

Министерство образования Республики Беларусь

Учреждение образования
«Гомельский государственный технический
университет имени П. О. Сухого»

Кафедра «Промышленная теплоэнергетика и экология»

А. В. Овсянник, А. В. Шаповалов, Ю. А. Степанишина

ПРОМЫШЛЕННЫЕ ТЕПЛОМАССОБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И УСТАНОВКИ

**ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ
по одноименному курсу для студентов
специальностей 1-43 01 05 «Промышленная
теплоэнергетика» и 1-43 01 07 «Техническая
эксплуатация энергооборудования организаций»
дневной и заочной форм обучения**

Гомель 2010

УДК 621.1.016.4(075.8)
ББК 31.31я73
О-34

*Рекомендовано научно-методическим советом
энергетического факультета ГГТУ им. П. О. Сухого
(протокол № 9 от 01.06.2010 г.)*

Рецензент: канд. техн. наук, доц. каф. «Электроснабжение» ГГТУ им. П. О. Сухого
Ю. А. Рудченко

- Овсянник, А. В.**
О-34 Промышленные тепломассообменные процессы и установки : лаборатор. практикум по одноим. курсу для студентов специальностей 1-43 01 05 «Промышленная теплоэнергетика» и 1-43 01 07 «Техническая эксплуатация энергооборудования организаций» днев. и заоч. форм обучения / А. В. Овсянник, А. В. Шаповалов, Ю. А. Степанишина. – Гомель : ГГТУ им. П. О. Сухого, 2010. – 71 с. – Систем. требования: PC не ниже Intel Celeron 300 МГц ; 32 Mb RAM ; свободное место на HDD 16 Mb ; Windows 98 и выше ; Adobe Acrobat Reader. – Режим доступа: <http://lib.gstu.local>. – Загл. с титул. экрана.

Рассмотрена методика проведения шести лабораторных работ, в которых приведены краткие теоретические сведения, описание экспериментальных установок и порядок выполнения работ по разделам: рекуперативные и смесительные тепломассообменные аппараты; выпарные, сушильные и ректификационные установки; установки для трансформации теплоты.

Для студентов специальностей 1-43 01 05 «Промышленная теплоэнергетика» и 1-43 01 07 «Техническая эксплуатация энергооборудования организаций» дневной и заочной форм обучения.

УДК 621.1.016.4(075.8)
ББК 31.31я73

© Учреждение образования «Гомельский
государственный технический университет
имени П. О. Сухого», 2010

Лабораторная работа №1

Изучение тепловых режимов работы теплообменников

Цель работы: изучение работы рекуперативных теплообменников при различных температурах теплоносителей. Определение коэффициента теплопередачи теплообменников.

Теоретическая часть

Рекуперативными называются теплообменники, в которых теплообмен между теплоносителями происходит через разделяющую их стенку. Они могут работать как в непрерывном, так и в периодическом режимах. Большинство рекуперативных теплообменников работают в непрерывном режиме. В таких теплообменниках поддерживают постоянные во времени расходы, температуры теплоносителей на входе и выходе из аппарата. Изменение параметров теплоносителей происходит только при переходе из одного стационарного режима в другой.

По конструкции и форме поверхности рекуперативные теплообменники разнообразны и они; получили очень широкое применение в промышленных технологических установках.

К рекуперативным теплообменным аппаратам относятся:

- кожухотрубчатые теплообменники;
- секционные теплообменники;
- ламельные теплообменники;
- спиральные теплообменники;
- пластинчатые теплообменники;
- теплообменники с пленочным движением жидкости и т.д.

В настоящей лабораторной работе необходимо исследовать режимы работы кожухотрубчатых теплообменников, поэтому рассмотрим их более подробно.

Они предназначены для работы с теплоносителями жидкость-жидкость, пар-жидкость, газ-жидкость, газ-газ и представляют собой аппараты, выполненные из рядов труб, собранных при помощи решеток в пучок и заключенных в кожух обычно цилиндрической формы. Концы труб для обеспечения плотности их соединения с трубными решетками (досками) развальцовывают, реже припаивают или приваривают к трубным решеткам. Возможно

также их закрепление с помощью сальниковых уплотнений. В кожухотрубчатых теплообменниках промышленных технологических установок, в конденсаторах паровых турбин, водоподогревателях тепловых электростанций и тепловых сетей обычно применяют трубы внутренним диаметром не менее 12 мм (для удобства чистки поверхностей) и не более 38 мм, так как при увеличении диаметра труб значительно снижается компактность теплообменника и возрастает его металлоемкость. Длина трубного пучка колеблется от 0,9 до 5 - 6 м. Толщина стенки трубок - 0,5 до 2,5 мм.

Из-за различия температур греющей и нагреваемой сред кожух и трубы работающего аппарата также имеют различные температуры. Для компенсации напряжений, возникающих в результате различия температурных расширений труб и кожуха, применяют линзовые компенсаторы, U- и W-образные трубы, трубы Фильда теплообменники с плавающими камерами и сальниковыми уплотнениями.

Проходное сечение межтрубного пространства кожухотрубного теплообменника превышает проходное сечение труб в 2,5 - 3 раза. Если теплообмен происходит без изменения фазового состояния теплоносителей, коэффициенты теплоотдачи в межтрубном пространстве из-за более низких скоростей теплоносителя могут быть значительно ниже коэффициентов теплоотдачи в трубах. С целью интенсификации теплообмена увеличивают скорости теплоносителей с низким коэффициентом теплоотдачи, для чего теплообменники по теплоносителю, проходящему в трубах, делают двух-, четырех- и многоходовыми, а в межтрубном пространстве устанавливают сегментные или концентрические поперечные перегородки.

Секционные теплообменники, как и кожухотрубчатые, применяют в самых различных областях. Они характеризуются меньшим различием скоростей в межтрубном пространстве и в трубах, чем в кожухотрубчатых аппаратах, при равных расходах теплоносителей. Из них удобно подбирать необходимую площадь поверхности нагрева и изменять ее в случае необходимости. Однако у секционных теплообменников велика доля дорогостоящих элементов - трубных решеток, фланцев, переходных камер, калачей, компенсаторов и т. п.; выше расход металла на единицу поверхности нагрева, большая длина пути теплоносителей, а следова-

тельно, и большой расход электроэнергии на их прокачку. В случае малых тепловых мощностей секции выполняют по типу теплообменников «труба в трубе», у которых в наружную трубу вставлена единственная внутренняя труба меньшего диаметра.

Ламельные теплообменники аналогично кожухотрубчатым имеют кожух, в который заключен пучок труб, но не круглых, а плоских, образованных попарно сваренными пластинами толщиной 1,5 - 2 мм. Внутренний гидравлический диаметр таких труб составляет от 7 до 14 мм, длина 2 - 6 м, диаметр кожуха - от 100 до 1000 мм. Рабочее давление в аппарате может достигать 4,5 МПа. При низких давлениях кожух может иметь не цилиндрическую, а прямоугольную форму. Плоские стенки такого корпуса обычно укрепляют ребрами жесткости. Ламельные теплообменники предназначены для работы с теплоносителями жидкость - жидкость, газ - газ, пар - жидкость. Эффективно их применение в области температур, больших 150 °С, и давлений 1 - 4,5 МПа, т. е. в области применения пластинчатых теплообменников. Ламельные теплообменники можно компоновать в блоки.

Спиральные теплообменники - аппараты, в которых каналы для теплоносителей образованы двумя свернутыми в спирали на специальном станке листами. Расстояние между ними фиксируется приваренными бобышками или штифтами. Навивку спиральных теплообменников производят из рулонной стали шириной от 0,2 до 1,5 м с поверхностями нагрева от 3,2 до 100 м² при расстоянии между листами от 8 до 12 мм и толщине стенок 2 мм для давления до 0,3 МПа и 3 мм — до 0,6 МПа.

Пластинчатые теплообменники имеют щелевидные каналы, образованные параллельными пластинами. В простейшем случае пластины могут быть плоскими. Для интенсификации теплообмена и повышения компактности пластинам при изготовлении придают различные профили, а между плоскими пластинами помещают профилированные вставки. Пластины штампуют из листовой стали (углеродистой, оцинкованной, легированной), алюминия, мельхиора, титана и других металлов и сплавов. Толщина пластин - от 0,5 до 2 мм. Поверхность теплообмена одной пластины - от 0,15 до 1,4 м² расстояние между пластинами - от 2 до 5 мм. Теплообменники выполняют разборными и неразборными. В разборных аппаратах герметизацию каналов обеспечивают с помощью прокладок на основе синтетических каучуков. Их целесообразно применять при необходимости чистки поверхностей с обеих сторон. Они выдерживают температуры от - 20

до 140 - 50°C и давления не более 2,5 МПа. Неразборные пластинчатые теплообменники выполняют сварными. Они могут работать при температурах до 400°C и давлениях до 3 МПа. Из попарно сваренных пластин изготавливают полуразборные теплообменники. К аппаратам этого же типа относятся блочные, которые набирают из блоков, образованных несколькими сваренными пластинами. Пластинчатые теплообменные аппараты применяют для охлаждения и нагревания жидкостей, конденсации чистых паров и паров из парогазовых смесей, а также в качестве греющих камер выпарных аппаратов.

Теплообменники с пленочным движением жидкости часто применяют в пищевой промышленности для тепловой обработки термолabileльных, т. е. склонных к разложению при повышенных температурах, материалов. Положительный эффект объясняется тем, что в пленке температурные напоры меньше, чем при заполнении всего сечения канала, а скорость движения выше. В итоге удается избежать перегрева и разложения обрабатываемой среды в пристенных областях.

Тепловой конструктивный расчет рекуперативного теплообменника, предназначенного для работы в стационарном режиме, сводят обычно к совместному решению уравнений теплового баланса и теплопередачи. Первое из них можно записать так:

$$Q_1 = Q_2 + Q_{\text{ПОТ}}, \text{ кВт} \quad (1.1)$$

или

$$Q_1 \cdot z = Q_2, \quad (1.2)$$

где Q_1 , Q_2 , $Q_{\text{ПОТ}}$, z - количества теплоты, отданной греющим теплоносителем, воспринятой нагреваемым теплоносителями, потери теплоты в окружающую среду, КПД.

Второе - уравнение теплопередачи:

$$Q_2 = k \cdot F \cdot \Delta t_{\text{cp}}, \quad (1.3)$$

где k - коэффициент теплопередачи, кВт/м² · К;

F - площадь поверхности теплообмена, м²;

Δt_{cp} - средняя разность температур между теплоносителями (средний температурный напор), К.

Конкретный вид уравнения теплового баланса зависит от количества участвующих в теплообмене сред, их фазового состояния и происходящих фазовых превращений.

Для двух теплоносителей, не меняющих фазового состояния, уравнение имеет вид:

$$G_1 \cdot c_1 \cdot (t_1' - t_1'') \cdot z = G_2 \cdot c_2 \cdot (t_2'' - t_2'), \quad (1.4)$$

где G_1 и G_2 - расходы теплоносителей, кг/с;

c_1 и c_2 - удельные теплоемкости теплоносителей, кДж/кг·°С;

t_1' , t_1'' , t_2' , t_2'' - соответственно температуры греющего и нагреваемого теплоносителей на входе и выходе из аппарата, °С.

Если один из теплоносителей изменяет фазовое состояние, например, происходит конденсация пара при охлаждении его водой, имеем

$$G_1 \cdot (h_1' - h_1'') \cdot z = G_2 \cdot c_2 \cdot (t_2'' - t_2'), \quad (1.5)$$

где h_1' и h_1'' - энтальпия пара на входе в теплообменник и конденсата на выходе из него, кДж/кг.

При расчете коэффициентов тепло- и массоотдачи существенным является правильное определение или расчет теплофизических свойств теплоносителей. Сведения об этих свойствах и методах их расчета приводятся в справочной и специальной литературе. При использовании табличных значения теплофизических свойств теплоносителей выбирают обычно при средних температурах теплоносителей t_1 и t_2 . В особых случаях способ выбора определяющей температуры специально оговаривают. Среднюю температуру среды с наименьшей разницей между начальной и конечной температурами рассчитывают как среднеарифметическую:

$$t_1 = \frac{t_1' + t_1''}{2}, \quad (1.6)$$

Для второго теплоносителя её рассчитывают как

$$t_2 = t_1 + \Delta t, \quad (1.7)$$

где Δt - средняя разность температур между теплоносителями.

Средний температурный напор в случае теплообмена без изменения фазового состояния теплоносителей при прямотоке и противотоке рассчитывают как среднелогарифмический между наибольшим и наименьшим напорами:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\bar{\delta}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\bar{\delta}}}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{\Delta t_{\bar{\delta}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\bar{\delta}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (1.8)$$

Формула (1.8) справедлива также и в случае, когда только один из теплоносителей меняет фазовое состояние.

Если меняется фазовое состояние и греющей, и нагреваемой сред, например при кипении и конденсации, то температурный напор имеет постоянное значение и равен:

$$\Delta t = t_{\text{н1}} - t_{\text{н2}}, \quad (1.9)$$

где $t_{\text{н1}}$ и $t_{\text{н2}}$ - температуры насыщения конденсирующегося пара и кипящей жидкости, °С.

Выполнение работы и обработка опытных данных

В настоящей лабораторной работе изучаются режимы работы кожухотрубчатого горизонтального испарителя и конденсатора холодильной установки, принципиальная схема которой дана на рис. 1.1.

В испарителе хладагент подается в трубы, а вода – в межтрубное пространство. В конденсаторе хладагент подается в межтрубное пространство, а вода - в трубы.

Порядок проведения лабораторной работы следующий: включается холодильная установка и после выхода ее на стационарный (установившийся) режим работы производятся замеры следующих параметров: давление кипения p_0 хладагента в испарителе, давление конденсации p_k хладагента в конденсаторе, расход воды $G_{\text{в}}^{\text{и}}$ в испарителе и расход воды $G_{\text{в}}^{\text{к}}$ в конденсаторе, температуры воды на входе $t'_{\text{ви}}$ и $t'_{\text{вк}}$ в испаритель и конденсатор и выхода $t''_{\text{ви}}$ и $t''_{\text{вк}}$ из испарителя и конденсатора. Все данные заносят в таблицу 1.1 для трех режимов. Режимы задает преподаватель. Температуры кипения хладагента t_0 и конденсации t_k определяются по таблицам насыщения для конкретного вида хладагента.

Графики изменения температур теплоносителей в испарителе и конденсаторе представлены на рис. 1.2.

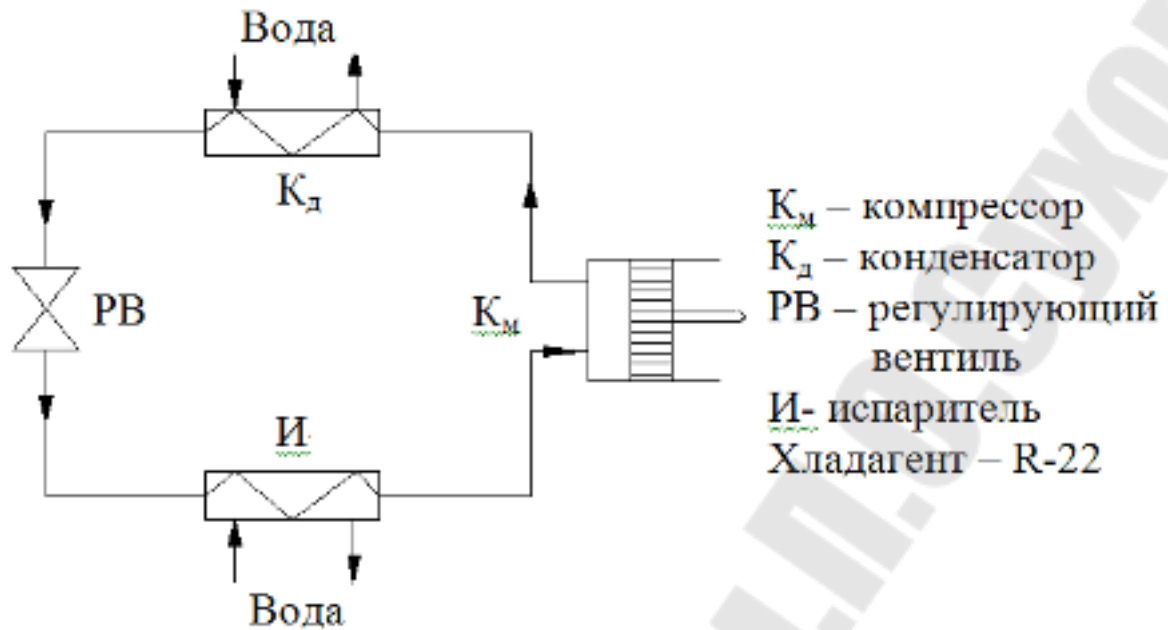


Рис.1.1 Принципиальная схема компрессионной установки

Таблица 1.1

№ п/п	Испаритель $F_{\text{И}} = 1,73\text{м}^2$					Конденсатор $F_{\text{К}} = 4,48\text{м}^2$				
	$G_{\text{В}}^{\text{И}}$, кг/с	$t'_{\text{ВИ}}$, °C	$t''_{\text{ВИ}}$, °C	p_0 , МПа	t_0 , °C	$G_{\text{В}}^{\text{К}}$, кг/с	$t'_{\text{ВК}}$, °C	$t''_{\text{ВК}}$, °C	$p_{\text{К}}$, МПа	$t_{\text{К}}$, °C
1										
2										
3										

1. Определим тепловую нагрузку испарителя и конденсатора:

$$Q_{\text{И}} = G_{\text{В}}^{\text{И}} \cdot c_{\text{В}} \cdot (t'_{\text{ВИ}} - t''_{\text{ВИ}}), \text{ кВт (1.10)}$$

$$Q_{\text{К}} = G_{\text{В}}^{\text{К}} \cdot c_{\text{В}} \cdot (t''_{\text{ВК}} - t'_{\text{ВК}}), \text{ кВт (1.11)}$$

где $c_{\text{В}} = 4,19 \text{ кДж/кг} \cdot \text{°C}$ - удельная теплоёмкость воды.

2. Средний температурный напор теплоносителей в испарителе и конденсаторе:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \text{ °C (1.12)}$$

где Δt_0 и Δt_M - большой и меньший напоры для испарителя и конденсатора определяем в соответствии со схемой, изображенной на рис. 1.2.

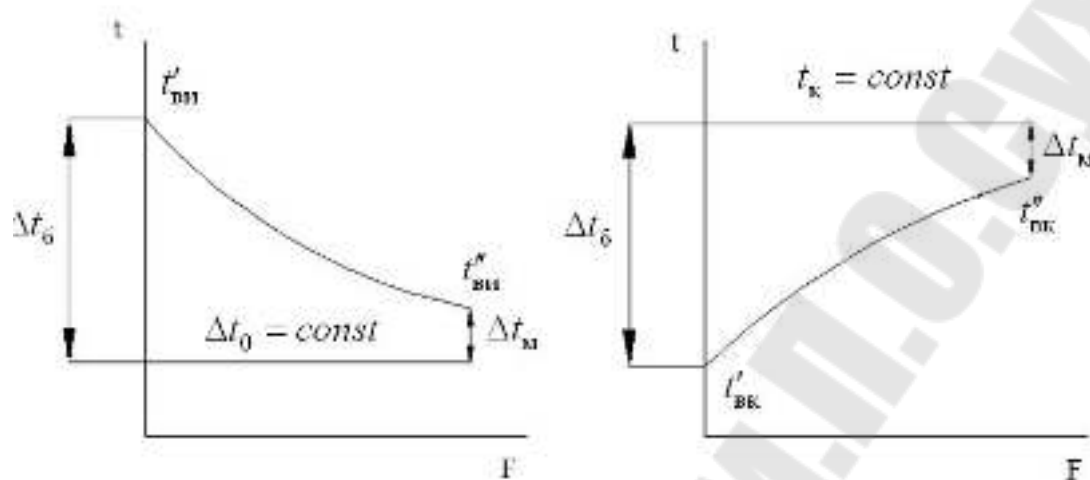


Рис.1.2. Графики изменения температур теплоносителей в испарителе и конденсаторе

3. Расход хладагента через испаритель и конденсатор:

$$D_{\text{и}} = \frac{Q_{\text{и}}}{h''_{\text{и}} - h'_{\text{вп}}}, \text{ кг/с (1.13)}$$

$$D_{\text{к}} = \frac{Q_{\text{к}}}{h''_{\text{к}} - h'_{\text{к}}}, \text{ кг/с (1.14)}$$

где $h''_{\text{и}}$ - энтальпия сухого насыщенного пара хладагента после испарителя (определяется по таблице насыщенных паров хладагента по $t_0, h''_{\text{и}} = h''$), кДж/кг;

$h'_{\text{вп}}$ - энтальпия влажного пара после дросселирования в регулирующем вентиле (определяется по таблице насыщенных паров хладагента по $t_{\text{к}}, h'_{\text{вп}} = h'$), кДж/кг;

$h''_{\text{к}}$ и $h'_{\text{к}}$ - энтальпия пара и жидкости при конденсации хладагента (определяется по таблице насыщенных паров хладагента по $t_{\text{к}}$), кДж/кг.

4. Коэффициент теплопередачи в испарителе и конденсаторе:

$$k_{\text{и}} = \frac{Q_{\text{и}}}{F_{\text{и}} \cdot \Delta t_{\text{ср.и}}}, \text{ кВт/м}^2 \cdot \text{°C} \quad (1.15)$$

$$k_{\text{к}} = \frac{Q_{\text{к}}}{F_{\text{к}} \cdot \Delta t_{\text{ср.к}}}, \text{ кВт/м}^2 \cdot \text{°C} \quad (1.16)$$

5. Мощность, затраченная на сжатие хладагента в компрессоре:

$$W_{\text{к}} = Q_{\text{к}} - Q_{\text{и}}, \text{ кВт} \quad (1.17)$$

Контрольные вопросы:

1. Классификация рекуперативных теплообменников и их конструкции.
2. Области применения рекуперативных теплообменников.
3. Основные расчетные формулы теплообменников.
4. Уравнение теплового баланса при изменении фазового состояния теплоносителей.
5. Изменение температур теплоносителей в испарителе и конденсаторе.
6. Определение расхода хладагента через испаритель и конденсатор.
7. Определение коэффициента теплопередачи испарителя и конденсатора.

Лабораторная работа №2

Определение температурных депрессий раствора

Цель работы: изучение работы выпарных установок с определением температурных депрессий.

Теоретическая часть

Выпариванием называется термический процесс концентрирования растворов нелетучих веществ, заключающийся в удалении из них летучего растворителя в виде пара при кипении или испарении. Выпаривание применяют для увеличения концентрации растворов (концентрирование) при производстве сахара, поваренной соли, аммиачной селитры, щелочных металлов, минеральных удобрений, минеральных солей, органических полупродуктов, кормовых дрожжей и т. д.

При кипении растворов нелетучих веществ в паровую фазу переходит только растворитель и по мере испарения растворителя и его удаления концентрация раствора повышается.

Концентрацией раствора x называется отношение массы растворенного твердого вещества к массе раствора. Концентрация растворенного вещества выражается либо в долях, либо в процентах общей массы раствора:

$$x = \frac{G_{\text{сух}}}{G_{\text{сух}} + W} \text{ или } x = \frac{G_{\text{сух}}}{G_{\text{сух}} + W} \cdot 100\%, \quad (2.1)$$

где $G_{\text{сух}}$ - количество сухого растворенного вещества, кг/кг ;

W - количество растворителя в растворе, кг/кг .

Раствор, содержащий предельное количество растворенного вещества, называется насыщенным.

Растворимостью называется отношение количества растворенного вещества к общей массе раствора или к массе растворителя. Растворимость зависит от температуры и практически не изменяется при изменении давления.

С увеличением концентрации раствора при выпаривании изменяются также теплофизические свойства раствора: плотность и вязкость увеличиваются, понижаются удельная теплоемкость, теплопроводность и теплоотдача.

В промышленности выпаривают преимущественно водные растворы различных веществ, поэтому в дальнейшем рассматривается только выпаривание водных растворов.

На современных предприятиях выпаривание ведут, как правило, в многокорпусных (многоступенчатых) установках непрерывного действия с выпарными аппаратами поверхностного типа. Если образующийся в выпарном аппарате пар используется в последующем корпусе с более низким давлением в качестве греющего, то его называют вторичным паром. Если часть вторичного пара передается другим тепловым потребителям, то его называют экстра-паром.

Как известно, раствор кипит при более высокой температуре, чем растворитель. Таким образом, при кипении раствора температура выделяющегося пара будет меньше температуры кипения раствора и эту разность температур называют физико-химической температурной депрессией Δ' :

$$\Delta' = t_p - t_{\text{п}}, \text{ } ^\circ\text{C}, (2.2)$$

где t_p - температура кипения раствора, $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{п}}$ - температура паров растворителя, $^\circ\text{C}$.

В технической литературе приводятся сведения по температурам кипения растворов различных концентраций, как правило при атмосферном давлении - $\Delta'_{\text{АТМ}}$, которую легко определить по справочникам. При других давлениях Δ' находят с помощью уравнения И. А. Тищенко:

$$\Delta' = 0,01622 \cdot \frac{T^2}{r} \cdot \Delta'_{\text{АТМ}}, \text{ } ^\circ\text{C}, (2.3)$$

где T - абсолютная температура кипения растворителя (воды) при данном давлении, К;

r - удельная теплота парообразования чистого растворителя при данном давлении, кДж/кг.

Гидростатической депрессией Δ'' называется разность между температурами кипения нижних и верхних слоев раствора в выпарном аппарате. Нижние слои раствора, находящиеся под гидростатическим давлением верхних слоев, закипают при более высокой температуре, чем верхние.

Гидростатической депрессией Δ'' проявляется лишь в аппаратах с кипением раствора в кипятильных трубах нагревательной камеры. В этом случае за температуру кипения раствора принимают температуру кипения в средней части кипятильных трубах:

$$\Delta'' = t_{CP} - t_{B.П}, \text{ } ^\circ\text{C} \text{ ,}(2.4)$$

где t_{CP} - температура кипения растворителя при давлении P_{CP} в средней части кипятильных труб, $^\circ\text{C}$;

$t_{B.П}$ - температура вторичного пара при давлении в аппарате P_A , $^\circ\text{C}$.

Гидравлической депрессией Δ'' называется снижение температуры, связанное с потерей давления на трение и местные потери в трубопроводах, соединяющих корпуса выпарной установки. В практических расчетах ее принимают равной 1-1,5 $^\circ\text{C}$.

Полная температурная депрессия Δ равна сумме физико-химической, гидростатической и гидравлической депрессий:

$$\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''', \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (2.5)}$$

При проектировании новых выпарных станций необходимо технически грамотно и экономически обоснованно выбирать оптимальный вариант схемы.

В качестве греющего теплоносителя для выпарных установок применяют водяной пар от заводской котельной или из отборов паровых турбин с давлением 0,5 - 1,0 МПа и температурой 140 - 180 $^\circ\text{C}$. При необходимости получения более высоких температур для выпаривания могут быть использованы высокотемпературные теплоносители (дифенильная смесь, минеральные масла, кремнийорганические соединения) или трубчатые электрические нагреватели (ТЭН).

В качестве хладоносителя для конденсации вторичных паров из последней ступени выпарной установки в конденсаторах используют, как правило, охлаждающую воду из водоемов (рек, озер, брызгального бассейна, градирен). В районах с дефицитом воды в последнее время стали применять конденсаторы с воздушным охлаждением.

Чтобы правильно спроектировать выпарную установку, необходимо выбрать: схему подогрева раствора; схему подачи раствора в аппараты; оптимальное число ступеней установки; рациональную систему использования вторичных энергетических ресурсов.

Схема подогрева раствора. Греющий пар для первой ступени выпарной установки должен иметь такую температуру, чтобы обеспечивался необходимый перепад температур между теплоносителем и раствором в первом корпусе (не менее 10 $^\circ\text{C}$) и чтобы располагаемая разность температур во всей выпарной установке была достаточной для обеспечения полезного перепада температур в каждой ступени с

учетом всех депрессий. Вместе с тем нельзя без технологической необходимости повышать температуру греющего пара, так как повышение ее достигается или увеличением расхода топлива, или недовыработкой электроэнергии в турбогенераторе. Кроме того, пар с повышением температуры, а следовательно, и давления требует применения более прочных трубопроводов и оборудования, что вызывает удорожание всей установки.

Раствор перед поступлением на выпаривание в первую ступень выпарной установки подогревают до температуры, по возможности близкой к температуре кипения. Для этой цели в прямоточных схемах в первую очередь используют вторичный пар и конденсат последней ступени, а затем последовательно подогревают раствор в каскаде теплообменников экстрапарами и конденсатом из ступеней более высокого давления. Окончательный догрев раствора осуществляют часто свежим паром в специальном подогревателе. Подогрев раствора до температуры кипения перед выпарными аппаратами уменьшает площадь поверхности нагрева выпарных аппаратов, стоимость 1 м^2 поверхности которых всегда выше стоимости 1 м^2 поверхности обычных теплообменников.

В противоточных выпарных установках ступенчатый регенеративным нагрев раствора не применим, так как слабый раствор поступает на выпаривание в «холодном» конце выпарной установки.

Схема подачи раствора в аппараты. Из-за простоты и экономичности наибольшее распространение получила прямоточная схема подачи раствора в аппараты многоступенчатой выпарной установки. Для выпаривания растворов с сильно возрастающей вязкостью целесообразно применять схему с противоточной подачей раствора, когда наиболее вязкий раствор выпаривается при наиболее высокой температуре; при этом следует иметь в виду, что после каждого аппарата необходимо ставить насос для перекачивания раствора.

Схемы с параллельным и смешанным питанием применяют для сильно кристаллизующихся растворов; они получили меньшее распространение.

Оптимальное число ступеней установки. Многоступенчатое выпаривание дает возможность получить значительную экономию теплоты. С учетом потерь теплоты расход греющего пара D , кг/с в выпарной установке с n ступенями можно выразить формулой:

$$D = \frac{W}{z_{\text{п}} \cdot n}, \text{ кг/с} \quad (2.6)$$

где W - общее количество выпаренной воды во всех ступенях установки, кг/с;

$z_{\text{п}}$ - коэффициент, учитывающий потери теплоты в окружающую среду через изоляцию и другие наружные элементы установки, недоиспользование теплоты конденсата, а также увеличение скрытой теплоты испарения с понижением давления пара; для трех- четырехступенчатых установок $z_{\text{п}} \approx 0,85$.

Очевидно также, что приращение экономии теплоты снижается с увеличением числа ступеней. Кроме того, с увеличением числа ступеней удлиняется и усложняется общая схема, повышается стоимость установки, затрудняются условия эксплуатации. Целесообразное число ступеней в установке с многократным выпариванием определяют многовариантными экономическими расчетами с использованием компьютерных технологий.

Рациональная схема использования вторичных энергетических ресурсов. В каждом аппарате выпарной установки вырабатывается большое количество вторичного пара и образуется горячий конденсат греющего пара. Вторичные пары целесообразно максимально использовать для выпаривания раствора в следующей ступени установки, а также для предварительного подогрева слабого раствора или отправлять избыточный вторичный пар сторонним потребителям. Пар из последней ступени выпарной установки наиболее выгодно отдавать стороннему потребителю (если таковой имеется). Для этих целей давление пара за последней ступенью иногда поддерживают выше атмосферного. Если постоянных потребителей низкопотенциальной теплоты нет, то выпарная установка проектируется с конденсатором для пара последней ступени, в котором с помощью охлаждающей среды (воды или воздуха) поддерживается давление 0,01 - 0,02 МПа. Теплота конденсатов, образующихся в выпарных аппаратах, за исключением последней ступени, используется в специальных теплообменниках для предварительного подогрева слабого раствора.

Выполнение работы и обработка опытных данных

Лабораторная установка по изучению процессов выпаривания (УИПВ-1) состоит из следующих узлов:

1 – стойка; 2 - камера для выпаривания; 3 - камера холодильная; 4 - бак накопительный; 5 - бак для хранения раствора; 6 - пульт управления.

Общий вид установки показан на рис.2.1.

Все узлы закреплены на стойке 1 и соединены между собой трубопроводами и запорной арматурой.

Бак холодильной камеры 20 снабжен раструбами для ввода и вывода холодной воды. Змеевик 21 состоит из трех частей: труба $D_y=10$ мм, $L=5$ м; $D_y=8$ мм, $L=6$ м; $D_y=6$ мм, $L=5$ м. Диаметр холодильной камеры 150 мм, высота – 840 мм.

Бак для хранения раствора 5 имеет размеры 150×250×300 мм.

Пульт управления 6 снабжен прибором 28 типа «ТРМ 138» и тумблерами включения насоса, нагревателя и прибора.

Прибор «ТРМ 138» предназначен для измерения температуры и оснащен восемью термопарами. Места крепления термопар в установке указаны на рис. 2.2 символами Т1-Т8.

Все узлы установки, кроме 1, изготовлены из нержавеющей стали. Узлы 2 и 3 теплоизолированы.

Технические характеристики установки

1. Габариты: высота 2200 мм, длина 800 мм, ширина, 900мм.
2. Рабочее напряжение 220 В.
3. Мощность нагревателя 0,65 кВт.
4. Насос/расход 2,4,6 м³/ч.
5. Объем бака хранения 10 л.
6. Время разогрева раствора до 100 °С - 85 мин.
7. Производительность по выпариванию воды до 0,15 г/с.

Подготовка установки к работе

Перед началом проведения лабораторных работ на установке, следует произвести следующие действия:

1. Проверить вентили:
 - а) вентили 16, 19, 24, 26, 27, 29 и 30 должны быть закрыты;
 - б) вентили 15 и 17 - открыты.
 - в) пробка 25 - открыта.
 - г) подключить воду для охлаждения к камере холодильной.

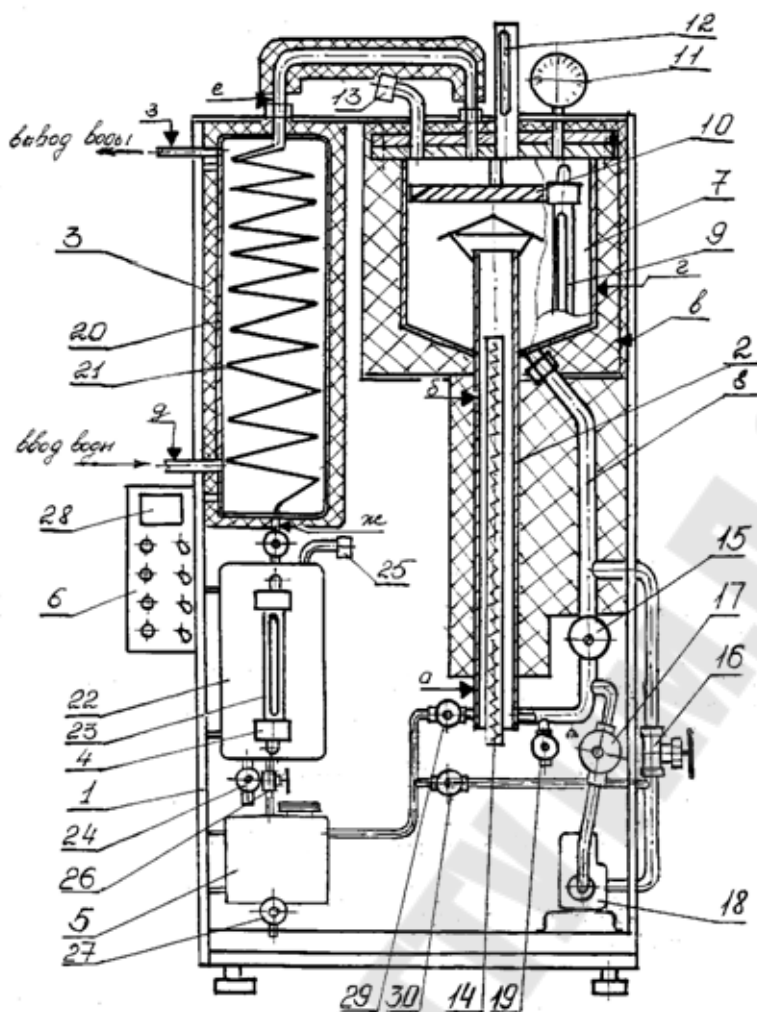


Рис. 2.1. Общий вид установки по изучению процессов выпаривания (УИПВ-1)

1-стойка; 2 – камера для выпаривания; 3- холодильная камера; 4- бак накопительный; 5- бак для хранения раствора; 6- пульт управления; 7- емкость для упаривания; 8- циркуляционный контур; 9- трубка уровня раствора; 10- сепаратор; 11-манометр; 12- термометр; 13- заглушка для выпуска воздуха; 14- электрический нагревательный элемент; 15, 16, 17- вентили; 18- циркуляционный насос; 19- вентиль для отбора проб раствора; 20- бак холодильной камеры; 21- змеевик; 22- емкость накопительного бака; 23- стеклянная измерительная трубка уровня жидкости; 24- вентиль для отбора жидкости при измерении скорости выпаривания; 25- заглушка для выпуска воздуха; 26- вентиль для слива из накопительного бака; 27- сливной вентиль; 28- прибор измерительный типа «ТРМ 138»; 29, 30 – вентили.

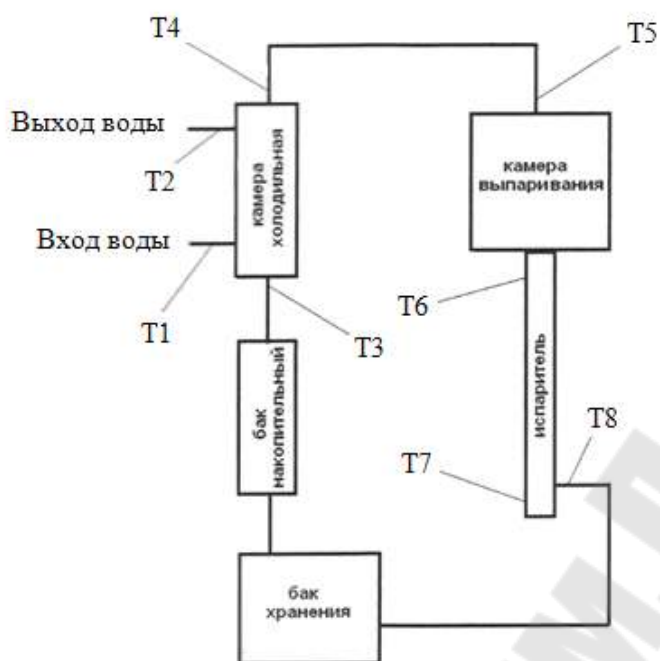


Рис. 2.2. Схема расположения термопар

2. Подготовить раствор нужной концентрации (10 литров) и залить в бак для хранения. Закрывать крышку бака.

3. Открыть кран 30. Это необходимо для начального запуска насоса.

4. Включить насос 18 и закачать нужное количество раствора в камеру для выпаривания 1. Количество раствора контролируется по стеклянной трубке (до половины мерного стекла). Закрывать вентиль 30 и выключить насос 18.

5. Включить нагревательный элемент 14 тумблером на пульте и разогреть раствор до температуры 95° С.

6. Включить воду для охлаждения. Установка готова для проведения работы по выпариванию.

7. Включить прибор ТРМ 138.

Работа установки

Установка УИПВ-1 может работать в двух режимах: самоциркуляции и вынужденной циркуляции.

Режим самоциркуляции осуществляется за счет свободной конвекции парлифта пузырями пара, перемещающихся вверх и увлекающих за собой столбы жидкости. При работе установки в ре-

жиме самоциркуляции, закрыты все вентили, кроме 15, включены нагреватель 14 и подача холодной воды.

Установка позволяет производить контроль температурного режима с помощью компьютера, измеренные термоизмерительным прибором величины температур, сохраняются в виде текстового файла на диске.

Заданные параметры и опытные данные заносятся в таблицу 1. Необходимо определить параметры пара и раствора.

Таблица 2.1

№ пп	$T_1, ^\circ\text{C}$	$T_2, ^\circ\text{C}$	$T_3, ^\circ\text{C}$	$T_4, ^\circ\text{C}$	$T_5, ^\circ\text{C}$	$T_6, ^\circ\text{C}$	$T_7, ^\circ\text{C}$	$T_8, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{ВП}}, \text{МПа}$	$x_{\text{H}}, \%$	$x_{\text{K}}, \%$
1											
2											
3											

1. По справочной литературе находим нормальные температурные депрессии $(\Delta'_{\text{АТМ}})_{\text{H}}$, $(\Delta'_{\text{АТМ}})_{\text{K}}$ для заданного раствора при концентрациях x_{H} и x_{K} .

2. По уравнению И. А. Тищенко определим значение физико-химической температурной депрессии:

$$\Delta' = 0,01622 \cdot \frac{T^2}{r} \cdot \Delta'_{\text{АТМ}}, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (2.7)$$

где T - абсолютная температура кипения растворителя (воды) при $P_{\text{ВП}}, \text{K}$;

r - удельная теплота парообразования чистого растворителя при данном давлении, кДж/кг.

3. Определим значение физико-химической температурной депрессии

$$\Delta' = t_{\text{p}} - t_{\text{п}}, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (2.8)$$

где $t_{\text{p}} = T_6$ - температура кипения раствора, $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{п}} = T_5$ - температура паров растворителя, $^\circ\text{C}$.

Производительность установки по выпариваемой воде определим из уравнения материального баланса:

$$W = G_H \cdot \left(1 - \frac{x_H}{x_K}\right), \text{ кг/с} \quad (2.9)$$

где G_H - массовая производительность на входе, кг/с.

4. Определим давление в среднем слое кипящего раствора по уравнению:

$$P_{\text{ср}} = P_{\text{ВП}} + c \cdot g \cdot H \cdot \frac{(1-e)}{2}, \text{ Па} \quad (2.10)$$

где $P_{\text{ВП}}$ - давление вторичного пара в камере выпаривания, Па ;

c - плотность кипящего раствора, кг/м³ ;

$H = 1,22$ - высота кипятильных труб в испарителе, м ;

e - паронаполнение (объемная доля пара в парожидкостной смеси), м³/м³

При пузырьковом режиме кипения паронаполнение составляет $\varepsilon = 0,4 \div 0,6$.

5. Давлению $P_{\text{ср}}$ соответствует температура кипения $t_{\text{ср}}$, которую определяем по таблицам насыщения воды и водяного пара.

6. Определим гидростатическую депрессию:

$$\Delta'' = t_{\text{ср}} - t_{\text{В.П}}, \text{ }^\circ\text{C} \quad (2.11)$$

где $t_{\text{ср}}$ - температура кипения растворителя при давлении $P_{\text{ср}}$ в средней части кипятильных труб, $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{В.П}} = T_5$ - температура вторичного пара в камере выпаривания, $^\circ\text{C}$.

7. Располагаемая разность температур определяется следующим образом:

$$\Delta t_P = T_6 - T_4, \text{ }^\circ\text{C} \quad (2.12)$$

8. Полезная разность температур:

$$\Delta t_{\text{П}} = \Delta t_P - (\Delta' + \Delta'' + \Delta'''), \text{ }^\circ\text{C} \quad (2.13)$$

где Δ''' - гидравлическая депрессия обусловлена потерей давления на преодоление гидравлических сопротивлений трубопроводов, принимается $\Delta''' = (1 \div 1.5)^\circ\text{C}$

Контрольные вопросы:

1. Покажите сущность процесса выпаривания, области его практического применения.

Как определяется концентрация растворенного вещества?

2. Дать определение понятий: насыщенный раствор, растворимость, вторичный пар, экстра-пар, полезная и располагаемая разность температур.

3. Как определяются депрессии?

4. Чем необходимо руководствоваться, чтобы правильно спроектировать выпарную установку.

Описать схему установки по изучению процессов выпаривания.

Лабораторная работа №3

Изучение процессов тепло - и массообмена в скруббере

Цель работы: изучение процессов тепло - и массообмена в насадочном газожидкостном смесительном теплообменнике (скруббера). Расчет его геометрических характеристик.

Теоретическая часть

В различных отраслях промышленности широкое применение нашли теплообменные аппараты контактного типа, в которых тепло-массообмен между теплоносителями происходит при их непосредственном смешении (смесительные теплообменники). Аппараты такого типа применяются для утилизации теплоты отходящих газов, для очистки воздуха или газов, в системах кондиционирования воздуха, для выпаривания растворов и т. д.

Преимуществами смесительных теплообменников являются простота конструкции, высокие коэффициенты тепломассообмена, большие объемные расходы газообразного теплоносителя, развитые поверхности контакта фаз и др.

По принципу действия это, как правило, аппараты непрерывного действия.

Единой общепризнанной классификации контактных аппаратов в настоящее время не существует. По своему назначению смесительные теплообменники можно разделить на кондиционеры, скрубберы полые, насадочные и с псевдооживленной насадкой, барботажные и тарельчатые колонны, трубы Вентури и др.

Полые, или безнасадочные, камеры применяют в системах кондиционирования воздуха для его термовлажностной обработки. Полые скрубберы представляют собой колонны круглого или прямоугольного сечения. Орошающая жидкость подается сверху, дробится на капли механическими форсунками, а обрабатываемый газ со скоростью 0,7-1,5 м/с направляется, как правило, снизу вверх. В таких камерах распыление воды в воздушную среду осуществляется форсунками и контакт между водой и воздухом происходит на поверхности образующихся капель. Они могут работать с полным или частичным испарением орошающей жидкости. Применение полых скрубберов объясняется простотой их конструкции, высокими значениями объемного коэффициента теплопередачи, широким диапазо-

ном регулирования параметров, возможностью работы с загрязненной орошающей водой, большими расходами обрабатываемого газа и т. д.

Насадочные скрубберы представляют собой колонны, заполненные телами различной формы. Насадка из твердого материала предназначена для распределения жидкости по развитой поверхности и тем самым обеспечивает большую поверхность контакта между газом и жидкостью. Газ поступает обычно в нижнюю часть колонны, что позволяет осуществить противоток двух фаз. В качестве насадок широко используются кольца Рашига, «седла» различной конфигурации, деревянные рейки и т. д. На рис. 3.1 изображено несколько типов насадок. Они могут выполняться из керамики, пластмасс, металла и т. д. Важнейшими требованиями к насадке являются обеспечение большой поверхности контакта фаз, низкий перепад давления в слое, а также равномерное распределение потоков газа и жидкости по сечению аппарата. Преимуществом насадочных аппаратов по сравнению с безнасадочными является большая компактность, однако они обладают и большим гидравлическим сопротивлением. Применение их для очистки газов нецелесообразно, т. к. насадка может забиваться пылью в процессе работы, в связи с чем эффективность их работы резко падает. Насадочные скрубберы применяют для термовлажностной обработки газов.

В каскадных аппаратах внутри устанавливаются горизонтальные либо наклонные полки, по которым жидкость стекает сверху вниз под действием сил тяжести.

Пенные смесительные теплообменники применяются для очистки газов от плохо смачиваемой пыли. Скорость газа, набегающего на решетку, составляет 2-2,5 м/с. В таких аппаратах подвод газа вверх и слив жидкости вниз осуществляется через одни и те же отверстия в решетках.

В пленочных подогревателях смесительного типа нагревают воду водяным паром до температуры, близкой к температуре насыщения. Такие аппараты конструктивно проще поверхностных теплообменников, компактнее, имеют меньшие габаритно-весовые показатели и большие коэффициенты теплоотдачи.

Скрубберы с псевдооживленной насадкой работают в режиме «кипящего слоя» и применяются для нагрева жидкостей и охлаждения газов. Интенсификация процесса охлаждения газа достигается за счет увеличения скорости в псевдооживленном слое до 6 м/с в

расчете на свободное сечение аппарата, что приводит к повышению скорости испарения жидкости.

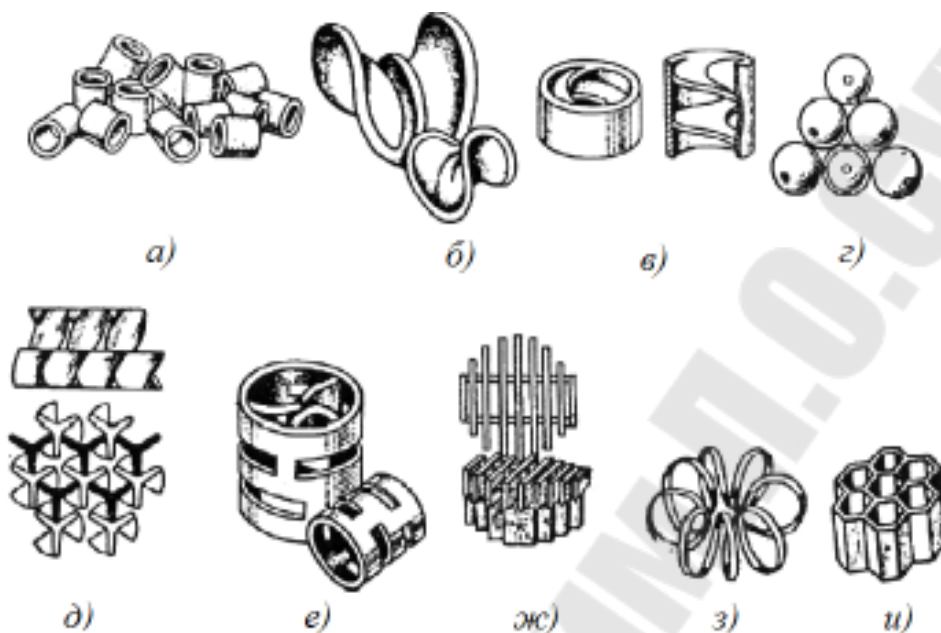


Рис.3.1. Типы насадок: *а* – кольца Рашига; *б* – седля Берля; *в* – кольца с перегородками; *г* – шары; *д* – пропеллерная насадка; *е* – кольца Палля; *ж* – хордовая насадка; *з* – спирали; *и* – керамические блоки.

Тарельчатые скрубберы используют для очистки газов. Они могут работать в барботажном и пенном режимах. В первом случае газ проходит через слой жидкости в виде пузырьков, на поверхности которых и происходит осаждение частиц пыли, во втором на скрубберной тарелке имеет место пенообразование и очистка газов от частиц осуществляется поверхностью пены. Так как межфазная поверхность при пенном режиме больше, чем при барботажном, то аппараты, работающие в пенном режиме, более эффективны и находят более широкое применение в промышленности, чем барботажные.

Струйные смесительные теплообменники (скрубберы Вентури) применяются для нагрева воды эжектирующим или эжектируемым паром, для охлаждения газов и для пылеулавливания, обеспечивая низкую остаточную концентрацию пыли. Скрубберы Вентури представляют собой трубу типа конфузор-диффузор, отличающиеся друг от друга способом подвода жидкости. Скорость движения газа может достигать 150 м/с, а скорость капель на выходе из трубы Вентури составляет 0,25-0,45 скорости газа.

В смесительных теплообменниках коэффициент теплопередачи k и коэффициент теплоотдачи b имеют одинаковое значение, поскольку при тепломассообмене между теплоносителями отсутствует разделительная стенка. Расчетные формулы могут выражаться как через k , так и через b . Во многих случаях расчет таких аппаратов проводят по объемному коэффициенту теплопередачи k_n и уравнение теплопередачи при этом будет иметь вид:

$$Q = k_n \cdot V \cdot \Delta t_{cp}, \text{ Вт} \quad (3.1)$$

где k_n - объемный коэффициент теплопередачи, отнесенный к 1 м^3 полезного объема аппарата, $\text{Вт}/\text{м}^3 \cdot \text{К}$;

V - полезный объем аппарата, м^3 ;

Δt_{cp} - средняя разность температур теплоносителей, К .

Объемный коэффициент теплопередачи k_n определяется опытным путем, рекомендуется следующее соотношение:

$$k_n = Z \cdot \left(116,5 + 526 \cdot \frac{G_{ж}}{G_{г}} \right) \cdot \left(1 + \frac{t_{cp}}{1000} \right), \text{ Вт}/\text{м}^3 \cdot \text{К} \quad (3.2)$$

где Z - коэффициент, учитывающий направление движения фаз ($Z = 1$ - прямоток; $Z = 2$ - противоток);

$G_{ж}, G_{г}$ - массовые расходы орошающей жидкости и обрабатываемого газа, $\text{кг}/\text{с}$;

t_{cp} - средняя по длине скруббера температура газа, К .

Для полых скрубберов $k_n = 6 \div 8 \text{ кВт}/\text{м}^3 \cdot \text{К}$.

Наиболее распространенной парой теплоносителей является воздух-вода и поэтому для проведения теплотехнических расчетов процессов, протекающих в смесительных теплообменниках с участием влажного воздуха, проводят в $H-d$ диаграмме.

Построение процесса обработки воздуха в скруббере строится по ступеням, условно разбивая все его пространства на n участков по вертикали (рис. 3.2), тем самым разбивая весь перепад энтальпий ($H_1 - H_2$) также на n участков (H_1 и H_2 - энтальпии влажного воздуха на входе и выходе из скруббера). На диаграмме наносятся: точка A с начальными параметрами воздуха H_1 и t'_1 и точки C и D , соответствующие начальной t'_2 и конечной t''_2 температурами воды и относительной влажности $\varphi = 100\%$. От сечения к сечению происходит изменение параметров воды и влажного воздуха и если взять

достаточно большое количество участков, то можно получить плавную кривую процесса тепломассообмена между водой и воздухом.

При противоточной схеме движения воды и воздуха (в данном случае происходит осушка воздуха), представленной на рис. 3.2, изменение энтальпии на каждом участке будет равно ΔH и полный перепад энтальпий будет $n \cdot \Delta H = (H_1 - H_2)$. Значение энтальпий в каждом сечении можно определить следующим образом: в сечении *a-a* $H_a = H_1 - \Delta H$, в сечении *б-б* $H_б = H_1 - 2\Delta H$, в сечении *в-в* $H_в = H_1 - 3\Delta H$ и т. д. В *i*-м сечении $H_i = H_1 - i\Delta H$.

Для каждого участка скруббера можно записать уравнение теплового баланса в следующем виде:

$$\text{- для сечения } a-a: G \cdot H_1 + W \cdot c_B \cdot t_2^a = G \cdot H_a + W \cdot c_B \cdot t_2'', \quad (3.3)$$

где G - количество поступающего воздуха, кг/с;

W - количество воды, поступающей в скруббер, кг/с.

$$\text{- для сечения } б-б: G \cdot H_a + W \cdot c_B \cdot t_2^б = G \cdot H_б + W \cdot c_B \cdot t_2^a, \quad (3.4)$$

$$\text{откуда } t_2^a = t_2'' - \frac{G \cdot \Delta H}{W \cdot c_B}, \quad (3.5)$$

$$t_2^б = t_2^a - \frac{G \cdot \Delta H}{W \cdot c_B}, \quad (3.6)$$

Аналогичные уравнения можно составить для последующих участков и определить температуры воды в каждом промежуточном сечении.

Процесс осушки воздуха при противотоке строится следующим образом. Точка *A*, соответствующая начальным параметрам воздуха, соединяется с точкой *D*, которая определяет конечные параметры воды и является пересечением изотермы t_2'' и относительной влажности $\varphi = 100\%$. Пересечение прямой *AD* и линии $H_a = const$ даст точку *a*, которая соответствует параметрам воздуха в сечении *a-a*. Точка *б*, характеризующая параметры воздуха в сечении *б-б*, является пересечением прямой, соединяющей точку *a* и точку пересечения изотермы t_2^a с $\varphi = 100\%$ и линии $H_б = const$. Для получения последующих точек процесса осушки воздуха рассуждения аналогичны.

Построения процессов увлажнения воздуха при противотоке и увлажнения (осушки) воздуха при прямотоке аналогично описанному выше.

Например, для прямоточных схем движения воды и воздуха уравнения для определения температур воздуха в рассматриваемых сечениях будут:

$$t_2^a = t_2' + \frac{G \cdot \Delta H}{W \cdot c_B}, \quad (3.7)$$

$$t_2^b = t_2'^a + \frac{G \cdot \Delta H}{W \cdot c_B}, \quad (3.8)$$

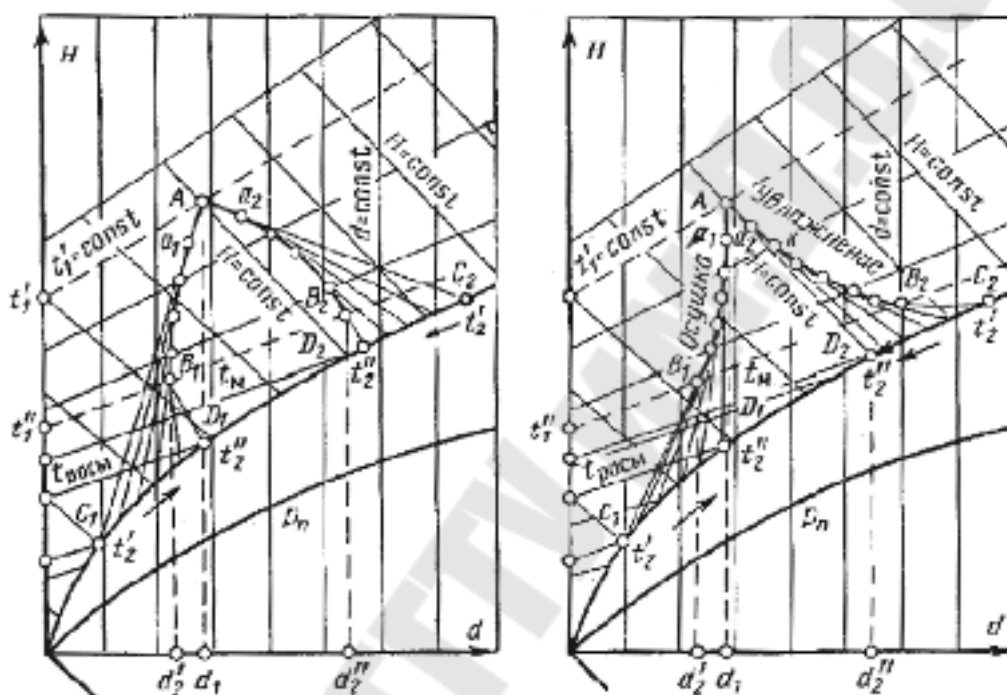


Рис. 3.2. Процессы тепло- и массообмена между воздухом и водой в скруббере при прямотоке (а) и противотоке (б)

Определение температур воздуха в последующих сечениях производится аналогичным способом.

Средняя разность температур в смесительных теплообменниках определяется по формуле:

$$\Delta t_{cp} = \frac{1}{\sum b / \Delta t_{пр}}, \quad (3.9)$$

где b - отношение изменения температуры воздуха в ступени к полному изменению его температуры в смесительном теплообменнике;

$\Delta t_{пр}$ - разность температур воды и воздуха для одной ступени, К

Выполнение работы и обработка опытных данных

Экспериментальная установка состоит из вентилятора 1, подающего горячий воздух через насадку 2 скруббера 3. Противотоком подается охлаждающая вода из оросительного устройства 4 с помощью насоса 5. Схема экспериментальной установки представлена на рис. 3.3.

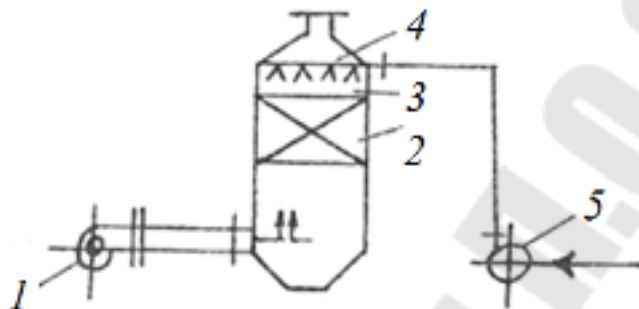


Рис. 3.3. Схема экспериментальной установки

Порядок проведения лабораторной работы следующий: включается опытная установка и производятся замеры следующих параметров: количество охлаждаемого воздуха L , начальная температура t' и относительная влажность ϕ' воздуха, количество охлаждающей воды G_B , температура входа воды в скруббер t'_B и выхода из скруббера t''_B . Характеристики насадки: коэффициент компактности v , свободный объем x , приведенный диаметр d_r .

Сводим эти данные в табличную форму (см. таблица 1).

Энтальпию воздуха на входе в скруббер H' определяется по H-d диаграмме.

Таблица 3.1

№ П П	L , кг/с	t' , °С	ϕ' , %	H' , кДж/кг	G_B , кг/с	t'_B , °С	t''_B , °С	Насадка		
								v , м ² /м ³	x , м ³ /м ³	d_r , м

1. Из уравнения теплового баланса для скруббера определяем энтальпию воздуха на выходе:

$$H'' = H' - \frac{G_B \cdot c_B^p \cdot (t_B'' - t_B')}{L}, \text{ кДж/кг (3.10)}$$

где c_B^p - массовая изобарная теплоемкость воды, кДж/кг · °С.

2. Разбиваем насадку скруббера на 10 участков; строим ступенчатый процесс на H-d диаграмме (как это было показано ранее), результаты сводим в таблицу 3.2.

Таблица 3.2

Определение средней разности температур между теплоносителями

№ сечения	h^i , кДж/кг	t^i , °С	t_B^i , °С	$\Delta t_{пр}^i$, °С	$b = \frac{\Delta t_{пр}^i}{t' - t''}$,	$\Delta t = t^i - t_B^i$, °С	$\frac{b \cdot 10^3}{\Delta t}$
1							
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							

3. Определим значение критерия Архимеда:

$$Ar = \frac{d_{\Gamma}^3 \cdot c \cdot c_B \cdot g}{\mu^2}, \text{ (3.11)}$$

где c и c_B - плотности воздуха и воды, соответственно, кг/м³ ;
 μ - динамическая вязкость воздуха, Па · с.

4. Критерий Рейнольдса:

$$Re = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{L}{G_B} \right)^{0,43}, \text{ (3.12)}$$

5. Скорость газа в насадочной колонне при работе в режиме начала подвисания:

$$u' = \frac{Re \cdot \nu \cdot \mu}{4c}, \text{ м/с (3.13)}$$

6. Принимаем скорость воздуха в свободном сечении $u = 0,5 \cdot u'$, м/с.

7. Тогда диаметр скруббера:

$$D = \sqrt{\frac{4L}{\rho \cdot u \cdot c}}, \text{ м} \quad (3.14)$$

8. Определим коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности влагосодержаний:

$$v_d = 0,0047 \cdot \left(\frac{c \cdot u}{x}\right)^{0,8} \cdot d_r^{-0,2}, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) \quad (3.15)$$

9. Используя соотношение Льюиса, определим коэффициент теплоотдачи:

$$\bar{b} = c_{\text{возд}}^p \cdot v_d, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) \quad (3.16)$$

где $c_{\text{возд}}^p$ - изобарная массовая теплоемкость воздуха, Дж/(кг·К).

10. Необходимая площадь поверхности насадки:

$$F = \frac{Q_{\text{возд}}}{\bar{b} \cdot \Delta t} = \frac{L \cdot c_{\text{возд}}^p \cdot (t' - t'')}{\bar{b} \cdot \Delta t}, \text{ м}^2 \quad (3.17)$$

11. Объем насадки: $V = \frac{F}{\bar{v}}, \text{ м}^3 \quad (3.18)$

12. Действительный объем насадки определяем с учетом запаса 20%: $V_d = 1,2 \cdot V, \text{ м}^3 \quad (3.19)$

13. Высота насадки: $h = \frac{4V_d}{\rho \cdot D^2}, \text{ м} \quad (3.20)$

Контрольные вопросы:

1. Что такое смесительный теплообменник? Преимущества смесительных теплообменников.

2. Классификация смесительных теплообменников.

3. Что собой представляют полые и насадочные скрубберы?

4. Какие бывают типы насадок? Основные требования, предъявляемые к насадкам.

5. Объемный коэффициент теплопередачи и как он определяется?

6. Уравнение теплового баланса скруббера.

7. Как построить процессы тепло- и массообмена в скруббере между воздухом и водой?

8. Определение среднего температурного напора.

9. Как определить: скорость воздуха, критерии Рейнольдса и Архимеда, коэффициенты массоотдачи и теплоотдачи, геометрические параметры скруббера и насадки.

Лабораторная работа №4

Исследование работы ректификационных колонн непрерывного действия

Цель работы: определение коэффициентов массоотдачи в паровой и жидкой фазах при ректификации бинарных смесей.

Теоретическая часть

Перегонка и ректификация широко распространены во многих отраслях промышленности и применяются для получения разнообразных продуктов в практически чистом виде путем разделения их жидких смесей (в производствах органического синтеза изотопов, полимерных и полупроводниковых материалов, пищевых продуктов и т. д.), а также для получения чистых газов из сжиженных газовых смесей (кислорода и азота, при разделении воздуха, углеводородных газов и т. д.).

Перегонкой называется процесс частичного испарения разделяемой исходной смеси жидкостей и последующей полной конденсации образующихся паров, осуществляемой однократно или многократно. Составы жидкой и паровой фаз, образующихся при этом, как правило, заметно различаются, но все компоненты исходной смеси оказываются представленными в обеих разделившихся фазах. Поэтому с помощью перегонки нельзя получить (выделить) требуемые компоненты исходного раствора в практически чистом виде.

Получение чистых компонентов может быть осуществлено с помощью ректификации - процесса разделения растворов жидкостей на практически чистые компоненты путем испарения за счет возвращения в аппарат части получаемого продукта для осуществления многократного тепломассообмена между парами, движущимися противотоком, и жидкостью.

Физическая сущность этого процесса - двусторонний тепло- и массообмен между противоточно движущимися неравновесными фазами пара и жидкости при высокой турбулизации контактирующих потоков, когда с каждым соприкосновением жидкости и пара частично конденсируются пары, а жидкость, за счет теплоты конденсации паров частично испаряется. Таким образом, пары при движении вверх обогащаются низкокипящими, а жидкость, опускаясь вниз, высококипящими компонентами. Благодаря многократному контакту фаз мож-

но получить практически чистые пары низкокипящих компонентов и жидкость из высококипящих компонентов.

Состав паров в процессах перегонки и ректификации определяется различной фугитивностью (летучестью) компонентов при одной и той же температуре. Исходя из этого различают низкокипящие (легколетучие) и высококипящие (труднолетучие) компоненты. Низкокипящий компонент имеет наибольшее давление паров при данной температуре по сравнению с давлением паров любого другого компонента смеси и соответственно наименьшую температуру кипения при одинаковом для всех компонентов давлении. Компонент, обладающий наименьшим давлением или наивысшей температурой кипения; называется высококипящим компонентом. Не испарившаяся в результате перегонки или ректификации высококипящая жидкость называется *остатком*, а низкокипящая жидкость, полученная в результате конденсации паров, - *дистиллятом* или *ректификатом*.

Ректификационные установки, как и перегонные, по принципу действия разделяются на периодические и непрерывные. В установках периодического действия разделяемую смесь загружают в куб одновременно и ректификацию проводят до получения продуктов заданного конечного состава. В установках непрерывного действия разделяемая сырая смесь поступает в колонну и продукты разделения выводятся из нее непрерывно.

Как перегонные, так и ректификационные установки могут применяться для разделения бинарных и многокомпонентных смесей.

Рассмотрим принцип работы ректификационной установки для разделения бинарной смеси и происходящие в ней тепло- и массообмена (см. рисунок 4.1).

В перегонном кубе *I* за счет подводимой теплоты кипит жидкость. Пары ее поднимаются по колонне *II* вверх навстречу жидкости, вводимой на одну из промежуточных тарелок из исходного бака и на верхнюю тарелку из сепаратора *IV*. Из верхней части колонны богатые низкокипящим компонентом пары выходят в теплообменник-дефлегматор *III*, конденсируются, отдавая теплоту охлаждающей воде, и в виде парожидкостной смеси поступают в сепаратор. Из сепаратора часть жидкости, которая называется *флегмой*, возвращается в колонну. Другая часть, называемая ректификатором, через холодильник *V* поступает на склад.

Процессы тепло- и массообмена в ректификационной колонне происходят на тарелках или насадке. Флегма из сепаратора *IV* в ко

лонне вступает в контакт с парами, образующимися в кубе *I*. При этом происходит частичная конденсация поднимающихся вверх паров и частичное испарение опускающейся жидкости. Таким образом, в процессе ректификации флегма вступает в тепло- и массообмен с парами. За счет теплоты конденсации паров высококипящего компонента из флегмы испаряется низкокипящий компонент, а сама флегма обогащается высококипящим компонентом, пары же, наоборот, поднимаясь, обогащаются низкокипящим компонентом за счет испарений его из флегмы и обедняются высококипящим компонентом. В результате массообмена производится глубокое разделение бинарных и многокомпонентных смесей.

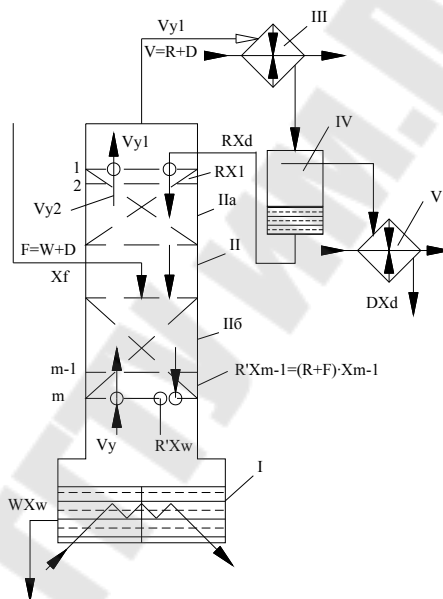


Рис.4.1. Принципиальная схема ректификационной колонны с материальными потоками для разделения бинарной смеси

Количество флегмы, кг, приходящейся на 1 кг готового продукта, называется *флегмовым числом*. Оно может меняться в зависимости от способа ректификации и интенсивности тепло- и массообмена на отдельных тарелках.

Та часть колонны, где вводится сырая смесь, называется *питательной секцией*. Часть колонны, находящаяся выше места ввода сырой смеси, называется *укрепляющей секцией IIa*, а ниже - *исчерпывающей секцией IIб*.

В зависимости от назначения колонны могут быть полными, имеющими укрепляющую и исчерпывающую секции, или неполными, в которых имеется или только укрепляющая, или только исчерпы-

вающая секция. В этом случае исходная смесь в укрепляющей секции вводится под нижнюю тарелку, а в исчерпывающей - на верхнюю.

Работа перегонной установки отличается от работы ректификационной принципиально тем, что все образующиеся в верхней части колонны пары направляются в конденсатор V и возврат продукта (флегмы) в колонну отсутствует.

В зависимости от взаимной растворимости компонентов для бинарных смесей различают:

✓ Смеси взаимно нерастворимых жидкостей. Совершенно нерастворимых друг в друге жидкостей не существует. Но в некоторых случаях (например, смеси бензол - вода, сероуглерод - вода и др.) взаимная растворимость жидкостей настолько мала, что практически их можно считать нерастворимыми. Нерастворимые жидкости можно разделять отстаиванием, так как в сосуде они расслаиваются, причем в верхнем слое находится жидкость с меньшей плотностью, в нижнем - жидкость с большей плотностью. Для кипящей смеси взаимно нерастворимых компонентов применим закон Дальтона, согласно которому общее давление пара над раствором равно сумме парциальных давлений его компонентов, т. е. для бинарной смеси можно записать:

$$p = p_A + p_B, \text{ Па (4.1)}$$

где p - полное давление смеси паров (газов);

p_A, p_B - парциальные давления паров компонентов A и B .

✓ Частично растворимыми называются системы из двух или нескольких жидкостей, взаимно растворяющихся в пределах некоторых интервалов концентраций, зависящих от температуры, а вне этих пределов образующих два или более несмешивающихся слоя. Взаимная растворимость компонентов системы является функцией температуры и может увеличиваться для одних систем с повышением температуры, для других - с ее понижением. Наиболее распространены системы, в которых наблюдается увеличение взаимной растворимости компонентов при повышении температуры (например, системы фенол - вода и др.). Примером жидкостей, у которых при повышении температуры взаимная растворимость понижается, могут служить системы эфир - вода.

Смеси из взаимно растворимых жидкостей. т. е. таких жидкостей, которые растворимы друг в друге в любых соотношениях, разделяют на две группы: 1) смеси жидкостей, в которых

силы сцепления между молекулами обоих компонентов такие же, что и между молекулами каждого из компонентов (идеальные смеси); 2) смеси с положительным или отрицательным отклонением сил сцепления между молекулами низкокипящего и высококипящего компонентов от сил сцепления между молекулами каждого из компонентов (неидеальные или реальные смеси, т. е. отклоняющиеся от закона Рауля).

Идеальные смеси - такие системы, для которых выполняется закон Рауля, т. е. парциальное давление пара каждого компонента (p_A, p_B) над жидкой смесью при любой постоянной температуре равно произведению молекулярной концентрации данного компонента в жидкой фазе (x_A, x_B) на давление его паров над чистой жидкостью (P_A, P_B) при той же температуре. Для компонента A бинарной смеси закон Рауля имеет вид:

$$p_A = P_A \cdot x_A, \text{ Па} \quad (4.2).$$

Если общее давление над смесью p , то для состояния равновесия согласно закону Дальтона можно написать:

$$y_A = \frac{P_A \cdot x_A}{p}, \quad (4.3)$$

где y_A - молярная концентрация компонента A в паровой фазе; x_A - молярная концентрация компонента A в жидкой фазе.

Так как $x_B = 1 - x_A$, то по законам Рауля и Дальтона:

$$p = p_A + p_B = P_A \cdot x_A + P_B \cdot (1 - x_A).$$

В этом случае $y_A = \frac{P_A \cdot x_A}{P_A \cdot x_A + P_B \cdot (1 - x_A)}$.

Важной характеристикой для определения равновесных соотношений в системах является *относительная летучесть*, которая характеризуется коэффициентом $\bar{b} = p_A / p_B$, тогда

$$y_A = \frac{\bar{b} \cdot x_A}{\bar{b} \cdot x_A + (1 - x_A)}, \quad (4.4)$$

или

$$\frac{y_A}{1 - y_A} = \bar{b} \cdot \frac{x_A}{1 - x_A}, \quad (4.5)$$

где $\frac{y_A}{1-y_A}$ - выражает отношение количества низкокипящего

компонента к количеству высококипящего компонента в паре;

$\frac{x_A}{1-x_A}$ - отношение количества низкокипящего компонен-

та к количеству высококипящего компонента в жидкости.

Из уравнения следует, что относительное содержание низкокипящего компонента в паре в δ раз больше его содержания в жидкости. Чем больше относительная летучесть смеси δ , тем резче различаются составы паровой и жидкой фаз.

Для физико-химической характеристики системы жидкость - пар удобно пользоваться так называемыми фазовыми диаграммами и диаграммами равновесия (см. рисунок 4.2), в которых принято обозначать: x - состав жидкой фазы и y - состав паровой фазы по низкокипящему компоненту.

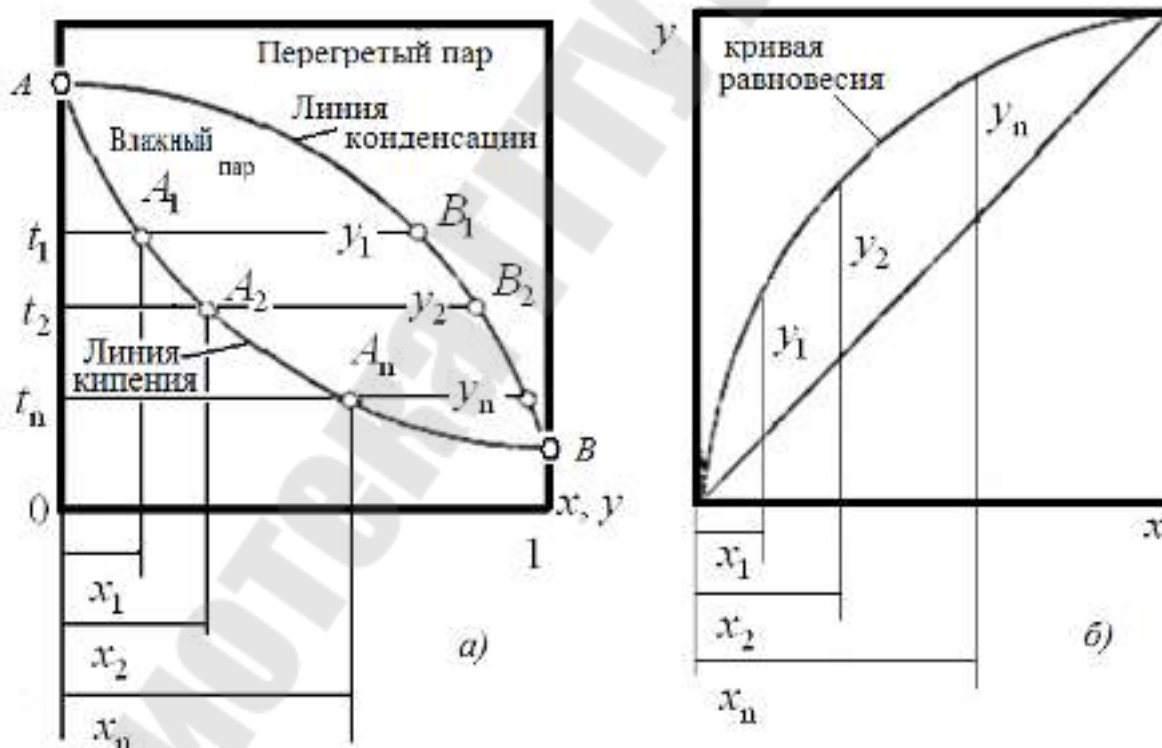


Рис. 4.2. Фазовая диаграмма (а) и диаграмма равновесия (б) для бинарных смесей

На диаграмме $t-x, y$ (рисунок 4.2 а) по оси абсцисс отложены составы жидкости x и паров y , по оси ординат – темпера-

тура t . Откладывая по оси ординат температуры кипения t_1, t_2, \dots, t_n для смесей состава x_1, x_2, \dots, x_n и соединяя точки A_1, A_2, \dots, A_n плавной кривой, получаем линию AA_1A_2, \dots, A_nB , называемую линией кипения. Далее откладываем по оси абсцисс составы паров y_1, y_2, \dots, y_n , соответствующие температурам t_1, t_2, \dots, t_n и, соединяя точки B_1, B_2, \dots, B_n , получаем линию AB_1B_2, \dots, B_nB , называемую линией конденсации.

Ординаты линий кипения соответствуют температурам кипения смесей, составы которых определяются абсциссами этой линии. Ординаты линии конденсации выражают температуры конденсации паров, составы которых соответствуют абсциссам этой линии. Чтобы найти состав пара для бинарной смеси, надо отложить на оси абсцисс состав этой смеси и из этой точки провести вертикаль до пересечения с линией кипения; далее из точки пересечения провести горизонталь до пересечения с линией конденсации. Абсцисса последней точки пересечения определяет искомый состав пара.

Как видно из рисунка 4.2а, температуры кипения смесей ниже температуры кипения чистого высококипящего компонента, изображаемой ординатой точки A , и выше температуры кипения чистого низкокипящего компонента, изображаемой ординатой точки B , причем по мере увеличения в смеси содержания низкокипящего компонента температура кипения смеси понижается.

Область на рисунке 4.2а между линиями кипения и конденсации является областью влажного пара, в которой одновременно существуют жидкость и пар. Ниже линии кипения - область жидкости, выше линии конденсации - перегретый пар. Диаграмма на рисунке 4.2а называется фазовой диаграммой.

В практике часто применяют y, x – диаграмму равновесия, в которой по оси абсцисс отложены составы жидкости x , по оси ординат - равновесные с этим значением x составы паров y (рисунок 4.2б). Зависимость y от x выражена линией равновесия. Кроме этой линии на диаграмме проведена вспомогательная диагональ. Линия равновесия расположена выше диагонали, следовательно, ординаты точек на линии равновесия больше их абсцисс, т. е. пары всегда обогащены низкокипящим компонентом. Чем ближе линия равновесия к диагонали, тем меньше различаются составы пара и жидкости и тем труднее разделяется смесь при перегонке и ректификации.

Процессы в ректификационных колоннах могут быть описаны системой уравнений гидродинамики, тепло- и массопередачи, материального баланса и фазового равновесия. Вследствие сложности и нелинейности такой системы нашли применение приближенные методы расчета ректификационных колонн. Для расчета колонн со ступенчатым и непрерывным контактом жидкой и паровой фаз широко используют два метода: на основе ступенчатого контакта (метод теоретических тарелок) и на основе коэффициентов массопередачи (метод числа единиц переноса).

Метод теоретических тарелок получил наибольшее применение для разделения как бинарных, так и многокомпонентных смесей. Основным преимуществом этого метода перед методом числа единиц переноса является его простота в связи с использованием допущения о постоянстве некоторых физических свойств и потоков системы в пределах небольшого изменения концентрации компонентов, например для одной ступени контакта или для слоя насадки небольшой высоты. Такое упрощение модели процесса позволяет достаточно легко рассчитывать массопередачу как для бинарных, так и для многокомпонентных смесей со ступенчатым и непрерывным контактами фаз.

Работа ректификационной колонны характеризуется материальными балансами потоков смесей каждого ее компонента. Расчет колонны для разделения бинарной смеси обычно ведут по количествам вещества, отнесенным к 1 кг или 1 кмолью готового продукта - ректификата. На рисунке 4.1 представлена принципиальная схема ректификационной колонны с указанием материальных потоков: F - число молей исходной смеси; R, R' - число молей возвращающейся флегмы соответственно в верхнюю и в нижнюю части колонны (флегмовые числа); W - количество остатка, моли; V - число молей пара, поднимающегося с какой-либо тарелки колонны; D - количество дистиллята.

При установившемся режиме работы колонны массы потоков жидкости и пара остаются неизменными, поэтому можно составить следующие уравнения материального баланса для всей колонны:

$$F = D + W, \quad (4.6)$$

Для низкокипящего компонента:

$$F \cdot x_F = D \cdot y_D + W \cdot x_W, \quad (4.7)$$

Тогда для первой (верхней) тарелки можно написать следующее уравнение материального баланса:

$$V \cdot y_2 + R \cdot x_D = V \cdot y_1 + R \cdot x_1, \quad (4.8)$$

Исходя из того, что $V = D + R$, получим $(R + 1) \cdot y_2 = R \cdot x_1 + x_D$

или $y_2 = \frac{R}{R+1} \cdot x_1 + \frac{x_D}{R+1}$.

Тогда для n -ой тарелки $y_n = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{x_D}{R+1}$, (4.9)

или в общем виде $y = \frac{R}{R+1} \cdot x + \frac{x_D}{R+1}$, (4.10).

Уравнение (4.10) называется уравнением рабочей линии для укрепляющей части колонны. Оно устанавливает связь между концентрациями потоков пара и жидкости в любом, произвольном сечении колонны.

Проводя аналогичные рассуждения для m -й тарелки (рисунок 4.1), можно получить уравнение рабочей линии исчерпывающей части колонны, которое в общем виде имеет вид:

$$y = \frac{R+F}{R+1} \cdot x + \frac{F-1}{R+1} \cdot x_W, \quad (4.11).$$

Уравнения (4.10) и (4.11) являются уравнениями прямых линий в y, x -координатах.

Произведем построение рабочих линий на y, x -диаграмме (см. рисунок 4.3).

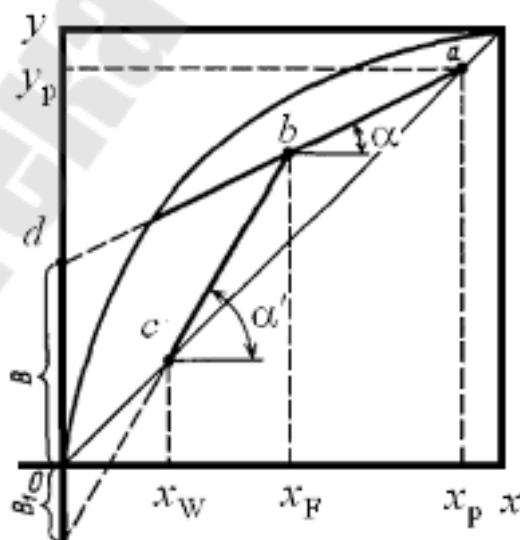


Рис. 4.3. Построение рабочей линии ректификационной колонны

Отложим на оси ox точки, соответствующие составам остатка x_W , сырой смеси x_F и дистиллята x_P . Проведем через эти точки вертикали x_Wc , x_Fb и x_Pa . На оси ординат отложим отрезок $B = x_P/R + 1$, соответствующий свободному члену в уравнении (4.10). Точку d на оси ординат и точку a пересечения вертикали x_Pa с диагональю соединим прямой ab . Точку b пересечения этой прямой с вертикалью x_Fb соединим с точкой c пересечения вертикали x_Wc с диагональю. В соответствии с уравнениями (4.10) и (4.11) отрезок ba является рабочей линией, укрепляющей секции колонны, а отрезок cb - рабочей линией исчерпывающей секции колонны.

Исходные данные и их обработка

Определить коэффициента массоотдачи в паровой и жидких фазах при ректификации смеси бензол-толуол в колонне с сетчатыми тарелками. Колонна работает при следующих условиях: расход пара V , кмоль/ч; расход жидкости L , кмоль/ч; молярная доля низкокипящего компонента в паровой фазе y ; молярная доля низкокипящего компонента в жидкой фазе x ; средняя температура в колонне t , °C; диаметр колонны d , мм. Исходные данные сводим в таблицу 4.1. Коэффициент диффузии толуола в жидкой фазе $D_{Ж} = 1,55 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{ч}$, коэффициент диффузии бензола в паровой фазе $D_{П} = 1,63 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2/\text{ч}$. Температура кипения толуола $t_{\text{Толуола}} = 111^\circ\text{C}$, температура кипения бензола $t_{\text{Бензола}} = 80^\circ\text{C}$, Молекулярные массы толуола $M_{\text{толуола}} = 92,13 \text{ кг/кмоль}$ и бензола $M_{\text{бензола}} = 78,11 \text{ кг/кмоль}$

Таблица 4.1

V , кмоль/ч	L , кмоль/ч	y , %	x , %	t , °C	d , мм

Определение коэффициента массоотдачи в паровой фазе

1. По средней температуре в колонне t , °C определяем теплофизические свойства веществ (см. таблицы 4.2-4.4).
2. Определим среднюю массу пара:

$$M = M_{\text{бензола}} \cdot y + M_{\text{толуола}} \cdot (1 - y), \text{ кг/кмоль}, \quad (4.12)$$

3. Определим плотность пара по формуле для идеального газа:

$$\rho_{\text{П}} = \frac{M \cdot P}{R \cdot (t + 273)}, \quad (4.13)$$

где $P = 1,01325 \cdot 10^6$ - давление в колонне, Па ;

$R = 8,314 \cdot 10^3$ - универсальная газовая постоянная, Дж/кмоль · К

4. Число Шмидта:

$$Sc = \frac{3600 \cdot \mu_{\text{П}}}{\rho_{\text{П}} \cdot D_{\text{П}}}, \quad (4.14)$$

где $\mu_{\text{П}}$ - динамическая вязкость пара, Па · с ;

$\rho_{\text{П}}, D_{\text{П}}$ - плотность, кг/м³ и коэффициент диффузии паровой фазы, м²/ч, соответственно.

5. Определяющий линейный размер:

$$l = \left(\frac{2 \cdot \gamma_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} \cdot 9,81} \right)^{0,5}, \quad (4.15)$$

где $\gamma_{\text{ж}}, \rho_{\text{ж}}$ - поверхностное натяжение, Н/м и плотность, кг/м³ жидкости, соответственно.

Таблица 4.2

Вещество	Плотность, кг/м ³							
	-20°	0°	20°	40°	60°	80°	100°	120°
Бензол	-	900	879	858	836	815	793	769
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766

Таблица 4.3

Вещество	Поверхностное натяжение, Н/м							
	-20°	0°	20°	40°	60°	80°	100°	120°
Бензол	-	0,0317	0,029	0,0263	0,024	0,0213	0,019	0,0164
Толуол	0,033	0,0307	0,0285	0,0262	0,024	0,0215	0,019	0,0173

1. Определим скорость пара в колонне:

$$w = \frac{V \cdot 22,4 \cdot (273 + t)}{3600 \cdot (p \cdot d^2 / 4) \cdot 273}, \text{ м/с}, \quad (4.16)$$

Таблица 4.4

Вещество	Динамическая вязкость · 10 ⁻⁶ , Па · с						
	0°	100°	200°	300°	400°	500°	600°
Бензол	7	9,2	12,1	14,6	17,2	19,8	22,2
Толуол	6,6	8,9	11	13,2	15,4	17,5	19,6

2. Тогда число Рейнольдса: $Re = \frac{w \cdot l \cdot c_{\Pi}}{M_{\Pi}}, \quad (4.17)$

3. Число Шервуда для указанной колонны:

$$Sh = 2 \cdot Re^{0.9} \cdot Sc^{0.25}, \quad (4.18)$$

4. Коэффициент массоотдачи в паровой фазе:

$$v_y = \frac{Sh \cdot D_{\Pi}}{l}, \text{ м/ч}, \quad (4.19).$$

Определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе

1. При $l = 1\text{ м}$ число Шмид-та: $Sc = \frac{3600 \cdot M_{\text{ж}}}{c_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}}, \quad (4.20)$

2. Число Шервуда для указанной колонны:

$$Sh = 3,8 \cdot 10^4 \cdot Sc^{0.62}, \quad (4.21)$$

3. Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе:

$$v_y = \frac{Sh \cdot D_{\text{ж}}}{l}, \text{ м/ч}, \quad (4.22).$$

Контрольные вопросы:

1. В чем состоит отличие процессов перегонки и ректификации? Физическая сущность ректификации.
2. Дать определение понятий: остаток, ректификат, флегма, флегмовое число.
3. Принцип работы ректификационной установки.

4. Перечислить какие типы смесей выделяются в зависимости от растворимости компонентов. Закон Дальтона, закон Рауля, относительная летучесть.
5. Фазовая диаграмма и диаграмма равновесия.
6. Материальный баланс.
7. Уравнения рабочих линий, построение рабочих линий.

Лабораторная работа №5

Исследование кинетики сушки твердых материалов при конвективном способе подвода теплоты

Цель работы: исследование кинетики сушки твердого дисперсного материала и расчет продолжительности сушки.

Теоретическая часть

Сушка представляет собой процесс обезвоживания сырья, материалов и изделий с поверхности или из внутренних слоев путем испарения (тепловая сушка), отжатия, центрифугирования (механическая сушка) или поглощения влаги гигроскопическими материалами (физико-химическая сушка). Наибольшее распространение получил тепловой или термический способ сушки, когда к высушиваемому материалу подводится теплота.

В зависимости от способа подвода теплоты сушильные установки бывают: конвективные, кондуктивные, радиационные, электромагнитные, комбинированные.

По способу действия и по конструкции сушильные установки делятся на установки непрерывного действия, периодического, полунепрерывного; барабанные, шахтные, камерные, туннельные, ленточные, кипящего слоя и т. д. Наибольшее распространение в промышленности получили конвективные сушильные установки непрерывного действия.

В качестве сушильного агента в конвективных сушильных установках применяют воздух, топочные газы, перегретый водяной пар, гелий, азот и т. д., направление движения которых относительно высушиваемого материала может быть прямоточным, противоточным, перекрестноточным, реверсивным. По давлению сушильного агента они могут выполняться атмосферными и вакуумными. Теплота для сушки материалов в них передается конвекцией от горячего газообразного сушильного агента к влажному материалу. Сушильный агент одновременно служит не только теплоносителем, но и влагопоглотителем, поскольку уносит из сушильной установки образовавшиеся в процессе сушки пары влаги.

В связи с задачей выбора способа сушки влажные материалы делят на шесть основных групп:

- 1) жидкотекучие материалы - истинные и коллоидные растворы, эмульсии и суспензии, т.е. материалы, которые можно перекачивать насосами;
- 2) пастообразные материалы, которые не перекачиваются насосами;
- 3) твердые дисперсные материалы, обладающие сыпучестью во влажном состоянии: пылевидные, зернистые и кусковые;
- 4) тонкие гибкие материалы: ткани, пленки, бумага, картон;
- 5) штучные, массивные, крупногабаритные материалы и изделия: керамика, элементы строительных конструкций, изделия из древесины;
- 6) изделия, подвергающиеся сушке после грунтования, окраски, склеивания и других работ на поверхности.

Сушка жидкотекучих материалов. Для получения сухого материала из жидкотекучих растворов или суспензий используют сушилки: вальцовые, вакуум-вальцовые, распылительные, вакуум-распылительные, со слоем инертного твердого носителя, вихревые и т. д. Наиболее распространены распылительные сушилки в связи с их конструктивной простотой, малым термическим воздействием на материал в процессе сушки, возможностью регулирования конечных значений влагосодержания сушимого материала, высокой экономичностью, технологической простотой процесса из-за отсутствия таких промежуточных стадии, как фильтрация, центрифугирование, кристаллизация, размол и т. д. К недостаткам этого способа сушки можно отнести небольшую удельную объемную влагонапряженность установок (количеством влаги, испаряемой с единицы поверхности полки в единицу времени.) и как следствие - значительные габариты установки, повышенные расходы электроэнергии, необходимость применения систем пылеочистки отходящего сушильного агента.

Распыливающее устройство чаще всего расположено в верхней части сушильной камеры. Сушильный агент (воздух, топочные газы, перегретый пар и т. п.) подается прямотоком или противотоком в сушильную камеру через специальные газоподводящие устройства, способствующие равномерному распределению его по камере. Прямоток позволяет использовать сушильный агент с высокой начальной температурой (до 800 - 1000°C), как правило, без опасности перегрева материала, поскольку до 80 - 90% теплоты передается раствору в зоне факела распыла, что приводит к резкому снижению его температуры. Эффективность и технико-экономические показатели работы распы-

лительных сушилок во многом зависят от работы распылителя. К числу важнейших требований, предъявляемых к распылителям, относят качество распыления, т. е. размер получаемых капель и их однородность, высокую производительность единичного распылителя, минимальные энергозатраты на распыление, надежность работы, простоту обслуживания и т. д.

На конструкцию и габариты камеры влияют: интенсивность тепло- и массообмена между сушильным агентом и диспергированным материалом, скорость и траектории движения капель и частиц, а также адгезионные свойства продукта.

Сушка твердых дисперсных материалов. Конвективная сушка твердых дисперсных сыпучих материалов проводится в сушилках с плотным слоем, с полувзвешенным и полностью взвешенным слоями материалов.

Расчеты показывают, что порозность плотного слоя шарообразных частиц равного диаметра лежит в пределах от 0,259 до 0,746. Однако в зависимости от распределения частиц по размерам, их формы и размера, способа укладки и уплотнения слоя эта величина может быть больше или меньше указанных значений. Плотным называют слой, если $e = 0,25 \div 0,45$. Для взвешенного слоя $e \rightarrow 1$. В полувзвешенном состоянии частиц порозность $e = 0,4 \div 1$.

К сушилкам с плотным слоем, в которых сушильный агент фильтруется сквозь слой материала снизу вверх или сверху вниз, относятся шахтные и ленточные. В шахтных сушилках материал перемещается сверху вниз под действием силы веса сплошной массой. Время его пребывания в шахте регулируется количеством отводимого снизу высушенного материала. Для уменьшения гидравлического сопротивления слоя материала и повышения равномерности сушки сушильный агент подают в несколько рядов нагнетающих коробов и отводят соответственно в такое же количество отводящих коробов.

Ленточные сушилки представляют собой аппараты непрерывного действия с ленточным транспортером, на рабочем полотне которых располагают слоем сушимый материал (зернистый, кусковой, волокнистый и др.). Эти сушилки нельзя применять для обезвоживания тонкодисперсных пылящих материалов, так как пыль может проваливаться через рабочее полотно и оседать на калориферах. Загрузку материала осуществляют питателем. Сушильный агент циркулирует сквозь слой материала сверху вниз поперек камеры. Ленточные су-

шилки бывают секционными; количество секций можно менять в зависимости от производительности и температурного режима.

Сушилки с полувзвешенным состоянием материала используют для сушки дисперсных и в том числе кусковых материалов. В них часть материала находится во взвешенном состоянии, что увеличивает поверхность теплообмена. К таким сушилкам относится валковая сушилка, имеющая в нижней части камеры два вала с насаженными на них лопатками-билами для дробления и разрыхления материала. Сушильный агент, двигаясь над материалом, пронизывает и высушивает его. Отработавший сушильный агент очищается в пылеочистных сооружениях.

Барабанные сушилки широко применяются в крупнотоннажных производствах, поскольку имеют большую производительность, надежны, просты в эксплуатации и экономичны. Основным узлом таких сушилок является вращающийся от электропривода барабан, устанавливаемый на двух роликовых опорах с наклоном в $3 - 4^\circ$, как правило, в сторону выгрузки материала. Для предотвращения осевого смещения один из бандажей барабана опирается на опорно-упорный ролик. Барабан вращается с частотой 8 - 12 об/мин. В качестве сушильного агента обычно используют топочные газы. Влажный материал и топочные газы подаются в барабан и движутся в нем прямооток. Для термоустойчивых материалов возможно использование противотока. Для увеличения поверхности теплообмена и коэффициента теплоотдачи от сушильного агента к материалу внутри барабана устанавливают насадку: в начале барабана - приемно-винтовую, а далее по ходу материала - основную в виде лопастей, секторов или их комбинации.

В настоящее время известны разнообразные конструкции *сушилок с «кипящим» или псевдоожигенным слоем*. Распространению этих сушилок способствуют такие их достоинства, как большое количество теплоты, передаваемой в единице объема слоя за счет развитой поверхности материала, изотермичность слоя по высоте и ширине, широкий спектр свойств и состояния сушимых материалов (дисперсных, пастообразных, жидких). При большом разнообразии конструкций сушилок для всех, них характерно наличие газораспределительного устройства, представляющего собой решетку, которая обеспечивает равномерный подвод сушильного агента к слою, а также поддерживает материал при отсутствии потока сушильного агента. Подачу влажного материала, как правило, производят в верхней части су-

шилки, а отвод - в нижней, на уровне газораспределительной решетки. Недостатком сушилок с кипящим слоем является повышенный расход сушильного агента.

Сушка ленточных материалов. Для сушки гибких ленточных материалов - тканей, бумаги, картона, полимерных пленок и т. п. - используют сушильные установки непрерывного действия, в которых подвод теплоты осуществляется кондуктивным, конвективным или комбинированными способами: конвективно-радиационным, кондуктивно-радиационным и др.

Достоинствами кондуктивной сушки являются: высокая интенсивность, тепловая экономичность, возможность использования низкотемпературной теплоты и получения продукта хорошего качества; недостатками – малый диапазон по толщине сушимых материалов (до 3 - 4 мм), большие габариты, высокая металлоемкость и большая теплоаккумулирующая способность оборудования. Установки с кондуктивным подводом теплоты имеют греющую поверхность в виде полых цилиндров, обогреваемых насыщенным или слабоперегретым паром с давлением до 1 МПа. Поэтому такие установки называются цилиндрическими сушилками. В промышленных контактных сушильных установках влажное полотно бумаги или картона прижимается к цилиндрам лентой из сукна или синтетической сетки.

Измерения во времени средних по объёму высушиваемого материала влагосодержания ψ^c и температуры t называется кинетикой сушки.

Закономерности $\psi^c = f(\tau)$ и $t = f(\tau)$ кладут в основу определения продолжительности сушки до заданного конечного влагосодержания, количества испарённой влаги и теплоты на сушку. Графическая зависимость $\psi^c = f(\tau)$ называется кривой сушки.

Изменение влагосодержания в единицу времени $d\psi^c/d\tau$ называется скоростью сушки, а графические зависимости вида $d\psi^c/d\tau = f(\psi^c)$ и $d\psi^c/d\tau = f(\phi)$ - кривыми скорости сушки. Эти графические зависимости представлены на рисунке 5.1.

Рассмотрим кинетические закономерности сушки материала при удалении из него свободной и связанной влаги на примере конвективной сушки с постоянными параметрами режима: температура сушильного агента $t_c = const$, относительная влажность сушильного

агента $\varphi_c = const$, скорость сушильного агента $\psi_c = const$. Можно выделить различные периоды режима сушки:

Оа - период прогрева; характеризуется увеличением температуры материала от t_n до t_m , если $t_n < t_m$ (если же $t_n > t_m$ то t_n снижается до t_m уменьшением среднего влагосодержания от ψ_c^n до промежуточного значения и увеличением скорости сушки $d\psi^c/d\phi$ от 0 до максимального значения N ;

аб - период постоянной скорости или первого (I) периода сушки. Изменение влагосодержания во времени в этом периоде происходит линейно и зависит от условий теплообмена между сушильным агентом и сушимым материалом. Так как между скоростью сушки и плотности потока влаги из материала q_m существует взаимосвязь, то

$$\frac{d\psi^c}{d\phi} = \frac{q_m(\phi) \cdot F}{c_0 \cdot V}, \quad (5.1)$$

где q_m - плотность потока влаги, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;

c_0 - плотность сухого материала, $\text{кг}/(\text{м}^3)$;

F, V - площадь поверхности, м^2 и объём, м^3 материала.

Поскольку q_m для периода постоянной скорости является величиной постоянной, то для материала, не подвергнутого усадке $d\psi^c/d\phi = const$ и, следовательно, изменение ψ^c линейно. Температура материала при мягких режимах сушки t_m не изменяется в течении всего периода постоянной скорости и равна температуре мокрого термометра, а парциальное давление пара на поверхности испарения равно давлению насыщения при температуре мокрого термометра. При жёстких режимах сушки, когда интенсивность испарения достаточно велика, средняя температура материала в периоде постоянной скорости сушки непрерывно растёт (штриховая кривая).

Период постоянной скорости сушки продолжается до критического влагосодержания $\psi_{кр}^c$, при котором внутридиффузионное (сопротивление переносу влаги внутри материала) и внешнедиффузионное сопротивление (сопротивление переносу пара в пограничном слое) равны. В этот момент времени на поверхности испарения влагосодержание материала равно гигроскопическому или меньше его, а в центре значительно больше гигроскопического. Поэтому критическое влагосодержание можно определить как среднеинтегральное влагосодержание материала, при котором на поверхности достигается гигро-

скопическое влагосодержание и начинается период падающей скорости сушки или второй период сушки.

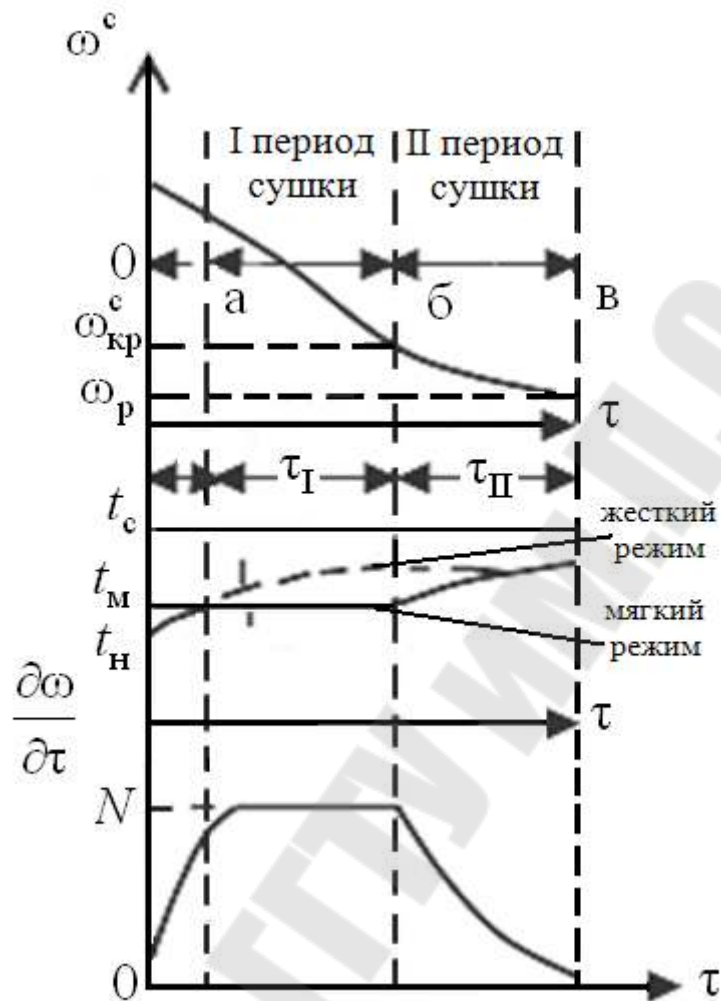


Рис. 5.1 Типичные кривые сушки, скорости сушки и изменение температуры материала при конвективном способе подвода теплоты.

Количество содержащейся в материале влаги, которая находится в равновесии с насыщенной газообразной средой ($\varphi = 1$), определяет гигроскопическое влагосодержание $\omega_{\text{г}}$.

Равновесной влагой называют ту часть общей влаги в материале, которая не может быть удалена при данных условиях сушки $\omega_{\text{р}}$.

бв - период падающей скорости сушки или второй период сушки. Температура материала непрерывно повышается, стремясь к температуре сушильного агента $t_{\text{с}}$ а скорость сушки непрерывно

убывает от своего максимального значения N до 0 . Скорость сушки равна 0 при достижении материалом равновесного влагосодержания, $\omega_{кр}^c$ которое соответствует такому динамическому равновесию, при котором поток влаги из материала за счёт испарения и поток влаги к поверхности материала из окружающей среды (конденсация) равны, т.е. количество влаги в материале остаётся постоянным во времени. На рисунке 5.2 представлено влияние режимных параметров конвективной сушки на критическое влагосодержание.

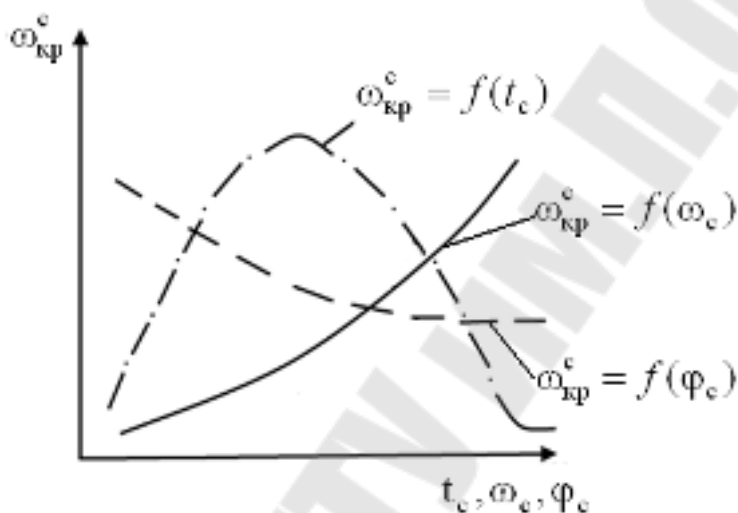


Рис. 5.2. Влияние режимных параметров конвективной сушки на критическое влагосодержание

Если в периоде постоянной скорости сушки не происходит углубление зоны испарения, то для определения $\omega_{кр}^c$ рекомендуется следующее соотношение:

$$\omega_{кр}^c = \omega_{Г}^c + \frac{1}{\Gamma} \cdot \frac{q_m \cdot R}{q_0 \cdot a_m}, \quad (5.2)$$

где $\omega_{кр}^c$ - максимальное гигроскопическое (соответствует равновесному при $\varphi = 1$ влагосодержание материала, которое может быть во многих случаях принято равным критическому влагосодержанию на поверхности материала;
 Γ - коэффициент формы ($\Gamma_{пл} = 3$; $\Gamma_{ц} = 4$; $\Gamma_{ш} = 5$);
 R - характерный размер материала;
 a_m - коэффициент диффузии свободной влаги в материале.

Выполнение работы и обработка опытных данных

Лабораторная установка по изучению сушки капиллярно-пористых материалов (УСКПМ) предназначена для проведения лабораторных исследований кинетики сушки пористых материалов. Общий вид установки показан на рисунке 5.3.

Установка УСКПМ состоит из следующих узлов: сушильная камера 1, воздухопроводы 2, блок вентилятора 3, нагреватель 4, устройство 5 для установки исследуемого образца, блок электропитания 6, пульт управления 7.

Установка оснащена термоизмерительным прибором 8, служащим для измерения температур воздуха и образца в процессе сушки, а также электронными весами 9, служащими для измерения веса образца в процессе сушки. Температуры образца и воздуха измеряется ХК - термопарами. Все узлы и приборы смонтированы на стойке 10. На лицевой панели 11 установки размещены приборы управления и индикаторы.

На задней панели 12 установлены две розетки, для подключения весов и компьютера, а также ввод электрического кабеля с вилкой, для подключения установки к электрической сети 220 В.

Сушильная камера 1 выполнена из нержавеющей стали в виде прямоугольного короба с раструбами на концах короба. Камера имеет окно 13 для установки исследуемого образца 14 и съёмное окно 15, служащее для ввода в камеру термопар и установки стеклянной колбы с водой для увлажнения одной из термопар (мокрый термометр).

Воздухопроводы 2 выполнены из пластиковых труб (прямые участки) и гибких алюминиевых труб (на участках изгиба). В воздухопровод вмонтированы три заслонки 17, 18, 19, служащие для изменения режима работы установки. Диаметр воздухопроводов 125 мм. Соединение воздухопроводов с узлами установки осуществлено с помощью металлических хомутов.

Блок 3 оснащен вентилятором ВК-125 имеет шарообразный корпус с двумя раструбами, внутри корпуса находится крыльчатка и разводка питающих проводов. Максимальный расход воздуха, обеспечиваемого вентилятором - $365 \text{ м}^3/\text{ч}$ при 2500 оборотов в минуту.

Блок нагревателя 4 состоит из двух, жестко связанных плоских нагревательных элементов типа РП 13А2-1. Нагревательный блок установлен над вентилятором в центре раструба и жёстко закреплён двумя болтами. Блок питания 6 установлен внизу стойки за лицевой панелью 12 состоит из трансформатора марки ОСМ-1-1,0М.-УЗ.

Первичная обмотка трансформатора рассчитана на напряжение 220В. Вторичные обмотки обеспечивают следующие значения электрического напряжения: (5;22;47;110) В. Комбинации соединения обмоток, позволяют получать необходимые напряжения питания нагревателя и вентилятора. Напряжения, подаваемые на нагреватель в установке постоянные и составляют: 1-й режим – 92 В. 2-й режим – 114 В. 3-й режим -160 В.

Напряжения питания вентилятора – 220 В; 160В.

Термоизмерительный прибор ТРМ138 имеет 8 каналов измерения температуры с преобразователями термоэлектрическими (термопарами) ТХК /L/1199. В установке УИКС-2 задействовано 6 термопреобразователей.

Термопары 1 и 2 измеряют температуру на входе и выходе из сушильной камеры. Термопара 3 (мокрый термометр) постоянно увлажнена. По разности температуры 2-го и 3-го преобразователя определяется влажность воздуха в сушильной камере. Термопары 4, 5, 6 измеряют температуру по толщине исследуемого образца.

Пульт управления 7 расположен с правой стороны стойки. На передней панели пульта установлен термоизмерительный прибор, тумблеры для включения режимов сушки и индикаторная арматура. Внутри пульта установлен модуль USB.

Технические характеристики установки.

Габариты: высота – 1550 мм; длина- 810 мм; ширина – 600 мм .
Рабочее напряжение – 220 В .

Максимальная допустимая температура воздуха - 85°C.

Скорость потока воздуха на входе в сушильную камеру, при включении вентилятора на напряжение 220 В и работе на продув (заслонки 17 и 19 открыты, а заслонка 18 - закрыта) -3,7 м/сек.

Максимальная скорость воздуха на выходе из сушильной камеры, при тех же режимах -3,7 м/сек.

Мощность, потребляемая нагревателем, на первом режиме - 75 Вт. Мощность, потребляемая нагревателем, на втором режиме -190 Вт. Мощность, потребляемая нагревателем, в режиме 3 - 680 Вт.

Размеры поперечного сечения потока воздуха над образцом - 150×30 мм.

Скорость потока воздуха над исследуемым образцом - 6 м/сек.

Потребляемая мощность вентилятора, при работе на полную мощность- 61 Вт.

Температура воздуха в сушильной камере на первом режиме работы - 30-35°C.

Температура воздуха в сушильной камере на втором режиме работы - 46-48°C.

Температура воздуха в сушильной камере на третьем режиме работы - 80 - 90°C.

Подготовка установки к работе

Перед началом проведения лабораторных работ на установке, следует произвести следующие действия:

- Убрать посторонние предметы с установки.
- Проверить (визуально) наличие и прочность соединения установки с шиной заземления.
- Установить автомат, включения установки, в положение «Выкл».
- Установить тумблера, режим сушки, в среднее положение «Выкл».
- Подключить установку к сети переменного тока, вставить вилку питающего провода в розетку.
- Открыть окно 13 камеры 1, снять исследуемый образец 14, осмотреть его и проверить правильность расположения и установки весов

Стойка весов, на которой устанавливается форма с образцом, должна находиться в центре отверстия камеры, во избежание торможения весов.

- Включить весы и установить индикатор показания веса на 0.
- Выключить весы и установить образец в камеру.
- Закрыть окно.
- Проверить положения заслонок и установить заслонки 17 и 19 в положение закрыто, а заслонку 18 положение открыто.
- Включить термоизмерительный прибор и проверить правильность показаний термопар при температуре окружающей среды,
- Выключить прибор.
- Включить установку, нажав кнопку «Пуск».
- Убедившись, что вентилятор 3 работает, выключить установку.

Залить в стеклянный баллон 16, предназначенный для увлажнения термопары 3, воду. Для чего снять съёмное окно 15, вынуть баллон 16 и, после наполнения его водой, установить над ним термо-

- пару со смоченной водой пористым материалом (губкой или марлей, намотанной на термопару, аналогично установке мокрого термометра в психрометрах). Поставить баллон на место.

- Непосредственно, перед началом работы на установке, необходимо еще раз проверить работу весов. Для этого включите весы, снимите форму с исследуемым образцом и укажите показание весов на 00 . Установите образец в камеру и запишите показание веса. Затем, не снимая образца, слегка нажмите на платформу весов и отпустите. Показания весов должны восстановиться.

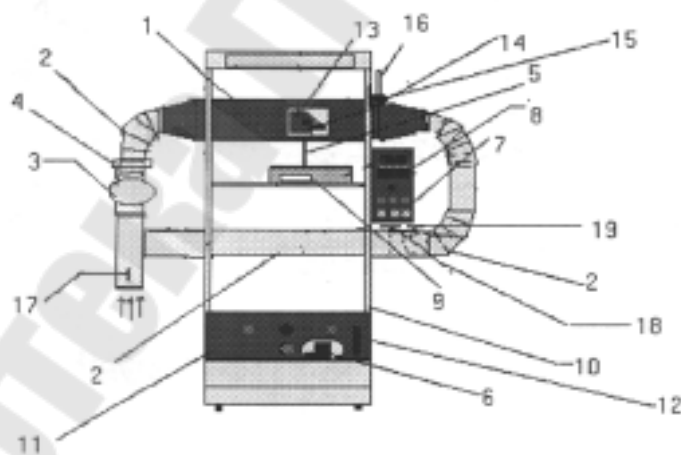
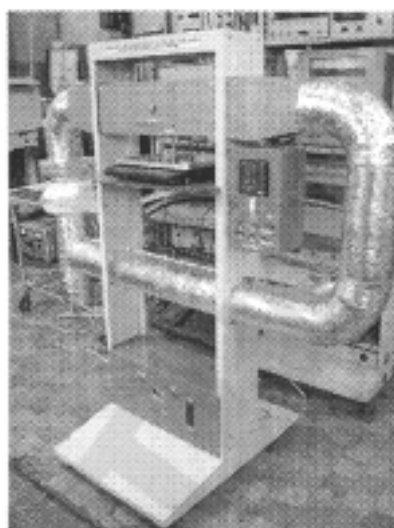


Рис. 5.3. Установка для исследования кинетики сушки

1- сушильная камера, 2-воздуховод, 3 - блок вентилятора, 4 – нагреватель, 5- устройство для установки исследуемого образца, 6 - блок питания, 7-пульт управления, 8 - тер

моизмерительный прибор, 9 – весы, 10 – стойка, 11 - лицевая панель, 12 - задняя панель, 13 - окно сушильной камеры, 14- образец, 15 - съёмное окно, 16 - колба с водой для увлажнения термопары, 17, 18, 19 - заслонки для регулирования потока воздуха.

Порядок выполнения действий при работе

- Вставьте вилку, питающего провода в розетку 220 В.
 - Выберите образец, который хотите исследовать.
 - Включите весы и взвесьте образец.
 - Увлажните образец дистиллированной водой до предельной влажности.
 - Подготовьте и проверьте термопары для установки в образец.
 - Подготовленный к исследованию образец отложите на некоторое время для пропитки.
 - Включите электроавтомат, поставив его в положение «Вкл». При этом должна загореться правая индикаторная лампочка и на розетку будет подано напряжение 220В., что позволит включить компьютер и термоизмерительный приборы.
 - Включите термоизмерительный прибор.
 - Измерьте температуру воздуха в камере.
 - Тумблер режим работы вентилятора поставьте в положение 220В.
 - Включите подачу рабочего напряжения питания нагревателя и вентилятора для чего нажмите чёрную кнопку включения пускателя, при этом запустится вентилятор.
 - Включите первый режим работы сушилки по температуре.
 - Дайте проработать на этом режиме установки до достижения стационарной температуры. Когда температура на первом режиме работы стабилизируется.
 - Установите в исследуемый образец термопары, откройте камеру и установите в неё образец и закройте окно сушильной камеры.
 - Зафиксируйте вес увлажненного образца.
- Определите вес воды в увлажнённом образце с формой, для чего отнимите от общего веса увлажненного образца с формой

вес сухого образца с формой, который был измерен раньше при подготовке образца к исследованию.

- Установите на весах величину этого веса и сразу же зафиксируйте время начала сушки.

- Продолжайте сушку на режиме 1 до убыли влаги из образца на 25% , периодически отмечая время и количество испарившейся из образца влаги.

- Переключите установку на режим 2, для чего тумблер режим 1 установите в нижнее положения, а тумблер режим 2 установите в верхнее положение 2.

- Продолжайте сушку на этом режиме, записывая убыль испарившейся влаги и измеряйте температуру воздуха в камере и температуру образца. После убыли следующих 25% влаги.

- Переключите установку на режим 3, для чего установите тумблер режим работы в нижнее положение режим 3.

- Продолжайте сушку на режиме 3 до необходимой величины убыли влаги, фиксируя время и измеряя температур в камере и образце. После окончания сушки, установите тумблера режим работы в среднее положение и выключите подачу напряжения на вентилятор выключив пускатель. Для чего нажмите на красную кнопку «Запуск установки».

- Выключите автомат, поставив его в положение «Выкл».

Увлажнение образцов.

Установка оснащена 3 образцами: *A* - образец на основе вяжущего гипсового порошка; *B* - образец на основе кварцевого песка; *B* - образец на основе пористого материала.

Рабочий размер образцов 110×110×20 мм.

Образец A представляет собой затвердевший раствор вяжущего гипсового порошка, залитого в форму. Он постоянен и не подлежит изъятию из формы. Увлажнять образец можно следующим образом:

Способ 1. Заливать постепенно в образец дистиллированную воду до полного насыщения, после чего установит образец в камеру на весы и зафиксировать его вес. Вычитая вес сухого образца с формой из веса увлажнённого образца, вы получите вес поглощённой образцом воды. После выполнения это операции, установите в образец термопары, установите образец в камеру на весы и приступайте к работе.

Способ 2. Поместите сухой образец с формой в ёмкость с дистиллированной водой и подержите его в воде некоторое время (~5 мин). Затем выньте образец с формой из воды, положите его на некоторое время для пропитки, после чего установите в образец термопары и приступайте к работе.

Образец Б. В форму для образца засыпьте сухой кварцевый песок, взвесьте форму вместе с песком, а затем увлажните песок дистиллированной водой до его полного насыщения или по вашему решению. Установите в песок термопары и приступайте к работе. Увлажнение песка можно производить непосредственно в камере. При увлажнении песка непосредственно в камере образец не вынимают и не деформируют термопары. При исследовании сушки образца с песком эксперименты можно проводить непрерывно, периодически доливая в песок воду.

Увлажнение образца *В* производится аналогично увлажнению образца *Б*.

Циркуляция воздушного потока

Установка позволяет производить исследование процесса сушки при циркуляции воздуха в камере по замкнутому контуру и на продув. Для этого сушильная камера имеет 3 заслонки.

При циркуляции воздуха по замкнутому контуру, заслонки *17* и *19* должны быть закрыты, а заслонка *18* открыта.

При циркуляции на продув заслонки *17* и *19* должны быть открыты, а заслонка *18* должна быть закрыта.

В процессе сушки возможно манипулировать заслонками, с целью изменения температурного и скоростного режима сушки исследуемого образца. Основной режим работы установи при движении воздуха по замкнутому контуру. Режим, при движении воздуха на продув, может быть использован для охлаждения сушилки или с целью снижения температуры сушки, при работе на режиме 3, за счёт подачи в сушилку наружного воздуха. Для этого рекомендуется манипулировать заслонкой *17*. В случае повышения температуры воздуха на входе в сушильную камеру *1*, заслонку *17* необходимо частично приоткрыть.

Установка позволяет производить контроль температурного режима с помощью компьютера. С помощью компьютера, измеренные термоизмерительным прибором величины температур, сохраняются в виде текстового файла на диске.

Режимные параметры сушильного агента и сушильного материала измеряются и заносятся в таблицу 5.1.

Таблица 5.1

№ пп	ψ_H^c , %	ψ_K^c , %	F , M^2	V , M^3	q_0 , $кг/м^3$	t_c , $°C$	t_M , $°C$	t_H , $°C$	ψ_r^c , %	ψ_p^c , %	L , $кг/с$
1											
2											
3											

Здесь: ψ_H^c - начальное влагосодержание материала;
 ψ_K^c - конечное влагосодержание материала;
 F - поверхность сушеного материала;
 V - объём сушеного материала;
 t_M - температура мокрого термометра;
 t_H - начальная температура материала;
 ψ_r^c - максимальная гигроскопическое влагосодержание материала (выбирают из таблиц);
 ψ_p^c - равновесное влагосодержание материала (выбирают из таблиц);
 L - расход сушильного агента.

1. Коэффициент диффузии свободной влаги в материале:

$$a_m = \frac{c}{1 - A \cdot c_0 \cdot w} \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^n, \quad (5.3)$$

где $c = (0,7 \div 50) \cdot 10^5$, $A = 0,035$, $n = 20$ - для капиллярно-пористых материалов;

c_0 - плотность сухого материала, $кг/м^3$;

w - скорость сушильного агента, $м/с$;

$$T = \frac{t_c + t_M}{2} + 273, \text{ К.}$$

2. Плотность потока влаги:

$$q_m = \frac{\delta \cdot (t_c - t_M)}{r}, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}), \quad (5.4)$$

где $\bar{b} = 350 \div 420, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ - коэффициент теплоотдачи;
 r - удельная теплоты парообразования, Дж/кг (определяем по T).

3. Критическое влагосодержание: $\psi_{\text{кр}}^{\text{с}} = \psi_{\text{г}}^{\text{с}} + \frac{1}{\Gamma} \cdot \frac{q_{\text{м}} \cdot R}{a_{\text{м}} \cdot c_0}$, (5.5)

4. Скорость сушки: $N = \frac{q_{\text{м}} \cdot F}{c_0 \cdot V}$, 1/с (5.6)

5. Продолжительность сушки в первый период:

$$\phi_1 = \frac{\psi_{\text{н}}^{\text{с}} - \psi_{\text{кр}}^{\text{с}}}{100 \cdot N}, \text{с} \quad (5.7)$$

6. Относительный коэффициент сушки: $\chi = \frac{1.8}{\psi_{\text{н}}^{\text{с}}}$, (5.8)

7. Критическое приведенное влагосодержание:

$$\psi_{\text{кп}}^{\text{с}} = \frac{1}{\chi} + \psi_{\text{р}}^{\text{с}}, \quad (5.9)$$

8. Продолжительность сушки во втором периоде:

$$\phi_2 = \frac{1,28 \cdot \psi_{\text{н}}^{\text{с}}}{N} \cdot \lg \frac{\psi_{\text{кп}}^{\text{с}} - \psi_{\text{р}}^{\text{с}}}{\psi_{\text{к}}^{\text{с}} - \psi_{\text{р}}^{\text{с}}}, \text{с} \quad (5.10)$$

9. Общая продолжительность процесса сушки: $\phi = \phi_1 + \phi_2$, с.

Контрольные вопросы:

1. Что представляет собой процесс сушки?
2. Классификация сушильных установок.
3. Классификация сушимых материалов, способы их сушки.
4. Что такое кинетика сушки, кривая сушки, влагосодержание?
5. Характеристика различных периодов сушки.
6. Что такое равновесное влагосодержание, как определяется критическое влагосодержание, критическое приведенное влагосодержание?
7. Как определяется продолжительность сушки?

Лабораторная работа №6

Испытание парокompрессионной холодильной установки

Цель работы: испытать парокompрессионную одноступенчатую холодильную установку на различных режимах, определить основные её характеристики и сделать сравнительный анализ её работы на различных режимах.

Теоретическая часть

Принципиальная схема парокompрессионной холодильной установки приведена на рисунке 6.1. В установках такого типа процессы протекают в области влажного пара, что позволяет реальные циклы этих установок максимально приблизить к циклу Карно. Цикл одноступенчатой парокompрессионной установки представлен на рисунке 6.2.

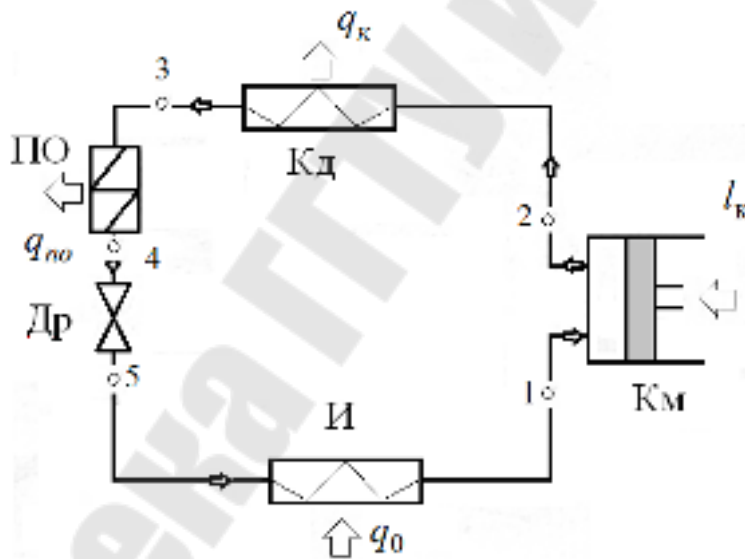


Рис. 6.1 Принципиальная схема парокompрессионной установки

Пары хладагента в состоянии, характеризуемом точкой 1, поступают в компрессор КМ, где при подводе извне работы l_k происходит сжатие пара до давления p_k . В конденсаторе Кд пары охлаждаются до температуры t_k , а затем при этой температуре происходит их конденсация. В переохладителе По жидкость охлаждается до температуры t_4 за счет источника холода с более низкой температурой, чем t_k . Далее жидкость поступает в дроссель Др, дросселируется с

понижением давления с p_k до p_0 и температуры до t_0 . В состоянии, характеризуемом точкой 5 рабочее тело поступает в испаритель И, в котором к нему подводится теплота q_0 от охлаждаемого объекта, испаряется и пары поступают во всасывающий патрубок компрессора. Параметры цикла в характерных точках легко определить из диаграммы T-S или lg p-h. Отсутствие переохлаждения 3-4 снижает холодопроизводительность установки, т.к. процесс дросселирования заканчивается в точке 5'.

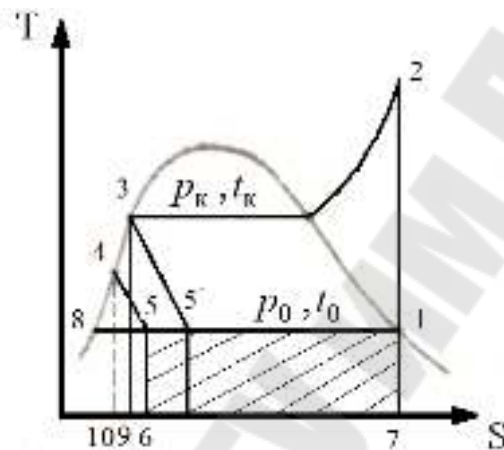


Рис. 6.2 Цикл одноступенчатой парокомпрессионной установки

Основными величинами, характеризующими работу установки, являются удельная массовая холодопроизводительность q_0 и холодильный коэффициент e .

$$q_0 = h_1 - h_5, \text{кДж/кг}, \quad (6.1)$$

$$e = \frac{q_0}{l_k}, \quad (6.2)$$

где $l_k = h_2 - h_1$ - удельная работа компрессора, кДж/кг.

В реальной установке на характер протекания процессов и показатели установки оказывают влияние потери, вызываемые необратимостью процессов сжатия и теплообмена. Потери от необратимости теплообмена также увеличивают, затрату работы в цикле, что в конечном итоге приводит к уменьшению холодильного коэффициента e и КПД установки, которые зависят, в основном, от температур конденсации t_k и испарения t_0 . На рисунке 6.3 показаны зависимости $e = f(t_k, t_0)$ и эксергетического КПД $z_e = f(t_k, t_0)$.

С повышением t_0 при постоянной t_k холодильный коэффициент резко возрастает. При фиксированных значениях t_0 e растет с уменьшением t_k . График $e = f(t_k, t_0)$ не дает информации о предпочтительности того или иного режима установки, т.к. в числителе выражения для e не учитывается "качество" произведенного холода (с повышением t_0 "качество" холода ухудшается). Напротив, зависимость $z_e = f(t_k, t_0)$ имеет четко всаженный экстремум, позволяющий выбрать оптимальный режим работы установки.

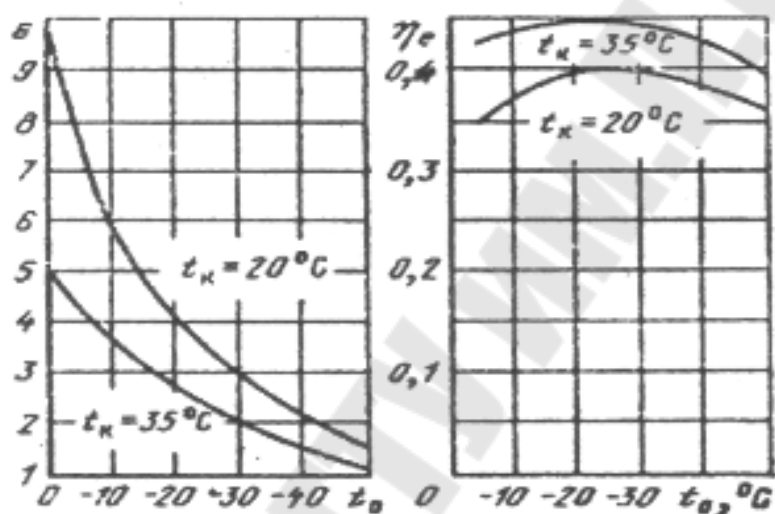


Рис. 6.3 Зависимость холодильного коэффициента и эксергетического КПД от температур конденсации и испарения

Эксергетический КПД установки:

$$z_e = e \cdot \omega_d = e \cdot \frac{T_0 - T_{OC}}{T_0}, \quad (6.3)$$

где T_0 - температура кипения хладагента в испарителе, К
 T_{OC} - температура окружающей среды, К

Выполнение работы и обработка опытных данных

В процессе испытания холодильной установки фиксируются и заносятся в протокол испытаний следующие параметры (таблица 6.1):

- давление в испарителе p_0 ;
- давление в конденсаторе p_k ;
- температуры входа и выхода воды из испарителя $t'_{ви}$ и $t''_{ви}$;

- температуры входа и выхода воды из конденсатора $t'_{\text{ВК}}$ и $t''_{\text{ВК}}$;
 - расходы воды в испарителе $G_{\text{В}}^{\text{И}}$ и в конденсаторе $G_{\text{В}}^{\text{К}}$;
 - температуру всасывания паров хладагента в компрессор $t_{\text{ВС}}$;
 - температуру хладагента в конце процесса сжатия $t_{\text{СЖ}}$;
 - температуру переохлаждения жидкого хладагента $t_{\text{п.о.}}$.
- Все эти данные определяем для трех режимов.

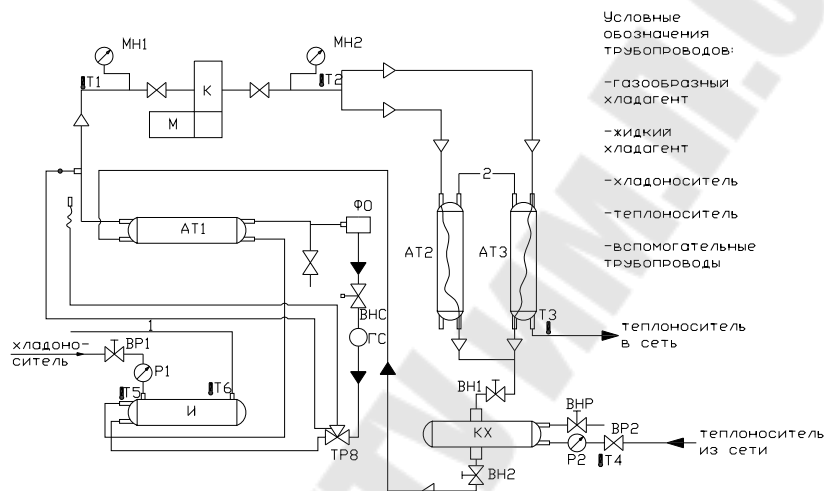


Рис. 6.4. Схема опытной установки теплового насоса

Условные обозначения узлов: АТ1, АТ2, АТ3 - теплообменники регенеративный, поточный, конвективный; ВН1, ВН2 - клапаны запорные сильфонные; КХ - конденсатор; ВНР - термометры; ТРВ - вентиль терморегулирующий; ВМС - вентиль мембранный; Ф0 - осушитель-фильтр; И - испаритель; М - электродвигатель; К - компрессор; МН1, МН2 - манометры; ВР1, ВР2 - вентили ручной регулировки расхода воды.

Так как в схеме испытываемой холодильной установки имеется регенератор для перегрева паров хладагента перед всасыванием и переохлаждения жидкости после конденсатора, то цикл ее будет иметь некоторые отличия от цикла, представленного на рисунке 6.2. Цикл такой холодильной установки представлен на рисунке 6.5.

Таблица 6.1

№ пп	p_0 , МПа	p_k , МПа	$t'_{\text{вн}}$, °С	$t''_{\text{вн}}$, °С	$t'_{\text{вк}}$, °С	$t''_{\text{вк}}$, °С	$G_{\text{в}}^{\text{И}}$, кг/с	$G_{\text{в}}^{\text{К}}$, кг/с	$t_{\text{вс}}$, °С	$t_{\text{сж}}$, °С	$t_{\text{п.о.}}$, °С
I											
II											
III											

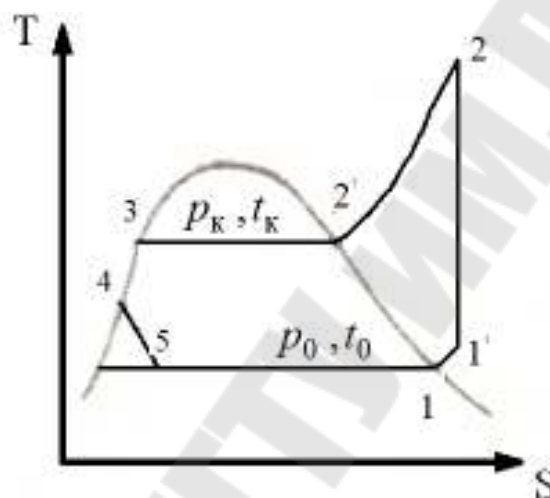


Рис. 6.5. Цикл парокомпрессионной установки с перегревом на всасе в компрессор и переохлаждением в переохладителе

1. Удельная массовая холодопроизводительность:

$$q_0 = h_{1'} - h_5, \text{ кДж/кг} \quad (6.4)$$

2. Удельная работа компрессора:

$$l_k = h_2 - h_{1'}, \text{ кДж/кг} \quad (6.5)$$

3. Холодильный коэффициент:

$$e = q_0 / l_k, \quad (6.6.)$$

4. Тепловая нагрузка конденсатора

$$Q_k = G_B^K \cdot C_B (t''_{BK} - t'_{BK}), \text{ кВт} \quad (6.7)$$

5. Тепловая нагрузка испарителя:

$$Q_{II} = G_B^I \cdot C_B (t'_{BI} - t''_{BI}), \text{ кВт} \quad (6.8)$$

6. Расход хладагента:

$$G = Q_{II} / q_o, \text{ кг/с} \quad (6.9)$$

7. Объёмная подача компрессора:

$$V_k = G \cdot v'_1, \text{ м}^3/\text{с} \quad (6.10)$$

где v'_1 - удельный объём хладагента в точке 1'.

8. Мощность компрессора в идеальном изоэнтропном процессе

$$N_k = G \cdot l_k, \text{ кВт} \quad (6.11)$$

9. Эксергетический КПД установки:

$$z_e = e \cdot \frac{T_o - T_{BI}^{cp}}{T_o}, \quad (6.12)$$

где T_{BI}^{cp} - средняя температура воды в испарителе, К.

10. Тепловая нагрузка переохладителя:

$$Q_{по} = G(h_3 - h_4), \text{ кВт} \quad (6.13)$$

Все полученные в расчётах величины сводим в таблицу 6.2.

Таблица 6.2

№ ПП	q_o	l_k	e	z_e	Q_k	Q_{II}	G	V_k	N_k	$Q_{по}$
I										
II										
III										

По полученным данным необходимо построить зависимости:
 $e = f(t_k, t_o) \quad z_e = f(t_k, t_o)$.

Контрольные вопросы:

1. Принципиальная схема парокомпрессионной холодильной установки (ПКХУ).
2. Цикл ПКХУ в T-S диаграмме.
3. К чему приводит переохлаждение жидкого хладагента после конденсатора?
4. К чему приводит перегрев пара хладагента перед компрессором?
5. Основные параметры, характеризующие работу ПКХУ.
6. Что такое эксергетический КПД установки?
7. Описать схему опытной установки.
8. Как определяются: удельная массовая холодопроизводительность, удельная работы компрессора, тепловая нагрузка конденсатора и испарителя, расход хладагента массовый и объёмный, мощность компрессора, эксергетический КПД?

Список литературы

1. Бакластов А.М. и др. Промышленные теплообменные процессы и установки.- М.: Энергоатомиздат, 1986.- 328с.
2. Бакластов А.М., Горбенко В.А., Удыма П.Г. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплообменных установок.- М.: Энергоатомиздат, 1981. -336 с.
3. Бакластов А.М. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплоиспользующих установок.- М.: Энегия, 1970.- 567 с.
4. Данилова Г.Н. и др. Теплообменные аппараты холодильных установок.- Л.: Машиностроение, 1973.- 328с.
5. Лебедев Л.Д., Щукин А.А. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий.- М.: Энергия, 1970.-408 с.
6. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника (справочник).- Под общ. ред. Григорьева В.А. и Зорина В.М.-М.: Энергоатомиздат,1991.- 552с.

Содержание

стр

Лабораторная работа №1

Изучение тепловых режимов работы теплообменников.....3

Лабораторная работа №2

Определение температурных депрессий раствора.....12

Лабораторная работа №3

Изучение процессов тепло - и массообмена в скруббере.....23

Лабораторная работа №4

Исследование работы ректификационных колонн
непрерывного действия.....33

Лабораторная работа №5

Исследование кинетики сушки твердых материалов при конвектив-
ном способе подвода теплоты.....46

Лабораторная работа №6

Испытание парокompрессионной холодильной установки.....63

Список литературы.....70

**Овсянник Анатолий Васильевич
Шаповалов Александр Валерьевич
Степанишина Юлия Александровна**

**ПРОМЫШЛЕННЫЕ
ТЕПЛОМАССОБМЕННЫЕ
ПРОЦЕССЫ И УСТАНОВКИ**

**Лабораторный практикум
по одноименному курсу для студентов
специальностей 1-43 01 05 «Промышленная
теплоэнергетика» и 1-43 01 07 «Техническая
эксплуатация энергооборудования организаций»
дневной и заочной форм обучения**

Подписано к размещению в электронную библиотеку
ГГТУ им. П. О. Сухого в качестве электронного
учебно-методического документа 15.12.10.

Рег. № 47Е.
E-mail: ic@gstu.by
<http://www.gstu.by>