САМАРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра химической технологии и промышленной экологии

Контрольная работа № 2

по расчету нормализованного конденсатора

Выполнила

студентка III-ЗФ-240403 гр. №19

Е.А. Рябинина

г. Самара 2010 г.

Пункт 1

Определим мольную долю каждого компонента в составе конденсирующегося пара. Для этого сделаем пересчет из массовых процентов в мольные доли по формуле:

,

где - соответственно массовые проценты бензола и толуола в составе конденсирующегося пара,  - мольные доли этих компонентов, М1 –мольная масса бензола, М2 – мольная масса толуола.

Мольная масса второго компонента:

.

Если расчет выполнен верно, то сумма мольных долей должна быть равна 1.

Проверяем:

.

Мольные доли компонентов определены правильно.

Пункт 2

Определение температуры начала конденсации пара.

Так как конденсируется не чистый компонент, а смесь паров двух компонентов, то такой пар начнет конденсироваться при одной температуре (мы ее обозначаем ), а закончит при более низкой (эту конечную температуру мы обозначаем ).

Для нахождения температуры начала конденсации пара заданного состава при заданном давлении используется уравнение изотермы паровой фазы:



где Р- давление, при котором проводится процесс конденсации; Р1- давление пара чистого бензола, Р2- давление пара чистого толуола, у1 – мольная доля бензола, у2 – мольная доля толуола. необходимые для расчета давления паров чистых компонентов Р1 и Р2 можно рассчитать по уравнению Антуана



где А,В и С – коэффициенты уравнения Антуана. Для бензола и толуола значения этих коэффициентов равны:

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компонент | А | В | С |
| Бензол | 15,9008 | 2788,51 | -52,36 |
| Толуол | 16,0137 | 3096,52 | -53,67 |

Необходимо отметить, что в результате расчета по уравнению Антуана давление будет иметь размерность мм рт.ст.

Расчет температуры начала конденсации пара выполняем методом последовательного приближения.

1. Задаемся первым предполагаемым значением температуры 109оС.

2. Для этой температуры по уравнению Антуана находим давления паров чистых бензола Р1 и толуола Р2.



Выполнив аналогичный расчет для толуола, получим:



Проверим полученное значение суммы уравнения изотермы паровой фазы. Если бы мы «угадали» значение температуры начала конденсации пара, то сумма получилась бы равной 1. Но мы конечно же «не угадали» эту температуру. Поэтому значение суммы будет или больше (если мы задались слишком низкой температурой), или меньше 1 (если взято слишком большое значение температуры).

Все давления, входящие в уравнение изотермы паровой фазы, должны быть выражены в одних единицах. система СИ требует использования только паскалей. Но в этом случае нам придется постоянно переводить мм рт.ст. в паскали. Проще один раз перевести общее давление Р в мм рт.ст. путем деления заданного значения на 133,3 (Р=170000/133,3=1275мм рт.ст.). Тогда получим

.

Как видим, значение суммы оказалось больше 1.

Задаемся вторым значением температуры начала конденсации пара 113оС и повторяем расчет.





.

Теперь значение суммы получилось меньше единицы, что хорошо – мы теперь примерно знаем, между какими значениями лежит искомая температура начала конденсации пара.

Для нахождения искомой температуры начала конденсации используем метод подобия треугольников АВС и ADF.



Из этого подобия следует, что . Если теперь найти неизвестный нам отрезок DF и прибавить его значение к температуре, для которой получилось большее значение суммы, то в результате получим:

.

Тогда температура, при которой сумма левой части уравнения изотермы паровой фазы будет равна единице, составит

,

где t1Н tНК – начальная температура пара на входе в конденсатор (температура начала конденсации пара).

Пункт 3

Определение температуры конца конденсации пара. Это та температура, при которой пара больше нет. Вместо него появилась жидкая фаза. Поэтому расчет искомой температуры t1K теперь будем вести по уравнению изотермы жидкой фазы.



где х1 – мольная доля первого компонента (в нашем случае это бензол) в составе образовавшегося конденсата, х2 – мольная доля второго компонента (в нашем случае это толуол). Понятно, что у1=х1, а у2=х2. Т.е. численные значения концентраций остались прежними, изменилось только обозначение.

Нахождение искомой температуры t1K проводим точно также, как и t1Н.

1. Задаемся первым предполагаемым значением температуры 95оС.

2. Для этой температуры по уравнению Антуана находим давления паров чистых бензола Р1 и толуолаР2.



Выполнив аналогичный расчет для толуола, получим:



Находим значение суммы:

.

Значение суммы получилось больше 1. Это означает, что температура взята слишком высокой. Понизим температуру до 85оС и повторим расчет:



Выполнив аналогичный расчет для толуола, получим:



Находим значение суммы:

.



Используя уже знакомый нам прием, из подобия треугольников АВС и ADF, найдем катет DF:



Тогда значение искомой температуры конца конденсации пара будет равно:

.

Итак, поступающий в аппарат пар начнет конденсироваться при температуре , а закончит при .

Для дальнейших расчетов нам потребуется средняя температура конденсата в аппарате. Найдем ее как среднее арифметическое:



Пункт 4

Определение тепловой нагрузки конденсатора Q. В этом разделе нам нужно определить количество теплоты, которое передает конденсирующийся пар воде. Для этого нужно составить тепловой баланс, который для рассматриваемого случая выглядит так:



где G1- секундный расход пара; r1- удельная теплота парообразования (она же теплота конденсации); G2 – расход охлаждающей воды; с2 – удельная теплоемкость воды; t2H t2K – начальная и конечная температура воды.

Удельную теплоту конденсации пара найдем по правилу аддитивности по формуле:

.

Здесь rбен и rтол – удельные теплоты парообразования бензола и толуола при средней температуре конденсации t1ср=100оС, а  - массовые доли первого и второго (в нашем случае бензола и толуола) компонентов в составе конденсирующегося пара.

Находим удельные теплоты парообразования бензола и толуола при температуре 100оС.

.

Теплота конденсации смеси составит:

.

Тогда тепловая нагрузка на конденсатор будет равна:



где 3600-число секунд в часе.

Пункт 5

Расчет расхода воды G2, необходимого для проведения процесса конденсации. Из приведенного в п.4 уравнения теплового баланса определим G2:



где - удельная теплоемкость воды при ее средней температуре 30оС, t2H =20оС – начальная температура воды на входе в конденсатор,

t2К =40оС – конечная температура воды на выходе из конденсатора (согласно практическим рекомендациям воду нельзя нагревать выше 45оС во избежание выпадения солей жесткости в аппарате).

Для дальнейших расчетов нам понадобиться объемный расход воды V2, который можно найти из известного соотношения:

,

Здесь  - плотность воды при 30оС.

Пункт 6

Определение среднего температурного напора (средней разности температур) . Все теплообменные процессы с точки зрения изменение температуры потоков можно разделить на две группы:

1. Процессы, в которых существенно изменяются температуры обоих теплоносителей. Для расчета средней разности температур в этом случае необходимо учитывать взаимное направление движения потоков.

2. Процессы, в которых температура хотя бы одного потока остается постоянной или меняется незначительно. для таких процессов взаимное направление движения не оказывает влияния на величину . Сюда относятся конденсации и кипения.

В рассматриваемом примере температура конденсирующегося пара изменяется с 111 до 92оС.

Для прямотока:

t1Н=111оС

t1К=92оС

t2Н=20оС

t2К=40оС

∆tб=111-20=91о

∆tм=92-40=52о

В этом случае средняя разность температур будет равна:

,

где ∆tб и ∆tм – большая и меньшая разности температур на концах аппарата.

В случае организации противотока в конденсаторе:

t1Н=111оС

t1К=92оС

t2к=40оС

t2н=20оС

∆tм=111-40=71о

∆tб=92-20=72о



Итак, мы убедились, что для конденсаторов средняя разность температур не зависит от способа организации теплообмена. Для дальнейших расчетов будем считать 

Пункт 7

Принятие коэффициента теплопередачи Кприн. и приближенная оценка требуемой поверхности теплопередачи Fприбл. Обобщение опыта эксплуатации большого числа конденсаторов показывает, что коэффициент теплопередачи в них обычно лежит в пределах . Примем коэффициент теплопередачи для нашего случая . Тогда приблизительная требуемая поверхность теплопередачи будет равна:



Пункт 8

Выбор стандартного конденсатора и его эскиз. Воспользовавшись приложением 4, принимаем к установке двухходовой конденсатор со следующими характеристиками:

|  |  |
| --- | --- |
| Диаметр кожуха (внутренний) D | 800 мм |
| Диаметр труб трубного пучка | 25×2 мм |
| Число ходов по трубному пространству z | 2 |
| Длина труб трубного пучка L | 3 м |
| Площадь поверхности теплопередачи F | 104 м2 |
| Общее число труб n | 442 шт |
| Масса аппарата | 3450 кг |

Пункт 9

Расчет теплофизических свойств конденсата (жидкости, которая образовалась после конденсации пара).

Для дальнейших расчетов нам необходимо найти плотность конденсата ρ1 , динамический коэффициент вязкости (чаще эту величину называют просто вязкостью) μ1 и коэффициент теплопроводности λ1. Для чистых компонентов (бензола и толуола) найдем эти свойства в приложении 5, при температуре 100оС.

Таблица теплофизических свойств бензола и толуола.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Компонент | Плотность, кг/м3  ρ | Вязкость, мПа×с  μ | Теплопроводность, Вт/м×К, λ |
| Бензол | 793 | 0,261 | 0,126 |
| Толуол | 788 | 0,271 | 0,119 |

Плотность смеси бензола и толуола ρ1 заданного состава при температуре 100оС определим по формуле:

кг/м3

где  и - массовые доли бензола и толуола в составе дистиллята.

Коэффициент динамической вязкости смеси μ1 рассчитаем по формуле:

μ1=10(х1, lg μб + х2, lg μт)=10(0,55×lg0.261+0.45×lg0.271)=0.269 мПа×с=0,000269Па×с,

где х1 и х2 – мольные доли бензола и толуола в конденсате.

Коэффициент теплопроводности смеси найдем по уравнению:

λ1=0,55×0,126+0,45×0,119=0,123 Вт/(м×К)

Пункт 10

Нахождение по эмпирическим формулам коэффициента теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенкам труб трубного пучка для вертикального αверт и горизонтального αгориз расположения аппарата.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к пучку горизонтальных труб найдем по формуле:

α1 гориз=2,02ε×λ1×= =1109 ,

где ε – коэффициент, зависящий от числа вертикальных рядов труб горизонтального пучка, принимаем его равным 0,6; G1 – массовый расход пара, кг/час.

Для пучка вертикальных труб коэффициент теплоотдачи вычислим по формуле:

α1верт=3,78×λ1×= =689.

Пункт 11

Расчет скорости движения воды w2 в трубах трубного пучка.

Скорость воды в трубах трубного пучка определим из уравнения:

G2=V2ρ2=Sтрубw2ρ2,

где G2 – секундный массовый расход воды, требуемый для конденсации пара;

ρ2=996 кг/м3 – плотность воды при её средней температуре; Sтруб – площадь сечения трубного пространства выбранного к установке конденсатора

Sтруб==0,077 м2,

где z – число ходов по трубному пространству, для выбранного аппарата z=2, dвн – внутренний диаметр трубного пучка,

dвн=d-2δ=25-2∙2=21мм=0,021м.

С учетом этого скорость воды в трубах пучка будет равна

w2==0,45 м/с.

Пункт 12

Нахождение критерия Рейнольдса Re2 для воды.

На эффективность теплоотдачи от стенки трубы к воде очень большое влияние оказывает турбулентность потока, которую можно оценить по значению критерия Рейнольдса. Его численное значение найдем по формуле:

Re2==12868,

где ρ2=994кг/м3 – плотность воды, а μ2=0,00073 Па×с – вязкость при 30˚С.

Пункт 13

Расчет критерия Нуссельта для воды Nu2 и определение коэффициента теплоотдачи α2 от труб трубного пучка к воде.

Значение критерия Нуссельта для турбулентного движения внутри труб определим по уравнению:



где Pr2 =4,88 – критерий Прандтля для воды при 30оС. Тогда значение коэффициента теплоотдачи от стенки к воде будет иметь значение:



где  = коэффициент теплопроводности воды.

Пункт 14

Определение коэффициента теплопередачи Ко для вертикального и горизонтального аппаратов.

Расчет коэффициентов теплопередачи выполним по формуле.



где δст=0,002 м – толщина стенки трубы; λст =46,5 Вт/м×К – коэффициент теплопроводности стали (для легированной стали λст =17,5 Вт/м×К). Мы принимаем к установке аппарат из обычной стали, т.к. легированная сталь во много раз дороже.

Для вертикального конденсатора коэффициент теплопередачи имеет значение:

.

Для горизонтального конденсатора:

.

Из сравнения полученных результатов уже видно, что горизонтальная установка конденсатора обеспечивает большее значение коэффициента теплопередачи. Но при этом надо иметь ввиду, что горизонтально установленный аппарат занимает значительно больше места по сравнению с вертикальным.

Пункт 15

Принятие на основе опыта эксплуатации теплообменников термического сопротивления загрязнений со стороны пара r1 и со стороны воды r2.

В процессе эксплуатации теплообменника с обеих сторон стенки трубы будут появляться загрязнения, которые постепенно ухудшат работу аппарата. Особенно это касается оборотной воды, которая в заводских условиях насыщена кислородом, имеет повышенную концентрацию солей жесткости, содержит биокомпоненты.

На основе опыта эксплуатации теплообменного оборудования примем величину термического сопротивления со стороны органической жидкости , а со стороны воды .

Пункт 16

Нахождение расчетного коэффициента теплопередачи Кр с учетом загрязнений для вертикального и горизонтального аппаратов.

При наличии загрязнений коэффициент теплопередачи заметно снизится. Найдем его величину по формуле:



Для вертикального конденсатора получим значение:



При горизонтальной установке:



Таким образом, уменьшение эффективности передачи теплоты при появлении загрязнений составит для вертикального конденсатора 29%, а для горизонтального 37%. Отсюда можно сделать вывод, что по прошествии определенного времени преимущество горизонтального конденсатора практически исчезнет, и он по эффективности приблизится к вертикальному.

Пункт 17

Расчет требуемой поверхности теплопередачи Fфакт и определение запаса площади поверхности теплопередачи ∆(%) для вертикального и горизонтального конденсаторов.

Требуемую поверхность теплопередачи для вертикального и горизонтального конденсаторов определим по формуле:

.

Если аппарат установить вертикально, то требуемая поверхность теплопередачи:



Так как мы выбрали к установке конденсатор с площадью теплопередачи 104 м2, а при вертикальной установке такого аппарата требуется площадь 111 м2, следовательно, установка аппарата вертикально недопустима (будет отсутствовать запас площади теплопередачи).

Если же выбранный аппарат установить горизонтально, то требуемая поверхность будет равна:



Запас площади теплопередачи в этом случае составит:



Такой запас укладывается в нормы технологического проектирования.

Вывод

Принятый к установке конденсатор может быть установлен только горизонтально. В этом случае запас поверхности теплопередачи составит 15%. Вертикальная установка нецелесообразна ввиду отсутствия запаса по поверхности теплопередачи.

Пункт 18

Расчет диаметров штуцеров входа пара, выхода конденсата, входа и выхода воды.

В выбранном к установке конденсаторе четыре штуцера.



Диаметры штуцеров зависят от объемного расхода потока V и скорости этого потока w. Диаметры штуцеров А,Б,В и Г найдем из уравнения расхода, которое для трубы имеет вид:



откуда



Допустимые скорости потока в трубе принимаются на основе практических рекомендаций. Для трубопроводов, по которым жидкость перекачивается насосом (напорные трубопроводы), допустимая скорость лежит в пределах 0,5 ÷ 2,5 м/с. В нашем аппарате это штуцера А и Б для входа и выхода воды. Принимаем скорость в них 1,5 м/с.

Для трубопроводов, по которым движется пар, рекомендуемая скорость 15 ÷ 40 м/с. В нашем конденсаторе это штуцер В. примем скорость пара в нем 20 м/с.

При движении жидкости самотеком (самотечные трубопроводы) рекомендуются скорости в диапазоне 0,1 ÷ 0,5 м/с. Это штуцер Г для вывода конденсата. примем скорость жидкости в нем 0,2 м/с.

ГОСТ устанавливает следующие диаметры штуцеров: 20;25;32;40;50;65;80;100;125;150;200;250;300;350;400 и 500 мм.

Для определения объемного расхода поступающего на конденсацию пара необходимо знать его плотность при заданном давлении 170000 МПа и температуре входа (температура начала конденсации, равной 111оС. Расчет плотности выполняется по формуле:



где Мсм – молярная масса смеси, Р- рабочее давление, Ро – нормальное давление, Т- рабочая температура, То – нормальная температура.

Мольную массу смеси определим по правилу аддитивности:



где Мбенз и Мтол – мольные массы бензола и толуола, у1 и у2 – мольные доли бензола и толуола в составе поступающего на конденсацию пара.

С учетом этого плотность заходящего в аппарат пара будет равна:



Тогда объемный расход пара составит:



Объемный расход конденсата определим по формуле:

,

где плотность конденсата при его средней температуре.

Теперь можно приступить к расчету штуцеров.

Штуцера А и Б для ввода и вывода воды (при ее объемном расходе 0,034 м3/с):



По ГОСТу принимаем штуцер с условным диаметром 200 мм.

Штуцер В для ввода конденсирующегося пара:



По ГОСТу принимаем штуцер с условным диаметром 200 мм. Скорость пара при этом незначительно увеличится, оставаясь в рекомендованном диапазоне 15 ÷ 40 м/с.

Штуцер Г для вывода конденсата:



По ГОСТу принимаем штуцер с условным диаметром 250 мм.

Список используемой литературы:

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов. – 12-е изд., стереотипное. Перепеч. с изд. 1987 г. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005. – 575 с.

2. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию./Под ред. Ю.И. Дытнерского. 2-е изд,.перераб. и доп. М.: Химия, 1991. 496с.

3. Измайлов В.Д., Филиппов В.В. Справочное пособие для расчетов по процессам и аппаратам химической технологии. Самара, СамГТУ, 2006, 44с.

4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. 13-е изд., стереотипное. Перепечатка с девятого издания 1973 г. – М.: ООО ИД «Альянс», 2006. – 753 с.