на тарелке:

= = 0,042 м = 42 мм.



Объемную скорость паров в сечении III–III рассчитываем по формуле

,



где Gниз – расход паров, поступающих с низа колонны в сечении III–III, кг/ч;

Gниз = 8514 кг/ч ;

Мниз – молярная масса паров, поступающих с низа колонны в сечении III–III, кг/кмоль;

Мниз = 102,3 кг/кмоль;

t – температура в рассчитываемом сечении,оС;

t = 212оС;

Р – давление в рассчитываемом сечении, МПа;

Р = 1,61 МПа.

= 0,14 м3/с



= 0,776 г/см3



α = 0,000805

= 0,776 - 0,000805 ⋅ (212 - 20) = 0,6214 г/см3 = 621,4 кг/м3.



Плотность паровой фазы находим по формуле



= 4,16 кг/м3



Нагрузку по жидкой фазе в рассчитываемом сечении определяем по формуле

L = ,



где gIII-III – расход жидкости в сечении III – III, кг/ч;

gIII-III = 31567 кг/ч

L = = = 71,0 м3/ч.



Коэффициент, учитывающий влияние жидкостной нагрузки на допустимую скорость паров находим по формуле

= 210,9



С =1,15⋅750 - 4 ⋅ (210,9 - 35) = 158,9

Рассчитываем допустимую скорость паров:

Wдоп = 0,85 ⋅ 10-4⋅ 158,9⋅ = 0,16 м/с



d = = = 1,0 м.



Фактический диаметр колонны в сечении III–III равен 1,2 м. Рассчитываем фактическую скорость паров в сечении III – III по формуле

Wфакт = = = 0,12м/с



Фактическая скорость паров в сечении III – III меньше допустимой скорости паров.

Wфакт<Wдоп

Рассчитываем подпор жидкости на тарелке:

= = 0,042м = 42 мм.



Из расчета видно, что фактическая скорость паров ниже допустимой линейной скорости паров и подпор жидкости на тарелке ниже допустимого предела.

**2.8 Расчёт парового подогревателя**

**Исходные данные**. Рассчитать подогреватель сырья ректификационной колонны. Состав сырья: бензол масс., толуол масс[[1]](#footnote-1). Расход сырья G2=18000 кг/час. Начальная температура сырья на входе в подогреватель t2н=200С. Температура сырья на выходе из аппарата равна температуре начала кипения смеси t2к=tнк. Давление на входе в аппарат Р2=0.11 МПа. В качестве теплоносителя использовать водяной пар. Давление пара выбрать и обосновать выбор.



2.8.1. Пересчёт массовых концентраций компонентов в мольные сделаем по формуле (1а).

Мольные массы компонентов можно или рассчитать по химической формуле, или взять из Приложения 1. Мольная масса бензола Мб=78 кг/кмоль, толуола Мт=92 кг/кмоль.



Проверка:

.



Расчёт выполнен правильно.

2. 8.2 Определение температуры начала кипения смеси.

В задании на проектирование указано, что температура жидкости на выходе из подогревателя (конечная температура *t2к*) равна температуре начала кипения *tнк*. Для нахождения этой температуры воспользуемся формулой (1). Необходимые для расчёта давления паров бензола и толуола можно взять из Приложения 3 или рассчитать по уравнению Антуана с использованием коэффициентов, приведённых в Приложении 4. Температуры кипения компонентов при нормальном давлении (101 кПа): бензол 80.20С, толуол 110.80С. Выберем в качестве первого приближения температуры 90 и 1000С. При этих температурах давления паров равны

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  | 900С | 1000С |
| Бензол, *Рб*, мм рт. ст. | 1016 | 1344 |
| Толуол, *Рт*, мм рт. ст. | 408 | 571 |

В большинстве справочной литературы давления паров приведены в миллиметрах ртутного столба. В этой же единице получается давление и при использовании уравнения Антуана. В промежуточных расчётах использовать эту единицу вполне допустимо. Для упрощения целесообразно перевести в миллиметры ртутного столба также заданное общее давление*[[2]](#footnote-2)*

*мм рт. ст*.



Найдём значения суммы в уравнении изотермы жидкой фазы (1) при этих температурах



Воспользуемся методом линейной интерполяции для нахождения температуры, при которой значение суммы будет равно 1. Графическая иллюстрация показана на рис. 4[[3]](#footnote-3). Температура начала кипения смеси (конечная температура холодного потока) получается равной *t2к*=930С.

2.8.3. Выбор температуры и давления водяного пара.

В качестве греющего агента в задании указан водяной пар, параметры которого необходимо выбрать самостоятельно. Для обеспечения эффективной передачи теплоты необходимо предусмотреть разность температур между теплоносителем и холодным потоком не менее 25÷300С. Слишком же большая разность – больше 500 – вызовет сильные температурные напряжения в аппарате и потребует установки температурных компенсаторов, что увеличит стоимость аппарата. В нашем примере конечная температура углеводородного сырья равна 930С. Следовательно, температура горячего потока должна быть не менее 1230. В практике теплоснабжения предприятий главным параметром водяного пара является его давление, которое обычно имеет значения 1.0, 0.8, 0.6, 0.4, 0.3, 0.2 МПа. По Приложению 11 принимаем в качестве теплоносителя водяной пар давлением 0.2943 МПа (3 ат), который имеет температуру 1330С.



Рис. 4

2.8.4 Определение средней разности температур Δ*tср*.

Так как температура одного из потоков – водяного пара – постоянна[[4]](#footnote-4), то средняя разность температур не зависит от способа организации теплообмена.



Средняя разность температур рассчитываем по формуле (3)



Для дальнейших расчётов потребуются теплофизические свойства обоих потоков, которые зависят от температуры. Поэтому необходимо найти средние температуры конденсата и углеводородного сырья. В нашем примере температура горячего потока постоянна, поэтому средняя температура холодного потока в соответствии с формулой (6) будет равна



2.8.5. Нахождение теплофизических свойств потоков при их средних температурах.

Свойства индивидуальных компонентов холодного потока (бензол и толуол) найдём по Приложениям 5-8. При этом следует иметь ввиду, что некоторые свойства (плотность, теплопроводность) мало зависят от температуры и в инженерных расчётах нецелесообразно учитывать её отличия от справочных значений на 3÷50. Если же зависимость свойства от температуры значительна (давление пара, вязкость, теплоёмкость), то необходимо применить метод линейной интерполяции.

Плотности (Приложение 5): *ρб*=836 кг/м3, *ρт*=828 кг/м3.

Теплоёмкость (Приложение 6): *сб*=1943 Дж/(кг·К), *ст*=1904 Дж/(кг·К).

Вязкость (Приложение 7): *μб*=0.379·10-3Па·с, *μт*=0.372·10-3Па·с.

Теплопроводность (Приложение 8): *λб*=0.136 Вт/(м·К), *λт*=0.128 Вт/(м·К).

Свойства смеси ароматических углеводородов определяем по уравнениям (7)-(10).

Плотность:



Теплоёмкость:



Вязкость:



Теплопроводность:



Формулы дали одинаковые значения.

Свойства насыщенного водяного пара берём из Приложения 11, а парового конденсата (воды) – из Приложения 10. Все полученные значения сводим в таблицу 6.

2.8.6. Определение тепловой нагрузки и расхода пара.

Тепловую нагрузку определим из уравнения (11)



Требуемый теоретический расход пара найдём по уравнению (12)



Фактический расход пара увеличим на 8% (см. комментарии к уравнению (12) на с. 9)



Таблица 6

**Теплофизические свойства потоков**

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| **Свойство** | **Теплоноситель** | | **Нагреваемое сырьё** |
| Пар | Конденсат |
| Средняя температура, 0С | 133 | | 63 |
| Плотность, кг/м3 | 1.618 | 932 | 832 |
| Теплоёмкость, Дж/(кг·К) | 1917 | 4270 | 1924 |
| Вязкость, Па·с | 13.6·10-6 | 0.207·10-3 | 0.376·10-3 |
| Теплопроводность, Вт/(м·К) | 0.0269 | 0.686 | 0.132 |
| Теплота конденсации, кДж/кг | 2171 | - | - |

2.8.7. Приближенная оценка коэффициента теплопередачи и ориентировочной поверхности теплообмена.

Практика обследования огромного числа теплообменных аппаратов позволила собрать сведения о фактических значениях коэффициентов теплопередачи для различных случаев теплообмена (см. таблицу 2). Нам остаётся лишь выбрать интересующий случай теплообмена и принять рекомендуемое значение коэффициента теплопередачи. При передаче теплоты от конденсирующегося водяного пара к органическим жидкостям рекомендуется диапазон значений коэффициента теплопередачи 120÷340 Вт/(м2·К). Принимаем коэффициент теплопередачи *Кор*=340 Вт/(м2·К). Тогда ориентировочная площадь поверхности теплопередачи согласно уравнению (17) составит



Так как конденсация пара проводится **на** трубах, поток нагреваемого углеводородного сырья пускаем **в** трубы. Зададимся величиной критерия Рейнольдса для трубного пространства *Reтр*=20000, примем диаметр труб *d×δ*=25×2 мм и найдём необходимое число труб *n* на один ход.



Значение средней скорости потока в трубах найдём из уравнения расхода



Теперь по значениям ориентировочной поверхности теплопередачи *Fор*=29.5м2, диаметру труб трубного пучка *d×δ*=25×2 мм и найденному числу труб *n*=40 шт. по Приложению 12 выбираем нормализованный аппарат со следующими характеристиками:

Поверхность теплопередачи *Fт*=31.0 м2.

Диаметр кожуха внутренний *D*=400 мм.

Общее число труб *n*=100 шт.

Длина труб *L*=4.0 м.

Площадь трубного пространства *Sтр*=0.017 м2.

Площадь межтрубного пространства (вырез перегородки) *Sмтр*=0.02 м2.

Число ходов *z*=2.

2.8.8. Определение коэффициента теплоотдачи *α2* для нагреваемого сырья (трубное пространство).

Определим по уравнению (18) объёмный расход сырья



Определим по уравнению (19) среднюю скорость сырья в трубах пучка



Значение критерия Рейнольдса для трубного пространства определим по уравнению (20)



Режим движения – турбулентный.

Определим значение критерия Прандтля по уравнению (21)



Для определения критерия Нуссельта при турбулентном движении воспользуемся уравнением (22). В целях упрощения расчётов согласно [1, с. 152] для нагревающегося потока значение скобки можно считать равным 1.



Тогда значение коэффициента теплоотдачи *α2* в соответствии с уравнением (23) составит



2.8.9. Определение коэффициента теплоотдачи *α1* от конденсирующегося водяного пара к трубам трубного пучка (межтрубное пространство).

Коэффициент теплоотдачи от пара к трубам при плёночной конденсации пара и ламинарном стекании плёнки конденсата рассчитаем как для вертикального аппарата по уравнению (27), так и для горизонтального по уравнению (28).





Для горизонтального аппарата поправочный коэффициент *ε*=0.6 [1, рис. 4.7]



2.8.10. Определение коэффициента теплопередачи.

Считаем, что аппарат будет изготовлен из обычной углеродистой стали[[5]](#footnote-5), имеющей коэффициент теплопроводности *λст*=46.5 Вт/(м×К) [1, с. 529]. Учтём также появление в процессе эксплуатации аппарата загрязнений как со стороны конденсирующегося пара так и со стороны нагреваемого сырья (таблица 3).



Тогда коэффициент теплопередачи при вертикальной установке аппарата согласно уравнению (29) будет равен



При горизонтальной установке подогревателя коэффициент теплопередачи примет значение



Сравнение полученных значений коэффициента теплопередачи показывает, что в данном конкретном случае расположение аппарата - горизонтальное или вертикальное – не влияет на эффективность его работы. Поэтому можно принять к установке вертикальный аппарат, который на технологической площадке будет занимать меньше места.

2.8.11. Определение расчётной площади поверхности теплопередачи и запаса площади.

Расчётную поверхность теплопередачи определим по формуле (33)



Запас поверхности теплопередачи согласно формуле (34) составит



Данный запас превышает рекомендуемый нормами технологического проектирования 30%. Поэтому нужно выбрать другой аппарат и повторить поверочный расчёт. Согласно приведённым в Приложении 12 данным имеется точно такой же теплообменник, но с площадью поверхности теплопередачи *Fт*=24 м2 и длиной труб пучка 3 м.

Изменение длины трубного пучка нового аппарата незначительно скажется только на величине коэффициента теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к трубам *α1гор*, так как в расчётную формулу входит длина *L.* Однако это изменение не повлияет на конечный результат: во-первых, коэффициент теплоотдачи изменяется незначительно (вместо значения *α1гор*=14035 Вт/(м2×К) получится значение 12739 Вт/(м2×К)), а во-вторых, коэффициент теплопередачи всё равно определяется мéньшим значением *α*. Кроме того, к установке решено принять вертикальный аппарат. При установке такого теплообменника запас поверхности оставит



Таким образом, к установке принимается теплообменник со следующими характеристиками

Поверхность теплопередачи *Fт*=24.0 м2.

Диаметр кожуха внутренний *D*=400 мм.

Общее число труб *n*=100 шт.

Длина труб *L*=3.0 м.

Площадь трубного пространства *Sтр*=0.017 м2.

Площадь межтрубного пространства *Sмтр*=0.02 м2.

Число рядов труб по вертикали *np*=10.

Число ходов *z*=2.

При заказе данного аппарата (см. п. 14 данного Примера) необходимо указать, что в межтрубном пространстве конденсируется водяной пар. Тогда при горизонтальной установке аппарата перегородки ставиться не будут.

2.8.12. Определение диаметра штуцеров. Расчёт диаметра штуцеров проводим по уравнению (35а).

Штуцер для ввода насыщенного водяного пара (А). Принимаем скорость движения пара в штуцере *wдоп*=20 м/с (см. с. 14). Тогда



Принимаем штуцер диаметром *Dу*=125 мм и длиной вылета *lш*=120 мм.

Штуцер для вывода конденсата (Б). Конденсат выводится самотёком, допустимую скорость принимаем равной *wдоп*=0.1 м/с. Тогда



Принимаем штуцер диаметром *Dу*=70 мм и длиной вылета *lш*=110 мм.

Штуцера для ввода (В) и вывода (Г) сырья будут иметь одинаковые диаметры. Принимаем скорость потока в них 1.5 м/с. Тогда



Принимаем штуцер диаметром *Dу*=70 мм и длиной вылета *lш*=110 мм.

Уточним значение скорости по уравнению (36)

.



Получили результат, практически не отличающийся от принятого[[6]](#footnote-6).

2.8.13. Определение гидравлического сопротивления трубного пространства. Будем считать, что трубы имеют незначительную коррозию со средней шероховатостью стенок *е*=0.2 мм [1, с. 519, табл. XII]. Коэффициент трения *λт* рассчитаем по уравнению (38)



Отсюда

.



Гидравлическое сопротивление трубного пространства (в Па) находим по уравнению (37б).



Расчёт гидравлического сопротивления межтрубного пространства, в котором конденсируется водяной пар, не выполняем, так как его значение не представляет интереса и в дальнейших расчётах не используется.

**3.Расчет технико-экономических показателей.(Пример установки КР)**

Сырьем установки являются бензиновые фракции 70-140 и 140-1800С, получаемые на установке первичной перегонки нефти. В ходе процесса риформинга происходит изменение химического состава сырья, то есть ароматизация нафтеновых и парафиновых углеводородов, в результате чего повышается октановое число бензина.

Таблица 3.1

Материальный баланс установки Л Г– 35 – 11/300 ОАО СНПЗ

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Статьи баланса | Расход | | | |
| % мас. | кг/ч | т/сут | т/год |
| Взято: |  |  |  |  |
| Сырье | 100,00 | 30082 | 722 | 242 |
| Итого | 100,00 | 30082 | 722 | 242 |
| Получено: |  |  |  |  |
| Стабильныйбензин | 79,4 | 23889 | 573 | 192 |
| Водородсодержащий газ | 6,9 | 2072 | 50 | 17 |
| Углеводородный газ | 5,0 | 1502 | 36 | 12 |
| Бензин - отгон | 4,9 | 1474 | 35 | 12 |
| Рефлюкс | 2,6 | 772 | 19 | 6 |
| Потери | 1,2 | 372 | 9 | 3 |
| Итого | 100,00 | 30082 | 722 | 242 |

3.2 Расчет условно-постоянных затрат установки

3.2.1 Расчет затрат на заработную плату рабочих с начислениями

Расчет фонда заработной платы производится в соответствии с принятой системой оплаты труда на установке и включает основную и дополнительную зарплату.

Штатное расписание представлено в табл. 3.2.

Таблица 3.2

Штатное расписание установки

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Наименование должностей | Количество  единиц  в смену, чел. | Штат, чел. | Разряд | Оклад, руб. | Часовая тарифная ставка | Тариф за месяц |
| Начальник установки  Механик  Старший оператор технологических установок  Оператор технологических установок  Оператор технологических установок  Машинист компрессорных установок  Машинист технологических насосов | 1  3  1  1  1 | 1  1  4  12  4  4  4 | XI  X  VI  V  IV  VI  V | 22975  21145 | 83,76  72,24  60,40  83,76  72,24 | 55000  142320  39660  55000  47400 |
| *Резерв на отпуск:* |  |  |  |  |  |  |
| Оператор технологических установок  Машинист компрессорных установок  Машинист технологических насосов |  | 2  1  1 | V  VI  V |  | 72,24  83,76  72,24 | 23720  13750  11860 |
| Итого | 7 | 34 | - | 44120 | - | 388710 |

Тарифный фонд заработной платы за год составляет:

Фт= (44120 + 388710) · 12 = 5193960 руб.

Доплата за работу в ночное время равна 40% от тарифной ставки, в вечернее – 20%. Фонд оплаты труда в ночное и вечернее время определяем по формуле

,



где Фн. и в. – фонд оплаты за ночное и вечернее время, руб.;

Нн. – норматив ночных, Нн. = 40%;

Нв. – норматив вечерних, Нв. = 20%.

руб.



Фонд оплаты труда в праздничные дни определяем по формуле:

,



где - фонд за работу в праздничные дни, руб.;



2 - коэффициент, учитывающий количество смен в сутки на установке;

3 - коэффициент, учитывающий тройную оплату труда в праздничные

дни;

- количество праздничных часов в году;



- зарплата сменных рабочих за час.



руб.



Доплата за вредные условия производства равна 12% от тарифной ставки. Фонд оплаты труда за вредные условия труда определяем по формуле



где Фвр – фонд оплаты за вредность, руб.;

Нвр. – норматив за вредность, Нвр= 12%;

руб.



Основной заработный фонд определяем по формуле:

,



где - основной фонд, руб.



руб.



Дополнительный заработный фонд определяем по формуле:

,



где Фд. – дополнительный фонд, руб.,

Нд. – норматив дополнительной зарплаты,

руб.



Годовой фонд заработной платы определяем по формуле:

,



где Фгод. – годовой фонд, руб.,

руб.



Среднемесячную заработную плату определяем по формуле:

,



где Фср.м. – среднемесячная зарплата, руб.,

руб.



Рассчитаем единый социальный налог.

Расходы на социальные нужды определяем по формуле:

,



где Нс.н. – норматив на социальные нужды, %,

руб.



* + 1. Расчет затрат на амортизацию

Стоимость основных фондов: оборудования – 700 млн. руб., зданий – 100 млн. руб.

Амортизационные отчисления рассчитываются по формуле

,



где ОФ – стоимость основных фондов, руб.;

На – норма амортизации, %

На по зданиям – 1,7 %:

млн. руб.



На по оборудованию – 9 %:

млн. руб.



млн. руб.



3.3 Расчет условно-переменных затрат установки

3.3.1 Расчет затрат на сырье и побочную продукцию

Определяем количество затрат на сырье по формуле:

,



где Зс – затраты на сырье, руб.;

– количество того или иного компонента сырья, т;



– цена 1 т компонента, руб.



Зсыр = 242000 · 14538,72 = 3518370 тыс. руб.

Определяем количество затрат на компоненты побочной продукции по формуле:

,



где Зп.п – затраты на побочную продукцию, руб.;

– количество компонента, т;



– цена соответствующего компонента, руб.,



Зб-о = 12000 · 15778,39 = 189341 тыс. руб.,

Звсг = 17000 · 5011,02 = 85187 тыс. руб.,

Зугв = 12000 · 4454,24 = 53451 тыс. руб.,

Зрефл = 6000 · 5567,80 = 33407 тыс. руб.

Общая сумма затрат на побочную продукцию:

Зп.п= Зб-о + Звсг + Зугв + Зрефл,

Зп.п= (189341+85187+53451+33407) ·103 = 361386 тыс. руб.

Сумма затрат на сырье, приходящаяся на выпуск целевой продукции (гидрогенизата), определяем по формуле:

Зс.п= Зс – Зпп = (3518370 – 361386) ·103 = 3156984 тыс. руб.



3.3.2 Расчет затрат на внутризаводскую перекачку и хранение

Затраты на внутризаводскую перекачку определяются по формуле:

,



где Мс. – количество перекачиваемого сырья, т,

Цв.п. – цена за 1 т. перекачиваемой продукции, руб.,

тыс. руб.



3.3.3 Затраты на энергоресурсы, катализатор и реагенты

Затраты на энергоресурсы и катализатор определяем по формуле:

З=Мс·Н·Ц,

где Мс – производительность по сырью, т/год,

Н – норма расхода, ед./т,

Ц – цена единицы продукции, руб.

Затраты на электроэнергию:

Зэл.= 242000·0,089·2313,77 = 49833978 руб.

Затраты на теплоэнергию:

Зтэ.= 242000·0,047 ·894,26 = 10171313 руб.

Затраты на топливо:

З т= 242000·0,016·4921,29 = 19055235 руб.

Затраты на блокооборотную воду:

З в= 242000·27,7·2,01 = 13473834 руб.

Затраты на сжатый воздух:

Звоз.= 242000·0,0077·1438,83 = 2681116 руб.

Затраты на катализаторы:

З к= 242000·0,067 ·1494,26 = 24227932  руб.

Затраты на реагенты:

Зр = 242000 ·0,0035 · 1637,59=1387039 руб.

Общая сумма затрат на энергоресурсы, катализатор и реагенты составляет:

Зэн = Зэл.+Зтэ+ З.т+ Зв + Звоз.+ Зк + Зр

Зэн = 49833978 + 10171313 + 19055235 + 13473834 + 2681116 +

+ 24227932+ 1387039 = 120830447 руб.

3.4 Составление калькуляции себестоимости продукции установки

3.4.1 Расчет непроизводственных и общезаводских расходов

Годовые затраты на непроизводственные расходы составляют 34,4% от суммы всех затрат, кроме затрат на сырье. Общие затраты равны:

Зо= Фгод.+Зесн+Аобщ+Зпер+Зэн;

Зо= 10299863 + 3089958 + 57700000 + 12908000 + 120830447= 204828268 руб.

70460924 руб.



Годовые затраты на общепроизводственные расходы составляют 16% от суммы общецеховых расходов.

Затраты на общепроизводственные расходы определяются по формуле:

11273747 руб.



3.4.2 Расчет себестоимости целевой продукции

Себестоимость продукции – выраженные в денежной форме текущие затраты предприятия на производство и реализацию продукции. Себестоимость продукции – обобщающий показатель, отражающий все стороны производственно-хозяйственной деятельности предприятия и характеризующий эффективность его работы.

В себестоимость включается стоимость потребления средств производства (затраты на сырье, полуфабрикаты, топливо, энергию, расходы, связанные с эксплуатацией основных производственных фондов), расходы на оплату труда рабочих и отчисления различного характера.

Сведем данные по расчетам в табл. 7.3 внесем также в таблицу прочие статьи затрат на производство продукции установки.

Таблица 3.3

Калькуляция себестоимости и получаемых продуктов

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Наименование статей расходов | Единицы измерения | Сумма затрат, руб. |
| Сырье | т | 3518370380,0 |
| исключая стоимость побочной продукции | т | 361386000,0 |
| Итого по статье 1 |  | 3156984380,0 |
| Реагенты:  Катализатор  Реагенты | т  т | 24227932,0  1387039,0 |
|  |  |  |
| Итого по статье 2 |  | 25614971,0 |
| Энергозатраты: |  |  |
| Топливо | т | 19055235,0 |
| Вода техническая | м3 | 13473834,0 |
| Электроэнергия | кВт/ч | 49833978,0 |
| Сжатый воздух | м3 | 2681116,0 |
| Теплоэнергия | Гкал | 10171313,0 |
| Итого по статье 3 |  | 95215476,0 |
| Зарплата | руб. | 10299863,0 |
| Единый социальный налог | руб. | 3089958 |
| Текущий и капитальный ремонт | руб. | 450000000,0 |
| Внутренняя перекачка | руб. | 12908000,0 |
| Амортизация | руб. | 57700000,0 |
| Общецеховые затраты | руб. | 225402650,6 |
| Общепроизводственные затраты | руб. | 36064424,1 |
| Всего затраты на выпуск продукции | руб. | 4073691718,1 |
| Себестоимость одной тонны продукции | руб. | 21217,1 |

Себестоимость одной тонны продукта определяем по формуле:

,



где Звып.пп – сумма затрат на выпуск продукции, руб.;

Ац.п. – расход целевой продукции, т.

21217,1руб./т.



3.5 Определение технико-экономических параметров работы установки

3.5.1 Расчет прибыли

Прибыль рассчитывается по формуле:

Пр1т = Цц.п.1т – Себц.п.1т,

где Пр1т – прибыль с 1т целевой продукции, руб.;

Цц.п.1т – стоимость 1т целевой продукции, руб.;

Себц.п.1т – себестоимость 1т целевой продукции, руб.

Пр1т = 26400 – 21217,1 = 5182,9 руб.

3.5.2 Расчет рентабельности

Рентабельность основной продукции находим по формуле:

%,



где Р – рентабельность, %,

% .



3.5.3 Расчет порога рентабельности

Порог рентабельности определяется по формуле:

,



где Ипост – такие издержки, величина которых не меняется в зависимости от изменения объема производства (амортизация, ЗП – оклад (ИТР), цеховые и общепроизводственные расходы) см. табл. 7.2 и табл. 7.3, Ипост = 329466938 руб.;

тыс. руб.,



руб.,



1260783072 руб.



3.5.4 Расчет запаса финансовой прочности

Запас финансовой прочности определяется по формуле:

ЗФП = Выручка – ПР,

ЗФП = 5068800000 – 1260783072 = 3808016928 руб.

или .



3.5.5 ТЭП установки Л-35/11-300

В табл. 3.4 представлено ТЭП установки каталитического риформинга.

Таблица 3.4

ТЭП работы установки

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Наименование показателей | Единицы измерения | Величина |
| Мощность по сырью;  по целевой продукции | тыс. т  тыс. т | 242  192 |
| Себестоимость одной тонны продукции | руб. | 21217,1 |
| Прибыль с 1т целевой продукции | руб. | 5182,9 |
| Численность рабочих | чел | 34 |
| Рентабельность целевой продукции | % | 24,4 |
| Порог рентабельности | млн. руб. | 1260,8 |
| Запас финансовой прочности | % | 75,1 |

Вывод: Расчет ТЭП работы установки каталитического риформинга показал рентабельность выпускаемой продукции.

4.**ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ ТЕКСТОВЫХ ДОКУМЕНТОВ**

**4.1 Общие требования**

Пояснительная записка выполняется на листах белой бумаги формата А4(210×297) без рамки, одним из следующих способов:

- при наборе текста на компьютере: межстрочный интервал – 1,5; размер шрифта 14 (TimesNewRoman) для основного текста и шрифт 12 при оформлении таблиц, не допускается использования курсива;

**Поля:**

- левое - не менее 30 мм;

- правое - не менее 10 мм;

- верхнее - не менее 15 мм;

- нижнее - не менее 20 мм;

Размер абзацного отступа должен быть 10 мм.

Нумерация страниц документа и приложений, входящих в состав документа, должна быть сквозная по всему тексту. Номера страниц набираются шрифтом 13 и проставляются в правом верхнем углу без точки в конце.Нумерация страниц пояснительной записки осуществляется с титульного листа до последней страницы, включая приложения.

На титульном листе, реферате и содержании номер страницы не проставляется.

Описки и опечатки исправлять закрашиванием белым кроющим лаком (штрихом) с нанесением (наклейкой) на том же листе исправленного текста (изображения) машинным или рукописным способом.

Количество исправлений должно быть не более 5 на одной странице.

Не допускаются повреждения листов пояснительной записки, помарки и следы не полностью удаленного предыдущего текста или графики.

Структурными элементами дипломного проекта являются:

1) рецензия;

2) отзыв;

3) справка проверки на плагиат;

4) перечень замечаний консультанта по нормоконтролю;

5) титульный лист;

6) техническое задание;

7) календарный график выполнения дипломного проекта;

8)содержание;

9)введение;

10)теоретическая часть;

11)практическая часть

12)заключение;

13)список использованных источников;

14)спецификация;

* + 1. Оформление иллюстраций

Иллюстрации пояснительной записки выполняется с помощью графических компьютерных программ-редакторов или с помощью чертежных инструментов. Иллюстрации следует нумеровать в пределах раздела. Иллюстрация должна иметь наименование, которое помещают над иллюстрацией, при необходимости иллюстрации могут иметь пояснительные данные, пояснительные данные набирают используя 12 шрифт. Позиции пояснительного текста отделяют от текста с помощью тире. Текст пояснений начинается со строчной буквы и заканчивается точкой с запятой, в конце пояснений точку не ставят. Слово “Рис.” помещают после пояснительных данных.

Отбивка рисунка от текста должна быть два интервала (см. рис. 1.1).

Зависимость энтальпий паров изомеризата от температуры

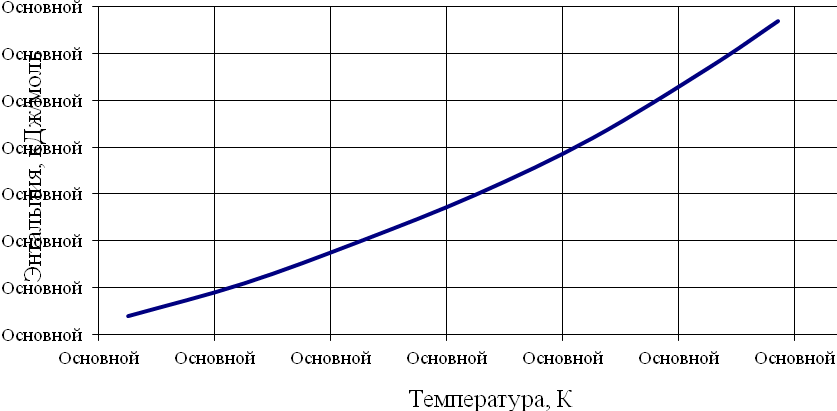


Рис. 1.1

4.1.2Оформление таблиц

Таблицы обязательно должны иметь заголовки.

Таблица в пояснительной записке ограничивается со всех сторон.

Надпись «Таблица…..» с указанием номера таблицы помещают выше уровня заголовка таблицы справа. Название таблицы помещают над таблицей строчными буквами кроме первой прописной и выравнивается по середине страницы. Таблицы следует нумеровать в пределах раздела.

При переносе части таблицы слово “Таблица” и её название указывают один раз над первой частью таблицы, над другими частями **слева** пишут слова “Продолжение таблицы” с указанием номера таблицы. Шапка таблицы повторяется при каждом переносе.

На все таблицы документа должны быть приведены ссылки в тексте документа.

4.1.3Оформление формул

Формулы в пояснительной записке выравниваются по центру строки, а номер формулы выравнивается по правой границе строки. Пояснения символов и числовых коэффициентов, входящих в формулу, если они не пояснены ранее в тексте, должны быть приведены непосредственно под формулой. При написании формул следует применять знаки препинания: точка с запятой между формулами, запятая – если формула заканчивает главное предложение, точка – если формула заканчивает фразу. Например, плотность определяется по формуле

, (1)

где  - плотность, кг/м3;

m – масса, кг;

V – объем, м3.

Все расчеты, обозначение единиц измерения должны быть в системе СИ.

Если в тексте есть ссылки на используемые формулы, то формулы нумеруются в пределах раздела арабскими цифрами в круглых скобках.

При наборе пояснительной записки на компьютере формулы записываются с помощью редактора формул (MicrosoftEquation).

4.1.4Список использованных источников

Ссылки в тексте пояснительной записки на используемый источник следует обозначать порядковым номером по мере упоминания в тексте и выделять квадратными скобками, например: [5], [6, с. 101], [18, табл.8], [28, разд.3]. Присвоенный один раз номер сохраняется за источником при повторной ссылке на него. Библиографический список формируется из источников, используемых в тексте с присвоенным источнику порядковым номером.

В библиографическом списке используемую литературу следует оформлять следующим образом (отнесение источника к книгам, статьям, патентам и т.д. не указывать):

Пример оформления книг (учебников) и справочников:

1. Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа. Часть 2.-М.: Химия, 1980.-328 с.

2. Орочко Д.И., Сулимов А.Д., Осипов Л.Н. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке. - М.: Химия, 1971.-352 с.

Пример оформления статей:

1. Олтырев А.Г., Федоров А.А., Кудаков С.А. и др. Опыт эксплуатации катализаторов гидроочистки нефтяных фракций производства НЗК на Новокуйбышевском НПЗ.//Нефтепереработка и нефтехимия. – 2001.-№7.-С.6.

2. Китова М.В., Логинова А.Н., Власов В.Г. и др. Каталитическая депарафинизация утяжеленных дизельных фракций.//ХТТМ.-2001.-№1.-С.16.

Пример оформления патентов:

1. А.с.№049523 СССР. Способ получения ароматических углеводордов. // Власов В.Г., Заботин Л.И., Левинтер М.Е. и др. (СССР).

2. Патент №2137541 РФ. Катализатор гидроочистки нефтяного сырья и способ его приготовления.//Вязков В.А., Левин О.В., Власов В.Г. и др. (РФ).

Пример оформления методических указаний:

1. Методические указания по курсовому и дипломному проектированию «Гидроочистка, гидрообессеривание и гидрокрекинг нефтяного сырья».//Сост.В.Г. Дырин, В.Г. Власов.- Самара: СамГТУ, 1991, 43 с.

Пример оформления ГОСТ ов:

1. ГОСТ 2.105-ЕСКД. Общие требования к текстовым документам.-М.: Издательство стандартов, 1996.-36с.

Сведения об информации из глобальной сети Internet следует оформлять следующим образом:

ISO Международная организация по стандартизации. http:\www.iso.com\proto\1.htm

**5.Требования к оформлению графических материалов**

**5.1 Общие положения**

Графические материалы курсовых (дипломных) проектов студентов специальности 18.02.09 могут быть следующие:

* технологические схемы установок;
* механические чертежи;
* таблицы;
* диаграммы.

Графические документы (листы) выполняются на листах формата А1 (594х841), разрешается использовать формат А0 (841×1189).

Каждый чертежный лист должен иметь рамку, которая выполняется сплошной линией (толщиной 1-2 мм) на расстоянии от внешней рамки листа справа, снизу, сверху – 5 мм и слева – 20 мм.

Основную надпись располагают в правом нижнем углу в виде штампа. Образец штампа приведен в приложении 3.

В технологических схемах горизонтальные линии (потоки) выполняют сплошными, а вертикальные прерываются или пересекают горизонтальные линии дугами.

Расстояние между линиями (потоками) должно быть не менее 5мм.

Толщина технологических линий должна быть в пределах – 1,0-1,5мм.

Толщина линий при изображении аппаратов – 0,3-0,4 мм.

Все технологические линии должны выполняться выше насосов.

Технологические линии должны иметь минимальное количество изломов и взаимных пересечений.

Технологический индекс, присвоенный аппарату и оборудованию, состоит из буквенного обозначения и порядкового номера. Индексы аппаратов и оборудования приведены в табл 2.1.

Таблица 2.1

Буквенные индексы для групп аппаратов и оборудования

|  |  |
| --- | --- |
| Наименование аппаратов и оборудования | Индекс |
| Реакторы, коксовые камеры, регенераторы, контакторы, автоклавы | Р |
| Печи, топки под давлением, кубы коксовые | П |
| Котлы - утилизаторы | КУ |
| Ректификационные колонны, стабилизаторы, абсорберы, десорберы | К |
| Адсорберы, десорберы, перколяторы, песчаные фильтры | А |

Продолжение таблицы 2.1

|  |  |
| --- | --- |
| Наименование аппаратов и оборудования | Индекс |
| Экстракторы, аппараты для выщелачивания | ЭК |
| Электродегидраторы, электроразделители | ЭДГ |
| Мешалки, смесители | М |
| Емкости | Е |
| Кристаллизаторы | КР |
| Теплообменники, кипятильники, воздухонагреватели, калориферы | Т |
| Холодильники и конденсаторы водяного охлаждения | Х |
| Аппараты воздушного охлаждения | АВО |
| Фильтры | Ф |
| Насосы поршневые, центробежные, вакуумные | Н |
| Компрессоры центробежные | ЦК |
| Поршневой компрессор | ПК |
| Сепараторы, газосепараторы |  |

Надписи с обозначением аппаратов (Р-1, К-2, Т-6 и др.) должны быть выполнены над их изображением или заключены внутри контура аппарата.

Текст на поле чертежа и надписи должны быть выполнены чертежным шрифтом без сокращений (сокращения допускаются только на чертежах выполненных на миллиметровки и вставляемых в пояснительную записку).

Механические чертежи выполняют на основе заводских чертежей, а все подписи чертежным шрифтом.

Таблицы (по разделу экономики, экспериментальные данные и т. д.) оформляются на листе формата А1 без внешней рамки и штампа. Студент и преподаватель расписываются на обратной стороне листа с указанием курсового и дипломного проекта в произвольной форме. При этом таблица должна иметь номер, если таблиц представлено более одной.

Все надписи в таблице необходимо выполнять чертежным шрифтом.

**ПРИЛОЖЕНИЯ**

Приложение 1

**Энтальпия**

Для расчета энтальпии (теплосодержания) нефтяных жидкостей и паров используются различные формулы (Крэга, Фортча и Уитмена, Уэйра и Итона). В табл. 1 – 3 приведены данные об энтальпии нефтяных жидкостей и паров как функции температуры и относительной плотности r1515

*Таблица 1*

**Энтальпия нефтяных жидкостей в интервале от 0 до 250°С (в кДж/кг)**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Температура, °С | 3начения при ρ 1515 от 0,65 до 1,00 | | | | | | | |
| 0,65 | 0,70 | 0,75 | 0,80 | 0,85 | 0,90 | 0,95 | 1,00 |
| 0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| 4 | 8,4 | 8,1 | 7,8 | 7,6 | 7,4 | 7,2 | 7,0 | 6,8 |
| 8 | 16,9 | 16,2 | 15,7 | 15,2 | 14,7 | 14,4 | 14,0 | 13,6 |
| 12 | 25,4 | 24,5 | 23,7 | 22,9 | 22,2 | 21,3 | 20,8 | 20,5 |
| 16 | 34,0 | 32,8 | 31,7 | 30,7 | 29,8 | 28,9 | 28,1 | 27,4 |
| 20 | 38,4 | 37,0 | 35,7 | 34,6 | 33,6 | 32,6 | 31,7 | 30,9 |
| 24 | 51,5 | 49,6 | 47,9 | 46,4 | 45,0 | 43,7 | 42,5 | 41,5 |
| 28 | 60,3 | 58,0 | 56,1 | 54,3 | 52,9 | 51,2 | 49,8 | 48,6 |
| 32 | 69,1 | 66,7 | 64,4 | 62,3 | 60,5 | 58,7 | 57,2 | 55,7 |
| 36 | 78,1 | 75,2 | 72,7 | 70,4 | 68,3 | 66,4 | 64,6 | 62,9 |
| 40 | 87,1 | 83,9 | 81,1 | 78,5 | 76,2 | 74,0 | 72,0 | 70,2 |
| 44 | 96,*2* | 92,7 | 89,5 | 86,7 | 84,1 | 81,7 | 79,6 | 77,5 |
| 48 | 105,3 | 101,5 | 98,0 | 94,9 | 92,1 | 89,5 | 87,1 | 84,9 |
| 52 | 114,5 | 110,4 | 106,6 | 103,2 | 100,2 | 97,3 | 94,7 | 92,3 |
| 56 | 123,8 | 119,3 | 115,3 | 111,6 | 108,3 | 105,2 | 102,4 | 99,8 |
| 60 | 133,1 | 128,3 | 124,0 | 120,0 | 116,4 | 113,2 | 110,1 | 107,3 |
| 64 | 142,5 | 137,4 | 132,7 | 128,5 | 124,6 | 121,2 | 117,9 | 114,9 |
| 68 | 152,0 | 146,5 | 141,6 | 137,0 | 133,0 | 129,3 | 125,8 | 122,6 |
| 72 | 161,6 | 155,7 | 150,4 | 145,7 | 141,3 | 137,3 | 133,6 | 130,3 |
| 76 | 171,2 | 165,0 | 159,4 | 154,3 | 149,7 | 145,7 | 141,6 | 138,0 |
| 80 | 180,9 | 174,3 | 168,5 | 163,1 | 158,2 | 153,8 | 149,7 | 145,8 |
| 84 | 190,6 | 183,7 | 177,6 | 171,8 | 166,7 | 162,0 | 157,7 | 153,7 |
| 88 | 200,5 | 193,2 | 186,7 | 180,7 | 175,3 | 170,4 | 165,8 | 161,6 |
| 92 | 210,4 | 202,7 | 195,8 | 189,6 | 183,9 | 178,8 | 174,0 | 169,6 |
| 96 | 220,3 | 212,3 | 205,1 | 198,6 | 192,6 | 187,2 | 182,2 | 177,6 |
| 100 | 230,3 | 221,9 | 214,4 | 207,6 | 201,4 | 195,7 | 190,5 | 185,7 |
| 104 | 240,4 | 231,7 | 223,8 | 216,7 | 210,2 | 204,3 | 198,9 | 197,8 |
| 108 | 250,5 | 241,4 | 233,3 | 225,8 | 219,1 | 212,9 | 207,3 | 202,0 |
| 112 | 260,8 | 251,3 | 242,8 | 235,1 | 228,0 | 221,6 | 215,7 | 210,2 |
| 116 | 271,1 | 261,2 | 252,3 | 244,3 | 237,0 | 230,4 | 224,2 | 218,5 |
| 120 | 281,4 | 271,2 | 262,0 | 253,6 | 246,1 | 239,2 | 232,7 | 226,9 |
| 124 | 291,9 | 281,2 | 271,7 | 263,1 | 255,2 | 248,0 | 241,4 | 235,3 |
| 128 | 302,3 | 291,4 | 281,5 | 272,5 | 264,4 | 256,9 | 250,1 | 243,8 |

*Продолжение таблицы 1*

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Температура, °С | 3начения при ρ 1515 от 0,65 до 1,00 | | | | | | | |
| 0,65 | 0,70 | 0,75 | 0,80 | 0,85 | 0,90 | 0,95 | 1,00 |
| 132 | 312,9 | 301,5 | 291,3 | 282,0 | 273,6 | 265,9 | 258,8 | 262,3 |
| 136 | 323,5 | 311,8 | 301,2 | 291,6 | 282,9 | 275,0 | 267,6 | 260,8 |
| 140 | 334,2 | 322,1 | 311,1 | 301,2 | 292,3 | 284,0 | 276,5 | 269,4 |
| 144 | 345,2 | 332,7 | 321,5 | 311,0 | 301,7 | 293,4 | 285,4 | 278,1 |
| 148 | 355,8 | 342,9 | 331,2 | 320,7 | 311,1 | 302,4 | 294,3 | 286,9 |
| 152 | 366,7 | 353,4 | 341,4 | 330,6 | 320,7 | 311,6 | 303,3 | 295,6 |
| 156 | 377,7 | 363,9 | 351,6 | 340,4 | 330,3 | 321,0 | 312,4 | 304,5 |
| 160 | 388,7 | 374,6 | 361,9 | 350,4 | 339,9 | 330,3 | 321,5 | 313,4 |
| 164 | 399,8 | 385,2 | 372,2 | 360,4 | 339,6 | 339,8 | 330,7 | 322,3 |
| 168 | 411,0 | 396,0 | 382,5 | 370,4 | 359,4 | 349,3 | 339,9 | 331,3 |
| 172 | 422,1 | 406,8 | 393,0 | 380,5 | 369,2 | 358,7 | 349,2 | 340,4 |
| 176 | 433,5 | 417,8 | 404,4 | 390,6 | 379,1 | 368,4 | 358,6 | 349,5 |
| 180 | 444,9 | 428,7 | 414,1 | 401,0 | 389,0 | 378,0 | 368,0 | 358,7 |
| 184 | 456,3 | 439,7 | 424,8 | 411,3 | 399,0 | 387,8 | 377,4 | 367,9 |
| 188 | 467,8 | 450,8 | 438,8 | 421,7 | 400,1 | 397,5 | 386,9 | 377,1 |
| 192 | 479,4 | 462,0 | 446,3 | 432,1 | 419,2 | 407,4 | 396,5 | 386,5 |
| 196 | 491,0 | 473,2 | 457,1 | 442,6 | 429,5 | 417,3 | 406,1 | 395,9 |
| 200 | 502,7 | 484,4 | 468,0 | 453,1 | 439,6 | 427,3 | 415,8 | 405,3 |
| 204 | 514,5 | 495,6 | 479,0 | 463,7 | 449,9 | 437,2 | 425,6 | 414,8 |
| 208 | 526,2 | 507,2 | 489,9 | 474,3 | 460,2 | 447,3 | 435,3 | 424,3 |
| 212 | 538,2 | 518,6 | 501,0 | 485,1 | 470,6 | 457,3 | 445,1 | 433,9 |
| 216 | 550,2 | 527,7 | 512,1 | 495,9 | 481,1 | 467,5 | 455,0 | 443,5 |
| 220 | 562,3 | 541,7 | 523,3 | 506,7 | 491,6 | 477,8 | 465,0 | 453,2 |
| 224 | 574,3 | 553,4 | 534,6 | 517,6 | 502,2 | 488,1 | 475,1 | 463,0 |
| 228 | 586,5 | 565,2 | 545,9 | 528,6 | 512,7 | 498,4 | 485,1 | 472,8 |
| 232 | 598,7 | 576,8 | 557,4 | 539,7 | 523,6 | 508,9 | 495,3 | 482,7 |
| 236 | 611,3 | 588,9 | 568,9 | 550,8 | 534,4 | 519,3 | 505,4 | 492,6 |
| 240 | 623,3 | 600,8 | 580,4 | 562,0 | 545,2 | 529,8 | 515,7 | 502,6 |
| 244 | 636,0 | 612,8 | 592,0 | 573,2 | 556,1 | 540,4 | 526,0 | 512,7 |
| 248 | 648,5 | 624,8 | 603,6 | 584,4 | 567,0 | 551,0 | 536,3 | 522,7 |
| 250 | 654,8 | 630,8 | 609,4 | 589,9 | 572,5 | 556,6 | 541,5 | 527,8 |

*Таблица 2*

**Энтальпия нефтяных жидкостей в интервале от 250 до 550°С (в кДж/кг)**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Температура, °С | Значения при р1515 от 0,75 до 1,00 | | | | | |
| 0,75 | 0,80 | 0,85 | 0,90 | 0,95 | 1,00 |
|  |  |  |  |  |  |  |
| 252 | 615,3 | 595,9 | 578,0 | 561,8 | 546,7 | 532,9 |
| 256 | 627,1 | 607,2 | 589,1 | 572,5 | 557,2 | 543,1 |
| 260 | 639,0 | 618,6 | 600,2 | 583,4 | 567,7 | 553,3 |
| 264 | 650,8 | 630,2 | 611,4 | 594,2 | 578,2 | 563,6 |
| 268 | 662,8 | 644,7 | 622,6 | 605,1 | 588,9 | 574,0 |
| 272 | 674,8 | 653,4 | 633,9 | 616,1 | 599,6 | 584,4 |
| 276 | 686,9 | 665,1 | 645,3 | 627,1 | 610,3 | 594,9 |
| 280 | 699,0 | 676,8 | 656,7 | 638,2 | 621,1 | 605,4 |
| 284 | 711,3 | 688,7 | 668,1 | 649,4 | 632,0 | 616,0 |
| 288 | 723,5 | 701,8 | 679,6 | 660,6 | 642,9 | 626,6 |
| 292 | 735,8 | 712,5 | 691,2 | 671,8 | 653,8 | 637,3 |
| 296 | 748,2 | 724,5 | 702,9 | 683,1 | 664,8 | 648,0 |
| 300 | 760,7 | 736,6 | 714,6 | 693,7 | 675,9 | 658,8 |
| 304 | 773,3 | 748,7 | 726,4 | 705,9 | 687,0 | 669,6 |
| 308 | 785,8 | 760,9 | 738,2 | 717,5 | 698,2 | 680,5 |
| 312 | 798,5 | 773,1 | 750,0 | 728,9 | 709,5 | 691,5 |
| 316 | 811,2 | 785,4 | 762,0 | 740,6 | 720,7 | 702,5 |
| 320 | 824,0 | 797,8 | 774,1 | 752,3 | 732,2 | 713,6 |
| 324 | 836,8 | 810,3 | 786,1 | 764,0 | 743,5 | 724,7 |
| 328 | 849,8 | 822,8 | 798,2 | 775,8 | 755,0 | 735,9 |
| 332 | 862,5 | 835,3 | 810,4 | 787,5 | 766,5 | 747,1 |
| 336 | 875,9 | 847,9 | 822,6 | 799,4 | 778,1 | 758,4 |
| 340 | 888,9 | 860,5 | 834,9 | 810,2 | 789,7 | 769,7 |
| 344 | 902,3 | 873,3 | 847,2 | 823,5 | 801,4 | 781,1 |
| 348 | 915,2 | 886,1 | 859,4 | 835,5 | 813,1 | 792,6 |
| 352 | 928,2 | 899,0 | 872,2 | 847,6 | 824,9 | 804,0 |

*Продолжение таблицы 2*

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Температура, °С | | | | Значения при ρ1515 от 0,75 до 1,00 | | | | |
|  | 0,75 | 0,80 | 0,85 | | 0,90 | 0,95 | 1,00 |
|  |  |  |  | |  |  |  |
| 356 | 941,6 | 911,8 | 884,7 | | 859,8 | 836,7 | 815,6 |
| 360 | 955,0 | 924,8 | 897,2 | | 872,0 | 848,7 | 827,2 |
| 364 | 968,4 | 937,9 | 909,8 | | 885,2 | 860,6 | 838,8 |
| 368 | 982,2 | 951,0 | 922,6 | | 896,7 | 872,7 | 850,6 |
| 372 | 995,6 | 964,1 | 935,4 | | 909,1 | 884,7 | 862,3 |
| 376 | 1010,7 | 977,4 | 948,2 | | 921,6 | 896,8 | 847,1 |
| 380 | 1023,3 | 990,6 | 961,1 | | 934,1 | 909,0 | 886,0 |
| 384 | 1036,7 | 1003,9 | 973,9 | | 946,5 | 921,3 | 898,0 |
| 388 | 1050,9 | 1017,4 | 987,0 | | 959,6 | 933,5 | 909,9 |
| 392 | 1064,0 | 1030,8 | 1000,0 | | 972,0 | 945,9 | 922,0 |
| 396 | 1078,5 | 1044,3 | 1013,5 | | 984,7 | 958,3 | 933,8 |
| 400 | 1092,8 | 1057,9 | 1026,4 | | 997,6 | 970,8 | 946,2 |
| 410 | 1127,9 | 1093,6 | 1059,5 | | 1029,7 | 1002,2 | 976,8 |
| 420 | 1163,6 | 1127,3 | 1093,0 | | 1063,1 | 1033,6 | 1007,8 |
| 430 | 1199,8 | 1162,3 | 1127,0 | | 1096,1 | 1065,6 | 1034,0 |
| 440 | 1236,2 | 1197,6 | 1161,3 | | 1129,4 | 1098,1 | 1070,7 |
| 450 | 1273,2 | 1233,4 | 1195,9 | | 1163,2 | 1130,9 | 1102,6 |
| 460 | 1310,5 | 1269,5 | 1211,0 | | 1197,3 | 1164,0 | 1134,9 |
| 470 | 1348,2 | 1306,1 | 1266,3 | | 1231,7 | 1199,9 | 1167,6 |
| 480 | 1386,3 | 1343,0 | 1302,1 | | 1266,5 | 1231,3 | 1198,3 |
| 490 | 1424,8 | 1380,2 | 1338,8 | | 1301,6 | 1265,5 | 1233,9 |
| 500 | 1463,6 | 1417,9 | 1374,8 | | 1337,1 | 1300,0 | 1267,6 |
| 510 | 1502,8 | 1455,9 | 1411,7 | | 1373,0 | 1334,8 | 1301,6 |
| 520 | 1542,5 | 1494,3 | 1448,9 | | 1409,2 | 1370,1 | 1335,9 |
| 530 | 1582,6 | 1533,1 | 1494,0 | | 1445,8 | 1405,6 | 1370,6 |
| 540 | 1623,0 | 1572,3 | 1524,5 | | 1482,7 | 1441,6 | 1405.6 |
| 550 | 1663,8 | 1611,8 | 1562,4 | | 1520,0 | 1477,8 | 1440,9 |

*Таблица 3*

**Энтальпия нефтяных паров (в кДж/кг)**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Темпера­тура, °С | Энтальпия при значениях ρ1515 от 0,65 до 1,00 | | | | | | | |
| 0,65 | 0,70 | 0,75 | 0,80 | 0,85 | 0,90 | 0,95 | 1,00 |
|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| 50 | 476,0 | 464,2 | 452,5 | 440,7 | 428,9 | 417,3 | 405.5 | 393,8 |
| 60 | 493,3 | 481,4 | 469,3 | 457,3 | 445,2 | 433,3 | 421.3 | 409,3 |
| 70 | 511,1 | 498,9 | 486,6 | 474,3 | 461,8 | 449,7 | 437,5 | 425,0 |
| 80 | 529,3 | 516,8 | 504,2 | 491,7 | 479,0 | 466,4 | 453,9 | 441,7 |
| 90 | 547,9 | 535,1 | 522,3 | 509,5 | 496,6 | 484,0 | 471,0 | 458,0 |
| 100 | 566,9 | 553,8 | 540,6 | 527,5 | 514,1 | 501,2 | 488,2 | 475,2 |
| 110 | 586,2 | 572,8 | 559,4 | 546,0 | 532,6 | 519.2 | 505,8 | 492,4 |
| 120 | 606,0 | 592,4 | 578,6 | 564,9 | 551,0 | 537,6 | 523,8 | 510,8 |
| 130 | 626,1 | 612,2 | 598,1 | 584,1 | 570,0 | 556,0 | 542,2 | 528,0 |
| 140 | 646,7 | 632,4 | 618,1 | 603,7 | 589,3 | 575,3 | 560,6 | 546,4 |
| 150 | 667,6 | 653,0 | 638,4 | 623,8 | 609,0 | 594,5 | 579,9 | 565,2 |
| 160 | 688,9 | 674,0 | 659,0 | 644,1 | 629,1 | 614,2 | 599,1 | 584,5 |
| 170 | 710,6 | 695,4 | 680,1 | 664,9 | 649,5 | 634,3 | 618,8 | 603,7 |
| 180 | 732,7 | 717,2 | 701,5 | 685,9 | 670,3 | 654,8 | 639,3 | 623,4 |
| 190 | 755,2 | 739,4 | 723,4 | 707,4 | 691,4 | 675,6 | 659,8 | 643.9 |
| 200 | 778,1 | 761,9 | 745,6 | 729,3 | 712,9 | 696,8 | 680,4 | 664,5 |
| 210 | 801,4 | 784,9 | 768,2 | 751,5 | 734,8 | 718,4 | 701,7 | 685,0 |
| 220 | 825,1 | 808,2 | 791,1 | 774,2 | 757,1 | 740,4 | 723,1 | 706,7 |

*Продолжение таблицы 3*

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Темпера­тура, °С | Энтальпия при значениях ρ1515 от 0,65 до 1,00 | | | | | | | |
| 0,65 | 0,70 | 0,75 | 0,80 | 0,85 | 0,90 | 0,95 | 1,00 |
| 230 | 849,2 | 831,9 | 814,5 | 797,1 | 779,6 | 762,5 | 744,8 | 726,8 |
| 240 | 873,6 | 856,0 | 838,2 | 829,5 | 802,7 | 785,2 | 767,4 | 749,9 |
| 250 | 898,4 | 880,4 | 862,3 | 844,3 | 826,1 | 808,1 | 790,1 | 772,1 |
| 260 | 923,7 | 905,3 | 886,8 | 868,3 | 850,2 | 831,5 | 813,1 | 794,7 |
| 270 | 949,4 | 930,5 | 911,6 | 892,8 | 873,9 | 855,2 | 836,1 | 817,7 |
| 280 | 975,4 | 956,2 | 936,9 | 917,7 | 896,4 | 879,3 | 850,0 | 840,7 |
| 290 | 1001,8 | 982,2 | 962,5 | 943,0 | 923,2 | 903,7 | 884,0 | 864,6 |
| 300 | 1028,6 | 1008,6 | 988,5 | 968,5 | 948,4 | 928,5 | 908,5 | 888,4 |
| 310 | 1055,8 | 1035,4 | 1014,9 | 994,5 | 974,0 | 953,7 | 933,2 | 912,7 |
| 320 | 1084,1 | 1063,2 | 1041,7 | 1021,5 | 1000,5 | 979,8 | 958,1 | 938,3 |
| 330 | 1111,4 | 1092,3 | 1068,8 | 1047,6 | 1026,4 | 1005,1 | 983,8 | 962,5 |
| 340 | 1139,8 | 1118,2 | 1096,3 | 1074,7 | 1052,9 | 1031,1 | 1009,6 | 987,7 |
| 350 | 1168,5 | 1146,5 | 1124,2 | 1102,2 | 1079,9 | 1058,0 | 1035,8 | 1014,9 |
| 360 | 1197,7 | 1175,2 | 1152,5 | 1130,1 | 1107,4 | 1085,0 | 1062,4 | 1039,8 |
| 370 | 1227,3 | 1204,4 | 1181,2 | 1158,3 | 1135,2 | 1112,3 | 1089,2 | 1066,3 |
| 380 | 1257,2 | 1233,9 | 1210,2 | 1186,9 | 1163,3 | 1140,0 | 1116,5 | 1093,1 |
| 390 | 1287,6 | 1263,7 | 1239,7 | 1215,9 | 1191,9 | 1168,1 | 1144,1 | 1120,2 |
| 400 | 1318,3 | 1294,0 | 1269,5 | 1245,2 | 1220,8 | 1196,5 | 1173,0 | 1147,8 |
| 410 | 1349,4 | 1324,7 | 1299,7 | 1275,0 | 1250,0 | 1225,3 | 1200,4 | 1175,6 |

*Продолжение таблицы 3*

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Темпера­тура, °С | Энтальпия при значениях ρ1515 от 0,65 до 1,00 | | | | | | | |
| 0,65 | 0,70 | 0,75 | 0,80 | 0,85 | 0,90 | 0,95 | 1,00 |
| 420 | 1381,8 | 1356,6 | 1331,0 | 1305,4 | 1280,4 | 1255,2 | 1229,8 | 1204,5 |
| 430 | 1412,8 | 1318,2 | 1461,2 | 1335,6 | 1309,6 | 1284,0 | 1258,1 | 1232,4 |
| 440 | 1445,2 | 1419,0 | 1392,5 | 1366,4 | 1340,0 | 1313,9 | 1287,5 | 1261,3 |
| 450 | 1477,9 | 1451,2 | 1424,2 | 1397,6 | 1370,7 | 1344,1 | 1317,3 | 1290,5 |
| 460 | 1510,9 | 1483,8 | 1456,3 | 1429,2 | 1401,8 | 1372,9 | 1345,6 | 1318,5 |
| 470 | 1544,4 | 1516,8 | 1488,7 | 1461,2 | 1433,3 | 1405,7 | 1377,4 | 1350,1 |
| 480 | 1578,3 | 1550,1 | 1521,6 | 1493,5 | 1465,1 | 1437,0 | 1408,7 | 1380,4 |
| 490 | 1612,6 | 1583,9 | 1554,9 | 1526,3 | 1496,8 | 1468,7 | 1439,8 | 1411,1 |
| 500 | 1647,2 | 1618,0 | 1588,5 | 1559,4 | 1529,9 | 1500,8 | 1471,4 | 1442,1 |
| 510 | 1682,3 | 1652,6 | 1622,4 | 1592,8 | 1567,5 | 1533,2 | 1503,3 | 1473,5 |
| 520 | 1717,7 | 1687,5 | 1656,8 | 1626,7 | 1595,7 | 1566,0 | 1535,6 | 1505,2 |
| 530 | 1753,5 | 1722,8 | 1691,6 | 1660,9 | 1629,9 | 1599,1 | 1568,1 | 1537,3 |
| 540 | 1782,1 | 1753,9 | 1722,5 | 1695,5 | 1663,9 | 1632,6 | 1592,7 | 1569,7 |
| 550 | 1826,4 | 1794,5 | 1762,2 | 1730,4 | 1698,3 | 1666,5 | 1637,8 | 1602,5 |

1. В технологической практике смесь бензола и толуола часто называют *бентолом*. [↑](#footnote-ref-1)
2. 1 мм рт. ст. = 133.3 Па [↑](#footnote-ref-2)
3. Заметим, что строить такой вспомогательный график совершенно необязательно, достаточно вспомнить подобие треугольников. [↑](#footnote-ref-3)
4. Напомним, что в аппарат заходит водяной пар с температурой 1330, а выходит конденсат (вода), имеющий ту же температуру. [↑](#footnote-ref-4)
5. Изготовление аппарата из легированной стали в десятки раз увеличивает его стоимость и требует поэтому веского обоснования. [↑](#footnote-ref-5)
6. [↑](#footnote-ref-6)