

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное
учреждение высшего образования
«СЕВАСТОПОЛЬСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»
Политехнический институт

РАСЧЕТ НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

Методические указания
к выполнению раздела курсового проекта
по дисциплине «Системы защиты биосферы:
Процессы и аппараты защиты атмосферы» Модуль 1
для бакалавров направления подготовки 20.03.01
«Техносферная безопасность»
очной и заочной форм обучения

Севастополь
СевГУ
2017

УДК 504.3.064 : [62-784.2 : 66.071.6.081](076.5)
ББК 26.23Я73

Рецензент:

А.Н. Одинцов – кандидат технических наук, доцент кафедры
«Техносферная безопасность».

Составители: Буркова Е.В., Хоменко Т.Ю.

Расчет насадочного абсорбера: метод. указания к выполнению курсового проекта для студентов направлений «Техносферная безопасность» по дисциплине «Системы защиты биосферы: Процессы и аппараты защиты атмосферы» / Сост. Е.В. Буркова, Т.Ю. Хоменко – Севастополь: СевГУ, 2017. – 30 с.

Целью методических указаний является оказание помощи студентам дневной и заочной форм обучения по специальности «Инженерная защита окружающей среды» в выполнении курсового проекта по дисциплине «Системы защиты биосферы: Процессы и аппараты защиты атмосферы». В методических указаниях кратко изложены теоретические вопросы массопередачи. Для облегчения выполнения курсового проекта приведен пример расчета насадочного абсорбера. Он включает количественную оценку компонентов, участвующих в процессе абсорбции, решение уравнений массопередач и определение конструктивных параметров абсорбера.

УДК 504.3.064 : [62-784.2 : 66.071.6.081](076.5)
ББК 26.23я73

Методические указания рассмотрены и утверждены на заседании кафедры «Техносферная безопасность», протокол № 5 от 26 декабря 2016 г.

Допущено учебно-методическим отделом Политехнического института СевГУ в качестве методических указаний.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение.....	3
1. Краткие теоретические сведения.....	4
1.1 Общие сведения о массопередаче.....	4
1.2 Равновесие в системе газ – жидкость.....	5
1.3 Фазовое равновесие. Линия равновесия.....	6
1.4 Материальный баланс. Рабочая линия.....	7
1.5 Кинетика процесса абсорбции.....	9
1.6 Уравнение массоотдачи.....	10
1.7 Уравнение массопередачи.....	10
1.8 Устройство абсорберов.....	13
2. Порядок выполнения расчета.....	14
2.1 Пример расчета насадочного абсорбера.....	14
2.2 Решение уравнений массопередачи.....	18
3. Обобщенные результаты анализа.....	26
4. Индивидуальные задания.....	26
5. Сроки выполнения.....	27
6. Контрольные вопросы.....	27
Библиографический список.....	28
Приложение А1.....	29
Приложение А2.....	29
Приложение А3.....	29
Приложение Б.....	30

Цель работы: Освоить методику расчета насадочного абсорбера. Перед выполнением курсового проекта, в соответствии с настоящими методическими указаниями, студент должен изучить теоретическую часть.

ВВЕДЕНИЕ

Абсорбцией называется перенос компонентов газовой смеси в объем соприкасающейся с ней конденсированной фазы. При абсорбции происходит избирательное поглощение одного или нескольких компонентов из газовой смеси жидкими поглотителями. Процесс абсорбции осуществляется в специальных аппаратах - абсорберах.

Абсорбция, как и другие процессы массопередачи, протекает на поверхности раздела фаз. Для интенсификации процесса абсорбции необходимы аппараты с развитой поверхностью контакта между жидкой и газовой фазами (абсорбента с газом-носителем). Различают физическую и химическую абсорбцию (хемосорбцию). При физической абсорбции происходит физическое растворение абсорбируемого компонента в растворителе, которое не сопровождается химической реакцией. При хемосорбции абсорбируемый компо-

нент вступает в химическую реакцию с поглотителем, образуя новые химические соединения в жидкой фазе.

Насадочные абсорберы получили наибольшее применение в промышленности. В насадочных колоннах обеспечивается лучший контакт обрабатываемых газов с абсорбентом, чем в полых распылителях, благодаря чему интенсифицируется процесс массопереноса и уменьшаются габариты очистных устройств.

Эти абсорберы представляют собой колонны, заполненные насадкой - твердыми телами различной формы. В качестве насадки наиболее широко применяют тонкостенные кольца Рашига, имеющие высоту, равную диаметру, который изменяется в пределах 15-150 мм.

Эффективность массопередачи в насадочных колоннах значительно зависит от равномерности распределения потоков контактирующих фаз, соотношения их скоростей и условий орошения элементов насадки.

Жидкость в насадочной колонне течет по элементу насадки в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. Однако при перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости проходит на расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг.

Начальная равномерность распределения абсорбента достигается посредством ее диспергированной подачи на поверхность насадки через распылительные форсунки или распределительные тарелки с большим числом отверстий.

1. КРАТКИЕ ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ СВЕДЕНИЯ

1.1. Общие сведения о массопередаче

В процессе очистки газов широко используют процессы массопередачи, характеризующиеся переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую. При очистке газов в основном используют процессы массопередачи между газовой и жидкой фазами.

Поглощение газа жидкостью, т.е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой фазы в жидкую, называется *абсорбцией*. Обратный процесс, выделение газа из жидкости - *десорбция*. Жидкий поглотитель - *абсорбент*, поглощаемый газ - *абсорбтив*. Поглощение газа твердым пористым поглотителем, т.е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой фазы в твердую называется *адсорбцией*. Обратный процесс - *десорбция*, часто проводится после адсорбции с целью регенерации поглощенного вещества из поглотителя. Разновидностью адсорбции является ионный обмен - процесс разделения, основанный на способности ионитов обменивать свои подвижные ионы на ионы растворов. Если же

газ (абсорбтив) образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется *хемосорбцией*.

Массопередача происходит обычно через границу раздела соприкасающихся фаз. Перенос вещества из фазы к границе раздела фаз или в обратном направлении, т.е. в пределах одной из фаз, называется *массоотдачей*.

Абсорбция относится к массопередаче, в которой участвуют минимально три вещества: одно образует первую фазу, другое - вторую фазу, а третье представляет собой распределяемое между фазами вещество. Вещества, составляющие каждую из фаз, являются лишь носителями распределяемого вещества, а сами не переходят из фазы в фазу. Так, например, при поглощении аммиака водой из его смеси с воздухом вода и воздух служат носителями распределяемого вещества (аммиака). Распределяемое вещество внутри каждой фазы переносится путем диффузии, поэтому процессы массопередачи называются также *диффузионными процессами*. Для диффузионных процессов принимают, что количество вещества приблизительно равно поверхности раздела фаз и движущей силе. Движущую силу в процессе массопередачи выражают через разность концентраций.

Расчетные выражения движущей силы для процессов массоотдачи и массопередачи неодинаковы. Процессы массоотдачи в большей части обратимы, т.е. могут протекать в противоположных направлениях в зависимости от температуры, давления и др.

1.2. Равновесие в системе газ – жидкость

Равновесие между жидкой и газовой фазами устанавливается при весьма продолжительном соприкосновении фаз, оно определяется термодинамическими свойствами извлекаемого компонента и поглотительного раствора и зависит от концентрации, температуры и давления фаз.

При абсорбции переход компонента из газовой фазы в жидкую продолжается до тех пор, пока парциальное давление компонента в газовой фазе не станет равным равновесному давлению этого компонента над раствором.

Состояние равновесия между концентрацией газа в газовой и жидкой фазах характеризуется константой фазового равновесия (коэффициент распределения), которая равна отношению концентрации компонента в газовой фазе к его концентрации в жидкой фазе (формула 1.1):

$$m = \frac{\bar{y}^*}{\bar{x}}. \quad (1.1)$$

В зависимости от способа выражения концентрации в газовой и жидкой фазах константа фазового равновесия имеет следующий вид (формула 1.2):

$$\left. \begin{aligned} m_c &= \frac{C_z^*}{C_{жс}} \\ m_{yx} &= \frac{y^*}{x} \\ m_{px} &= \frac{P^*}{\bar{x}} \\ m_{Pc} &= \frac{P^*}{C} \\ m_{p\bar{c}} &= \frac{P^*}{\bar{C}} \end{aligned} \right\} . \quad (1.2)$$

Символы, обозначенные (*), относятся к равновесным концентрациям компонентов, а индексы при константе фазового равновесия (m) относятся:

1-й - к единицам концентрации газовой фазы, 2-й - к единицам концентрации жидкой фазы.

Если единицы измерения концентрации газовой и жидкой фаз одинаковы, то ставится один индекс, а константа фазового равновесия безразмерна. Во всех остальных случаях (m) имеет размерность.

1.3. Фазовое равновесие. Линия равновесия

Рассмотрим случай поглощения SO_2 из смеси с воздухом чистой водой. Ввиду отсутствия равновесия, начальные условия будут следующими: концентрация $SO_2 = y$ в фазе Φ_y (воздух); концентрация $SO_2 = x$ в фазе Φ_x (вода).

С началом растворения SO_2 в воздухе начнется переход части его молекул в обратном направлении со скоростью приблизительно равной концентрации SO_2 в H_2O и на границе раздела фаз, с течением времени (τ) скорость перехода ($Wп$) SO_2 в H_2O будет снижаться, а скорость обратного перехода будет возрастать, причем такой двусторонний переход будет продолжаться до тех пор, пока скорости переноса в обоих направлениях не станут равными друг другу. При равенстве скоростей установится *динамическое равновесие*, при котором не будет происходить видимого перехода вещества из фазы в фазу.

При равновесии достигается определенная зависимость между предельными или равновесными концентрациями распределяемого вещества в фазах для данных температуры и давления, при которых осуществляется процесс массопередачи.

В самом общем виде связь между концентрациями распределяемого вещества в фазах при равновесии выражается зависимостью (формула 1.3):

$$\begin{aligned}\bar{y}^* &= f(\bar{x}), \\ \bar{x}^* &= f(\bar{y}).\end{aligned}\quad (1.3)$$

Конкретный вид закона равновесного распределения, выражающего зависимость (1.3), различен для разных процессов массопередачи. При низких концентрациях распределяемого вещества в исходном растворе равновесие описывается законом Генри.

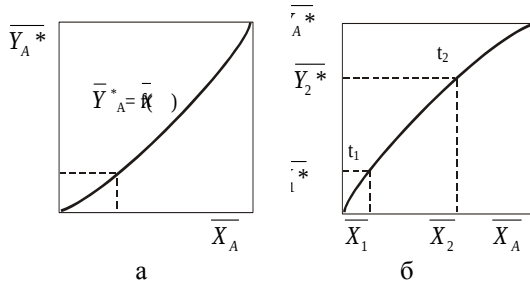


Рис. 1.1. Диаграммы равновесия: а – при $p = \text{const}$ и $t = \text{const}$;
б – при $p = \text{const}$

Зная линию равновесия для конкретного процесса и рабочие, т.е. равновесные концентрации фаз в соответствующих точках, можно определить направление и движущую силу массоотдачи в любой точке аппарата. На основе этих данных может быть рассчитана средняя движущая сила, а по ней – скорость процесса массоотдачи.

1.4. Материальный баланс. Рабочая линия

В реальных условиях рабочие концентрации распределяемого вещества не равны равновесным и в действующих аппаратах никогда не достигают равновесных значений. Зависимость между рабочими концентрациями распределяемого компонента в фазах $\bar{y} = f(\bar{x})$ изображается линией, которая называется *рабочей линией процесса*. Вид функции можно получить из решения материального баланса.

Пусть имеется рабочий аппарат, в котором происходит процесс массопереноса (рис. 1.2).

Здесь L_n - жидкая фаза, кг/с $\bar{x}_n$ (массовая доля распределяемого вещества);

G_n - газовая фаза, кг/с $\bar{y}_n$ (массовая доля распределяемого вещества).

Составим материальный баланс для фаз и компонентов распределяемых в аппарате в целом, следовательно, установим функцию изменения $\bar{y}$ (распределяемого вещества), т.е. изменение рабочей линии процесса массопередачи.

Материальный баланс по всему веществу определяется как (формула 1.4):

$$G_n + L_n = G_k + L_k, \quad (1.4)$$

Материальный баланс по распределяемому веществу равен (формула 1.5):

$$G_n \bar{y}_n + L_n \bar{x}_n = G_k \bar{y}_k + L_k \bar{x}_k, \quad (1.5)$$

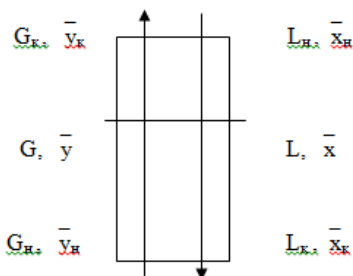


Рис. 1.2. Противоточный массообменный аппарат

Для текущего сечения аппарата, начиная с нижнего конца, получаем:

$$G_n + L = G + L_k - \text{по всему веществу};$$

$$G_n \cdot \bar{y}_n + L \cdot \bar{x} = L_k \cdot \bar{x}_k + G \cdot \bar{y} - \text{по распределяемому веществу, откуда:}$$

$$\bar{y} = \frac{L}{G} \bar{x} + \frac{G_n \bar{y}_n - L_k \bar{x}_k}{G}. \quad (1.6)$$

Выражение (1.6) представляет собой уравнение рабочей линии, выражающее связь между рабочими концентрациями распределяемого компонента в фазах для произвольного сечения аппарата.

Если принять, что $L_{\kappa} = L$ и $G_{\kappa} = G$, то:

$$\bar{y} = \frac{L}{G} \bar{x} + \left(\bar{y}_n - \frac{L}{G} \bar{x}_n \right). \quad (1.7)$$

Введем обозначения:

$$\frac{L}{G} = A, \quad \bar{y}_n - \frac{L}{G} \bar{x}_n = B,$$

тогда,

$$y = A \bar{x} + B. \quad (1.8)$$

Таким образом, рабочая линия представляет собой прямую, которая наклонена к горизонту под углом, тангенс которого равен A , и отсекает на оси ординат отрезок, равный B . Рабочая линия всего аппарата ограничена точками системы координат $\bar{x}_n, \bar{y}_n$ и $\bar{x}_\kappa, \bar{y}_\kappa$.

1.5. Кинетика процесса абсорбции

При отсутствии равновесия между фазами происходит переход вещества из одной фазы в другую. Скорость этого процесса описывается уравнениями:

$$M = K_y F \Delta y_{cp}, \quad (1.9)$$

$$M = K_x F \Delta x_{cp}, \quad (1.10)$$

где M - масса вещества переходящая из газовой фазы в жидкую в единицу времени, кмоль/ч или кг/ч;

K_y - поверхностный коэффициент массопередачи, кмоль/ (м²·с·Па) или кг/ (м²·с·Па);

F - поверхность соприкосновения фаз, м²;

$\Delta x_{cp}, \Delta y_{cp}$ - средняя движущая сила процесса.

Процесс массопередачи протекает в две стадии: перенос вещества из газовой фазы к поверхности соприкосновения фаз, а затем от поверхности раздела фаз в жидкую фазу. Перенос вещества внутри фазы осуществляется путем молекулярной диффузии, либо конвекцией, либо тем и другим одновременно.

1.6. Уравнение массоотдачи

В практических расчетах принимают, что количество вещества, переносимого в единицу времени в каждой из фаз, пропорционально разности концентраций в ядре и на границе фазы либо на границе фазы и в ядре потока.

Основное уравнение массоотдачи выражается следующим образом:

для фазы Φ_y

$$M = \beta_y F (y - y_{zp.}), \quad (1.11)$$

для фазы Φ_x

$$M = \beta_x F (\bar{x}_{zp} - \bar{x}), \quad (1.12)$$

здесь β_x - коэффициент массоотдачи в жидкой среде;

β_y - коэффициент массоотдачи в газовой среде.

Они показывают, какое количество вещества переходит от поверхности раздела фаз в ядро фазы (или в обратном направлении) через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице. Коэффициент β является функцией многих переменных, т.е. $\beta_y = f$ (физические свойства среды, ρ , μ , геометрических параметров и др.).

1.7. Уравнение массопередачи

Сложность расчета заключается в том, что практически невозможно измерить концентрацию распределяемого компонента у границы раздела фаз. Учитывая это, основное уравнение массопередачи определяет количество M вещества, переносимого из фазы в фазу в единицу времени, т.е.:

$$M = K_y F (y - y^*), \quad (1.13)$$

$$M = K_x F (\bar{x} - \bar{x}^*), \quad (1.14)$$

где y^* , $\bar{x}^*$ – равновесные концентрации в данной фазе, они соответствуют концентрации распределяемого вещества в основной массе (ядре) другой фазы;

K_y , K_x – коэффициенты массопередачи.

При такой форме записи уравнения массопередачи движущая сила процесса выражается разностью между рабочей и равновесной концентраци-

ей $y - y^*$ (или наоборот) и отражает меру отклонения системы от состояния равновесия.

Концентрация фаз изменяются при их движении вдоль поверхности раздела фаз, поэтому:

$$M = K_y F \Delta y_{cp}, \quad (1.15)$$

$$M = K_x F \Delta x_{cp}. \quad (1.16)$$

По указанным уравнениям определяется F , но необходимо рассчитать K_y и Δy_{cp} . Величина M задается либо рассчитывается из условия материального баланса.

Для решения уравнения (1.15) необходимо знать Δy_{cp} , выраженную разностью между концентрацией компонента одной из фаз и равновесной концентрацией ($y - y^*$). Чем больше эта разность, тем с больше скоростью протекает процесс. Значения Δy_{cp} или Δx_{cp} можно рассчитать как среднюю интегральную, среднюю логарифмическую и среднюю арифметическую величины.

Средняя интегральная величина используется в том случае, если равновесная линия на диаграмме ($x - y$) является кривой.

В этом случае:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_H - y_K}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}}. \quad (1.17)$$

Средняя логарифмическая величина используется в том случае, когда равновесная линия на диаграмме ($x - y$) является прямой:

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y^{\bar{\delta}} - \Delta y^{\bar{M}}}{\ln \frac{\Delta y^{\bar{\delta}}}{\Delta y^{\bar{M}}}}. \quad (1.18)$$

Средняя арифметическая величина используется в том случае, когда

$$\left(\frac{\Delta y^{\delta}}{\Delta y^{\mu}} \leq 2 \right);$$

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y^{\delta} + \Delta y^{\mu}}{2}, \quad (1.19)$$

здесь y_n и y_k - концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат и на выходе;

Δy^{δ} и Δy^{μ} - большая и малая движущая силы массопередачи у концов аппарата.

Обычно M - количество вещества, переходящее из фазы в фазу в единицу времени, или нагрузка аппарата. Оно либо задается при расчете, либо определяется из материального баланса. Зная M , можно найти расчетное значение F .

В связи с трудностью определения F (площади поверхности), β_y, β_x и K_y относят не к поверхности контакта фаз, а к рабочему объему аппарата V , который связан с поверхностью зависимостью:

$$V = \frac{F}{a}, \quad (1.20)$$

где a - удельная поверхность контакта фаз, т.е. поверхность отнесенная к единице рабочего объема аппарата ($\text{м}^2/\text{м}^3$).

С использованием уравнения массопередачи находим:

$$M = K_y V a \Delta y_{cp}, \quad (1.21)$$

$$M = K_x V a \Delta x_{cp}. \quad (1.22)$$

Обозначим $K_y a = K_{yV}$ - объемный коэффициент массопередачи

$$\left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}} \right] \text{ или } \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}} \right]. \text{ Тогда:}$$

$$M = K_{yV} V \Delta y_{cp}. \quad (1.23)$$

Но уравнение массопередачи можно записать как

$$G(y_n - y_k) = K_y V \Delta y_{cp}. \quad (1.24)$$

С учетом того, что

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}}, \quad (1.25)$$

получаем

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_y V}{L} = n_{oy}, \quad (1.26)$$

здесь n_{oy} - число единиц переноса относится к концентрации газа.

Для жидкости можно записать:

$$\int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{x - x^*} = \frac{K_x V}{L} = n_{ox}. \quad (1.27)$$

С помощью числа единиц переноса можно определить рабочую высоту насадки как:

$$h_n = n_{oy} \frac{G}{K_y V S}, \quad (1.28)$$

$$h_n = \frac{K_y V}{G} \frac{G}{K_y V S} = \frac{V}{S}. \quad (1.29)$$

Для определения числа единиц переноса используют методы графического и численного интегрирования или просто графический метод.

1.8. Устройство абсорберов

При абсорбции процесс массопередачи протекает на поверхности соприкосновения фаз. Поэтому в аппаратах для поглощения газов жидкостями (абсорберах) должна быть создана развитая поверхность соприкосновения между газом и жидкостью.

Широкое распространение в промышленности в качестве абсорберов получили колонные аппараты, заполняемые насадкой. Контакт газа с жидкостью в таких аппаратах происходит в основном на смоченной поверхности насадки, по которой стекает орошающая жидкость.

Насадочный абсорбер выполнен в виде цилиндра, в нижней части которого установлена опорная решетка. На решетку внавал или правильными рядами укладывают насадку. Орошающая жидкость подается на насадку сверху с помощью специальных оросительных устройств. В нижней части аппарата имеются фланцы для подачи газа и штуцера для отвода жидкости. Штуцера для подачи жидкости и фланцы для отвода газа расположены в верхней части аппарата. Жидкость, подаваемая сверху, имеет тенденцию растекаться к периферии. При этом насадка в центре аппарата остается не смоченной, образуя так называемый сухой конус. Для равномерного стекания жидкости по насадке ее укладывают правильными рядами по всей высоте аппарата, уменьшая размер насадки снизу вверх. Для этой же цели насадку разбивают на секции, между которыми устанавливают перераспределительные устройства для жидкости.

От правильного выбора типа насадки и ее укладки зависят гидравлический режим и эффективность работы абсорбера. Наибольшее применение получила цилиндрическая кольцевая насадка – кольцо Рашига, представляющая собой тонкостенные тела, наружный диаметр которого обычно равен высоте. Насадку чаще всего изготавливают из керамики или фарфора, реже – из металлов, углеродистых и пластических масс.

2. ПОРЯДОК ВЫПОЛНЕНИЯ РАСЧЕТА

При выполнении расчета насадочного абсорбера необходимо придерживаться следующей последовательности:

- 1). Ознакомиться со своим вариантом задания.
- 2). Рассчитать основные характеристики насадочного абсорбера в соответствии со своими исходными данными либо в соответствии с заданием на курсовой проект.
- 3). Выполнить общий вид насадочного абсорбера в соответствии с ЕСКД.

2.1. Пример расчета насадочного абсорбера

Исходные данные:

Спроектировать насадочный абсорбер для очистки газа от диоксида серы раствором (суспензией) $\text{Ca}(\text{OH})_2$ при следующих условиях:

$V_r = 100000 \text{ м}^3/\text{ч}$; $t_r = 30 \text{ }^\circ\text{C}$; степень очистки $\eta = 95 \text{ \%}$; температура раствора $\text{Ca}(\text{OH})_2$, подаваемого на орошение – $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Процесс протекает при атмосферном давлении $P = 10.133 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

Решение:

2.1.1 Определяем массовые, объемные начальные (конечные) концентрации извлекаемого компонента в газовой смеси по формулам

$$M_{\text{э.к.}} = C_{\text{вх}} \cdot V, (\text{кг/ч})$$

$$V_{\text{э.к.}} = \frac{M_{\text{э.к.}}}{\rho_{\text{э.к.}}}, (\text{м}^3/\text{ч})$$

$$Y_{\text{н}} = \frac{V_{\text{э.к.}}}{V} \cdot 100, \quad (2.1)$$

$$Y_{\text{к}} = Y_{\text{н}} \cdot (1 - \eta),$$

где $M_{\text{э.к.}}$ – масса извлекаемого компонента, кг/ч;

$C_{\text{вх}}$ и V – определяется в соответствии с разделом 3 МУ для курсового проекта;

$V_{\text{э.к.}}$ – объем извлекаемого компонента, м³/ч;

$Y_{\text{н}}$, $Y_{\text{к}}$ – начальная и конечная концентрация, %.

2.1.2 Определяем количество инертного газа и диоксида серы, поступающих в абсорбер, из уравнения:

$$M_i = \frac{P \cdot V_i}{B_i \cdot T}, \quad (2.2)$$

где $B_i = \frac{R}{\mu_i}$ – удельная газовая постоянная, зависящая от молекулярной массы инертного газа и извлекаемого компонента соответственно;

R – универсальная газовая постоянная. $R = 8,31 \cdot 10^3$ Дж/(кмоль·град);

V_i – объем инертного газа и извлекаемого компонента соответственно, м³/ч.

2.1.3 Определяем парциальное давление компонента на входе в абсорбер:

$$P_{\text{SO}_2}^{\text{вх}} = P \cdot Y_{\text{н}} = 10,133 \cdot 10^4 \cdot 0,3 = 30399, (\text{Па}). \quad (2.3)$$

2.1.4 Определяем парциальное давление инертного газа на входе в абсорбер:

$$P_{ин.г}^{ex} = P \cdot (1 - Y_n) = 10,133 \cdot 10^4 \cdot (100 - 0,3) = 10102601. (\text{Па}) \quad (2.4)$$

2.1.5 Определяем удельные газовые постоянные для инертного газа и извлекаемого компонента $\left(\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right)$:

$$B_{ин.г} = \frac{R}{\mu_i} = \frac{8310}{28,98} = 286,7, \quad (2.5)$$

$$B_{SO_2} = \frac{R}{\mu_i} = \frac{8310}{64} = 129,8.$$

Тогда, используя уравнение (2.2):

$$M_{ин.г}^{ex} = \frac{10,1026 \cdot 10^4 \cdot 100000}{286,7 \cdot 303} = 116295,48, \quad (\text{кг/ч})$$

$$M_{SO_2}^{ex} = \frac{303,99 \cdot 100000}{129,8 \cdot 303} = 772,93 \quad (\text{кг/ч}).$$

2.1.6 Концентрация SO_2 в поступающем газе, в килограммах на 1 кг инертного газа составит:

$$\bar{Y}_n = \frac{M_{SO_2}^{ex}}{M_{ин.г}^{ex}} = \frac{772,93}{116295,48} = 0,0066. \quad (\text{кг/кг}) \quad (2.6)$$

2.1.7 Количество поглощаемого SO_2 :

$$M_{SO_2} = M_{SO_2}^{ex} \cdot \eta, \quad (2.7)$$

$$M_{SO_2} = 772,93 \cdot 0,95 = 734,28. (\text{кг/ч})$$

Тогда,

$$Y_{\kappa} = \frac{M_{SO_2}^{ex}}{M_{ин.г}^{ex}} = \frac{38,65}{116295,48} = 3,34 \cdot 10^{-4}. \quad (\text{кг/ч})$$

2.1.8 Определяем массу газа на выходе:

$$M_{SO_2}^{ex} = M_{SO_2}^{ex} - M_{SO_2}, \quad (\text{кг/ч}) \quad (2.8)$$

$$M_{SO_2}^{ex} = 772,93 - 734,28 = 38,65. (\text{кг/ч})$$

2.1.9 Действительный расход поглотителя составит:

$$L_D = M_{ин,г}^{ex} \cdot (2 \div 3), (\text{кг/ч})$$

$$L_D = 2 \cdot 116295,48 = 232590,96. (\text{кг/ч})$$

2.1.10 Содержание SO_2 в уходящем поглотителе на 1 кг раствора составит:

$$\bar{X}_к = \frac{M_{SO_2}}{L_D}, (\text{кг/кг}) \quad (2.9)$$

$$\bar{X}_к = \frac{734,28}{232590,96} = 0,00315. (\text{кг/кг})$$

Принимаем $\bar{X}_н = 0$.

2.1.11 Удельный расход поглотителя:

$$l = \frac{\bar{Y}_н - \bar{Y}_к}{\bar{X}_к - \bar{X}_н}, (\text{кг/кг}) \quad (2.10)$$

$$l = \frac{0,0066 - 3,34 \cdot 10^{-4}}{0,00315 - 0} = 1,989. (\text{кг/кг})$$

2.1.12 Полный расход поглотителя:

$$L_0 = l \cdot M_{ин,г}^{ex}, (\text{кг/ч}) \quad (2.11)$$

$$L_0 = 1,989 \cdot 116295,48 = 231311,2. (\text{кг/ч})$$

2.1.13 Уравнение материального баланса абсорбера имеет вид:

$$M_{ин,г} \cdot (\bar{Y}_н - \bar{Y}_к) = L_0 \cdot (\bar{X}_к - \bar{X}_н), \quad (2.12)$$

$$116295,48 \cdot (0,0066 - 3,34 \cdot 10^{-4}) = 231311,2 \cdot (0,00315 - 0).$$

Погрешность:

$$\Delta M = |728,70 - 728,63|, (\text{кг/ч})$$

$\Delta M = 0,0774 (\text{кг/ч})$, что допустимо.

2.2. Решение уравнений массопередачи

Из уравнения рабочей линии:

$$\bar{Y} = \frac{L}{G} \bar{X} + (\bar{Y}_H - \frac{L}{G} \bar{X}_K), (\text{кг/кг})$$

принимаям $L/G=l$, тогда,

$$\bar{Y} = l * \bar{X} + (\bar{Y}_H - l * \bar{X}_K). (\text{кг/кг}) \quad (2.13)$$

Ограничимся определением $\bar{X}$ в точке, соответствующей среднему значению $\bar{Y}$:

$$\bar{Y} = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) / 2, (\text{кг/кг})$$

$$\bar{Y} = (0,0066 - 0,000334) / 2 = 0,003133. (\text{кг/кг})$$

Для этой точки получим из (2.14):

$$\bar{Y} - \bar{Y}_H + l * \bar{X}_K = l * \bar{X}, (\text{кг/кг})$$

$$\bar{X} = (\bar{Y} - \bar{Y}_H + l * \bar{X}_K) / l, (\text{кг/кг}), \quad (2.14)$$

$$\bar{X} = (0,003133 - 0,0066 + 1,989 * 0,00315) / 1,989 = 0,00140 (\text{кг/кг}).$$

2.2.1. Для построения линии равновесия на входе газа принимаем:

$$\bar{X}_K = 0,00315 \text{ кг/кг}; \quad \bar{Y}_H = 0,0066 (\text{кг/кг}).$$

Парциальное давление диоксида серы над раствором на входе газа (при $\bar{X}_K = 0,00315 \text{ кг/кг}$) составит $P^* = m_{\text{рх}} * \bar{x}_K^* = 479.9 (\text{Па})$.

Равновесное значение $\bar{Y}_H^* = P^* / P$; $\bar{Y}_H^* = 479.9 / 101330 = 0.00474 (\text{кг/кг})$.

Аналогично на выходе газа $\bar{X}_H = 0$; $\bar{Y}_K = 3,34 * 10^{-4} (\text{кг/кг})$.

Для средней точки $\bar{X}=0,00157$ (кг/кг); $\bar{Y}=0,003133$ (кг/кг); $P^*=239.95$ (Па).

$$\bar{Y}^*=239,95/101330=0,00236 \text{ (кг/кг)}.$$

Для остальных газов из приложения А.2. находят m_{px} , при значении $\bar{X}_k$.

Из уравнения $m_{xy} = p^* / \bar{X}_k$ определяется p^* . Принимая во внимание, что $m_{xy} = Y^* / \bar{X}_k = m_{px} / p$, тогда $\bar{Y}^* = p^* / p = \bar{Y}_H^*$ (см. табл. 3.3, стр 138 [1]).

Строим график для своего варианта (рис. 2.1).

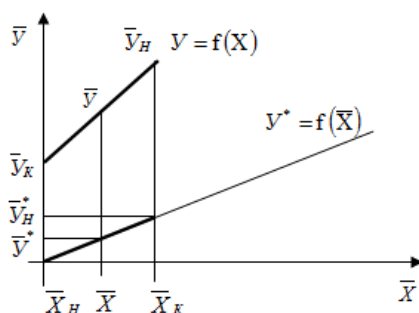


Рис. 2.1. График уравнений рабочей линии и линии равновесия

Определяем:

$$\Delta \bar{Y}_1 = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*, \quad (2.15)$$

$$\Delta \bar{Y}_2 = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^*. \quad (2.16)$$

Сравниваются численные значения $\Delta \bar{Y}_1$ и $\Delta \bar{Y}_2$. То значение, которое больше принимается ΔY_B , а то значение, которое меньше – ΔY_M .

Находим среднюю движущую силу процесса:

$$\Delta Y_{CP} = \frac{\Delta Y_B - \Delta Y_M}{\ln \frac{\Delta Y_B}{\Delta Y_M}} \quad (\text{кг/кг}). \quad (2.17)$$

2.2.2 Движущая сила для переноса серы:

$$\Delta Y_M = \bar{Y}_H - Y_H^* \text{ (кг/кг)}, \quad (2.18)$$

$$\Delta Y_M = 0,0066 - 0,00474 = 0,00187 \text{ (кг/кг)}.$$

$$\Delta Y_B = \bar{Y}_K - Y_H^* \text{ (кг/кг)}, \quad (2.19)$$

$$\Delta Y_B = 3,34 \cdot 10^{-4} - 0 = 3,34 \cdot 10^{-4} \text{ (кг/кг)}.$$

$$\Delta Y_{CP} = \frac{0,00187 - 3,34 \cdot 10^{-4}}{\ln \frac{0,00187}{3,34 \cdot 10^{-4}}} = 0,00089. \text{ (кг/кг)}$$

2.2.3 Число единиц переноса:

$$N_{OG} = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) / \Delta Y_{CP}, \quad (2.20)$$

$$N_{OG} = (0,0066 - 3,34 \cdot 10^{-4}) / 0,00089 = 7,04.$$

2.2.4 В качестве насадки выбираем кольца Рашига размером 100x100x10 мм. По приложению А определяем характеристику насадки: $a = 60 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon = 0,72 \text{ м}^3/\text{м}^3$; $d_{зкв} = 0,048$.

2.2.5 Плотность смеси воздуха и сернистого ангидрида:

$$\rho_{CM} = \frac{M_{ин,г}^{ex} \cdot \rho_{ин,г} + M_{SO_2}^{ex} \cdot \rho_{SO_2}}{M_{ин,г}^{ex} + M_{SO_2}^{ex}}. \text{ (кг/м}^3\text{)} \quad (2.21)$$

$$\rho_{CM} = (116295,48 \cdot 1,29 + 772,93 \cdot 2,69) / (116295,48 + 772,93) = 1,3 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Плотность и вязкость жидкости:

$$\rho_J = 999 \text{ (кг/м}^3\text{)}; \mu_J = 0,0008 \text{ (Па} \cdot \text{с)}.$$

2.2.6 Площадь сечения абсорбера определяется из условия скорости газа к свободному сечению аппарата $\varpi = 1 - 2 \text{ м/с}$. Принимаем $\bar{\varpi} = 1,8 \text{ м/с}$.

$$S_a = G / (3600 \cdot \varpi \cdot \rho_{cm}), \text{ (м}^2\text{)} \quad (2.22)$$

где $G = M_{ин,г}^{ex} + M_{SO_2}^{ex}$,

$$S_a = 117068,4 / (3600 \cdot 1,8 \cdot 1,3) = 13,89 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Откуда диаметр аппарата:

$$D_A = \sqrt{\frac{4 \cdot S_a}{\pi}} \text{ (м); } D_A = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,89}{3,14}} = 4,2 \text{ (м).} \quad (2.23)$$

2.2.7 Определим высоту единицы переноса (БЕП):

- для газовой фазы:

$$h_I = 0,615 \cdot d_{\text{э}} \cdot Re^{0,345} \cdot Pr^{2/3}, \quad (2.24)$$

- для жидкой фазы:

$$h_{жс} = 119 \cdot Q_{ПРИВ} \cdot Re_{жс}^{0,25} \cdot Pr_{жс}^{0,5}, \quad (2.25)$$

где $Q_{ПРИВ}$ – приведенная толщина пленки жидкости, м:

$$Q_{ПРИВ} = \left(\frac{\mu_{жс}}{\rho_{жс}^2 \cdot g} \right)^{1/3} \text{ (м).} \quad (2.26)$$

Коэффициент диффузии диоксида серы в газе-носителе (воздухе) при 30°C, определяется по формуле:

$$D_r = D_0 \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} \text{ (м}^2\text{/с).} \quad (2.27)$$

где D_0 – коэффициент диффузии SO_2 в воздухе при $P = 101330$ Па и 0°C ($D_0 = 0,037 \text{ м}^2\text{/ч}$) (прил. А);

T – абсолютная температура газа, К;

T_0 – температура, при которой определен коэффициент диффузии, К.

$$D_r = 0,037 \cdot \left(\frac{303}{273} \right)^{3/2} = 0,0432, \text{ (м}^2\text{/ч)}$$

или $1,2 \cdot 10^{-5} \text{ (м}^2\text{/с)}$.

2.2.8 Критерий Рейнольдса для смеси:

$$Re_z = 4 \cdot \varpi_m / (a \cdot \mu_{cm}), \quad (2.28)$$

$$Re_z = 4 \cdot 2,34 / (60 \cdot 1,74 \cdot 10^{-5}) = 8965,5,$$

где a – удельная поверхность колец Рашига (прил. А.1);

$\varpi_m = G_m / (3600 \cdot S_a)$ – массовая скорость.

$$G = M_{ин.з}^{ex} + M_{SO_2}^{ex} = 772,93 + 116295,48 = 117068,41 \text{ (кг/ч)}, \quad (2.29)$$

$$\varpi_m = 117068,41 / (3600 \cdot 13,89) = 2,34 \text{ (кг/м}^2 \cdot \text{с)}; \mu_z = 1,74 \cdot 10^{-5} \text{ (Па} \cdot \text{с)}.$$

2.2.9 Критерий Рейнольдса для жидкой фазы:

$$Re_{ж} = 4 \cdot \varpi_{ж} / (a \cdot \mu_{ж}), \quad (2.30)$$

где $\varpi_{ж} = L_o / (3600 \cdot S_a) = 231311,7 / (3600 \cdot 13,89) = 4,62 \text{ (кг/м}^2 \cdot \text{с)}$;

$$\mu_{ж} = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ (Па} \cdot \text{с)}.$$

$$Re_{ж} = 4 \cdot 4,62 / (60 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}) = 385.$$

2.2.10 Коэффициент диффузии SO_2 в жидкой фазе при 20 °С определяется по справочным данным (прил. А.3). $D_{20}^{SO_2} = 0,867 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$. При отсутствии в прил. А.3 коэффициент диффузии в жидкой фазе, определяется по уравнению:

$$D_{20}^{y.ж.} = \frac{0,00278}{14,5 \cdot \sqrt{\rho_{ж.}} \cdot 10^{-3} \cdot \left(V_{y.ж.}^{1/3} + V_{H_2O}^{1/3} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_{y.ж.}} + \frac{1}{M_{H_2O}}}, \quad (2.31)$$

где $V_{y.ж.}$, $M_{y.ж.}$ – молекулярный объем и молекулярная масса удаляемого компонента (например V_{SO_2} и M_{SO_2}).

Молекулярный объем $V_{H_2O} = 14,8$, молекулярная масса жидкости $M_{H_2O} = 18$.

Молекулярный объем газов определяется как частное от деления молекулярной массы удаляемого компонента на его плотность.

Например:

$$V_{C_2O} = \frac{M_{CO_2}}{\rho_{CO_2}} = \frac{44}{1,977} = 22,25.$$

2.2.11. Коэффициент диффузии D_{30} при 30 °С определяется из уравнения:

$$D_{Ж30} = D_{20}[1+b_t \cdot (t-20)] \text{ (м}^2/\text{с)}, \quad (2.32)$$

$$D_{Ж30} = 0,867 \cdot 10^{-5} [1 + 0,0179 \cdot (30-20)] = 1,02 \cdot 10^{-5} \text{ (м}^2/\text{с)},$$

где b_t – температурный коэффициент:

$$b_t = \frac{0,2 \sqrt{\mu_{Ж} \cdot 10^3}}{\sqrt[3]{\rho_{Ж}}}, \quad (2.33)$$

$$b_t = \frac{0,2 \sqrt{0,8}}{\sqrt[3]{999}} = 0,0179.$$

2.2.12 Диффузионное число Прандтля для газа:

$$Pr_{Г} = \mu_{сМ} / (\rho_{сМ} \cdot D_{Г}), \quad (2.34)$$

$$Pr_{Г} = 1,74 \cdot 10^{-5} / (1,3 \cdot 1,2 \cdot 10^{-5}) = 1,11.$$

2. 2.13 Диффузионное число Прандтля для жидкости:

$$Pr_{Ж} = \mu_{Ж} / (\rho_{Ж} \cdot D_{30}), \quad (2.35)$$

$$Pr_{Ж} = 0,8 \cdot 10^{-3} / (999 \cdot 1,02 \cdot 10^{-5}) = 0,079.$$

2. 2.15 Высота единицы переноса для газовой фазы по формуле (п.2.2.7)

$$h_{Г} = 0,615 \cdot 0,681 \cdot 8965,5^{0,345} \cdot 1,11^{2/3} = 0,729 \text{ (м)}.$$

2. 2.16 Высота единицы переноса для жидкой фазы:

$$h_{Ж} = 119 \cdot 4,68 \cdot 10^{-4} \cdot 385^{0,25} \cdot 0,079^{0,5} = 0,0693 \text{ (м)},$$

$$Q_{ПРИВ} = \left(\frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{999^2 \cdot 9,81} \right)^{1/3} = 4,68 \cdot 10^{-4} \cdot \text{(м)}$$

2. 2.17 Суммарная высота единицы переноса:

$$h_{ог} = \frac{h_{г}}{Y_{г}} + \frac{m_{yx}}{l} \cdot \frac{h_{ж}}{Y_{ж}}, \quad (\text{м}) \quad (2.36)$$

где $Y_{г}$ и $Y_{ж}$ – коэффициент ухудшения массоотдачи в газовой и жидкой фазах, находятся в пределах $Y_{г} = 0,85 \div 0,97$; $Y_{ж} = 0,9 \div 0,995$. Принимаем $Y_{г} = 0,97$; $Y_{ж} = 0,995$.

Константа фазового равновесия для средней точки:

$$m_{yx} = \bar{Y}^* / \bar{X}, \quad (2.37)$$

где $\bar{X} = \frac{X_k}{2}$, $\bar{Y}^*$ из графика

$$m_{yx} = 0,00236 / 0,00140 = 1,685,$$

тогда,

$$h_{ог} = \frac{0,729}{0,751} + \frac{1,685}{1,989} \cdot \frac{0,0693}{0,995} = 1,68. \quad (\text{м})$$

2. 2.18 С учетом значений $N_{ог}$ по п. 2.2.3 и $h_{ог}$ высота насадки составит:

$$h_H = 7,04 \cdot 1,68 = 11,8 \quad (\text{м}).$$

2.2.19 Расстояние между днищем абсорбера и насадкой равно $0,8 D_a$. Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера примем $0,5 D_a$. Тогда общая высота абсорбера:

$$H_a = h_H + 1 D_a + 0,5 D_a \quad (\text{м}), \quad (2.38)$$

$$H_a = 11,8 + 3,36 + 2,1 = 17,2, \text{ принимаем } 17,5 \quad (\text{м}).$$

2.2.20 Гидравлическое сопротивление сухого аппарата:

$$\Delta P_{сyx} = \varepsilon_0 \cdot \frac{h_H}{d_{эKB}} \cdot \frac{\varpi_K^2 \cdot \rho_{г}}{2}, \quad (\text{Па}) \quad (2.39)$$

где при $Re > 40$ $\varepsilon_0 = 16/Re_{г}^{0,2}$, $\varepsilon_0 = 16/8965,5^{0,2} = 2,59$,

$Re < 40$ $\varepsilon_0 = 140/Re_{г}$,

ω_K – действительная скорость газа в абсорбере ($\omega_K = \omega_{г}/\varepsilon$), где ε – свободный объем насадки (прил. А3),

$$\omega_K = 1,8 / 0,72 = 2,5,$$

$$\Delta P_{сyx} = 2,59 \cdot \frac{11,8}{0,048} \cdot \frac{2,5^2 \cdot 1,3}{2} = 2586,6. \quad (\text{Па})$$

2.2.21 Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки:

$$\Delta P_{OP} = M \cdot \Delta P_{СУХ} \text{ (Па)}, \quad (2.40)$$

где $M = 10^{\beta * L_{OP} * 0,001}$,

L_{OP} – плотность орошения:

$$L_{OP} = \frac{L}{\rho_{ж} * S_a}, \text{ (м}^3\text{/(м}^2\text{·ч))}, \quad (2.41)$$

$$L_{OP} = \frac{231311,7}{999 \cdot 13,89} = 16,7 \text{ (м}^3\text{/(м}^2\text{·ч))}.$$

$\beta * 10^3$ – керамические кольца Рашига:

45	10; 15 мм
51	25; 35 мм
48	50 мм
40	80 мм
33	100 мм

$$M = 10^{33 \cdot 16,7 \cdot 0,001} = 3,55,$$

$$\Delta P_{OP} = 3,55 \cdot 2586,6 = 9198,8 \text{ (Па)}.$$

Эффективность абсорбера:

$$\eta_{аб} = 1 - \frac{\bar{Y}_K}{\bar{Y}_H}. \quad (2.42)$$

Таким образом, расчетные технические характеристики абсорбера составляют:

1. Производительность по очищаемому воздуху 10^5 м³/ч;
2. Удаляемый компонент – диоксид серы (SO₂) с параметрами:
 $\bar{Y}_H = 0,0066$ кг/кг,
 $\bar{Y}_K = 0,00034$ кг/кг.
3. Коэффициент эффективности 94,8 %;
4. Количество орошаемой жидкости 231311,7 кг/ч;
5. Общее сопротивление по газовому тракту – 9198,8 Па.

3.ОБОБЩЕННЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ АНАЛИЗА РАСЧЕТНО-АНАЛИТИЧЕСКОГО ВЫБОРА ПЫЛЕГАЗООЧИСТНОЙ УСТАНОВКИ

Обобщая результаты проектирования пылегазоочистной установки, состоящей из 4 ступеней очистки, необходимо найти общую эффективность очистки от пыли по формуле:

$$\eta_i = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2)(1 - \eta_3) \quad \%, \quad (3.1)$$

где η_1 – эффективность очистки пылеосадительной камеры;

η_2 – эффективность очистки циклона;

η_3 – эффективность очистки скруббера Вентури;

Суммарные потери давления пылегазоочистной установки определяются по формуле:

$$\Delta P = P_1 + P_2 + P_3 + P_4 \quad (\text{Па}), \quad (3.2)$$

где P_1, P_2, P_3, P_4 – потери давления на каждой из ступеней очистки.

По результатам проектирования пылегазоочистной установки необходимо получить следующие технические характеристики:

1. Производительность (т/ч);
2. Концентрация (мг/м³) (по пыли, по компоненту газа);
3. Эффективность очистки (%) (по пыли, по газу);
4. Общее гидравлическое сопротивление (Па).

4. ИНДИВИДУАЛЬНЫЕ ЗАДАНИЯ

Вариант очистки от газа задается преподавателем.

Вариант	Газ	Кольца Рашига	Вариант	Газ	Кольца Рашига
1	Азот	10x10x1,5	22	Азот	25x25x3
2	Ацетилен	15x15x2	23	Ацетилен	35x35x4
3	Водород	25x25x3	24	Водород	50x50x5
4	Диоксид углерода	35x35x4	25	Диоксид углерода	80x80x8
5	Кислород	50x50x5	26	Кислород	100x100x10
6	Оксид углерода	80x80x8	27	Оксид углерода	10x10x1,5
7	Сероводород	100x100x10	28	Сероводород	15x15x2
8	Хлор	15x15x2			

9	Метан	25x25x3	29	Хлор	25x25x3
10	Оксид азота	35x35x4	30	Азот	35x35x4
11	Закись азота	50x50x5	31	Метан	50x50x5
12	Азот	80x80x8	32	Оксид азота	80x80x8
13	Ацетилен	100x100x10	33	Закись азота	100x100x10
14	Водород	10x10x1,5	34	Ацетилен	15x15x2
15	Диоксид углерода	35x35x4	35	Водород	25x25x3
16	Кислород	35x35x4	36	Диоксид углерода	35x35x4
17	Оксид углерода	50x50x5	37	Кислород	50x50x5
18	Сероводород	80x80x8	38	Оксид углерода	80x80x8
19	Метан	100x100x10	39	Сероводород	100x100x10
20	Оксид азота	10x10x1,5	40	Метан	10x10x1,5
21	Закись азота	15x15x2			

5. СРОКИ ВЫПОЛНЕНИЯ

Расчет абсорбера входит в состав курсового проекта «РАСЧЕТНО-АНАЛИТИЧЕСКИЙ ВЫБОР ПЫЛЕГАЗООЧИСТНОЙ УСТАНОВКИ».

6. КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Равновесие в системе газ-жидкость.
2. Что такое фазовое равновесие. Линия равновесия.
3. Материальный баланс. Рабочая линия.
4. Кинетика процесса абсорбции.
5. Уравнения массоотдачи и массопередачи?
6. Уравнения констант фазового равновесия?
7. Объемный коэффициент массопередачи.
8. Число единиц переноса.
9. Гидравлическое сопротивление абсорбционных аппаратов.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Макаров В.В. Основы защиты воздушного бассейна / В.В. Макаров. – Севастополь: Изд-во СевНТУ, 2003. – 282 с.
2. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. – М.: Издательство «Химия», 1968. – 848 с.
3. Кузнецов И.Е. Оборудование для санитарной очистки газов. Справочник / И.Е. Кузнецов, С.И. Шмат, С.И. Кузнецов; под общ. ред. д.т.н. И.Е. Кузнецова. – К.: Техника, 1989. – 304 с.
4. Физические величины: справочник / А.П. Бабичев, Н.А. Бабушкина, А.М. Братковский и др.; под ред. И.С. Григорьева, Е.З. Мейлихова. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 1232 с.
5. Розенкоп З.П. Извлечение серы из газов. – М.: Госхимиздат, 1952. – 192 с.
6. Горелин Д. О., Конопелько Л. А. Мониторинг загрязнения атмосферы и источников выбросов. – М.: Изд-во стандартов, 1992. – 432 с.
7. Даутов Ф. Ф. Изучение здоровья населения в связи с факторами среды. – Казань: Изд-во Казан, гос. ун-та, 1990. – 117 с.
8. Техника и технология защиты воздушной среды: В.В. Юшин и др.; Рец.: Московский ин-т стали и сплавов, М.И. Дайнов. – М.: Высшая школа, 2008.
9. Очистка технологических газов / Под ред. Т.А. Семенов и И.Л. Лейтеса. – 2-е изд. – М.: Химия, 1997.
10. Полонский В.М. Охрана воздушного бассейна. – М.: АСВ, 2006.

ПРИЛОЖЕНИЕ А1

Характеристика насадок

Керамические кольца Рашига	Удельная поверхность а, м ² /м ³	Свободный объем ε, м ³ /м ³	Эквивалентный диаметр d _э , м	Насыпная плотность ρ, кг/м ³	Число штук в м ³
10х10х1,5	440	0,7	0,006	700	70·10 ⁴
15х15х2	330	0,7	0,009	690	22·10 ⁴
25х25х3	200	0,74	0,015	530	50·10 ³
35х35х4	140	0,78	0,022	530	18·10 ³
50х50х5	100	0,735	0,027	650	8500
80х80х8	80	0,72	0,036	670	2200
100х100х10	60	0,72	0,048	670	1050

ПРИЛОЖЕНИЕ А2

Константы фазового равновесия для водных растворов некоторых газов

Газ	Константа фазового равновесия m _{рх} ·10 ³ Па, при температурах, °С					
	0	5	10	15	20	30
Водород	585	616	645	670	693	739
Азот	536	605	677	748	815	936
Оксид углерода	356	400	448	496	543	628
Кислород	257	294	332	370	405	481
Диоксид углерода	7,37	8,70	10,6	12,4	14,4	18,8
Ацетилен	7,33	8,53	9,74	10,9	12,3	14,8
Хлор	2,72	3,34	3,96	4,61	5,36	6,70
Сероводород	2,7	3,19	3,70	4,28	4,90	6,17
Метан	227	263	301	341	380	455
Оксид азота (NO)	171	195	220	245	268	314
Заись азота (N ₂ O)	9,86	11,6	14,3	16,8	20	25,9

ПРИЛОЖЕНИЕ А3

Некоторые характеристики газов и паров

Газ	μ×10 ⁻³ , Па·с	Коэффициенты диффузии D, м ² /с	
		В воздухе D×10 ⁴ при 0 °С и 1 атм	В воде D×10 ⁶ при 20 °С
Азот	0,0166	0,122	0,00192
Ацетилен	0,0096	0,08	--
Водород	0,0084	0,61	0,00305
Диоксид углерода	0,0138	0,136	0,00178
Кислород	0,0192	0,175	0,00208
Оксид углерода	0,0166	0,211	--
Сероводород	0,0117	--	0,00161

РАСЧЕТ НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

Методические указания

Редактор – *О.В. Дмитриева*

Составители: **Буркова** Елена Викторовна,
Хоменко Тамара Юрьевна

Изд. № 79/17. Объем 2 п.л. Усл. печ. л. 1,86. Уч.-изд. л. 1,96.

РИИЦМ ФГАОУ ВО «Севастопольский государственный университет»