Московская государственная академия

Тонкой химической технологии

им. М.В. Ломоносова

Кафедра процессов и аппаратов

Химической технологии

Пояснительная записка

к курсовому проекту по ПАХТу на тему:

“Ректификационная установка непрерывного действия

(тарельчатая (ситчатая) для разделения смеси:

метанол - вода”

Проект выполнил:

Группа: XT-308

Руководитель проекта: Зиновкина Т.В.

Москва

2001

СОДЕРЖАНИЕ:

Введение

Описание технологической схемы

Данные по равновесию смеси

Основные теплофизические характеристики потоков

Материальный баланс

Мольный расход питания

Минимальное флегмовое число

Рабочее флегмовое число

Уравнения рабочих линий

Определение скорости пара и диаметра колонны

Расчет средних величин по аддитивности

Тепловой баланс колонны

Диаметр колонны по условиям верха и низа

Скорость пара в колонне

Определение числа тарелок и высоты колонны

Число тарелок

Высота тарельчатой части

Высота колонны

Гидравлический расчет тарелок

Тепловой расчет установки

Дефлегматор – конденсатор

Куб – испаритель

Паровой подогреватель смеси

Водяной холодильник дистиллята

Водяной холодильник кубового остатка

Расход греющего пара

Расчет теплообменной аппаратуры

Расчет подогреваемой смеси

Расчет конденсатора – дефлегматора

Расчет испарителя (кипятильника)

Выбор емкостей

Емкость для хранения исходной смеси

Емкость для дистиллята

Емкость для кубового остатка

Расчет тепловой изоляции

Расчет центробежного насоса

Расчет потерь на трение и местные сопротивления

Выбор насоса

Расчет и подбор штуцеров

Штуцер для подачи исходной смеси

Штуцер для вывода паров дистиллята

Штуцер для вывода кубового остатка

Штуцер для ввода парожидкостной смеси в колонну из кипятильника

Штуцер для подачи жидкости в кипятильник

Расчет и подбор крышки

Расчет и подбор днища

Расчет и подбор обечайки

Расчет и подбор конденсатоотводчиков

Конденсатоотводчик для куба – испарителя

Конденсатоотводчик для подогревателя исходной смеси

Опора аппарата

Список литературы

**Введение**

Ректификация - один из самых распространенных технологических процессов в химической, нефтяной и других отраслях промышленности. Ректификация - процесс разделения бинарных или многокомпонентных паров, а также жидких смесей на чистые компоненты или их смеси.

Для разделения смесей используют ректификационные установки, представляющие собой ряд ступеней контакта, соединенный в противоточный разделительный каскад. Наиболее простое конструкционное оформление противоточного каскада достигается при движении жидкости.

В нефтяной, химической, нефтехимической и газовой промышленности распространены тарельчатые колонны.

Современные ректификационные аппараты должны обладать высокими разделительными способностями и производительностью, характеризоваться достаточной надежностью и гибкостью в работе, обеспечивать низкие эксплуатационные расходы, иметь небольшую массу и, наконец, быть конструкционно-простыми и несложными в изготовлении. Последние требования не менее важны, чем первые, поскольку они не только определяют капитальные затраты, но и в значительной мере влияют на себестоимость продукции, монтаж, ремонт, контроль, испытание и безопасную эксплуатацию оборудования.

Особое значение имеет надежность работы ректификационных аппаратов, установок, производящих сырье для нефтехимической промышленности. Ректификационные колонны должны отвечать требованиям государственных стандартов.

В качестве контактных устройств применяют различные типы тарелок. В данной установке используется ситчатая тарелка.

Расчет аппаратов выполняется с целью определения технологического режима процесса, основных размеров аппарата и его внутренних устройств, обеспечивающих заданную четкость разделения исходного сырья при заданной производительности. Технологический режим определяется рабочим давлением в аппарате, температурами всех внешних потоков, удельного расхода тепла и холода. Основными размерами аппарата являются его диаметр и высота.

В данной установке производится разделение бинарной смеси метанол-вода.

Описание технологической схемы.

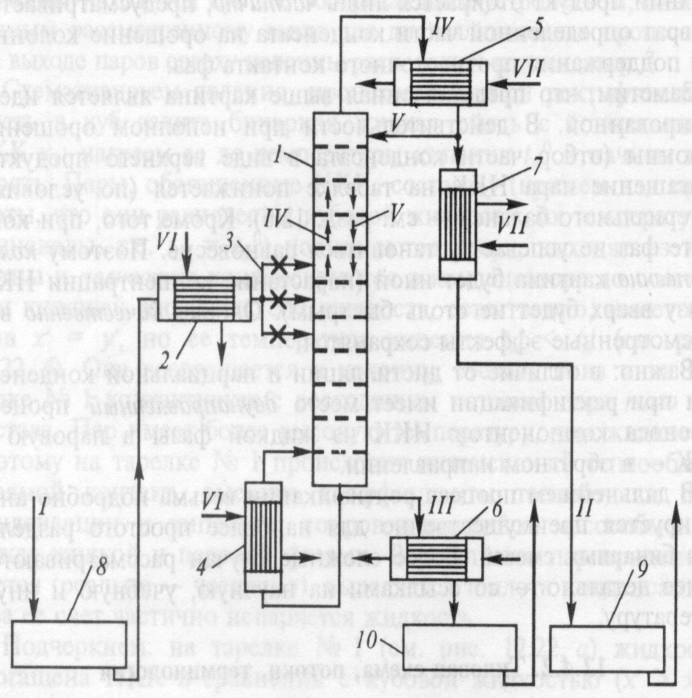


Рис.1. Принципиальная схема ректификационной установки

1 - колонна, 2 - подогреватель исходной смеси, 3 - гребенка, 4 - кипятильник, 5 - конденсатор, 6,7 - холодильники, 8 - 10 - сборники;

/ - исходная смесь, // - дистиллят, III - кубовая жидкость, IV - пар, V - флегма, VI - теплоноситель, VII - охлаждающий агент

Принципиальная схема процесса непрерывной ректификации бинарных смесей показана на рис. Исходная смесь 1 подогревается в подогревателе 2 (предпочтительно до температуры кипения или близкой к ней) и через гребенку 3 (обеспечивающую возможность варьирования места подачи) подается в ректификационную колонну 1, внутри которой размещены контактные устройства (тарелки, насадка). Источником парового потока является кипятильник 4, источником жидкого потока - конденсатор 5. В схеме предусмотрены холодильники 6 и 7 продуктов, отбираемых сверху (поток II) и снизу (поток III), а также емкости исходной смеси и продуктов 8-10. Перекачивающие насосы на рисунке не показаны.

Принята следующая терминология основных потоков и узлов ректификационной установки:

* поток / носит естественное название - исходная смесь;
* поток II именуют дистиллятом (или дистиллатом);
* поток III называют кубовым остатком (или кубовой жидкостью);
* восходящий паровой поток IV так и называют: поток пара (иногда просто "пар");
* нисходящий жидкостной поток V (в том числе - возвращаемый сверху в колонну на орошение) именуют флегмой (иногда просто "жидкостью").

Тарелку, находящуюся в сечении подачи исходной смеси в колонну 7, называют тарелкой питания.

Часть колонны, находящаяся выше тарелки питания (на выходе из нее получается "крепкий" НКК), носит название укрепляющей части колонны (иногда - укрепляющей колонны).

Часть колонны, находящаяся ниже тарелки питания (в ней НКК отгоняется из жидкости, исчерпывается), носит название отгонной (реже - исчерпывающей) части колонны (иногда - отгонной или исчерпывающей колонны).

Генератор пара называют кипятильником, источник флегмы (чаще всего - и дистиллята) - конденсатором.

Равновесные данные системы метанол - вода при р = 1,013 ⋅105 Па

Таблица 1.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| x% | 0 | 5 | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 |
| y% | 0 | 26,8 | 41,8 | 57,9 | 66,5 | 72,9 | 77,9 | 82,5 | 87 | 91,5 | 95,8 | 100 |
| t0C | 100 | 92,3 | 87,7 | 81,7 | 78 | 75,3 | 73,1 | 71,2 | 69,3 | 67,6 | 66 | 64,5 |

## Исходные данные:

Производительность по исходной смеси

W1 = 7500 кг/час = 2,08 кг/с

концентрации низкокипящего компонента:

в исходной смеси а1 = 25% (мас),

в дистилляте а2 = 99,5% (мас),

в кубовом остатке а0 = 0,5% (мас).

Материальные балансы

W1 - массовый расход смеси,

П - массовый расход дистиллята,

W0 - массовый расход кубового остатка.

Составляем уравнения материального баланса ректификационной колонны непрерывного действия.

Баланс по всей смеси:

W1 - П - W0 = 0

Баланс по низкокипящему компоненту:

W1a1 - W0a0 - Пa2 = 0









кг/с

кг/с

Выразим концентрации исходной смеси, дистиллята и кубового остатка в мольных долях, если Мметанол = 32,04 кг/кмоль, Мвод = 18,02 кг/кмоль







Определяем мольные массы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка







Переведем количества жидкостей из кг/с в кмоль/c:







Относительный мольный расход питания 



Минимальное флегмовое число



где  - концентрация низкокипящего компонента в паре, находящимся в равновесии с исходной смесью (находится по диаграмме x - y)



Рабочее флегмовое число



где  - коэффициент избытка флегмы



Уравнения рабочих линий

- верхней (укрепляющей) части колонны



- нижней (отгонной) части колонны



Построение рабочих линий ректификационной колонны:

рабочую линию укрепляющей части колонны удобно строить по двум точкам. Первая получается при пересечении диагонали диаграммы x - y с прямой x = x2, а вторая - точка на оси ординат 

рабочую линию отгонной части колонны также строим по двум точкам. Первая - это точка пересечения рабочей линии укрепляющей части колонны с прямой x = x1, а вторая - точка на диагонали диаграммы x - y с абсциссой x0.

***Определение скорости пара и диаметра колонны***

Тарельчатые колонны составляют основную группу массообменных аппаратов. Они представляют собой вертикальный цилиндр, на высоте которого расположены специальные контактные устройства - тарелки. В этих колоннах жидкости меньшей плотности последовательно барботируются через слой жидкости на тарелках, расположенных на определенном расстоянии друг от друга. Жидкость непрерывно перетекает с верхних тарелок на нижние, отделенные друг от друга свободным пространством, где пар или легкая жидкость отделяется от уносимых ими частиц более тяжелой фазы. В тарельчатых колоннах происходит ступенчатый контакт фаз. Снизу вверх по колонне движутся пары, поступающие в нижнюю часть аппарата из кипятильника, который находится вне колонны. С помощью кипятильника создается восходящий поток пара. Пары проходят через слой жидкости. В результате взаимодействия между жидкостью и паром, имеющим более высокую температуру, жидкость частично испаряется, причем в пар переходит преимущественно НКК. Испарение жидкости на тарелке происходит за счет тепла конденсации пара. Из пара конденсируется и переходит в жидкость преимущественно ВКК. Его содержание в поступающем на тарелку паре выше равновесного с составом жидкости на тарелке. Пар представляет собой на выходе из кипятильника ВКК и по мере движения вверх все больше обогащается НКК, который переходит в паровую фазу на пути пара из кипятильника до верха колонны. Пары конденсируются в дефлегматоре, охлаждаемом водой и получаемая жидкость разделяется в разделителе на дистиллят и флегму, которая направляется на верхнюю тарелку колонны. На некотором расстоянии от верха колонны к жидкости из дефлегматора присоединяется исходная смесь, которая поступает на питающую тарелку колонны. Для того, чтобы уменьшить тепловую нагрузку кипятильника, исходную смесь нагревают в подогревателе, до температуры кипения жидкости на тарелке питания. Тарелка питания делит колонну на две части, имеющие различное назначение. В верхней части должно быть обеспечено, возможно большее укрепление паров, т.е. обогащение их НКК с тем, чтобы в дефлегматор направлялись пары, близкие по составу к НКК. Поэтому данная часть колонны называется укрепляющей. В нижней части необходимо в максимальной степени удалить из жидкости НКК, т.е. исчерпать жидкость для того, чтобы в кипятильник стекала жидкость, близкая по составу к ВКК. Эта часть колонны называется отгонной. В дефлегматоре могут быть сконденсированы все пары, поступающие из колонны, либо только часть их, соответствующая количеству возвращаемой в колонну флегмы. В первом случае, часть конденсата остающаяся после отделения флегмы (дистиллят) охлаждается в холодильнике и направляется в сборник дистиллята. Во втором случае, несконденсированные в дефлегматоре пары одновременно конденсируются и охлаждаются в холодильнике, который при таком варианте работы служит конденсатором - холодильником дистиллята. Жидкость, выходящая из низа колонны, близкая по составу к ВКК также делится на две части. Одна часть направляется в кипятильник, а другая - кубовый остаток, после охлаждения водой в холодильнике, направляется в сборник кубового остатка.

## Диаметр колонны по условиям верха и низа

Температура t и скорость пара ωп изменяются по высоте колонны. Поэтому диаметр колонны dк рассчитывают для ряда сечений колонны (в нашем случае для укрепляющей и отгонной частей). Если при расчете величины dк получаются близкими, то колонну делают одного диаметра (ориентируясь на большее значение dк). Если различие в значениях dк велико, то в этом случае укрепляющая часть колонны имеет один диаметр, а отгонная другой.

Диаметр колонны по условиям верха находим по уравнению Менделеева - Клайперона плотность пара в укрепляющей части колонны.



Находим среднюю плотность жидкости в колонне. Для этого находим плотности метанола и воды по температуре в верху колонны (t2) и в кубе - испарителе (t0).

Плотность жидкого метанола при температуре t2 = 64,90С равна ρмет = 751,1 кг/м3 (см. [1] стр.489, табл. IV).

Плотность воды при температуре t0 = 99,50C равна ρвод = 958,3 кг/м3 (см. [1] стр.512, табл. XXXIX).

Принимаем среднюю плотность жидкости в колонне



Если ρж>>ρn (что имеет место в данном случае) допустимую оптимальную скорость пара в колонне рассчитывают по формуле

,

где С - коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстоянии между ними, рабочего давления в колонне, нагрузки колонны по жидкости и др.

Принимаем расстояние между тарелками h = 0,3м, тогда С = 0,032 (см. [1], стр.301, рис.7-2).

Скорость пара в верхней части колонны



Диаметр укрепляющей части колонны вычисляем по формуле

,

где Dм - массовый поток пара.

Массовый поток пара Dм изменяется по высоте колонны, его значение определяется по мольному потоку пара D и значению молярной массы М паровой смеси:

Dм =D ⋅ М2,

где D = П(R + l) = 0,0159 (3,562 + l) = 0,073

Мольный поток пара D постоянен по высоте колонны.

Тогда

Dм =D ⋅ М2 = 0,073⋅ 31,91 = 2,33 кг/c

Диаметр укрепляющей части колонны равен

.

диаметр колонны по условиям низа

Находим плотность пара в отгонной части колонны

.

Скорость пара в отгонной части колонны



Массовый поток пара Dм в отгонной части колонны

Dм =D ⋅ М0 = 0,073⋅18,06 = 1,32 кг/ c.

Тогда диаметр отгонной части колонны будет равен



Диаметр укрепляющей и отгонной частей колонны принимаем одинаковыми и равными dк = 1800 мм (см. [3] стр.9-10).

***Определение числа тарелок и высоты колонны***

По способу работы массообменные тарелки делятся на ситчатые, колпачковые, провальные и струйно-направленные. Диапазон тарелок, применяемых в колонной аппаратуре, составляет 200-8000 мм - в соответствии с диаметрами колонн, для которых они предназначаются. Количество тарелок в колонне бывает обычно не менее 20 - 30, а в отдельных случаях доходит до 80 штук и более. Расстояние между тарелками зависит в основном от физико-химических свойств разделяемой смеси и бывает от 60 до 600 мм и более. Тарелки малых размеров выполняются цельными, тарелки больших размеров - большей частью составными (разборными) из отдельных секций, соединенных между собой болтами и другими крепежными приспособлениями. Тарелки характеризуются нагрузками по пару и жидкости, относительная величина которых, в зависимости от разделяемой смеси, может значительно отличаться друг от друга.

Определение числа тарелок

Для определения теоретического числа тарелок необходимо на диаграмме х - y построить рабочие линии укрепляющей и отгонной частей колонны так, как это указано в разделе 1.5.

В итоге получаем 



Число теоретических тарелок



Число реальных тарелок рассчитывается по уравнению



где  - средний КПД тарелок (КПД колонны), учитывающий реальные условия массообмена на тарелках. Для определения среднего КПД тарелок находим коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов α, равный отношению давлений насыщенных паров ацетона и воды при средней температуре в колонне tср



и динамический коэффициент вязкости μ исходной смеси при температуре tср. Для последующего расчета необходимо найти значение средней температуры tср в колонне. Для этого находим средние концентрации жидкости и пара в укрепляющей и отгонной частях колонны.

Средние концентрации жидкости:

в укрепляющей части колонны



в отгонной части колонны



Средние концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий колонны:

в укрепляющей части колонны



в отгоночной части колонны



Средние температуры в обеих частях колонны находим по диаграмме 



Средняя температура в колонне



При данной температуре мм рт. ст. (см. [1] стр.538, рис. XIV), мм рт. ст. (см. [1] стр.511, табл. XXXVIII), тогда

Динамический коэффициент вязкости метанола сП (см. [1] стр.529, рис. V), динамический коэффициент вязкости воды сП (см. [1], стр.491, табл. VI).

Динамический коэффициент вязкости исходной смеси равен

сП

Тогда



Откуда (см. [1], стр.302, рис.7-4)



Число реальных тарелок



Из них тарелок в верхней части колонны и 10 тарелок в нижней части.

Высота тарельчатой части

Нт = (n - 1) ⋅h = (26 - 1) ⋅0,3 = 7,5м

3.3. Высота колонны.

Н = Нт + Нс + Нк

где Нс = 0,6 м - высота сепарационной части,

Нк = 1,5 м - высота кубовой части колонны

Н = 7,5 + 0,6 + 1,5 = 9,6 м.

Гидравлический расчет тарелок.

Принимаем следующие размеры ситчатой тарелки: диаметр отверстий d0=4мм высота сливной перегородки hп=50мм. Свободное сечение тарелки11% от общей площади тарелки. Рассчитаем гидравлическое сопротивление тарелки в нижней и верхней части колонны по уравнению



где  - сопротивление сухой тарелки,

 - сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения,

пж - сопротивление парожидкостного слоя на тарелке

верхняя часть колонны.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки

= 

где  - скорость пара в прорезях колпачка;

 - коэффициент сопротивления, равный для ситчатых тарелок со свободным сечением 11 – 25% …1,45 (см. [1] стр.27). Принимаем = 1,45.

 - средняя плотность пара в верхней части колонны

=

где  - средняя мольная масса пара в верхней части колонны

=

Находим скорость пара в отверстиях тарелки . Для этого определяем скорость пара в верхней части колонны

.

Тогда



где Fсв = 10,7% - свободное сечение тарелки (см. [3] стр.12).

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки равно



Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения



где σ = 17,8⋅10-3 Н/м - поверхностное натяжение жидкости при (см. [1] стр.527)

=17,8 Па

Статическое сопротивление слоя жидкости на тарелке



где = 0,5 - коэффициент аэрации жидкости (см. [5] стр.26)

hж = hw + h0w - высота слоя жидкости на тарелке

hw = 0,05м - высота сливной перегородки (см. [5] стр.26)

h0w = 0,029  - величина подпора жидкости над сливной перегородкой

 - плотность орошения через сливную перегородку

 - часовой расход жидкости

 - средняя мольная масса жидкости.

м3/ч

В = 1,210 м - длина сливной перегородки (см. [4] стр.609)

=  м3/ч

h0w = 0,029 W2/3=0,029 5,132/3=0,086м

hж = hw + h0w = 

Тогда



Общее гидравлическое сопротивление тарелки в верхней части колонны

40,7+17,8+741,2=799,7 Па

нижняя часть колонны.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки

,

где  - средняя плотность пара в нижней части колонны

,

где  - средняя мольная масса пара в нижней части колонны.

Тогда



Находим скорость пара ω0 в прорезях колпачка. Для этого определяем скорость пара в нижней части колонны.

.

Тогда

.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки



Сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения



где σ = 59,7⋅10-3 Н/м - поверхностное натяжение жидкости при 

=59,7Па

Статическое сопротивление слоя жидкости на тарелке



где

= 0,5

hж = hw + h0w

hw = 0,05м

h0w = 0,029 







м3/ч

В = 1,210 м

м3/ч

h0w = 0,029 

hж = hw + h0w = 

Тогда



Общее гидравлическое сопротивление тарелки в нижней части колонны

32,3+59,7+1035,5=1127,5Па

Проверим, соблюдается ли при расстоянии между тарелками h = 0,3м необхо -

димое для нормальной работы тарелок условие



Для тарелок нижней части колонны, у которых гидравлическое сопротивление 

больше

= 1127,5/854,7 9,81=0,13

Следовательно условие соблюдается.

## Тепловой расчет ректификационной колонны.

## Конденсатор-дефлегматор

Расход тепла, отдаваемого охлаждающей воле в конденсаторе-дефлегматоре находим по уравнению



где  - удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре.

Удельные теплоты конденсации метанола и воды при (см. [1], стр.516, табл. XLV).







Тогда



Куб-испаритель.

Расход тепла, получаемого в кубе-испарителе от греющего пара равен



Находим теплоемкости метанола и воды (см. [1], стр.535, рис. XI).

 ;



 ;



 ;



Тогда



паровой подогреватель смеси

Расход тепла в паровом подогревателе смеси

(t1 - tнач)

где tнач = 180C

удельная теплоемкость исходной смеси при средней температуре tср = (t1 + tнач) /2 =

 (см. [1] стр.535, рис. XI)



Тогда

(t1 - tнач) = 2,08⋅3,8 (83,5-18) = 517,7

Водяной холодильник дистиллята.

Расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята.

(t2 - tкон)

где tкон = 250С

удельная теплоемкость дистиллята при средней температуре tср =





Тогда

(t2-tнач) = 0,51⋅2,62(64,5 - 25) = 52,8

Водяной холодильник кубового остатка.

Расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка.

(t0 - tкон)

где tкон = 250С

удельная теплоемкость кубового остатка при средней температуре tср =





Тогда

(t0 - tнач) = 1,57⋅4,30 (99,5 - 25) = 502,9

Расход греющего пара.

в кубе - испарителе



где  - удельная теплота конденсации греющего пара.

Давление греющего пара  тогда  и 

(см. [1], стр.525, табл. LVII).

Тогда



в подогревателе исходной смеси



Всего: 1,23 + 0,24 = 1,47

## Расчет и подбор теплообменной аппаратуры

Расчет подогревателя исходной смеси.

В кожухотрубных подогревателях в трубное пронстранство поступает исходная смесь, а в межтрубное пространство подается теплоноситель - водяной пар.

Примем начальную температуру исходной смеси равной температуре воздуха в летнее время в районе строительства: t=180C

Средняя разность температур

t

=

137,9



С

83,5



t

20



t



где ΔtБ = tгр. п - tнач = 133,5 - 18 = 115,50С

Δtм = tгр. п - tкон = 133,5 – 79,3 = 54, 20С

Тогда



Предположим, что движение исходной смеси по трубам теплообменника происходит в турбулентном режиме, тогда принимая Reор = 15000, находим требуемое масло труб диаметром 25 ×2 мм, приходящееся на один ход по уравнению



где μ1 - динамический коэффициент вязкости исходной смеси при t = 43,30C.

Динамический коэффициент вязкости метанола при данной температуре μмет=0,27сП, динамический коэффициент вязкости воды μвод = 0,65сП (см. [1], стр.529, рис. V), откуда



Тогда



Определяем ориентировочное значение поверхности теплообмена



где  - ориентировочный коэффициент теплопередачи (см. [1], стр,

175, табл.4-6)

м2

По данным [2] стр.51, табл.2.3, принимаем двухходовый теплообменник с числом труб в одном ходе 56/2 = 28, d nтр =25\*2мм, l nтр =3м, F=13м2 и диаметром кожуха 325 мм.

Далее проводим уточненный расчет поверхности теплопередачи. Рассчитываем критерий Рейнольдса:

-турбулентный режим,

где  кг/м3 - плотность исходной смеси

при t = 300С

t = 48,60C: ρвод = 996 кг/м3; ρац. = 779 кг/м3 (см. [1], стр.489, табл. IV)

Теперь рассчитаем коэффициент теплопередачи К, с учетом того, что теплопередача происходит от конденсирующегося пара к вынужденному потоку исходной смеси (см. [7], стр.532).

, где А – комплекс теплофизических величин, характеризующих горячий теплоноситель-пар (А соответствует по своему физическому смыслу частному коэффициент теплоотдачи αконд=α1).

,

где С - коэффициент расположения трубок, равный при горизонтальном расположении 0,72, а , ρ = 932 кг/м3, ,  - параметры греющего пара (см. [1], стр.512, таб. XXXIX).

Тогда 

Теперь рассчитаем коэффициент теплоотдачи α2, используя гидродинамическую цепочку .

,

где С1=3,72, , 0,49(см. [1], стр.534,

рис. Х) –– параметры исходной смеси при средней температуре tср=81,00C.

==4,56

– при развитом турбулентном режиме.

В расчете коэффициента теплоотдачи можно принимать =1 (см. [1], стр.156).



Тогда 

Далее необходимо подобрать коэффициент теплопроводности стали λст.д.ля этого необходимо определиться с выбором конструкционного материала.

Материал для изготовления колонн и теплообменной аппаратуры выбирается в соответствии с условиями их эксплуатации (прочность, механическая обработка, свариваемость). Главным же требованием является их коррозийная стойкость, которая оценивается в зависимости от скорости коррозии.

Предпочтительны материалы, скорость коррозии которых не превышает 0,1-0,5 мм/год, а по возможности - более стойкие (скорость коррозии 0,01-0,05 мм/год).

Сталь марки ОХ17Т обладает повышенной сопротивляемостью межкристаллической коррозии и устойчива как к ацетону, так и к уксусной кислоте.

Сталь удовлетворительно обрабатывается резанием и обладает удовлетворительной свариваемостью.

Сталь ОХ17Т (ГОСТ 5632-61)

l=25,1 Вт/м·К,r=7700 кг/м3

(cм. [4], стр.281, 330)

Итак, коэффициент теплопроводности стали λст=46,5.

Среднее значения тепловой проводимости загрязнений стенок:

теплоноситель водяной пар (с содержанием масла)  

теплоноситель органическая жидкость (исходная смесь)  

Термическое сопротивление стальной стенки и загрязнений:



Коэффициент теплопередачи с учетом средних значений тепловой проводимости загрязнений стенок:



Методом итераций находим К по выражению:



К=300 (708-617-527-499-499)

Требуемая площадь поверхности теплообмена

м2

Выбираем двухходовый вертикальный кожухотрубчатый теплообменник (см. [2], стр.51, табл.2.3) со следующими параметрами:  трубы 25×2 мм; n = 56 шт; D = 325 мм.

Запас поверхности теплообмена



Расчет конденсатора-дефлегматора

Находим расход охлаждающей воды в дефлегматоре



где tк = 400С

tн = 200С

Средняя разность температур

t

=40



C

t

=2

0



C

t

2=

56,7



C



Ориентировочное значение поверхности теплообмена



где  (см. [1], стр.175, табл.4-6).

Задаемся числом Re1 = 15000 (развитой турбулентный режим) и определяем отношение n/z для конденсатора из труб диаметром 25×2 мм



где μ1 = 0,8007⋅10-3 Па⋅с - динамический коэффициент вязкости воды при средней температуре tср = (20+40) /2 = 300C (см. [1], стр.491, табл. VI).

В соответствии с [2] стр.58, табл.2.9. соотношение n/z принимает наиболее близкое к заданному значение у конденсаторов с диаметром кожуха D = 800 мм, диаметром труб 20×2 мм, числом ходов z = 2 и общим числом труб 690 шт.

Действительное число Re1 равно



Находим значение критерия Нуссельта



где Pr = 5,42 (cм. [1], стр.512, табл. XXXIX)

= 1 (т. к. в трубном пространстве происходит нагрев воды)



Тогда коэффициент теплоотдачи α2, характеризующий теплоотдачу стенка–охлаждающая вода, будет равен:



где λ2 = 61,8⋅10-2 - коэффициент теплопроводности воды при 300С (см. [1], стр.512, табл. XXXIX).

Коэффициент теплоотдачи паров метанола, конденсирующегося на горизонтальных трубах, находим через А – комплекс теплофизических величин, характеризующих пары воды (А соответствует по своему физическому смыслу частному коэффициент теплоотдачи αконд=α1).

,

где С - коэффициент расположения трубок, равный при горизонтальном расположении 0,72,

(см. [1], стр.543,рис. X),

ρ=980 кг/м3 (см. [1], стр.489, табл. IV),

(см. [1], стр.529,рис. V),

r=2347 (см. [1], стр.516, табл. XLV) – параметры воды при t2.



Теперь рассчитаем коэффициент теплопередачи К.

,

где εр = 0,65–коэффициент рядности (см. [7], Рис.6.18., стр.520, 521).

Термическое сопротивление стальной стенки трубы



Тепловая проводимость загрязнения со стороны воды среднего качества , а со стороны органического пара  (см. [1], стр.506, табл. XXXI).

Суммарное термическое сопротивление стенки и загрязнений



Коэффициент теплопередачи с учетом средних значений тепловой проводимости загрязнений стенок:



Методом итераций находим К по выражению:

 (500-387-349-349)

К=349

Требуемая поверхность теплопередачи

м2

Согласно [2], стр.57, табл.2.9, принимаем двухходовой кожухотрубчатый конденсатор со следующими параметрами: D = 600 мм; d = 25×2 мм; z = 6; n = 196; F = 46 м2; lтр =3,0 м.

Расчет испарителя (кипятильника)

Средняя разность температур

t

,



C

t

,



C

t

0

=

99,5



C

T

=133.9



C



Ориентировочное значение площади теплообмена составит



где  (см. [1], стр.175, табл.4-6).

В соответствии с [2], стр.57, табл.29, поверхность наиболее близкую к расчетной имеет кожухотрубчатый испаритель с диаметром кожуха D = 600 мм, длиной труб 3,0 м и поверхностью теплообмена F = 40 м2.

Коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к кипящей жидкости (см. [7], стр.533):





где С - коэффициент расположения трубок, равный при вертикальном расположении 0,94, , ρ = 928 кг/м3, ,  - параметры греющего пара (см. [1], стр.512, таб. XXXIX).



B0=

Р= 1бар+0, 1927бар=1, 19бар

,

где 

 - динамический коэффициент вязкости кубового продукта при t0=99,5 0C (см. [1], стр.529, рис. V).

Тогда

B0=

Находим сумму термических сопротивлений стенки и загрязнений



Коэффициент теплопередачи с учетом средних значений тепловой проводимости загрязнений стенок:



Методом итераций находим К по выражению:

К=

(1400-1306-1213-1213)

К=1213 

Тогда требуемая поверхность составит

м2

Исходя из значений требуемой поверхности теплообмена Fтр выбираем кожухотрубчатый испаритель со следующими параметрами: D = 600 мм, d = 20×2 мм; F = 40 м2, lтр = 2,0 м (см. [2], стр.56, табл.2.9)

## Выбор емкостей

Для хранения дистиллята, кубового остатка и исходной смеси используют емкости. В качестве емкостей мы будем использовать горизонтальные цистерны и резервуары. Горизонтальные цистерны предназначены для хранения жидкостей. Они представляют собой горизонтальные сварные сосуды, которые укреплены изнутри кольцами и тягами жесткости, сваренными из уголка. Днища цистерн могут быть выпуклыми или плоскими. Резервуары представляют собой сварные сосуды горизонтального типа, сваренные из углеродистой стали обыкновенного качества, Резервуары снабжены съемными барботерами, двумя лазами, смотровыми окнами и двумя патрубками для присоединения трубопроводов каждый.

Емкость для хранения исходной смеси.

Определяем объем исходной смеси



где τ = 2ч = 7200с - время хранения смеси в емкости (см. [5], стр.47)

 - плотность исходной смеси при t = 18 0С

Выбираем емкость V=24 м3, D=2700 мм, l=7840 мм ([8], с.333-334).

7.2. Емкость для дистиллята

Определяем объем дистиллята



где

 - плотность дистиллята при t = 250С Выбираем емкость V=7,0 м3, D=1400 мм, l= 3850 мм ([8], с.333-334).

Емкость для кубового остатка.

Находим объем кубового остатка



где 

Выбираем емкость V=20 м3, D=2550 мм, l=7840 мм ([8], с.333-334).

## Расчет тепловой изоляции

Толщина тепловой изоляции δи находится по уравнению



где λи = 0,076 - коэффициент теплопроводности шлаковой ваты как изоляционного материала (см. [1], стр.505, табл. XXVIII);

= 400С - температура изоляции со стороны окружающей среды;

= 137,90С - температура изоляции со стороны аппарата;

= - 120С - средняя температура воздуха в Ярославле в январе (см. [1], стр.513, табл. XV);

9,3 + 0,058⋅= 9,3 + 0,058⋅40 = 11,62 - коэффициент теплоотдачи от внешней поверхности изоляционного материала в окружающую среду.

## Расчет центробежного насоса

Для перекачивания исходной смеси из емкости в подогреватель, а также для перекачивания флегмы из распределителя обратно в колонну и для отвода из емкостей дистиллята и кубового остатка используют центробежные насосы.

Исходная смесь перекачивается при t = 180С из емкости в аппарат, работающий под давлением 0,1 М Па. Расход смеси 7500 кг/ч, геометрическая высота подъема смеси 15м, длина трубопровода на линии всасывания 10м, на линии нагнетания 20м. На линии всасывания установлены два прямоточных вентиля и три отвода под углом 900. На линии нагнетания установлен один прямоточный вентиль и три отвода под углом 900. Отношение радиуса изгиба к внутреннему диаметру трубопровода равно четырем. Примем скорость течения смеси для всасывающего и нагнетательного трубопроводов одинаковой и равной ω = 1,5 м/с (см. [2], стр.16). Внутренний диаметр трубопровода равен



где 

Выбираем стальную трубу (материал углеродистая сталь с незначительной коррозией), наружным диаметром 45 мм, толщиной стенки 3,5 мм (см. [2], стр.16), тогда внутренний диаметр трубы 38 мм, а фактическая скорость смеси в трубе



Определение потерь на трение и местных сопротивлений.

Определяем режим течения смеси



где

 - динамический коэффициент вязкости исходной смеси при 180С (см. [1], стр.529, рис. V).

Режим течения турбулентный. Примем абсолютную шероховатость труб равной Δ = 2⋅10-4 м (трубы стальные, бывшие в эксплуатации, с незначительной коррозией, см. [2], стр.14).

Тогда относительная шероховатость труб будет равна



В турбулентном потоке различают три зоны для которых коэффициент трения λ рассчитывают по различным формулам. Для определения необходимой формулы находим значения следующих отношений



Очевидно, что в нашем случае имеет место неравенство , тогда мы имеем дело со смешанным трением в трубопроводе



Определяем сумму коэффициентов местных сопротивлений:

для всасывающей линии

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

прямоточный вентиль: ξ2 = ξ⋅ К, где К = 0,89; ξ = 0,83, тогда ξ2 = 0,83⋅0,89 = = 0,74

Отводы: коэффициент А = 1,0, коэффициент В = 0,11, тогда ξ3 = 0,11 (см. [1], стр.494, табл. XIII);

Сумма коэффициентов местных сопротивлений во всасывающей линии

∑ξ = ξ1 +2ξ2 +3ξ3 = 0,5+2⋅0,74+3⋅0,11 = 2,31

Потерянный напор во всасывающей линии находим по формуле:



для нагнетательной линии

выход из трубы ξ1 = 1

вентиль прямоточный ξ2 = 0,74

отводы ξ3 = 0,11 (см. [1], стр.496, табл. XIII).

Сумма коэффициентов местных сопротивлений равна

∑ξ = ξ1 +ξ2 +3ξ3 = 1 + 0,74 + 3 ⋅ 0,11 = 2,07

Потерянный напор в нагнетательной линии



Общие потери напора

hп = hп. вс + hп. наг = 1,97 + 1,97 = 3,90 м

9.2. Выбор насоса

Находим полный напор, развиваемый насосом



Полезная мощность, затрачиваемая на перекачивание жидкости



Мощность на валу двигателя



где η = ηн ⋅ ηп ⋅ ηд = 0,72 - общий КПД насосной установки, представляющий собой произведение КПД насоса ηн; КПД передачи ηп и КПД двигателя ηд.

По источнику [2], стр.38, табл.1, устанавливаем, что заданным подаче и напору, более всего соответствует центробежный насос марки X8/30, для которого при оптимальных условиях работы Q = 2,4⋅10-3 м3/с; Н = 30м. Насос снабжен электродвигателем ВАО-32-2, номинальной мощностью N = 4 кВт с частотой вращения вала n = 48,3 с-1.

Предельная высота всасывания.

Определяем запас напора, необходимый для исключения кавитации



Высота всасывания не должна превышать следующего значения

Нвс ≤ А - ht - hп. вс - hкав = 11,42 - 0,34 – 1,97 – 0,89 = 8,22м

где А - атмосферное давление, выраженное в метрах столба, перекачиваемой жидкости.

Примем, что атмосферное давление равно 1,01⋅105Па, а p=ρ⋅ g⋅ h, тогда h =A=

= p/ρg = 1,01⋅105/ 937⋅9,81 = 11,42м.

ht - давление насыщенного пара всасываемой жидкости. Для нахождения величины ht определяем давление насыщенных паров ацетона и воды при 180С: Pмет = 75 мм. рт. ст; Pвод = 14 мм. рт. ст. (см. [1], стр.538, рис. XIV).

Парциальные давления определяем по формуле:

pац = Рац ⋅x1 = 75⋅0,158 = 11,85 мм. рт. ст.

pвод = Рвод ⋅(1 - x1) = 14⋅0,842 = 11,78 мм. рт. ст.

Общее давление смеси газов равно р = рмет + рвод = 23,64 мм. рт. ст. = 3150,9 Па, тогда ht = p/ρ⋅g = 3150,9 / 937⋅9,81 = 0,34.

При установке насоса следует учитывать, что высота его расположения над уровнем жидкости в емкости не должна превышать значения Нвс.

## Расчет и подбор штуцеров

Присоединение труб к химическим аппаратам бывает разъемное и неразъемное. Первое осуществляется с помощью фланцев или на резьбе, второе на сварке или пайке. Для разъемного присоединения труб, арматуры и измерительных приборов на аппаратуре обычно предусматривают штуцера (патрубки) фланцевые или резьбовые. Наиболее распространены фланцевые штуцера для присоединения труб, арматуры и приборов. Фланцевое соединение состоит из двух симметрично расположенных фланцев, уплотнительного соединения (прокладок), и крепежных элементов (болтов, шпилек, шайб или гаек). В сварной аппаратуре низкого давления фланцы обычно изготавливают из листового полосового или фасонного проката с последующей приваркой их к обечайке, к трубе и т.д. Наиболее технологичной формой изготовления фланцев является круглая форма.

Диаметры штуцеров колонны и теплообменной аппаратуры, а, следовательно, и диаметры технологических трубопроводов, определяют из уравнения расхода по допустимой скорости потоков в них.



Штуцер для подачи исходной смеси.

Скорость ввода исходной смеси принимаем равной ω = 1,5 м/с (см. [5], стр.42), тогда диаметр штуцера будет равен



где 

Подбираем щтуцер по [4]. стр.659 табл.27.3

Выбираем штуцер с Dу=50 мм на ру=1,0 МПа, Нт=155 мм, материал – сталь Х18Н10Т, исполнение I, ОСТ 26-1404-76 согласно [8], стр.175.

Фланец подбираем по [4], стр.549, табл.21.9: Dу=40 мм, Dф=130 мм, Dб=100 мм, D1=80мм, dб=М12, количество болтов z=4, материал – сталь 3, исполнение I.

Штуцер для вывода пара из колонны.

Скорость вывода пара из колонны принимаем равной ω = 20 м/с (см. [5], стр.42), тогда 

где  м3/с;

D=П(R+1) – поток пара

1,13 м3 при t2=64,50С

Выбираем штуцер с Dу=600 мм на ру=1,0 МПа, Нт=310 мм, материал – сталь Х18Н10Т, исполнение I, ОСТ 26-1404-76 согласно [8], стр.175.

Фланец подбираем по [4], стр.549, табл.21.9: Dу=600 мм, Dф=635 мм, Dб=495 мм, D1=465мм, dб=М30, количество болтов z=16, материал – сталь 3, исполнение I.

Штуцер для вывода кубового остатка.

Скорость вывода кубового остатка принимаем равной ω = 0,5 м/с (см. [5], стр.42), тогда



где 

Выбираем штуцер с Dу=80 мм на ру=1,0 МПа, Нт=155 мм, материал – сталь Х18Н10Т, исполнение I, ОСТ 26-1404-76 согласно [8], стр.175.

Фланец подбираем по [4], стр.549, табл.21.9: Dу=80 мм, Dф=185 мм, Dб=150 мм, D1=128мм, dб=М16, количество болтов z=4, материал – сталь 3, исполнение I.

Штуцер для подачи флегмы в колонну

Скорость подачи флегмы в колонну принимаем равной ω = 0,5 м/с (см. [5], стр.42), тогда



где 

Выбираем штуцер с Dу=40 мм на ру=1,0 МПа, Нт=155 мм, материал – сталь Х18Н10Т, исполнение I, ОСТ 26-1404-76 согласно [8], стр.175.

Фланец подбираем по [4], стр.549, табл.21.9: Dу=40 мм, Dф=130 мм, Dб=100 мм, D1=80мм, dб=М12, количество болтов z=4, материал – сталь 3, исполнение I.

Штуцер для подачи жидкости в кипятильник.

Расчет штуцеров для подсоединения кипятильника к колонне затруднен тем, что неизвестен расход циркулирующей жидкости. Поэтому диаметр штуцера можно принять равным соответствующим штуцерам на кипятильнике. В нашем случае диаметр условного прохода штуцера на кипятильнике Dу = 200мм (см. [2], стр.55, табл.2.6). Тогда выбираем штуцер с Dу=200 мм на ру=1,0 МПа, Нт=190 мм, материал – сталь Х18Н10Т, исполнение I, ОСТ 26-1404-76 согласно [8], стр.175.

Фланец подбираем по [4], стр.549, табл.21.9: Dу=200 мм, Dф=315 мм, Dб=280 мм, D1=258мм, dб=М16, количество болтов z=8, материал – сталь 3, исполнение.1

## Расчет и подбор крышки аппарата

В отличие от днищ, неразъемно соединяемых с обечайкой корпуса, крышки являются разъемными узлами аппаратов, закрывающими его корпус. Крышки в аппарате предусматривают для удобства сборки, возможности загрузки и разгрузки аппарата в процессе эксплуатации, для осмотра, ремонта и т.д.

Принимаем фланцевое эллиптическое отбортованное днище (тип 2 по ГОСТу 11972-66). Условное обозначение днища с размерами: Dвн =1800 мм, S = 10 мм, диаметр борта D = 1935мм ("Днище 2 - 1800 - 1935 ГОСТ 11972-66") согласно [4], стр.597.

Определяем коэффициент ослабления крышки отверстием для штуцера предназначенного для вывода пара из колонны:



Так как ϕ0 = 0,66< ϕш = 0,95, то в дальнейшем за расчетное значение коэффициента ослабления принимаем ϕ = ϕ0.

Допускаемое напряжение на растяжение для материала крышки определяется по формуле



где η= 0,95 - поправочный коэффициент, учитывающий условие эксплуатации аппарата (см. [4], стр.408);

 - номинальное допускаемое напряжение (см. [4], стр.406, рис.14,2).

Расчетное давления в крышке р=0,1МПа.

Определяем отношение определяющих параметров  и р с учетом ϕ0



Согласно [4], стр.440, табл.16.1 принимаем S = 10 мм

Проверяем условия прочности



т.е. условие выполнено.

Определяем допускаемое давление в крышке

МПа.

## Расчет и подбор днища

Составными элементами корпусов химических аппаратов являются днища, которые, как правило, органически связаны с обечайкой аппарата и изготавливаются из того же материала. Одной из наиболее рациональных форм днища в цилиндрических аппаратах является эллиптическая. Материал днища - сталь X18H10T. В днище имеется центрально расположенное неукрепленное отверстие d = 0,2 м, днище сварное из двух частей, шов ручной электродуговой (ϕш = 0,95).

Определяем коэффициент ослабления днища отверстием

8

Так как ϕ0 = 0,88< ϕш = 0,95, то в дальнейшем за расчетное значение коэффициента ослабления принимаем ϕ = ϕ0. Для дальнейшего расчета необходимо определить отношение допускаемого напряжения на растяжение σд для материала днища и расчетного давления в днище колонны.

Допускаемое напряжение на растяжение для материала днища определяется по формуле



где η= 0,95 - поправочный коэффициент, учитывающий условие эксплуатации аппарата (см. [4], стр.408);

 - номинальное допускаемое напряжение (см. [4], стр.406, рис.14,2).

Для определения расчетного давления в днище необходимо учитывать, что на днище действует еще и гидростатическое давление, поэтому



где  - рабочее давление

 - плотность жидкости

9,6м - максимальная высота столба жидкости,равная высоте колонны.

Определяем отношение определяющих параметров  и р с учетом ϕ0



Номинальную расчетную толщину стенки днища определяем по формуле



Общую прибавку к номинальной расчетной толщине стенки днища определяем по формуле



где = 1 мм - прибавка на коррозию

 = 0 мм - прибавка на эрозию

 = 1,05 мм - прибавка на округление размера (см. [4], стр.453)

Определяем толщину стенки днища



Принимаем толщину стенки равной 10 мм

Проверяем условия прочности



т.е. условие выполнено.

Определяем допускаемое давление в днище

.

## Расчет и подбор обечайки

Расчетное давление в нижней части обечайки с учетом гидростатического давления столба жидкости определяется по формулемПа

Номинальное допускаемое напряжение для стали Х18Р10Т =143 мПа (см [4] стр406 рис 14.2) опускаемое напряжение определяем



Определяем отношения определяющих параметров  и р с учетом коэфициента прочности . При ряде единичных неукрепленных отверстий в обечайке, расположенных отверстий по одной образует, коэф проч. оределяется по ф-ле:



где м –сумма диаметров отверстий в обечайке

Коэффициент прочности  в данном случае принимается равным меньшему значению (=0,95 коэффициент прочности сварного шва), тогда =0,95, откуда отношение определяющих параметров



Номинальную расчетную толщину стенки обечайки для данного отношения

определяется по ф-ле: 

Общую прибавку к номинальной расчетной толщине стенки днища определяем по формуле



где = 1 мм - прибавка на коррозию

 = 0 мм - прибавка на эрозию

 = 1,05 мм - прибавка на округление размера (см. [4], стр.453)

С=Ск+Сэ+Со=1+0+1,05=2,05 мм

Толщину стенки обечайки с учетом прибавки



Толщину стенки обечайки для колонных аппаратов диаметром 1800 мм должна быть не меньше10 мм., по этому принимаем S=10

Проверка условия прочности



допускаемое давление в обечайке:



***Расчет и подбор конденсатоотводников***

Для отвода конденсата и предотвращения проскока пара в линию отвода конденсата теплообменные аппараты, обогреваемые насыщенным водяным паром, должны снабжаться конденсатоотводниками.

Конденсатоотводник для куба-испарителя.

Определяем расчетное количество конденсата после теплопотребляющего аппарата

т/ч

где Gmax = 1,23 кг/с = 4,43 т/ч - максимальный расчетный расход пара в кубе-испарителе.

Оцениваем давление пара перед конденсатоотводником (конденсатоотводник устанавливается в непосредственной близости от теплопотребляющего аппарата)

p1 = 0,95p = 0,95⋅0,35 = 0,33 МПа

Давление p2 в трубопроводе после конденсатоотводника принимаем равным 50% от давления пара после теплопотребляющего аппарата

p2 = 0,5p1 = 0,5⋅0,33 = 0,16 МПа

Рассчитываем условную пропускную способность kVy

kVy = т/ч

где Δp = p1 - p2 = 0,33 - 0,16 = 0,17 МПа = 1,7 кгс/см2 - перепад давления на конденсатоотводнике.

А = 0,72 - коэффициент, учитывающий температуру конденсата и перепад давлений на конденсатоотводнике для температуры конденсата на 100С превышающей температуру насыщения пара (см. [6], стр.7, рис.2).

Выбираем термодинамический конденсатоотводник 45ч12нж в зависимости от условной пропускной способности, ближайшее большее значение которой, составит 2,5 т/ч, диаметр условного прохода Dy = 50 мм, размеры конденсатоотводника L =200 мм, Н1 = 60 мм, Нmax = 103мм. Ставим два таких конденсатоотводчика.

Конденсатоотводник для подогревателя исходной смеси.

Определяем расчетное количество конденсата после теплопотребляющего аппарата

G = 1,2Gmax = 1,2⋅0,86 = 1,03 т/ч

Оцениваем давления р1 и р2

р1 = 0,95⋅ 0,35 = 0,33 МПа

р2 = 0,5 ⋅0,33 = 0,16 МПа

Рассчитываем условную пропускную способность.

kVy = т/ч

Выбираем термодинамический конденсатоотводник в зависимости от условной пропускной способности, ближайшее большее значение которой, составит 1,25 т/ч, диаметр условного прохода Dy = 22 мм, размеры конденсатоотводника L =120 мм, Н1 = 28 мм, Нmax = 68 мм.

## Выбор опоры аппарата

Опоры аппарата рекомендуется применять при установке колонных аппаратов, у которых отношение высоты к диаметру H/D ≥ 5. При отношении H/D < 15 (Н = 9,6 м, D = 1,8 м, H/D = 9,6/1,8 = 5,3 <15) расчетная схема аппарата принимается в виде упруго защемленного стержня. Химические аппараты устанавливают на фундаменты чаще всего с помощью опор. Аппараты вертикального типа с соотношением H/Dі 5, оснащают так называемыми юбочными опорами - цилиндрическими или коническими. Выбираем цилиндрическую юбочную опору.

Принимаем толщину цилиндрической стенки опоры S=10 мм.

Напряжение сжатия в этой стенке с учетом наличия в ней отверстия для паза d=0,6 м при при максимальной нагрузки от силы тяжести аппарата определяем по формуле:



Напряжение на изгиб в стенке:



Отношение



Для данного отношения определяем коэф. kс=0,1 kн=0,12 [По [4] стр.418, рис.15,8]



Где  - предел текучести материала опоры при t=180С

-модуль упругости



допускаемые напряжения

на сжатия: 

на изгиб: 

Условия устойчивости цилиндрической опоры



Максимальное напряжение на сжатие в сварном шве (при коэф. сварного шва =0,9)





Внутренний диаметр опоры кольца

D2=D-0,06==1,74 м

Наружный диаметр опоры кольца

D1=D+2S+0,2=1,8+0,02+0,2=2,02 м

Опорная площадь кольца



Момент сопротивления опорн. площади кольца



Максимальное напряжение сжатия на опорной поверхности опорного кольца



По([4], стр.672 табл.16,8) принимаем , бетон-марка 100

Общая условная расчетная нагрузка на фундаментные болты



Принимаем к-во фундаментных болтов z=16

Общая условная нагрузка на один болт



Расчетный внутренний диаметр резьбы болтов



-для стали Принимаем болты М30 (d1=25,4)

# Список использованной литературы

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

2) Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию, М.: Химия, 1991.

3) Колонные аппараты: Каталог, М.: Цинтихимнефтемаш, 1978.

4) Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Приложение к справочнику, М.: Машиностроение, 1970.

5) Захаров М.К., Солопенков К.Н., Варфоломеев Б.Г. Методические указания к курсовому проектированию ректификационных установок непрерывного действия, М.: Полинор-М, 1995.

6) Мясоединков В.М. / Под ред. Б.Г. Варфоломеева Подбор и расчет конденсатоотводчиков, М.: МИТХТ, 1989.