Исходные данные:

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

3

1) количество газовой смеси, поступающей в абсорбер, V= 12 м3/с;

2) температура газовой смеси, поступающей на установку t = 110 ºC,

3) начальная концентрация ацетона в газовой смеси yн= 8 % об.;

4) степень извлечения ε = 94 %;

5) начальная массовая концентрация ацетона в воде

=0,0 % масс.;

6) степень насыщения η = 77%;

7) начальная температура воды, поступающей в абсорбер t1 =16 ºС;

8) давление в абсорбере р = 1,1 атм;

9) начальная температура охлаждающей воды в теплообменнике tВ1 = 19 ºС

10) концентрация вещества в поглотителе у\* = 1,6 х.

**1 Расчёт материального баланса**

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

6

Начальные относительные массовые составы газовой и жидкой фаз определяются по формулам:

 ,

 ,

где МА, МВ – молекулярные массы ацетона и воздуха, кг/кмоль.

Молекулярная масса ацетона (СН3)СО , молекулярная масса инертной части (воздуха) .

 кг/кг воды;

 кг/кг воздуха.

Концентрация ацетона в газовой фазе на выходе из абсорбера определяется по формуле:

 ,

где  - степень извлечения.

 кг/кг воздуха.

Для определения равновесной концентрации ацетона выполним расчёт в следующей последовательности. Задаваясь рядом значений Х – конечных концентраций ацетона в воде, вытекающей из абсорбера, рассчитывается равновесная концентрация ацетона в газовой смеси по формуле У\* = 1,6 Х.

Конечную рабочую концентрацию ацетона в жидкости на выходе из абсорбера определяют по формуле:

 ,

где  - равновесная концентрация поглощаемого компонента;

 - степень поглощения, =77%

Результаты расчёта сведены в таблицу 1.

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

7

Таблица 1 – Результаты расчета

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| , кг/кг | 0 | 0,03 | 0,06 | 0,09 | 0,04 |
| , кг/кг | 0 | 0,048 | 0,096 | 0,144 | 0,192 |

Линия равновесия представлена на рисунке 1.

При  , тогда

 кг/кг воды.

Рабочая линия: т.А - ,  кг/кг воды,

т. В - , кг/кг.

Определим объем газовой смеси, поступающей в абсорбер после холодильника. Температура газовой смеси на входе в абсорбер принимается на 5º С выше температуры воды в абсорбере t = 16 + 5 = 21º С.

,

где tН – начальная температура газовой смеси, tН = 110º С;

 Р0 = 1 атм – давление газа при нормальных условиях,

 Р = 1,1 атм – давление газа в абсорбере.



Количество ацетона, поступающего в абсорбер, равно

 ,

где ρ1 – плотность паров ацетона при условиях в колонне, определяется по формуле

,





Количество воздуха, поступающего в колонну, равно

,

 где ρ2 – плотность воздуха при условиях в колонне, определяется по формуле

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

8

,





Плотность газовой смеси, поступающей на абсорбцию, определим по формуле

;



Количество газовой смеси, поступающей в абсорбер, равно



Количество поглощенного ацетона

 кг/с.

Расход воды в абсорбер:



.

**2 Расчет насадочного абсорбера**

2.1 Определение скорости газа и диаметра абсорбера

Принимаем в качестве насадки керамические кольца Рашига размером 35х35х4 мм, неупорядоченные.

Характеристика насадки: удельная поверхность а = 140 м2/м3; свободный объём Vс = 0,78 м3/м3; эквивалентный диаметр dэ = 0,022 м.

Предельная скорость газа в насадочных абсорберах определяется по уравнению:

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

9

 ,

 А – коэффициент для насадки из колец, А=0,022.



;



Рабочая скорость газа в колонне:

 ,

м/с.

Диаметр колонны:

 ,

м.

Выбираем стандартный диаметр обечайки колонны D = 2,6 м.

Плотность орошения колонны:

 ,

 м3/(м2·с).

Оптимальная плотность орошения:

,

где b – коэффициент, при абсорбции паров органических жидкостей (паров ацетона) водой b = 2,58·10-5 [2].

 м3/(м2·с).

Так как >1,

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

10

Определим действительную скорость газа в абсорбере

;

.

2.2 Определение высоты насадочной колонны

Определим движущую силу процесса по рисунку 1:

на входе в абсорбер 

на выходе из абсорбера 

Среднюю движущую силу вычислим по формуле

;



Определим свойства газовой смеси.

Рассчитаем вязкость газовой фазы

 ,

где Мг - мольная масса газовой фазы,

;

 кг/кмоль.

Значения динамической вязкости компонентов μ, Па·с определим по таблице [4] при температуре 21 ºС μсп = 0,0074·10-3 Па·с;

μвозд = 0,0183·10-3 Па·с [1, рис VI].



.

Коэффициент диффузии ацетонав воздухе при 25 ºС определяется по уравнению:

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

11

,

 где DГ0 – коэффициент диффузии ацетона в воздухе при
Р = 0,1 МПа и температуре 0 ºС, Т = 273 К, DГ0 = 0,082 ·10-4 м2/с [6];

 T – температура газовой смеси в колонне, Т = 273 + 21 =294 К;

  м2/с.

Критерий Рейнольдса для газовой фазы равен

 ,

.

Критерий Прандтля:

 ,

.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе для неупорядоченных насадок определяется по формуле [2] ,

где с и m – коэффициенты, для неупорядоченных насадок[2] m = 0,655; С = 0,407

 м/с.

Выразим в выбранной для расчёта размерности:

 ,

 кг/(м2·с).

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе рассчитываем следующие величины:

– приведённая толщина стекающей пленки жидкости:

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

12

 ,

где вязкость воды при температуре жидкости tж = 21°C

μж = 1,0·10-3 Па·с.

м.

–модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке плёнке жидкости:

 ,

.

–диффузионный критерий Прандтля для жидкости:

 ,

где - коэффициент диффузии ацетона в воде при 21 ºС,

м/с [6].

.

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе находим по уравнению:

 ,

м/с.

Выразим  в выбранной для расчёта размерности:

 ,

 кг/м2·с.

Находим коэффициент массопередачи для газовой фазы по уравнению:

 ,

значение коэффициента m определяется по формуле:

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

13

 ,

.

 кг/(м2·с).

Площадь поверхности массопередачи в абсорбере равна:

,

м2.

Высоту насадки, требуемую для создания этой площади поверхности массопередачи, рассчитываем по формуле:

,

где S – площадь поперечного сечения абсорбера, м2.

 м.

Определим высоту насадки другим способом – с помощью числа единиц переноса и высоты единицы переноса.

Для определения высоты единицы переноса определяем [2, формулы 8.79, 8.81]:

– высоту единицы переноса для газовой фазы:

,

 м.

– высоту единицы переноса для жидкой фазы:

,

 м.

– удельный расход поглотителя:

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

14

,  кг/кг.

Высота единицы переноса:

,

 м.

Высота насадки с учетом числа теоретических тарелок, определенных графически из рисунка 1 – n = 7 шт.

 ,

  м.

Выбираем большую из рассчитанных высоту насадки Нн = 8,4 м.

Высота насадочной колонны определяется по уравнению:

 ,

где Hн – высота насадочной части колонны, м;

 - высота соответственно сепарационной части колонны (над насадкой), нижней части колонны и между слоями насадок, м.

Принимаем расстояние от слоя насадки до крышки абсорбера
h1= 0,5\*2,6=1,3 м, расстояние от насадки до днища абсорбера h2 = 1,0\*2,6 = 2,6 м.

hяр=м

Высота абсорбера

м.

2.3 Расчёт гидравлического сопротивления насадки

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

15

Критерий Рейнольдса для газа Reг = 4248. Коэффициент сопротивления сухой насадки определяется по формуле

 ,



Сопротивление сухой насадки:

 

Па

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки равно:

 ,

где b – коэффициент, для насадки из колец Рашига диаметром 50 мм в укладку, b = 47 [3];

 U - плотность орошения насадки, U = 0,0038.

 Па.

Давление развиваемое газодувкой

Ризб. = 1,05\*11890=12484,5 Па

**3 Расчет тарельчатого абсорбера**

 3.1 Определение скорости газа и диаметра абсорбера

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

16

Скорость газа в интервале устойчивой работы можно определить по формуле:

, где



В-коэффициент, характеризующий работу решетчатой тарелки, принимаем В=8, е=2,72





dэкв -эквивалентный диаметр отверстия для щели тарелки, м

Для расчета допустимой скорости паров принимаем тарелку типа ТР ( ост 26-666-72) сталь углеродистая. dэкв =2\*в=2\*6=12 мм=0,012 м, s-ширина щели, s=4мм, Fс- свободное сечение тарелки, при шаге t=36мм, Fс=0,2м2/м2 – принимаем относительно рассчитанного насадочного абсорбера с Д=2,6 м





Находим диаметр абсорбера:

 м

Принимаем Дстанд =2,4 м

Определяем действительную скорость газа на тарелке:

 м/с

Расчет светлого слоя жидкости на тарелке

Определим уточненное значение коэффициента В



Определяем плотность орошения



Определяем критерий Фруда



С-коэффициент, определяем по формуле





Находим высоту газожидкостного слоя для абсорбера Дст=2,4м, Fс=0,2м2/м2

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

17



Определяем газосодержание барботажного слоя

>0,5

Высота светлого слоя жидкости



 Определим коэффициенты массоотдачи:



 Выразим  в выбранной для расчета размерности:

 кг/м2с



Выразим  в выбранной для расчета размерности:

 кг/(м2с)

Коэффициент массопередачи:

 кг/м2с

 Определяем число тарелок в абсорбере

Суммарная поверхность тарелок равна:

 м2

Определяем площадь одной тарелки, -доля рабочей площади тарелки



 Требуемое число тарелок равно:

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

18

 тарелки, принимаем n=8 шт

 Определяем расстояние между тарелками



Определяем высоту сепарационного пространства

,

где е=0,1, А=1,4х10-4, m=2,56, n=2,56

f-поправочный коэффициент, учитывающий свойства жидкости







принимаем расстояние между тарелками равное 0,3 м.

Высота тарельчатой части абсорбера



Принимаем расстояние от верхней тарелки до крышки

м;

Принимаем расстояние от нижней тарелки до днища



Определяем высоту абсорбера



 Полное гидравлическое сопротивление тарелок:

;

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

;

Па

-коэффициент, зависит от конструкции тарелки, принимаем для решетчатой тарелки  табл. 5 [2]

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

 Па

Гидравлическое сопротивление газо-жидкостного слоя (пены) на тарелке:

 Па

 Па

Проводим сравнение насадочного и тарельчатого абсорбера, данные отражены в таблице 2.

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

19

 Таблица 2

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр | Насадочный абсорбер | Тарельчатый абсорбер |
| Диаметр, м | 2,6 | 2,4 |
| Скорость газа, м/с | 1,37 | 1,86 |
| Высота, м | 14,6 | 5,7 |
| Сопротивление гидравлическое, Па | 12484,5 | 3319,8 |
| Число абсорберов | 1 | 1 |
| Объем абсорбера, м3 | 29,79 | 19,4 |

Сравнение этих данных показывает, что применение тарельчатого абсорбера позволяет значительно снизить энергетические затраты на преодоление газовым потоком сопротивления абсорбера. Поэтому выбираем для проведения процесса тарельчатый абсорбер.

 **4 Расчет вспомогательного оборудования**

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

20

4.1 Расчет теплообменника для охлаждения газовой смеси

Исходные данные:

Расход газовой смеси G1 = 11,97 кг/с;

Температура газовой смеси на входе в теплообменник t1′ = 110 ºС;

Температура газовой смеси на выходе из теплообменника t1″ = 21 ºС;

Начальная температура охлаждающей воды t2′ = 19 ºС.

4.1.1 Определение тепловой нагрузки теплообменника и расхода воды

 Найдем среднюю температуру газовой смеси

 t1 = 0,5 (t1′ + t1″) = 0,5 (110 + 21) = 65,5 ºС.

Газовая смесь при средней температуре 65,5 ºС имеет следующие свойства.

;

 кг/м3.

Вязкость газовой смеси при температуре 65,5ºС

 Μац = 0,85·10-5 Па·с;(4) μвозд = 2,·10-5 Па·с.(1)



.

Теплоемкость при средней температуре

,

где Сац – удельная теплоемкость ацетона при t1 = 65,5 °С ,

по [4] Сац =1438 Дж/(кг·град),

 Свозд – удельная теплоемкость воздуха при t1 = 65,5 °С ,

по [1] Свозд = 1007 Дж/(кг·град),

 Дж/(кг·град).

Теплопроводность

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

21

*,*

где В = 0,25 · (9 · k - 5) [1]

kац= 1,26

 тогда теплоемкость газа:

kг. см.= kбУн+ kв (1-Ун) Вт/м К

В = 0,25 (9 · 1,388 - 5) = 1,873

* Вт/м·К*

Примем температуру охлаждающей воды на выходе из теплообменника равной 50 °С, тогда средняя температура воды

t2 = 0,5 (t2′ + t2″) = 0,5 (19 + 50) = 34,5 ºС.

Вода при средней температуре 34,5 ºС имеет следующие физико-химические и теплофизические свойства [1].

ρ2 = 994 кг/м3; μ2 = 0,7298·10-3 Па·с, С2 = 4190 Дж/(кг·град),

λ2 = 0,622 Вт/м·град.

Тепловую нагрузку определим по формуле

;

 Вт.

Определим расход охлаждающей воды из уравнения теплового баланса

.

 кг/с.

 Температурная схема теплообменника

 110 ºС  21 ºС;

 50 ºС  19 ºС;

  ;

 Средняя разность температур между теплоносителями

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

22

 ºС.

 4.1.2 Определение коэффициента теплоотдачи для газовой смеси

 Принимаем трубы теплообменника диаметром dт = 25 х 2 мм. Направим газовую смесь в трубное пространство. Зададимся значением критерия Рейнольдса для газа Re = 40000 (развитое турбулентное движение) и определим требуемое число труб одного хода по формуле [2]

,

 где d – внутренний диаметр трубы, d = 21 мм = 0,021 м;

.

 По таблице 4.12 [4] принимаем одноходовой кожухо-трубчатый теплообменник: Дкожуха = 1200 мм, n = 1083

 Уточняем Re:

**

 Режим движения газа – турбулентный.

 Вычислим критерий Прандтля для газа

,

.

 Определим коэффициент теплоотдачи по формуле [2]

,

 где  = 1, для газов отношение =1, [1].

.

Коэффициент теплоотдачи от газа к стенке

 Вт/(м2·К).

 Определение коэффициента теплоотдачи от степени к охлаждающей воде. Критерий Прандтля для воды

  м





Принимаем Re = 10000



где С- коэффициент для перегородок, С=1,72

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

23

 Вт/м\*К

Термическое сопротивление загрязнений:

-со стороны газовой смеси  м2К/Вт

-со стороны воды  м2К/Вт табл. 5.4 [4]

теплопроводность стальных труб:  Вт/м\*К

  

Определим поправочный коэффициент et

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

24





При этих значениях et0,8 рис.5 (1)

tут=tср\* et= 23,2\*0,8 =18,56

Требуемая площадь поверхности теплообмена:

  м2

Принимаем одноходовой кожухо-трубчатый теплообменник ТН.

Диаметр кожуха 1200 мм

Число труб 1083мм

Диаметр труб 25 х 2 мм

Площадь поверхности теплообмена 765 м2

Длина труб 9 м

Число сегментных перегородок n = 14

Число труб по диагонали шестиугольника - 39

Запас площади теплообмена:

 

Уточненный расчет:

Определим число перегородок



Определим площадь сечения одного хода



Уточняем скорость движения воды





 При расчете теплоотдачи в случае Rе < 10 000 определяющая температура

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

25

tопр = 0,5 (tст + t). Ввиду того, что температура tcT будет определена только в конце расчета, необходимо задаться величиной ∆t

В данном примере теплопередачи от газа к жидкости следует учесть, что коэффициент теплоотдачи от газа к стенке обычно значительно меньше коэффи­циента теплоотдачи от стенки к жидкости, поэтому примем ∆t= 0,25∆tcp= 0,25\*23,2=5,8°С.

При этом tст = t+ ∆t =34,5+5,8 =40,3°С, и за определяющую тем­пературу примем tопр = 0,5 (40,3 +34,5) =37,4 °С.

При этих допущениях:

(GrPr)=>8\*105

Значения β, ρ, μ и Рг для воды взяты по табл. XXXIX. (1)

Для горизонталь­ного аппарата расчетная формула коэффициент теплоотдачи:



Принимаем по табл. 4.12(1) теплообменник с максимальной длиной труб L = 9м. Тогда:





где μ=0,657 при 40,3 °С



Коэффициент теплопередачи:

Термическое сопротивление загрязнений:

-со стороны газовой смеси  м2К/Вт

-со стороны воды  м2К/Вт табл. 5.4 [4]

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

26

теплопроводность стальных труб:  Вт/м\*К

 Поверхностная плотность теплового потока:

q=K∆tср=80,66\*23,2=1871,312

Проверим применимость формулы расчета коэффициента теплоотдачи и уточним расчет. Расчетное значение ∆tср

∆tср= q/α=1871,312/339,6=5,51 °С

Уточненное значение (GгРг):

(GгРг)=35,79\*105\*(5,51/5,8)0,1=35,6\*105

Формула применена верно, так как (GгРг) > 106 и > 20.

Расчетное значение определяющей температуры

 а было принято tст= 37,4 °С.

Расчет q произведен правильно.

Расчетная площадь поверхности теплообмена:



Запас площади поверхности теплообмена: 

Запас площади поверхности теплообмена достаточен.

Принимаем одноходовой кожухотрубчатый теплообменник ТН.

Диаметр кожуха 1200 мм

Число труб 1083мм

Диаметр труб 25 х 2 мм0

Площадь поверхности теплообмена 765 м2

Длина труб 9 м

Определяем диаметр патрубков

 м/с;

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

27

м

м

Принимаем трубы для патрубков и колен по ГОСТ 10704-91\*диаметром

для воды- 426x10 мм

для смеси- 820x11 мм

**4.2 Расчет центробежного насоса для подачи в колонну поглотителя**

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

28

 Примем скорость воды во всасывающем и нагнетательном трубопроводах равной 2 м/с. Рассчитаем диаметр трубопровода по формуле

;

м.

Фактическая скорость воды в трубе

 ,м/с

м/с

Принимаем абсолютную шероховатость стенок труб е = 0,2 мм, степень шероховатости dэ / е = 119/0,2 =595. По рисунку находим значение коэффициента трения λ = 0,0235.

 Вычислим критерий Рейнольдса

;

.

 Примем следующие характеристики трубопроводных линий:

линия всасывания – длина l1 = 15 м; линия нагнетания – длина l2 = 50 м.

 Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений.

На линии всасывания:

1) вход в трубу (с острыми краями) ξ1 = 0,5;

2) отвод под углом 90° (2 шт) ξ2 = 0,21\*2=0,42;

3) вентиль нормальный (2 шт) (для диаметра 119 мм) ξ3 = 0,47\*2=0,94

.

На линии нагнетания:

1) отвод под углом 90° (3 шт) ξ1 = 0,21\*3=0,63;

2) вентиль нормальный (4 шт) (для диаметра 119 мм) ξ3 = 0,47\*4=1,88

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

29

3) диафрагма m=0,6 ξ3 = 2;

4) выход из трубы ξ4 = 1.

.

Определим потери напора по формуле

.

Потери напора на всасывающей линии

 м.

Потери напора на нагнетательной линии

 м.

Общие потери напора

 м.

Определим необходимый напор насоса

.

Значения величин в формуле указаны в исходных данных.

 м.

 Определим полезную мощность насоса

.

кВт.

 Мощность на валу электродвигателя

,

 где ηдв –0,8;

 кВт.

 Установочная мощность сотавит:

 ,кВт

кВт

Выбираем центробежный насос [2]: марка Х 90/19, производительность 0,025 м3/с, напор 13 м, частота вращения n = 48,3 с-1, мощность 10 кВт, электродвигатель АО2-51-2. ηдв=0,88

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

30

Рассчитаем запас напора на кавитацию

.

 м.

По таблицам насыщенного водяного пара[1] определим давление насыщенных водяных паров при t = 21º С Рt = 2,4 ·103 Па.

Определим предельную высоту всасывания по формуле

.

.

 Насос можно устанавливать над емкостью на высоте 4,39 м над уровнем водоема вполне допустимо.

 **5. Расчет вентилятора к тарельчатому абсорберу для перекачки газовой смеси**

 Определение гидравлического сопротивления аппарата

Принимаем скорость газовой смеси в трубопроводе 20 м/с и определяем диаметр трубопровода

, м

По найденному диаметру принимаем трубопровод из стали наружным диаметром 820х11 мм; dвн =820-11\*2 мм =798 м.

Фактическая скорость газа в трубе

м/с

Критерий Рейнольдса для потока газа в трубопроводе

 >10000

Режим движения турбулентный.

Примем трубы стальные новые с абсолютной шероховатостью Δ = 0,2 мм

Относительная шероховатость трубы

 ,



По рисунку 1.5. [3] находим значение коэффициента трения λ *=* 0,015.

Примем длину нагнетательной линии lн =50 м. На линии установлена 3 задвижки и 4 отвода под углом 90о, диафрагма

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

31

Определяем коэффициенты местных сопротивлений [3, табл. XIII]:

- задвижка ξ =0,15\*3=0,45

* отвод 900  ξ = 0,21\*4=0,42
* диафрагма m=0,7 ξ =0,97
* вход в трубу (с острыми краями) ξ=0,5
* Выход с трубы ξ=1

######  **Σ ξ = 0,45+0,42+0,97+ 0,5+1 =3,4**

### Определяем гидравлическое сопротивление трубопровода

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

32

 *, м*

*м*

Определяем избыточное давление, которое должен обеспечить вентилятор

,

где ΔРа – гидравлическое сопротивление в насадочном абсорбере, ΔРа=3319,8 Па

**

Расчет мощности вентилятора



Выберем вентилятор марки ВЦ 12-49-8-01

Производительность – 12,5 м3/с

Частота вращения – 24,15 об/с

Мощность э/двигателя – 110 кВт

Тип двигателя 4А 280 М4

**Заключение**

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

33

В результате расчета был выбран тарельчатый абсорбер диаметром 2,4 м и высотой 5,7 м. Характеристика тарелки: ТР ( ост 26-666-72) сталь углеродистая. dэкв =2\*в=2\*6=12 мм=0,012 м, s-ширина щели, s=4мм, Fс- свободное сечение тарелки, при шаге t=16мм, Fс=0,2м2/м2

– Для охлаждения газовый смеси подобран одноходовой кожухо-трубчатый теплообменник ТН.

Диаметр кожуха 1200 мм

Число труб 1083мм

Диаметр труб 25 х 2 мм

Площадь поверхности теплообмена 765 м2

Длина труб 9 м

Для подачи воды в абсорбер был выбран по [1] насос марки Х 90/19, производительность 2.5\*10-2 м3/с, напор 13 м, частота вращения n = 48,3 с-1, мощность 10 кВт, электродвигатель АО2-51-2.

Для подачи охлажденной газовой смеси в абсорбер подобран вентилятор марки ВЦ 12-49-8-01

Производительность – 12,5 м3/с

Частота вращения – 24,15 об/с

Мощность э/двигателя – 110 кВт

Тип двигателя 4А 280 М4

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

34

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.:Химия,1987.- 575 с.

2. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: учебник для техникумов. – Л.: Химия, 1991.

3. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского– М.: Химия, 1991. – 436 с.

4. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1966. – 848 с.

5. Расчет абсорбционной установки: Методические указания к курсовому проектированию по курсу «Основные процессы и аппараты химической технологии»/ГАСВУ, Уфимск. технол. ин-т сервиса. Сост. С.П. Ломакин, Уфа, 1998, 55 с.

6. Рамм В.М. Абсорбция газов.- М.: Химия, 1976, 655 с.

Введение

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

4

Абсорбцией называется процесс поглощения газов или паров из газовых или паро- газовых смесей жидкости поглотителями (абсорбентами). В абсорбционных процессах участвуют две фазы – жидкая и газовая и происходит переход вещества из газовой фазы в жидкую или наоборот. При физической абсорбции поглощаемый газ (абсорбтив) не взаимодействует химически с абсорбентом. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется хемосорбцией. Физическая абсорбция в большинстве случаев обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора - десорбция.

Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно применять поглотитель и выделять поглощенный компонент в чистом виде. Во многих случаях проводить десорбцию не обязательно, так как абсорбент и абсорбтив представляют собой дешевые или отбросные продукты, которые после абсорбции можно вновь не использовать.

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом, для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для очистки этих смесей от вредных примесей, а так же для получения готового продукта путем поглощения газа жидкостью.

Абсорбционные методы широко распространены в химической технологии и являются основной технологической стадией ряда важнейших производств (например, абсорбция SO3 в производстве серной кислоты; абсорбция HCl с получением соляной кислоты; абсорбция окислов азота водой в производстве азотной кислоты; абсорбция паров различных углеводородов из газов переработки нефти и т.п.). кроме того, абсорбционные процессы являются основными процессами при санитарной очистке выпускаемых в атмосферу отходящих газов от вредных примесей.

**Содержание**

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

2

 Разраб.

 Провер.

Ломакин С.П.

 Реценз.

 Н. Контр.

 Утверд.

Лит.

Листов

Исходные данные

Введение

 Описание технологической схемы установки

1 Материальный баланс

2 Расчет насадочного абсорбера

3 Расчет тарельчатого абсорбера

4 Расчет теплообменника

5 Расчет центробежного насоса

6 Расчет вентилятора

Заключение

Литература

**Описание технологической схемы установки**

 Газ, охлажденный в теплообменнике 9, подается газодувкой 5 в нижнюю часть абсорбера 6, где равномерно распределяется по сечению колонны и поступает на контактные элементы (насадку). Абсорбент подается в верхнюю часть колонны центробежным насосом 4 из сборника 3. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Очищенный газ выходит из колонны в атмосферу. Абсорбент стекает через гидрозатвор в сборник 7, откуда насосом 5 направляется на дальнейшую переработку. Для охлаждения газа в холодильник из градирни 2 подается насосом 1 вода, которая после холодильника возвращается на охлаждение в градирню. Схема автоматизирована.

Изм.

Лист

№ докум.

Подпись

Дата

Лист

5

Цель системы автоматического регулирования определяется назначением процесса: очистка газа, поступающего в абсорбер или получение готового продукта. В данной работе рассматривается первая задача, в соответствии с которой основными регулируемыми параметрами являются: 1) концентрация извлекаемого компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера; 2) температура газовой смеси, поступающей на абсорбцию; 3) уровень жидкости в абсорбере.

В большинстве случаев расход газовой смеси определяется техно-логическим режимом, т. е. абсорбционная установка должна переработать весь поступающий поток газа. Поэтому, например, при увеличении количества подаваемой в абсорбер газовой смеси возрастет концентрация извлекаемого компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера. При помощи регуля­тора концентрации увеличится подача абсорбента в абсорбер, что обеспечит стабилизацию концентрации компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера. Для улучшения процесса абсорбции поддерживается низкая температура газовой смеси, поступающей в абсорбер, путем изменения расхода охлаждающей воды, подаваемой в холодильник газа 9.