

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ

«САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
РАСТИТЕЛЬНЫХ ПОЛИМЕРОВ»

М.М. Ишанходжаева

ФИЗИЧЕСКАЯ ХИМИЯ

ПРОЦЕССЫ МАССООБМЕНА В СИСТЕМАХ С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ

Часть III

Учебно-методическое пособие

Санкт-Петербург

2014

УДК 66.01(075)

ББК 35 я 7

И 980

Ишанходжаева М.М. Физическая химия. Процессы массообмена в системах с твердой фазой: учебно-методическое пособие / СПбГТУРП.- СПб., 2014. Часть III.– 32 с.

Практические занятия учебного курса по массообмену в системах с участием твердой фазы имеют целью обучить студентов методикам решения конкретных задач, необходимым при расчетах и проектировании химической аппаратуры.

В учебно-методическое пособие включены задачи по массообмену в процессах адсорбции и сушки в системах «газ – твердое тело» и «жидкость – твердое тело», приведены основные расчетные зависимости, примеры решения типовых задач и контрольные задачи. В приложении к пособию имеются справочные данные, достаточные для решения контрольных задач.

Пособие предназначается для бакалавров и магистрантов химико-технологического и инженерно-экологического факультетов всех форм обучения.

Рецензенты: профессор кафедры физики СПбГТУРП,
д-р физ.-мат. наук П.М.Валов;
доцент кафедры физической химии СПбГУ,
канд. хим. наук Г.И.Шумилова.

Подготовлено и рекомендовано к печати кафедрой физической и коллоидной химии Санкт-Петербургского государственного технологического университета растительных полимеров (протокол № 2 от 7 сентября 2014 г).

Утверждено к изданию методической комиссией химико-технологического факультета СПбГТУРП (протокол № 12 от 25 октября 2014 г).

Рекомендовано Редакционно-издательским советом университета в качестве учебно-методического пособия.

© Ишанходжаева М.М., 2014
© Санкт-Петербургский
государственный технологический
университет растительных

полимеров, 2014

О Г Л А В Л Е Н И Е

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1. ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ ПРОЦЕССОВ АДСОРБЦИИ В МАССООБМЕНЕ.....	5
1.1. Основные зависимости и расчетные формулы процессов адсорбции.....	8
1.2. Примеры решения типовых задач по адсорбции.....	12
2. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ ПРОЦЕССОВ СУШКИ В СИСТЕМАХ С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ	17
2.1. Основные зависимости и расчетные формулы процессов термической сушки.....	20
2.2. Примеры решения типовых задач по термической сушке.....	23
3. КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ.....	25
3.1. Тема: «Адсорбция».....	25
3.2. Тема: «Термическая сушка».....	27
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	29
ПРИЛОЖЕНИЕ.....	30

ВВЕДЕНИЕ

Современный этап развития химической технологии характеризуется глубинными изменениями методов и объектов исследования. Все чаще условия процессов и качество продуктов определяются свойствами поверхности раздела фаз, отдельных частиц, а не объема. Новые перспективные разделы химической технологии связаны с процессами разделения смесей, которые, в свою очередь, связаны с тепломассообменными процессами.

Среди массообменных процессы разделения являются ключевыми в обрабатывающих отраслях промышленности, в фармацевтической и пищевой промышленности, биопромышленности, в том числе промышленности производства синтетических полимеров. Особого внимания заслуживают мембранные методы разделения смесей с использованием молекулярных сит с высокой проницаемостью и селективностью. С точки зрения энергозатрат на разделение как альтернатива энергоемкой дистилляции часто рассматриваются мембранные процессы.

Процессы массообмена, характеризуемые переходом компонентов из одной фазы в другую, широко распространены в химической технологии. Путем переноса одного или нескольких компонентов между фазами можно разделять как гетерогенные, так и гомогенные системы.

Адсорбционные процессы являются составной частью многих технологических схем получения ряда важнейших продуктов промышленной химии. Они широко применяются при очистке и осушке газов, рекуперации летучих растворителей, очистке и осветлении растворов, разделении смеси газов или паров, выделении и очистке

мономеров в производстве синтетических полимеров и др. Процессы адсорбции часто сопутствуют гетерогенному катализу.

Значение адсорбции сильно возросло в настоящее время вследствие расширения потребности в веществах высокой чистоты.

Сушка влажных материалов является одновременно и теплофизическим и технологическим процессом, в котором воедино связаны процессы переноса тепла и массы. При этом меняются структурно-механические, физико-химические, биохимические и другие свойства высушиваемого материала.

Кондуктивная сушка и комбинированная кондуктивно-конвективная сушка (под общим названием – контактная сушка) являются распространенными методами сушки, применяемыми в целлюлозно-бумажной, химической, пищевой, мясомолочной, текстильной, легкой, энергетической, деревообрабатывающей, фармацевтической и других отраслях промышленности. Эти методы используются для сушки как жидких веществ различной плотности, концентрации и вязкости, так и сыпучих материалов, листовых волокнистых и других влажных материалов.

В производстве высокомолекулярных соединений следует отметить процессы подготовки исходных продуктов в виде мономеров и очистки целевых компонентов, в которых также широко используются процессы адсорбции и осушки газов твердыми адсорбентами.

Общеинженерная подготовка студентов химико-технологических вузов предполагает включение в программу обучения расчетов процессов массообмена в системах с твердой фазой. Поэтому обучение расчетам процессов массообмена в системах «газ – твердое тело» и «жидкость – твердое тело» составляет основу практических занятий в курсе подготовки инженерных специальностей технологических вузов.

1. ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ ПРОЦЕССОВ АДСОРБЦИИ В МАССООБМЕНЕ

Адсорбцией называется процесс поглощения одного или нескольких компонентов (адсорбатов, или адсорбтивов) из газовой смеси или раствора твердым веществом – адсорбентом.

Различают физическую адсорбцию, обусловленную взаимным притяжением адсорбата и адсорбента под действием Ван-дер-Ваальсовых сил, и химическую адсорбцию, которая возникает в результате образования химических связей между молекулами адсорбата и поверхностными молекулами адсорбента. Химическая адсорбция обычно необратима.

Физическая адсорбция может быть как нелокализованной, когда молекулы адсорбтива могут перемещаться, например, при повышении температуры, так и локализованной, когда молекулы адсорбтива взаимодействуют с разными по природе частицами поверхности, и чтобы перемещаться, молекулам адсорбтива нужно преодолеть определенные энергетические барьеры. При повышении температуры локализованная физическая адсорбция может переходить в нелокализованную вследствие возрастания кинетической энергии молекул и их способности преодолевать потенциальные барьеры.

Процесс физической адсорбции происходит самопроизвольно и сопровождается тепловыделением, удельная величина которого несколько превышает скрытую теплоту конденсации адсорбируемого компонента. Однако малые количества адсорбирующего вещества обычно не приводят к заметному повышению температуры, что в большинстве случаев позволяет рассматривать процессы адсорбции как изотермические.

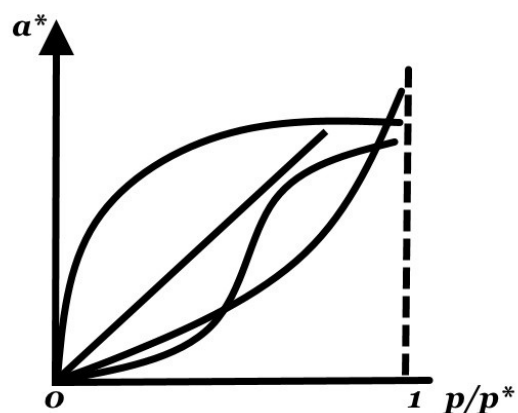
Для каждой концентрации адсорбтива существует состояние адсорбционного равновесия. Чем выше концентрация адсорбтива, тем больше адсорбция. Для каждой температуры также существует свое состояние равновесия, при этом, чем выше температура, тем меньше физическая адсорбция.

Равновесные зависимости между количеством целевого компонента в газовой (или жидкой) среде и в адсорбенте устанавливаются

многочисленными теоретическими соотношениями, каждое из которых соответствует определенному классу пар адсорбент – адсорбтив, при этом константы тех или иных уравнений изотерм адсорбционного равновесия определяются опытным путем непосредственными экспериментами.

Процессы промышленной адсорбции часто проводятся в периодическом режиме, когда газовый поток, содержащий адсорбируемый компонент, фильтруется через неподвижный слой частиц адсорбента. При этом концентрация компонента в газе на выходе из слоя адсорбента постепенно увеличивается. Время от начала процесса периодической адсорбции до достижения на выходе из слоя предельно допустимой концентрации называется *временем защитного действия* слоя адсорбента. Численное значение такого времени защитного действия определяется экспериментально для каждой конкретной пары адсорбент – адсорбтив в зависимости от статистической емкости адсорбента, скорости газовой фазы и начальной концентрации компонента в поступающем газовом потоке.

Равновесное состояние между адсорбентом и окружающей смесью компонентов в общем случае описывается функциональной зависимостью вида $a^*(p, T)$, где a^* - количество адсорбтива, поглощенного единицей адсорбента по достижении состояния равновесия; p – парциальное давление адсорбтива в смеси; T - температура системы. (Вместо парциального



давления используется также массовая концентрация компонента $C = p/(RT)$ кг/м³, где p , Н/м²; R , Дж/(кг·К); T , К.). В практических расчетах используется уравнение изотермы адсорбции $a^* = f(p)$, справедливое для постоянных значений температуры T (рис. 1.1).

Рис. 1.1. Различные виды

изотермы адсорбции

Явный вид функциональной зависимости $a^*(p, T)$ зависит от свойств системы адсорбент-адсорбат.

1.1. Основные зависимости и расчетные формулы процессов адсорбции

Данные по равновесию определяются на основе тех или иных модельных представлений о взаимодействии молекул адсорбируемого компонента с поверхностью адсорбента с последующим экспериментальным нахождением соответствующих констант для каждой конкретной системы.

Модель локализованной мономолекулярной адсорбции приводит к уравнению изотермы Ленгмюра:

$$\frac{a_i}{a_M} = \frac{bp}{1+bp}, \quad (1.1)$$

где a_M – предельное количество адсорбтива, которое может быть поглощено адсорбентом при заполнении всех центров адсорбции на поверхности пор адсорбента; b - коэффициент, в основном определяющий зависимость вида изотермы Ленгмюра от температуры.

Для практических расчетов значения a_M и b обычно находятся из опытных данных по равновесию конкретных систем. Уравнение изотермы (1.1) в наибольшей степени справедливо для мелкопористых адсорбентов при малых значениях парциальных давлений адсорбтивов.

Согласно теории полимолекулярной адсорбции БЭТ, равновесное состояние описывается изотермой вида:

$$\frac{a_i}{a_M} = \frac{C_1}{C_1 + \frac{1 + (C_1 - 1) p/p^*}{(1 - p/p^*)}}, \quad (1.2)$$

где p^* - давление насыщенного пара адсорбтива при температуре равновесного процесса; C_1 – константа, определяемая для каждой пары адсорбент - адсорбат.

Уравнение типа (1.2) описывает изотермы, имеющие перегиб в координатах a^* - p , в интервале относительных парциальных давлений $p/p^* \approx 0,05 \dots 0,35$.

Теория объёмного заполнения микропор адсорбированным компонентом приводит к уравнению изотермы Поляни:

$$a^* = \frac{W_0}{v_i} \exp \left[-B \left(\frac{T}{\chi} \lg \frac{p_i}{p} \right)^2 \right], \quad (1.3)$$

где W_0 – суммарный удельный объем микропор адсорбента, м³/кг; v_i – молярный объем жидкой фазы адсорбтива, м³/кмоль; B – структурная константа, характеризующая преобладающее влияние микропор адсорбента, К⁻²; χ – коэффициент аффинности, определяемый по адсорбтиву, принятому за стандартное вещество (бензол при адсорбции микропористыми адсорбентами и азот при адсорбции цеолитами, $\chi = V_2/V_1$ – отношение мольных объемов адсорбтива и стандарта); T – температура, К. Значение параметров W_0 , B и χ приводятся в специальной литературе.

Значения коэффициентов массоотдачи β (с⁻¹) от фильтрующегося через неподвижный слой частиц (зерен) адсорбента потока парогазовой смеси к наружной поверхности частиц могут быть определены, например, по корреляционным соотношениям:

$$Nu' = 0,515 Re^{0,85} (Pr')^{0,33}, Re_3 < 2;$$

$$Nu' = 0,725 Re^{0,47} (Pr')^{0,33}, Re_3 = 2-30;$$

$$Nu' = 0,395 Re^{0,64} (Pr')^{0,33}, Re_3 > 30,$$

где $Nu' = \beta d^2/D$ – диффузионный критерий Нуссельта (критерий Шервуда); $Re_3 = 4M_c/(\delta\mu)$; M_c – массовый расход газа-носителя, кг/с; δ – удельная наружная поверхность зерен адсорбента, м²/м³; d – диаметр частиц, м; D – коэффициент

диффузии целевого компонента в газе - носителе, м²/с; μ – динамическая вязкость газа - носителя, Па·с; $Pr' = \nu/D$.

Для мелкопористых адсорбентов с диаметром частиц, равным нескольким миллиметрам, преобладает обычно сопротивление переносу целевого компонента внутри пористой структуры адсорбента. Если дополнительно изотерма адсорбции имеет прямолинейный характер (например, при малых значениях p в потоке газа - носителя), то для сферических частиц при постоянной концентрации целевого компонента в газе C_0 и нулевой начальной концентрации в зерне среднее по радиусу зерна значение концентрации адсорбтива $C(\tau)$ может быть описано согласно решению уравнения нестационарной диффузии:

$$\frac{C_0 - \overline{C(\tau)}}{C_0} = 6 \sum_{i=1}^{\infty} \frac{\exp(-\mu_i^2 Fo')}{\mu_i^2}, \quad (1.4)$$

где $Fo' = D_s \tau / R^2$ – диффузионный критерий Фурье; τ - текущее время процесса адсорбции, с; $D_s = D/(1+\Gamma)$ – эффективный коэффициент диффузии целевого компонента в пористом адсорбенте, м²/с; Γ – константа, являющаяся коэффициентом пропорциональности в линейном законе Генри, определяется

как угол наклона линейной изотермы адсорбции $\Gamma = \frac{\partial a^*}{\partial C}$; $\mu_i = i \pi$.

Количество адсорбируемого зерном к моменту τ целевого компонента после вычисления $C(\tau)$ по формуле (1.4) определяется по уравнению линейной изотермы адсорбции $a^*(\tau) = \Gamma C(\tau)$.

В частном случае резковыпуклой формы изотермы адсорбции (рис 1.2), когда уже при весьма малых концентрациях адсорбтива в газе его равновесное содержание в адсорбенте (в его отработанном слое) равно постоянному значению предельного насыщения a_M^* , а в неотработанном объеме частиц практически равно начальному нулевому значению, время τ_M

полного насыщения частицы сферической формы может быть определено по следующему равенству:

$$\tau_M = a_M^i R^2 / (6D_{эф} C_0), \quad (1.5)$$

где R – радиус частицы, м; $D_{эф}$ – эффективный коэффициент диффузии целевого компонента в полностью насыщенном сферическом слое зерна, м²/с; C_0 – концентрация целевого компонента в газовой фазе, кг/м³.

В общем случае, скорость поглощения адсорбтива (целевого компонента) адсорбентом обратно пропорциональна сумме сопротивлений внешнему массопереносу компонента внутри пористой структуры зерна адсорбента.

В таких случаях используется модифицированное уравнение массоотдачи:

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_0 \frac{C - C^*(a)}{a}, \quad (1.6)$$

Где β_0 – общий коэффициент массопередачи, определяемый экспериментально для каждого конкретного условия процесса, с⁻¹; $C^*(a)$ – концентрация целевого компонента в газе, равновесная со средним по зерну содержанием компонента в адсорбенте, кг/м³.

Примерами корреляционных соотношений, по которым можно определять значения β_0 в условиях псевдоожиженного слоя гранулированных адсорбентов, могут служить:

- для систем активированных углей АГ-3, СКТ-Д, КАУ, АГК-1 с парами бензола, метанола и этанола в потоке воздуха:

$$\beta_{0,v} d^2 / D = 1,55 \cdot 10^2 (V_\tau d / D)^{0,75} (C_s / C_0)^{0,35} \chi (BT^2)^{-1,3} (d / H)^{1,25}, \quad (1.7)$$

где $\beta_{0,v}$ – объемный коэффициент массопередачи, с⁻¹; d – диаметр частиц адсорбента, м; H – высота псевдоожиженного слоя, м; V_τ – объемный расход дисперсного адсорбента, отнесенный к площади сечения аппарата, м³/(м²·с); C_0 и C_s – начальная концентрация и концентрация насыщения адсорбтива при температуре изотермического процесса, кг/м³; χ – коэффициент аффинности; B

- структурная константа адсорбента, K^{-2} ; D - коэффициент диффузии адсорбтива в газе - носителе (воздухе), m^2/c ;

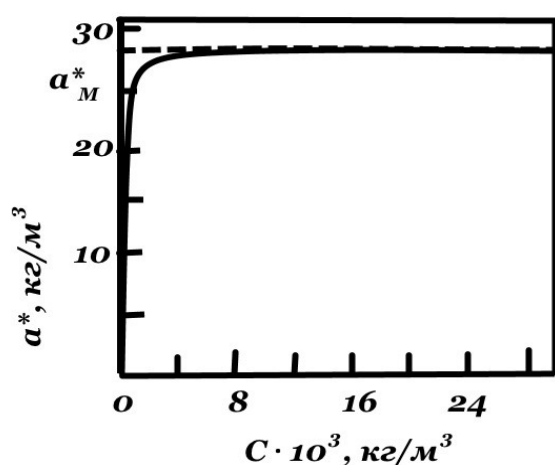
- для систем цеолитов NaA и CaX с парами влаги в воздухе:

$$\beta_{0,7} d^2/D = 4,0 \cdot (V_\tau \cdot d/D)^{0,70} \cdot (C_s/C_0)^{0,35} \cdot (\chi^2/BT^2)^{-1,1}, \quad (1.8)$$

В предельном случае резковыпуклой изотермы адсорбции (см. рис. 1.2) процесс периодической адсорбции в неподвижном слое зернистого адсорбента соответствует продвижению вдоль слоя четкого фронта, разделяющего зоны полностью насыщенного и еще свободного от адсорбтива слоя адсорбента.

Время $\tau_{3,M}$ полного заполнения всего слоя, совпадающее со временем появления в потоке за слоем сразу начальной концентрации адсорбтива C_0 , определяется в данном предельном случае уравнением материального баланса:

$$\tau_{3,M} = a^* \cdot (1 - \varepsilon) \cdot H / (\omega \cdot C_0), \quad (1.9)$$



где a^* – равновесная адсорбционная емкость частиц адсорбента, kg/m^3 ,
 ε_0 – порозность слоя адсорбента;
 H – высота неподвижного слоя адсорбента, m ; ω – скорость потока газа – носителя на полное сечение слоя, m/c ; C_0 – начальная концентрация адсорбтива, kg/m^3 .

Рис. 1.2. Резковыпуклая изотерма адсорбции

Минимальная высота слоя h_m (m), за которой ввиду реального размытия фронта адсорбции, т.е. появления нечеткого фронта, проскоковая концентрация адсорбтива в потоке – носителе появилась бы практически мгновенно, определяется из (1.9):

$$h_m = H \cdot C_0 \cdot \tau_0 / a^* (1 - \varepsilon), \quad (1.10)$$

где τ_0 – потеря времени защитного действия слоя адсорбента (по сравнению с $\tau_{3, M}$), с. Тогда реальное время защитного действия слоя τ_3 (с) определяется по формуле:

$$\tau_3 = \tau_{3, M} - \tau_0 \quad (1.11)$$

1.2. Примеры решения типовых задач по адсорбции

Пример 1.2.1. Рассчитать равновесные количества хлористого этила, адсорбированные 20 кг активированного угля при температурах 20 и -15 °С и одинаковом парциальном давлении парообразного хлористого этила в воздухе $p = 0,162$ кгс/см². Равновесие описывается изотермой Ленгмюра с параметрами $a_M^i = 0,55$ кг/кг угля; $b_{20} = 0,013$ и $b_{-15} = 0,12$ (мм рт. ст.)⁻¹.

Решение. Значение парциального давления хлористого этила переводится в размерность, соответствующую размерности параметров b :

$$p = 0,162 \cdot 760 / 1,033 = 119 \text{ мм рт. ст.}$$

По уравнению (1.1) изотермы Ленгмюра находятся удельные количества адсорбата, поглощенные единицей адсорбента:

$$a_{20}^i = 0,55 \cdot 0,013 \cdot 119 / (1 + 0,013 \cdot 119) = 0,338 \text{ кг/кг угля;}$$

$$a_{-15}^i = 0,55 \cdot 0,12 \cdot 119 / (1 + 0,12 \cdot 119) = 0,514 \text{ кг/кг угля.}$$

Таким образом, 20 кг активированного угля в равновесном состоянии будет поглощено хлористого этила:

$$\text{при } 20 \text{ °С } a^* = 0,338 \cdot 20 = 6,76 \text{ кг;}$$

$$\text{при } -15 \text{ °С } a^* = 0,514 \cdot 20 = 10,3 \text{ кг.}$$

Пример 1.2.2. Определить количество пропана, адсорбируемого 1 кг силикагеля в равновесных условиях при температуре 20 °С и относительных давлениях пропана $p/p^* = 0,05$ и 0,15. Справедлива изотерма равновесия БЭТ с параметрами $a_M^i = 2,0$ % и $C_1 = 19$.

Решение. По уравнению (1.2) изотермы БЭТ определяем количества пропана, адсорбируемые при $p/p^* = 0,05$ и $0,15$:

$$a_{0,05}^i = \frac{2,0 \cdot 19 \cdot 0,05}{(1-0,05)[1+(19-1)0,05]} = 0,0105 \text{ кг};$$

$$a_{0,15}^i = \frac{2,0 \cdot 19 \cdot 0,15}{(1-0,15)[1+(19-1)0,15]} = 0,0193 \text{ кг}.$$

Пример 1.2.3. Определить количество поглощенного CS_2 1 кг цеолита NaA при 20°C и парциальном давлении CS_2 $p = 30$ мм рт. ст. Система NaA – CS_2 описывается уравнением изотермы (1.3). Коэффициент аффинности для CS_2 $\chi = 2,08$; структурная константа для NaA $B = 4,9 \cdot 10^{-6} \text{K}^{-2}$; параметр $W_0 = 0,205 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{кг}$.

Решение. По табл. I (*Приложения*) находим давление насыщенного пара CS_2 при 20°C : $p^* = 298$ мм рт.ст. и плотность жидкого сероуглерода $\rho^* = 1263 \text{ кг/м}^3$; рассчитываем молярный объем жидкости $v^* = 76,13/1263 = 0,0604 \text{ м}^3/\text{кмоль}$.

По уравнению изотермы адсорбции (1.3) находится искомое количество поглощенного сероуглерода:

$$a^i = \frac{0,205 \cdot 10^{-3}}{0,0604} \exp \left[-4,9 \cdot 10^{-6} \left(\frac{293}{2,08} \lg \left(\frac{298}{30} \right) \right)^2 \right] = 3,08$$

$$\cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{кг}} = 0,235 \frac{\text{кг } \text{CS}_2}{\text{кг угля}}.$$

Пример 1.2.4. Вычислить время окончания процесса адсорбции внутри сферической частицы активированного угля СКТ при ее заполнении бензолом при следующих условиях: диаметр частицы $d = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}$; концентрация адсорбтива в окружающей частицу газе $C_0 = 20 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; температура процесса $t = 20^\circ\text{C}$; коэффициент эффективной диффузии бензола через насыщенный слой внутри частиц $D_{\text{эф}} = 2,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Решение. Изотерма паров бензола на угле СКТ при 20°C представлена на рис. 1.2, из которого следует, что приближенно ее можно считать

прямоугольной и значение предельного насыщения принять $a_M^i = 27 \text{ кг/м}^3 \approx \text{const}$, а процесс адсорбции – соответствующим режиму послойной отработки с продвижением четкой границы между полностью отработанным слоем и чистым от адсорбтива ядром в глубь частицы.

Время полного заполнения частицы при этих предельных условиях может быть найдено по соотношению (1.5):

$$\tau_m = 27(1 \cdot 10^{-3})^2 / (6 \cdot 2,3 \cdot 10^{-6} \cdot 20 \cdot 10^{-3}) = 97,8 \text{ с.}$$

Пример 1.2.5. Частицами активированного угля сферической формы диаметром $d = 4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ адсорбируется хлористый этил при постоянном его парциальном давлении в окружающей частицы среде $p = 1,5 \text{ мм рт.ст.}$ и температуре 20°C . Равновесие описывается изотермой Ленгмюра с параметрами $a_M^i = 0,55 \text{ кг/кг}$ и $b = 0,013 \text{ мм рт.ст.}$ Определить среднюю концентрацию хлористого этила в первоначально чистых частицах угля через 200 с после начала адсорбции. Коэффициент диффузии хлористого этила в воздухе при 20°C принять $D = 7,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; плотность частицы угля $\rho_y = 1,2 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$.

Решение. По уравнению изотермы Ленгмюра (1.1) производится оценка второго слагаемого в знаменателе:

$$bp = 0,013 \cdot 1,5 = 0,0195.$$

В первом приближении полученным значением bp по сравнению с единицей можно пренебречь и, таким образом, считать равновесную зависимость линейной, т.е. $a^* = a_M bp$, что дает возможность использовать в условиях примера кинетическое соотношение (1.4).

Эффективный коэффициент диффузии внутри зерна $D_s = D/(1+\Gamma)$, где Γ – константа, являющаяся коэффициентом пропорциональности в линейном законе Генри $a^* = \Gamma C$, когда величины a^* и C выражены в массовых концентрациях. Значение константы Генри пересчитывается в безразмерную форму:

$$\Gamma = \frac{a}{M} \rho_y \frac{RT}{M} \frac{760}{1,013 \cdot 10^5} = (0,55 \cdot 0,013) 1,2 \cdot 10^3 \cdot \frac{8310(273+20)}{64,5} \frac{760}{1,013 \cdot 10^5} = 2430.$$

Определяется значение диффузионного критерия Фурье:

$$Fo' = \frac{D_s}{R^2} \tau = \frac{7,9 \cdot 10^{-6} / (1+2430)}{(2,0 \cdot 10^{-3})^2} 200 = 0,162.$$

Находится относительная насыщенность зерен поглощенным компонентом (уравнение (1.4)):

$$\frac{C}{C_o} = 1 - 6 \left[\frac{e^{-\mu^2 \cdot 0,162}}{\pi^2} + \frac{e^{-(2\pi)^2 \cdot 0,162}}{(2\pi)^2} + \frac{e^{-(3\pi)^2 \cdot 0,162}}{(3\pi)^2} + \dots \right] = 0,877.$$

Тогда концентрация адсорбтива в частицах будет равна:

$$a^* = a_{Mbp} \frac{C}{C_o} = 0,55 \cdot 0,013 \cdot 1,5 \cdot 0,877 = 0,0094 \frac{\text{кг}}{\text{кг угля}} = 11,5 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \frac{\text{адсорбтива}}{\text{угля}}.$$

Пример 1.2.6. Вычислить значение коэффициента массоотдачи от потока воздуха, содержащего примесь сероуглерода, фильтрующегося через неподвижный слой сферических частиц адсорбента диаметром $3 \cdot 10^{-3}$ м. Массовый поток воздуха $0,50 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Температура воздуха 20°C . Порозность неподвижного слоя $\varepsilon_0 = 0,4$.

Решение. Удельная поверхность частиц одинакового размера определяется следующим образом:

$$\Delta = 6(1 - \varepsilon_0)/d = 6(1 - 0,4)/3 \cdot 10^{-3} = 1,2 \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Далее используются корреляционные соотношения, для чего определяется значение эквивалентного критерия Рейнольдса:

$$Re_s = 4 \cdot 0,50(1,2 \cdot 10^3 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}) = 926,$$

где $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – динамическая вязкость воздуха при 20°C .

Определяется значение диффузионного критерия Нуссельта:

$$Nu' = 0,395 \cdot 926^{0,64} \cdot 1,52^{0,33} = 36,0,$$

где $Pr' = \mu/(\rho D) = 0,018 \cdot 10^{-3} / (1,23 \cdot 9,64 \cdot 10^{-3}) = 1,52$; $\rho = 1,29 \cdot 273 / (273 + 20) = 1,23 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха; $D = D_0(T/T_0)^{3/2} = 8,9 \cdot 10^{-6} (293/273)^{3/2} = 11,1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; $D_0 = 8,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коэффициенты диффузии паров сероуглерода в воздухе при $t = 0 \text{ }^\circ\text{C}$ и атмосферном давлении (табл. 2 *Приложения*).

Вычисляется искомый коэффициент внешней массоотдачи:

$$\beta = Nu'D/d^2 = 36,0 \cdot 11,1 \cdot 10^{-6} / (3 \cdot 10^{-3})^2 = 44,5 \text{ с}^{-1}.$$

Пример 1.2.7. Найти значение общего коэффициента массопередачи при адсорбции паров воды из потока воздуха в аппарате с псевдоожиженным слоем сферических частиц цеолита NaA; диаметр частиц $2 \cdot 10^{-3} \text{ м}$. Температура изотермического процесса $20 \text{ }^\circ\text{C}$; объемный расход газа на 1 м^2 поперечного сечения слоя $5,0 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Концентрация паров влаги в поступающем воздухе $3,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$.

Решение. Значение объемного коэффициента массопередачи $\beta_{0,?}$ может быть найдено по корреляционному соотношению (1.8):

$$\beta_{0,?} = 24,3 \cdot 10^{-6} / (2 \cdot 10^{-3})^2 4,0 (5,0 \cdot 10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{-3} / 24,3 \cdot 10^{-6})^{0,70} \chi \times (17,3 \cdot 10^{-3} / 3,5 \cdot 10^{-3})^{0,35} [2,53^2 / (5,5 \cdot 10^{-6} (273 + 20)^2)]^{-1,1} = 402 \text{ с}^{-1},$$

где $\chi = 2,53$ – значение коэффициента аффинности для паров воды; $B = 5,5 \cdot 10^{-6} \text{ К}^{-2}$ – структурная константа цеолита NaA; $D = 21,9 \cdot 10^{-6} (293/273)^{3/2} = 24,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ и $D_0 = 21,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коэффициенты диффузии паров влаги в воздухе при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ и при $0 \text{ }^\circ\text{C}$ (табл. 2 *Приложения*); $C_s = 0,0173 \text{ кг/м}^3$ – объемная концентрация (плотность) насыщенного водяного пара при $20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Пример 1.2.8. Определить максимальное и реальное время защитного действия неподвижного слоя активированного угля СКТ высотой 400 мм при фильтровании через него потока воздуха с начальной концентрацией паров бензола $C_0 = 25 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$ и температурой $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Скорость воздуха на полное сечение аппарата $0,46 \text{ м/с}$; изотерма адсорбции прямоугольная; равновесная емкость частиц адсорбента $a^*_m = 27 \text{ кг/м}^3$ (рис.1.2); порозность слоя $\varepsilon_0 = 0,38$. Потеря времени защитного действия слоя согласно опытным данным $\tau_0 = 82 \text{ с}$.

Решение. Максимально возможное время защитного действия слоя находится по формуле (1.9):

$$T_{з,м} = \frac{27(1-0,38)}{0,46 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} 0,400 = 554 \text{ с}.$$

Реальное время защитного действия определяется по формуле (1.11):

$$T_3 = 554 - 82 = 472 \text{ с} = 7,87 \text{ мин}.$$

Минимальная высота слоя (формула 1.10):

$$h_m = 0,400 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 82 / 27(1 - 0,38) = 0,0515 \text{ м}.$$

Это означает, что слой высотой 51,5 мм и менее уже в самом начале процесса адсорбции пропустит в выходящем потоке концентрацию паров бензола выше проскоковой для заданных условий процесса.

2. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ ПРОЦЕССОВ СУШКИ В СИСТЕМАХ С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ

Выбор метода сушки, оптимального режима процесса и конструкции сушильного устройства определяется свойствами высушиваемого материала, а также технологией его производства.

Удаление влаги (или любой жидкости) из твердого материала можно проводить механическим способом (отжим, отстаивание, фильтрование, центрифугирование) или способом термической сушки (испарение влаги и отвод образующихся паров).

При термической сушке на процесс парообразования затрачивается значительное количество теплоты, получаемой материалом либо от газообразного сушильного агента (конвективная сушка), либо от горячей поверхности (контактная сушка или инфракрасная лучистая сушка), либо за счёт выделения теплоты диэлектрических потерь (высокочастотная сушка).

Наиболее глубокая сушка при не слишком высоких температурах может производиться при пониженных давлениях (вакуумная сушка, сублимационная сушка).

При наиболее распространённой конвективной сушке влажный материал непосредственно контактирует с горячим газом (воздух, топочные газы), параметры которого существенно влияют на глубину и скорость процесса сушки.

В процессах конвективной сушки сушильный агент (обычно горячий воздух или топочные газы, состав и физические свойства которых близки к воздуху) выполняет две функции: подводит к поверхности высушиваемого материала необходимую на испарение влаги теплоту и выводит из зоны сушки непрерывно образующиеся пары влаги. При этом практически все параметры сушильного агента изменяются. Так, температура агента уменьшается, а абсолютная и относительная влажности увеличиваются. Лишь значение энтальпии в условиях так называемой теоретической сушилки, в которой, согласно определению, потери теплоты компенсируются дополнительным её подводом непосредственно в сушильный аппарат, остаётся неизменным. Это означает, что вся теплота, которую поверхность высушиваемого материала получает от сушильного агента, в том же количестве возвращается в агент в форме теплоты паров влаги.

Механизм процесса сушки в значительной степени определяется формой связи влаги (или любой жидкости) с высушиваемым материалом.

Различают по классификации, предложенной П.А.Ребиндером, следующие формы связи влаги с материалом: химическую, физико-химическую и механическую. Химически связанная влага наиболее прочно связана с материалом и может быть удалена только при нагревании до высоких температур или в результате проведения химических реакций. Эта влага не может быть удалена при сушке. В процессе сушки удаляется только влага, связанная с материалом физико-химически и механически.

Физико-химическая связь объединяет два вида влаги, отличающихся прочностью связи с материалом: адсорбционно связанную и осмотически связанную. При этом адсорбционно связанная влага удерживается на

поверхности и в порах материала. Осмотически связанная влага (называется также влагой набухания) находится внутри клеток материала и удерживается осмотическими силами. Адсорбционная влага требует для удаления большей затраты энергии, чем влага набухания. Эти виды влаги особенно характерны для коллоидных и полимерных материалов.

В более широком смысле влагу классифицируют на свободную и связанную. Под свободной понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения жидкости со свободной поверхности. В соответствии с этим под связанной влагой понимают влагу, скорость испарения которой меньше скорости испарения жидкости со свободной поверхности.

Эффективность работы конвективной сушилки определяется удельными расходами сушильного агента и теплоты, которые затрачиваются на удаление 1 кг влаги из материала. Термический КПД сушилки показывает, какую долю от общих удельных затрат теплоты составляет затрата на необходимый фазовый переход влаги из материала в паровую фазу.

При сушке большинства капиллярно - пористых материалов на первой стадии процесса наблюдается период постоянной скорости удаления влаги.

В периоде постоянной скорости сушки происходит интенсивное испарение свободной влаги. Это связано с обычным постоянством внешних по отношению к влажному материалу параметров сушильного агента (скорости подачи сушильного агента, его температуры и влагосодержания), от которых оказывается зависящим количество теплоты, передаваемого к поверхности высушиваемого материала.

Непосредственно над поверхностью влажного материала в начальный период сушки образуется слой насыщенного пара, находящегося в равновесии с водой. Температура влаги при этом имеет постоянное значение, равное *температуре мокрого термометра*. Температура самой поверхности

также оказывается приблизительно равной температуре мокрого термометра, поскольку убыль влаги с поверхности материала относительно легко компенсируется подводом новых порций влаги по ещё заполненным влагой крупным порам, обладающим малым гидравлическим сопротивлением перемещению жидкой влаги. Данная температура в процессе испарения не меняется, в то время как температура воздуха по мере его насыщения (когда его относительная влажность $\phi = 100 \%$) все время понижается, приближаясь в пределе к температуре мокрого термометра. Эту температуру, которую воздух примет в конце процесса насыщения, называют также *температурой адиабатического насыщения*.

По мере обезвоживания пористого материала ещё оставшейся внутренней влаге приходится перемещаться из внутренних зон к наружной по ещё заполненным жидкой влагой тонким порам, обладающим значительным гидравлическим сопротивлением. Наружная поверхность теперь не успевает смачиваться малым количеством подводимой изнутри влаги, она становится сухой; её температура повышается, а количество поступающей от сушильного агента к высушиваемому материалу теплоты уменьшается. Одновременно вследствие высыхания все меньшая поверхность материала остается доступной для испарения влаги в окружающую среду, и скорость удаления влаги из материала падает непропорционально уменьшению влажности материала.

Когда влажность материала уменьшается до равновесной и скорость испарения влаги падает до нуля, температура материала достигает наибольшего значения – становится равной температуре окружающей среды.

2.1. Основные зависимости и расчетные формулы процессов термической сушки

Содержание влаги в материале может выражаться в процентах либо от общей массы влажного вещества (u – влажность), либо от массы абсолютно

сухого вещества (u' – влагосодержание). Значения u и u' связаны определяющими соотношениями:

$$u' = \frac{100u}{100-u}; \quad u = \frac{100u'}{100+u'}. \quad (2.1)$$

Количество удаляемого из материала влаги W (кг/с или кг) пропорционально изменению влажности (влагосодержания) материала:

$$W = G_n \frac{u_n - u_k}{100 - u_k} = G_k \frac{u_n - u_k}{100 - u_n} = G_{сyx} \frac{u'_n - u'_k}{100}, \quad (2.2)$$

где G_n и G_k – начальный и конечный массовые расходы (при периодической сушке – начальная и конечная массы) высушиваемого материала, кг/с (кг); $G_{сyx}$ – расход по абсолютно сухой основе материала, остающийся одинаковым в процессе сушки, кг/с (кг). Влажность материала (или влагосодержание) может выражаться не только в процентах, но и в долях от единицы. Тогда в формулах числа 100 должны быть заменены на единицу.

Паросодержание (влагосодержание) парогазовой смеси (сушильного агента) x (в кг пара/кг сухого газа) определяется как:

$$x = \frac{M_n}{M_g} \frac{\varphi P_{нас}}{P - \varphi P_{нас}}, \quad (2.3)$$

где M_n и M_g – молярные массы пара и газа (для водяного пара в воздухе или – что практически то же самое – в топочных газах $M_n/M_g = M_n/M_{вх} = 18/29 = 0,622$); P – общее давление паровоздушной смеси, кгс/см²; φ – относительная влажность газа:

$$\varphi = p_n / P_{нас}, \quad (2.4)$$

где p_n – парциальное давление водяного пара в газе (воздухе); $p_{нас}$ – давление насыщенного водяного пара, в значительной степени зависящее от температуры, кгс/см² (табл. 3 *Приложения*). Если температура влажного

воздуха выше температуры насыщения водяного пара при общем давлении Π , то $P_{\text{нас}} = \Pi$ и $x = 0,622 \varphi / (1 - \varphi)$.

Энтальпия влажного воздуха I (кДж/кг сухого воздуха) состоит из энтальпий сухого воздуха и содержащейся в нём влаги и отсчитывается от состояния жидкой влаги при 0°C :

$$I = (c_{\text{вх}} + c_{\text{п}}x)t + r_0x = (1,01 + 1,97x)t + 2493x \quad (2.5)$$

где $c_{\text{вх}} = 1,01$ и $c_{\text{п}} = 1,97$ кДж/(кг·К) – удельные теплоёмкости сухого воздуха и водяного пара при постоянном давлении; x – влагосодержание воздуха, кг вод. пара/кг сух. воздуха; t – температура паровоздушной смеси (влажного воздуха), $^\circ\text{C}$; $r_0 = 2493$ кДж/кг – удельная теплота парообразования воды при 0°C .

Температура $t_{\text{т.р}}$ точки росы для влажного воздуха соответствует достижению насыщенного состояния воздуха ($\varphi = 1$) при его охлаждении при постоянном влагосодержании ($x = \text{const}$) и определяется из соотношения (2.3) при $\varphi = 1$:

$$x = \frac{\overset{m.p}{\underset{\text{т.р}}{t_i}} \cdot \Pi - 1 \cdot P_{\text{нас}}(\overset{m.p}{\underset{\text{т.р}}{t_i}})}{0,622 \frac{1 \cdot P_{\text{нас}}(\overset{m.p}{\underset{\text{т.р}}{t_{m.p.}}})}{\overset{m.p}{\underset{\text{т.р}}{t_i}}}} \quad (2.6)$$

решаемого относительно $t_{\text{т.р}}$ с использованием табличной зависимости $p_{\text{нас}}$ от температуры $p_{\text{нас}}(t)$ (см. табл. 3 Приложения). Решение трансцендентного соотношения (2.6) требует итерационной процедуры или графических построений.

Температура мокрого термометра $t_{\text{м}}$ для влажного воздуха соответствует его охлаждению при постоянной энтальпии до насыщенного состояния $x_{\text{нас}}$, $\varphi = 1$ и определяется решением трансцендентной системы:

$$x_{нас} = \frac{m.p \cdot t_{\text{в}}}{\Pi - 1 \cdot P_{нас} + 1 \cdot P_{нас} + 0,622 \cdot t_{\text{в}}} ; \quad (2.7)$$

$$I = (c_{\text{вх}} + c_{\text{п}} x) t + r_o x = (c_{\text{вх}} + c_{\text{п}} x_{нас}) t_{\text{м}} + r_o x_{нас} ,$$

решаемой относительно двух неизвестных: $x_{нас}$ – влагосодержания насыщенного при $t_{\text{м}}$ воздуха и искомой температуры $t_{\text{м}}$.

Удельный объём влажного воздуха, отнесённый к 1 кг сухого воздуха, $v_{\text{вл.вх}}$ (м³/кг) может быть вычислен по закону газового состояния:

$$v_{\text{вл.вх}} = \frac{R_{\text{вх}} T}{\Pi - \varphi \cdot P_{нас}} , \quad (2.8)$$

где $R_{\text{вх}} = 287$ кДж/(кг·К) – газовая постоянная для воздуха.

2.2. Примеры решения типовых задач по термической сушке

Пример 2.2.1. Влажный материал, содержащий 280 г влаги на 1 кг абсолютно сухой основы, высушивается до состояния, соответствующего содержанию 70 г на 1 кг абсолютно сухого материала. Расход поступающего в сушилку влажного материала $G_{\text{н}} = 2,0$ т/ч. Определить количество высушенного материала и испаряемой влаги.

Решение. Значения начальной и конечной влажности материала находятся согласно определению:

$$u_{\text{н}} = 0,280 / (1 + 0,280) = 0,219 \text{ кг влаги/кг влажного материала,}$$

$$u_{\text{к}} = 0,070 / (1 + 0,070) = 0,0654 \text{ кг влаги/кг влажного материала.}$$

Количество удаляемой из материала влаги (уравнение 2.2):

$$W = \frac{2,0 \cdot 10^3 (0,219 - 0,0654)}{3,6 \cdot 10^3 (1 - 0,0654)} = 0,091 \text{ кг/с.}$$

Расход выгружаемого из сушилки материала, высушенного до u_n :

$$G_k = G_n - W = 0,556 - 0,091 = 0,465 \text{ кг/с.}$$

Дополнительно легко находятся значения влагосодержаний (формула (2.1))

$$u'_n = \frac{1 \cdot 0,219}{1 - 0,219} = 0,280 \text{ кг влаги/кг абс. сух. материала,}$$

$$u'_k = \frac{1 \cdot 0,0654}{1 - 0,0654} = 0,0700 \text{ кг влаги/кг абс. сух. материала,}$$

и расход проходящего через сушилку абсолютно сухого материала:

$$G_{\text{сух}} = G_n (1 - u'_n) = 0,556 (1 - 0,280) = 0,400 \text{ кг/с} = 1441 \text{ кг/ч.}$$

Пример 2.2.2. Определить количество удаляемой из 1 кг влажного материала влаги при его высушивании: а) от 120 до 60 % и б) от 12 до 6 % (на абсолютно сухой материал).

Решение. По второму соотношению (2.1) влагосодержания материала пересчитываются на значения влажности:

$$\text{а) } u_n = \frac{100 \cdot 120}{100 + 120} = 54,5 \% \quad \text{и} \quad u_k = \frac{100 \cdot 60}{100 + 60} = 37,5 \%;$$

$$\text{б) } u_n = \frac{100 \cdot 12}{100 + 12} = 10,7 \% \quad \text{и} \quad u_k = \frac{100 \cdot 6}{100 + 6} = 5,96 \%.$$

По первому равенству (2.2) находятся количества удаляемой влаги:

$$\text{а) } W = 1 \cdot \frac{54,5 - 37,5}{100 - 37,5} = 0,272 \text{ кг;} \quad \text{б) } W = 1 \cdot \frac{10,7 - 5,96}{100 - 5,96} = 0,0504 \text{ кг.}$$

Пример 2.2.3. Вычислить влагосодержание и энтальпию влажного воздуха при температуре $t = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$, относительной влажности $\varphi = 0,75$ (75 %) и общем давлении $P = 0,0981\text{ МПа}$ (1 кгс/ см^2).

Решение. При $t = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ давление насыщенного водяного пара $P_{\text{нас}} = 0,0433\text{ кгс/ см}^2$. Влагосодержание воздуха находится по формуле (2.3)

$$x = 0,622 \frac{0,75 \cdot 0,0433}{1 - 0,75 \cdot 0,0433} = 0,0209 \text{ кг/кг сух. воздуха.}$$

Энтальпия влажного воздуха определяется по формуле (2.5):

$$I = (1,01 + 1,97 \cdot 0,0209) \cdot 30 + 2493 \cdot 0,0209 = 83,6 \text{ кДж/кг сух. воздуха.}$$

Пример 2.2.4. По данным предыдущего примера вычислить удельный объём влажного воздуха, приходящийся на 1 кг сухого воздуха, т.е. на $(1+x)$ кг паровоздушной смеси.

Решение. Удельный объём воздушно-паровой смеси находится по формуле (2.8):

$$v_{\text{вл.вх}} = \frac{287(273 + 30)}{(1 - 0,75 \cdot 0,0433) 9,81 \cdot 10^4} = 0,916 \text{ м}^3 / \text{кг сух. воздуха.}$$

Пример 2.2.5. Определить влагосодержание воздуха при $t = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, общем давлении $P = 760\text{ мм рт. ст.}$ и влагосодержании $x = 0,070\text{ кг/кг сух. воздуха.}$

Решение. При общем атмосферном давлении насыщенный водяной пар не может иметь температуру выше $100\text{ }^{\circ}\text{C}$. Поэтому при температуре воздушно-паровой смеси выше $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P_{\text{нас}} = P$ и $x = 0,622\varphi/(1 - \varphi)$, т.е. относительная влажность не зависит от температуры и является однозначной функцией x :

$$\varphi = x/(0,622 + x) = 0,070/(0,622 + 0,070) = 0,101 = 10,1\text{ \%}.$$

3. КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

3.1. Тема: «Адсорбция»

Задача 1

Сравнить равновесные значения масс хлористого этила, поглощенных 1 кг активированного угля, при различных значениях парциальных давлений паров хлористого этила 20 и 200 мм рт. ст. и температурах -15 и 20 °С. Равновесие описывается изотермой Ленгмюра с параметрами $a_M^* = 0,55$ кг/кг угля; $b_{20} = 0,013$; $b_{-15} = 0,012$ (мм рт. ст.)⁻¹. Объяснить полученные результаты.

Задача 2

Рассчитать равновесные количества хлористого этила, адсорбированные 30 кг активированного угля при температуре 20 °С и парциальном давлении парообразного хлористого этила в воздухе $p = 0,200$ кгс/см². Равновесие описывается изотермой Ленгмюра с параметрами $a_M^* = 0,55$ кг/кг угля; $b_{20} = 0,013$ (мм рт. ст.)⁻¹.

Задача 3

Сравнить равновесные количества пропана, адсорбирующиеся одним килограммом мелкопористого силикагеля при 20 °С и относительных давлениях пропана 0,07 и 0,14. Считать справедливой изотерму БЭТ с параметрами $a_M = 9,5$ % (массовая доля) и $C_1 = 9,2$.

Задача 4

Определить количества воды, адсорбированной по достижении равновесия 8 кг цеолита СаХ при температуре 40 °С и парциальных давлениях пара $p = 5$ и 50 мм рт. ст. Параметры изотермы: $W_o = 0,235 \cdot 10^{-3}$ м³/кг; $B = 6,15 \cdot 10^{-6}$ К⁻²; $\chi = 2,53$.

Задача 5

Сравнить времена полного заполнения сферических частиц активированного угля СКТ при ее заполнении бензолом при следующих условиях: диаметры частиц а) $d = 4 \cdot 10^{-3}$ м; б) $1 \cdot 10^{-3}$ м; концентрация адсорбтива в газе $C_0 = 20 \cdot 10^{-3}$ кг/м³; температура процесса $t = 20$ °С; коэффициент эффективной диффузии бензола через насыщенный слой внутри частиц $D_s = 2,3 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Из изотермы адсорбции паров бензола на угле СКТ при 20 °С следует, что значение предельного насыщения $a_M^* = 270$ кг/м³ $\approx$ const.

Задача 6

Определить максимальное и реальное время защитного действия неподвижного слоя активированного угля СКТ высотой 300 мм при фильтровании через него потока воздуха с начальной концентрацией паров бензола $C_0 = 20 \cdot 10^{-3}$ кг/м³ и температурой 20 °С. Скорость воздуха на полное сечение аппарата 0, 40 м/с; изотерма адсорбции прямоугольная; равновесная емкость частиц адсорбента $a_M^* = 270$ кг/м³; порозность слоя $\varepsilon_0 = 0,38$. Потеря времени защитного действия слоя согласно опытным данным $\tau_0 = 800$ с.

Задача 7

В аппарате с псевдоожиженным слоем сферических частиц цеолита NaA с диаметром $d = 2 \cdot 10^{-3}$ м производится адсорбция паров воды из потока воздуха. Найти значение объемного коэффициента массопередачи, если температура изотермического процесса 20 °С; объемный расход газа на 1 м² поперечного сечения слоя $5,0 \cdot 10^{-3}$ м³/(м²·с). Концентрация паров влаги в поступающем воздухе $3,5 \cdot 10^{-3}$ кг/м³ (коэффициент аффинности для паров воды $\chi = 2,53$; структурная константа цеолита NaA $B = 5,5 \cdot 10^{-6}$ К⁻²; коэффициенты диффузии паров влаги в воздухе при 20 °С и 0 °С соответственно равны $D_{20} = 24,3 \cdot 10^{-6}$ м²/с и $D_0 = 21,9 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Объемная концентрация (плотность) насыщенного водяного пара при 20 °С $C_s = 17,3 \cdot 10^{-3}$ кг/м³).

3.2. Тема: «Термическая сушка»

Задача 1

Определить количества высушенного материала, испаряемой влаги, влажности, влагосодержания и расход абсолютно сухого материала, если влажный материал, содержащий 250 г влаги на 1 кг абсолютно сухой основы, высушивается до состояния, соответствующего содержанию 50 г на 1 кг абсолютно сухого материала. Расход поступающего в сушилку влажного материала $G_n = 2,0$ т/ч.

Задача 2

Сколько влаги необходимо удалить из 1 кг влажного материала при изменении его влажности от 50 до 25 % и от 2 до 1 % (на общую массу)?

Задача 3

Определить количество удаляемой из 2 кг влажного материала влаги при его высушивании: а) от 100 до 60 %; б) от 10 до 6 % (на абсолютно сухой материал).

Задача 4

Вычислить влагосодержание и энтальпию влажного воздуха при температуре $t = 35$ °С, относительной влажности $\varphi = 0,65$ (65 %) и общем давлении $P = 0,0981$ МПа (1 кгс/см²). Давление насыщенного водяного пара при $t = 35$ °С $p_{\text{нас}} = 0,0573$ кгс/см².

Задача 5

Вычислить удельный объем влажного воздуха, приходящегося на 1 кг сухого воздуха, т.е. на $(1 + x)$ кг паровоздушной смеси, если имеется влажный воздух при температуре $t = 30$ °С, относительной влажности $\varphi = 0,75$ и общем давлении $p = 0,0981$ МПа (1 кгс/см²). Давление насыщенного водяного пара

при $t = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ $p_{\text{нас}} = 0,0433\text{ кгс/см}^2$. Газовая постоянная для воздуха $R_{\text{вх}} = 287\text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$.

Задача 6

Вычислить влагосодержание и относительную влажность при общем давлении $P = 0,0981\text{ МПа}$ воздушно-паровой смеси, имеющей температуру $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ и парциальное давление водяного пара $0,10\text{ кгс/см}^2$. Давление насыщенного водяного пара при $t = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ $p_{\text{нас}} = 0,1258\text{ кгс/см}^2$ ($1\text{ кгс/см}^2 = 9,81\cdot 10^4\text{ Па}$).

Задача 7

Вычислить содержание водяного пара, отнесенное к 1 кг сухого газа в его смеси: а) с воздухом; б) с водородом; в) с этаном при температуре $35\text{ }^{\circ}\text{C}$, относительной влажности $\varphi = 45\text{ \%}$ и общем давлении $p = 1,033\text{ кгс/см}^2$. Давление насыщенного водяного пара при $t = 35\text{ }^{\circ}\text{C}$ $p_{\text{нас}} = 0,0573\text{ кгс/см}^2$.

Задача 8

Определить влагосодержание воздуха при $t = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ и $\varphi = 50\text{ \%}$, если общее давление $p = 765\text{ мм рт. ст.}$ Давление насыщенного водяного пара при $t = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ $p_{\text{нас}} = 0,2031\text{ кгс/см}^2$ ($1\text{ кгс/см}^2 = 9,81\cdot 10^4\text{ Па}$).

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973.- 752 с.

Рудобашта С.П., Карташов Э.М. Диффузия в химико-технологических процессах. – М.: КолосС, 2010.- 478 с.

Романков П.Г., Фролов В.Ф., Флисюк О.М. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи).- СПб.: Химиздат, 2009.- 544 с.

Тагер А.А. Физико-химия полимеров. – М.: Научный мир, 2007.- 576 с.

Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М.: ООО ИД «Альянс», 2007.- 576 с.

Кулов Н.Н. Перспективы развития научных основ химической технологии // Рос. Химический журнал.-2000.-Т.44. Ч.2. - № 6.- С.46 – 55.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 1

Физические свойства органических жидкостей

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса, кг/кмоль	Плотность, кг/м ³ (при 20°C)	Температура кипения, °C	Давление нас. пара при 20 °C, мм рт. ст.	Температура плавления, °C
Ацетон	CH ₃ COCH ₃	58,08	791	56	186	-94,3
Бензин	-	-	690-760	70-120	-	-
Бензол	C ₆ H ₆	78,11	879	80,2	75	5,5
Дихлорэтан	CH ₂ ClCH ₂ Cl	98,97	1254	83,7	65	-
Изопропил-ацетат	CH ₃ COO-C ₃ H ₇	130,18	870	142,5	6	-
Ксилолы (смесь)	C ₆ H ₄ (CH ₃) ₂	106,16	865	136-145	10	-13 ÷ -48
Метилацетат	CH ₃ COOCH ₃	74,08	930	57,5	170	-
Пропил-ацетат	CH ₃ COO-C ₃ H ₇	102,13	890	101,6	25	-
	CS ₂					-

Сероуглерод	$C_{10}H_{16}$	76,13	1263	46,3	298	
Скипидар		136,1	850-880	155-190	4	-112
Спирты:	C_4H_9OH					-
бутиловый	$C_5H_{11}OH$	74,12	810	117,7	4,7	
изоами-		88,15	810	132	2,2	-90
ловый	C_4H_9OH					-117
изобути-		74,12	800	108	8,8	
ловый	C_3H_7OH					-108
изопропи-		60,09	785	82,4	32,4	
ловый	CH_3OH					-89
метиловый	C_3H_7OH	32,04	792	64,7	95,7	
пропиловый	C_2H_5OH	60,09	804	97,2	14,5	-98
этиловый	CCl_4	46,07	789	78,3	44	-126
Тетрахлорид		153,84	1594	76,7	90,7	-114,5
углерода	$C_6H_5CH_3$					-22,8
Толуол	$CHCl_3$	92,13	866	110,8	22,3	
Хлороформ	$CH_3COOC_2H_5$	119,38	1489	61,2	160	-95
Этилацетат	$C_2H_5OC_2H_5$	88,10	901	77,15	73	-
Эфир		74,12	714	34,5	442	-83,6
диэтиловый						-116,3

Таблица 2

Коэффициенты диффузии газов и паров в воздухе
(при нормальных условиях)

Газ	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	Газ	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$
Азот	13,2	Метанол	13,3
Аммиак	17,0	Сероуглерод	8,9
Бензол	7,7	Серы диоксид	10,3
Водород	61,1	Серы триоксид	9,4
Водяной пар	21,9	Углерода диоксид	13,8
Диэтиловый эфир	7,8	Хлороводород	13,0
Кислород	17,8	Этанол	10,2

Таблица 3

Давление насыщенного водяного пара при температурах от -20 до 100 °C

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

t, °C	p, мм рт. ст.	t, °C	p, мм рт. ст.	t, °C	p, мм рт. ст.	t, °C	p, мм рт. ст.	t, °C	p, мм рт. ст.
-20	0,772	-6	2,761	8	8,05	32	35,66	65	187,5
-19	0,850	-4	3,276	10	9,21	35	42,18	70	233,7
-18	0,935	-3	3,566	12	10,52	36	44,56	75	289,1
-17	1,027	-2	3,879	14	11,99	40	55,32	80	355,1
-16	1,128	-1	4,216	16	13,63	44	68,26	85	433,6
-15	1,238	0	4,579	20	17,54	48	83,71	90	525,8
-14	1,357	+1	4,93	22	19,83	50	92,51	95	633,9
-12	1,627	2	5,29	24	22,38	52	102,1	98	707,2
-10	1,946	4	6,10	28	28,35	55	118,0	99	733,2
-8	2,321	6	7,01	30	31,82	60	149,4	100	760,0

Учебное издание

Мухабат Мухутдиновна Ишанходжаева

Физическая химия

Процессы массообмена в системах с твердой фазой

Часть III

Учебно-методическое пособие

Редактор и корректор Н.П.Новикова
Техн. редактор Л.Я.Титова

Темплан 2014 г., поз.

104

Подп. к печати 17.11.2014	Формат 60x84/16.	Бумага тип. № 1.	Печать
офсетная.			
2,0 печ. л.; 2,0 уч.-изд. л.			
Тираж 50 экз. Изд. № 104.	Цена «С».	Заказ	

Ризограф Санкт-Петербургского государственного технологического университета
растительных полимеров, 198095, Санкт-Петербург, ул. Ивана Черных, 4.