

**Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
Астраханский государственный технический университет
Институт нефти и газа**

Кафедра «Химическая технология переработки нефти и газа»

**ДИФфуЗИОННЫЕ ПРОЦЕССЫ
В НЕФТЕПЕРЕРАБОТКЕ**

Лабораторный практикум
для студентов очной и очно-заочной форм обучения
направления 18.04.01 «Химическая технология»

Астрахань 2022

Разработчики: к.т.н., доцент, доцент кафедры Власова Г.В.,
к.т.н., доцент кафедры Козырев О.Н.

Рецензент – доцент кафедры «Химическая технология переработки нефти и газа», к.т.н., доцент Лаврентьева Т.А.

Лабораторный практикум для проведения работ по дисциплине «Процессы и оборудование нефтегазоперерабатывающих производств» по направлению 18.04.01 «Химическая технология, Астрахань: АГТУ, 2022, 68с.

Предлагаемый лабораторный практикум предназначен для проведения лабораторных работ студентов очной и очно-заочной форм обучения направления 18.04.01 «Химическая технология» и содержит требования безопасного проведения работ, теоретическую часть, руководство к выполнению лабораторных работ по изучению массообменных процессов, а также контрольные вопросы и список литературных источников.

Лабораторный практикум рассмотрен и рекомендован к внутривузовскому изданию на заседании кафедры «Химическая технология переработки нефти и газа» (протокол № 2 от 24.02.2022)

© Астраханский государственный технический университет

Содержание

1 Меры безопасности при выполнении лабораторных работ	4
2 Основные понятия	6
2.1 Экстракция	16
2.2 Перегонка	22
2.3 Ректификация	26
2.4 Адсорбция	29
2.5 Сушка	38
3 Методики лабораторных работ	41
3.1 Лабораторная работа № 1	41
3.2 Лабораторная работа № 2	45
3.3 Лабораторная работа № 3	49
3.4 Лабораторная работа № 4	53
3.5 Лабораторная работа № 5	56
3.6 Лабораторная работа № 6	61
Используемая литература	66
Приложение	67

1 Меры безопасности при выполнении лабораторных работ

К проведению лабораторных работ студенты допускаются только после прохождения первичного инструктажа по технике безопасности.

Для выполнения лабораторной работы студент должен:

- использовать спецодежду (халат хлопчатобумажный, который следует носить в застегнутом виде);
- не загромождать проходы, лабораторные столы и стулья рюкзаками, портфелями, сумками и т.п.
- перед началом работы включить систему вентиляции;
- осмотреть электрические розетки и вилки, электрические провода и блоки питания на электроприборах и т.п., используемые при выполнении данной работы на предмет целостности;
- изучить методические рекомендации по выполняемой работе;
- перед использованием стеклянной посуды проверить ее путем наружного осмотра на наличие царапин, трещин, сколов;
- для разогрева вязких нефтепродуктов использовать водяную баню;
- во избежание ожогов осторожно переносить и переливать разогретые нефтепродукты;
- во избежание порезов аккуратно обращаться с химической посудой;
- при розливе небольшого количества нефтепродукта использовать ветошь, при больших розливах – песок;
- после завершения анализа утилизировать нефтепродукты и смеси в соответствии с установленными требованиями;

- привести в порядок свое рабочее место (вымыть за собой использованную химическую посуду и части прибора, выключить приборы из сети).

Отчет по каждой лабораторной работе должен включать следующие разделы:

- цель лабораторной работы;
- порядок выполнения лабораторной работы;
- результаты измерений в виде таблиц и графиков;
- обсуждение результатов, выводы

Титульный лист отчета оформляется согласно Приложению.

2 Основные понятия

Процессами массообмена называют такие процессы, в которых основную роль играет перенос вещества из одной фазы в другую. Движущей силой этих процессов является разность химических потенциалов. Как и в любых других процессах, движущая сила массообмена характеризует степень отклонения системы от состояния динамического равновесия. В пределах данной фазы вещество переносится от точки с большей к точке с меньшей концентрацией. Поэтому обычно в инженерных расчетах приближенно движущую силу выражают через разность концентраций, что значительно упрощает расчеты массообменных процессов.

Массообменные процессы широко используются в промышленности для решения задач разделения жидких и газовых гомогенных смесей, их концентрирования, а также для защиты окружающей природной среды (прежде всего для очистки сточных вод и отходящих газов). Например, практически в каждом химическом производстве взаимодействие обрабатываемых веществ осуществляется в реакторе, в котором обычно происходит только частичное превращение этих веществ в продукты реакции. Поэтому выходящую из реактора смесь продуктов реакции и непрореагировавшего сырья необходимо подвергнуть разделению, для чего эту смесь направляют в массообменную аппаратуру, из которой непрореагировавшее сырье возвращается в реактор, а продукты реакции направляются на дальнейшую переработку или использование.

Наибольшее распространение получили рассмотренные ниже массообменные процессы.

1. **Абсорбция** - избирательное поглощение газов или паров жидким поглотителем. Этот процесс представляет собой переход вещества из газовой (или паровой) фазы в жидкую. Наиболее широко используется для разделения технологических газов и очистки газовых выбросов.

Процесс, обратный абсорбции, т.е. выделение растворенного газа из жидкости, называют **десорбцией**.

2. **Перегонка и ректификация** - разделение жидких гомогенных смесей на компоненты при взаимодействии потоков жидкости и пара, полученного испарением разделяемой смеси. Этот процесс представляет собой переход компонентов из жидкой фазы в паровую и из паровой в жидкую. Процесс ректификации используется для разделения жидких смесей на составляющие их компоненты, получения сверхчистых жидкостей и для других целей.

3. **Экстракция (жидкостная)** - извлечение растворенного в одной жидкости вещества другой жидкостью, практически не смешивающейся или частично смешивающейся с первой. Этот процесс представляет собой переход извлекаемого вещества из одной жидкой фазы в другую. Процесс применяют для извлечения растворенного вещества или группы веществ сравнительно невысоких концентраций.

4. **Адсорбция** - избирательное поглощение газов, паров или растворенных в жидкости веществ твердым поглотителем, способным поглощать одно или несколько веществ из смеси. Этот процесс представляет собой переход веществ из газовой, паровой или жидкой фазы в твердую. Адсорбцию применяют для извлечения того или иного вещества (или веществ) достаточно низкой концентрации из их смеси. Процесс,

обратный адсорбции, т. е. выделение сорбированного вещества из твердого поглотителя, называют **десорбцией**.

5. **Ионный обмен** - избирательное извлечение ионов из растворов электролитов. Этот процесс представляет собой переход извлекаемого вещества из жидкой фазы в твердую. Процесс применяют для извлечения веществ из растворов, в которых эти вещества находятся при низких концентрациях.

6. **Сушка** - удаление влаги из твердых влажных материалов, в основном путем ее испарения. Этот процесс представляет собой переход влаги из твердого влажного материала в газовую или паровую фазы. Сушку широко применяют в технике для предварительного обезвоживания перерабатываемых веществ или обезвоживания готового продукта.

7. **Растворение и экстрагирование из твердых тел** - это процессы перехода твердой фазы в жидкую (растворитель). Извлечение на основе избирательной растворимости какого-либо вещества (или веществ) из твердого пористого материала называют экстракцией из твердого материала, или выщелачиванием. Применяют ее для извлечения ценных или токсичных компонентов из твердых материалов.

8. **Кристаллизация** – выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов или расплавов. Этот процесс представляет собой переход вещества из жидкой фазы в твердую. Применяется, в частности, для получения веществ повышенной чистоты.

9. **Мембранные процессы** - избирательное извлечение компонентов смеси или их концентрирование с помощью полупроницаемой перегородки-мембраны. Эти процессы представляют собой переход вещества (или веществ) из одной

фазы в другую через разделяющую их мембрану. Применяются для разделения газовых и жидких смесей, очистки сточных вод и газовых выбросов.

Таким образом, во всех перечисленных выше процессах общим является переход вещества (или веществ) из одной фазы в другую.

Процесс перехода вещества (или нескольких веществ) из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия называют **массопередачей**. В отличие от теплопередачи, которая происходит обычно через стенку, массопередача осуществляется, как правило, при непосредственном соприкосновении фаз (за исключением мембранных процессов). При этом граница соприкосновения, т.е. поверхность контакта фаз, может быть подвижной (система газ-жидкость, пар-жидкость, жидкость-жидкость) или неподвижной (газ-твердое тело, пар-твердое тело, жидкость-твердое тело).

Перенос вещества внутри фазы - из фазы к границе раздела фаз или наоборот - от границы раздела в фазу - называют **массоотдачей** (по аналогии с процессом переноса теплоты внутри фазы-теплоотдачей).

Все массообменные процессы обладают рядом общих признаков. Так в любом массообменном процессе участвуют, по крайней мере, две фазы. Переход вещества из одной фазы в другую осуществляется за счет диффузии, поэтому эти процессы называют **диффузионными**.

Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций. Перенос вещества из одной фазы в другую происходит через границу раздела фаз, на которой предполагается состояние равновесия фаз. Диффузионные процессы обратимы; направление процесса определяется

законами фазового равновесия. Переход вещества из фазы в фазу заканчивается после достижения динамического равновесия. При этом перенос массы через границу не прекращается. Он носит двухсторонний характер, но концентрации компонентов в обеих фазах остаются неизменными, равными равновесным.

Процессы переноса массы вещества осуществляется двумя видами механизма переноса:

1. Молекулярным, т.е. переносом, возникающим в результате стремления системы к термодинамическому равновесию, отклонения от которого объясняются неоднородностью поля (молекулярная диффузия);

2. Конвективным, под которым понимают процесс переноса вещества за счет движения жидкости или газа (турбулентная диффузия).

Молекулярный перенос является определяющим в неподвижных средах или в ламинарно движущихся потоках. Конвективный перенос обеспечивает постоянную концентрацию распределяемого вещества в потоке фазы.

Вследствие взаимного влияния фаз, участвующих в процессе массопереноса, недостаточной изученности гидродинамических закономерностей турбулентных потоков, особенно вблизи подвижной границы раздела фаз, зависимости коэффициента массоотдачи от многих факторов (физических свойств фазы, скорости потока и др.), механизм передачи массы из фазы в фазу очень сложен. В связи с этим предложено несколько теоретических моделей, представляющих собой в той или иной степени упрощенные схемы механизма массопереноса.

В основу большинства моделей положены два допущения. Во-первых, общее сопротивление переносу массы в фазах складывается из сопротивления двух фаз и сопротивления поверхности раздела фаз. Однако сопротивления поверхности раздела фаз мало и его принимают равным нулю. В итоге общее сопротивление переносу массы рассматривают как сумму фазовых сопротивлений (правило аддитивности). Во-вторых, предполагается, что на поверхности раздела фазы находятся в равновесии и равновесие устанавливается значительно быстрее по сравнению с изменением средней концентрации в ядре фазы.

Наиболее ранней из известных моделей является пленочная модель массопереноса (рис.1).

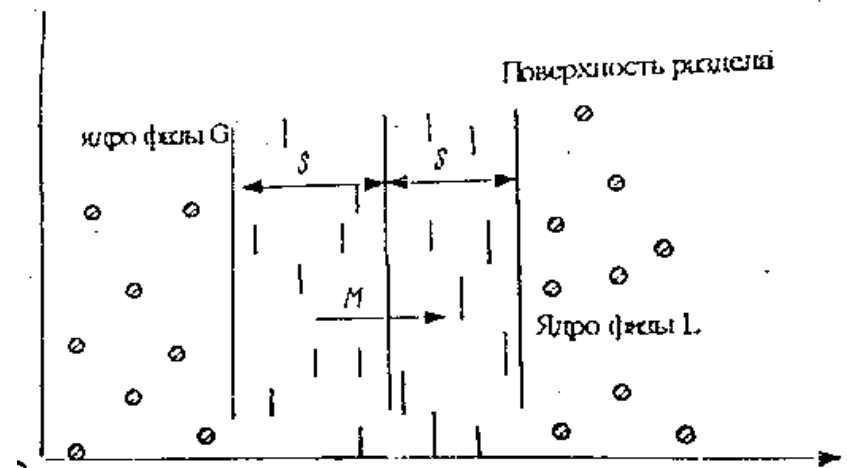


Рисунок 1 - Модель массопереноса из фазы G в фазу L.

Согласно этой модели в каждой фазе непосредственно к ее границе примыкают неподвижная или ламинарно движущаяся пленки, в которых перенос осуществляется только

молекулярной диффузией. В пленке сосредоточено все сопротивление массоотдаче. Градиенты концентраций возникают лишь внутри пограничных пленок. В ядрах фаз концентрации компонентов выравниваются за счет турбулентной диффузии и принимаются равными средним концентрациям.

Количественно молекулярная диффузия описывается законом Фика:

$$M = -D \left(\frac{de}{dn} \right) F \quad (1)$$

где M – количество диффундирующего в единицу времени вещества;

D – коэффициент диффузии;

$\frac{de}{dn}$ – градиент концентрации в направлении диффузии;

F – площадь слоя.

Уравнение (1) может быть представлено в ином виде с учетом толщины пленки δ :

$$M = -\frac{D}{\delta} \Delta C F \quad (2)$$

где ΔC – движущая сила массопередачи.

Если диффузия идет в направлении от границы раздела фаз к ряду потока, то $\Delta C = C - C_{гр}$. При обратном направлении $\Delta C = C_{гр} - C$ (здесь C – концентрация рассматриваемого компонента в ядре потока, $C_{гр}$ – концентрация того же компонента в той же фазе, но на границе фаз).

Практическое использование уравнения (2) в инженерных расчетах затруднено в связи со сложностями измерения толщины пограничных слоев. Поэтому обработку экспериментальных данных ведут на основе теории подобия, по критериальным уравнениям через коэффициенты массоотдачи

β , учитывающие в пределах каждой фазы влияние на массообмен общего переноса вещества за счет молекулярной и конвективной диффузии.

Перенос вещества в пределах одной фазы определяется по уравнению массоотдачи:

$$M = \beta \Delta C F \quad (3)$$

Расчет коэффициентов массоотдачи β проводится по критериальным уравнениям, описывающим массоотдачу в пределах одной фазы.

$$Nu_D = A Re^m Pr_D^n \quad (4)$$

где $Nu_D = \frac{\beta D}{D}$ – диффузионный критерий Нуссельта;

$Re = \frac{W l \rho}{\mu}$ – критерий Рейнольдса;

$Pr_D = \frac{\mu}{\rho D}$ – диффузионный критерий Прандтля;

A, m, n – коэффициент и показатели степени, определяемые опытным путем;

μ – динамическая вязкость потока;

l – линейный размер потока (аппарата);

ρ – плотность потока;

W – скорость движения потока.

При установившемся процессе передачи массы из фазы в фазу через поверхность F фазового контакта переходит одно и то же количество рассматриваемого компонента через пограничные слои каждой фазы. Так, если компонент переходит из фазы G в фазу L (рис.1), то, применяя в пределах каждой фазы уравнение (3), получим:

для фазы G :

$$M = \beta_y (y - y_{гр}) F \quad (5)$$

для фазы L:

$$M = \beta_x(x_{\text{гр}} - x)F \quad (6)$$

В уравнениях (5) и (6) β_y и β_x – коэффициенты массопередачи по паровой и жидкой фазу соответственно.

Если зависимость $y' = f(x)$ криволинейна, то для нахождения коэффициентов массоотдачи процесс разбивают на отдельные участки, в пределах каждого из которых зависимость прямолинейна, при этом на каждом отрезке ломаной линии концентрации одной фазы можно заменить равновесными концентрациями другой. Например:

$$x_{\text{гр}} = \frac{y'_{\text{гр}}}{\alpha} \quad (7)$$

$$x = \frac{y'}{\alpha} \quad (8)$$

где α – угол наклона равновесной кривой $y' = f(x)$

Тогда подставив (8) в (6), получим:

$$M = \beta_x \left(\frac{y'_{\text{гр}}}{\alpha} - \frac{y'}{\alpha} \right) F \quad (9)$$

Представим уравнения (5) и (9) в следующем виде:

$$\frac{M\alpha}{\beta_y} = (y - y_{\text{гр}}) \quad (10)$$

$$\frac{M\alpha}{\beta_x} = (y'_{\text{гр}} - y') \quad (11)$$

Как отмечалось выше, на границе раздела фазы близки к взаимному равновесию, т.е. $y_{\text{гр}} \approx y'_{\text{гр}}$

Тогда, сложив (10) и (11), получим:

$$\frac{M}{F} \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{\alpha}{\beta_x} \right) = (y - y') \quad (12)$$

или

$$M = \left(\frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\alpha}{\beta_x}} \right) (y - y') F \quad (13)$$

Если уравнение (13) сравнить с основным уравнением массопередачи, записанным по паровой фазе:

$$M = K_y(y - y')F \quad (14)$$

где K_y – коэффициент массопередачи по паровой фазе,
то получим:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad (15)$$

Путем аналогичных преобразований получается и другая форма закона аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{\alpha\beta_y} \quad (16)$$

С другой стороны, уравнения (15) и (16) показывают, что коэффициенты массопередачи K_y и K_x можно рассчитать через коэффициенты массоотдачи β_y и β_x .

Из этих же уравнений видно, что если один из коэффициентов массоотдачи будет значительно меньше другого, то коэффициент массопередачи, а значит и в целом массоперенос, будет определяться меньшим коэффициентом массоотдачи. Рекомендации по интенсификации соответствующего процесса должны быть направлены на увеличение меньшего коэффициента массоотдачи.

Таким образом, определяя экспериментальным путем коэффициенты массоотдачи, по ним можно рассчитать коэффициенты массопередачи, а затем высоту единицы переноса (ВЕР), число единиц переноса (ЧЕР) и в итоге, геометрические размеры массообменного аппарата.

2.1 Экстракция

Экстракция – процесс извлечения одного или нескольких компонентов из растворов или твердых тел с помощью избирательного растворителя, в котором хорошо растворяются только извлекаемые компоненты и значительно хуже или практически не растворяются остальные компоненты исходной смеси.

Процессы экстракции в системах жидкость-жидкость находят широкое применение в химической, нефтеперерабатывающей и нефтехимической, фармацевтической, гидрометаллургической и других отраслях промышленности. Экстракция в системах жидкость-жидкость представляет собой диффузионный процесс, проходящий при интенсивном контактировании растворителя с исходной смесью и образовании двух жидких фаз, между которыми распределяется извлекаемое вещество.

Жидкостная экстракция экономически выгоднее, например, ректификации, в тех случаях, когда концентрация извлекаемого компонента мала, или, когда разделяемая смесь компонентов разлагается при нагревании. Обычно жидкостную экстракцию сочетают с ректификацией, которую применяют для регенерации экстрагирующей жидкости, называемой экстрагентом или растворителем. Раствор извлеченных веществ в экстрагенте называют экстрактом, а раствор, из которого удалены экстрагируемые компоненты – рафинатом.

Разделение образующихся фаз – экстрактного и рафинатного растворов, происходит за счет разности в их плотностях, что зависит от природы растворителя и разделяемого сырья и от температуры процесса.

Контакт исходной смеси и растворителя при экстракции может быть осуществлен в одну ступень (однократная экстракция), а также многоступенчато (экстракция перекрестным током и противоточная экстракция флегмой или с двумя растворителями).

Схема однократной экстракции приведена на рис. 2. Процесс заключается в последовательном перемешивании растворителя и исходной смеси и разделении полученных сосуществующих экстрактной и рафинатной фаз. При этом экстрактный раствор содержит экстракт, растворенный в растворителе, а рафинатный раствор – рафинат и небольшое количество растворителя.

Экстракт состоит из хорошо растворимого компонента и некоторого количества малорастворимого компонента. Рафинат содержит в основном малорастворимый компонент. Четкость разделения зависит от избирательности (селективности) растворителя, которая характеризуется коэффициентом избирательности β . Наиболее предпочтителен тот экстрагент, который растворяет максимальное количество одного компонента и минимальное количество остальных.

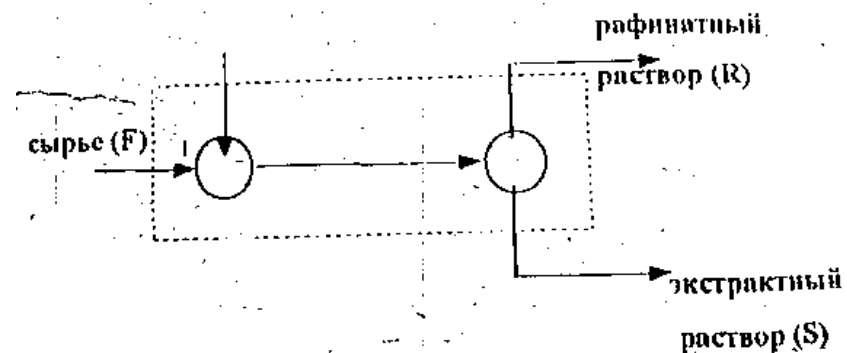


Рисунок 2 - Схема однократной экстракции

Для расчета процесса экстракции используют треугольные диаграммы. Особенности треугольной диаграммы:

1. Вершины треугольника (рис 3) соответствует чистым компонентам А, В и С, стороны треугольника АВ, ВС и АС – двухкомпонентным смесям А и В, В и С, А и С, точки внутри треугольника – трехкомпонентным системам (например точка g является фугитивной, т.е. характеризующей следующий состав смеси: А – 70%, В – 20% и С-10%);

2. Лучи Аа, Вв и Сс, проведенные из вершин треугольника, являются геометрическим местом фигуративных точек смесей с постоянным отношением содержания двух других компонентов $\frac{x_B}{x_C}$, $\frac{x_A}{x_C}$ и $\frac{x_A}{x_B}$ соответственно;

3. Линии dd, ee, ff, параллельные сторонам треугольника АС, ВС и АВ являются геометрическим местом фигуративных точек смесей с постоянным содержанием компонентов В, А и С соответственно.

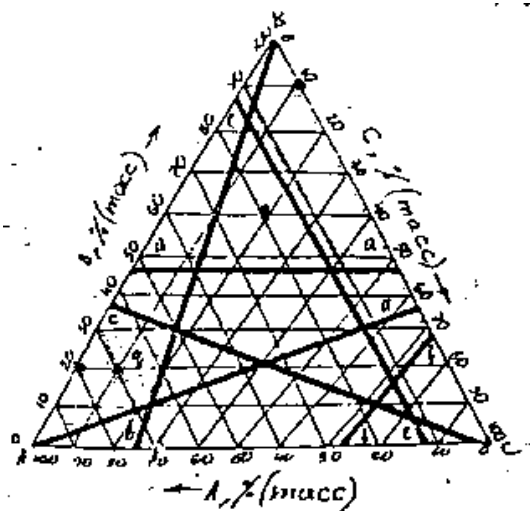


Рисунок 3 – Треугольная диаграмма

Правило рычага (частный случай правила центра тяжести): при смешении двух растворов, составы которых характеризуются на диаграмме любыми точками а и b, общий состав смеси выражается точкой с, лежащей на прямой ab, соединяющей эти точки; отрезки ac и bc обратно пропорциональны количествам взятых растворов (рис. 4).

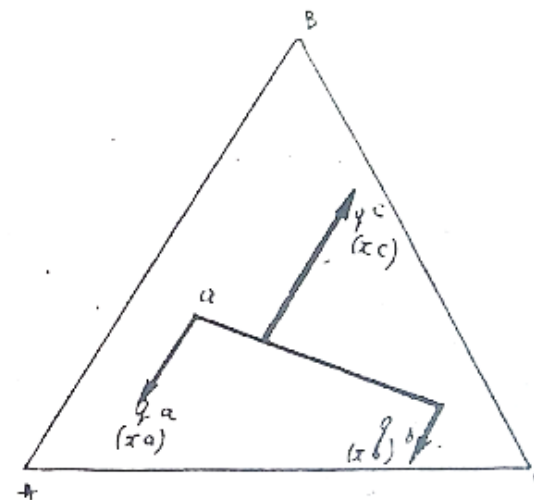


Рисунок 4 – Правило рычага

$$g_a + g_b = g_c \quad (17)$$

Причем: $X_a + X_b = g_c$

Тогда:

$$\begin{aligned} g_c ac &= g_b ab \\ g_a ac &= g_b ab \\ g_c bc &= g_a ab \\ \frac{g_c}{ab} &= \frac{g_b}{ac} = \frac{g_a}{bc} \end{aligned} \quad (18)$$

где g_a, g_b, g_c - масса компонентов смеси а, b, с, кг;

x_A, x_B, x_C – содержание любого компонента (А, В и С) в смеси а, b, с, % мас.

При расчете процесса экстракции, так же как и любого другого массообменного процесса, необходимо знание равновесных концентраций, которые для трехкомпонентных систем жидкость-жидкость представлены на рис 5.

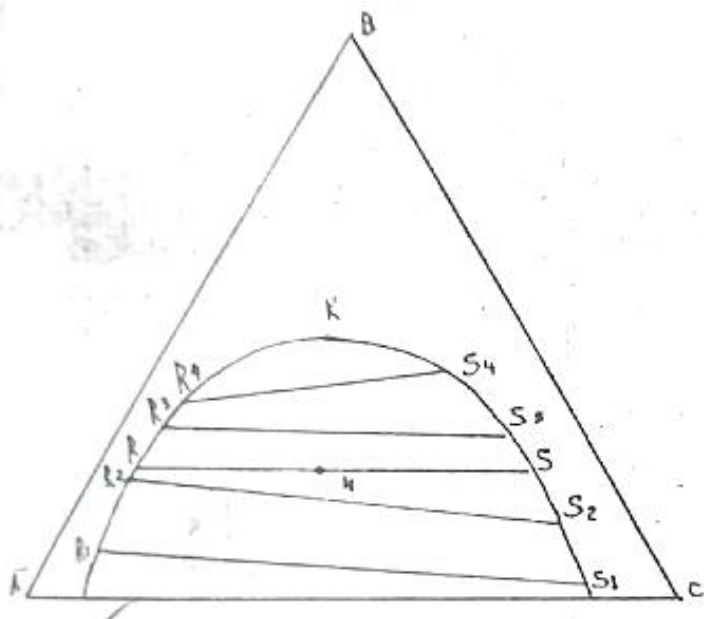


Рисунок 5 – Равновесная кривая на треугольной диаграмме.

Здесь вершина треугольника А соответствует растворителю (первичному) в исходном растворе, вершина В – растворенному веществу, вершина С – экстрагенту (вторичному растворителю). Причем компоненты А и В, В и С неограниченно растворимы друг в друге, а компоненты А и С –

ограниченно растворимы. При наличии в системе определенных количеств А и С образуется двухфазная жидкая система.

Составы фаз, получаемые смешением компонентов А и С располагаются на стороне АС треугольника, при этом между точками R_1 и S_1 расположены расслаивающие системы, составы которых отвечают точкам R_1 и S_1 .

Если к этим растворам добавить третий компонент В, то составы расслаивающихся трехкомпонентных растворов будут соответствовать точкам R_2 и S_2 . При дальнейшем добавлении компонента В получают расслаивающиеся трехкомпонентные системы, характеризуемые точками R_3 и S_3 и т.д. Эти точки постепенно сближаются, поскольку добавление компонента В улучшает взаимную растворимость компонентов А и С. При значительном разбавлении раствора компонентов В, взаимная растворимость компонентов А и С настолько возрастает, что образуется однофазный раствор, характеризуемый точкой К. Эту точку называют критической. Соединяя точки $R_1, R_2, R_3, R_4, K, S_4, S_3, S_2, S_1$ получают равновесную или бинодальную кривую, выше которой система однофазна и для процесса экстрагирования не представляет интереса.

Хорды, соединяющие точки R_1 и S_1, R_2 и S_2 и т.д. На бинодальной кривой, называют конодами, которые непараллельны друг другу, т.к. компонент В неравномерно распределяется между компонентами А и С.

Любая точка, например, N, лежащая внутри контура, ограниченного бинодальной кривой, отвечает двухфазной системе, составы которой характеризуются точками R и S, находящимися на пересечении коноды, проходящей через точку N.

Поскольку растворимость зависит от температуры, то с изменением температуры будет менять свое положение и бинодальная кривая. Обычно взаимная растворимость с повышением температуры увеличивается, поэтому область существования гетерогенных систем уменьшается (рис. 6) и при достаточно высоких температурах может исчезнуть.

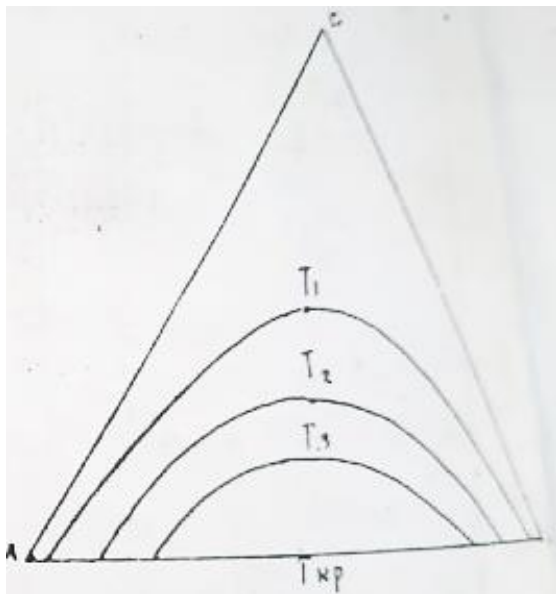


Рисунок 6 – Влияние температуры на положении бинодальных кривых

2.2 Перегонка

Перегонка является одним из важнейших технологических процессов разделения и очистки жидкостей и сжиженных газов в химической, нефтехимической, фармацевтической и других отраслях промышленности.

Перегонка жидкостей представляет собой процесс, в котором разделяемая жидкая смесь нагревается до кипения, а образующийся пар отбирается и конденсируется. В результате получают жидкость – конденсат, состав которого отличается от состава начальной смеси.

Процесс перегонки основан на том, что жидкости, составляющие смесь, обладают различным давлением (упругостью) пара при одной и той же температуре. Поэтому состав пара, а, следовательно, и состав конденсата, будут отличаться от состава начальной смеси: легколетучего (или низкокипящего НК) компонента в паре будет содержаться больше, чем в перегоняемой жидкости, а в конденсате (остатке) концентрация труднолетучего (или высококипящего - ВК) увеличивается.

Перегонку подразделяют на два вида: простую перегонку (или дистилляцию) и ректификацию. К простой перегонке относят также перегонку с водяным паром и молекулярную дистилляцию. Под простой перегонкой понимают процесс однократного испарения исходной жидкой смеси и конденсации образующихся паров. При этом сконцентрированные пары называют дистиллятом, а оставшуюся не испаренной жидкость – остатком.

Ректификация – наиболее полное разделение смесей жидкостей, целиком или частично растворимых друг в друге. Процесс заключается в многократном взаимодействии паров с жидкостью – флегмой, полученной при конденсации паров, осуществляемом на контактных устройствах (например, тарелках).

Двухкомпонентные (бинарные) смеси жидкостей могут быть разделены на три основные группы в зависимости от

степени из взаимной растворимости. К этим группам относят жидкости:

- взаимно растворимые в любых соотношениях;
- частично растворимые;
- практически взаимно нерастворимые.

Данная классификация является условной, поскольку взаимная растворимость жидкостей меняется с изменением температуры, при этом жидкости лишь частично растворимые друг в друге при одной температуре, могут стать полностью взаимно растворимым при другой температуре. Обычно взаимная растворимость жидкостей возрастает с повышением температуры, но иногда, например, для смеси триэтиламина и воды наблюдается обратное явление.

Поскольку, системы из частично взаимно нерастворимых жидкостей в процессах нефтепереработки и нефтехимии встречаются довольно часто, то представляет определенный интерес изучение равновесия таких систем. Причем систему, состоящую из взаимно нерастворенных жидкостей, можно рассматривать как предельный случай частично растворимых систем.

Так, в соответствии с правилом фаз равновесная парожидкостная система, состоящая из двух взаимно нерастворимых компонентов, имеет одну степень свободы, так как эта система, состоящая из двух компонентов $n=2$, образует две жидкие и одну паровую фазы (число фаз $N=3$):

$$L = n + 2 - N = 2 + 2 - 3 = 1 \quad (19)$$

Таким образом, для этой системы всех переменных, характеризующих состояние равновесия, произвольно может быть выбрана только одна величина. Так, например, задавшись

давлением системы π , предопределяем температуру системы и состав паровой фазы. Соотношение между количествами фаз не оказывает влияния на состояние равновесия.

При известном внешнем давлении π температура кипящей смеси взаимно нерастворимых жидкостей удовлетворяет условию:

$$P_o + P_z = \pi \quad (20)$$

где P_o и P_z – давление насыщенных паров этих жидкостей при искомой температуре (в данном случае парциальные давления и давления насыщенных паров совпадают, поскольку жидкости взаимно нерастворимы и их концентрации в жидкой фазе равны единице).

В соответствии с законом Дальтона парциальные давления компонентов равны:

$$\begin{aligned} P_o &= \pi y \\ P_z &= \pi(1 - y) \end{aligned} \quad (21)$$

где y и $(1-y)$ – мольные доли углеводорода и водяного пара в паровой фазе, откуда имеем:

$$\frac{P_G}{P_Z} = \frac{y'}{1-y'} = \frac{\frac{N_G}{N_G+N_Z}}{\frac{N_Z}{N_G+N_Z}} = \frac{N_G}{N_Z} = \frac{\frac{G}{M_G}}{\frac{Z}{M_Z}} = \frac{G \cdot M_Z}{Z \cdot M_G} \quad (22)$$

где N_G и N_Z – число молей углеводородных и водяных паров;

M_G и M_Z – молекулярные массы углеводорода и воды;

G и Z – массы углеводородных и водяных паров.

И окончательно отношение масс компонентов Z и G найдется по уравнению:

$$\frac{Z}{G} = \frac{P_Z \cdot M_Z}{P_G \cdot M_G} = \frac{(\pi - P_o) \cdot 18}{P_G \cdot M_G} \quad (23)$$

Уравнение (23) позволяет рассчитать удельный массовый расход водяного пара на перегонку углеводородов.

По удельному расходу водяного пара можно рассчитать и состав паровой фазы. Так, из уравнения (22) следует:

$$\frac{1-y'}{y'} = \frac{Z}{G} \cdot \frac{M_G}{M_Z} \text{ или } \frac{1}{y'} = 1 + \frac{Z}{G} \cdot \frac{M_G}{M_Z} \quad (24)$$

Откуда:

$$y' = \frac{1}{1 + \frac{Z}{G} \cdot \frac{M_G}{M_Z}} \quad (25)$$

2.3 Ректификация

Некоторые вещества, в частности ряд углеводородов с близкими температурами кипения, нельзя разделить перегонкой с ректификацией, так как при определенном составе бинарная смесь этих веществ становится нераздельнокипящей, или азеотропной. Ее основная особенность состоит в том, что при испарении такая смесь (азеотроп) не изменяет своего состава. Так, смесь 95,6% этилового спирта и 4,4% воды азеотропна и нацело выкипает при 78,1 °С, что не позволяет разделить ее обычным способом. Существуют и тройные азеотропы, например, смесь 74,1% бензола, 18,5% этилового спирта и 7,4% воды.

Для процессов нефтепереработки и нефтехимии имеет значение склонность к образованию азеотропных смесей ароматических углеводородов с близкокипящими нафтеновыми и парафиновыми. В результате ароматические углеводороды не удастся выделить ректификацией с удовлетворительной степенью чистоты из катализаторов риформинга.

Для азеотропной смеси коэффициент относительной летучести близок к единице ($\alpha \approx 1$), так как концентрации каждого из компонентов в жидкой (x') и паровой (y') фазах одинаковы (рис. 7).

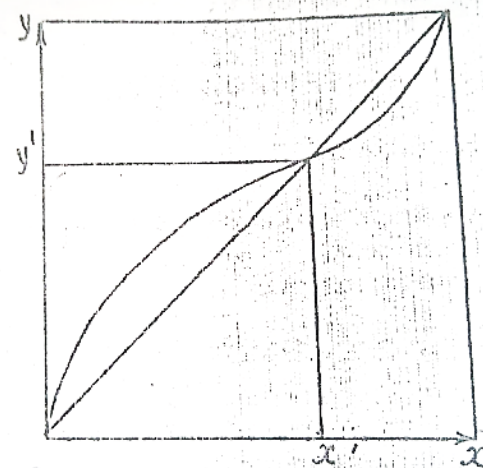


Рисунок 7 – Кривая равновесия для азеотропной смеси

Азеотропную смесь можно разрушить, добавляя к ней третий компонент, который образует азеотропную смесь с одним из компонентов разделяемой смеси. Например, толуол можно выделить из катализата риформинга добавлением метанола, который образует азеотропную смесь с неароматическими компонентами катализата. Последовательно двукратно в разделяемую смесь метанол, удастся получить толуол чистотой 99%.

Известно, что тройная смесь гептан-этанол-толуол образует два бинарных азеотропа. Первый бинарный азеотроп гептан-этанол имеет температуру кипения при атмосферном давлении 71,5 °С и следующий состав: гептан – 33 %, этанол – 67 % мольных. Второй бинарный азеотроп толуол-этанол содержит 82 % этанола и 18 % толуола мольных и его температура кипения равна 77 °С. Чистые компоненты (гептан, этанол и толуол) кипят соответственно при 98,4, 78,3 и

110,75°C. Поэтому добавление к исходной смеси с невысоким содержанием гептана небольшого количества этанола расширяет температурный интервал процесса. Самой низкой температурой кипения в данной системе является температура кипения бинарного азеотропа гептан-этанол (71,5 °C), самой высокой – температура кипения толуола (110,75 °C).

Таким образом, сущность азеотропной ректификации заключается в присутствии разделяющего компонента, образующего с компонентами разделяемой смеси один или несколько азеотропов. В основном азеотропы отбираются в виде дистиллята.

Наиболее сложной задачей при использовании азеотропной ректификации является выбор разделяющего компонента, который должен: легко регенерироваться, обеспечивать возможно большее повышение коэффициента относительной летучести разделяемых компонентов (чем дальше кривая равновесия от диагонали «квадрата», тем легче разделяется смесь (рис. 8); иметь по возможности низкую теплоту парообразования (для сокращения расхода тепла на процесс); быть безопасным в обращении, доступным, дешевым и термически стабильным.

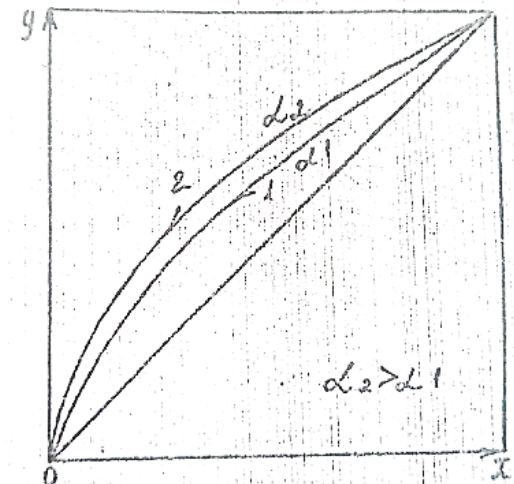


Рисунок 8 – Положение кривой равновесия без добавки (1) и с добавкой (2) разделяющего агента.

При азеотропной ректификации исходную азеотропную смесь подают на тарелку питания колонны, которая орошается сверху разделяющим компонентом. Расход разделяющего компонента в основном зависит от состава исходной смеси и увеличивается с повышением концентрации тех компонентов, которые отбираются в дистиллят. Заключительной стадией процесса является стадия выделения низкокипящего компонента из дистиллята и регенерация разделяющего агента.

2.4 Адсорбция

Разделение газовых и жидких смесей на отдельные компоненты (или группы компонентов) методом адсорбции позволяет получать большую глубину очистки, чем при использовании других массообменных процессов, таких как ректификации, экстракции и т.д.

Адсорбция – это процесс поглощения газов (паров) или жидкостей поверхностью твердых тел (адсорбентов). В случае избирательного поглощения компонентов смеси появляется возможность ее разделения на составляющие компоненты. Явление адсорбции связано с наличием сил притяжения между молекулами адсорбента и поглощаемого вещества.

Адсорбция является одним из эффективных методов разделения газообразных и жидких смесей компонентов, отличающихся структурой молекул. Твердое вещество, на поверхности или в порах которого происходит концентрирование поглощаемого вещества, называется адсорбентом. Поглощаемое вещество, находящееся вне пор адсорбента, называется адсорбтивом, а после его перехода в адсорбированное состояние – абсорбатом.

Адсорбция наиболее эффективна в случае малого содержания извлекаемых компонентов в исходной смеси. Различают два вида адсорбции – физическую и химическую. При физической адсорбции молекулы поглощаемого вещества, находящиеся на поверхности адсорбента, не вступают с ним в химическое взаимодействие. При хемосорбции молекулы поглощаемого вещества химически взаимодействуют с адсорбентом.

В качестве адсорбентов применяются вещества с развитой поверхностью сорбции, достигающей до $1000 \text{ м}^2/\text{г}$ вещества. Весьма перспективны в ряде процессов разделения и очистки углеводородов природные и синтетические цеолиты, отличающиеся от других адсорбентов упорядоченной кристаллической структурой, состоящей из полостей диаметром, равным $12 \text{ \AA}$, соединенных «каналами» или «окнами» определенных размеров для каждой марки цеолита.

Так, для цеолитов NaA, CaA, NaX и CaX диаметр входных окон соответственно равен 4,5,10,13 Å. В «окна» могут входить лишь те молекулы, у которых критический диаметр (в максимальном поперечном сечении молекулы) меньше диаметра окна адсорбента.

На рисунке 9 представлены структуры, составленные из кубооктаэдров в цеолитах типа A и X, а на рисунке 10 — строение их адсорбционных полостей.

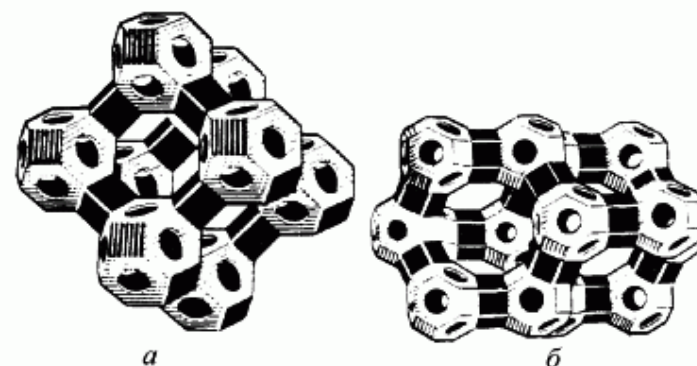


Рисунок 9- Структура синтетических цеолитов типа A (a) и X (б)

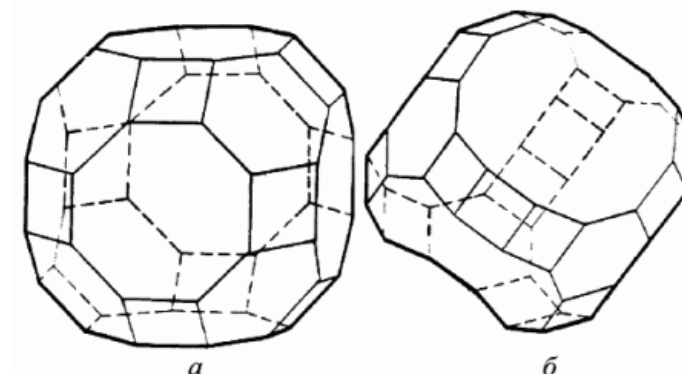


Рисунок 10 - Адсорбционные полости синтетических цеолитов типа A (a) и X (б).

Для проведения адсорбции цеолиты должны быть предварительно проактивированны, то есть из структуры адсорбента необходимо удалить влагу, ранее извлеченную адсорбентом из воздуха.

Вещества с различной химической структурой адсорбируются цеолитами в различной степени; так, цеолиты NaX лучше всего сорбируют воду, а затем H_2S , CO_2 , ароматические и непредельные углеводороды, слабее всего адсорбционная связь с насыщенными углеводородами. Поэтому если пропустить через слой адсорбента NaX смесь ароматического и парафинового углеводородов, то ароматический углеводород удерживается в порах адсорбента и сырье очищается от него.

Процесс адсорбционного разделения прекращается, когда активная поверхность (или объем пор) адсорбента оказывается заполненной молекулами адсорбата. Если в слой адсорбента ввести небольшое количество разделяемой смеси, то адсорбироваться будут все ее компоненты. Это будет происходить до тех пор, пока вся активная поверхность не будет заполнена. Дальнейшее поступление исходной смеси в слой адсорбента приведет к тому, что молекулы с более высокой адсорбируемостью будут частично вытеснять с поверхности адсорбента молекулы вещества с меньшей адсорбируемостью и установится равновесие между адсорбированной и неадсорбированной средами.

При продвижении исходной смеси через слой адсорбента процесс протекает послойно в направлении движения исходной разделяемой смеси. Разделение в данном слое адсорбента будет завершено тогда, когда активная поверхность адсорбента

заполнится извлекаемым компонентом и произойдет «проскок» этого компонента с уходящим потоком.

Исчерпание адсорбционной способности - «проскок», определяет время защитного действия адсорбента по отношению к данному компоненту.

При проведении процесса адсорбции в динамических условиях (сырье проходит с постоянной скоростью через слой адсорбента) адсорбционные свойства цеолитов характеризуются следующими параметрами:

1. Динамическая активность цеолита до условного проскока извлекаемого компонента в фильтрате (или потоке), выходящем из слоя адсорбента, а % масс. Она рассчитывается по следующему уравнению:

$$a = -\frac{g_1}{Z} \cdot 100 \quad (26)$$

где g_1 – масса компонента, извлеченного к моменту проскока, г;
 Z – масса цеолита, г.

Условный проскок – это граница качественного разделения смеси, иначе это предельно допустимая концентрация адсорбата в потоке, выходящем из слоя адсорбента $C=C_{пр}$ (рис. 11). Величина $C_{пр}$ устанавливается преподавателем.

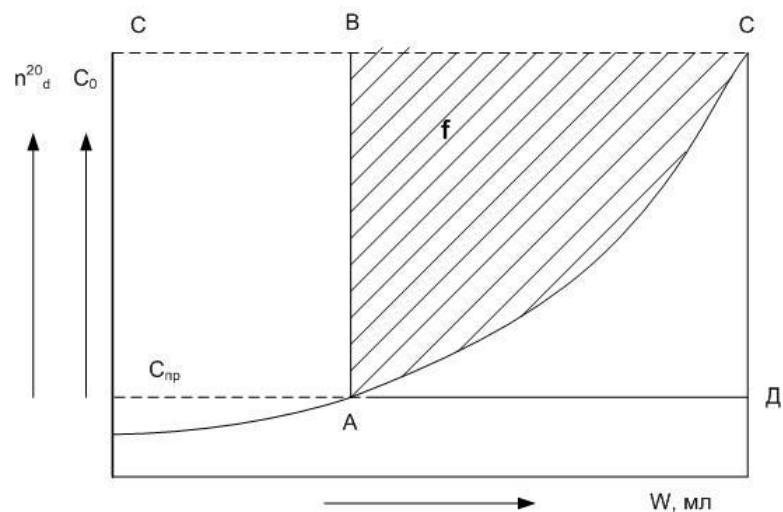


Рисунок 11 – Выходная кривая динамики сорбции.

2. Полная динамическая активность адсорбента a_0 , % мас., показывающая, сколько вещества может быть поглощено на единицу массы адсорбента при его насыщении, т.е. при достижении концентрации извлекаемого компонента на выходе из слоя, равной концентрации этого компонента в сырье $C=C_0$. Полная динамическая активность адсорбента рассчитывается по уравнению:

$$a_0 = -\frac{g_2}{Z} \cdot 100 \quad (27)$$

где g_2 – масса компонента, извлеченного за весь процесс адсорбции, г.

3. Длина зоны массопередачи L , характеризующая участок адсорбента, в котором происходит изменение концентрации извлекаемого компонента от C_0 до $C_{пр}$. (рис.12).

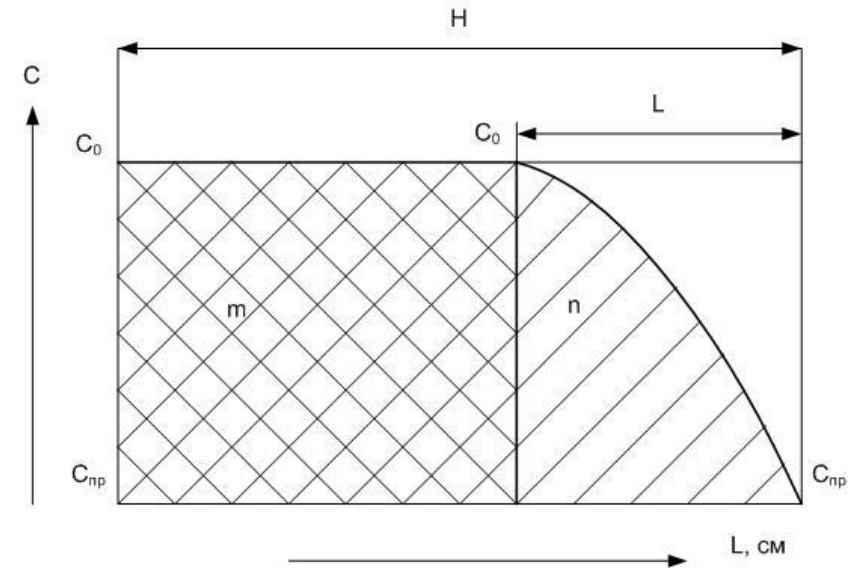


Рисунок 12 – Перемещение длины зоны массопередачи в слое адсорбента:
 m- полностью отработанный слой, n – частично отработанный слой.

Длина зоны массопередачи L (см) перемещается по слою адсорбента в направлении движения потока сырья и рассчитывается по формуле:

$$L = H \cdot \frac{a_0 - a}{a_0 - (1-f) \cdot a} \quad (28)$$

где H – высота слоя адсорбента, см;

f – фактор симметричности выходной кривой, который определяется графически как отношение площади над выходной кривой на участке нарастания концентрации от $C_{\text{пр}}$ до C_0 (F_{ABC}) (рис.11).

4. Общий коэффициент массопередачи, который определяется по уравнению:

$$K = \left(\frac{1}{K_g} - \frac{1}{K_s} \right) - 1 \quad (29)$$

где K_g - коэффициент массоотдачи от жидкой фазы к поверхности гранул цеолита, кг/(кг·ч).

K_s - коэффициент массоотдачи в твердой фазе от жидкости внутри пор к адсорбционным центрам, кг/(кг·ч).

Величина K_g может быть определена по уравнениям Иглтона и Блуса, полученным на основе комбинированной внешне- и внутренне диффузионной модели на базе двухплечной теории при аппроксимации изотермы адсорбции двумя прямыми линиями (рис.11).

Если $C < C_d$, то:

$$\ln \left(\frac{C_d/C_0}{C/C_0} \right) = \left(\frac{C_0 \cdot K_g}{a_0 \cdot G} \right) \cdot W + K_g \frac{W_x}{G} + 2 \frac{C_0}{C_d} \quad (30)$$

Если же $C > C_d$, то:

$$\ln \left[\frac{1 - C_d/C_0}{C/C_0} \right] = \left(\frac{C_d/C_0}{1 - C_d/C_0} \right) \left[\left(\frac{C_0 \cdot K_g}{a_0 \cdot G} \right) W - K_g \frac{W_x}{G} - 2 + \frac{C_0}{C_d} \right] \quad (31)$$

где C – концентрация адсорбата (толуола) в фильтрате, % масс;

C_0 – концентрация адсорбата в сырье, % масс;

C_d – концентрация, соответствующая точке пересечения Д при аппроксимации изотермы двумя прямыми линиями (рис), % масс;

G – расход сырья, мл/ч;

W_x – объем адсорбента в адсорбере, мл;

W – суммарный объем проб фильтрата, мл.

Уравнения (30) и (31) описывают выходную кривую динамики сорбции. Для определения K_g выходная кривая выражается в линейных координатах уравнения (32), (если $C_0 < C_d$):

$$Y = \left[\ln \left(\frac{C_d/C_0}{C/C_0} \right) \right] \text{ и } X = \left[-\frac{C_0 \cdot W}{a_0 \cdot G} + \frac{W_x}{G} \right] \quad (32)$$

или (33), (если $C_0 > C_d$):

$$Y = \frac{\ln \left[\frac{1-C_d/C_0}{1-C/C_0} \right]}{\frac{C_d/C_0}{1-C_d/C_0}} \text{ и } X = \left[\frac{C_0 W}{a_0 G} - \frac{W_x}{G} \right] \quad (33)$$

Величины X и Y рассчитываются по экспериментальным данным. Затем строится прямая $Y=Ax+B$.

Коэффициент A представляет собой искомую величину K_g , а коэффициент $B = \pm 2 \mp \frac{C_0}{C_d}$.

Коэффициент массоотдачи в твердой фазе от жидкости внутри пор к адсорбционным центрам K_s определяется из выражения:

$$K_s = \frac{C_d \cdot K_g}{\alpha - a_0 C_d / C_0} \quad (34)$$

где α - условная активность цеолита, соответствующая точке Д (рис.13), % масс.

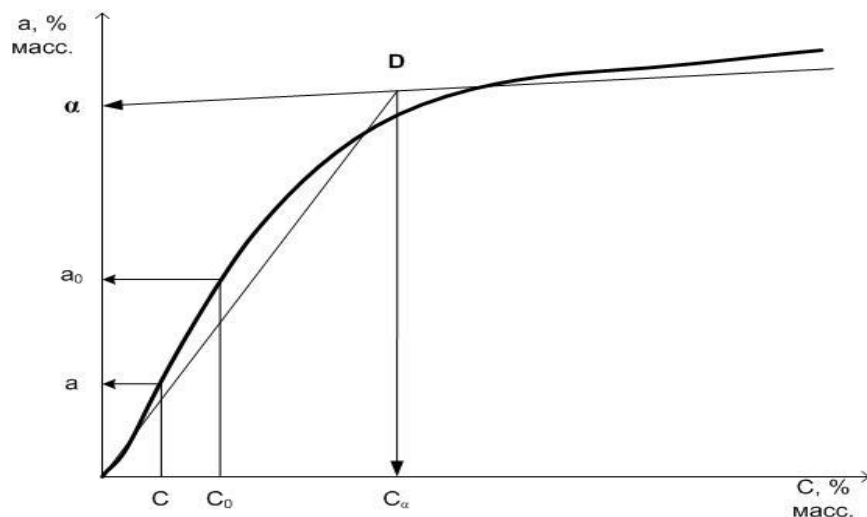


Рисунок 13 – Аппроксимация изотермы адсорбции двумя прямыми.

2.5 Сушка

Наиболее распространенным способом удаления влаги из твердых влажных веществ является сушка. Сушкой называется процесс удаления влаги из материалов путем ее испарения и отвода образующихся паров.

Сушка в технике осуществляются двумя основными способами:

1 – нагреванием влажных материалов теплоносителем через твердую непроницаемую перегородку – так называемый процесс контактной сушки;

2 – нагреванием влажных материалов путем непосредственного контакта с газовым теплоносителем (воздух, топочные газы и др.) – так называемая газовая, или воздушная

сушка. Газовую сушку часто называют воздушной потому, что в качестве высушивающего газа используется воздух.

Направлением течения процесса переноса влаги является наиболее существенным вопросом в практике сушки, так как от него зависит ее режим, т.е. условия, в которых влажный материал способен отдавать влагу окружающей среде.

Окружающая влажный материал среда содержит либо водяной пар, либо смесь водяного пара с газами. Обозначим давление водяного пара, когда только он является окружающей средой, через $P_{\text{п}}$, а парциальное давление его в смеси с газами окружающей среды $P_{\text{д}}$.

Влаге, содержащейся в материале, соответствует определенное давление водяного пара $P_{\text{м}}$, называемое давлением водяного пара во влажном высушиваемом материале.

Условием сушки являются неравенства:

$$P_{\text{м}} > P_{\text{п}} \text{ или } P_{\text{м}} > P_{\text{д}}$$

Давление водяного пара в высушиваемом материале $P_{\text{м}}$ зависит от влажности материала, температуры и характера связи влаги с материалом.

С ростом влажности материала и температуры величина $P_{\text{м}}$ возрастает. Абсолютное значение этой величины зависит от характера связи влаги с материалом. Чем сильнее эта связь, тем меньше при прочих равных условиях давление водяных паров во влажном материале.

Зависимость давления пара влаги над поверхностью материала от его влажности определяется типом молекул воды, связанных с материалом. Различают несколько форм связи влаги с материалом (в порядке убывающей энергии связи).

Химически связанная влага – вода гидроокисей, которая в результате реакции гидратации вошла в состав гидроокисей и соединений типа кристаллогидратов.

Адсорбционно связанная влага обусловлена адсорбцией воды на наружной поверхности материала и на поверхности его пор.

Осмотически связанная влага находится внутри структурного скелета материала и удерживается осмотическими силами.

В последних двух случаях связь воды с материалом имеет физико-химическую природу.

Капиллярно связанная влага заполняет макро- и микрокапилляры. Она механически связана с материалом и наиболее легко удаляется. Давление пара на поверхность материала тем меньше, чем прочнее связь между водой и материалом. Наиболее прочна эта связь у гигроскопичных веществ. Давление пара над ними наиболее отличается от давления насыщенных паров.

Влажному материалу присущи все формы связи с водой, и очень трудно различить периоды сушки, соответствующие различным видам связи молекул воды с молекулами вещества.

При расчете процесса сушки материалов, у которых молекулы воды адсорбционно связаны с молекулами материала, необходимо учитывать суммарный расход тепла:

$$Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{св}} \quad (35)$$

где $Q_{\text{исп}}$ – тепло, расходуемое на испарение свободной воды;

$Q_{\text{св}}$ - энергия, расходуемая на преодоление связи влаги с материалом.

3 Методики лабораторных работ
3.1 ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 1
«Коэффициент массоотдачи»

ЦЕЛЬ РАБОТЫ

Целью работы является исследование влияния температуры процесса и природы сырья на локальный коэффициент массоотдачи.

ОПИСАНИЕ ЛАБОРАТОРНОЙ РАБОТЫ

Лабораторная установка (рис.14) состоит из градуированного аппарата Киппа 1, градуированной пробирки 2, для размещения испаряемой жидкости, термостата 3 и термометра 4.

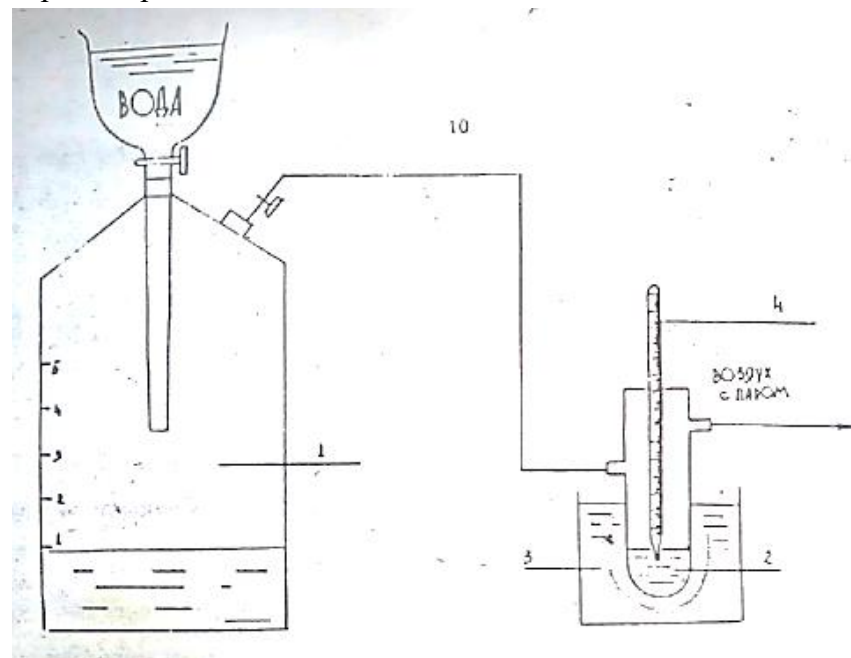


Рисунок 14 – Схема лабораторной установки

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕНИЯ РАБОТЫ

Включается в работу термостат и устанавливается заданная преподавателем (в пределах 45....55 °С) температура в термостате. Затем в воронку аппарата Киппа заливается вода для последующего вытеснения определенного объема воздуха. Открытием крана на воронке устанавливается нижний уровень воды в аппарате Киппа и его значения записываются. В градуированную пробирку 2 заливается однокомпонентная жидкость (ацетон, объем ацетона указывается преподавателем) и устанавливается термометр.

Значение начального объема ацетона записывается. По указанию преподавателя кранами на аппарате Киппа устанавливается определенный расход воздуха (в пределах 2-4 дм³/час) и включается секундомер. После подачи в аппарат Киппа определенного количества воды (по указанию в пределах 2-3 л) секундомер выключается и замеряется верхний уровень воды в аппарате, оставшийся объем ацетона в пробирке, показания термометра и барометра. Результаты измерений записываются.

В итоге проведения опыта устанавливается: объем испаряющего воздуха, время подачи воздуха, объем испаренного ацетона, температура испаряющегося ацетона и барометрическое давление.

ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ

Рассчитывается массовый расход испаренного ацетона:

$$m_{\text{ац}} = \frac{V_{\text{ац}} \rho_{\text{ац}}}{\tau} \quad (36)$$

где $V_{\text{ац}}$ – объем испаренного ацетона, м³;

$\rho_{\text{ац}}$ - плотность ацетона при температуре испарения, кг/м³;

τ – время испарения.

Рассчитывается плотность воздуха при условиях испарения, кг/м³:

$$\rho_{\text{возд}} = \frac{M_{\text{возд}}}{22,4} \cdot \frac{P}{760} \cdot \frac{273}{273+t} \quad (37)$$

где $M_{\text{возд}}$ – молекулярная масса воздуха;

P – барометрическое давление, мм. рт. ст.;

T – температура воздуха равная температуре испарения ацетона, °C.

Определяется массовый расход воздуха, кг/с:

$$m_{\text{возд}} = \frac{V_{\text{возд}} \cdot \rho_{\text{возд}}}{\tau} \quad (38)$$

где $V_{\text{возд}}$ – объем испаряющего воздуха, м³;

Рассчитывается мольная доля ацетона в воздухе:

$$y = \frac{\frac{m_{\text{ац}}}{M_{\text{ац}}}}{\frac{m_{\text{ац}}}{M_{\text{ац}}} + \frac{m_{\text{возд}}}{M_{\text{возд}}}} \quad (39)$$

где $M_{\text{ац}}$ – молекулярная масса ацетона.

Зная диаметры пробирки (D) и термометра (d), определяют площадь испарения:

$$F = 0,785(D^2 - d^2) \quad (40)$$

Мольная концентрация ацетона на границе жидкость-воздух рассчитывается из условия равновесия:

$$y_{\text{гр}} = \frac{P_{\text{ац}}}{P}$$

где $P_{\text{ац}}$ – упругость паров ацетона при температуре испарения, мм. рт. ст.

Упругость паров ацетона $P_{\text{ац}}$ и плотность ацетона в зависимости от температуры определяют по эмпирическому графику, представленному на рис. 15.

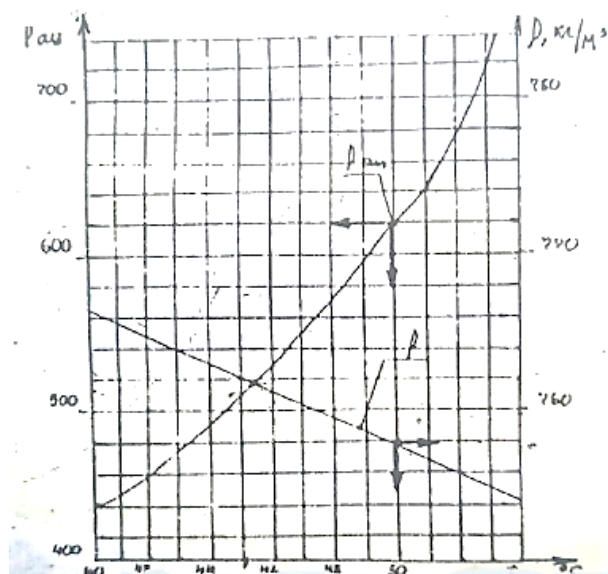


Рисунок 15 – Зависимость упругости паров и плотности ацетона от температуры.

Итогом данной работы является расчет локального коэффициента массоотдачи β_y по уравнению (5), $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \text{с}(\text{мол.доли})}$:

$$\beta_y = \frac{m_{\text{ac}}}{(y - y_{\text{гр}})F}$$

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ К ОТЧЕТУ

1. Назовите основные законы массообмена. Определение молекулярной и турбулентной диффузии?
2. Напишите дифференциальные уравнения молекулярной и конвективной диффузии?
3. Приведите основные уравнения массоотдачи?

4. Как определить коэффициент массопередачи через коэффициент массоотдачи?
5. Определение средней движущей силы диффузионного процесса?
6. Укажите возможные пути увеличения β_u и β_x ?

3.2 ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 2

«Однократная экстракция»

ЦЕЛЬ РАБОТЫ

Целью работы является исследование влияния соотношения реагентов в сырьевой смеси в процессе разделения однократной экстракцией и определение коэффициента избирательности (селективности) применяемого растворителя.

ОПИСАНИЕ ЛАБОРАТОРНОЙ УСТАНОВКИ

Схема лабораторной установки представлена на рис. 16. Основными узлами установки являются: делительная воронка с мешалкой, колба, конденсатор-холодильник, парогенератор, колбонагреватель.

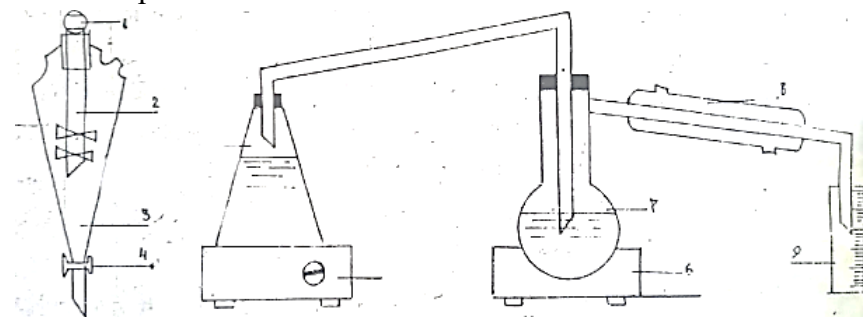


Рисунок 16 – Схема установки однократной экстракции

1 – электромотор, 2 – мешалка, 3 – делительная воронка, 4 – краник, 5 – парогенератор, 6 – колбонагреватель, 7 – отгонная колба, 8 – конденсатор-холодильник, 9 – колба-приемник.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕНИЯ РАБОТЫ

Сырье – смесь гептана и ксилола (g_F) и растворитель диэтиленгликоль (g_L) в объемах, указанных преподавателем, загружается в делительную воронку с мешалкой. Затем проводится запуск мешалки. Для пуска мешалки необходимо поставить латр на ноль, подключить латр к сети, осторожно ввести латр в работу и довести обороты мешалки до 150-200 оборотов в минуту.

Интенсивное перемешивание смеси ведется не менее 10-15 минут. Во время перемешивания необходимо следить за работой мешалки. После окончания перемешивания рафинатная и экстрактная фазы должны отстояться не менее 15 минут. Затем производится разделение фаз.

Экстрактный раствор (нижняя фаза) из делительной воронки сливается в мерный цилиндр для замера объема. Слив производится медленно в течение 3-5 минут открытием крана. Затем необходимо дать стечь экстрактному раствору со стенок смесителя и через 5 минут слить в тот же цилиндр.

Рафинатный раствор сливается в другой мерный цилиндр и замеряется его объем.

Экстрактный раствор после замера объема переносится в колбу для отгона углеводородов. Отгонка экстракта из экстрактного раствора производится в помощью водяного пара. Экстракт и водяные пары, а также частично пары растворителя конденсируются в конденсаторе-холодильнике и собираются в приемнике.

Во время работы необходимо следить за подачей воды в холодильник и водяного пара из парогенератора в отгонную колбу. Отгонка экстракта ведется около одного часа. Если экстракт больше не отгоняется, то обогрев отключается, а

подача воды в холодильник прекращается.

Из отогнанного экстракта растворитель 2-3 раза отмывается 4-5 кратным объемом дистиллированной воды в делительной воронке (многократная экстракция). Объем отмытого экстракта замеряется.

Аналогично отмывается растворитель из рафинатного раствора (4 раза 6-кратным объемом дистиллированной воды). Отмывка рафинатного раствора может производиться как в обычной делительной воронке, так и в делительной воронке с мешалкой, в которую заливается исходный раствор. Объем опытного рафината замеряется.

По показателю преломления определяется состав экстракта и рафината в объемных долях.

ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ

Проверяются материальные балансы экстрактного и рафинатного растворов, экстракта и рафината, балансы по ксилолу и растворителю.

Баланс рафинатного и экстрактного растворов проверяются по уравнению материального баланса:

$$g_N = g_F + g_L + g_R + g_S \quad (41)$$

где g_N – объем тройной смеси, полученной после смешивания сырья с растворителем, мл;

g_F – объем исходной смеси гептан-ксилол, мл;

g_L – объем исходного растворителя, мл;

g_R и g_S – объемы экстрактного и рафинатного растворов, мл.

Выход рафината и экстракта проверяются по уравнению:

$$g_F = g_P + g_Q \quad (42)$$

где g_P и g_Q – объемы рафината и экстракта, определенные из

опыта, мл.

По известному количеству и составу экстракта и рафината составляется уравнение материального баланса по толуолу:

$$g_F \cdot X_{TF} = g_Q \cdot X_{TQ} + g_P \cdot X_{TP} \quad (43)$$

где X_{TF} , X_{TQ} и X_{TP} – объемные доли ксилола соответственно в сырье, экстракте и рафинате.

Определяются объемы растворителя в экстрактом g_{LS} и рафинатном g_{LR} растворе:

$$g_{LS} = g_S - g_Q \quad (44)$$

$$g_{LR} = g_R - g_P \quad (45)$$

Баланс по растворителю проверяется по уравнению:

$$g_L = g_{LS} + g_{LR} \quad (46)$$

где g_{LS} и g_{LR} – объемы растворителя в экстрактом и рафинатном растворах, мл.

По экспериментальным данным, используя составы сырья, экстракта, рафината и свойства треугольных диаграмм, на треугольной диаграмме строят точки, характеризующие сырье F, смесь сырья и растворителя N, экстрактивный S и рафинатный R растворы, экстракт Q и рафинат P, определяют качество сырья, экстракта и рафината.

Определяют селективность (избирательность) растворителя из уравнения:

$$\frac{X_{TQ}}{1-X_{TQ}} = \beta \cdot \frac{X_{TP}}{1-X_{TP}} \quad (47)$$

где β – коэффициент избирательности (аналог относительной летучести).

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ К ОТЧЕТУ

1. Опишите сущность процесса жидкостной экстракции?

2. Как изменяется результат эксперимента, если увеличить расход растворителя?
3. Что характеризуют отрезки QL и RP на треугольной диаграмме?
4. Чему равен коэффициент избирательности по гептану?
5. Как изменятся результаты эксперимента, если его проводить при более высокой температуре?
6. Почему экстрактный раствор отгоняется, а рафинатный промывается?
7. С какой целью при перегонке экстрактного раствора используется водяной пар?
8. Охарактеризуйте основные способы осуществления экстракции?

3.3 ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 3

«Перегонка двух взаимно нерастворимых жидкостей»

ЦЕЛЬ РАБОТЫ

1. убедиться из опыта, что при перегонке смеси двух практически взаимно нерастворимых жидкостей их температура кипения ниже температуры кипения наиболее низкокипящего компонента, входящего в состав этой смеси;
2. показать, что температура кипения смеси двух взаимно нерастворимых жидкостей не зависит от состава смеси;
3. найти удельный массовый расход водяного пара на перегонку углеводорода;
4. убедиться, что состав паров, образующихся при кипении взаимно нерастворимых жидкостей, определяется законом Дальтона.

ОПИСАНИЕ ЛАБОРАТОНОЙ УСТАНОВКИ

Лабораторная установка (рис.17) состоит из перегонной колбы 1, колбонагревателя 2, конденсатора-холодильника 3, приемника 4 и термометра 5.

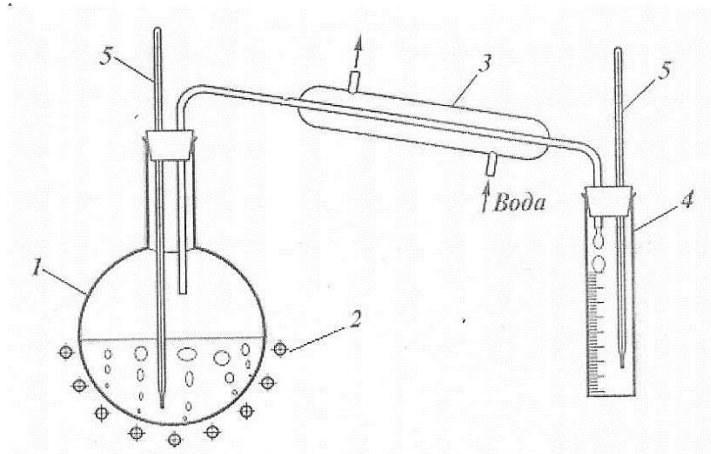


Рисунок 17 – Схема лабораторной установки

1 – перегонная колба, 2- термометр, 3 конденсатор-холодильник, 4 – приемник, 5 – электроплита.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕНИЯ РАБОТЫ

Для выполнения настоящей работы могут быть использованы любые две взаимно нерастворимые жидкости, например, вода и гексан.

В перегонную колбу загружается жидкий углеводород и вода в количествах, указанных преподавателем, и включается электроплитка. Смесь нагревается до температуры кипения. При этом температура смеси жидкостей в колбе растет, пока не достигнет значения, при котором сумма давлений насыщенных паров углеводорода и воды станет равной давлению в колбе.

Эта температура и является температурой кипения двух взаимно нерастворимых жидкостей.

Водяной пар вместе с парами углеводорода из колбы поступает в конденсатор-холодильник и после конденсации и охлаждения собирается в приемнике. В процессе опыта через каждые 2-3 минуты измеряют и записывают температуру в перегонной колбе.

При достижении стабильной температуры в колбе $\Delta t = +0,5$ °С заменяют приемник на новый и отбирают 20-30 мл продукта. По окончании опыта в мерном цилиндре определяется объем воды V_1 и углеводорода V_2 , полученных при совместном испарении.

ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ

Рассчитывается опытный удельный расход водяного пара на перегонку углеводорода $(Z/G)_{\text{оп}}$. Для этого сначала определяется величина:

$$G = V_2 \cdot \rho \quad (48)$$

где ρ – плотность углеводорода при комнатной температуре.

Величина Z приравнивается к V_1 , так как плотность воды равна единице.

Далее на миллиметровой бумаге по данным таблицы 1 строится график зависимости давления насыщенных паров P_G , P_Z и их суммы от температуры. По суммарной кривой (P_G и P_Z) определяется расчетная температура t_p , при которой выполняется равенство (21). Полученная расчетная температура сравнивается с опытной температурой. Затем по уравнению (23) рассчитывается при t_p удельный расход водяного пара $(Z/G)_p$ и сравнивается с $(Z/G)_{\text{оп}}$.

Расчетный состав паров Yp^1 определяется по закону Дальтона по уравнениям (21). Этот состав паров сравнивается с

опытным составом паров $y_{\text{оп}}^1$, рассчитанным по уравнению (25) при $(Z/G)_{\text{оп}}$. Совпадение составов говорит об экспериментальном подтверждении закона Дальтона, поскольку уравнение (25) получено исходя из данного закона.

Таблица 1 – Давление насыщенных паров индивидуальных веществ, мм. рт. ст.

Вещество	Температура, °C							
	40	50	60	70	80	90	100	110
Вода	55,3	92,5	149,6	233,7	355,1	525,8	760	1075
Толуол	59,2	92,1	139,0	203,7	291,2	406,7	556,3	746,6
Гептан	92,5	141,6	210,2	303,6	427,8	589,4	795,7	1055

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ К ОТЧЕТУ

1. Что понимается под простой перегонкой? Назовите виды простой перегонки?
2. Что изменится в результатах, если вместо воды в колбу подать нагретый водяной пар?
3. Приведите классификацию двухкомпонентной смесей жидкости?
4. Сформулируйте основные законы фазового равновесия?
5. Чем отличается ректификация от простой перегонки?
6. Чему равна температура перегонки идеальной бинарной смеси?
7. Одинаковые ли удельные расходы отпаривающих агентов?
8. Что изменится в результатах, если внешнее давление повысится или понизится?

3.4 ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 4

«Азеотропная ректификация»

ЦЕЛЬ РАБОТЫ

Целью работы являются изучение влияния азеотропообразующего (разделяющего) компонента на величину относительной летучести гептана и ксилола.

ОПИСАНИЕ ЛАБОРАТОНОЙ УСТАНОВКИ

Схема лабораторной установки приведена на рис. 18.

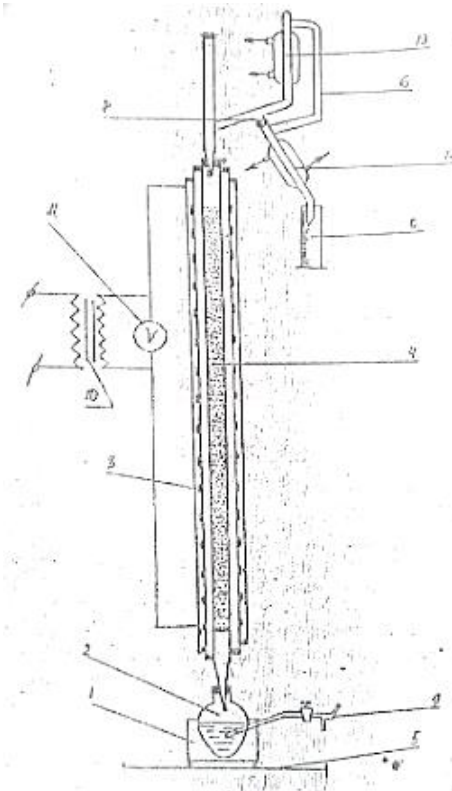


Рисунок 18 – Схема лабораторной установки
1,2,3 – краны, 4 – нагнетающий компрессор, 5 – газометр, 6,7,8 –
дифманометры, 9 – сосуд со слоем зернистого материала.

Главной частью установки является ректификационная насадочная колонна 4. В качестве насадки в колонне использованы металлические или стеклянные спиральки. Колонна обогревается боковым электрообогревом 3 для обеспечения адиабатичности процесса ректификации.

Интенсивность бокового обогрева регулируется латром 10 по вольтметру 11. Куб колонки 2 помещается в колбонагреватель 1, установленный на поддоне 5. В куб вмонтирован пробоотборник кубового продукта 9. В обратном конденсаторе-холодильнике 13 осуществляется конденсация дистиллятных паров. Отбор дистиллята регулируется краном 7. Отбираемый дистиллят охлаждается в холодильнике 12 и поступает в приемник 8. Для поддержания определенного давления в колонне предназначен воздушник 6.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕНИЯ РАБОТЫ

Для проведения эксперимента приготавливается смесь гептана-ксилола-этанола в объемном соотношении, указанном преподавателем (общим объемом до 100 мл), заливается в куб колонны и установка подготавливается к работе.

После установленного данного режима и 30-минутной выдержки отбираются по 2 мл пробы дистиллята и остатка одновременно. Из отобранных проб не менее трех раз отмывают в делительной воронке этанол пятикратным объемом дистиллированной воды (экстракция этанола водой). После отмывания этанола замеряется показатель лучепреломления проб и определяется их объемный состав по калибровочной кривой.

ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ

Обработка экспериментальных данных производится, исходя из допущения о том, что эффективность

ректификационной колонны, на которой производится эксперимент, одинакова при обычной и азеотропной ректификации. Порядок обработки результатов эксперимента следующий.

Определяется условная относительная летучесть гептана и ксилола при обычной ректификации бинарной системы из уравнения Фенске-Андервуда:

$$\frac{Y'_P}{1-Y'_P} = \alpha u^{N_{\min}} \alpha \cdot \frac{X'_W}{1-X'_W} \quad (49)$$

где Y'_P и X'_W – мольные доли гептана в дистилляте и остатке при режиме полного орошения;

$N_{\min}$ – минимальное число теоретических тарелок при режиме полного орошения, полученное графическим путем при ректификации смеси гептана и толуола в отсутствие этанола.

αu – условная относительная летучесть гептана и толуола при ректификации без этанола.

Далее полученные экспериментально в данной работе объемные составы дистиллята и остатка пересчитываются в мольные и рассчитывается условная относительная летучесть гептана и толуола при азеотропной ректификации по аналогичному уравнению:

$$\frac{Y''_P}{1-Y''_P} = \alpha' u^{N_{\min}} \alpha \cdot \frac{X''_W}{1-X''_W} \quad (50)$$

Здесь величины Y''_P , X''_W и $\alpha' u$ имеют тот же смысл, что и в уравнении (49), только для условий азеотропной ректификации. Величина минимального числа тарелок $N_{\min}$, как уже отмечалось выше, одна и та же в обоих уравнениях.

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ К ОТЧЕТУ

1. В каких случаях целесообразно использовать

азеотропную и экстрактивную ректификацию?

2. Какие требования предъявляются к разделяющему агенту для ректификации близкокипящих компонентов?
3. Принцип образования азеотропных смесей и сложность их разделения?
4. Приведите схемы установок экстрактивной и азеотропной ректификации?
5. Как изменится расход разделяющего агента с ростом дистиллятных компонентов?
6. Чем орошается первая колонна при азеотропной ректификации?

3.5 ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 5

«Адсорбционное разделение двухкомпонентной смеси синтетическими цеолитами»

ЦЕЛЬ РАБОТЫ

1. Провести адсорбционное разделение смеси бензола и н-гексана на синтетических цеолитах NaX.
2. Рассчитать адсорбционные характеристики: динамическую активность цеолита до условного проскока, полную динамическую активность, длину зоны массопередачи.
3. Рассчитать коэффициент массоотдачи от жидкой фазы к поверхности гранул, коэффициент массоотдачи в твердой фазе от жидкости внутри пор к адсорбционным центрам и общий коэффициент массопередачи.

ОПИСАНИЕ ЛАБОРАТОНОЙ УСТАНОВКИ

Лабораторная установка (рис.19) для разделения смеси углеводородов в жидкой фазе цеолитами NaX при комнатной температуре включает стеклянный адсорбер диаметром 2,4 см,

высотой слоя $H = 12,5$ см, с напорным стояком. Сырье из сосуда Мариотта подается в стояк и проходит слой адсорбента снизу вверх с постоянным расходом. Масса загруженного адсорбента $Z = 35$ г.

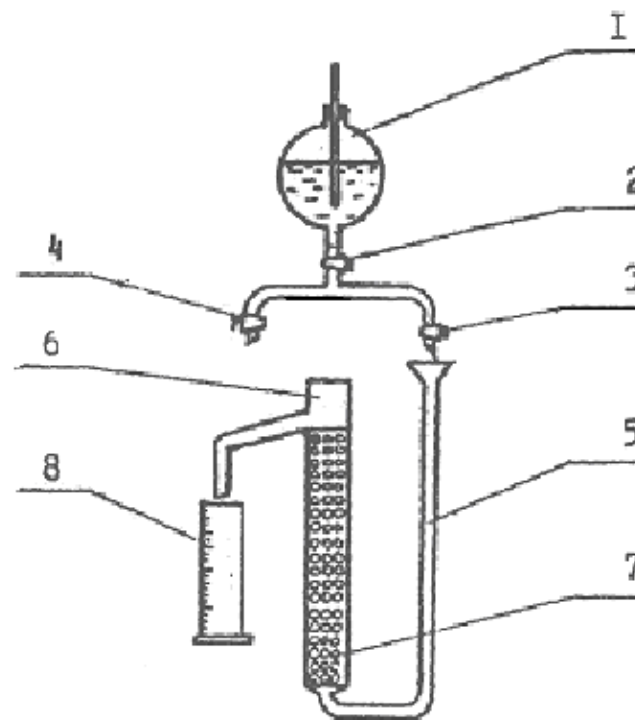


Рисунок 19 – Схема лабораторной установки

1 - Сосуд Мариотта; 2 -4 – регулировочные краны;
5- напорный стояк; 6 – адсорбер; 7 – слой цеолита; 8 – приемник
фильтрата.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕНИЯ РАБОТЫ

1. Готовится смесь для опытов. Вещества и пропорции указывает преподаватель.

2. Определяется коэффициент лучепреломления (n_d^{20}) чистых веществ и смесей. По графику зависимости n_d^{20} от состава смеси (рис. 20) определяется состав сырья в % об.

3. Питательная бюретка заполняется смесью.

4. Цеолит, предварительно активированный в муфельной печи, загружается в адсорбер.

5. В стояк адсорбера подается смесь со скоростью по указанию преподавателя в пределах от 1 до 2,5 мл/мин. Скорость подачи регулируется краном и контролируется с помощью секундомера.

6. Пробы фильтрата объемом 1- 2 мл анализируются на рефрактометре с определением n_d^{20} .

7. Опыт заканчивается, когда n_d^{20} фильтрата и n_d^{20} смеси совпадут.

8. Результаты опыта и расчета заносятся в таблицу 2.

Таблица 2

Номер пробы	Объем пробы фильтрата	Коэффициент лучепреломления пробы, n_d^{20}	Концентрация бензола в пробе С, %об.	Объем бензола в пробе, мл	Объем гексана в пробе, мл	Суммарный объем проб фильтрата V, мл
1						
2						
...						
n						
Итого						

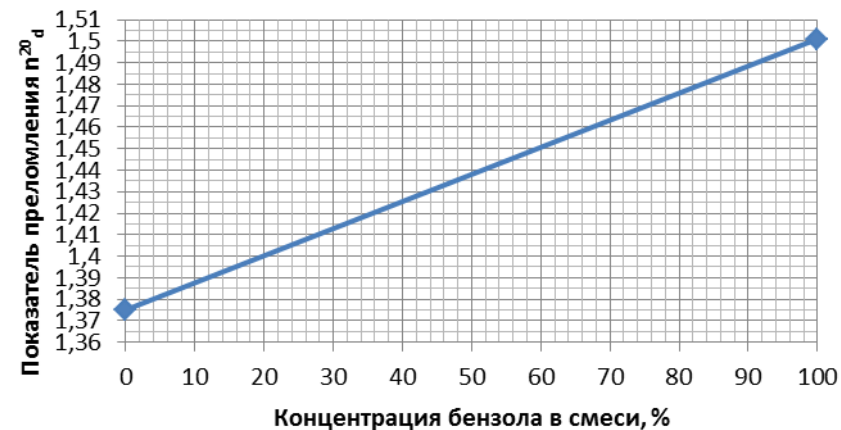


Рисунок 20 - Зависимость коэффициента n_D^{20} от состава смеси гексан-бензол.

ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ

Рассчитывается динамическая активность цеолита до условного проскока по уравнению, приведенному к виду:

$$a = \left(\frac{V_{г пр} \cdot C_0}{1 - C_0} - V_{м пр} \right) \frac{\rho_m}{Z} \cdot 100 \quad (51)$$

Полная динамическая активность рассчитывается по уравнению, приведенному к виду:

$$a = a + \left(\frac{V_{г \Delta} \cdot C_0}{1 - C_0} - V_{м \Delta} \right) \frac{\rho_m}{Z} \cdot 100 \quad (52)$$

где C_0 – концентрация бензола в сырье в объемных долях;

ρ_m - плотность бензола, равная 0,867 г/см³;

$V_{г пр}$ - суммарный объем гексана в пробах, отобранных от начала опыта до условного проскока, мл;

$V_{м пр}$ - суммарный объем бензола в пробах, отобранных от начала опыта до условного проскока, мл;

$V_{г \Delta}$ - суммарный объем гексана в пробах, отобранных от

условного проскока до конца опыта, мл;

$V_{м\Delta}$ - суммарный объем бензола в пробах, отобранных от условного проскока до конца опыта, мл;

Z – масса цеолита, г.

Строятся выходная кривая динамики адсорбции в координатах C или n_d^{20} – суммарное количество фильтрата W (рис.13) и определяется фактор симметричности выходной кривой f .

По уравнению (28) рассчитываются длина зоны массопередачи.

По готовым табличным данным, имеющимся в лаборатории строится изотерма адсорбции и производится ее аппроксимация двумя прямыми, как на рис 15.

По уравнению (28) или (33) рассчитываются y и x для всех проб фильтрата и строится прямая $y=f(x)$, по тангенсу угла которой определяется величина K_g . Поскольку концентрация адсорбата малы, то в расчете K_g величину C можно выражать как в массовых процентах, так и объемных процентах.

Рассчитывается величина K_s по уравнению (34) и общий коэффициент массопередачи K по уравнению (29).

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ К ОТЧЕТУ

1. Каким образом поддерживается постоянный расход сырья?
2. Получите вывод уравнений (10) и (11).
3. Каков физический смысл фактора симметричности в уравнении (3)?
4. Составьте программу расчета величин a , a_0 , L .
5. Сравните величины K_g и K_s . Что означает $K_g > K_s$, $K_g < K_s$. K_g равно K_s ?

6. Каков физический смысл динамической активности адсорбента?

7. В каком соотношении находятся L и H?

3.6 ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 6

«Изучение кинетики процесса сушки»

ЦЕЛЬ РАБОТЫ

1. Исследовать влияния температуры процесса и природы материала скорость сушки материала и интенсивность испарения влаги;

2. Построить кривые в координатах «влажность материала – время сушки», «скорость сушки – влажность материала»;

3. Рассчитать время сушки материала и сравнить его с опытным.

ОПИСАНИЕ ЛАБОРАТОНОЙ УСТАНОВКИ

Лабораторная установка состоит из сушильного шкафа с регулятором температуры и аналитических весов. Одна из чашек аналитических весов, на которую помещается влажный образец высушиваемого материала, на длинной нити расположена в сушильном шкафу. На другую чашу весов устанавливается разновесы для взвешивания образца.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕНИЯ РАБОТЫ

Перед выполнением работы следует получить от лаборанта исследуемый образец, разновесы, секундомер и подготовить форму для записи данных:

Поверхность образца, F , м^2 ;

Масса образца до увлажнения, G_0 , кг;

T , мин;

Массам образца G_B , кг;

Температура сушки.

Измеряют площадь поверхности образца и взвешивают его, после чего образец опускают в воду на 1-2 минуты. Затем слегка выжатый образец помещают в заранее включенный сушильный шкаф и взвешивают его через каждые 5 мин до получения трех одинаковых значений, которые принимают за массу абсолютно сухого образца. Полученные результаты заносят в форму.

ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ

Кинетику процесса сушки характеризуют изменением во времени влажности материала, отнесенной к массе абсолютно сухого образца. Влажность материала W^c определяют отношением содержания влаги в материале, равной разности масс влажного образца в данном опыте и абсолютно сухого, к массе абсолютно сухого образца:

$$W^c = \frac{G_B - G_{ac}}{G_{ac}} \times 100\% \quad (53)$$

По полученным результатам строят кривую осушки, выражающую зависимость между влажностью образца W^c и временем τ . На полученной кривой отмечают участки, соответствующие различным периодам сушки, а также две критические влажности $W_{кр1}^c$ и $W_{кр2}^c$.

Скорость сушки V определяют уменьшением влажности материала dW^c за промежуток времени между опытами $V = dW^c / d\tau$.

Данные о скорости сушки необходимо представить и в виде кривой в координатах «скорость сушки – влажность материала».

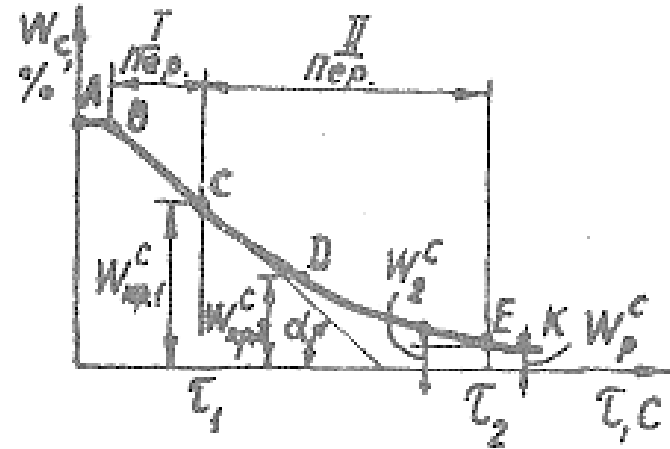


Рисунок 21 – Зависимость скорости сушки от времени.

Скорость сушки определяет один из важнейших технологических параметров – интенсивность испарения влаги из материала m , $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, которая выражает массу влаги, удаленную с единицы поверхности образца в единицу времени:

$$m = \frac{dW}{F d\tau} \quad (54)$$

где dW – убыль влаги за время между соседними опытами, кг ;

F – площадь поверхности образца, м^2 .

В работе рассчитывают интенсивность испарения влаги за общее время сушки.

Для расчетного определения времени поведения процесса сушки используют графические зависимости $W^c = f(\tau)$ и $V = f_1(W^c)$. Продолжительность первого периода сушки (периода постоянной скорости) определяют из уравнения:

$$\tau_1 = \frac{W_1^c - W_{\text{кр}1}^c}{N} \quad (55)$$

где W_1^c – начальная влажность образца, %;

$W_{кр1}^c$ - первая критическая влажность образца, %, которая заменяется, как следует далее, приведенной критической влажностью $W_{кр}^c$;

N - скорость сушки в первый период, 1/ч, определяют по кривой скорости сушки.

Продолжительность второго периода (период падающей скорости сушки). Для расчета K_c используют экспериментальную кривую скорости сушки. Определяют приближенно с помощью коэффициента скорости сушки K_c данного образца, заменяя в ней криволинейный отрезок (соответствующий второму периоду сушки) наклонной прямой, проведенной из точки W_p^c (равновесная влажность) до горизонтального прямоугольного участка, отвечающего периоду постоянной скорости сушки. Причем прямую проводят так, чтобы образуемые при этом площадки были равными. Верхний конец этой прямой соответствует приведенной критической влажности $W_{кр}^c$, которой и заменяют в первом приближении первую критическую влажность $W_{кр1}^c$.

Тогда уравнение кривой скорости сушки для второго периода представляется так:

$$k_c = \frac{N}{W_{кр}^c - W_p^c} \quad (56)$$

Откуда после интегрирования в пределах от $W_{кр}^c$ и W_2^c продолжительность второго периода сушки определяют по формуле:

$$\tau_2 = \frac{1}{k_c} 2,3 \lg \frac{W_{кр}^c - W_p^c}{W_2^c - W_p^c} \quad (57)$$

где W_p^c – равновесная влажность, %, достижение которой означает полное прекращение дальнейшей убыли влаги в материале;

W_2^c - влажность материала в конце второго периода сушки, %, обычно для расчетов задают условия $W_2^c > W_p^c$ (рис.21).

Общая продолжительность сушки составляет:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 \quad (58)$$

Степень расхождения опытных данных времени сушки с расчетными равна:

$$\varepsilon_1 = \frac{\tau_{оп} - \tau_{рас}}{\tau_{оп}} \times 100\% \quad (59)$$

Результаты произведенных расчетов заносят в таблицу 3.

Таблица 3.

№ опытов	Время между соседними опытами, dt, с	Содержание влаги в материале, $G_n - G_{ас}$, кг	Влажность материала, W^c , %	Уменьшение влажности материала dW^c , %	Скорость сушки V, 1/ч.

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ К ОТЧЕТУ

1. Что является движущей силой процесса сушки?
2. Что называют процессом сушки?
3. Какие известны формы связи влаги с материалом?
4. Какие известны периоды сушки?
5. Что такое скорость сушки?
6. Что такое интенсивность испарения влаги?
7. Что такое равновесное влагосодержание материала и от чего зависит его значение?
8. Что такое критическое влагосодержание материала?

ИСПОЛЬЗУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. Процессы и аппараты химической технологии: методические указания / Н.И. Еникеева, Н.Б. Сосновская и др. – Казань: Издательство КНИТУ, 2014. – 72 с. [Электронный ресурс]. – <http://biblioclub.ru/index.php?page=book&id=428783>

2. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов — Стер. изд. — М.: Альянс, 2014. — 753с.

3. Комиссаров, Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Процессы и аппараты химической технологии: учеб. пособие/ под ред. Ю.А. Комиссарова / под ред. Ю.А. Комиссарова — М.: Химия, 2011. — 1230с.

4. Павлов, К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учеб. пособие для вузов, изд. 10-е. — М.: Альянс, 2013. — 576с.

5. Новый справочник химика и технолога: Процессы и аппараты химических технологий/ под ред. Г.М. Островского — СПб.: Профessional, 2010. — 848с.

6. Леонтьева, А.И. Оборудование химических производств: в 2 частях. - Тамбов: Издательство ФГБОУ ВПО «ТГТУ», 2012. - Ч. 1. - 234 с. [Электронный ресурс]. - URL: <http://biblioclub.ru/index.php?page=book&id=277812> - Ч. 2. - 281 с. [Электронный ресурс]. - URL: <http://biblioclub.ru/index.php?page=book&id=277813>

7. Власова Г.В. Оборудование процессов переработки нефти и газа. – М.: ЛЕНАНД, 2019. – 224 с.

8. Власова Г.В., Чудиевич Д.А., Пивоварова Н.А. Основные процессы и аппараты химической технологии. – Москва ; Вологда : Инфра-Инженерия, 2022. – 184 с.

Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
Астраханский государственный технический университет
Институт нефти и газа
Кафедра «Химическая технология переработки нефти и газа»

(название лабораторной работы)

Студент: _____

Группа: _____

Проверил: _____

Дата: _____

Астрахань – 20__

АГТУ

Заказ _____

Тираж _____

«____» _____ 2022 г.