**Введение**

Ректификация – массообменный процесс разделения однородной смеси летучих компонентов, осуществляемый путем противоточного многократного взаимодействия паров, образующихся при перегонке, с жидкостью, образующейся при конденсации этих паров.

Разделение жидкой смеси основано на различной летучести веществ. При ректификации исходная смесь делится на две части: дистиллят – смесь, обогащенную низкокипящим компонентом (НК), и кубовый остаток – смесь, обогащенную высококипящим компонентом (ВК).

Процесс ректификации осуществляется в ректификационной установке, основным аппаратом которой является ректификационная колонна, в которой пары перегоняемой жидкости поднимаются снизу, а навстречу парам стекает жидкость, подаваемая в виде флегмы в верхнюю часть аппарата.

Процесс ректификации может протекать при атмосферном давлении, а также при давлениях выше и ниже атмосферного. Под вакуумом ректификацию проводят, когда разделению подлежат высококипящие жидкие смеси. Повышенное давление применяют для разделения смесей, находящихся в газообразном состоянии при более низком давлении. Атмосферное давление принимают при разделении смесей, имеющих температуру кипения от 30 до 150ْ С.

Степень разделения смеси жидкостей на составляющие компоненты и чистота получаемых дистиллята и кубового остатка зависят от того, насколько развита поверхность контакта фаз, от количества подаваемой на орошение флегмы и устройства ректификационной колонны.

Ректификация известна с начала XIX века как один из важнейших технологических процессов главным образом спиртовой и нефтяной промышленности. В настоящее время ректификацию все шире применяют в самых различных областях химической технологии, где выделение компонентов в чистом виде имеет весьма важное значение (в производствах органического синтеза, изотопов, полимеров, полупроводников и различных других веществ высокой чистоты).

**1. Расчет ректификационной колонны**

**1.1 Материальный баланс процесса**

Составляем материальный баланс для определения количеств и состава веществ, участвующих в процессах ректификации.

Материальный баланс колонны, обогреваемой паром:

 , (1.1)

где GF—производительность установки по исходной смеси, GД –производительность установки по дистилляту, GW— производительность установки по кубовому остатку.

Материальный баланс для НК:

, (1.2)

где хF, xД, хW— массовая доля легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте, кубовом остатке соответственно. Преобразуем выражение (1.2)

,

3,06·28=(3,06-GW)86+ GW ·0,5,

3,06·28=3,06·86- GW ·86+ GW ·0,5,

85,68=263,16- GW ·85,5,

,

GW =2,08 кг/с.

Из уравнения (1.1) определяем расход дистиллята, кг/с.

GД=GF-- GW,

GД =3,06-2,08=0,98 кг/с.

Для дальнейших расчётов выразим концентрации исходной смеси, дистиллята и кубового остатка в мольных долях.

Исходная смесь:

. (1.3)

Дистиллят:

 . (1.4)

Кубовый остаток:

, (1.5)

где Мв ,М э— молярная масса воды и этилового спирта соответственно. Мв =18, М э=46.

,

,

.

**1.2 Определение минимального флегмового числа**

Для определения минимального флегмового числа строим кривую равновесия, предварительно выполнив расчет равновесного состава жидкости и пара смеси этанол—вода.

Таблица 1— Равновесный состав жидкости и пара смеси этиловый спирт—вода

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| t, ْC | х, мол | у, мол |
| t=100 | 0 | 0 |
| t=90,5 | 0,05 | 0,332 |
| t=86,5 | 0,1 | 0,442 |
| t=83,2 | 0,2 | 0,531 |
| t=81,7 | 0,3 | 0,576 |
| t=80,8 | 0,4 | 0,614 |
| t=80 | 0,5 | 0,654 |
| t=79,4 | 0,6 | 0,699 |
| t=79 | 0,7 | 0,753 |
| t=78,6 | 0,8 | 0,818 |
| t=78,4 | 0,9 | 0,898 |
| t=78,4 | 1,0 | 1,0 |

Проводим прямую CВ, для этого на диагонали наносим точку С с абсциссой хД=0,71, а на кривой равновесия точку В с абсциссой хF=0,132 (см. прил.) Измерив отрезок вмах, отсекаемый прямой СВ на оси ординат находим Rmin по формуле:

, (1.6)

откуда выражаем значение минимального флегмового числа:

,

.

В уравнение рабочих линий входит рабочее флегмовое число R, определяемое как

, (1.7)



**1.3 Построение рабочих линий укрепляющих и исчерпывающей частей колонны. Определение числа теоретических тарелок**

Чтобы определить количество тарелок, надо графически изобразить линии рабочего процесса в колонне. Колонну непрерывного действия от места ввода исходной смеси делят на две части: верхняя часть колонны называется укрепляющей, а нижняя часть— исчерпывающей. При построении линий рабочих концентраций укрепляющей и исчерпывающей части колонны откладываем на оси ординат отрезок ОД, длина которого определяется соотношением:

, (1.8)



Через точки С и Д проводим прямую СД, а через точку В—вертикаль до пересечения с линией СД и получаем точку В1, соединив ее с А и С, получаем СВ1 – линия рабочих концентраций укрепляющей части колонны, АВ1 – линия концентраций исчерпывающей части колонны.

Число теоретических тарелок определяем путем построения ступенчатой линии между линией равновесия и линиями рабочих концентраций в пределах от хД до хW. Количество теоретических тарелок в нижней части –3, в верхней части колонны — 5. Всего 8 теоретических тарелок.

**1.4.1 Определение КПД тарелки**

Для выбора КПД тарелки η воспользуемся обобщенным опытным графиком [5, рис. 90]

В зависимости КПД от произведения относительной летучести α на коэффициент динамической вязкости µ перегоняемой смеси.

Относительная летучесть α, динамические коэффициенты вязкости смеси µ и отдельных компонентов определяются при температурах кипения исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, определяемые по диаграмме t –x,y (см. прил).

Относительную летучесть находим по формуле:

 , (1.9)

где Рэ, Рв – давление насыщенного пара низкокипящего и высококипящего компонента соответственно, Па.

Для исходной смеси:

t=85°C ,

для дистиллята:

t=79°С ,

для кубового остатка:

t=99°C .

По номограмме V [4] определяем коэффициент динамической вязкости:

t=85°C µэ=0,38·10-3 Па µв=0,299·10-3 Па

t=79°С µэ=0,44 ·10-3 Па µв=0,344·10-3 Па

t=99°C µэ=0,3·10-3 Па µв=0,287 ·10-3 Па

Вязкость исходной смеси, дистиллята и кубового остатка определяем по формуле:

, (1.10)

где хЭ , хВ – молярные доли компонентов (воды и этилового спирта);

µэ, µв – вязкость компонентов жидкой смеси при температуре смеси.

Для исходной смеси:

, 

Для дистиллята:

, 

Для кубового остатка:

, 

Определяем произведение α,µ и выбираем соответствующее КПД [5]:

 η1=0,53,

 η2=0,5,

 η3=0,59.

Средний КПД тарелки:

 , (1.11)

.

Для укрепляющей части колонны действительное число тарелок

,

.

Для исчерпывающей части колонны

,

.

**1.4.2 Определение объёмов и объёмных скоростей пара и жидкости, проходящих через колонну**

Средняя плотность жидкости:

, (1.12)

где - средняя массовая концентрация НК в жидкости, которая определяется:

1. для верхней части колонны:



, (1.13)

,

1. для нижней части колонны:

 (1.14)

.

Плотности НК и ВК в формуле (1.12) необходимо выбрать при средней температуре, tср в нижней и верхней части колонны:

 , (1.15)

,

,

.

По таблице IV, XXXIX [4] определяем плотность ρ в зависимости от температуры t

При tв ср=82°С

ρнк =731,2 кг/м3,

ρвк =970,6 кг/м3,

При tн ср=92°С

ρнк =723,6 кг/м3,

ρвк =963,6 кг/м3.

Подставим получившиеся значения в выражение (1.12).

Для верхней части:

 кг/м3,

для нижней части:

 кг/м3.

Определяем среднюю плотность пара

 , (1.16)

где средняя мольная масса пара определяется

, (1.17)

где уср – мольная концентрация НК в парах, которая для верхней части колонны определяется

, (1.18)

.

Для нижней части колонны:

, (1.19)

.

кг/кмоль,

в нижней части:

 кг/кмоль,

в верхней части колонны:

 кг/м3,

в нижней части колонны:

 кг/м3,

Объемная скорость пара в колонне:

, (1.20)

где GД=1,12 кг/с – расход дистиллята

в верхней части колонны:

 м3/с,

в нижней части колонны:

 м3/с,

Определяем максимальную объёмную скорость жидкости:

1) в верхней части колонны на верхней тарелке

 , (1.21)

где Lв – средний массовый расход по жидкости для верхней части колонны:

, (1.22)

для нижней части:

, (1.23)

где МД и МF - мольные массы дистиллята и исходной смеси, Мв и Мн – средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны.

Средняя мольная масса жидкости:

в верхней части колонны

кг/кмоль,

в нижней части колонны

кг/кмоль.

Мольная масса дистиллята

 кг/кмоль.

Мольная масса исходной смеси

 кг/кмоль,

кг/с,

 кг/с.

Подставим в (1.21) полученные значения и определим максимальную объемную скорость жидкости:

 м3/с,

2) в нижней части

 (1.24)

 м3/с.

**1.5 Определение основных геометрических размеров ректификационной колонны**

Скорость пара должна быть ниже некоторого предельного значения ωпред, при которой начинается брызгоунос. Для ситчатых тарелок.

 (1.25)

Предельное значение скорости пара ωпред определяем по графику [6, рис 17-20, с624].

Принимаем расстояние между тарелками Н=0.3 м, так как

,

,

следовательно, для верхней части колонны м/с, для нижней части колонны м/с. Подставив данные в (1.25) получим:

 м/с,

 м/с.

Диаметр колонны Дк определяем в зависимости от скорости и количества поднимающихся по колонне паров:

, (1.26)

м

м

Тогда диаметр колонны равен:

 м

Скорость пара в колонне:







Выбираем тарелку типа ТСБ-II

Диаметр отверстий d0=4 мм.

Высота сливной перегородки hп=40 мм.

Колонный аппарат Дк =1600 мм – внутренний диаметр колонны

Fк =2,0 м2 – площадь поперечного сечения колонны

Расчёт высоты колонны

Определение высоты тарельчатой колонны мы проводим по уравнению:



(1.27)

H1=(n-1)H – высота тарельчатой части колонны;

h1 – высота сепараторной части колонны мм., h1 =1000 мм по табл2 [7];

h2 – расстояние от нижней тарелки до днища, мм., h2=2000 мм табл2 [7];

n – число тарелок;

H – расстояние между тарелками.

Для определения высоты тарельчатой части колонны воспользуемся рассчитанным в пункте 1.4 действительным числом тарелок:

м,

По выражению (1.27) высота колонны равна:

Hк=4,5+1,0+2,0=7,5 м.

**1.6 Расчёт гидравлического сопротивления колонны**

Расчёт гидравлического сопротивления тарелки в верхней и в нижней части колонны

, (1.28)

где —сопротивление сухой тарелки, Па; — сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па; — сопротивление парожидкостного слоя на тарелке, Па.

а) Верхняя часть колонны.

Сопротивление сухой тарелки

 (1.29)

где ξ – коэффициент сопротивления сухих тарелок, для ситчатой тарелки ξ=1,82 [1];

ω0 – скорость пара в отверстиях тарелки:

, (1.30)

Плотность жидкости и газа определяем как среднюю плотность жидкости и газа в верхней и нижней частях колоны соответственно:

, (1.31)

 кг/м3.

Следовательно, гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

 Па.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

, (1.33)

где σ=20\*10-3 Н/м— поверхностное натяжение жидкости; d0=0,004 м — эквивалентный диаметр прорези.

 Па.

Сопротивление газожидкостного слоя принимаем равным:

, (1.34)



где hпж – высота парожидкостного слоя, м; ; k — отношение плотности пены к плотности чистой жидкости, принимаем к=0,5; h— высота уровня жидкости над сливным порогом, м. По таблице 3 [7] h=0,01м.





Подставив, полученные значения получим гидравлическое сопротивление:

 Па.

Сопротивление всех тарелок колонны:

, (1.35)

где п— число тарелок.

 Па.

**1.7 Проверка расстояния между тарелками**

Минимальное расстояние между тарелками должно обеспечить работу гидравлического затвора на тарелке. Проверим, соблюдено ли при расстоянии Н=0,3 м - необходимое для нормальной работы тарелок условие:

, (1.36)

.

Так как 0,3>0,0846 условие выполняется, расстояние подобрано верно.

**1.8 Тепловые расчеты**

Целью расчета является определение расхода греющего пара на обогрев колонны. По диаграмме t- x- y находим температуру кипения и соответствующую ей удельную теплоемкость:

Исходной смеси:

tF=85° C

с в=4357,6 Дж/(кг·К)

с э=3289,2 Дж/(кг·К)

Дистиллята:

tD=79° C

с в=4231,9 Дж/(кг· К)

с э=3226,3 Дж/(кг· К)

Кубового остатка:

tW=99° C

с в=4609 Дж/(кг·К)

с э=3477,7 Дж/(кг·К)

Для расчета удельных теплот испарения смесей этанола с водой принимаем следующие значения чистых веществ [6]:

rвF=1961·103 Дж/кг

rэF=822·103 Дж/кг

rвD=2009·103 Дж/кг

rэD=844·103 Дж/кг

rвW=1936·103 Дж/кг

rэW=815·103 Дж/кг

Расчет ведем на массовые количества:

, (1.37)

. (1.38)

Для исходной смеси при =28 %:

 Дж/(кг·К),

Для дистиллята при =86 %:

 Дж/(кг·К),

Дж/кг

Для кубового остатка =0.5%:

cw=3477.7·0.005+4609(1-0.005)=4603 Дж/(кг·К),

Расход теплоты на испарение исходной смеси определяем по формуле:

, (1.39)

где GД – расход дистиллята, кг/с.

кВт.

Расход теплоты на испарение дистиллята определяем по формуле:

 (1.40)

кВт.

Расход теплоты на нагревание остатка определяем по формуле:

 (1.41)

кВт.

Общий расход теплоты в кубе колонны (без учёта потерь в окружающую среду):

 (1.42)

 кВт.

С учётом 3% потерь в окружающую среду общий расход теплоты:

 кВт. (1.43)

Давление греющего пара P=300 кПа, (3 атм) по табл LVII [4] соответствует удельная теплота конденсации rгр=2171·103 Дж/кг

Расход греющего пара:

, (1.44)

 кг/с.

**1.8.1 Расчёт и выбор теплообменного аппарата для подогрева исходной смеси**

Необходимые для расчета заданные параметры:

GF=3,06 кг/с;

tсм=20°C;

аF=28%; tF=95,6°C;

P=300кПа.

Целью теплового расчёта является определение необходимой площади теплопередающей поверхности, соответственно при заданных температурах оптимальными гидродинамические условия процесса и выбор стандартизованного теплообменника.

Из основного уравнения теплопередачи:

 (1.45)

где F – площадь теплопередающей поверхности, м2;

Q – тепловая нагрузка аппарата;

К – коэффициент теплопередачи Вт, (м2·к);

∆tср средний температурный напор, °К.

Определяем тепловую нагрузку:

, (1.46)

где Gхол – массовый расход этанола, кг/с;

схол – средняя удельная теплоёмкость этанола Дж/кг·с;

t2, t1 – конечная и начальная температуры этанола, °С,

X= 1.05 – коэффициент учитывающий потери тепла в окружающую среду.

Средняя температура этанола:

, (1.47)

.

Этому значению температуры этанола соответствует значение теплоёмкости С=2933 Дж/кг·К:

Q=3,06·2933·(95,6-20) ·1,05=712·103 Вт.

Расход пара определяем из уравнения:

Q=D·r, (1.48)

D – расход пара, кг/с;

r – средняя теплота конденсации пара Дж/кг.

Из формулы (1.48) следует, что

,

.

Расчёт температурного режима теплообменника.

Цель расчёта – определение средней разности температур ∆tср и средних температур теплоносителей tср1 и tср2.

Для определения среднего температурного напора составим схему движения теплоносителей (в нашем случае схема противоточная)

Тн=132,7 пар Тн =132,7°С

∆tм = Тн - tк =132,7-85=47,7

∆tб = Тн – tн =132,7-20=112,7

.

tк=85 этиловый спирт tн =20°С

∆tм = 47,7

∆tб = 112,7

Тн выбираем по табл. XXXIX [4]

tср1 = Тн=132,7 °С, т.к. температура пара в процессе конденсации не меняется.

т.к , то

 (1.49)

,

∆ tср= tср1-tср2=132,7-75,8=56,9°С.

Температура одного из теплоносителей (пара) в аппарате не изменяется, поэтому выбор температурного режима окончателен.

Ориентировочный расчёт площади поверхности аппарата. Выбор конструкции аппарата и материалов для его изготовления.

Ориентировочным расчётом называется расчёт площади теплопередающей поверхности по ориентировочному значению коэффициента теплопередачи К, выбранному из [4]. Принимаем К=900 Вт/(м2К), тогда ориентировочное значение площади аппарата вычислим по формуле (1.45):

 (1.50)

,

Учитывая, что в аппарате горячим теплоносителем является пар, для обеспечения высокой интенсивности теплообмена со стороны метанола необходимо обеспечить турбулентный режим движения и скорость движения метанола в трубах аппарата 2= 1,0 м/с [4].

Для изготовления теплообменника выбираем трубы стальные бесшовные диаметром 25х2мм. необходимое число труб в аппарате n, обеспечивающее такую скорость, определим из уравнения расхода:

 (1.51)

.

Такому числу труб в одном ходе n=12 шт, и площади поверхности аппарата F=13,9≈14 м2 по ГОСТ15118-79 и ГОСТ 15122-79 наиболее полно отвечает двухходовой теплообменник диаметром 325 мм, с числом труб 56 (в одном ходе 28 шт.), длинной теплообменных труб 4000 мм и площадью поверхности F=13м2.

**1.8.2 Расчет дефлегматора**

Тепловую нагрузку дефлегматора определим из теплового баланса.

Таблица 2— Тепловой баланс для дефлегматора

|  |  |
| --- | --- |
| Приход теплоты | Расход теплоты |
| 1. С паром из колонны    2. С охлаждающей водой | 3. С дистиллятом    4. С охлаждающей водой |

Приход теплоты

Расход теплоты

1. С паром из колонны



2. С охлаждающей водой



3. С дистиллятом



4. С охлаждающей водой



Потерями теплоты в окружающую среду пренебрегаем.

Тепловой баланс:

, (1.52)

, (1.53)

откуда расход охлаждающей воды на дефлегматор:

. (1.54)

Количество паров, поднимающихся из колонны:

, (1.55)

 кг/с.

Скрытую теплоту конденсации паровой смеси в дефлегматоре определяем по формуле:

, (1.56)

где rДэ=852·103 Дж/кг, rДв=2307·103 Дж/кг при tД=79ْ С.

 Дж/кг.

Принимаем температуру охлаждающей воды на входе в дефлегматор tн=9ْ С, на выходе tк=29ْ С, тогда расход воды на дефлегматор составит:

 кг/с.

**1.8.3 Выбор холодильника дистиллята**

Расход воды на холодильник определяем из уравнения теплового баланса

Таблица 3—Тепловой баланс

|  |  |
| --- | --- |
| Приход теплоты | Расход теплоты |
| 1. С дистиллятом    2. С охлаждение волы | 3. С охлажденным дистиллятом    4. С охлаждающей водой |

Приход теплоты

Расход теплоты

1. С дистиллятом



2. С охлаждение волы



3. С охлажденным дистиллятом



4. С охлаждающей водой



Тепловой баланс:

 (1.57)

Подставляя в последнее уравнение вместо , выражения из теплового баланса и решая его относительно расхода охлаждающей воды, имеем:

 (1.58)

где сд – теплоёмкость дистиллята при его средней температуре. Дано tод охлаждения дистиллята t=35,0°С.

.

Теплопроводность дистиллята при этой температуре

, (1.59)

где ; 

,

,

(начальные конечные температуры принимаем такими же, как в дефлегматоре)

**1.8.4 Холодильник кубового остатка**

Таблица 4—Тепловой баланс для холодильника кубового остатка

|  |  |
| --- | --- |
| Приход теплоты | Расход теплоты |
| 1. С кубовым остатком    2. С охлаждение волы | 3. С охлажденным кубовым остатком    4. С охлаждающей водой |

, .60)

Подставим в это уравнение вместо , выражение теплового баланса и, решая его относительно расхода охлаждающей воды, получим:

, (1.61)

где  - теплоёмкость кубового остатка при его средней температуре tхиср,

.

Конечная температура кубового остатка задана 45°С:

, 





**1.8.5 Кипятильник колонны**

Тепловая нагрузка кипятильника колонны определялась ранее Q=5590,6 кВт, средняя разность температур в кипятильнике – разность между температурой греющего пара при Р=0,3МПа и температурой кипения кубового остатка:



При ориентировочно принятом значении коэффициента в кипятильнике к=1500 Вт(м3к) площадь поверхности теплообменника составит:

 (1.62)



**2. Конструктивный расчёт ректификационной колонны**

**2.1 Расчёт диаметров штуцеров, подбор фланцев**

Рассчитаем диаметры основных штуцеров, через которые проходят известные по величине материальные потоки, а именно: штуцер подачи исходной смеси, штуцеры выхода паров из колонны, штуцер выхода кубового остатка.

Независимо от назначения штуцера его диаметр рассчитывают из уравнения расхода:

, (2.1)

где V – объёмный расход среды через штуцер, м3/с;  – скорость движения среды в штуцере, м/с;

;



Штуцер подачи исходной смеси

 (2.2)

,

при



;



,

.

Принимая XF=1,5м/с, получим:

.

Стандартный размер трубы для изготовления штуцера по ГОСТ 9941-62, 70x3 (внутренний диаметр dвн=70-3·2=64мм).

Скорость движения питательной смеси в штуцере:

, (2.3)

.

Штуцер подачи флегмы:

 , (2.4)

При 

.



Принимаем XR=1,0м/с,

Тогда



Стандартный размер трубы для изготовления штуцера по ГОСТ 9941-62, 70x3 (внутренний диаметр dвн=70-3·2=64мм).

Скорость движения флегмы в штуцере:

 (2.5)

Штуцер выхода кубового остатка:

, (2.6)

При 

плотность воды .

.

Принимаем XW=0,5м/с,

Тогда

.

Стандартный размер трубы для изготовления штуцера по ГОСТ 9941-62, 95x4 (внутренний диаметр dвн=95-4·2=87мм=0,087м)

Скорость движения кубового остатка в штуцере:

.

Штуцер выхода паров из колонны:

, (2.7)

.

Определяем среднюю плотность пара для верхней и нижней части колонны:

, (2.8)

.

Принимаем у=25 м/с.

.

Выбираем стальную электросварную прямошовную ГОСТ10704-81 630х16, внутренний диаметр которой равен dвн=630-16·2=598 мм. Следовательно, скорость паров в штуцере:

, (2.9)



Для всех штуцеров выбираем стандартные фланцы тип 1[9]. Для штуцера подачи исходной смеси и флегмы выбираем фланец (ГОСТ 1235-54) с основными размерами dв=72мм, D1=130мм, D=160мм, b=11мм, D2=110мм, h=3мм, d=12мм, n=8шт. Фланец штуцера кубового остатка dв=97мм, D1=160мм, D=195мм, b=22мм, D2=138мм, h=4мм, d=16мм, n=8шт. Фланец штуцера для выхода паров из колонны dв=634мм, D1=740мм, D=770мм, b=11мм, d=24мм, n=20шт, (ГОСТ1255-54). Уплотнительный материал принимаем паронит марки ПОН (ГОСТ481-80).

**3.1 Гидравлический расчёт**

Цель гидравлического расчёта – определение величины сопротивлений различных участков трубопроводов и теплообменника и подбор насоса, обеспечивающего заданную подачу и рассчитанный напор при перекачке этанола.

Различают два вида сопротивлений (потерь напора): сопротивления трения (по длине) h1 и местные сопротивления hмс.

Для расчёта потерь напора по длине пользуются формулой Дарси-Вейсбаха.

, (3.1)

где λ – гидравлический коэффициент трения;

l – длина трубопровода или тракта по которому протекает теплоноситель, м;

d – диаметр трубопровода, м;

 - скоростной коэффициент напора, м.

Для расчёта потерь напора в местных сопротивлениях применяется формула Вейсбаха:

, (3.2)

где ξ – коэффициент местных сопротивлений;

 - скоростной напор за местным сопротивлением, м.

**3.1.1 Определение геометрических характеристик трубопровода**

Гидравлическому расчёту подлежит схема на рис 1. Диаметр всасывающего и напорного трубопроводов определим из уравнения расхода, принимая скорость во всасывающем трубопроводе вс =1,0÷1,5м/с, в напорном 1,5÷2,0м/с.

. (3.3)



Рисунок 1— Расчетная схема

В выражении (3.3)  - объёмный расход питательной смеси (этанол)

,

,

по ГОСТ 9941-62 выбираем трубу 95х4 (внутренний диаметр 87).

Скорость движения этанола на всасывающем участке трубы

, (3.4)

,

Определяем режим движения на всасывающем участке трубопровода

, (3.5)

где  - кинематический коэффициент вязкости при t=19°С.

,

—режим движения турбулентный.

Определяем трубу для напорного участка н=1,5м/с

.

По ГОСТ выбираем трубу напорного трубопровода диаметром 70х3 (внутренний диаметр 64мм).

Скорость движения этанола на напорном участке трубы:

.

Режим движения на напорном участке трубопровода:

 (3.7)

.

При данном числе Рейнольдса режим движения турбулентный.

Режим движения этанола на напорном участке трубопровода от теплообменника до ректификационной колонны:

 (3.8)

где  - коэффициент вязкости при t=85°С

 

.

Следовательно, режим движения турбулентный.

Скорость движения этанола в трубках аппарата:

, (3.9)

.

, (3.10)

.

Режим движения турбулентный.

Расчёт сопротивлений на всасывающем участке трубопровода.

При турбулентном режиме движения гидравлический коэффициент трения λ может зависеть и от числа Рейнольдса, и от шероховатости трубы.

Рассчитаем гидравлический коэффициент трения λ для гидравлически гладких труб по формуле Блазиуса.,

. (3.11)

Проверим трубу на шероховатость, рассчитав толщину вязкого подслоя δ и сравнив её с величиной абсолютной шероховатости.

, (3.12)

где  - для стальных бесшовных туб.

,

, (3.13)

 м.

Т.к. δ>∆, следовательно труба гидравлически гладкая λ=λгл =0,0276 на всех остальных участках трубопровода будем считать трубу так же гидравлически гладкой.

В соответствии с заданным вариантом Н=14м – максимальная высота подъёма, hвс=1,0м-высота всасывания, lвс=2,8 – длина всасывающего трубопровода, l΄н=12м – длина трубопровода от теплообменника до ректификационной колонны, lн=25м – длина нагнетательного трубопровода. Смесь подаётся по трубопроводу длиной l= lвс+ lн =1,0+2,8=3,8 м.

По формуле (3.1) определяем потери напора по длине

.

Согласно схеме насосной установки на всасывающей линии имеются следующие местные сопротивления: главный поворот на 90°, вход в трубу. Коэффициент местного сопротивления ξвх=1,0; ξпов=0,5, следовательно ∑ξ=0,5+1=1,5 по формуле Вейсбаха потери напора в местных сопротивлениях определяются как

, (3.14)

где ξ – коэффициент местных сопротивлений;  - скоростной напор за местным сопротивлением, м.

.

Суммарные потери напора на всасывающем участке трубопровода:

, (3.15)

.

Расчёт сопротивлений на напорном участке трубопровода от насоса до теплообменника. Т.к. труба гидравлически гладкая, то гидравлический коэффициент трения λ рассчитываем по формуле Блазиуса (3.11):

,

.

Потери напора по длине:

, (3.16)

.

Согласно расчётной схеме на напорном участке трубопровода от насоса до теплообменника имеется один вид местного сопротивления – главный поворот ξ=0,5

.

Суммарные потери напора на участке напорного трубопровода от насоса до теплообменника:

.

Расчёт сопротивления теплообменника

Определим напор теряемый в местных сопротивлениях теплообменника ( рис 1)

,



.

Предварительно вычисляем площади на различных участках.



Рисунок 2— Коэффициенты местных сопротивлений теплообменника

Площадь поперечного сечения штуцера

, (3.18)



Площадь поперечного сечения крышки (свободного сечения аппарата)

, (3.19)

.

Площадь поперечного сечения 28-и труб одного хода теплообменника:

, (3.20)

.

Скорость и скоростной напор в соответствующих сечениях:



,



,



.

Коэффициент местных сопротивлений:

а) при входе через штуцер в крышку (внезапное расширение):

, (3.21)

;

б) при входе потока из крышки в трубы (внезапное сужение):

, (3.22)

.

в) при входе потока из труб в крышку (внезапное расширение):

, (3.23)

.

г) при входе потока из крышки в штуцер (внезапное сужение):

, (3.24)



Вычислим потери напора в местных сопротивлениях:

а) при входе потока через штуцер:

,

б) при входе потока в трубы:

,

в) при выходе потока из труб:

,

г) при выходе потока из крышки через штуцер:

,

д) при повороте из одного хода в другой на 180° (ξ=2,5):

.

Суммарные потери напора в местных сопротивлениях теплообменника:

 (3.25)

.

Общее потери потока (по длине и в местных сопротивлениях теплообменника):

, (3.26)

.

Расчёт сопротивления участка напорного трубопровода от теплообменника до колонны:

,

,

,

.

Участок напорного трубопровода включает два плавных поворота трубопровода ξпов=0,5:

,

,

.

Суммарные потери напора в насосной установке (сети):

, (3.27)

.

**3.1 Подбор насоса**

Определение требуемого напора.

Требуемый напор насоса определим по формуле:

, (3.28)

где Н=14м – высота подъёма жидкости в насосной установке;

hвс=1,0м – высота всасывания насоса;

Рр=9,81·104 Па – давление в колонне;

Ратм=9,81·104 Па – атмосферное давление;

∑hn=0,992 м – суммарные потери напора в сети.

.

*Выбор типа и марки насоса*

Выбираем для перекачки метанола насос по рассчитанному требуемому напору  и заданной подаче:

.

Выбираем насос марки 2К-9 со следующими параметрами:

Подача – 20м3/час, полный напор – 18,5м, число оборотов – 2900об/мин, внутренний диаметр патрубков: входного – 50мм., напорного – 40мм., количество колёс – 1, марка насоса 2К-9, габаритные размеры: длина – 438мм, ширина – 206мм, высота – 247мм, вес – 31кг, КПД – 68%, допустимая максимальная высота всасывания , диаметр рабочего колеса – Д=129мм.

,(3.29)

где , (3.30)

.

Так как трубопровод эксплуатируется в квадратичной зоне сопротивлений (Re>105), то зависимость потерь напора в трубопроводе от изменения скоростей носит квадратичный характер, т.е.

, (3.31)

где b – коэффициент пропорциональности, определяемый по координатам т. D, лежащей на этой кривой. Этой точке соответствуют:

,

,

Отсюда

, (3.32)

.

Уравнение кривой сопротивления трубопровода, выражающее собой потребные напоры насоса при различных расходах (подачах) по заданному трубопроводу:

 (3.33)

Задаваясь различными значениями Q, рассчитываем соответствующие им значения Нтр. Результаты расчёта заносим в таблицы 5.

По данным таблицы 5 строим характеристику трубопровода Нтр=f(Q), отложив на оси ординат величину Нст=15м.

Таблица 5— Характеристики трубопровода

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| №  п/п | Q | | Нтр,  м | ∑hп,  м | Нтр=Нст+b·Q2,  м |
| м3/с | м3/ч |
| 1 | 0 | 0 | 15 | 0 | 15 |
| 2 | 1,39·10-3 | 5,0 | 15 | 0,112 | 15,112 |
| 3 | 2,78·10-3 | 10 | 15 | 0,45 | 15,45 |
| 4 | 4,17·10-3 | 15 | 15 | 1,012 | 16,012 |
| 5 | 5,56·10-3 | 20 | 15 | 1,8 | 16,8 |
| 6 | 6,94·10-3 | 25 | 15 | 2,8 | 17,8 |
| 7 | 8,33·10-3 | 30 | 15 | 4,04 | 19,04 |

Точка пересечения характеристик насоса и трубопровода определяет рабочую точку А, координаты которой: , , NA=1,51 кВт, =68% (см приложение).

**4. Описание технологической схемы**

Этан-этиленовая фракция 4.6.1 подается в абсорбционную колонну КА, где абсорбируется под воздействием серной концентрированной кислоты 6.1.1. Затем этановая фракция 4.6.2 через дроссель ДР подается в скруббер С1, после чего отводится через брызгоуловитель Б. В свою очередь раствор этилсульфатов 6.1.2 направляется в холодильник Х1, который охлаждает посредствам оборотной воды 1.6.1. Охлажденный раствор этилсульфатов 6.1.2 подается в гидролизер Г, откуда гидролизат 6.1.3 попадает в отпарную колонну КО. Под воздействием давления выше атмосферного и насыщенного пара 2.2 из гидролизат 6.1.3 образуются пары этанола загрязненные 4.9.1 и серная кислота концентрированная 6.1.1. Поступающие в конденсатор К пары этанола загрязненные 4.9.1 конденсируются и в виде раствора попадают в сепаратор СП, где отделяются от раствора газовые примеси 5.2, далее направляются в скруббер С3, затем раствор спирта-сырца 8.9.2 направляется в емкость1, откуда с помощью центробежного насоса Н2 перекачивается в подогреватель П. Разогретый до температуры 83ْ С раствор этанола—сырца 8.9.2 подается в ректификационную колонну КР, откуда пар этанола обогащенный 4.9.3 поступает в дефлегматор Д, откуда с помощью распределителя Р часть в виде флегмы возвращается обратно в ректификационную колонну КР, другая часть охлаждается в холодильнике Х3. Дистиллят этанола 8.9.3 направляется в емкость Е3, откуда перекачивается центробежным насосом Н4 на последующие технологические операции. Часть кубового остатка 1.9 из ректификационной колонны КР попадет в кипятильник КП, из которого конденсат 1.8 отводится конденсатоотводчиком КО2, а часть в виде пара кубового остатка 2.9 подается на дальнейшую ректификацию в колонну.

Кубовый остаток 1.9 также из ректификационной колонны КР направляется в холодильник Х2. охлаждающий за счет оборотной воды 1.6.1. Охлажденный кубовый остаток подается в емкость Е2 и насосом Н3 перекачивается на последующие технологические операции.

**Список используемой литературы**

1. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для техникумов. –Л.: Химия, 1991.-352 с.

2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1995.-Ч. 1,2.- 766с.

3. Красовицкий Ю.В. Процессы и аппараты пищевых производств (теория и расчеты) [Текст]:учебное пособие / Ю.В. Красовицкий, Н.С. Родионова, А.В. Логинов; Воронеж. гос. технолог. акад. Воронеж, 2004, 304 с.

4. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для студ. хим-технолог. спец. вузов/ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков; Под. ред. П.Г. Романкова. – 10-е изд. перераб. и доп.- Л.: Химия, 1987. – 676 с.

5. Чернобыльский И.И. Машины и аппараты химических производств./ И.И. Чернобыльский, А.Г. Бондарь, Б.А. Гаевский и др.; Под ред. И.И. Чернобыльского.-3-е изд. перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1974. – 456с.

6. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. - 5-е изд., стереотип. – М.: Химия, 1983.-783 с.

7. Колонные аппараты: Каталог. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978. 31 с.

8. Логинов А.В. Процессы и аппараты химических и пищевых производств (пособие по проектированию) / А.В. Логинов, Н.М. Подгорнова, И.Н. Болгова;Воронеж. гос. технолог. акад. Воронеж, 2003. 264 с.

9. Лащинский А.А. Основы расчета и конструирования химической аппаратуры: Справочник. / А.А. Лащинский, А.Р. Толчинский; Под. ред. Н.Н. Логинова. 2-е изд. перераб. и доп. – Л.: Машиностроение, 1970.-753 с.