**ВВЕДЕНИЕ**

В химической промышленности широко распространены тепловые процессы - нагревание и охлаждение жидкостей и газов и конденсация паров, которые проводятся в теплообменных аппаратах. Теплообменные аппараты или просто теплообменники используются практически во всех отраслях промышленности. Их основная задача обеспечить температурный режим технологических процессов.

В настоящее время все теплообменные аппараты, используемые в химической промышленности, подразделяются на определённые группы по следующим признакам: по назначению (нагреватели, испарители и кипятильники; холодильники, конденсаторы и т. д.),по режиму работы, по особенностям конструкции и т. д. Холодильники и конденсаторы служат для охлаждения потока или конденсации паров с применением специальных хладоагентов (вода, воздух, пропан, хлористый метил, фреоны и т. д.).

Поверхностные теплообменные аппараты можно разделить на следующие типы по конструктивным признакам:

а) кожухотрубчатые теплообменники (жёсткого типа; с линзовым компенсатором на корпусе; с плавающей головкой; с U-образными трубками);

б) теплообменники типа “труба в трубе”;

в) подогреватели с паровым пространством (рибойлеры);

г)конденсаторы воздушного охлаждения.

Кожухотрубчатые теплообменники в настоящее время наиболее широко распространены, по некоторым данным они составляют до 80% от всей теплообменной аппаратуры. Основной частью такого теплообменника является пучок труб, закреплённых в трубных решётках. Трубки располагаются в трубном пучке в шахматном порядке или по вершинам треугольников. Одна из теплообменивающихся сред движется по трубкам, а другая – внутри корпуса между трубками.

Достоинством кожухотрубчатого теплообменника является возможность получения значительной поверхности теплообмена при сравнительно небольших габаритах и хорошо освоенная; недостатком – более высокий расход материала по сравнению с некоторыми современными типами теплообменных аппаратов (спиральными, пластинчатыми теплообменниками и т. д.). Теплообменники могут быть вертикального горизонтального исполнения. Оба варианта установки одинаково широко распространены и выбираются в основном по соображениям монтажа: вертикальные занимают меньшую площадь в цехе, горизонтальные могут быть размещены в сравнительно невысоком помещении. Материал изготовления теплообменников – углеродистая или нержавеющая сталь.

По оценкам экспертов на изготовление трубчатых теплообменников расходуется около трети всего металла, потребляемого машиностроением. Поэтому разработка методов интенсификации теплообмена способствующих снижению массы теплообменников, экономии материалов, является актуальной проблемой, которой занимаются специалисты многих стран. Одним из наиболее простых и эффективных путей интенсификации теплообмена является изменение формы и режима движения теплоносителя.

Разделяемая смесь (бензол-толуол) обладает токсичными, коррозийными свойствами. Выберем для изготовления аппарата марку стали: обычные М.Ст.2 , М..Ст.3..

**1.РАСЧЁТНАЯ ЧАСТЬ**

**1.1ТЕПЛОВОЙ РАСЧЁТ**

Цель: нахождение поверхности теплообмена. По рассчитанной поверхности производится подбор нормализированного варианта теплообменника по каталогам. Величину необходимой поверхности теплообмена определяем на основе уравнения теплопередачи [1]:

Q = KFΔtср. (1)

где Q - тепловая нагрузка аппарата Вт,

K – коэффициент теплопередачи Вт/м²К,

F – поверхность теплообмена м²,

∆tср. – средняя движущая сила процесса теплопередачи К,

В соответствии с приведённым уравнением поверхность теплообмена можно определить следующим образом:

( 2 )



**1.1.1. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС**

Цель: определение тепловой нагрузки аппарата и нахождение неизвестного расхода теплоносителя.

Для нахождения тепловой нагрузки аппарата составим уравнение теплового баланса процесса. Процесс идёт с изменением агрегатного состояния горячего теплоносителя, поэтому уравнение теплового баланса имеет вид:

ŋGг r = Gх  ( Iхк – Iхн ) (3)

где ŋ – величина тепловых потерь равная 5%,

G – расход горячего теплоносителя, кг/с,

r– удельная теплота фазового перехода, Дж/кг,

G – расход холодного теплоносителя, кг/с,

I – энтальпия вещества потока, Дж/кг,

Энтальпии веществ найдём по уравнению:

I = Cp t (4 )

где Ср – теплоёмкость теплоносителя

при определяющей температуре, Дж/кг град,

t – температура теплоносителя, град.

Для нахождения температуры, при которой ведётся конденсация воспользуемся t x (y) диаграммой. В основе построения лежат законы Дальтона, Рауля и Рауля – Дальтона. Это рабочая диаграмма зависимости температуры кипения жидкости от состава и температуры конденсации пара в зависимости от его состава. Состав бинарной смеси всегда определяется по низкокипящему компоненту.

tнк = 86° (бензол) [ 1 ]

tвк = 117° (толуол) [ 1 ]

Таблица № 1

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| T° | P°нк | P°вк | П | Xнк | Y\* нк |
| 86 | 912 | 365 | 912 | 1 | 1 |
| 88 | 963 | 387 | 912 | 0,91 | 0,96 |
| 90 | 1016 | 408 | 912 | 0,82 | 0,91 |
| 92 | 1081 | 440 | 912 | 0,73 | 0,86 |
| 94 | 1147 | 472 | 912 | 0,65 | 0,81 |
| 96 | 1212 | 504 | 912 | 0,57 | 0,75 |
| 98 | 1278 | 536 | 912 | 0,50 | 0,70 |
| 100 | 1344 | 571 | 912 | 0,44 | 0,64 |
| 102 | 1424 | 607 | 912 | 0,37 | 0,57 |
| 104 | 1504 | 643 | 912 | 0,31 | 0,51 |
| 106 | 1584 | 679 | 912 | 0,25 | 0,43 |
| 108 | 1644 | 715 | 912 | 0,21 | 0,37 |
| 110 | 1748 | 751 | 912 | 0,12 | 0,23 |
| 112 | 1846 | 795 | 912 | 0,11 | 0,22 |
| 114 | 1944 | 839 | 912 | 0,06 | 0,12 |
| 116 | 2042 | 883 | 912 | 0,02 | 0,04 |
| 117 | 2091 | 905 | 912 | 0,005 | 0,01 |

Рисунок № 1



Рисунок №2

Температура конденсации равна 89°С

tгн 89º tгк

tхк=45º

tхн=15º

Рисунок №3 Температурная диаграмма.

По формуле (4) найдём энтальпии при заданных температурах:

Ср15= 4173,24 Дж/кг град.. [ 1 ]

Cp45=4183,715 Дж/кг град. [ 1 ]

I15вода = 4173,24 · 15 = 62598,6 Дж/кг ,

I45вода = 4183,715 · 45 = 188267,1 Дж/кг ,

Для нахождения удельной теплоты фазового перехода воспользуемся формулой:

Rсм = r1 x1  + r2 x2 (5)

x – массовая доля компонента в смеси кгком./кгсм. ,

Ма · х

х = ──────

Мсм

78 · 0,92

Х = ───────── = 0,78 кмоль ком./кмоль см.,

92

хбензол = 0,78; хтолуола = 1 – 0,78 = 0,22

r бензола = 418203,9 Дж/кг , rтолуола =418455,3 Дж/кг [ 1 ]

rcm = 418203.9 \* 0.92 + 418455.3 \* 0.08 = 418223.9 Дж/кг

Из формулы (3) найдём расход холодного теплоносителя:

0,95 · 418223,9 · 6500

Gx = ────────────────── = 5,7 кг/с

(188267,1 – 62598,6) · 3600

Зная расход холодного теплоносителя и энтальпии при заданных температурах найдем тепловую нагрузку аппарата по правой части уравнения (3).

Q = Gх ( Iхк - Iхн )

Q = 5,7(188267,1-62598,6)=716310,45 Вт

**1.1.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДВИЖУЩЕЙ СИЛЫ ПРОЦЕССА**

В самом общем случае температуры теплоносителей могут изменяться, а могут оставаться постоянными вдоль поверхности теплопередачи. Часто встречаются такие варианты, когда температура одного теплоносителя не изменяется, в то время как другого - изменяется (увеличивается или уменьшается). В этих случаях для расчета процесса теплопередачи вводят понятие о средней движущей силе процесса теплопередачи.

На практике среднюю движущую силу процесса теплопередачи рассчитывают следующим образом [1]:

∆tб - ∆tм

∆tср = ───────── (6)

ln (∆tб / ∆tм )

где ∆tб = tгн – tхн =89° – 15° = 74°C

∆tм = tгн –tхк = 89° – 45° = 44°C

74 - 44

∆tср = ─────────── = 58°C

ln (74 / 44)

**1.1.3.ОПРЕДЕЛЕНИЕ СРЕДНИХ ТЕМПЕРАТУР ТЕПЛОНОСИТЕЛЕЙ**

Процесс конденсации насыщенного водяного пара ведётся при постоянной температуре. Эта температура и будет средней температурой горячего теплоносителя. Среднюю температуру холодного теплоносителя вычислим по формуле:

tхср  = tгср - ∆tср = 89° - 58° =31°С

**1.1.4. НАХОЖДЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ**

Вначале на первом этапе принимаем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи Кор. и рассчитываем ориентировочное значение теплопередающей поверхности Fор. По уравнению (2) . После этого по ориентировочному значению теплопередающей поверхности подбираем по табличным данным нормализированный вариант конструкции теплообменного аппарата, а затем проводим уточнённый расчёт коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи и требуемой поверхности ( Fрасч. ).

Примем Кор. =300 Вт/м²град. [ 2 ]

По уравнению (2 ) рассчитаем ориентировочную поверхность теплообмена:

716310,45

Fор. = ──────── = 41 м²

300 · 58

Рассчитав Fор. Подбираем по каталогам нормализированные варианты теплообменных аппаратов.

Для каждого из аппаратов рассчитываем критерий Рейнольдса [1]:

Re = ω · dэ · ρ / μ (7)

где ω – линейная скорость потока м/с ,

Dэ – диаметр эквивалентный м ,

ρ – плотность вещества кг/м³ ,

μ – вязкость вещества Па/с

Скорость рассчитываем по формуле:

ω = М / ρ·S (8)

где М – массовый расход теплоносителя кг/с ,

ρ – плотность вещества кг/м³ ,

S – площадь сечения одного хода по трубам м² ,

Таблица 2 Параметры кожухотрубчатых теплообменников и холодильников в соответствии с ГОСТ 15118-79, ГОСТ 15120-79 и ГОСТ 15122-79 [ 2 ]

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| №  № | Дк. мм | Дтруб, мм | Число ходов | Общее число труб, шт. | Поверхность теплообмена (м²) при длине труб,м (рассчитана по наружному диаметру труб) | | Площадь самого узкого сечения потока в межтрубном пространстве м² | Площадь сечения одного хода по трубам, м² | ω | Re |
|  |  |  |  |  | 2 | 4 |  |  |  |  |
| 11 | 400 | 20х2 | 1 | 181 |  | 46 | 0,017 | 0,036 | 0,05 | 953,89 |
| 22 | 400 | 20х2 | 2 | 166 |  | 42 | 0,017 | 0,017 | 0,106 | 2021,18 |
| 33 | 600 | 20х2 | 4 | 334 | 42 |  | 0,041 | 0,016 | 0,113 | 2149,11 |
| 44 | 600 | 20х2 | 6 | 316 | 40 |  | 0,037 | 0,009 | 0,2010 | 3819,38 |
| 55 | 600 | 25х2 | 1 | 257 | 40 |  | 0,040 | 0,089 | 0,0203 | 506,28 |

Выбираем теплообменник №4, так как у него значение Рейнольдса наибольшее и равно 3819,38. Режим переходный 2300<Re<10000.

Метод и уравнение для расчёта коэффициентов теплоотдачи определяются, главным образом, характером теплообмена, условиями гидродинамического взаимодействия теплоносителя с поверхностью теплообмена и конструкцией теплообменного аппарата.

Теплоотдача при плёночной конденсации насыщенного пара на наружной поверхности пучка вертикальных труб рассчитывается по уравнению [1]:

\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_

αг  = 3,78 · λ · ³√ ρ² ·N · dн / μ ·Gг (9)

где α - коэффициент теплоотдачи, Вт/м²К ,

λ – коэффициент теплопроводности теплоносителя

при определяющей температуре, Вт/мК ,

μ – вязкость теплоносителя при определяющей температуре Па\*с,

ρ – плотность вещества, кг/м³ ,

λ, μ, ρ – для плёнки конденсата,

N – количество трубок в кожухотрубчатом теплообменнике,

dнар. – наружный диаметр трубок в теплообменнике, м,

Gг – расход горячего теплоносителя, кг/с,

λ см = λ2 ( х2 ) + λ1 ( 1-х2 ) – 0,72 ( λ2 - λ 1) · х2 ( 1 – х2 ) (10)

λ89бензол=0,1283 Вт/м ч град,

λ89толуол=0,1214 Вт/м ч град , [1]

λсм = 0,1283 · 0,78 + 0,1214 (1- 0,78) – 0,72 (0,1283 – 0,1214) · 0,78 (1 – 0,78) = 0,1259215 Вт/ мК

ρ89б = 797,4 кг/м³ ; ρ89т =792 кг/м³ [ 1 ]

1 хб хт

──── = ───── + ───── (11)

ρсм ρб ρ

1 0,78 0,22

──── = ──── + ─────

ρсм 797,4 792

ρсм = 796.812 кг/м³

lgμсм = х1 lgμ1 + x2 lgμ2  (12)

х1 , x2 –мольные доли компонента в смеси кмоль комп. / кмоль см ,

μ89бензола = 0,000294 Па с; μ89толуола = 0,0002998 Па с [ 1 ]

lgμсм = 0.92 · lg0.000294 + 0.08 · lg0.0002998 = 0.275 · 10-3 Па\*с

6500

Gг  = ──── = 1,8 кг/с

3600

По формуле ( 9 ) найдём коэффициент теплоотдачи:

\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_

αкондверт = 3,78 · 0,1259 · ³√ (796)² · 316 · 0,020 /0,2750 ·10-3 · 1,80

αкондверт = 954,54 Вт/м²

Для нахождения коэффициента теплоотдачи холодного теплоносителя воспользуемся формулой:

Nu · λ

αх = ─────── (13)

dэ

где Nu – критерий Нуссельта,

λ – коэффициент теплопроводности теплоносителя при определяющей температуре Вт/ мК ,

dэ  - внутренний диаметр трубок в теплообменнике м,

Переходное течение жидкости в прямых трубах и каналах рассчитывается по формуле [1]:

Nu = 0.008 Re0.9 · Pr0.43  (14)

Cp ·μ

Pr = ────── (15)

λ

Cp31вода  = 4183,5 Дж/кг град , [1]

μ31вода =0,840·10-3 Па\*с, [1]

λ31вода = 0.61813 Вт/ мК, [1]

4183,5·0,840·10-3

Pr = ───────────── = 5.6851

0.61813

Nu = 0.008 (3819.38)0.9 · (5.6851)0.43 = 28.27

По формуле (13) найдём коэффициент теплоотдачи :

28,27 · 0,633

αх = ───────── = 1118,43 Вт/м²К

0,0016

Коэффициент теплопередачи рассчитывается с помощью уравнения аддитивности термических сопротивлений с учётом наличия загрязнений по обе стороне теплопередающей стенки [1]:

1 1 δст  1

─── = ──── + ─── + rзг + rзх + ──── (16)

К αг  λст αх

δст = 0,002 м [2]

λст  = 17.5 Вт/мК [1]

rзг = 1900 Вт/м²К [2]

rзх = 5800 Вт/м²К [2]

1 1 0,002 1 1 1

─── = ─── + ───── + ─── + ─── + ───── = 0,00275341 Вт/м²град

К 954,54 17,5 5800 1900 1118,43

Красч. = 363 Вт/м²град

По формуле (2) найдём расчётную поверхность:

716310,45

Fрасч. = ──────── = 34 м²

363 · 58

Далее проводим сопоставление выбранного варианта нормализированного теплообменника с расчётным по величине коэффициента запаса В:

Fст. – Fрасч.

В = ──────── · 100 % (17)

Fст

41 - 34

В = ──────· 100 % = 17 %

41

Допускается, как правило, превышение стандартной поверхности нормализованного теплообменника над расчётной не более чем 20 %.

**1.2. РАСЧЁТ ТЕПЛОВОЙ ИЗОЛЯЦИИ**

Целью расчёта тепловой изоляции является определение необходимой толщины слоя теплоизоляционного материала, покрывающего наружную поверхность теплообменника с целью снижения тепловых потерь и обеспечения требований безопасности и охраны труда при обслуживании теплоиспользующих установок. Температура поверхности слоя изоляции не должна превышать 45°С.

Расчёт толщины теплоизоляционного слоя материала проводят по упрощённой схеме, используя следующие уравнения [1]:

Qп = αн · F(tиз. – tокр. ) (17)

λиз.

Qиз =. ──── · F( tст. – tиз. ) (18)

δиз.

Так как Qп = Qиз , то из этого следует :

λиз. ( tст. – tиз. )

δиз. = ───────── (19)

αн (tиз. – tокр. )

где α – коэффициент теплоотдачи в окружающую среду, Вт/м²К,

δиз. – толщина материала изоляции, мм,

λиз. – коэффициент теплопроводности материала изоляции, Вт/мК,

tст., tокр. , tиз. – соответственно температуры наружной стенки аппарата, окружающей среды, наружной поверхности теплоизоляционного материала °С,

Коэффициент теплоотдачи, который определяет суммарную скорость переноса теплоты конвекций и тепловым излучением для аппаратов, находящихся в закрытых помещениях, при температуре до 150°С можно рассчитать по приближённому уравнению:

αн = 9,74 + 0,07∆t (20)

Выбираем теплоизоляционный материал – стеклянная вата.

Задаём температуры:

Tст = 89°С

Tокр = 25°С

tиз. = 40°С

λиз. = 0,05 Вт/мК [1]

Рассчитываем значение коэффициента теплоотдачи :

∆t = tиз - tокр. = 40° - 25° = 15°С

αн = 9,74 + 0,07 \* 15°С = 10,79

По уравнению (19) найдём толщину материала изоляции:

0,045 (89 – 40)

δиз. = ───────── = 13,3 мм

10,79 ( 40-25 )

**1.3. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЁТ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ**

Основной целью гидравлического расчёта теплообменных аппаратов является определение затрат энергии на перемещении жидкости через теплообменник и подбор насоса или вентилятора.

В общем случае мощность N [кВт],потребляемая двигателем насоса рассчитывается по уравнению [1]:

V · ∆Рп

N = ───────── (21)

1000 ŋн ŋ пер. ŋдв.

где V – объёмная производительность, м³/с,

∆Рп - потеря давления при течении теплоносителя, Па,

ŋн ,ŋпер., ŋдв. – соответственно коэффициенты полезного действия собственно насоса, передаточного механизма и двигателя

V = ω · S =0.2010 · 0.009 = 0.001809 м³/с

ω = 0,2010 (таблица 1,2)

S = 0,009 (таблица 1,2)

**1.3.1. РАССЧИТЫВАЕМ ПОЛНОЕ ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ПОТОКА ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ**

Уравнение для расчёта гидравлического сопротивления трубного пространства кожухотрубчатого теплообменника:

LZ ωтр.² ρ ρ ωтрю² ρ ωшт.²

∆Рп .тр. = λ ──── · ──── + [2.5(Z – 1) +2Z] · ──── + 3─────+ ρgh (22)

dэ 2 2 2

где λ – коэффициент трения

L – длина труб, м,

Z – число ходов

dэ – диаметр эквивалентный, м,

ωтр – скорость теплоносителя, м/с,

ρ – плотность вещества, кг/м³,

h – высота подъёма, м,

g = 9,8 м/с² - ускорение свободного падения

Коэффициент трения рассчитываем по формуле:

10 560

─── < Re < ──── зона смешенного трения (23)

е e

е = ∆/ dэ = 0,06/16 = 0,00375

∆ = 0,06 мм [2]

dэ = 16 мм (таблица 1,2)

2666,66 < 3819,382 < 149333,33

λ = 0,11( е + 68 / 3819,382 )0,25 = 0,04214

Рассчитываем по формуле

М

ωшт = ──── (24)

ρ S

d = 150 мм [2]

πd² 3.14\*(0.15)²

S = ──── = ──────= 0.01766

4 4

ρ31вода = 997,6 кг/м³

5,7

ωшт = ─────────── = 0,01836 м/с

997,6 \* 0,01766

По формуле (3,2) найдём:

2 · 4 (0,2010)² · 997,6

∆Рп .тр. = 0,04214 · ─── · ────────── + [2,5(4-1) + 2 · 4]

0,016 2

(0,2010)² · 997,6 997,6 · (0,01836)²

\* -──────────+ 3 ───────────+ 997,6 · 9,8 · 2 ·3 = 59396,3424 Па

2 2

∆Р 59396.3424

Нп = ─── = ───────── = 6.06 [ м ст. жидкости]

ρg 997.6 \* 9.81

По формуле (21) найдём:

ŋн. =0,40 [2]

ŋпер. = 1 [2]

ŋдв. = 1 [2]

0,001809 · 59396,3424

N = ────────────── = 0,268619 кВт

1000 · 0,40 · 1 · 1

Подбираем центробежный насос.

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  | Расчётные | Стандартные |
| Q м³ /с | 1,8\*10-3 | 2,4\*10-3 |
| Нп м ст. жидкости | 6,06 | 11,3 |
| Nн кВт | 2,6 | 3 |
|  | Марка Х8/18  Электродвигатель тип А02-31-2 | |

**2. КОНСТРУКТИВНО-МЕХАНИЧЕСКИЙ РАСЧЁТ**

В задачу конструктивно-механического расчёта входит определение необходимых геометрических размеров отдельных деталей и узлов , которые определяют конструкцию теплообменного аппарата, его механическую прочность и геометрические размеры.

**2.1. РАСЧЁТ И ПОДБОР ШТУЦЕРОВ**

Диаметр условного прохода (внутренний диаметр) штуцеров для подвода и отвода теплоносителей рассчитывается на основе уравнения массового расхода:

πd²вн.шт.

G = ρ ωшт. ───── (25)

4

откуда

\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_

dвн.шт. = √ 4G / π ρ ωшт.

.

ωшт. – скорость течения теплоносителя в штуцере м/с,

1. Для насыщенного пара.

Мсм. = Мб. · Хб. + Мт· (1 – Хт.) (27)

Мсм. = 78 · 0,92 + 93 · 0,08 = 79,2

Мсм. 273 Р

ρпара = ──── · ──── (28)

22,4 Т Р0

79,2 273 · 1,2

ρпара = ──── · ──────────── = 3,0723

22,4 (88 + 273) · 1,034

Предельно допустимая скорость насыщенного пара - (15-25 м/с) – 20 м/с

По уравнению (26) найдём:

\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_

dвн.шт. = √ 4·6500/3,14 · 20·3,0723·3600 =93,4 мм

1. Для конденсата.

Предельно допустимая скорость конденсата – (0,1 – 0,5) – 0,1 м/с

По уравнению (4,2) найдём:

\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_

dвн..шт. = √­­ 4·6500/3,14·3600 · 0,1 · 796,812 = 169 мм

3. Для холодного теплоносителя.

dвн..шт = 150 [мм]

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Ду, мм | Дт, мм | До 0,6 МПа | |
|  |  | Sт, мм | Нт, мм |
| 150 х 2 | 159 | 6 | 155;215 |
| 200 х 2 | 219 | 6 | 160;250 |

Рабочее давление 0,12МПа.

Конструкцию фланцевого соединения принимают в зависимости от рабочих параметров аппарата: плоские приварные фланцы при Р≤2.5МПа , t≤300°C. Во фланцевых соединениях при Р≤4.0МПа ,t≤300°C применяют болты.

**Фланцы для труб и трубной арматуры стальные плоские приварные с соединительным выступом (ГОСТ 1255-67).**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ру  МПа | Размеры, мм | | | | | | | | Число отверстий  Z |
| <0.25 | Ду | Дф | Дб | Д1 | Д4 | h | h0 | d |  |
| 150 | 260 | 225 | 202 | 161 | 13 | 3 | 18 | 8 |
| 200 | 315 | 280 | 258 | 222 | 15 | 3 | 18 | 12 |

Диаметр резьбы болтов dб для всех фланцев при соответствующих d

d , мм 12 14 18 23

d , мм М10 М12 М16 М20

**Фланцы для аппаратов стальные плоские приварные ОСТ-26-426-79.**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Д,мм | Ру  МПа | Дф | Дб | Д1 | h | S | d | Число отверстий Z |
| 600 | 0,3/0,6 | 720 | 680 | 644 | 25/30 | 8 | 23 | 20 |

* 1. **ОБЕЧАЙКА ТЕПЛООБМЕННОГО АППАРАТА**

Обечайка – это цилиндрический корпус аппарата, который работает, как правило, под избыточным внутренним или внешним давлением. Толщина стенки обечаек, работающих под внутренним давлением рассчитывается по уравнению:

PR · D

SR = ───────── (29)

2[σ] φp. · φR

где PR – расчетное давление в аппарате, МПа,

D – диаметр обечайки, мм,

[σ] – предельно-допускаемое напряжение, МПа,

φp. – коэффициент прочности шва

S ≥ SR + C , где С – прибавка. (30)

PR ≤ (1.25- 1.5)P[σ]20/ [σ]t (31)

PR ≤ 1.4 · 0.12 · 140/133,4

PR ≤ 0.176

По формуле (30) найдём:

0.176 · 600

SR = ────────────── = 0.47761

2 · 134 · (1-0.175)

C = 2

S ≥ SR + C = 0.4776 + 2

S ≥ 2.4776 ≈ 3мм

**2.3. ТОЛЩИНА ТРУБНЫХ РЕШЁТОК**

В среднем толщина трубных решёток составляет от 15 до 35мм в зависимости от диаметра развальцованных теплообменных труб и конструкции теплообменника, поскольку напряжение, под действием которых находится напряжение, под действием которых находится и работает трубная решётка, определяется не только давлением рабочей среды, но и особенностями конструкции аппарата.

Ориентировочно, толщину трубных решёток можно принять равной:

Sтр.реш. = (dн/ 8) + 5мм. = (20/8) + 5 = 7,5 мм.

**2.4. ПОДБОР ДНИЩА**

Днище – это составной элемент корпуса химических аппаратов, который ограничивает корпус снизу и сверху и изготавливается из того же материала, что и корпус. По форме днища могут быть, в зависимости от давления среды и конструктивных соображений, эллиптическими, сферическими, коническими, плоскими, цилиндрическими; могут присоединяться к корпусу пайкой, сваркой или с помощью фланцев.

**Днища эллиптические отбортованные стальные с внутренними базовыми размерами.**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Дв, мм | S, мм | Н, мм | h, мм | Fв, м² | Vв, м³ |
| 600 | 4-16  18-40 | 150 | 25  40 | 0,44  0,47 | 0,0352  0,0395 |



**2.5. ОПОРЫ АППАРАТА**

На фундаменты или специальные несущие конструкции химические аппараты устанавливаются с помощью опор. В зависимости от рабочего положения аппарата различают опоры для горизонтальных и вертикальных аппаратов.

Вертикальные аппараты обычно устанавливают или на стойках, когда их размещают внизу в помещении, или на подвесных лапах, когда аппарат размещают между перекрытиями в помещении.

Горизонтальные аппараты устанавливают на Седловых опорах.

В зависимости от толщины стенки корпуса аппарата лапы привариваются или непосредственно к корпусу, или к накладному листу.

Накладной лист выполняется из того же материала, что и корпус и приваривается к нему сплошным швом.

Опоры подбираются в зависимости от массы аппарата.

Gап. = Gоб. + 2Gкр. + Gтруб. + 2Gтр.реш + Gр-ра + 15 % (от веса аппарата) (32)

Gоб = h · πD · δ · ρстали. = 3.14 · 2 · 0.003 · 7850 · 0.6 =88.73

2Gкр. = S · F · ρстали. = 0.003 · 0.44 · 7850 = 10.362, S=0.003м,F=0.44м² [3]

Gтруб. = h · πd · δтр. · ρстали. · Nтр. = 3,14·0,020·2·7850·0,002·316=623,12

πD² πd²

2Gтр.реш = ─── - N \* ─── · ρстали. · Sтр.реш.

4 4

3,14\*(0,6)² 3,14\*(0,02)²

2Gтр.реш = ────── - 316· ──────── · 7850 · 0,0075 = 10,796262

4 4

πD² 3,14\*(0,6)²

Gр-ра = ───── · h ·ρводы = ─────── · 2 ·1000 =565,2

4 4

G = 88,73 + 10,79 + 623,12 + 10,79 =733,43

733,43 - 100 %

Х - 15%

Х = 110,0145

Gап. = 733,43 +565,2 + 110,0145 = 1408,6445 кг

1408,6445 · 9,8

Qап. = ────────── = 13,8 кН

1000

**Опоры (лапы) для вертикальных аппаратов, ОСТ 26-665-79, мм.**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Q,кН | а | а1 | а2 | в | в1 | в2 | с | с1 | h | h1 | S1 | K | K1 | d | dб | fmax |
| 25 | 125 | 155 | 100 | 255 | 120 | 115 | 45 | 90 | 310 | 16 | 8 | 25 | 65 | 24 | М20 | 140 |

Величина зазора между аппаратом и подпорной рамой f принимается конструктивно, но не более fmax.

**Министерство образования Российской Федерации**

**Томский Государственный**

**Промышленно-Гуманитарный колледж**

**Специальность 2105**

**Группа 233**

**Утверждаю:**

**Зам. Директора по УР**

**Г.М. Крюкова \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**

**«\_\_\_»\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_2004 г.**

**РАСЧЁТ КОНДЕНСАТОРА**

**Пояснительная записка к курсовому проекту**

**2501 Химические технологии органических веществ и ВМС**

**Руководитель курсового проекта**

**Преподаватель Медведева С.С.**

**\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**

**«\_\_\_\_» \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_2004 г.**

**Исполнитель студентка**

**Иванникова М.А.**

**\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**

«\_\_\_\_» \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**2004 г.**

**г. Томск 2004 г.**

**ЗАДАНИЕ**

Студентке группы 233 Иванниковой Марии Анатольевне ТГПГК на выполнение курсового проекта по “Процессам и аппаратам химической технологии”.

Расчёт конденсатора

Тема курсового проекта : \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_

Исходные данные:

Состав насыщенного пара: бензол – 0.92 %, толуол – 0.08 % (мольные)

Рпара = 1.2 ата.

Gпо пару = 6.5 т/час.

Конденсация ведётся охлаждённой водой: tн = 15º , tк = 45º .

Конденсат пара отводится при температуре конденсации.

вода

**1**

**2**

нас.пар

**3**

**4**

конденсат

**5**

вода

1 – крышка 4 - трубы

2 – трубная решётка 5 - днище

3 – корпус

1. **АТОМАТИЗАЦИЯ**

Регулирование процесса конденсации осуществляется за счёт подачи холодного теплоносителя. При сравнении подачи пара и холодного теплоносителя, срабатывает исполнительный механизм на линии подачи холодног теплоносителя.

|  |  |
| --- | --- |
| Обозначение | Наименование |
|  | Первичный измерительный преобразователь расхода,  установленный по месту. |
|  | Прибор для измерения расхода, показывающий, регистрирующий, установленный на щите. |
|  | Прибор для измерения расхода, преобразующий, регулирующий, установленный на щите. |
|  | Прибор для измерения температуры, показывающий, регистрирующий, установленный на щите. |
|  | Прибор для измерения температуры, показывающий, регистрирующий, сигнализирующий. |
|  | Прибор для измерения давления, показывающий, регистрирующий, установленный на щите. |
|  | Прибор для измерения расхода, преобразовывающий, установлен по месту, |

**3.СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУТЫ**

1. Физико-химические и термодинамические свойства веществ. Справочник Гусев В.П., Гусева Ж.А./ Томск, изд. ТХТК, 1994 – 69с.

2. Процессы и аппараты химической технологии. Расчёт теплообменных аппаратов. Методическое указание к курсовому проектированию для студентов Томского химико-технологического колледжа. /Гусев В.П./ Томск, изд. ТХТК, 1994 – 70с.

3. Конструктивно-механический расчёт. Методические пособие к выполнению курсового проекта по процессам аппаратам химической технологии /Медведева С.С./ Томск, изд. ТХТЛ, 1997 – 30с.

4. Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазо-переработки.1987, 2-е изд. М. Химия с. 143-150,

5. А.Г. Касаткин. Процессы и аппараты химической технологии. 1971, Москва изд. “Химия” с. 784.

### СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ

1. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

* 1. Тепловой расчет аппарата

1.1.1. Тепловой баланс

1.1.2. Определение средней движущей силы процесса

1.1.3. Определение средних температур теплоносителей

1.1.4. Расчет коэффициента теплоотдачи

1.1.5. Подбор конденсатора

1.2. Расчет тепловой изоляции

1.3. Гидравлический расчет теплообменных аппаратов

1.3.1 Расчет гидравлического сопротивления

2. КОНСТРУКТИВНО-МЕХАНИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

2.1. Расчет и подбор штуцеров

2.2. Подбор фланцев

2.3. Расчет обечайки

2.4. Расчет толщины трубных решеток

2.5. Подбор днища

2.6. Подбор опор

3. АВТОМАТИЗАЦИЯ

4. ЛИТЕРАТУРА