**Реферат**

Пояснительная записка 24 с., 2 табл., 3 источника, 3 рис.

Материальный баланс колонны, движущая сила, скорость газа, диаметр абсорбера, коэффициенты массопередачи, доля активной части насадки, плотность орошения, коэффициенты массоотдачи, поверхность массопередачи, высота абсорбера, гидравлическое сопротивление орошаемой части абсорбера.

Рассчитать насадочный абсорбер для улавливания ацетона из воздуха водой при температуре 200С.

Содержание

Основные условные обозначения

Введение

1 Устройство и основные конструктивные особенности тарельчатых абсорберов. Тарелки перекрёстного типа

1. Расчет насадочного абсорбера для улавливания ацетона из воздуха
   1. Определение массы поглощаемого вещества и расхода поглотителя
   2. Расчет движущей силы
   3. Расчет скорости газа и диаметра абсорбера
   4. Определение плотности орошения и активной поверхности насадки
   5. Расчет коэффициентов массоотдачи
   6. Расчёт коэффициента массопередачи
   7. Определение поверхности массопередачи и высоты абсорбера

2.8 Расчет гидравлического сопротивления абсорбера

3 Технические параметры

Заключение

Список использованных источников

Основные условные обозначения

а — удельная поверхность, М2/М3;

D— коэффициент диффузии, м2/с;

d— диаметр, м;

F— поверхность массопередачи, м2;

G— расход инертного газа, кг/с;

g— ускорение свободного падения, м/с2;

Н, h — высота, м;

К— коэффициент массопередачи;

L— расход поглотителя, кг/с;

М— масса вещества, передаваемого через поверхность

массопередачи в единицу времени, кг/с;

Mац — мольная масса аммиака, кг/кмоль;

т— коэффициент распределения;

Р—давление, МПа;

Т— температура, К;

U— плотность орошения, м3/м2-с;

ω— скорость газа, м/с;

х — концентрация жидкости;

у — концентрация газа;

ΔХср — средняя движущая сила абсорбции по жидкой фазе, кг/кг;

ΔУср — средняя движущая сила абсорбции по газовой фазе, кг/кг;

β—коэффициент массоотдачи;

ε— свободный объем, м3/м3;

р — плотность, кг/м3;

µ— вязкость, Па-с;

λ — коэффициент трения;

о — поверхностное натяжение, Н/м;

ψ — коэффициент смачиваемости;

ξ— коэффициент сопротивления;

Re — критерий Рейнольдса;

Fr — критерий Фруда;

Гс — критерий гидравлического сопротивления;

Nu — диффузионный критерий Нуссельта;

Рг' — диффузионный критерий Прандтля. Индексы'

к — конечный параметр;

н — начальный параметр;

х — жидкая фаза;

у — газовая фаза;

ср — средняя величина;

0— при нормальных условиях;

в— вода;

Ац— ацетон;

Г— газ;

\*— равновесный состав.

**Введение**

Абсорбцией называют процесс поглощения газов или паров из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями (абсорбентами).

При физической абсорбции поглощаемый газ (абсорбтив) не взаимодействует химически с абсорбентом. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется хемосорбцией.

Физическая абсорбция в большинстве случаев обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора— десорбция.

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

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для очистки этих смесей от вредных примесей.

Абсорбционные процессы широко распространены в химической технологии и являются основной технологической стадией ряда важнейших производств (например, абсорбция SO3 в производстве серной кислоты; абсорбция НС1 с получением соляной кислоты; абсорбция окислов азота водой в производстве азотной кислоты; абсорбция NH3, паров С6Н6, H2S и других компонентов из коксового газа; абсорбция паров различных углеводородов из газов переработки нефти и т. п.). Кроме того, абсорбционные процессы являются основными процессами при санитарной очистке выпускаемых в атмосферу отходящих газов от вредных примесей (например, очистка топочных газов от S02; очистка от фтористых соединений газов, выделяющихся в производстве минеральных удобрений, и т. д.).

1. **Устройство и основные конструктивные особенности тарельчатых абсорберов. Тарелки перекрёстного типа**

Барботажные абсорберы тарельчатого типа выполняют в виде колонн круглого (иногда прямоугольного) сечения, по высоте которых расположены той или иной конструкции тарелки, причем на каждой тарелке осуществляется одна ступень контакта. Таким образом, в рассматриваемых абсорберах происходит ступенчатый контакт с соединением ступеней противотоком: газ поступает в нижнюю часть колонны и выходит сверху; жидкость подводится сверху и выходит снизу. На каждой тарелке, в зависимости от ее конструкции, может осуществляться тот или иной вид движения фаз, обычно перекрестный ток или полное перемешивание жидкости.

Тарелки можно подразделить на четыре основные группы:

1). Тарелки перекрестного типа, в которых движение газа и жидкости осуществляется перекрестным током. Эти тарелки имеют специальные переливные устройства для перетока жидкости с одной тарелки на другую, причем газ по переливам не проходит.

2.) Тарелки провального (беспереливного) типа, в которых переливные устройства отсутствуют, так что газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия. На этих тарелках контакт газа и жидкости осуществляется по схеме полного перемешивания жидкости.

3.) Тарелки с однонаправленным движением газа и жидкости (прямоточные). В данном случае газ выходит из отверстий в направлении движения жидкости по тарелке; это вызывает снижение продольного перемешивания и способствует движению жидкости, что приводит к уменьшению гидравлического градиента. Эти тарелки обычно имеют переливы, но существуют и конструкции без переливов.

4) Тарелки прочих типов.

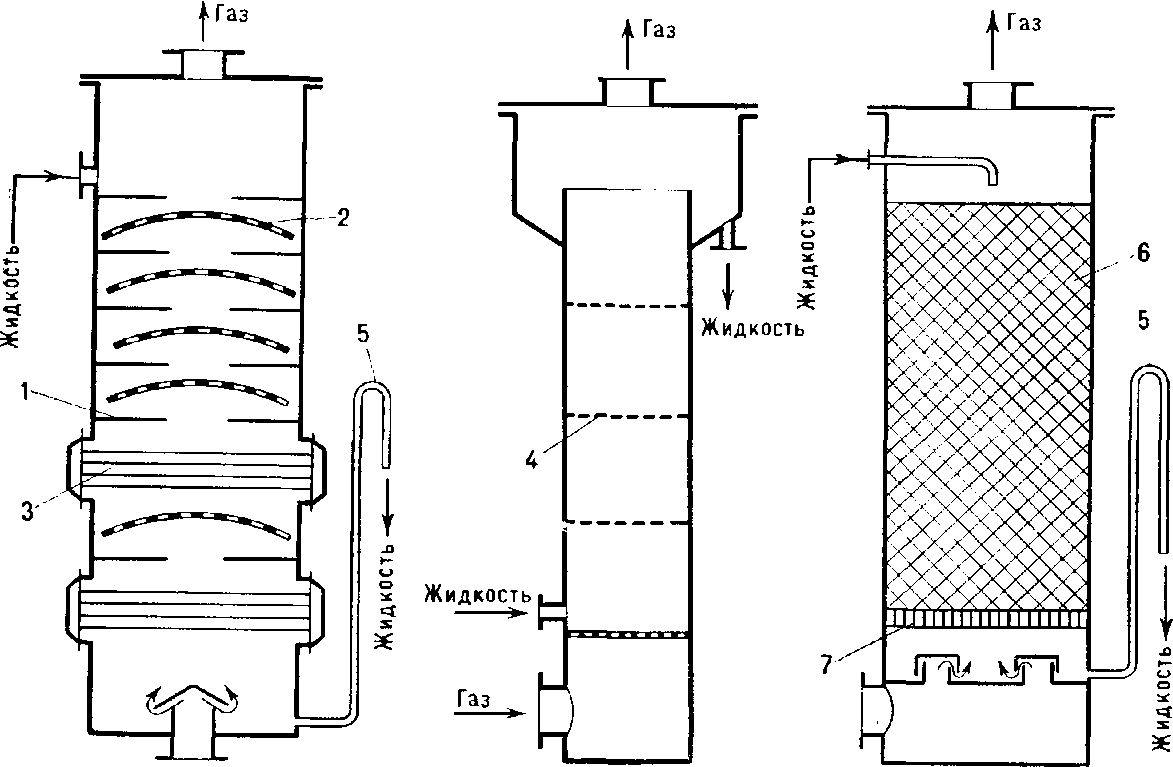


Рис. 1. Барботажные абсорберы с секционированием и с насадкой

а — абсорбер с пассетами; б — абсорбер с секционированием сит-чатыми тарелками; в — абсорбер с насадкой (эмульгационная колонна); 1 — днище пассета; 2— дырчатый колпак; 3— холодильный элемент; 4 — перфорированные перегородки (ситчатые тарелки); 5 — утка; б — насадка; 7 — решетка.

Тарелки перекрестного типа. К этой группе относятся колпачковые, ситчатые, клапанные и колпачково-ситчатые тарелки.

**Колпачковые тарелки.** На рис.1 показано устройство колпачковой тарелки и колпачков. На каждой тарелке имеются патрубки 1 (см. рис. 1), закрытые сверху колпачками 2. Жидкость перетекает с тарелки на тарелку через переливы 3, причем уровень жидкости на тарелке устанавливается несколько выше верхнего обреза сливного порога 4. Нижняя часть переливного устройства опущена под уровень жидкости, что создает гидравлический затвор, не допускающий прохода газа через перелив. Движение жидкости по тарелке от перелива с вышележащей тарелки к переливу на нижележащую тарелку происходит в горизонтальном направлении. Чтобы жидкость перетекала только через переливы, а не через патрубки, верхние обрезы последних должны быть выше уровня жидкости на тарелке. Колпачки нижними краями погружены в жидкость. Газ проходит по патрубкам 1 в пространства под колпачками и, выходя далее из-под колпачка, барботирует через слой жидкости.

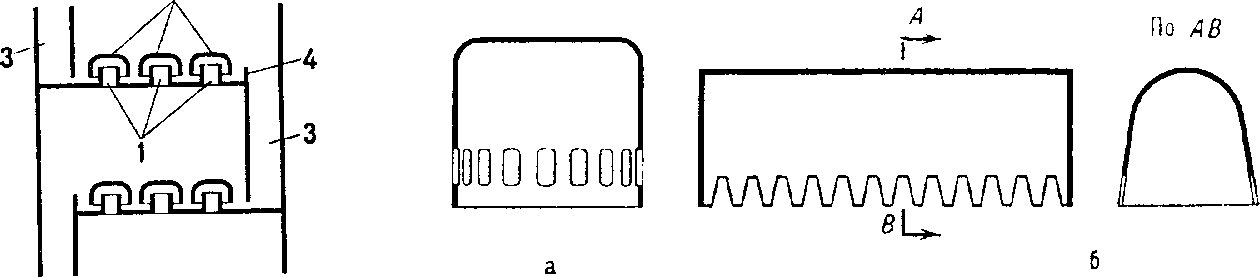


Рис. 2 Колпачковая тарелка и колпачки

1 — патрубки; 2 — колпачки; 3 — переливы; 4 — сливной порог,

а — круглый с прямоугольными прорезями; б — прямоугольный с зубцами.

Различные типы колпачковых тарелок отличаются главным образом конструкцией колпачков. По форме различают круглые и прямоугольные или туннельные колпачки. Колпачки другой формы применяются редко.

Нижние края колпачков обычно снабжены зубцами или прорезями в виде узких вертикальных щелей. Иногда употребляют колпачки с гладким нижним краем. Ранее придавали большое значение устройству зубцов или прорезей,полагая, что они способствуют лучшему дроблению газа на отдельные струйки и пузырьки. Однако более поздние исследования показали,что при применяемых на практике скоростях газа прорези не оказывают заметного влияния на процесс массопередачи и при гладком нижнем крае колпачка достигается тот же эффект. Основное назначение зубцов и прорезей— устранять односторонний выход газа из-под колпачка в случае отклонения плоскости его нижнего края от горизонтали вследствие перекоса при монтаже.

Колпачки с зубцами и нижним гладким краем устанавливают с некоторым зазором по отношению к плоскости тарелки. Колпачки с прорезями также устанавливают с зазором к этой плоскости, но они могут быть установлены и без него.

Наиболее распространены тарелки с колпачками сравнительно небольшого диаметра (80—150 мм); при загрязненных жидкостях до 200— 300 мм; такие колпачки на тарелке устанавливают обычно в значительном количестве (многоколпачковые тарелки). В некоторых случаях, например при работе с загрязненными жидкостями (в частности, в содовом производстве), применяют одноколпачковые тарелки, на которых устанавливают один колпачок большого диаметра (около 2 м). Такие одноколпачковые тарелки снабжают обычно наружными переливными устройствами.

**Ситчатые тарелки.** Эти тарелки имеют отверстия диаметром 2—8 мм (иногда применяют щелевые отверстия шириной до 4 мм), через которые проходит газ, барботирующий затем через слой жидкости на тарелке. Уровень жидкости на тарелке поддерживается переливным устройством, аналогичным применяемому в колпачковых тарелках.При нормальных нагрузках по газу жидкость через отверстия не протекает, так как она поддерживается снизу давлением газа. При низких нагрузках по газу давление газа не может удержать слой жидкости, соответствующий высоте перелива. При этом уровень жидкости устанавливается ниже перелива и жидкость проходит через те же отверстия, через которые движется газ, т. е. тарелка работает в провальном режиме аналогично тарелкам провального типа . В случае еще более низких нагрузок по газу на тарелке отсутствует слой жидкости и она выключается из работы. Таким образом, по сравнению с колпачковыми ситчатые тарелки обладают более узким диапазоном работы.

Разновидностью аппаратов с ситчатыми тарелками являются разработанные Позиным пенные аппараты. Основное отличие пенного аппарата состоит в устройстве перелива. В то время как в обычных абсорберах с ситчатыми тарелками происходит свободный слив жидкости через перелив тарелки, в пенных аппаратах осуществляется слив с подпором пены через прямоугольное отверстие в стенке аппарата. Сам перелив наружный и выполнен в виде коробки, в которой разрушается пена. Применением слива с подпором пены искусственно увеличивают ее высоту на тарелке. При небольших нагруз ках по жидкости высота пены уменьшается и происходит свободный слив, как в обычных ситчатых тарелках.

Иногда, чтобы предотвратить забивание тарелки осадками (при за\* грязненных жидкостях) и снизить гидравлическое сопротивление, применяют ситчатые тарелки, установленные под небольшим наклоном (3—5°) к горизонтальной плоскости. На наклонных тарелках сливной порог отсутствует и жидкость поступает в переливное устройство непосредственно с плоскости тарелки. Испытания показали, что по эффективности массопередачи наклонные ситчатые тарелки значительно уступают горизонтальным вследствие уменьшения слоя жидкости на тарелке. Поэтому наклонные тарелки не получили распространения.

Клапанные тарелки.

Эти тарелки являются видоизменением ситчатых, приспособленным для работы при сильно меняющихся газовых нагрузках. Это достигается тем, что отверстия в тарелке перекрыты клапанами, степень открытия которых зависит от нагрузки по газу. При низких нагрузках подъем клапана мал и площадь живого сечения для прохода газа тоже мала. С повышением нагрузки увеличиваются подъем клапана и площадь живого сечения. Таким образом, скорость газа в живом сечении отверстий остается приблизительно постоянной при изменении нагрузки в широких пределах, что и обеспечивает работу тарелки в этом диапазоне нагрузок без провала жидкости.

1. **Расчёт насадочного абсорбера для улавливания ацетона из воздуха**

Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются в основном поверхностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями фаз.

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи:

**F==** (1)



где Кх, Ку — коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, кг/(м2-с).

2.1 Определение массы поглощаемого вещества и расхода поглотителя

Массу переходящих из воздуха в поглотитель аммиака М находят из уравнения материального баланса:

**М = G(Ун-Ук)** = L(Хк-Xн) (2)

где L, G — расходы соответственно чистого поглотителя и газа, кг/с;

Хн, Хк начальная и конечная концентрации аммика в воде, кгА/кгВ;

Ун, Ук — начальная и конечная концентрации бензольных углеводородов в газе, кг А/кгГ.

Пересчитаем концентрации и нагрузки по фазам для получения выбранной для расчета размерности:

У =(М(Ац)\*У)/Мг(3)

н = 58\*0,06/29 = 0,12 кг Ац/кг Г



к = 58\*0,0015/29 = 0,003 кг Ац/кг Г



Конечная концентрация аммиака в воде Хк обусловливает его расход, который, в свою очередь, влияет на размеры абсорбера и часть энергетических затрат, связанных с перекачиванием жидкости и ее регенерацией. Поэтому Хк выбирают, исходя из оптимального расхода поглотителя. Примем расход поглотителя L в 1,5 раза больше минимального Lmin. Минимальный расход поглотителя найдем по графику зависимости между содержанием ацетона в воздухе и воде при температуре 25°С. Для этого строятся рабочая и равновесная линии процесса.

Равновесную линию строим по следующим данным:

У\* = 1,68·Х

|  |  |
| --- | --- |
| Х, кгАц/кгВ | У\*, кгАц/кгГ |
| 0 | 0 |
| 0,05 | 0,084 |

Зная Ук, проводим воображаемую линию до пересечения с равновесной линией. Точка пересечения и будет характеризовать минимальный расход поглотителя.

Получили концентрацию ацетона в воде, равновесную с концентрацией его в газе Ун = 0,087 кгАц/кгВ.



В этом случае конечную концентрацию Хк определяют из уравнения материального баланса:

М = Lmin(\*Ун – н) = 1,5Lmin(к - н) (4)



Отсюда

к = (\*Ун +0,5 н)/1,5 = (0,087 – 0,5\*0)/1,5 = 0,058



Lmin находим по графику (рис. 3) как тангенс угла наклона равновесной линии к оси Ох:

Lmin = (Ун-Ук) /(\*Ун – н) **(5)**



Lmin =(0,12 – 0,03)/0,087 = 1,034

Удельный расход поглотителя равен:

lуд = 1,5Lmin = 1,5·1,034 = 1,55 кг/кг

Пересчитаем расход газа в выбранных единицах (кг/с):

G = ρоу·V = 1,293·2 = 2,57(кг/с),

ρоу –плотность воздуха при нормальных условиях.

Т.к. lуд = L/G, то из этого выражения находят расход поглотителя:

L = 1,55·2,57 = 4,00 (кг/с)

* 1. Расчёт движущей силы.

Движущая сила в единицах концентрации газовой фазы определяется по формуле:

Δср =



где Δ и Δ - большая и меньшая движущие силы на входе потоков в абсорбер и на выходе из него, кгАц/кгГ (см. рис. 3).



В данном случае Δ = - \*Хк и Δ = - \*Хн , где \*Хн и \*Хк – концентрации ацетона в воздухе, равновесные с концентрациями в жидкой фазе (поглотителе) соответственно на вхрде в абсорбер и на выходе из него (см. рис. 3).



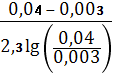
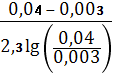
Δ = 0,12 – 0,08 = 0,04 кгАц/Г



Δ =0,003 – 0 = 0,003 кгАц/кгГ



Δср = = 0,01429 кгАц/кгГ.



* 1. Расчёт скорости газа и диаметра абсорбера

Предельную скорость газа в насадочных абсорберах можно рассчитать по уравнению:

lg =А - В (7)



где ωпр – предельная фиктивная скорость газа, м/с;

µх,µв – вязкость соответственно поглотителя и воды.

А = -0,073, В = 1,75.

Пересчитаем плотность газа на условия в абсорбере:

ρу = ρоу· = 1,293· = 1,205(кг/м3)



Решая уравнение(7), получаем ωпр = 4,16 м/с. Примем ω = 0,2 ωпр;

ωпр = 0,832 м/с. Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода:

d = = (8)



d = = 1,67 м.



Выбираем стандартный диаметр обечайки абсорбера d≈1,8 м. При этом действительная рабочая скорость газа в колонке будет равна:

ω = 0,832· = 0,72 (м/с)



* 1. Определение плотности орошения и активной поверхности насадки

Плотность орошения (скорость жидкости) рассчитывают по формуле:

U = L/ρx·S (9)

где S – площадь поперечного сечения абсорбера, м2 .

Подставив, получают:

U = 4/(998·0,735·3,82) = 0,00158(м3/м2·с) = 15,8·10-4(м3/м2·с)

Доля активной поверхности насадки ψа может быть найдена по формуле:

ψа = (10)



где р и q –коэффициенты, зависящие от типа насадки; р = 0,0078, q = 0,0146

ψа = 0,57

* 1. Расчёт коэффициентов массоотдачи

Для регулярных насадок, к которым относятся кольца Рашига, коэффициент массоотдачи в газовой фазе βу находят из уравнения:

Nu′у = 0,167 (11)



где Nu′у = βу/Dy - диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы.



Отсюда βу = 0,167 (12)



где Dy – коэффициент диффузии ацетона в газовой фазе, м/с2;

Rey = ωρy/εµу – критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке;



= µу/ ρyDy – диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы;



µу – вязкость газа,Па·с;

l – высота элемента насадки, м.

Рассчитаем коэффициент молекулярной диффузии ацетона в воздухе Dy.

При отсутствии экспериментальных данных коэффициент молекулярной диффузии газа а в газе В (или газа В в газе А) может быть вычислен по формуле:

Dy = (13)



Где Dy – коэффициент диффузии ацетона в газовой фазе, м/с2;Т – температура, К; р –давление, кгс/см2; МА и МВ – молярные массы газов А и В;vA,vB – мольные объёмы газов А и В, для ацетона vA = 74 см3/моль, для воздуха vB = 29,9 см3/моль.

Dy = = 5,62·10-4(м2/с)



Rey = 0,72·0,027·1,205/0,735·17,3·10-6 = 1842

17,3·10-6/5,62·10-4·1,205= 0,03



По формуле (12) вычисляем коэффициент массоотдачи в газовой фазе βу = 0,167=0,212 (м/с)



Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе βх находим из обобщённого уравнения, пригодного в том числе, и для регулярных насадок:

Nu′х = 0,0021 (13)



где Nu′х = βх·δпр/Dх – диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы.

Отсюда βх = 0,0021(Dх/δпр) (14)



где Dх – коэффициент диффузии ацетона в воде, м2/с;

δпр= (µх2/ ρх2g)1/3 - приведённая толщина стекающей плёнки жидкости, м;

Reх = 4Uρх/аµх – модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке плёнке жидкости;

=µх/ρхDх – диффузионный критерий Прандтля для жидкости.



В разбавленных растворах Dх может быть вычислен достаточно точно по уравнению:

Dх = 7,4·10-12 (15)



где М – молярная масса воды, кг/кмоль; Т – температура воды, К; µх- вязкость воды, мПа·с; мольный объём ацетона, см3/моль;



β – параметр, учитывающий ассоциацию молекул.

Подставив, получим:

Dх = 7,4·10-12 = 1,12·10-9(м2/с)



δпр= (1·10-3)2/(998)29,8)1/3 = 4,7·10-5 (м)

Reх = 4·0,00158·998/110·10-3 = 5,73

=1·10-3/998·1,12·10-9 = 890



Вычисляем коэффициент массоотдачи в жидкой фазе по формуле (14):

βх =(0,0021· 1,12·10-9)/ (4,7·10-5)·5,730,75·8900,5 = 5,52·10-6(м/с)

* 1. Расчёт коэффициента массопередачи

Коэффициент массопередачи Ку находим из уравнения аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

Ку= (16)



где m – коэффициент распределения,находится из уравнения равновесной линии (см. рис. 3); кг М/кг Г.

Выразим βх и βу в выбранной для расчёта размерности:

βу = 0,212ρу = 0,212·1,205 =0,255(кг/м2·с)

βх =5,52·10-6 ρх =5,52·10-6·998 = 5,5·10-3 (кг/м2·с)

Таким образом, Ку = =0,0032 (кг/м2·с)



2.7 Определение поверхности массопередачи высоты абсорбера

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи:

F = = (17)



где Кх и Ку – коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам; кг/(м2·с), М – производительность абсорбера по поглощаемому компоненту, которая находится из уравнения (2):

М = G(Ун-Ук); М = 2,55·(0,12 – 0,003) = 0,301(кг/с)

F= 0,301/0,0032·0,01429= 6582(м2).

Высоту насадки, требуемую для создания этой поверхности, рассчитаем по формуле:

Н= (18)



Подставив, получим: Н = 6582/0,785·110·1,820,57 =41 (м)

Принимая высоту яруса насадки 3 м, а расстояние между ярусами 0,3 м, определим высоту насадочной части абсорбера:

Нн = Н+ 0,3(Н/3 – 1) = 41+0,3(41/3- 1) = 44,8 (м)

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Примем это расстояние равным 1 – 1,5d.

Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства, в котором часто устанавливают каплеотбойные устройства для предотвращения брызгоуноса из колонны. Примем это расстояние равным 2,4 м. Тогда общая высота одного абсорбера:

На = Нн+1,05 d+2,4= 44,8+1,05\*1,8+2,4 = 49,1 м.

2.8 Расчёт гидравлического сопротивления абсорбера

Гидравлическое сопротивление ΔР находят по формуле:

ΔР = ΔРс·10bU (19)

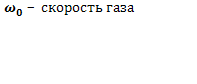
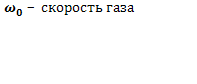
где ΔРс – гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой жидкостью) насадки, Па;U- плотность орошения, м3/(м2·с); b- коэффициент(b = 169).

Гидравлическое сопротивление сухой насадки определяют ΔРс по уравнению:

ΔРс = λ·ρу (20)



Где λ - коэффициент сопротивления регулярных насадок;в свободном сечении насадки; /ε; м/с.



Коэффициент сопротивления регулярных насадок находят по уравнению:

λ = λтр+ξ(dэ/l) (21)

где λтр – коэффициент опротивления трению (λтр = 0,053);ξ – коэффициент местного сопротивления:

ξ = 4,2/ε2 – 8,1/ε+3,9 (22)

ξ = 4,2/(0,735)2 – 8,1/0,735+3,9 = 7,78 – 11,02+3,9 = 0,66

λ = 0,053+0,66(0,027/0,05) = 0,41

ΔРс = 0,41·(41/0,027)·(0,72/0,735)2·1,205 = 720(Па)

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки ΔР равно:

ΔР = 720·10169·0,00158 = 1327 (Па)

1. Технические параметры

Технические параметры насадочного абсорбера для улавливания ацетона из воздуха представлены в таблице:

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр | Единицы измерения | Значение |
| Газ | - | Воздух |
| Целевой компонент | - | Ацетон |
| Поглотитель | - | Вода |
| Концентрация целевого компонента:  в газовой фазе:  -начальная:  -конечная:  в жидкой фазе:  -начальная:  -конечная: | КгАц/КгГ  КгАц/КгВ | 0,12  0,003  0  0,058 |
| Расход газа | Кг/с | 2,59 |
| Расход поглотителя | Кг/с | 4,00 |
| Средняя движущая сила | КгАц/КгГ | 0,01429 |
| Диаметр абсорбера | м | 1,8 |
| Рабочая скорость газа | м/с | 0,72 |
| Плотность орошения | м3/(м2·с) | 0,00158 |
| Доля активной поверхности насадки | - | 0,57 |
| Коэффициенты массоотдачи:  в газовой фазе:  в жидкой фазе: | Кг/(м2·с) | 0,255  0,0055 |
| Коэффициент массопередачи | Кг/(м2·с) | 0,0032 |
| Поверхность массопередачи | М2 | 6582 |
| Высота насадки абсорбера | м | 41 |
| Высота насадочной части абсорбера | м | 44,8 |
| Высота одного абсорбера | м | 49,1 |
| Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки | Па | 1327 |

Заключение

В данной курсовой работе представлен расчёт насадочного абсорбера с насадками в виде регулярных колец Рашига (50х50х5) для улавливания ацетона из воздуха водой при температуре 200С.

**Список использованных источников**

1. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию /Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия. 1996 – 496 с.
2. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1971 – 788 с.
3. Абсорбция газов / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976 – 655 с.