

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Белгородский государственный технологический университет
им. В. Г. Шухова

**ТЕПЛОМАССООБМЕННОЕ ОБОРУДОВАНИЕ
ПРЕДПРИЯТИЙ**

Методические указания к выполнению лабораторных работ
для студентов направления бакалавриата 13.03.01 – Теплоэнергетика и
теплотехника профиля подготовки "Энергообеспечение предприятий"

Белгород 2015

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Белгородский государственный технологический университет
им. В. Г. Шухова

Кафедра энергетики теплотехнологии

Утверждено
научно-методическим советом
университета

ТЕПЛОМАССОБМЕННОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ПРЕДПРИЯТИЙ

Методические указания к выполнению лабораторных работ
для студентов направления бакалавриата 13.03.01 – Теплоэнергетика и
теплотехника профиля подготовки "Энергообеспечение предприятий"

УДК 536 (07)
ББК 31.31 Я7
Т 34

Составитель доц. В.В. Губарева
Рецензент д-р техн. наук, проф. П.А. Трубаев

Тепломассообменное оборудование предприятий: методические
Т34 указания к выполнению лабораторных работ. – Белгород: Изд-во
БГТУ, 2015.– 48 с.

Методические указания содержат практическое руководство к выполнению лабораторных работ по основным разделам курса "Тепломассообменное оборудование предприятий".

Методические указания предназначены для студентов направления бакалавриата
13.03.01 – Теплоэнергетика и теплотехника профиля подготовки "Энергообеспечение предприятий"
Данное издание публикуется в авторской редакции.

УДК 536 (07)
ББК 31.31 Я7

© Белгородский государственный
технологический университет
(БГТУ) им В.Г. Шухова, 2015

ВВЕДЕНИЕ

Основные задачи методических указаний к лабораторным работам по дисциплине «Тепломассообменное оборудование предприятий» определяются теми требованиями, которые предъявляет современная промышленность к инженерам-энергетикам теплотехнологий. Прежде всего, необходимо практически ознакомить студентов с основными типами аппаратов: теплообменниками, сушилками, выпарными установками, пропарочными камерами. Необходимо обеспечить детальное изучение типовых теплотехнологических процессов, показать взаимную связь отдельных параметров и влияние различных факторов на течение процессов, т. е. познакомить студентов с методами научного исследования в области термовлажностных и низкотемпературных процессов.

Кроме того, необходимо дать студентам возможность получить навыки самостоятельного обслуживания, управления, настройки заданного режима отдельных аппаратов и установок.

Развитие навыков самостоятельного критического подхода к решению технических вопросов является одной из основных задач лаборатории термовлажностных и низкотемпературных теплотехнологических процессов и установок. Поэтому выполнению лабораторных работ предшествует самостоятельное ознакомление с аппаратурой установки, задачей работы, а иногда и теоретический расчет, который потом сравнивается с экспериментальными данными.

ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ ЛАБОРАТОРНЫХ РАБОТ

Прежде чем приступить к пуску учебной лабораторной установки, необходимо изучить содержание работы. Для этого студентам следует ознакомиться с основными теоретическими положениями, задачей, поставленной перед ними в данной работе, а также со схемой установки и оборудованием. Ответив на вопросы (включая вопросы по технике безопасности) и получив разрешение преподавателя, студенты включают установку и приступают к необходимым замерам и записям показаний контрольно-измерительных приборов в соответствии с полученным заданием.

Без разрешения преподавателя студентам категорически запрещается включать установки.

Отчет по лабораторной работе должен включать формулировку ее цели, схему установки и основные результаты работы в виде таблиц и графиков. В отчете следует привести расчетные формулы и пример расчета на одном экспериментальном режиме.

Все расчеты необходимо выполнять в Международной системе единиц измерения (СИ). Экспериментальные данные следует вписывать в таблицу в единицах, указанных на шкале прибора, а затем переводить в единицы СИ. Подготовка к защите лабораторных работ включает в себя изучение лекционного материала и учебников по данным темам.

Лабораторная работа № 1

Изучение кинетики процесса сушки в конвективной сушилке

Цель работы: исследование изменения влагосодержания материала и скорости сушки во времени, определение значения критической влажности материала, определение константы скорости сушки опытным путем, расчет времени сушки.

Сушка материала – весьма распространенный технологический процесс. Нет ни одной отрасли промышленности, где бы этот процесс не имел места. Это энергоемкий процесс. В целом в нашей стране на сушку расходуется около 12% всей производимой энергии. Поэтому правильно выбранный оптимальный режим сушки должен соответствовать минимальным затратам тепла и энергии, максимальной скорости удаления влаги при наилучших технологических свойствах обрабатываемых материалов.

Сушка представляет собой процесс удаления влаги из твердых и пастообразных материалов путем ее испарения и отвода образующихся паров.

Таким образом, процесс сушки является сочетанием связанных друг с другом процессов тепло- и массообмена.

Так как процесс сушки носит двойственный характер (с одной стороны – это теплообменный процесс, с другой – массообменный), то *существуют две движущие силы* этого процесса.

Для массообменного процесса движущей силой является разность парциальных давлений (концентраций) водяных паров над поверхностью изделия $P_{\text{изд}}$ и в окружающей среде P_c ; причем $P_{\text{изд}}$ должно быть больше P_c . Процесс сушки прекращается, когда $P_{\text{изд}} = P_c$, т.е. наступает равновесие в процессе обмена влагой между изделием и средой.

Для теплообменного процесса движущей силой является разность температур сушильного агента (температура сухого термометра t) и поверхности материала (температура мокрого термометра t_m), называемая потенциалом сушки.

Аппараты, в которых осуществляют тепловую сушку, называются *сушилками*. **По способу сообщения тепла различают** конвективные, контактные, терморadiационные, сублимационные и высокочастотные сушилки. Наиболее распространены в промышленности конвективные и контактные сушилки. В конвективных сушилках тепло для процесса несет газообразный сушильный агент (нагретый воздух, топочные газы или их смесь с воздухом), непосредственно соприкасающийся с поверхностью материала. Пары влаги уносятся тем же сушильным агентом. В сушилках многих типов со взвешенным слоем высушиваемого материала сушильный агент служит не только тепло- и влагоносителем, но и транспортирующей средой для дисперсного материала.

Сушка проводится под атмосферным давлением и под вакуумом. При этом высушиваемый материал может находиться в состоянии покоя, перемещиваться в "кипящем слое" и так далее.

Так как процесс сушки является сочетанием связанных друг с другом процессов тепло- и массообмена (влагообмена), то возникающие при сушке градиенты температур и влагосодержаний могут вызвать механические напряжения в изделиях. Поэтому интенсивность удаления влаги из материала не может быть произвольно большой и не должна быть слишком малой. Быстрое испарение влаги приводит к превышению допустимых напряжений в материале изделия и к разрушению его структуры, т.е. к массовому браку. Необоснованно длительный процесс сушки вызывает снижение производительности установки и увеличение энергозатрат.

Протекание процесса сушки зависит от свойств высушиваемого материала, характера связи с ним влаги и параметров окружающей среды.

Связь влаги с материалом может быть физико-механической, физико-химической и химической.

Физико-механически связанная влага макро- и микрокапилляров наименее прочно связана с материалом и наиболее легко удаляется из него.

Более прочной является физико-химическая связь влаги с материалом. Это влага, которая поглощается поверхностью мелких капилляров (адсорбционная влага) или проникает вследствие диффузии внутрь клеток материала (осмотически связанная влага).

Влага, химически связанная с материалом (гидратная или кристаллогидратная), в процессе сушки обычно не удаляется.

Как высушиваемый материал, так и сушильный агент характеризуются следующими параметрами: абсолютной и относительной влажностью и влагосодержанием.

Абсолютной влажностью материала называется отношение массы влаги материала к массе сухого вещества, выраженное в %:

$$\omega = \frac{W}{G_c} \cdot 100, \quad (1.1)$$

где $W = G_\tau - G_c$ – количество влаги в материале, кг; G_τ – масса материала в данный момент времени, кг; G_c – масса сухой части материала, кг.

Относительной влажностью материала называется отношение массы влаги к массе влажного материала, выраженное в %:

$$\omega_0 = \frac{W}{G_\tau} \cdot 100. \quad (1.2)$$

Помимо понятия влажности, используют понятие **влагосодержания материала**, представляющего собой отношение массы влаги к массе сухого материала в относительных единицах (кг влаги/кг сухого материала):

$$u = \frac{W}{G_c} \quad (1.3)$$

Интенсивность удаления влаги из материала характеризуется скоростью сушки. Под **скоростью сушки** понимают изменение влагосодержания в единицу времени:

$$v = \frac{du}{d\tau}. \quad (1.4)$$

Теплоносителем, а при конвективной сушке и влагонositелем, является влажный воздух или дымовые газы. Влажный газ представляет собой смесь сухого газа и водяного пара.

Абсолютная влажность газа определяется количеством водяного пара, кг, содержащегося в 1 м^3 влажного газа.

Относительной влажностью (или степенью насыщения) **газа** φ называется отношение массы водяного пара в 1 м^3 влажного газа при данных условиях (температуре и барометрическом давлении) к максимально возможной массе водяного пара в 1 м^3 влажного газа при тех же условиях

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{P_{\text{п}}}{P_{\text{нас}}}. \quad (1.5)$$

Масса водяного пара, кг, содержащегося в 1 м^3 влажного газа и приходящаяся на 1 кг абсолютно сухого газа, называется **влажностью**

$$x = \frac{m_{\text{п}}}{m_{\text{сг}}} = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{сг}}}, \quad (1.6)$$

где $m_{\text{п}}, m_{\text{сг}}$ – масса соответственно водяного пара и сухого газа в данном объеме влажного газа кг; $\rho_{\text{п}}, \rho_{\text{сг}}$ – плотность соответственно пара и абсолютно сухого газа, кг/м^3 .

Для анализа процесса сушки и расчета сушилок необходимо знать функциональные зависимости влагосодержания и интенсивности испарения влаги (скорости сушки) от времени. Сушка материала имеет по времени характерные периоды, которые представлены на рис. 1.1.

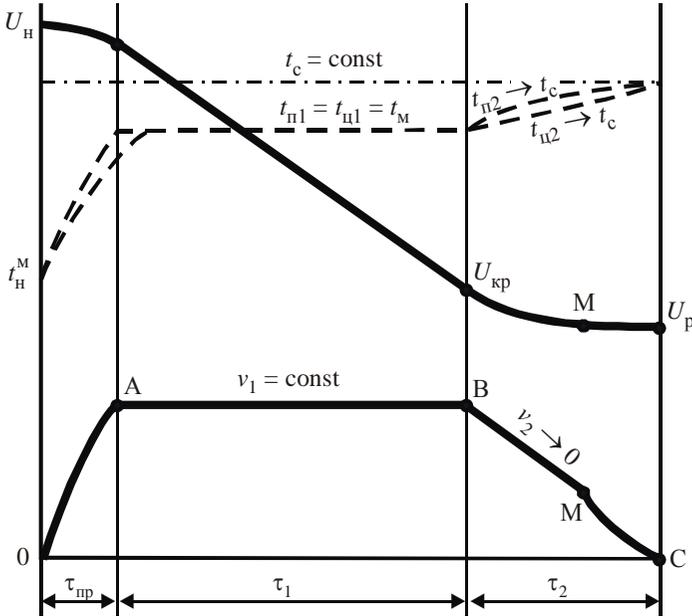


Рис. 1.1. Изменение скорости удаления влаги, влагосодержания и температуры материала в процессе сушки

Материал с начальным влагосодержанием $U_{\text{н}}$ и температурой $t_{\text{н}}^{\text{М}}$ вносится в газовую среду с постоянной температурой $t_{\text{с}}$. В период предварительного прогрева $\tau_{\text{пр}}$ температура его повышается до $t_{\text{м}}$. Влажность к кон-

цу этого периода снижается незначительно. Скорость сушки возрастает до некоторой максимальной величины.

При контакте влажного материала с относительно сухим нагретым воздухом происходят испарение влаги с поверхности материала и диффузия образующегося пара через пограничный слой газа в окружающую среду. В материале возникает градиент концентрации влаги, и она начинает перемещаться из внутренних слоев к поверхности.

Пока влагосодержание материала велико, влага, диффундирующая из глубинных слоев к наружным, будет полностью смачивать поверхность материала. В этих условиях количество влаги, испаряющейся с поверхности в единицу времени, определяется скоростью, с которой влага диффундирует через пограничный слой воздуха, насыщенного влагой. При постоянстве внешних условий (температуры воздуха, его влагосодержания, скорости и направления движения) скорость сушки будет также постоянной. Поэтому этот период называется *периодом постоянной скорости* сушки или первым основным периодом (участок *AB*).

Поскольку в период постоянной скорости сушки поверхность материала покрыта пленкой влаги, которая испаряется при температуре мокрого термометра, то температура высушиваемого материала в этот период будет постоянной и приблизительно равной температуре мокрого термометра.

Начиная с некоторого момента (точка *B*), влаги, подводимой к поверхностным слоям, будет недостаточно для полного смачивания поверхности, поэтому сначала на ней появятся сухие участки ("островки"), а затем вся поверхность материала окажется сухой, и зона испарения углубится внутрь материала. С этого момента скорость сушки начнет уменьшаться. Влагосодержание материала, при котором начинается *период падающей скорости*, называется *критическим* $U_{кр}$.

В этом периоде (участок *BC*) скорость сушки будет определяться только скоростью диффузии влаги из внутренних слоев материала к поверхности. Скорость внутренней диффузии зависит от структуры материала, его температуры, а также от физико-химических свойств жидкости. Для различных материалов вид кривой на этом участке может быть различным.

Сушку обычно заканчивают по достижении некоторого конечного влагосодержания, определяемого требованиями технологии. В пределе же конвективная сушка может продолжаться до тех пор, пока материал не достигнет *равновесного влагосодержания* U_p .

В период падающей скорости сушки (участок *BC*) температура материала растет и при достижении материалом U_p становится равной температуре сушильного агента, а скорость сушки становится равной нулю.

На рис. 1.2 изображено изменение состояния материала в процессе сушки. При изменении влагосодержания от U_n до $U_t=U_{кр}$ материал содержит свободную влагу и находится во влажном состоянии. При изменении влаго-

содержания от U_c до U_p материал содержит связанную влагу и находится в гигроскопическом состоянии. Точка B называется гигроскопической, соответствующее ей влагосодержание – *гигроскопическим*. Свободная влага будет удаляться из материала при любой относительной влажности окружающей среды, меньшей 100%. Удаление связанной влаги возможно лишь при той относительной влажности окружающей среды, которой соответствует влажность материала, большая равновесной. На рис. 1.2 вся область, где материал может сушиться, заштрихована.

При гигроскопическом состоянии материала, соответствующем области над кривой равновесной влажности, возможно только увлажнение материала, но не его сушка.

Продолжительность периода постоянной скорости сушки может быть определена по уравнению

$$\tau_1 = \frac{1}{K} \cdot (U_n - U_{кр}), \quad (1.7)$$

где K – константа скорости сушки, равная скорости сушки в первом периоде, c^{-1} ; $U_n, U_{кр}$ – соответственно начальное и критическое влагосодержание материала, $кг/кг$.

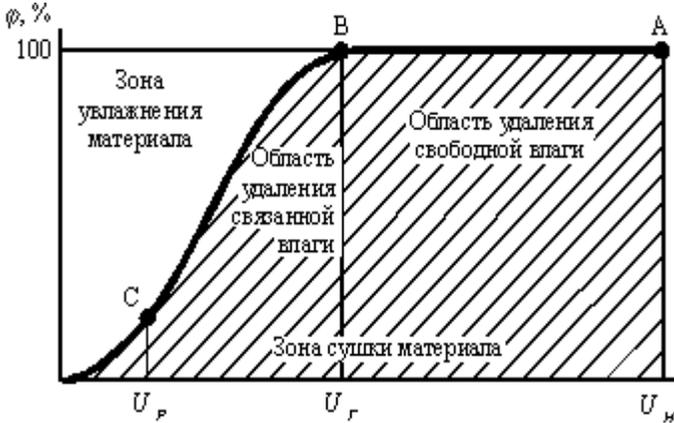


Рис. 1.2. Изотерма сорбции процесса сушки

Ввиду чрезвычайно большого числа факторов, определяющих скорость сушки в периоде падающей скорости сушки, его строгое математическое описание весьма сложно. При инженерных расчетах допустимо предположение, что зависимость между скоростью сушки и влагосодержанием материала в течение всего II периода характеризуется прямолинейной зависимостью. Тогда продолжительность этого периода можно определить по приближенному уравнению

$$\tau_{II} = \frac{U_{кр} - U_p}{K} \ln \frac{U_{кр} - U_p}{U_k - U_p}, \quad (1.8)$$

где U_p и U_k – соответственно равновесное и конечное влагосодержание материала, кг/кг.

Описание лабораторной установки

Установка (рис. 1.3) состоит из сушильной камеры 1 диаметром 0,2 м и длиной 0,3 м и трубопровода 3 диаметром 0,2 м.

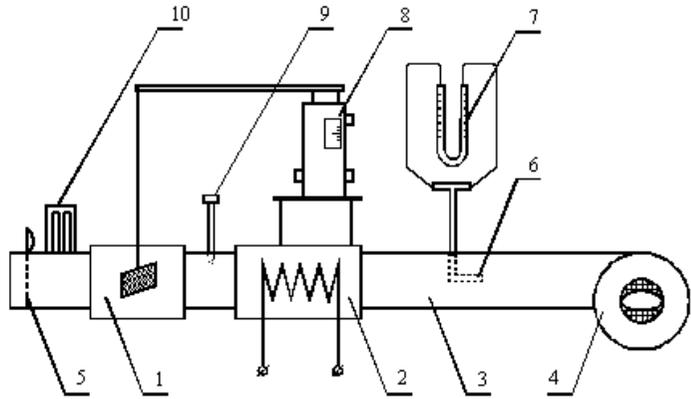


Рис. 1.3. Схема установки: 1 – сушильная камера; 2 – калорифер; 3 – трубопровод; 4 – вентилятор; 5 – поворотные задвижки; 6 – трубка Пито–Прандтля; 7 – дифференциальный манометр; 8 – электрические весы; 9 – контактный термометр; 10 – психрометр

Воздух подогревается калорифером 2, расположенным в трубопроводе. Температура нагрева воздуха задаётся и поддерживается контактным термометром 9.

Холодный воздух подается в калорифер вентилятором 4, производительность которого регулируется поворотной задвижкой 5. Скорость воздуха в трубопроводе 3 измеряется при помощи трубки Пито–Прандтля 6 с дифманометром 7.

Для измерения параметров воздуха на входе и выходе из сушильной камеры служат контактный термометр 9 и психрометр 10.

Влажный материал загружают в сушильную камеру 1 на рамку, прикрепленную к чаше электрических весов 8, установленных на площадке над сушильной камерой.

Порядок проведения эксперимента

1. Взвешивают на весах сухой материал.
2. До включения установки с помощью психрометра измеряют параметры окружающего воздуха t_0 и $t_{0м}$ и барометрическое давление P_6 .
3. Устанавливают задвижку в нужное положение.
4. Включают вентилятор и калорифер.
5. Когда будет достигнута заданная температура воздуха t_1 на входе в сушильную камеру, внутрь камеры помещают влажный материал.
6. Через 2...3 мин, когда снова будет достигнута требуемая температура воздуха, с интервалом в 1...2 мин начинают взвешивать материал и снимать показания дифманометра трубки Пито-Прандтля, а также психрометра.
7. После того как масса высушиваемого материала перестанет изменяться, выключают калорифер и вентилятор.

Результаты измерений записывают в табл. 1.1.

Таблица 1.1

№ за- мера	Те- кущее вре- мя τ , с	Интер- вал вре- мени $\Delta\tau$, с	G_c , кг	G_τ , кг	t_0 , °C	$t_{0м}$, °C	t_1 , °C	t_2 , °C	$t_{2м}$, °C	Показания дифманометра h , мм вод.ст.

Обработка результатов эксперимента

1. По справочнику или по экспериментально полученным графикам находят равновесное влагосодержание высушиваемого материала.
2. По формуле (1.3) для каждого замера рассчитывают влагосодержание U .
3. Находят разности между двумя соседними значениями влагосодержаний $\Delta U = U_\tau - U_{\tau_1}$.
4. По формуле (1.4) для каждого замера рассчитывают скорость сушки ν .
5. По расчетным значениям U и ν строят графики зависимостей $U = f(\tau)$ и $\nu = f(\tau)$.
6. По кривой $U = f(\tau)$ находят значение критического влагосодержания $U_{кр}$ и из уравнения (1.7) – константу скорости сушки K_s .
7. Длительность периода падающей скорости сушки рассчитывают по формуле (1.8).

Результаты расчетов заносят в таблицу 1.2.

Таблица 1.2

№ за-мера	W , кг	U_{τ} , кг/кг	ΔU , кг/кг	ν , кг/(кг·с)	$U_{кр}$, кг/кг	U_p , кг/кг	τ_1 , с	τ_{II} , с	K_3 , с ⁻¹

Контрольные вопросы

1. Какой технологический процесс называется сушкой?
2. Что такое потенциал сушки?
3. К каким процессам относится сушка?
4. Виды сушки.
5. Что такое относительная влажность материала и воздуха?
6. Дать определение влагосодержания материала и воздуха.
7. Что такое критическое и равновесное влагосодержание?
8. Что называют скоростью сушки?
9. При каких условиях скорость сушки в первом периоде постоянна и от каких факторов она зависит?
10. Чем определяется скорость сушки во втором периоде?
11. Как изменяется температура материала в процессе конвективной сушки?
12. Как влияет скорость воздуха на скорость сушки в I и II периоде?
13. Практическое применение изотермы сорбции сушки.
14. По каким уравнениям можно рассчитать количество испаренной влаги ?
15. Как можно рассчитать движущую силу процесса сушки?

Лабораторная работа № 2

Определение константы скорости сушки в процессе конвективной сушки

Цель работы: рассчитать константу скорости сушки через коэффициент массоотдачи, выявить зависимость константы скорости от скорости сушильного агента.

При расчете конвективных сушильных установок немаловажное значение имеет определение продолжительности сушки.

Общая продолжительность процесса сушки τ определяется суммированием времени сушки в периодах постоянной и падающей скорости

$$\tau = \tau_1 + \tau_2, \quad (2.1)$$

По известной скорости сушки, т.е. по интенсивности испарения влаги с поверхности влажного материала, определяют продолжительность периода постоянной скорости сушки τ_1 , с

$$\tau_1 = \frac{1}{K} (U_n - U_{кр}) \quad (2.2)$$

где K – константа скорости сушки, $\left(\frac{\text{кг}}{\text{кг}}\right)/\text{с}$.

В большинстве случаев время сушки во II периоде находится экспериментальным путем, но можно с достаточной точностью определить его по уравнению

$$\tau_2 = \frac{U_{кр} - U_p}{K} \ln \frac{U_{кр} - U_p}{U_{кон} - U_p}, \quad (2.3)$$

Константа скорости сушки в первом периоде может быть определена либо опытным путем, либо через коэффициент массоотдачи β .

Количество влаги, испаренной из материала в единицу времени с единицы поверхности, т. е. интенсивность сушки может быть рассчитана по формуле:

$$\frac{dU}{dt} \frac{G_c}{S} = \beta S \Delta X_{cp}, \quad (2.4)$$

Так как константа скорости процесса сушки равна скорости сушки в первом периоде, то ее можно вычислить по уравнению массоотдачи:

$$K = \beta S \Delta X_{cp}, \quad (2.5)$$

где $\Delta X_{cp} = (\Delta X_1 - \Delta X_2) / \ln(\Delta X_1 / \Delta X_2)$ – средняя движущая сила (средняя разность влагосодержаний воздуха в сушильной камере), кг/кг; $\Delta X_1 = (X_{нас} - X_1)$, $\Delta X_2 = (X_{нас} - X_2)$ – разность влагосодержаний насыщенного и ненасыщенного воздуха на входе и выходе из сушильной камеры; S – площадь поверхности испарения, м².

Коэффициент массоотдачи может быть определен из критериального уравнения Нуссельта

$$\text{Nu}_d = A \text{Re}^n \text{Pr}^{0,33} \text{Gu}^{0,135}, \quad (2.6)$$

где критерий Нуссельта $\text{Nu}_d = \frac{\beta l}{D}$; критерий Рейнольдса $\text{Re}_d = \frac{v l}{\nu}$;

критерий Прандтля $\text{Pr}_d = \frac{\nu}{D}$; критерий Гухмана $\text{Gu} = \frac{t_k t_m}{T_k}$.

Здесь l – определяющий размер, за который принимается длина поверхности испарения в направлении движения сушильного агента, м;
 $D = D_0(T_k/T_0)^{3/2}$ – коэффициент диффузии испаряемой жидкости ($D_0 = 2,19 \cdot 10^{-5}$), м²/с; v – скорость сушильного агента в камере, м/с;
 ν – коэффициент кинематической вязкости сушильного агента, м²/с;
 $T_k = 273 + t_{cp} = 273 + 0,5(t_1 + t_2)$ – средняя абсолютная температура воздуха в сушильной камере, °С; t_m – температура мокрого термометра, °С.

Величины A и n в уравнении (2.3), зависящие от критерия Рейнольдса, можно найти в справочных таблицах (см. прил. 3). Однако при интенсивном процессе сушки значение коэффициента массоотдачи может быть выше рассчитанного по уравнению (2.1).

В данной работе используется установка, изображенная на рис. 1.3.

Порядок проведения эксперимента

Необходимые для расчета данные при одном из значений скорости воздуха берут из лабораторной работы N 1. Для получения данных при других значениях скорости воздуха высушиваемый материал вновь замачивают, снимают избыток влаги фильтровальной бумагой и помещают в сушилку, установив предварительно с помощью заслонки иное значение расхода воздуха по указанию преподавателя.

В начале опыта записывают значение G_1 , в конце – G_2 . Затем повторяют опыт при новом расходе воздуха с вновь замоченным материалом. Продолжительность каждого опыта 5...10 мин. Полученные данные заносят в табл. 2.1.

Таблица 2.1

№ опыта	$\Delta\tau$, с	G_1 , кг	G_2 , кг	t_0 , °С	$t_{0м}$, °С	t_1 , °С	t_2 , °С	$t_{2м}$, °С	h , мм вод. ст.	S , м ²	l , м

Обработка результатов эксперимента

1. Рассчитывают плотность воздуха при температуре t_0 и давлении P_6 по формуле

$$\rho = 1,293 \frac{T_0 P_6}{T P_0}$$

Здесь $T_0 = 273^0C$, $P_0 = 760$ мм рт. ст., $T = (273 + t_0)^0C$.

2. Определяют скорость воздуха по оси трубопровода v_{\max} :

$$v_{\max} = \sqrt{2P_{\text{дин}} / \rho},$$

где $P_{\text{дин}}$ – показания дифманометра, Па.

3. По полученному значению v_{\max} рассчитываем критерий Рейнольдса Re_{\max} .

4. Среднюю скорость потока воздуха рассчитывают по приближенным уравнениям: $v_{\text{ср}} = 0,5 v_{\max}$ или $v_{\text{ср}} = 0,85 v_{\max}$.

5. Так как сечение камеры и сечение воздухопровода одинаковы, то скорость сушильного агента в камере $v_k = v_{\text{ср}}$.

6. Рассчитывают критерий Рейнольдса, Прандтля и Гухмана.

7. По критериальному уравнению (2.6) определяют критерий Нуссельта.

8. Из формулы критерия Нуссельта определяют коэффициент массоотдачи.

9. Зная параметры сушильного агента на входе и выходе из сушильной камеры и используя $I-X$ диаграмму Рамзина, находят среднюю движущую силу сушки.

10. По уравнению (2.5) рассчитывают константу скорости сушки K .

11. По расчетным данным строят график $K = f(v_k)$.

Таблица 2.2

№ опыта	W , кг	v_k , м/с	Re_d	Pr_d	Gr_{d0}	Nu_d	β , кг/(м ² ·с·(кг/кг))	x_1 , кг/кг	$x_{1\text{нас}}$, кг/кг	x_2 , кг/кг	$x_{2\text{нас}}$, кг/кг	$\Delta x_{\text{ср}}$, кг/кг	K_p , с ⁻¹

Контрольные вопросы

1. По каким уравнениям можно рассчитать количество испаренной влаги?
2. Как можно рассчитать движущую силу процесса сушки?
3. Как определить время сушки в периоде постоянной скорости?
4. Как определить время сушки в периоде падающей скорости?

5. Какое уравнение используется для расчета константы скорости сушки через коэффициент массоотдачи?
6. Как определить коэффициент массоотдачи опытным и расчетным путем?
7. Что такое потенциал сушки?
8. Как рассчитать параметрический критерий Гухмана?
9. Что характеризует критерий Прандтля?
10. Сравнить значение константы скорости, полученное опытным путем, с расчетным.

Лабораторная работа № 3

Изучение процесса сушки материала в сушилке "кипящего слоя"

Цель работы: установить зависимость влияния температуры сушильного агента на входе в сушилку на ее тепловую экономичность, рассчитать удельную объемную производительность сушилки по влаге.

Сушка влажных зернистых материалов является одним из широко распространенных технологических процессов в промышленности. Разнообразие свойств материалов, подвергаемых сушке, вызвало необходимость создания различных конструкций сушильных аппаратов.

В промышленной практике в качестве одного из важнейших способов интенсификации процессов сушки широко используется техника "кипящего слоя". Сушка в "кипящем слое" – перспективный метод для сушки кусковых и сыпучих материалов диаметром до 70 мм. Если сравнить сушилку "кипящего слоя" с конвективной барабанной по объемному коэффициенту теплопередачи α_v , то для сушилок "кипящего слоя" этот коэффициент колеблется в пределах 6000...9000 Вт/м²·°С, а для барабанной не превышает 580 Вт/м³·°С. Следовательно, применение "кипящего слоя" позволяет значительно увеличить скорость процесса сушки, сократить продолжительность обработки материалов, вести процесс в непрерывном режиме, уменьшить объем используемого оборудования, автоматизировать процесс.

Сушилки "кипящего слоя" позволяют, кроме сушки, одновременно классифицировать материал по фракциям. Однако эти сушилки имеют свои недостатки: повышенный расход электроэнергии для создания высокой скорости сушильного агента с целью образования "кипящего" слоя и несколько повышенный удельный расход теплоты.

Сушилки "кипящего слоя" относятся к конвективным сушилкам. Тепло для процесса несет в них газообразный сушильный агент, непосредственно соприкасающийся с поверхностью материала. Чаще всего в качестве такого агента используется воздух, нагреваемый в калорифере до требуемой температуры. При нагреве воздухом влажного материала парциальное давление

водяного пара над материалом становится больше парциального давления водяного пара в воздухе, в результате чего пары из влажного материала переходят в воздух (диффузия пара влаги в воздух), материал высушивается. Увлажнившийся воздух из сушильной камеры выбрасывается в атмосферу (нормальный сушильный вариант). В сушилках многих типов со взвешенным слоем высушиваемого материала сушильный агент служит не только тепло- и влагоносителем, но и транспортирующей средой для дисперсного материала. Если соприкосновение высушиваемого материала с кислородом воздуха недопустимо или если пары удаляемой влаги взрыво- или огнеопасны, сушильным агентом служат инертные по отношению к высушиваемому материалу газы: азот, диоксид углерода, гелий и другие инертные газы или перегретый водяной пар.

Для расчета необходимых параметров сушки рассмотрим основную схему процесса сушки в воздушной конвективной сушилке, в которой воздух нагревается только в основном калорифере и однократно проходит через сушилку.

Поскольку использование I - X диаграммы для расчетов процесса сушки подразумевает лишь анализ изменения состояния сушильного агента при его движении в сушильной установке, принципиальная схема такой установки может быть представлена упрощенно.

На рис. 3.1 приведена принципиальная теплотехнологическая схема сушилки нормального сушильного варианта.

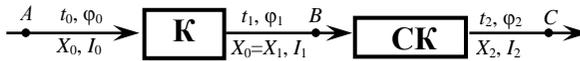


Рис. 3.1. Принципиальная теплотехнологическая схема воздушной сушилки с однократным использованием сушильного агента: К – калорифер; СК – сушильная камера

Для расчета и построения должны быть известны два любых параметра наружного воздуха, обычно t_0 и φ_0 , а также t_1 и t_2 или φ_2 .

Изменение параметров сушильного агента в процессе сушки можно изобразить на I - x диаграмме (рис 3.2).



Рис. 3.2. Изменение параметров сушильного агента в процессе сушки на I - x диаграмме

Состояние атмосферного воздуха изображается точкой A , состояние горячего воздуха на входе в сушилку – точкой B . Прямая AB характеризует процесс нагрева воздуха в калорифере (K).

Для данной лабораторной работы точку A наносят на диаграмму по значениям температуры t_0 и относительной влажности φ_0 или t_{0M} .

Точку B с параметрами X_1, t_1, I_1 находят из условия равенства X_1 и X_0 на пересечении вертикальной линии AB с изотермой t_1 .

Положение точки C определяют на пересечении изотермы t_2 и линии относительной влажности φ_2 или изотермы мокрого термометра t_{2M} .

Прямая BC характеризует процесс сушки материала в сушильной камере (CK).

Если обозначить влагосодержание поступающего в калорифер воздуха через X_0 , влагосодержание уходящего из сушилки воздуха через X_2 , а массовый расход абсолютно сухого воздуха через L , то количество удаляемой из сушилки влаги W за единицу времени можно определить по формуле:

$$W = L(X_2 - X_0). \quad (3.1)$$

Количество сухого воздуха, необходимое для удаления 1 кг влаги, называется *удельным расходом воздуха*

$$l = \frac{L}{W}, \quad (3.2)$$

где l – удельный расход воздуха, кг воздуха/кг влаги.

Из уравнений (3.1) и (3.2) имеем

$$l = \frac{1}{X_2 - X_0}. \quad (3.3)$$

Расходы теплоты в калорифере Q_K , в сушильной камере Q_{CK} и полный расход теплоты на сушку Q находят соответственно по формулам

$$Q_K = L(I_1 - I_0); \quad (3.4)$$

$$Q_{CK} = L(I_2 - I_1); \quad (3.5)$$

$$Q = (Q_K + Q_{CK}) = L(I_2 - I_0), \quad (3.6)$$

где $I_0; I_1; I_2$ – соответственно теплосодержание воздуха перед калорифером, после калорифера и после сушилки, кДж/кг.

Расход теплоты на 1 кг удаляемой влаги называют удельным расходом. Удельный расход теплоты в калорифере, сушильной камере и в целом на сушку определяют соответственно по формулам

$$q_K = \frac{Q_K}{W} = \frac{L}{W} (I_1 - I_0) = \frac{I_1 - I_0}{X_2 - X_0}; \quad (3.7)$$

$$q_{ck} = \frac{Q_{ck}}{W} = \frac{L}{W}(I_2 - I_1) = \frac{I_2 - I_1}{X_2 - X_0}; \quad (3.8)$$

$$q = q_k + q_{ck} = \frac{I_2 - I_0}{X_2 - X_0}. \quad (3.9)$$

Удельный расход теплоты в калорифере является важным показателем, характеризующим тепловую экономичность процесса сушки. В целом же экономичность процесса зависит как от удельного расхода теплоты, так и от удельного расхода воздуха.

Интенсивность теплообмена в сушилке характеризуется величиной *удельной объемной производительности сушилки по влаге*

$$A_v = \frac{W}{V_p}, \quad (3.10)$$

где W – количество испаренной влаги в единицу времени, кг/с; V_p – рабочий объем сушильной камеры, м³.

Описание лабораторной установки

Установка состоит из сушильной камеры, представляющей собой стеклянный вертикальный цилиндр 1 с внутренним диаметром 120 мм (рис. 5.2).

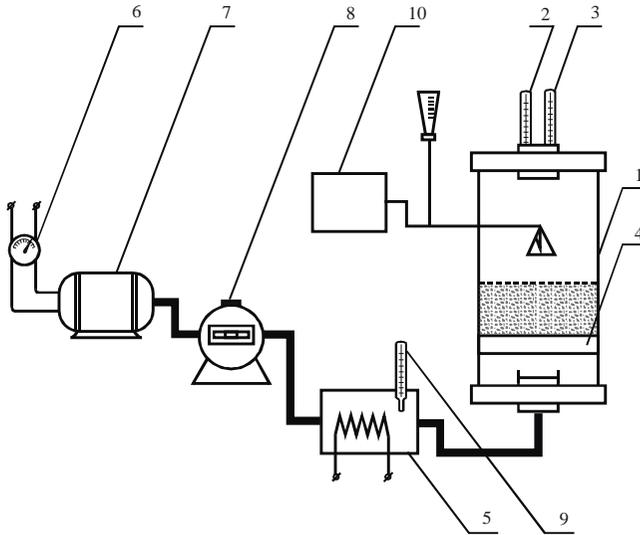


Рис. 3.2. Схема сушильной установки "кипящего слоя": 1 – сушильная камера; $2, 3$ – термометры; 4 – распределительная сетка; 5 – калорифер; 6 – ЛАТР; 7 – вентилятор; 8 – газовый счетчик; 9 – контактный термометр; 10 – компрессор

В нижней части цилиндра установлена распределительная сетка 4, на которой находится зернистый слой материала.

Сушильный агент, нагретый в калорифере 5 воздух, вентилятором 7 через перфорированную насадку равномерно подается под слой зернистого материала, который при достижении определенной скорости подачи воздуха переходит во взвешенное состояние. Расход воздуха определяют по показаниям газового счетчика 8. Температура воздуха за калорифером задается и контролируется контактным термометром 9, а выходящего из сушилки воздуха – психрометром (сухой и мокрый термометры 2 и 3). Скорость подачи воздуха регулируется лабораторным автотрансформатором 6. Материал увлажняется через распылитель с помощью компрессора 10.

Порядок проведения эксперимента

1. До включения установки снимают показания психрометра и термометра ($t_0, t_{0м}$).

2. С помощью контактного термометра задают температуру t_1 по указанию преподавателя.

3. Проводят холостой опыт с целью подбора режима нормальной работы установки. Для этого включают установку и, регулируя расход воздуха лабораторным автотрансформатором, приводят зернистый слой в устойчивое состояние псевдооживления. По достижении стационарных показаний контактного термометра и психрометра записывают в таблицу температуру t_1 и температуру сухого и мокрого термометра соответственно (t_2 и $t_{2м}$).

4. Выключают установку и увлажняют слой зернистого материала (разбрызгивая 50...60 мл воды), периодически перемешивая материал включением и выключением подачи воздуха.

5. Включают установку и по достижении заданной температуры t_1 фиксируют время τ , начальные показания газового счетчика (V_H). Когда температура t_2 достигнет температуры холостого хода, фиксируют время, конечные показания газового счетчика (V_K) и $t_{2м}$.

6. С помощью контактного термометра задают новое значение температуры t_1 и эксперимент повторяют сначала.

7. Снова изменяют температуру сушильного агента на выходе из калорифера и вновь повторяют эксперимент.

8. По окончании работы напряжение на ЛАТРе снижают до 50 В и выключают установку.

Экспериментальные данные заносят в табл. 3.1.

Таблица 3.1

№ п/п	τ , с	ΔV , м ³	t_0 , °С	$t_{0м}$, °С	t_1 , °С	t_2 , °С	$t_{2м}$, °С

Обработка результатов

1. По диаграмме I - x определяют значения $X_0; X_2; I_0; I_1; I_2; l$, а по формулам (3.3), (3.7), (3.8), (3.9) рассчитывают l , $q_{\text{в}}$, $q_{\text{св}}$, q . Все полученные данные заносят в табл. 3.2.

2. Изображают процесс сушки на I - x диаграмме для каждого опыта.

Таблица 3.2

№ п/п	X_0 , кг/кг	X_2 , кг/кг	I_0 , кДж/кг	I_1 , кДж/кг	I_2 , кДж/кг	l , кг/кг	$q_{\text{в}}$, кДж/кг	$q_{\text{св}}$, кДж/кг	q , кДж/кг

3. По рассчитанным значениям удельных расходов теплоты и воздуха на сушку для каждого опыта строят графики $q = f(t)$ и $l = f(t)$.

4. Рассчитывают расход воздуха на сушку в каждом опыте:

$$L = \frac{\rho \Delta V}{\tau}, \quad (3.11)$$

где $\Delta V = V_{\text{к}} - V_{\text{н}}$, м³; ρ – плотность воздуха при средней температуре в сушилке, кг/м³; τ – время сушки, с.

5. По формуле (3.2) и удельному расходу воздуха в каждом опыте определяют среднее количество удаляемой влаги в единицу времени.

6. По формуле (3.10) рассчитывают удельную объемную производительность сушилки по влаге.

Контрольные вопросы

1. В чем преимущества и недостатки сушилки "кипящего слоя" перед другими сушилками твердого зернистого материала?

2. Чем объясняется повышенное энергопотребление в сушилках "кипящего слоя".

3. Какая теплотехнологическая схема сушки называется основным сушильным вариантом?

4. В чем отличие действительной сушилки от теоретической? Изобразите процессы в этих сушилках на $I-X$ диаграмме.
5. Что служит показателем тепловой экономичности процесса сушки?
6. Какие параметры сушильного агента влияют на тепловую экономичность сушки по основному сушильному варианту?
7. Что называется удельным расходом воздуха на сушку?
8. Как влияет температура сушильного агента на входе в сушилку на удельный расход воздуха?
9. Как влияет температура сушильного агента на входе в сушилку тепловую экономичность сушилки?
10. Как влияет температура сушильного агента на выходе из сушилки на тепловую экономичность сушилки?
11. Сушка воздухом и топочными газами, их преимущества и недостатки
12. Какой формы сушилку "кипящего слоя" целесообразно применять при сушке полидисперсного материала и почему?
13. Каков физический смысл понятия КПД сушильной установки и как его можно вычислить для теоретической сушилки?
14. Что характеризует и в каком расчете используется величина удельной объемной производительности сушилки по влаге?

Лабораторная работа № 4

Изучение процесса теплопередачи в рекуперативном теплообменном аппарате

Цель работы: ознакомиться с конструкцией рекуперативного теплообменника "труба в трубе", составить тепловой баланс и установить зависимость коэффициента теплопередачи от скорости холодного теплоносителя.

Процесс передачи теплоты от одного теплоносителя другому осуществляется в аппаратах, называемых теплообменниками. В зависимости от способа передачи теплоты различают две основные группы теплообменных аппаратов: 1) поверхностные, в которых передача теплоты между теплоносителями происходит через разделяющую их поверхность – поверхность теплообмена; 2) теплообменники смешения (контактные), в которых теплота от одного теплоносителя передается другому при их непосредственном соприкосновении.

Поверхностные теплообменники делят на рекуперативные и регенеративные. В промышленности значительно реже рекуперативных теплообменников применяется регенеративные, в которых теплообмен между теплоносителями осуществляется в результате попеременного омывания ими установленной в аппарате насадки.

Широкое распространение получили рекуперативные поверхностные теплообменные аппараты, в частности теплообменники с трубчатой теплообменной поверхностью. Трубчатые теплообменные аппараты по своей конструкции подразделяются на кожухотрубные, типа "труба в трубе" и змеевиковые,

Поверхностный рекуперативный теплообменник "труба в трубе" состоит из ряда последовательных элементов, образуемых двумя соосными трубами разных диаметров. Один из теплоносителей движется по внутренней трубе, другой – в кольцевом пространстве между внутренней и наружной трубой. Стенка внутренней трубы, разделяющая теплоносители, является поверхностью теплообмена.

В данной работе изучается процесс передачи теплоты от горячей воды (которая проходит по внутренней трубе) к холодной воде.

Уравнение теплового баланса теплообменника имеет следующий вид:

$$Q_1 = Q_2 + Q_{\text{п}}, \quad (4.1)$$

или

$$G_1 C_1 (t_{1\text{н}} - t_{1\text{к}}) = G_2 C_2 (t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}}) + Q_{\text{п}}, \quad (4.2)$$

где Q_1 – количество теплоты, отданное горячим теплоносителем за единицу времени, Вт; Q_2 – количество теплоты, полученное холодным теплоносителем за единицу времени, Вт; $Q_{\text{п}}$ – потери теплоты в окружающую среду за единицу времени, Вт; G_1 и G_2 – расходы соответственно горячего и холодного теплоносителя, кг/с; C_1 и C_2 – средние удельные теплоемкости соответственно горячего и холодного теплоносителей, Дж/(кг·°C); $t_{1\text{н}}$ и $t_{1\text{к}}$ – соответственно начальная и конечная температуры горячего теплоносителя, °C; $t_{2\text{н}}$ и $t_{2\text{к}}$ – соответственно начальная и конечная температуры холодного теплоносителя, °C.

Тепловой поток Q , Вт, через поверхность теплопередачи при стационарном режиме определяется по основному уравнению теплопередачи:

$$Q = KS\Delta t_{\text{ср}}, \quad (4.3)$$

где K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·°C); S – поверхность теплопередачи, м²; $\Delta t_{\text{ср}}$ – средний температурный напор, °C.

Средний температурный напор $\Delta t_{\text{ср}}$, процесса является средней движущей силой процесса теплопередачи и определяется теоретическими уравнениями:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln(\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}})} \quad \text{при } \Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}} > 2; \quad (4.4)$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} + \Delta t_{\text{м}}}{2} \quad \text{при } \Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}} < 2, \quad (4.5)$$

где Δt_6 и Δt_M – соответственно большая и меньшая разность температур между теплоносителями на концах теплообменника. При противотоке $\Delta t_M = t_{1K} - t_{2H}$, $\Delta t = t_{1H} - t_{1K}$.

Теплопередача представляет собой сложный процесс, включающий теплоотдачу от более нагретого теплоносителя к стенке, передачу теплоты путем теплопроводности через разделяющую стенку и теплоотдачу от стенки менее нагретому теплоносителю. Если трубы считать плоскими, что допустимо, когда толщина стенки мала по сравнению с диаметром, то коэффициент теплопередачи K , характеризующий интенсивность процесса теплопередачи, рассчитывают по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum \frac{\delta_{загр}}{\lambda_{загр}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum r_{загр} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (4.6)$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от более нагретой жидкости стенке, Вт/(м²·°C); α_2 – коэффициент теплоотдачи от стенки к менее нагретой жидкости, Вт/(м²·°C); $\delta_{ст}$ – толщина разделяющей стенки, м²; $\delta_{загр}$ – толщина загрязнений (накипи, ржавчины и т. п.), м; $\lambda_{ст}$ – коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/(м·°C); $\sum r_{загр}$ – термическое сопротивление загрязнений с обеих сторон стенки, (м²·°C)/Вт.

Значения коэффициентов теплопроводности стенки $\lambda_{ст}$ и загрязнений $\lambda_{загр}$ находят по справочникам.

Коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 Вт/(м²·°C) определяются из критерия Нуссельта

$$\alpha = \frac{Nu_{ж} \cdot \lambda_{ж}}{d_3}, \quad (4.7)$$

где $\lambda_{ж}$ – коэффициент теплопроводности жидкости; d_3 – эквивалентный диаметр канала, по которому движется жидкость.

Критерий Нуссельта вычисляется для течения в прямых трубах или продольного течения по кольцевому каналу по соответствующему критериальному уравнению в зависимости от режима движения теплоносителя. Для турбулентного движения жидкости это сравнение имеет следующий вид:

$$Nu = 0,021 \varepsilon_t Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (4.8)$$

где ε_t – поправочный коэффициент, учитывающий влияние на коэффициент теплоотдачи отношения длины трубы l к ее диаметру (при $l/d > 50$ $\varepsilon_t = 1$); $Re = vd$, ρ/μ – критерий Рейнольдса; $Pr = c\mu/\lambda$ – критерий Прандтля, вычисленный при средней температуре жидкости; $Pr_{ст}$ – критерий Прандтля, вычисленный при средней температуре стенки; v – скорость жидкости, м/с; ρ – плотность жидкости, кг/м³; μ – коэффициент динамической вязкости, Па·с; d ,

– эквивалентный диаметр, м. Если температуры стенки и жидкости не сильно отличаются, то множитель $(Pr/Pr_{cr})^{0,25}$, учитывающий направление теплового потока, близок к 1.

Описание лабораторной установки

Схема экспериментальной установки представлена на рис. 4.1. Теплообменник "труба в трубе" состоит из двух секций, образованных внутренней трубой 1 диаметром 10х1,5 мм и наружными трубами 2 диаметром 20х2 мм, соединенных патрубками. Термостат 3 служит для нагрева воды электронагревателями до температуры, задаваемой с помощью контактного термометра 4. Насос, установленный в термостате, перемещает нагретую дистиллированную воду по внутренней трубе теплообменника в количестве 55 мл/с; охлажденная вода возвращается в термостат.

Температура горячей воды на входе в теплообменник и выходе из него измеряется термометрами 7 и 8. Через вентиль 5 в кольцевое пространство теплообменника подается холодная водопроводная вода.

Ее расход измеряют с помощью ротаметра 6. Цена одного деления ротаметра соответствует расходу 0,14 мл/с. Температура холодной воды на входе и выходе измеряется термометрами 9 и 10.

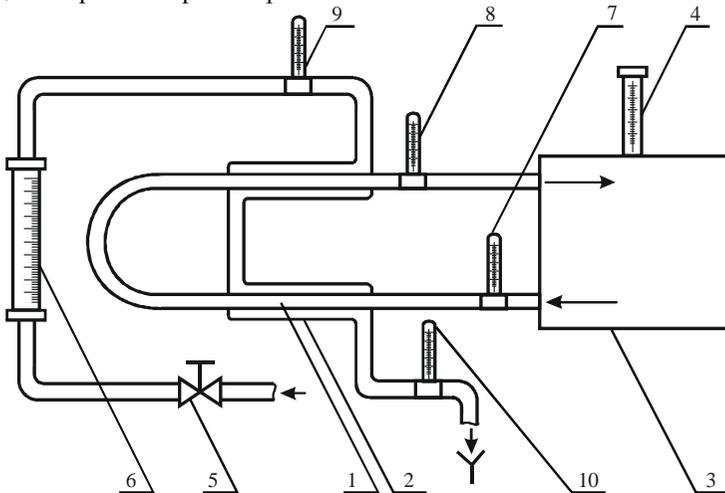


Рис. 4.1. Схема теплообменной установки типа "труба в трубе": 1 – внутренняя труба; 2 – наружная труба; 3 – термостат; 4 – контактный термометр; 5 – вентиль холодной воды; 6 – ротаметр; 7, 8, 9, 10 – термометры

Порядок проведения эксперимента

1. Наполняют термостат водой, включают электронагреватель и насос, доводят температуру воды до заданной величины.

2. Устанавливают с помощью вентиля заданный расход холодной воды.

3. По достижении стационарного режима работы теплообменника (через 10...16 мин после начала опыта) снимают показания термометров 7...10 и показания ротаметра 6.

4. Увеличивают расход холодной воды до второй заданной величины и после стабилизации режима работы теплообменника снимают показания приборов 6, 7...10.

5. Устанавливают третью заданную величину расхода холодной воды и снимают показания тех же приборов при стационарном режиме.

6. Выключают электронагреватель и насос термостата, закрывают вентиль 5.

7. Результаты эксперимента заносят в табл. 4.1.

Таблица 4.1

№ опыта	Показания ротаметра	Температура, °С			
		$t_{1Н}$	$t_{1К}$	$t_{2Н}$	$t_{2К}$

Обработка результатов эксперимента

1. Составляют тепловой баланс и определяют потери в окружающую среду по уравнению (4.2), для чего необходимо:

а) определить средние температуры горячего и холодного теплоносителей для трех режимов;

б) найти средние удельные теплоемкости теплоносителей.

2. Определяют действительный коэффициент теплопередачи K для трех режимов по формуле (4.3), для чего необходимо:

а) определить поверхность теплообмена, используя средний диаметр внутренней трубы;

б) по формуле (4.4) или (4.5) определить средний температурный напор;

в) тепловой поток Q_1 через поверхность теплообмена рассчитывают, полагая, что он равен количеству теплоты Q_2 , полученному холодной водой за единицу времени.

3. Вычисляют теоретический коэффициент теплопередачи K_T для трех режимов по формуле (4.6), для чего необходимо:

а) вычислить площадь поперечного сечения внутренней трубы и площадь кольцевого сечения между внутренней и наружной трубой;

б) из уравнения расхода определить скорости горячего v_1 и холодного теплоносителя v_2 для трех режимов;

в) по формуле (4.7) определить коэффициенты теплоотдачи от горячего теплоносителя к стенке (α_1) и от стенки к холодному теплоносителю (α_2), используя формулу (4.8);

г) по средней температуре стенки определить коэффициент теплопроводности стенки и величину термического сопротивления загрязнений по справочным таблицам [4].

4. Результаты расчетов сводят в таблицу (см. табл. 4.2).

5. Строят графики зависимостей $\alpha_2 = f(v_2)$; $K = f(v_2)$, $K_T = f(v_2)$.

Таблица 4.2

Параметр	Номер опыта		
	1	2	3
Массовый расход горячего теплоносителя G_1 , кг/с			
Массовый расход холодного теплоносителя G_2 , кг/с			
Скорость горячего теплоносителя v_1 , м/с			
Скорость холодного теплоносителя v_2 , м/с			
Средний температурный напор Δt_{cp} , °C			
Тепловые потоки, Вт : Q_1 Q_2 Q_3			
Коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м ² ·°C) α_1 α_2			
Действительный коэффициент теплопередачи K , Вт/(м ² ·°C)			
Теоретический коэффициент теплопередачи K_T , Вт/(м ² ·°C)			

Контрольные вопросы

1. Какими условиями определяется стационарный и нестационарный теплообмен?

2. В чем отличие поверхностных теплообменников от контактных, рекуперативных от регенеративных?

3. Основные теплотехнические и эксплуатационные характеристики промышленных теплообменников типа "труба в трубе".

4. С какой целью составляется тепловой баланс теплообменника?

5. Напишите уравнение теплового баланса для двухпоточного теплообменника, если оба теплоносителя – жидкости.

6. Напишите уравнение теплового баланса для двухпоточного теплообменника, если один из теплоносителей жидкость, а другой – насыщенный пар.

7. Напишите уравнение теплового баланса для двухпоточного теплообменника, если один из теплоносителей жидкость, а другой – перегретый пар.
8. Из какого уравнения определяют площадь поверхности теплообмена при расчете рекуперативного теплообменника.
9. Физический смысл коэффициентов теплопередачи и теплоотдачи.
10. Методика расчета коэффициента теплоотдачи при стационарном теплообмене.
11. Какие критериальные уравнения используются при определении коэффициента теплоотдачи при свободной конвекции ?
12. Какие критериальные уравнения используются при определении коэффициента теплоотдачи при вынужденной конвекции ?
13. Влияет ли изменение направления одного из теплоносителей на величину среднего температурного напора?
14. Влияет ли направление движения теплоносителей на величину среднего температурного напора, если меняется агрегатное состояние хотя бы одного из теплоносителей?
15. В каком случае при расчете рекуперативного теплообменника вместо среднелогарифмической разности температур можно воспользоваться среднеарифметической?
16. Как определить термическое сопротивление незагрязненной поверхности теплообмена?
17. Способы интенсификации теплопередачи.

Лабораторная работа № 5

Определение энергозатрат на выпаривание раствора в поверхностном выпарном аппарате

Цель работы: ознакомиться с устройством выпарных аппаратов, освоить методику составления теплового баланса с целью определения энергопотребления установки.

Выпариванием называется процесс удаления растворителя из растворов твердых практически нелетучих веществ путем его испарения при кипении жидкости. Цель выпаривания – концентрирование растворов или кристаллизация из них растворенного вещества.

Концентрирование растворов методом выпаривания – один из наиболее распространенных технологических процессов в химической, металлургической, пищевой и других отраслях промышленности. На выпаривание растворов расходуется огромное количество энергии, а на создание выпарных установок – большая масса углеродистых и легированных сталей, никеля и других металлов. Поэтому актуальным вопросом является рациональная ор-

ганизация процесса выпаривания, что позволяет обеспечить максимальную производительность при минимальных затратах тепла и металла.

Чаще всего нагревающим агентом при выпаривании служит водяной пар, называемый *греющим* или *первичным*. Пар растворителя, образующийся при выпаривании, называется *вторичным*.

Процессы выпаривания проводят под вакуумом, при повышенном и атмосферном давлении. Выбор давления связан со свойствами выпариваемого раствора и возможностью использования тепла вторичного пара.

Выпаривание проводят в *однокорпусных* или *многокорпусных* выпарных установках. Более экономичными являются многокорпусные установки, так как в них первичным паром обогревается только первый корпус, в последующих же корпусах в качестве греющего используется вторичный пар предыдущего корпуса. При этом давление в последовательно соединенных корпусах снижается таким образом, чтобы обеспечить необходимую разность температур между вторичным паром предыдущего корпуса и раствором, кипящим в данном корпусе. Экономия первичного пара (и соответственно топлива) может быть достигнута также в однокорпусных выпарных аппаратах с тепловым насосом.

В промышленности применяют в основном **непрерывно** действующие выпарные установки. Установки **периодического** действия применяют в маломасштабных производствах и при выпаривании растворов до высоких конечных концентраций.

Процесс выпаривания может осуществляться различными способами.

Обычно *процесс кипения осуществляют в трубах греющих камер* поверхностных аппаратов или на внешней поверхности труб, подводя теплоту к раствору через стенки труб, при этом температура поверхности труб и соприкасающегося с ней раствора выше температуры кипения (насыщения) раствора.

Другой распространенный способ организации кипения растворов основан на явлении *самовскипания перегретой жидкости*, которое наблюдается, например, при перетекании раствора, близкого к состоянию кипения, из одного сосуда в другой с резким понижением давления за счет дросселирования. Подобного рода процессы происходят в аппаратах адиабатного испарения (мгновенного). В этом случае подвод теплоты к раствору осуществляется во внешнем теплообменнике, где кипение раствора не происходит (из-за повышенного давления).

Поверхностное испарение растворителя из раствора реализуется *при барботаже продуктов сгорания или нагретых газов через раствор* в аппаратах с погружными горелками и барботажных аппаратах или из пленок, струй и капель раствора в потоке нагретых газов.

Тепловую нагрузку поверхностного выпарного аппарата или количество тепла, подводимого в единицу времени с греющим паром, можно определить из теплового баланса установки (для однокорпусного аппарата)

$$Q = D(I_{\Gamma} - C'_{\Gamma}\theta) = G C (t_{\kappa} - t_{\Pi}) + W(I - C' t_{\text{конд}}) + Q_{\text{конц}} + Q_{\text{п}}, \quad (5.1)$$

где D – расход греющего пара, кг/с; I_{Γ} , I – энтальпии греющего и вторичного пара соответственно, кДж/кг; C'_{Γ} , C' – удельная теплоемкость конденсатов греющего и вторичного пара соответственно, кДж/(кг·°C); C – средняя удельная теплоемкость раствора, кДж/(кг·°C); θ – температура конденсата греющего пара, °C; t_{Π} , t_{κ} , $t_{\text{конд}}$ – соответственно начальная и конечная (равная температуре кипения раствора) температуры растворов и температура конденсата вторичного пара, °C; W – количество вторичного пара, испаряющегося из раствора в единицу времени, кг/с; $Q_{\text{конц}}$ – теплота концентрирования в единицу времени, Вт; $Q_{\text{п}}$ – теплота потерь в окружающую среду в единицу времени, Вт.

Теплота концентрирования выражает тепловой эффект концентрирования раствора, который может быть как положительным, так и отрицательным. $Q_{\text{конц}}$ учитывают только тогда, когда она значительна и ею нельзя пренебречь. Величина $Q_{\text{п}}$ для выпарных аппаратов принимают равной (0,03...0,05) Q в зависимости от толщины тепловой изоляции аппарата. Величину $Q_{\text{п}}$ можно также подсчитать по уравнению

$$Q_{\text{п}} = \alpha S_{\text{нап}} (t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}}), \quad (5.2)$$

где $\alpha = \alpha_{\kappa} + \alpha_{\text{л}} = 9,74 + 0,07(t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}})$ – суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, Вт/м²·°C; $S_{\text{нап}}$ – площадь наружной поверхности теплоизолированного аппарата, м²; $t_{\text{ст}}$ – температура наружной поверхности изоляции, °C; $t_{\text{возд}}$ – температура окружающего воздуха, °C.

Поверхность теплопередачи выпарной установки определяют по основному уравнению теплопередачи

$$S = Q / K \Delta t_{\text{пол}} \quad (5.3)$$

где K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·°C); $\Delta t_{\text{пол}} = t_{\Gamma} - t_{\kappa}$ – полезная разность температур, °C; t_{Γ} – температура греющего пара, °C; t_{κ} – температура кипения раствора, °C.

Температура кипения раствора определяется по формуле

$$t_{\kappa} = t_{\text{вп}} + \Delta' + \Delta'' + \Delta''' \quad (5.4)$$

где $t_{\text{вп}}$ – температура вторичного пара (определяется по справочным таблицам по давлению в аппарате), °C; Δ' – температурная депрессия, °C; Δ'' – гидростатическая депрессия, °C; Δ''' – гидравлическая депрессия, °C.

Температурная депрессия Δ' равна разности между температурой кипения раствора и температурой кипения чистого растворителя. Величину Δ' при любом давлении можно получить, пользуясь уравнением И.А. Тищенко

$$\Delta' = 1,62 \cdot 10^{-2} (T^2 / r) \cdot \Delta'_{\text{атм}}, \quad (5.5)$$

Здесь $\Delta'_{\text{атм}}$ – температурная депрессия при нормальном давлении (находится по справочным таблицам), °С; T – абсолютная температура кипения чистого растворителя при данном давлении, °С; r – удельная теплота парообразования чистого растворителя при данном давлении, кДж/кг.

Гидростатическая депрессия обусловлена разностью давлений в среднем слое кипящего раствора и на его поверхности. Давление в среднем слое определяется по формуле

$$P_{\text{ср}} = P_{\text{вп}} + \rho_{\text{р}} g H / 2. \quad (5.6)$$

Здесь $P_{\text{вп}}$ – давление вторичного пара, Па; $\rho_{\text{р}}$ – средняя плотность раствора, кг/м³; H – уровень раствора в кипятильных трубах, м.

По найденной величине $P_{\text{ср}}$ с помощью справочных таблиц находят соответствующую температуру кипения растворителя $t_{\text{ср}}$, а затем гидростатическую депрессию

$$\Delta'' = t_{\text{ср}} - t_{\text{вп}}. \quad (5.7)$$

В связи с неточностью такого расчета, который не учитывает циркуляцию раствора, гидростатическую депрессию по практическим данным принимают в пределах 1...3⁰С.

Гидравлическая депрессия обусловлена гидравлическими сопротивлениями, которые должен преодолеть вторичный пар при его движении через сепарационные устройства и паропроводы. Повышение температуры кипения раствора, обусловленное гидравлической депрессией, обычно колеблется в пределах 0,5...1,5⁰С. Для единичного аппарата величину гидравлической депрессии можно принять равной 1⁰С.

Описание лабораторной установки

Схема лабораторной установки представлена на рис. 5.1.

Она состоит из выпарного аппарата 1, конденсатора 3, буферной колонки 4, мерной емкости 5, снабженной термометром.

Питательная вода из подводящего трубопровода через конденсатор 3 подается в буферную колонку 4, из которой по нижнему соединительному патрубку 6 направляется в испаритель 2, наполняя его до уровня переливной трубки 7. Избыток воды отводится из испарителя через верхний соединительный патрубок 8 в буферную колонку 4 и через переливную трубку 7 удаляется из аппарата. Расход питательной воды через выпарную установку измеряется расходомером 10.

Исходный раствор в испарителе нагревается до температуры кипения и частично испаряется. Образовавшийся пар (вторичный) через зазор между корпусами аппарата 1 и испарителем 2 направляется в конденсатор, где конденсируется и стекает в мерную емкость 5.

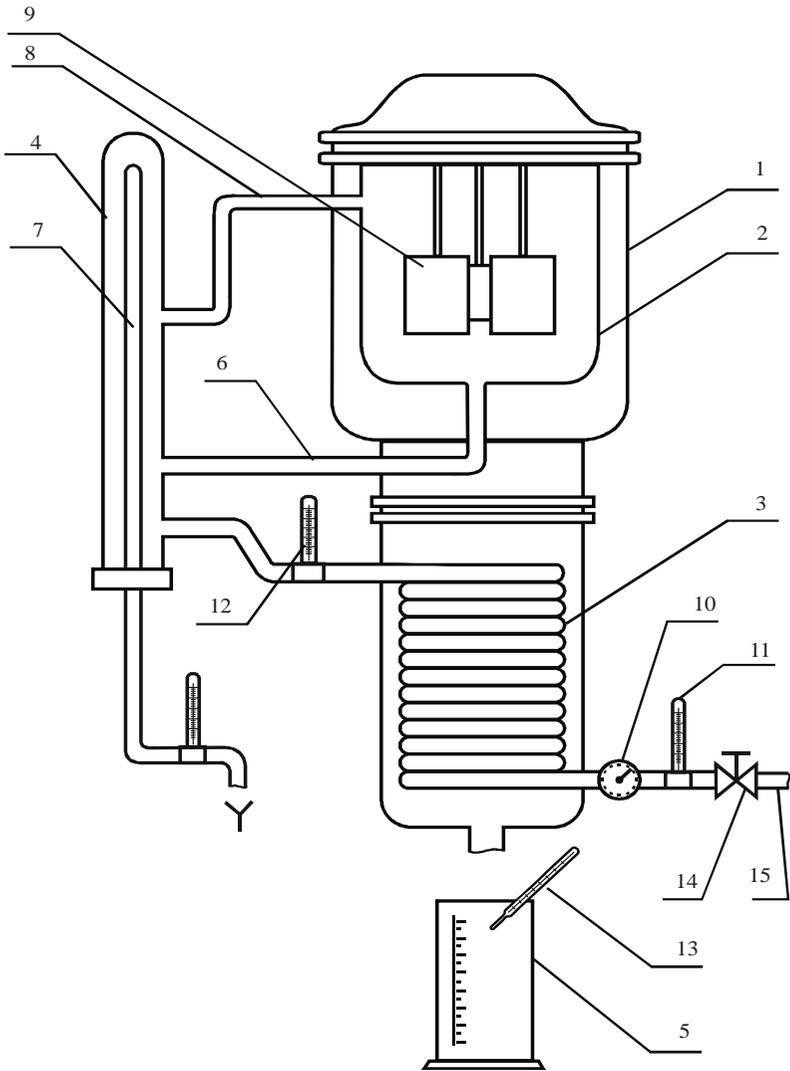


Рис. 5.1. Схема выпарной установки: 1 – выпарной аппарат; 2 – испаритель; 3 – конденсатор; 4 – буферная колонка; 5 – мерная емкость; 6, 8 – соединительные патрубки; 7 – переливная трубка; 9 – электронагреватель; 10 – расходомер; 11, 12, 13 – термометры; 14 – кран; 15 – подводящий трубопровод

Начальную температуру воды t_n' , температуру подпиточной воды t_n'' и температуру конденсата $t_{\text{конд}}$ измеряют термометрами 11...13.

Процесс выпаривания идет под атмосферным давлением.

Порядок проведения эксперимента

1. После ознакомления с устройством выпарного аппарата открывают кран 14, заполняют аппарат раствором (водопроводной водой), измеряют его температуру t_n' термометром 11 и залитый объем V_0 .

2. По разрешению преподавателя включают электронагреватель 9 и замечают время начала опыта.

3. С помощью крана 14 устанавливают расход воды, при котором температура после конденсатора 3 в течение опыта в среднем составляет 60...80°C (измеряется термометром 13).

4. Через 15 мин после начала опыта записывают показания термометров 12, 13, через 20 мин заканчивают опыт и выключают электронагреватель.

5. Измеряют объем конденсата $V_{\text{конд}}$ и температуру $t_{\text{конд}}$ в мерной емкости.

ВНИМАНИЕ! При снижении уровня жидкости в колонке 4 ниже кромки переливной трубки 7 необходимо выключить электронагреватель 9.

Обработка результатов эксперимента

По температурам исходного раствора t_n' , конденсата $t_{\text{конд}}$ и конечной температуре раствора, равной температуре кипения t_k , находят по таблицам соответствующие значения плотностей воды ρ_n' , ρ_k , $\rho_{\text{конд}}$. Упаренный раствор находится в испарителе 2 и во время работы из установки не отводится. Поэтому массовый расход упаренного раствора за время опыта можно найти, умножив его плотность ρ_k на объем раствора V_0 в аппарате

$$G_k = \rho_k \cdot V_0.$$

Так как вторичный пар полностью конденсируется, его массовый расход W за время опыта равен массе полученного конденсата

$$W = \rho_{\text{конд}} \cdot V_{\text{конд}}.$$

Расход исходного раствора G_n находят по уравнению материального баланса

$$G_n = G_k + W.$$

Расход исходного раствора G_n во время опыта можно представить в виде суммы масс раствора G_n' , залитого в испаритель аппарата до начала опыта, и исходного раствора G_n'' , подаваемого на "подпитку" в течение опыта:

$$G_n = G_n' + G_n'', \quad (5.8)$$

где $G_n' = \rho_n' \cdot V_0$.

По уравнению (5.8) определяют величину G_n' .

Расход теплоты на выпаривание за время опыта $\Delta\tau$ вычисляют по уравнению (5.1). С учетом особенностей данной лабораторной установки это уравнение приобретает следующий вид:

$$Q = G'_n \cdot C(t_k - t'_n) + G''_n \cdot C(t_k - t''_n) + W(I - C' \cdot t_{\text{конд}}) + Q_n. \quad (5.9)$$

Температуру кипения t_k определяют по формуле (5.4). Для расчета удельной теплоемкости раствора при малых концентрациях X растворенного вещества пользуются приближенной формулой:

$$C = 4190(1 - X),$$

где X – средняя концентрация раствора, массовая доля,

Концентрация исходного раствора $X = 5$ мг/л. Концентрация упаренного раствора определяется из уравнения материального баланса по растворенному веществу:

$$G'_n X_n = G_k X_k.$$

По рассчитанному значению Q определяют потребляемую мощность выпарной установки с электронагревателем:

$$N = Q / \Delta \tau. \quad (5.10)$$

Контрольные вопросы

1. Какой технологический процесс называют выпариванием?
2. Что является движущей силой процесса выпаривания?
3. Какими способами осуществляется процесс выпаривания?
4. Перечислить конструкции выпарных аппаратов.
5. Для чего необходим сепаратор в поверхностных выпарных аппаратах?
6. Каким уравнением описывается процесс выпаривания в аппарате непрерывного действия?
7. Напишите уравнение материального баланса выпарного аппарата непрерывного действия.
8. Напишите уравнение теплового баланса выпарного аппарата непрерывного действия.
9. Как повысить тепловую экономичность выпарной установки?
10. Как подсчитать тепловую нагрузку однокорпусного выпарного аппарата?
11. Как определить температуру кипения раствора?
12. Что такое температурная депрессия, от каких факторов зависит ее величина?
13. Чем обусловлена гидростатическая депрессия?
14. Как рассчитать гидростатическую депрессию?
15. Чем обусловлена гидравлическая депрессия?

Лабораторная работа № 6

Изучение процесса массопереноса в смесительном (контактном) теплообменнике

Цель работы: изучить особенности процесса массопереноса в смесительном теплообменнике. Установить зависимость влияния скорости движения воздуха на интенсивности массопереноса.

В энергетике, а также в химической, металлургической, пищевой промышленности, при производстве строительных материалов, минеральных удобрений широкое распространение получили аппараты, в которых происходит непосредственное смешивание газообразного и жидкого теплоносителей. Такие аппараты получили **название смесительных (контактных) теплообменников**.

Область применения подобных аппаратов весьма широка: нагревание, охлаждение, увлажнение, осушка газов, золо- и пылеулавливание, абсорбция отдельных компонентов, ректификация и т. д.

Основными **особенностями смесительных теплообменников** являются следующие:

- процессы охлаждения или нагрева сред сопровождаются массообменом (при этом тепло- и массообмен между теплоносителями осуществляется без разделительной поверхности между ними);

- нагрев или охлаждение сред происходит до определенного температурного предела, после достижения которого, устанавливается динамическое равновесие;

- нормальная работа теплообменника возможна в относительно узком диапазоне параметров, определяемом конструкцией аппарата, соотношением расходов сред, их взаимным направлением, скоростями, способами распределения, уносом и другими факторами.

К достоинствам смесительных теплообменников можно отнести простоту конструкции, высокую интенсивность тепло- и массообмена, развитые поверхности контакта фаз, что, в свою очередь, обуславливает малые габариты аппаратов, большие объемные расходы обрабатываемого газа.

В качестве недостатков смесительных теплообменников следует отметить загрязнение одного теплоносителя другим (что часто сужает область использования теплоносителей), ограниченность предельных температур охлаждения и нагрева сред, существенные потери температурного напора, сложность организации равномерного распределения потоков.

Классификация смесительных теплообменных аппаратов включает несколько категорий.

По **принципу работы** различают аппараты непрерывного и периодического действия. При этом доминирующее положение среди смесительных теплообменников занимают аппараты непрерывного действия.

По *назначению* смесительные теплообменники разделяются следующим образом: 1) *смешивающие подогреватели (конденсаторы)*, которые используют для нагрева жидкости за счет использования теплоты воздуха, пара или газа; 2) *градирни* – используют для охлаждения больших количеств циркуляционной воды от конденсаторов турбин паротурбинных тепловых электростанций за счет тепло- и массообмена при смешении этой воды с воздухом; 3) *кондиционеры* – применяют для термовлажностной обработки воздуха в установках кондиционирования; 4) *скрубберы* – применяют для очистки воздуха или газов от пыли, золы, смолы и других примесей посредством промывания их водой.

В зависимости от *способа образования и структуры межфазовой поверхности* смесительные теплообменники подразделяются на аппараты с капельной, пленочной, пенной и пузырьковой межфазовой поверхностью.

В зависимости от *конструктивных признаков* смесительные теплообменники классифицируются следующим образом: 1) *насадочные* смесительные теплообменники, представляющие собой колонны, заполненные насадкой, на смоченной поверхности которой происходит контакт газа с жидкостью; 2) *каскадные (полочные)* аппараты применяются преимущественно в качестве конденсаторов смешения; 3) *тарельчатые* аппараты (барботажные или пенные), имеющие внутри горизонтальные полки или перегородки (тарелки). В таких теплообменниках жидкость подается в верхнюю часть аппарата и движется вниз под действием сил гравитации, перемещаясь от тарелки к тарелке через специальные устройства для перетока жидкости, а газ движется снизу-вверх; 4) *полье* (безнасадочные) колонны или камеры, в которых распыливание жидкости в газовую среду осуществляется форсунками. В таких аппаратах контакт жидкости и газа происходит на поверхности капель распыляемой жидкости. Также к аппаратам распыливающего типа относят *скоростные прямоточные* аппараты, например, абсорберы (скрубберы) Вентури. В таких теплообменниках распыление жидкости производится непосредственно газовым потоком; 5) *пленочные* смесительные теплообменники, в которых тепло- и массообмен происходит между газом и жидкостью, текущей по твердой вертикальной или наклонной стенке. К таким аппаратам относятся, например, *трубчатые абсорберы, абсорберы с плоскопараллельной или листовой насадкой*.

Контактные (смесительные) аппараты с насадкой просты по конструкции, дешевы, и для их изготовления пригодны недефицитные строительные материалы – бетон, керамика, стекло, фарфор. Для оросителей насадочных аппаратов почти не требуется избыточное давление орошающей жидкости. Однако, габариты и масса насадочных аппаратов значительны, они требуют устройства массивных фундаментов и отличаются большим гидравлическим сопротивлением по газовому тракту по сравнению с каскадными и полыми аппаратами, особенно при беспорядочной засыпке насадки. Насадочные аппараты мало подходят для обработки сильно загрязненных сред из-за возможного засорения и залипания насадки, они не пригодны для работы с

малым расходом жидкости, потому что не удастся достичь необходимой для хорошего смачивания насадки плотности орошения.

В насадочных аппаратах жидкость в колонну подается через распределительные устройства в верхней части аппарата (желоба, брызгалки, перфорированные трубы, тарельчатые вращающиеся разбрызгиватели). Для увеличения поверхности межфазового контакта на опорные колосниковые решетки насыпают или укладывают в определенном порядке насадку. Живое сечение колосниковой решетки должно быть больше живого сечения в насадке.

Насадку размещают обычно несколькими ярусами высотой от 1 до 3 м. Между ярусами оставляют свободный объем 300...500 мм, в который устанавливают распределительные тарелки, необходимые для создания более равномерного по сечению орошения насадки, т. к. по мере перетекания по насадке вниз орошающая жидкость прижимается к стенкам колонны. В насадочных теплообменниках используют большое число разнообразных по форме и размерам насадок, изготовленных из различных материалов (металла, керамики, пластмасс и др.), которые удовлетворяют основным требованиям, наиболее важным для того или иного функционального назначения теплообменника. Наиболее широко в качестве насадки используются тонкостенные кольца Рашига, имеющие высоту, равную диаметру. Диаметр колец Рашига может составлять от 15 до 150 мм. Кольца малых размеров засыпают в колонну навалом. Кольца диаметром, превышающим 50 мм, укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга (регулярная насадка). По сравнению с насадкой, насыпанной в колонну навалом, регулярная насадка обладает меньшим гидравлическим сопротивлением и допускает более высокие скорости газа. Однако, регулярная насадка требует более сложных по устройству оросителей, чем насадка, насыпанная навалом.

Значительное влияние на интенсивность теплообмена в смесительных теплообменниках оказывают *процессы массопереноса* (массопередачи и массоотдачи).

Процессы массопередачи – это такие, которые характеризуются переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую.

Процессы массоотдачи – характеризуются переходом вещества в пределах одной фазы.

Виды процессов массопередачи:

1) *абсорбция* – поглощение газа жидкостью, то есть процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой фазы в жидкую; 2) *адсорбция* – поглощение одного из компонентов газа, пара или раствора твердым пористым поглотителем, т.е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой (паровой) или жидкой фазы в твердую; 3) *десорбция* – процесс, обратный процессам абсорбции и адсорбции; 4) *ректификация* – разделение гомогенных жидких смесей, основанное на различии температур кипения компонентов; 5) *экстракция* – извлечение вещества, растворенного в жидкости другой жидкостью, практически не смешивающейся с первой.

При этом извлекаемый компонент исходного раствора переходит из одной жидкой фазы в другую; 6) *сушка* – удаление влаги из твердых материалов путем ее испарения и отвода образовавшихся паров; 7) *кристаллизация* – выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов или расплавов. Кристаллизация характеризуется переходом вещества из жидкой фазы в твердую, вследствие изменения его растворимости.

Подобно теплопередаче массопередача представляет собой сложный процесс, включающий перенос вещества (массы) в пределах одной фазы, перенос через поверхность раздела фаз и его перенос в пределах второй фазы. Массопередача происходит через границы (поверхность) раздела фаз, которая может быть либо подвижной (г – ж, п – ж, ж – ж), либо неподвижной (с твердой фазой).

Процессы массопередачи можно разделить на 2 группы:

I группа – это процессы, в которых участвуют минимально 3 вещества: одно находится только в одной фазе, другое – во второй фазе, а третье переходит из одной фазы в другую и представляет собой распределяемое между фазами вещество, т.е. первое и второе вещества являются лишь носителями и из фазы в фазу сами не переходят (абсорбция, экстракция и др.). *II группа* – это процессы, в которых участвуют вещества, составляющие 2 фазы, обмениваясь компонентами, сами непосредственно участвуют в массопередаче (перегонка, ректификация).

Скорость массообменных процессов, как правило, лимитируется молекулярной диффузией, поэтому такие процессы называются диффузионными. Диффундирующее в пределах фазы вещество перемещается от точки с большей к точке с меньшей концентрацией и в расчетах движущую силу процессов массопереноса выражают положительной разностью концентраций вещества в данной фазе и концентраций в состоянии равновесия с другой (контактирующей) фазой (равновесная концентрация) или разность концентраций ΔC в данной точке фазы и на границе раздела. Движущая сила зависит от физико-химических свойств веществ и от схемы движения.

Уравнение массопередачи в общем виде

$$M = KS\Delta C_{\text{ср}} \quad (6.1)$$

где M – масса вещества, перешедшего из одной фазы в другую в единицу времени; K – коэффициент массопередачи; S – поверхность контакта фаз; ΔC – разность концентраций вещества в данной фазе и концентраций в состоянии равновесия с другой фазой.

Обозначая Y – концентрацию распределяемого компонента в газовой фазе, а X – концентрацию распределяемого компонента в жидкой фазе, уравнение массопередачи можно записать:

$$\text{по газовой фазе} \quad M_y = K_y S \Delta Y_{\text{ср}} \quad (6.2)$$

$$\text{по жидкой фазе} \quad M_x = K_x S \Delta X_{\text{ср}} \quad (6.3)$$

где $\Delta Y_{\text{ср}}$, $\Delta X_{\text{ср}}$ – средние разности равновесной и рабочей концентраций соответственно в газовой и жидкой фазах; K_y , K_x – коэффициенты массопередачи в газовой и жидкой фазах.

Уравнения массоотдачи:

$$\text{по газовой фазе} \quad M_y = \beta_y S(\bar{Y} - \bar{Y}_{\text{гр}}) \quad (6.4)$$

$$\text{по жидкой фазе} \quad M_x = \beta_x S(\bar{X} - \bar{X}_{\text{гр}}) \quad (6.5)$$

где \bar{X} , \bar{Y} – средние концентрации в ядре фазы, а $\bar{X}_{\text{гр}}$, $\bar{Y}_{\text{гр}}$ – на границе; β_x и β_y – коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой фазах, показывающие какая масса вещества переходит от поверхности в ядро (или наоборот) через единицу площади в единицу времени при движущей силе, равной 1. β_x и β_y не являются постоянными и зависят от физико-химических свойств фазы и гидродинамических условий в ней.

Массопередача является сложным процессом, поэтому диффузионное сопротивление массопередачи складывается из сопротивлений переносу в обеих фазах и рассчитывается по правилу аддитивности фазовых сопротивлений

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}, \quad (6.6)$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}, \quad (6.7)$$

где $m = \frac{Y^*}{X}$ – коэффициент распределения; Y^* – равновесная концентрация распределяемого компонента в газовой фазе; X – рабочая концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе.

Коэффициент K всегда меньше наименьшего из β , поэтому для его увеличения целесообразно повышать турбулентность потока, т.е. скорость его течения v . В турбулентном потоке $\beta \sim v^{0.43}$

Описание лабораторной установки

Установка (рис. 6.1) состоит из колонны 1 ($d=120$ мм), термостата 2, разбрызгивателя 3, влагоотделителя 4, вентилятора 5, лабораторного автотрансформатора (ЛАТРа) 6, расходомера 7.

Насадкой в колонне являются кольца Рашига $15 \times 15 \times 2$ мм с поверхностью $S_H = 0,336 \text{ м}^2$. Внутри колонны расположен разбрызгиватель 3, через который подается нагретая вода.

Расход воздуха, подаваемого вентилятором 5, регистрируется расходомером 7.

Регистрация параметров влажного воздуха осуществляется по показаниям психрометра, установленных на выходе из влагоотделителя.

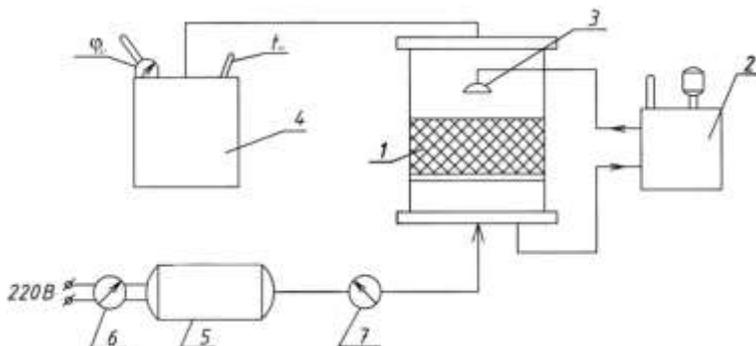


Рис. 6.1. Схема установки для изучения процесса массопередачи:

1 – колонна, 2 – термостат, 3 – разбрызгиватель, 4 – влагоотделитель, 5 – вентилятор, 6 – ЛАТР, 7 – расходомер.

Порядок проведения эксперимента

1. Записать значение температуры t_0 и относительной влажности окружающего воздуха φ_0 .
2. Включить установку. Достичь постоянного значения температуры воды в термостате.
3. Определить объемный расход воздуха V , м³/с.
4. Замерить температуру t_1 и относительную влажность φ_1 воздуха на выходе из установки. Результаты занести в табл. 6.1.

Таблица 6.1

№ опыта	t_0 , °C	φ_0 , %	V , м ³ /с	t_1 , °C	φ_1 , %

5. Меняя расход воздуха провести эксперимент в трех режимах.

Обработка результатов эксперимента

1. По I - X диаграмме определяют значения влагосодержаний воздуха на входе и выходе аппарата X_0 , X_1 , а также значения парциальных давлений пара в нем P_0 и P_1 .

2. По температурам t_0 и t_1 в прил. 2 находят давления насыщения P_0^* и P_1^*

3. Рассчитывают количество влаги, перешедшей в единицу времени из жидкости в воздух

$$M = \rho \cdot V (X_1 - X_0), \quad (6.8)$$

где ρ — плотность воздуха при средней его температуре $t = (t_1 + t_0)/2$

4. Вычисляют среднюю движущую силу процесса массопередачи

$$\Delta P_{\text{cp}} = \frac{\Delta P_1 - \Delta P_0}{\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_0}}$$

$$\Delta P_0 = P_0^* - P_0$$

$$\Delta P_1 = P_1^* - P_1$$

5. Определяют коэффициент массопередачи

$$K = \frac{M}{S_{\text{H}} \cdot \Delta P_{\text{cp}}}$$

6. Рассчитывают скорость воздуха в колонне

$$v = \frac{4V}{\pi d^2}$$

7. Результаты заносят в табл. 6.2.

8. По результатам расчета строят графическую зависимость коэффициента массопередачи от скорости воздуха $K=f(v)$

Таблица 6.2

№ п/п	X_0 , кг/кг	X_1 , кг/кг	P_0 , Па	P_0^* , Па	P_1 , Па	P_1^* , Па	ΔP_{cp} , Па	M , кг/с	K , кг/с·м ² ·Па	v , м/с

Контрольные вопросы

1. Какие аппараты называют смесительными теплообменниками?
2. Перечислите особенности смесительных теплообменников.
3. Почему интенсивность теплообмена в смесительных теплообменниках значительно выше, чем в поверхностных при одинаковых начальных температурах?
4. Перечислите достоинства и недостатки смесительных теплообменников.
5. По каким признакам, и каким образом классифицируют смесительные теплообменники?
6. Что является поверхностью контакта в смесительных теплообменниках?

7. Опишите устройство и принцип действия насадочного смешительного теплообменника.
8. Укажите достоинства и недостатки насадочных смешительных теплообменников.
9. Какие требования предъявляются к насадкам для смешительных теплообменников?
10. Напишите уравнение массопередачи и массоотдачи.
11. Напишите уравнение аддитивности фазовых сопротивлений.
12. Что является движущей силой массообмена?
13. Как рассчитать среднюю движущую силу процесса?
14. Понятие рабочей и равновесной линии. Определение направленности массообменных процессов.
15. Факторы, влияющие на скорость массообменных процессов, пути их интенсификации.

Приложения

Приложение 1

Физические свойства воды (на линии насыщения)

P, ат	t, °C	ρ , кг/м ³	i, кДж/кг	c, кДж/кг·°C	$\lambda \cdot 10^6$, Вт/м·°C	$\alpha \cdot 10^7$, м ² /с	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\beta \cdot 10^4$, °C ⁻¹	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	-0,63	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	+0,70	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,82	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	3,21	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	3,87	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	4,49	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	5,11	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	5,70	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	6,32	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	6,95	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	7,5	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	8,0	1,58

Приложение 2

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Температура, °C	Давление (абсолютное), ат	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i', кДж/кг	Удельная энтальпия пара, i'', кДж/кг	Удельная энтальпия парообразования, г, кДж/кг
1	2	3	4	5	6	7
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,90	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,80	0,01729	83,80	2532,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0523	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2114,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,05	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9

Окончание прил. 2

1	2	3	4	5	6	7
65	0,255	6,209	0,1611	272,4	2617,5	2345,2
70	0,318	5,052	0,1979	293,3	2626,3	2333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636,0	2321,0
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644,0	2310,0
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653,0	2297,0
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662,0	2285,0
95	0,862	1,985	0,5139	398,1	2671,0	2273,0
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679,0	2260,0
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687,0	2248,0
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696,0	2234,0
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704,0	2221,0
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711,0	2207,0
125	2,367	0,772	1,2960	525,4	2748,0	2194,0

Приложение 3

Значения коэффициентов A и n для критериального уравнения Нуссельта

Re	A	n
1...200	0,9	0,5
200...6000	0,87	0,54
6000...7000	0,347	0,65

Приложение 4

Теплофизические характеристики материалов

Материал	m_v , кг/м ³	λ , Вт/(м·°C)	c , кДж/(кг·°C)	$a \cdot 10^4$, м ² /ч
1	2	3	4	5
Бетон	2400	1,45	0,84	25,84
Железобетон	2400	1,56	0,84	27,95
Крупнопористый бетон	1900	0,99	0,84	22,30
Шлакобетон	1860	0,92	0,83	19,20
Золобетон	1640	0,51	0,98	11,34
Керамзитобетон	1700	0,41	0,56	15,40
Силикатобетон	1850	0,63	0,84	14,70
Газобетон	940	0,24	0,82	11,20
Пенобетон	400	0,14	1,65	7,64
Раствор	1800	0,93	0,84	22,20
Кирпич глиняный	1700	0,76	0,88	18,20
Кирпич силикатный	1900	0,82	0,84	18,40
Древесина	640	0,38	2,40	–
Металл	7800	56,0	0,46	–
Суглинок	1960	1,49	1,16	23,70

Окончание прил. 4

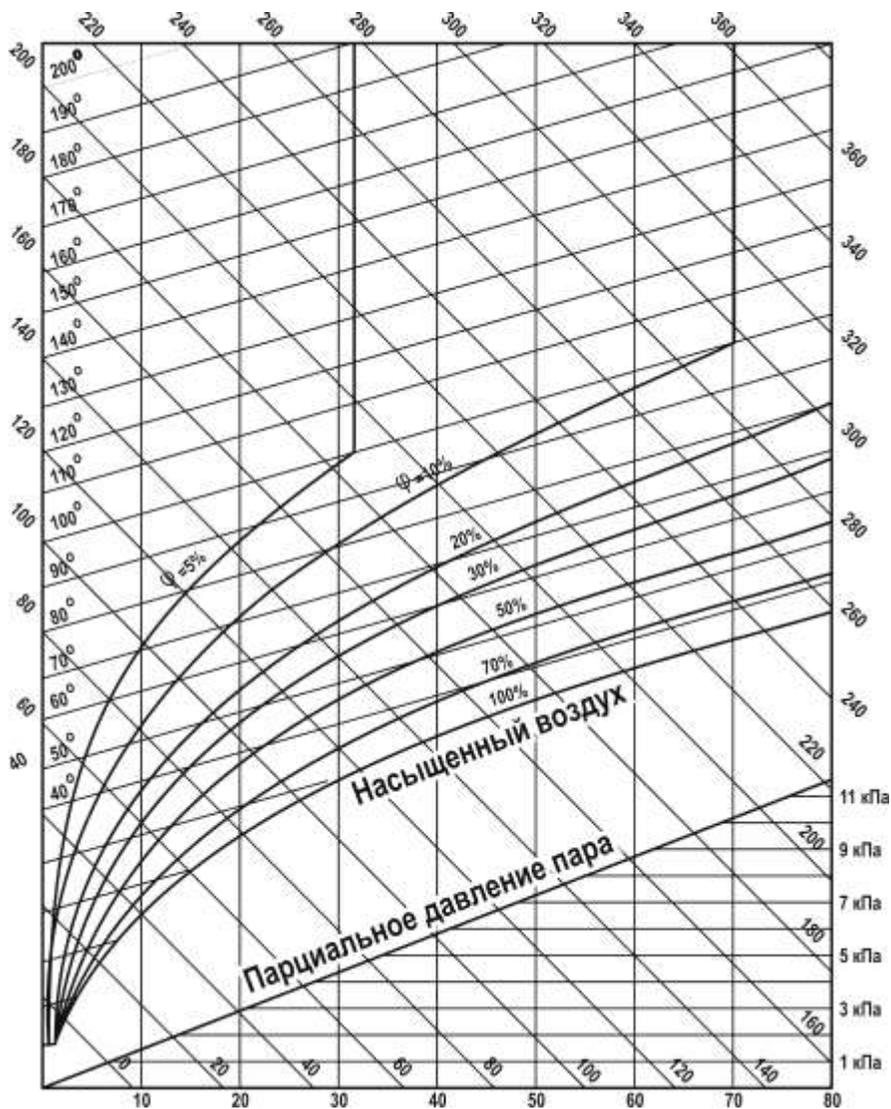
1	2	3	4	5
Песок кварцевый	1500	0,60	1,09	13,00
Керамзит	900	0,41	0,88	18,60
Шлак гранулированный	500	0,15	0,75	14,40
Минеральная вата	300	0,63	0,75	10,00
Минеральный войлок	250	0,08	0,76	14,40
Пеностекло	500	0,16	0,84	14,00
Стекланная вата	200	0,045	0,94	9,70
Стекланный войлок	50	0,044	0,89	35,60
Шлаковая вата	100	0,046	0,74	22,40
Резина	1200	0,163	1,38	9,50

Приложение 5

Среднее значение тепловой проводимости загрязнений стенок

Теплоносители	Тепловая проводимость загрязне- ний стенок $1/\gamma_{\text{загр}}$, Вт/м ² ·К
Вода загрязненная	1400...1 860
» среднего качества	1860...2 900
» хорошего качества	2900...5 800
» очищенная	2900...5 800
» дистиллированная	11600
Нефтепродукты чистые, масла, пары хладагентов	2 900
Нефтепродукты сырые	1160
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты	5800
Водяной пар (с содержанием масла)	5800
Органические пары	11600
Воздух	2800

Диаграмма состояния влажного воздуха



Библиографический список

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. / А. Г. Касаткин. – II-е изд. стереотип. и дораб. - М.: Альянс, 2005. – 753 с.
2. Павлов А.М. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии./ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – Л.: Химия. 1987, - 575 с.
3. Губарева В.В. Термовлажностные и низкотемпературные теплотехнологические процессы и установки. Ч.1 Учебное пособие./ В.В. Губарева, В.П. Кожевников, М.С. Шиманская. *Рекомендовано УМО вузов РФ по образованию в области энергетики и теплотехники для студентов высших учебных заведений.* – Белгород: БГТУ им. В.Г. Шухова, 2009. – 142 с.
4. Бакластов А.М. Промышленные теплообменные процессы и установки. / А.М. Бакластов, В. А. Горбенко, О.Л. Данилов и др. – М.: Энергоатомиздат. – 1986. – 328 с.
5. Муштаев В.И.. Сушка дисперсных материалов. / В.И. Муштаев, В.М. Ульянов. – М.: Химия, 1988. – 352 с.

Оглавление

Введение	3
Требования к выполнению лабораторных работ.....	4
Лабораторная работа №1. Изучение кинетики процесса сушки в конвективной сушилке.....	4
Лабораторная работа №2. Определение константы скорости сушки в процессе конвективной сушки.....	12
Лабораторная работа №3. Изучение процесса сушки материала в сушилке "кипящего слоя".....	16
Лабораторная работа №4. Изучение процесса теплопередачи в рекуперативном теплообменном аппарате.....	22
Лабораторная работа №5. Определение энергозатрат на выпаривание раствора в поверхностном выпарном аппарате.....	28
Лабораторная работа №6. Изучение процесса массопереноса в смесительном (контактном) теплообменнике.....	35
Приложения.....	43
Приложение 1. Физические свойства воды (на линии насыщения).	43
Приложение 2. Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры.....	43
Приложение 3. Значения коэффициентов A и n для критериально- го уравнения Нуссельта.....	44
Приложение 4. Теплофизические характеристики материала.....	44
Приложение 5. Среднее значение тепловой проводимости загрязнений стенок.....	45
Приложение 6. Диаграмма состояния для влажного воздуха.....	46
Библиографический список.....	47

Учебное издание

Тепломассообменное оборудование предприятий

Методические указания к выполнению лабораторных работ
для студентов направления бакалавриата 13.03.01 – Теплоэнергетика и
теплотехника профиля подготовки "Энергообеспечение предприятий"

Составитель **ГУБАРЕВА** Валентина Васильевна

Подписано в печать 26.03.15. Формат 60x84/16. Усл. печ. л. 2,8. Усл. изд. л. 3,0.

Тираж экз. Заказ Цена

Отпечатано в Белгородском государственном технологическом университете
им. В.Г. Шухова

308012, г.Белгород, ул. Костюкова, 46