

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ СССР

МОСКОВСКИЙ ордена ЛЕНИНА и ордена ОКТЯБРЬСКОЙ РЕВОЛЮЦИИ
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

П. Г. УДЫМА

Утверждено
учебным управлением МЭИ
в качестве учебного пособия
для студентов

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ

по курсу

ПРОЕКТИРОВАНИЕ, МОНТАЖ И ЭКСПЛУАТАЦИЯ
ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ УСТАНОВОК

ПЛЕНОЧНЫЕ ИСПАРИТЕЛИ

Редактор А. М. БАКЛАСТОВ



Москва

1985

УДК 66.045.13 075.8

Пленочные испарители. Удыма П. Г./Под ред. А. М. Бакластова. — М.: Моск. энерг. ин-т, 1985. — 88 с.

Изложены теоретические и практические методы расчета, связанные с проектированием пленочных испарителей, и показаны современные конструкции аппаратов, применяемых для выпаривания термолабильных растворов и полимерных жидкостей.

Пособие предназначено для студентов старших курсов факультета протеплоэнергетики и вечернего факультета теплоэнергетики специальности 0308, 0316.

Рецензенты:

кандидат технических наук *В. В. Скорняков*,
главный энергетик НПО «Норпласт» *Е. Д. Котенев*.

85
781

г.

ПРЕДИСЛОВИЕ

Развитие химической и нефтехимической промышленности и особенно производств жирных спиртов, синтетических смол и полимерных материалов потребовало создания нового более совершенного оборудования для выпаривания термолабильных растворов с повышенной вязкостью.

Как известно, выпаривание таких растворов связано с термическим разложением органических веществ, и поэтому удаление растворителя необходимо производить при сравнительно низких температурах под вакуумом с очень кратковременным пребыванием раствора в зоне испарения.

В качестве аппаратов, отвечающих этим требованиям, являются пленочные испарители, которые в настоящее время достигли значительного конструктивного совершенства конструкции и широко применяются в различных отраслях промышленности.

Пленочные испарители применяются в производствах синтетического латекса, мочевины, акрилонитрила, полистирола, синтетических смол, глицерина, глюкозы, различных экстрактов, соков, желатина, клея и др. продуктов.

Применение пленочных испарителей привело к интенсификации производственных процессов выпаривания, дистилляции, концентрирования растворов, десорбции и дегазации различных полимерных материалов.

Применение пленочных испарителей наиболее целесообразно в тех случаях, когда производственные условия требуют ведения процессов нагрева и упаривания жидкостей при малых значениях тепловых потоков $q=40 \cdot 10^3$ Вт/м² и малого температурного напора $\Delta t \leq 10$ °С.

Выпаривание растворов в пленочных испарителях связано со сложными процессами гидродинамики и тепло- и массообмена, что во многих случаях затрудняет решение задач проектирования установок. Поэтому в учебном пособии проведена систематизация литературного материала и кратко изложена методика теплового и конструктивного расчетов

пленочных испарителей применительно к производственным условиям. Кроме того, здесь нашли отражение современные конструкции испарителей, разработанные в нашей стране и за рубежом.

Учебное пособие предназначено для студентов и аспирантов, изучающих процессы теплотехнологии и выполняющих научно-исследовательские работы по пленочному истечению жидкостей в тепломассообменных установках.

1. ГИДРОДИНАМИКА ПЛЕНОЧНЫХ ИСПАРИТЕЛЕЙ

1.1. Гравитационное стекание пленки жидкости по наклонной и вертикальной поверхностям стенки

В промышленном производстве нашли широкое применение пленочные испарители, работающие на принципе:

— гравитационного течения тонкого слоя жидкости по поверхности теплообмена;

— распределения жидкости по поверхности теплообмена с помощью роторных мешалок.

В обоих случаях эффективность испарения раствора зависит от толщины пленки, скорости ее движения, величины и состояния поверхности нагрева, температурного и физико-химических свойств жидкости.

Изучение процессов пленочного течения жидкости под действием гравитационных сил впервые проводилось В. Нуссельтом при конденсации пара на вертикальной охлаждаемой поверхности теплообменника. Для определения средней толщины пленки В. Нуссельт применил уравнение Навье — Стокса в условиях установившегося безволнового течения.

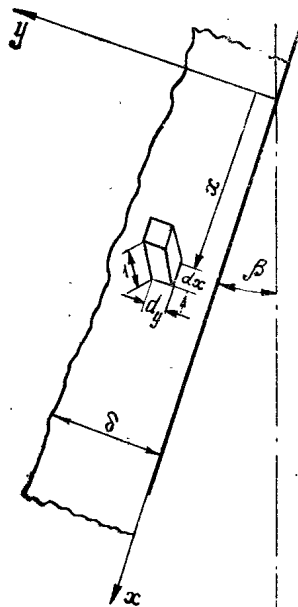


Рис. 1.1. Пленочное течение жидкости по наклонной поверхности со схематичным выделением элементарного объема со сторонами dx , dy и 1

Пленка жидкости, стекающая ламинарно по плоской наклонной стенке (рис. 1.1), будет находиться в равновесии под действием сил тяжести и внутреннего трения.

Для одномерного движения пленки вдоль оси x уравнение Навье — Стокса имеет вид

$$\rho g_x - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} = \frac{\partial w_x}{\partial t} + w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y}, \quad (1.1)$$

а уравнение неразрывности —

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} = 0. \quad (1.2)$$

Граничные условия:

— на поверхности пленки $\mu \frac{\partial w_x}{\partial y} = 0, y = \delta;$

— на поверхности стенки $w_x = w_y = 0.$

Уравнение ламинарного движения пленки в поле силы тяжести после упрощений получит выражение

$$\frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \rho g_x = 0, \quad (1.3)$$

где $g_x = g \cos \beta$; β — угол между стенкой и вертикалью.

Интегрирование уравнения (1.3) с учетом граничных условий приведет к зависимости

$$w_x = \frac{\rho g_x}{\mu} y \left(\delta - \frac{y}{2} \right) \quad (1.4)$$

или

$$w_{cp} = \frac{1}{\delta} \int_0^{\delta} w_x dy = \frac{\rho g_x \delta^2}{3}. \quad (1.5)$$

Полученное уравнение (1.5) показывает, что средняя скорость течения пленки жидкости по наклонной поверхности зависит от плотности жидкости, толщины пленки и угла наклона поверхности. Для выявления этой зависимости рассмотрим течение жидкой пленки по вертикальной поверхности. В этом случае течение пленки создается с помощью щелевых распределителей, как показано на рис. 1.2. а.

Характеристика режима течения пленки определяется числом Рейнольдса, равным

$$Re = \frac{w_{cp} \delta \rho}{\mu}, \quad (1.6)$$

где w — скорость течения пленки, м/с; $d_э$ — эквивалентный диаметр, м; ρ — плотность жидкости, кг/м³; μ — коэффициент динамической вязкости, Па·с.

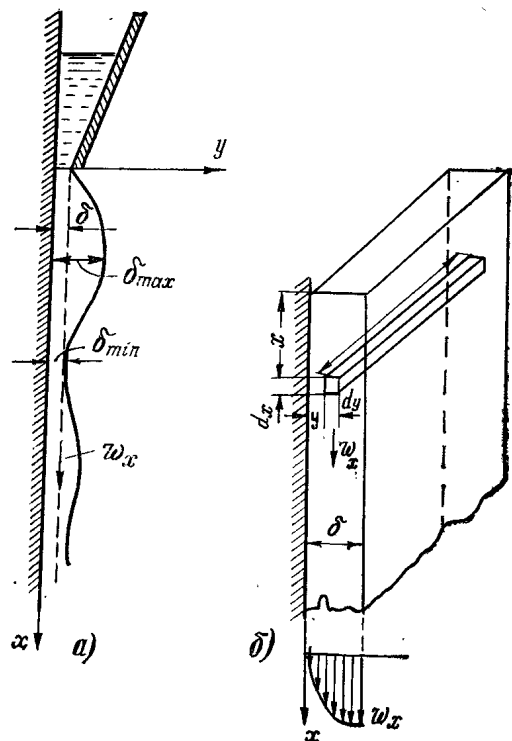


Рис. 1.2. Схема пленочного волнового течения жидкости по вертикальной поверхности

На рис. 1.2 представлено течение по вертикальной поверхности жидкой пленки, ширина которой равна Π и толщина δ . Площадь сечения пленки равна

$$S = \Pi \cdot \delta. \quad (1.7)$$

В качестве характерного размера принимается эквивалентный диаметр, равный

$$d_э = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4\Pi\delta}{\Pi} = 4\delta. \quad (1.8)$$

Подставляя значение $d_э$ в выражение числа Рейнольдса, получим

$$Re = \frac{4w\delta\rho}{\mu}. \quad (1.9)$$

Вследствие того, что измерять толщину жидкой пленки δ и скорость ее течения весьма затруднительно, в практике прибегают к линейной плотности орошения, которая выражает количество жидкости, проходящее в единицу времени через оросительное устройство (щель):

$$\Gamma = \frac{G}{\Pi} = \frac{w\Pi\delta\rho}{\Pi} = w\delta\rho, \quad (1.10)$$

где $G = wS\rho = w\Pi\delta\rho$ — расход жидкости, кг/с; Π — периметр поверхности, по которой движется жидкая пленка.

Заменяя в формуле (1.9) значение $w\delta\rho$ на Γ , получим величину критерия Рейнольдса, более удобную для решения практических задач:

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu}. \quad (1.11)$$

Скорость течения жидкой пленки по вертикальной поверхности определяется следующим образом.

Предположим, что пленка стекающей жидкости плоская и равномерная по толщине на всей длине вертикальной поверхности и вязкость ее остается неизменной.

Сила тяжести элемента пленки на периметре $\Pi = 1$ определяется из рис. 1.2, б):

$$dG_1 = dV\rho = dx \cdot dy \cdot 1 \cdot \rho g. \quad (1.12)$$

Сила внутреннего трения равна

$$\tau dF = \mu \frac{dw_x}{dy} dF = \mu \frac{dw_x}{dy} dx \cdot 1, \quad (1.13)$$

где $dF = dx \cdot 1$.

Напряжение, действующее на элементарном участке:

$$\frac{dG_2}{dy} = \mu \frac{d^2w_x}{dy^2} dx \cdot 1$$

или

$$dG_2 = \mu \frac{d^2w_x}{dy^2} dx \cdot dy \cdot 1. \quad (1.14)$$

Равновесие силы трения и силы тяжести наступит при условии, когда

$$dG_1 + dG_2 = 0. \quad (1.15)$$

На основании уравнений (1.12) и (1.14) для случая равновесия можно написать

$$dx dy \rho g = -\mu \frac{d^2 w_x}{dy^2} dx dy$$

или

$$\frac{d^2 w_x}{dy^2} = -\frac{\rho g}{\mu}. \quad (1.16)$$

Интегрируя дважды полученное уравнение (1.16), найдем

$$\frac{dw_x}{dy} = -\int \frac{\rho g}{\mu} dy = -\frac{\rho g}{\mu} y + c; \quad (1.17)$$

$$w_x = -\frac{\rho g}{\mu} \cdot \frac{y^2}{2} + cy + c'. \quad (1.18)$$

Применяя пределы интегрирования $y=0$, $w_x=0$, из уравнения (1.18) получим

$$c' = 0.$$

Для случая, когда $y=\delta$ и $\frac{dw_x}{dy} = 0$, получим

$$c = \frac{\rho g}{\mu} \delta.$$

Подставляя значение c в уравнение (1.18), для скорости течения жидкой пленки по вертикальной поверхности найдем

$$w_x = \frac{\rho g}{\mu} \left(\delta y - \frac{y^2}{2} \right). \quad (1.19)$$

Если $y=\delta$, то скорость течения жидкости будет максимальной:

$$w_x^{max} = \frac{\rho g}{2\mu} \delta^2. \quad (1.20)$$

Средняя скорость течения пленки описывается уравнением

$$w_x^{cp} \delta = \int_{y=0}^{y=\delta} w_x dy =$$

$$= \frac{\rho g}{\mu} \int_{y=0}^{y=\delta} \left(\delta y - \frac{y^2}{2} \right) dy = \frac{\rho g}{\mu} \left(\frac{\delta^3}{2} - \frac{\delta^3}{6} \right),$$

откуда

$$w_x = \frac{\rho g}{3\mu} \delta^2. \quad (1.21)$$

Сопоставляя значение максимальной скорости (1.20) с величиной средней скорости (1.21), можно установить

$$\frac{w_x^{max}}{w_x^{cp}} = \frac{3}{2} = 1,5. \quad (1.22)$$

Это соотношение подтверждает, что скорость течения жидкой пленки на ее наружной поверхности в 1,5 раза выше средней скорости течения.

Подставляя значение w_x^{cp} из уравнения (1.21) в формулу (1.10), получим

$$\delta^3 = \frac{3\Gamma\mu}{\rho^2 g} \quad (1.23)$$

или

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\mu}{\rho^2 g}}. \quad (1.24)$$

Если в формулу (1.23) введем число Рейнольдса, равное $Re = \frac{4\Gamma}{\mu}$, получим

$$\delta^3 = \frac{3}{4} \frac{Re \mu^2}{\rho^2 g}.$$

Заменяя $\mu^2/\rho^2 = \nu^2$:

$$\delta^3 = \frac{3}{4} \left(\frac{\nu^2}{g} \right) Re = 0,75 \left(\frac{\nu^2}{g} \right) Re,$$

Откуда

$$\delta = 0,9085 \left(\frac{\nu^2}{g} \right)^{1/3} \cdot Re^{1/3}. \quad (1.25)$$

Для практических расчетов обозначим: $\phi = (\nu^2/g)^{1/3}$ — приведенная толщина пленки; тогда

$$\delta = 0,9085 \phi Re^{1/3}. \quad (1.26)$$

Для $Re=1$ получим $\delta \approx \phi$.

Из уравнения (1.23) следует, что толщина пленки, стекающей при ламинарном режиме, прямо пропорциональна ее

вязкости и плотности орошения и обратно пропорциональна плотности жидкости.

Среднюю толщину пленки можно рассчитать по формуле

$$\delta_{\text{ср}} = \sqrt{\frac{2,4\Gamma\mu}{\rho^2}}. \quad (1.27)$$

Формула справедлива при ламинарном режиме, когда на пленке отсутствует волнообразование ($Re < 30$).

1.2. Волновое течение пленки

При гравитационном стекании жидкостной пленки по вертикальной поверхности с увеличением скорости появляются волны. Переход от равномерного к волновому течению пленки характеризуется числом Рейнольдса, равным $Re \geq 30$.

При волнообразном движении жидкой пленки плотность орошения имеет значение

$$\Gamma = g \frac{\rho}{2,4\mu} \delta^3. \quad (1.28)$$

Средняя скорость движения пленки соответствует

$$\omega_{\text{ср}} = \frac{\Gamma}{\rho\delta}. \quad (1.29)$$

Исследования показали, что ламинарный режим течения пленки по вертикальной поверхности наблюдается при значениях критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} = 12 - 30.$$

Точная граница перехода равномерного в волновое течение пленки не установлена из-за сложности ведения эксперимента и измерения параметров течения пленки. Следует отметить, что по мере возрастания числа Рейнольдса средняя толщина пленки также растет, однако толщина в местах впадины $\delta_{\text{вл}}$ остается постоянной величиной и равной толщине безволнового течения пленки.

Волновой режим течения пленки характеризуется выражением

$$Re_{\text{волн}} = 0,56 \left(\frac{\sigma g^{2,3}}{\rho \nu^{4/3}} \right)^{3/11}. \quad (1.30)$$

Эксперименты показали, что волновое течение пленки имеет место при следующих режимах [10]:

- ламинарное течение $Re = 30 - 100$;
- турбулентное течение $Re = 100 - 400$;
- развитое турбулентное течение $Re = 400 - 1200$.

При течении пленок, когда $R \geq 1200$, волнообразование имеет хаотический характер, что приводит к перемешиванию среды в поперечном и продольном сечениях пленки.

Исследования гравитационного течения пленок на поверхности труб показали, что при $\delta/R \leq 1/100$ кривизна поверхности не оказывает существенного влияния на процесс волнообразования. В этом случае кривизна поверхности вносит поправку к толщине пленки в пределах 4 — 10%.

Таким образом, при ламинарном течении средняя скорость $\omega_{\text{пл}}$ и толщина δ стекающей пленки определяются по формулам

$$\omega_{\text{пл}}^{\text{л}} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{3\mu\rho}}; \quad (1.31)$$

$$\delta_{\text{л}} = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\mu_{\text{ж}}}{\rho^2 g}} = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\nu}{\rho g}}. \quad (1.32)$$

При турбулентном течении жидкой пленки по вертикальной поверхности расчет скорости и толщины пленки производят по уравнениям

$$\omega_{\text{пл}}^{\text{т}} = 2,3 \left(\frac{g}{\rho} \right)^{1,3} \frac{\Gamma^{7/15}}{\mu^{2/15}}; \quad (1.33)$$

$$\delta_{\text{т}} = 0,433 \frac{\mu^{2/15} \Gamma^{8/15}}{g^{1/3} \rho^{2/3}}. \quad (1.34)$$

1.3. Течение жидкостных пленок в трубах

Самый простой пленочный аппарат представляет собой трубу, по поверхности которой течет пленка жидкости, подвергающаяся термической обработке — нагреву или испарению (рис. 1.3). Обогрев такого аппарата осуществляется греющим паром, поступающим во внутрь трубы.

Для исследования гравитационного течения пленки по наружной поверхности трубы рассмотрим вначале случай без обогрева с целью исключения факторов тепло- и массообмена.

Как показали исследования, поток жидкостных пленок на поверхности трубы мало отличается от течения пленок по плоской вертикальной поверхности при условии, что

$\delta/R=1/100$. В этом случае кривизна поверхности вносит поправку к толщине пленки в пределах 4—10%. Влияние кривизны поверхности на толщину пленки можно объяснить возникновением капиллярных сил, действующих по радиусу трубы.

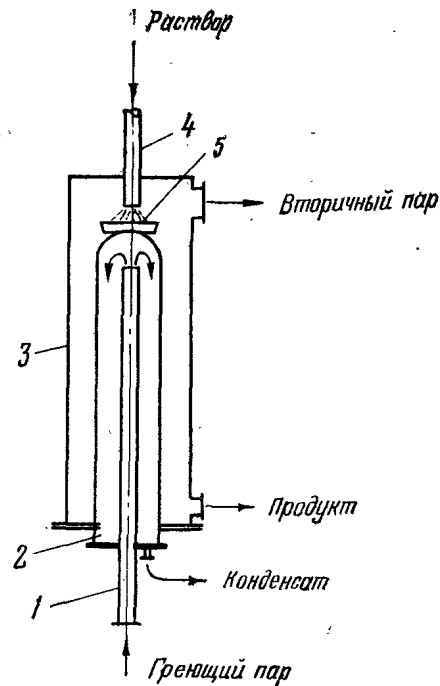


Рис. 1.3. Экспериментальный пленочный испаритель: 1 — труба греющего пара; 2 — внутренний стакан для пленочного испарения раствора; 3 — корпус; 4 — труба для подачи раствора; 5 — оросительное кольцо

Для течения жидкостных пленок в трубах при неизменных значениях плотности и вязкости в направлении оси z можно использовать уравнение Навье—Стокса

$$\rho \frac{\partial w}{\partial t} + \left(u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = z - \frac{\partial P}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right), \quad (1.35)$$

где $\rho \frac{\partial w}{\partial t}$ — сила, отнесенная к единице объема для получения неустойчивого потока; $u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z}$ — перенос момента жидкостью, протекающей через единицу площади поперечного сечения; z — внешняя сила — сила тяжести в вертикальном направлении; $\frac{\partial P}{\partial x}$ — градиент давления; $\mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right)$ — сопротивление, возникающее при изменении объема из-за вязкости сил.

Анализируя уравнение (1.35), можно допустить, что левая часть уравнения крайне мала и ею можно пренебречь. Значение z также весьма мало. Величина $\frac{\partial^2 w}{\partial z^2}$ остается равной нулю до тех пор, пока на частицу пленки не действует ускорение в направлении движения потока.

Таким образом, для устойчивого несжимаемого потока вертикальная составляющая скорости жидкости будет равна

$$\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} = - \frac{\rho g}{\mu}, \quad (1.36)$$

а для потока вдоль стенки трубы по оси

$$\frac{\partial^2 w}{\partial y^2} = - \frac{\rho g}{\mu}. \quad (1.37)$$

Сопоставляя формулу (1.16), полученную для течения жидкостной пленки по плоской вертикальной поверхности, с формулой (1.37) для течения пленки по вертикальной поверхности трубы можно заметить тождество величин.

В связи с этим для расчета гравитационного течения жидкостных пленок по внутренней или наружной поверхности трубы можно воспользоваться формулами, найденными для течения пленок по плоской вертикальной поверхности. В частности, скорость течения пленки определится как

$$w_x = \frac{g}{\nu} \left(y\delta - \frac{y^2}{2} \right) = \frac{g}{2\nu} \delta^2 = \frac{g}{2\nu} (R-r)^2, \quad (1.38)$$

где

$$r = R - \delta; \quad \delta = R - r.$$

Толщина пленки

$$\delta = 0,9085 \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Re^{1/3} = 0,9085 \theta Re^{1/3},$$

где $Re = \frac{4\Gamma}{v} = \frac{4\omega_x(R-r)}{v}$ — число Рейнольдса; $\theta = \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3}$ — приведенная толщина пленки.

Следует отметить значительное влияние температуры на вязкость жидкости, что соответственно влияет на толщину жидкостной пленки. Поэтому уравнение (1.25) можно применять в расчетах только при нормальной температуре.

При течении жидкостных пленок на внутренней поверхности труб малого диаметра необходимо учитывать также касательные напряжения, возникающие на поверхности при турбулентном режиме.

Экспериментальные исследования Браура показали, что величина касательных напряжений соответствует

$$\tau_{ст} = 0,0267 Re^{0,4}. \quad (1.39)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления определяется по формуле

$$\zeta = \frac{0,8546}{Re^{8/15}}. \quad (1.40)$$

1.4. Плотность орошения и способы формирования пленок

Было показано, что одной из основных характеристик течения жидкостных пленок является плотность орошения. В качестве исходной величины плотности орошения принято принимать минимальный расход жидкости, который необходим для полного смачивания орошаемой поверхности и отнесенный к единице смоченного периметра:

$$\Gamma_{min} = \frac{G}{\Pi}.$$

Следует иметь в виду, что минимальная плотность орошения принимается при установившемся течении по предварительно смоченной поверхности.

Как показали исследования Т. Хоблера, минимальная плотность орошения должна рассчитываться с учетом кинетической энергии жидкостной пленки и энергии поверхностного натяжения на границе фаз.

Минимальная плотность орошения составляет

$$\Gamma_{min} = \frac{\mu}{4} \left(\frac{3}{2} \cdot \frac{B}{A} \right)^{3/5}, \quad (1.41)$$

где

$$A = \frac{\rho}{24,2} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3}; \quad B = \sigma(1 - \cos\theta).$$

Здесь σ — поверхностное натяжение на свободной поверхности пленки; θ — краевой угол смачивания.

Если стенка имеет наклон к горизонту под углом φ , то минимальная плотность орошения должна корректироваться:

$$(\Gamma_{min})_{\varphi} = (\Gamma_{min})_{\varphi=0} \cdot (\sin \varphi)^{2/5}. \quad (1.42)$$

Существенное влияние на минимальную плотность орошения оказывает чистота поверхности, по которой течет жидкостная пленка. Коррозионный налет, шероховатость поверхности существенно влияют на величину минимальной плотности орошения и нередко приводят к разрыву пленки. Можно заметить, что минимальная плотность орошения зависит от физико-химических свойств жидкости.

В работе В. М. Олевского [8] показано, что при течении водно-метанольных смесей в трубе минимальная плотность орошения зависит от вязкости и поверхностного натяжения. При изменении поверхностного натяжения от 30 до 73 дин/см и вязкости от 0,23 до 26 спз с плотностью раствора от 0,86 до 1,0 г/см³ получено эмпирическое уравнение для расчета минимальной плотности орошения

$$\Gamma_{min} = 1,7 \cdot 10^{10} \sigma^{3,6} \mu^{0,49}, \quad (1.43)$$

где Γ_{min} — минимальная плотность орошения, кг/(м·ч); σ — поверхностное натяжение раствора, кг/м; μ — коэффициент динамической вязкости, кг/(м·ч).

Влияние шероховатости поверхности стенки на течение жидкостей изучалось многими учеными [5, 8, 10]. Установлено, что искусственная шероховатость, созданная путем укрепления твердых частиц или проволочек диаметром от 0,1 до 0,3 мм, оказывает заметное влияние на скорость течения и вызывает турбулизацию стекающей пленки. Характерно, что при высоте неровностей 0,2 мм и одинаковой плотности орошения получено значение числа Рейнольдса несколько меньше ($Re=1150$), чем для гладкой поверхности ($Re=1450$). Это объясняется тем, что бугорки шероховатости

вызывают дополнительное сопротивление течению жидкостной пленки, которая при турбулентном режиме получает несколько большую толщину.

Измерение средней толщины пленки в зависимости от критерия Рейнольдса показало, что для шероховатых труб она на 10—25% больше толщины пленки для гладких полированных труб.

Некоторые исследователи [5, 8] утверждают, что влияние шероховатости на течение жидкостной пленки сказывается до определенной высоты неровностей, при которой турбулизация становится максимальной, т. е. когда число Рейнольдса достигает критического значения. На основании этого они рекомендуют определять среднюю толщину пленки для шероховатых труб по уравнению

$$\delta_{ш} = Re_{кр}^{1/3-n} \left(\frac{3}{4} \cdot \frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Re^n. \quad (1.44)$$

Здесь значение числа Re и показатель степени n принимают для труб с различной шероховатостью в пределах:

- для гладких труб $Re=1600$; $n=0,33$;
- для корродированных труб $Re=1550$, $n=0,593$;

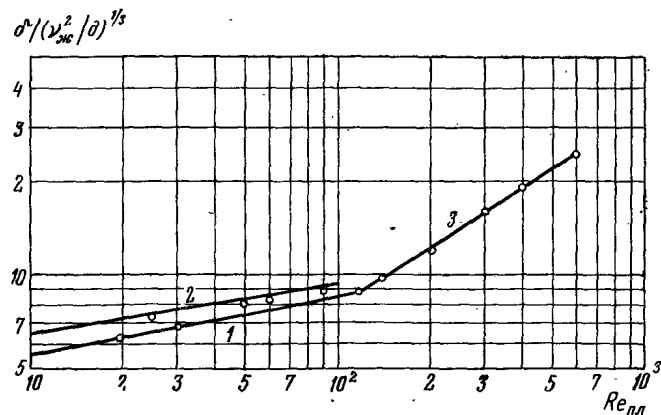


Рис. 1.4. Зависимость средней толщины пленки от числа Рейнольдса для труб: 1 — шлифованных и стеклянных; 2 — обычных после прокатки

труб с шахматной накаткой $Re=1500$, $n=0,618$. При дальнейшем повышении режима течения жидкостной пленки $Re \geq 1600$ для шероховатых труб зависимость средней тол-

щины пленки нарушается. В работе [5] указывается, что средняя толщина пленки $\delta_{ш}$ для шероховатых труб несколько убывает с увеличением $Re=1600$, что объясняется уменьшением толщины пристенного пограничного слоя жидкости, однако по абсолютной величине толщина пленки превосходит толщину пленки при докритическом течении по шероховатым поверхностям. Зависимость полной средней толщины пленки $\delta_{ш}$ от числа Рейнольдса с различной шероховатостью приведена на рис. 1.4.

1.5. Типы оросителей в пленочных аппаратах

Для достижения необходимой плотности орошения пленочных аппаратов применяют различные оросительные устройства, которые конструктивно можно разбить на следующие типы: переливные, щелевые, перфорированные и турбинные.

Практика показала, что эффективность работы пленочных аппаратов зависит от оросительного устройства, обеспечивающего равномерное распределение жидкости по поверхности. Конструкция и размеры оросителя определяют степень формирования и стабилизацию течения жидкостной пленки на рабочей поверхности аппарата.

Переливные оросители

Конструкция переливного оросителя крайне проста и обычно состоит из сборника для непрерывной подачи жидкости и переливного борта вертикальной трубы или стенки, через который переливается жидкость и стекает в виде пленки по всему рабочему периметру (рис. 1.5).

Для стабилизации течения жидкости некоторые переливные устройства имеют переливные скосы или мелкие прорези в виде зубцов треугольной формы (рис. 1.5, I, II, III).

Весьма важным фактором, влияющим на степень формирования жидкостной пленки, являются точность и чистота изготовления оросителя, а также строго горизонтальное расположение переливного устройства. Для жидкостей, имеющих вязкость, мало отличающуюся от воды, участок формирования и стабилизации жидкостной пленки имеет длину, равную $l_{стаб}=250\delta$.

Эта длина замеряется от верхней кромки перелива по высоте вертикальной стенки. Степень формирования и стабилиза-

ции жидкостной пленки зависит также от величины статического напора над порогом перелива и плотности орошения.

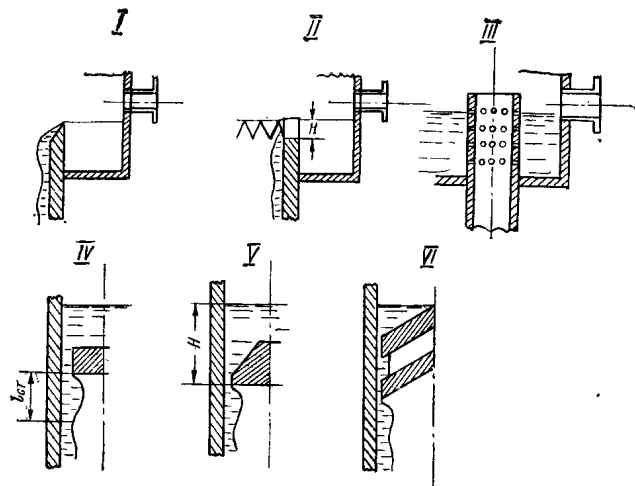


Рис. 1.5. Типы оросителей пленочных аппаратов: а — переливные оросители; б — щелевые оросители; I — с гладкой заостренной кромкой; II — с зубчатообразной кромкой; III — с перфорированной трубой; IV — с цилиндрической вставкой; V — с трапециеобразной или конусной вставкой; VI — с винтообразной вставкой

Щелевые оросители

Щелевые оросители вертикальных аппаратов с гравитационно стекающей пленкой служат для равномерного распределения жидкости тонким слоем по периметру орошаемой поверхности. На рис. 1.5, IV, V, VI представлено несколько конструкций щелевых оросителей. Основными факторами, определяющими возможность регулировки толщины пленки, стекающей по поверхности, являются размеры щели и расход жидкости, отнесенный к периметру орошаемой поверхности аппарата.

Конструктивно щелевые оросители могут различаться по положению щели к орошаемой поверхности. Щелевые оросители с вертикальным вводом жидкости и щелевые оросители с наклонным вводом жидкости наиболее часто встречаются в практике. Они оказывают большое влияние на формирование и стабилизацию течения жидкостной пленки. Поэтому

щелевые оросители изготовляют в виде колец, установленных в трубе таким образом, чтобы между кольцом и орошаемой стенкой образовалась щель необходимых размеров. Такие оросители позволяют вести подачу жидкости под некоторым давлением дозирующего насоса.

Экспериментально установлено [4], что длина участка формирования пленки с помощью щелевых оросителей соответствует $l_{\text{стаб}} = 40\delta$. Эта длина $l_{\text{стаб}}$ зависит от плотности орошения и размеров щели. Так, при ширине щели $\delta_0 = 1$ мм и плотности орошения $\Gamma \leq 1000$ кг/(м·ч) длина стабилизационного участка достигает 100 мм.

Зависимость расхода жидкости при истечении через отверстие определяется по формуле Бернулли

$$G = m f_0 \sqrt{2gH}, \quad (1.45)$$

где G — расход жидкости, м³/с; f_0 — площадь сечения щели, м²; H — высота напора, под которым происходит истечение, м; m — коэффициент расхода, $m = 0,88 - 0,99$.

Для небольших напоров и малых размеров щели существует зависимость

$$We = \frac{H\rho a}{\sigma}, \quad (1.46)$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости, н/м; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Плотность орошения для трубчатых пленочных аппаратов определяется как

$$\Gamma = \frac{G}{\Pi} = \frac{G}{n\pi d_T},$$

где Π — смачиваемый периметр труб, м; n — число труб.

Зависимость плотности орошения Γ от высоты напора жидкости и размеров щели представлена на рис. 1.6.

Как показали эксперименты [10], оптимальная ширина щели, обеспечивающая наиболее равномерное распределение жидкости по орошаемому периметру, составляет $\delta_0 = 0,5$ мм. Гравитационное течение жидкости через вертикальную щель, прилегающую к поверхности орошения, можно выразить числом Фруда

$$Fr = \frac{w_0^2}{4g\delta_0}. \quad (1.47)$$

Тогда отношение установившейся толщины стекающей пленки $\delta_{пл}$ к ширине входной щели при ламинарном режиме течения пленки составит

$$\frac{\delta_{пл}}{\delta_0} = \frac{\sqrt[3]{\frac{3\nu}{g} w_0 \delta_0}}{\delta_0} = \sqrt[3]{\frac{3\nu w_0}{g \delta_0^2}} = \sqrt[3]{\frac{48Fr}{Re}} \ll 1;$$

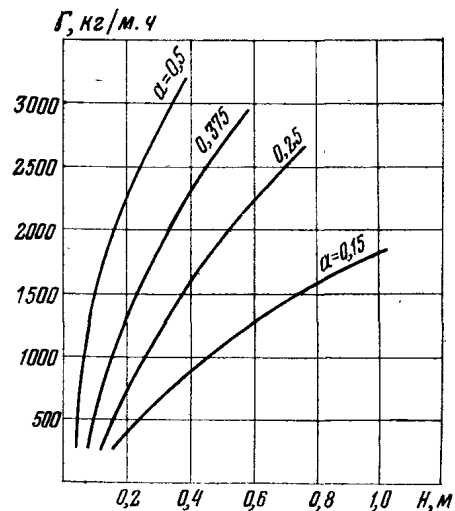


Рис. 1.6. Зависимость плотности орошения Γ от высоты напора жидкости и размеров щели ($\alpha=0,15-0,5$ мм)

если $\delta_0 = \delta_{пл}$, то при $Re \leq 30$

$$\delta_0 = \delta_{пл} = \left(\frac{3\nu^2}{4g}\right)^{1/3} Re^{1/3}.$$

При волнообразном движении пленки плотность орошения равна

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{2,4\mu} \delta_{пл}^3.$$

Средняя скорость движения жидкостной пленки

$$w_{ср} = \frac{\Gamma}{\rho \delta_{пл}}.$$

Перфорированные оросители

Перфорированные оросители применяют для подачи жидкости на внутреннюю поверхность труб пленочного аппарата кожухотрубчатого типа. Конструкция перфорированного оросителя показана на рис. 1.5, III. Для достижения равномерного распределения жидкости по периметру трубки применяют шахматное расположение отверстий диаметром от 1,0 до 5,0 мм. Обычно на выступающие концы трубок навинчивают или плотно надевают перфорированные стаканы, которые имеют отверстия, расположенные в несколько рядов, что позволяет в зависимости от уровня жидкости в оросительном сосуде получать различную плотность орошения. При этом происходит формирование стекающей пленки на участке весьма коротком, однако стабилизация пленочного течения достигается на расстоянии $l_{стаб} \geq 150$ мм. Это объясняется гидродинамическим режимом истечения струй и величиной плотности орошения.

Определение средней скорости потока жидкости при прохождении ее через перфорированный ороситель

$$w_{ср} = \frac{4V_a}{n\pi d_0},$$

где d_0 — диаметр отверстия в оросителе; n — количество отверстий.

Сопротивление движению потока в этом случае определяется по формуле

$$\Delta P = 32\mu \frac{bw_{ср}}{d_0^2}, \quad (1.48)$$

где b — толщина стенки перфорированного оросителя, м.

2. ПЛЕНОЧНЫЕ ИСПАРИТЕЛИ СО СВОБОДНО СТЕКАЮЩЕЙ ПЛЕНКОЙ ЖИДКОСТИ ПО ПОВЕРХНОСТИ НАГРЕВА

2.1. Пленочные испарители колонного типа

В пленочном испарителе колонного типа (рис. 2.1) проводят процессы выпаривания или дистилляции растворов под вакуумом с целью очистки их от нежелательных примесей.

В качестве термически обрабатываемых растворов (веществ) могут быть различные синтетические смолы, пласти-

фикаторы, полимерные материалы, а в качестве нежелательных примесей — вода, инертные газы и пары, легколетучие растворители и др.

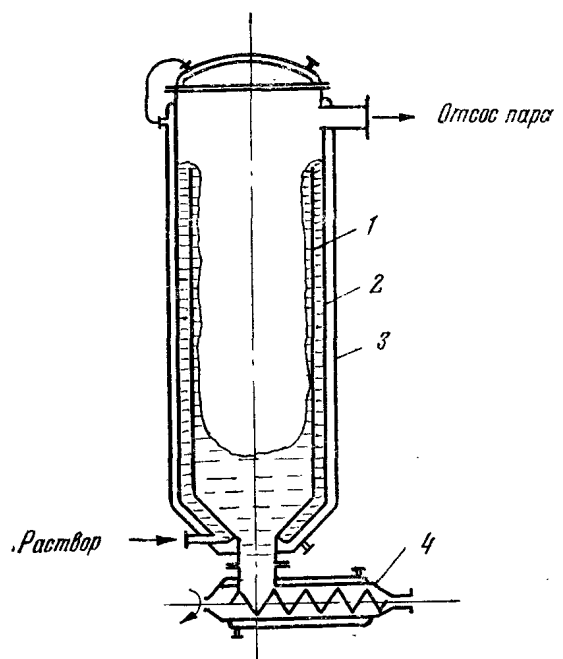


Рис. 2.1. Схема пленочного аппарата для удаления мономера из поликапролактама: 1 — внутренний стакан; 2 — корпус аппарата; 3 — рубашка для теплоносителя; 4 — шнековое устройство для выгрузки продукта

Удаление остаточного низкомолекулярного растворителя из полимерных материалов обусловлено молекулярной дисперсностью и термодинамической устойчивостью растворов. Процесс удаления растворителя или остаточного мономера в продукте происходит в аппаратах со свободно стекающей или принудительно образуемой пленкой в вакууме.

Таким аппаратом со свободно стекающей пленкой полимера может служить конструкция пленочного испарителя, представленная на рис. 2.1. Этот аппарат применяется для удаления мономера в производстве капрона. Раствор капро-

на в капролактаме подается в кольцевое пространство, образуемое корпусом аппарата 1 и внутренним стаканом 2. Корпус аппарата имеет рубашку 3 и обогревается высокотемпературным органическим теплоносителем. Благодаря непрерывной подаче раствора последний, поднимаясь в кольцевом пространстве, будет постепенно нагреваться до температуры кипения. Переливаясь через край, раствор стекает по внутренней поверхности стакана в виде тонкой пленки, из которой происходит удаление мономера. Остаточное давление в аппарате поддерживается в пределах 3—5 мм рт. ст. с помощью вакуум-насоса.

Выгрузка очищенного полимера производится через нижний штуцер с помощью шнекового устройства 4, имеющего обогрев для поддержания текучести полимера. В производственных условиях переработку раствора капрона, содержащего около 10% капролактама, ведут в две стадии при разных режимах нагрева и вакуума. Вторая стадия термической обработки проводится в пленочном испарителе роторного типа, где процесс дегазации (удаление паров и газов) происходит при нагреве стекающей пленки и турбулизации ее с помощью скрепковой мешалки.

Исследования теплогидродинамических характеристик пленочных испарителей проводились в вертикальных одноструйных испарительных контурах [1, 5, 9, 10].

Анализируя результаты экспериментов, исследователи пришли к заключению, что процесс удаления мономера (растворителя) и инертного газа можно рассматривать, как процесс испарения легколетучего растворителя в условиях тепло- и массообмена.

Величиной, определяющей режим течения пленки, является критическое число Рейнольдса, которое можно рассчитать по формуле

$$Re < Re_{кр} = 2,4 \left(\frac{\sigma^3}{g \rho^3 \nu^4} \right)^{1/11},$$

где $Re = \frac{\omega \delta}{\nu}$.

Если $Re > Re_{кр}$, движение жидкостной пленки приобретает волнообразный характер, а затем переходит в турбулентное движение.

Профиль скоростей по толщине ламинарной пленки описывается уравнением (1.19)

$$w = \frac{g\rho}{\mu} \left(\delta y - \frac{y^2}{2} \right).$$

Линейная массовая плотность орошения при ламинарном режиме рассчитывается по уравнению

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{3\mu} \delta^3.$$

При волнообразном движении жидкостной пленки имеем

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{2,4\mu} \delta^3.$$

С помощью этих уравнений можно также рассчитывать толщину пленки δ в зависимости от линейной плотности орошения Γ . Коэффициенты тепло- и массоотдачи при дегазации полимерных материалов в пленочных испарителях определяются для свободного движения жидкостной пленки [3]:

$$Nu = c_1 Re^m Pr^n. \quad (2.1)$$

Значение коэффициентов c_1 , m и n приведены в табл. 2.1.

Таблица 2.1

Значения коэффициентов c_1 , m , n

Режим течения жидкостной пленки	c_1	m	n
$Re < 6,15 Pr^{-0,646}$	1,88	0	0
$6,15 Pr^{-0,646} < Re < 400$	0,0614	8/15	0,344
$400 < Re < 800$	0,00112	6/15	0,344
$Re > 800$	0,0066	14/15	0,344

Определяющим размером в уравнении (2.1) является средняя толщина пленки $\delta_{ср}$, стекающей по вертикальной стенке аппарата:

— при $Re \leq 400$

$$\delta_{ср} = \left(\frac{3\nu^2}{g} \cdot Re \right)^{1/3}; \quad (2.2)$$

— при $Re \geq 400$

$$\delta_{ср} = 0,302 \left(\frac{3\nu^2}{g} \right)^{1/3} Re^{2/15}. \quad (2.3)$$

Величины, входящие в уравнения (2.1), имеют значения:

$$Nu = \frac{\alpha_2 \delta_{ср}}{\lambda} \text{ — число Нуссельта;}$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\nu} \text{ — число Рейнольдса для пленочного течения}$$

пленки;

$$Pr = \frac{\nu c_p \rho}{\lambda} \text{ — число Прандтля.}$$

Экспериментально установлено, что при ламинарном течении пленки ($Re \leq 400$) существует зависимость [10]

$$Nu = 5,23 \cdot 10^{-4} Re^{1,002} Pr^{0,344}. \quad (2.4)$$

Математическое описание процесса хорошо согласуется с уравнением (2.1); что же касается экспоненты c_1 , то, как показали опыты, она зависит от природы жидкости и температур, при которых проводилось испарение.

При турбулентном режиме течения орошающей пленки коэффициент теплоотдачи может быть рассчитан по уравнению

$$Nu = 5,8 \cdot 10^{-4} Re^{1,18} Pr^{0,4}. \quad (2.4')$$

В качестве определяющей здесь принимается средняя температура орошающей жидкости для вычисления значений

$$Re = \frac{4\Gamma}{\nu_{ж}}; \quad Pr = \frac{\rho_{ж} c_{ж} \nu_{ж}}{\lambda_{ж}}.$$

2.2. Пленочные испарители конусообразного типа

Пленочные испарители конусообразного типа применяют для удаления летучих веществ из полиамидов, вискозы и других полимерных материалов. Устройство пленочного испарителя показано на рис. 2.2. Аппарат отличается тем, что через щель, образованную конусным корпусом и крышкой, поступает продукт, который свободно стекает по наклонной поверхности нагрева. Угол наклона поверхности составляет $7 - 10^\circ$. В целях удлинения времени пребывания стекающей пленки в аппарате и для полного удаления летучих веществ и газов угол наклона (конусности) подбирается опытным путем.

Как правило, на дегазацию подают исходный продукт в подогретом состоянии. В аппарате поддерживают вакуум в пределах 5—10 мм рт. ст.

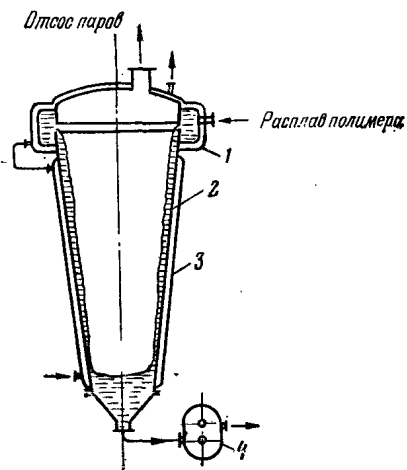


Рис. 2.2. Пленочный испаритель-дегазатор: 1 — приемная переливная камера; 2 — конусный корпус аппарата; 3 — рубашка для теплоносителя; 4 — шестеренчатый насос

Для удаления готового продукта в нижней части аппарата имеется спускной клапан с присоединенным шестеренчатым насосом для откачки продукта в сборник, находящийся также под вакуумом.

Каскадный пленочный испаритель (рис. 2.3) состоит из нескольких конусных стаканов и разбрызгивающих турбинок, расположенных на вращающемся валу. Исходная полимерная жидкость поступает в верхнюю турбинку, которая по периметру борта имеет отверстия или узкие щели. При вращении вала и турбинки жидкость под действием центробежной силы выбрасывается в виде тонких струй на стенки конусного стакана, обогреваемого снаружи паром. В результате равномерного распределения жидкости по поверхности конусного стакана она стекает в виде пленки и частично испаряется. Затем упаренная жидкость стекает в нижерасположенную турбинку, и процесс диспергирования и термической обработки жидкости повторяется.

Таким образом, пройдя последовательно все три каскада в аппарате, жидкость упаривается до заданной концентрации и удаляется через сливной штуцер, а пар, полученный при испарении жидкости, уходит через верхний штуцер аппарата. Жидкость в каждом каскаде подвергается термической обработке под вакуумом, что обеспечивает более тщательную очистку ее от испаряемых примесей [3].

Производительность аппарата в небольших пределах может регулироваться путем изменения числа оборотов вала. Производительность турбинки можно рассчитать по формуле

$$G = m n f_0 \omega \sqrt{R_2^2 - R_1^2}, \quad (2.5)$$

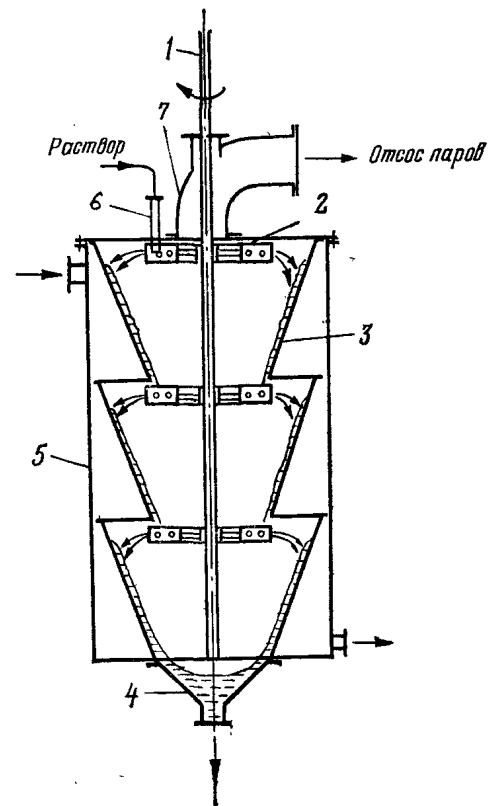


Рис. 2.3. Каскадный пленочный испаритель: 1 — вал; 2 — разбрызгивающая турбинка; 3 — конусный стакан; 4 — днище; 5 — кожух; 6 — загрузочная труба; 7 — отвод для паров

где m — коэффициент расхода; n — число отверстий в турбинке; f_0 — площадь сечения одного отверстия; ω — угловая частота вращения, 1/с; R_2 и R_1 — наружный и внутренний радиусы кольца жидкости.

При истечении жидкости из тонкостенного борта турбинки коэффициент расхода принимают равным $m = 0,73$.

Внутренний радиус кольца жидкости, находящейся во вращающейся турбинке, принимают равным

$$R_1 = 1,2R_0,$$

где R_0 — радиус питающего отверстия в барабане турбинки.

Для расчета перепада давления в слое жидкости, находящейся на борту турбинки, воспользуемся уравнением параболаида вращения [6]

$$r^2 = -\frac{2g}{\omega^2} (y + c_1), \quad (2.6)$$

где c_1 — постоянная интегрирования.

Перепад давления определяется как разность потенциалов крайних точек рассматриваемого слоя жидкости

$$\Delta P = \frac{\omega^2 \rho}{2} (R_2^2 - R_1^2), \quad (2.7)$$

где ω — угловая скорость, м/с; ρ — плотность жидкости, кг/м³; R_2 — наружный радиус турбинки, м; R_1 — радиус поверхности жидкости, м.

Если принять установившийся характер течения жидкости через отверстие турбинки, то объемный расход определяется уравнением

$$q_1 = k_r \frac{\Delta P}{\mu_{эф}}, \quad (2.8)$$

где ΔP — перепад давления в отверстии; $\mu_{эф}$ — эффективная вязкость; k_r — коэффициент геометрической формы.

Для относительно коротких цилиндрических отверстий [8]

$$k_r = \frac{\pi r^4}{8(l_0 + 2mr)}, \quad (2.9)$$

где r — радиус отверстия в борту турбинки; l_0 — длина отверстия; $2mr$ — поправка на длину отверстия, учитывающая эффект входа.

Подставив в формулу (2.8) значение ΔP и k_r из соотношений (2.7) и (2.9), получим зависимость для расчета объемного расхода через одно отверстие:

$$q_1 = \frac{\pi r^4 \omega^2 \rho}{16 \mu_{эф}} \cdot \frac{(R^2 - R_0^2)}{(l_0 + 2mr)}. \quad (2.10)$$

Допустим, что толщина слоя жидкости на борту турбинки постоянна по высоте и все отверстия находятся в одинако-

вых условиях. Тогда массовый расход жидкости через n отверстий составит

$$G = \frac{\pi^3 r^4 n^2 \rho^2 (R^2 - R_0^2) \cdot l}{4g \mu_{эф} (l_0 + 2mr)}. \quad (2.11)$$

Центробежная сила, возникающая при вращении турбинки, направлена по радиусу и определяется выражением

$$P = \frac{Mu^2}{R}, \quad (2.12)$$

где M — масса, кг·с²/м; u — окружная скорость, м/с; R — радиус вращения.

При замене массы силой тяжести жидкости, деленной на ускорение, получим

$$P = G \frac{u^2}{gR}. \quad (2.13)$$

Окружная скорость может быть выражена через угловую скорость $u = \omega R$ или через число оборотов турбинки

$$\omega = \frac{2\pi n}{60}. \quad (2.14)$$

Произведя замену выражения скорости вращения, получим значение центробежной силы в виде

$$P = M \frac{\omega^2 R^2}{R} = M \omega^2 R = G \frac{\omega^2 R}{g};$$

$$P = M \frac{4\pi^2 R^3 n^2}{R 60^2} = \frac{M \pi^2 R n^2}{900} = G \frac{R n^2}{900} = G \frac{D n^2}{1800}, \quad (2.15)$$

где $\pi^2 = 9,86$; $g = 9,81$; $D = 2R$.

Если уравнение (2.15) преобразовать, то получим

$$\frac{P}{G} = \frac{D n^2}{1800} = k_{ц}. \quad (2.16)$$

Коэффициент $k_{ц}$ называется центробежным фактором, показывающим, во сколько раз центробежная сила превосходит силу тяжести вращающейся массы жидкости.

2.4. Пленочные испарители кожухотрубчатого типа

Для организации непрерывного процесса испарения жидких растворов и создания высокопроизводительной установки применяют пленочные испарители кожухотрубчатого типа, конструкция которого представлена на рис. 2.4.

Исходный раствор поступает в головную часть аппарата, где поддерживается определенный уровень раствора с таким расчетом, чтобы осуществлялся равномерный переток через верхние кромки выступающих над решеткой трубок. Для обеспечения равномерного орошения в каждой трубке имеется вставка, образующая с внутренней стенкой трубки необходимый зазор. Такое устройство позволяет орошать трубки по всему периметру и создавать пленку стекающей жидкости заданной толщины.

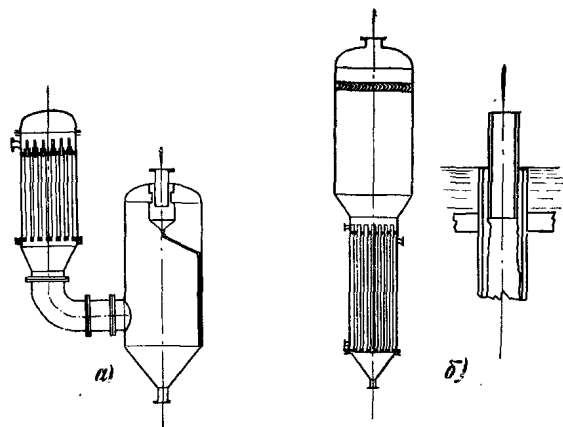


Рис. 2.4. Пленочные испарители кожухотрубчатого типа: а — аппарат с выносным испарителем; б — аппарат с встроенным соосно испарителем

Испарение стекающего в виде пленки раствора осуществляется на внутренних поверхностях трубок, которые обогреваются теплоносителем, поступающим в межтрубное пространство аппарата.

Пары, образовавшиеся при испарении раствора, отводятся через нижний отвод в сепаратор, а оттуда в конденсатор для охлаждения и сбора конденсата.

Неиспарившаяся часть раствора отводится из сепаратора в сборник готового продукта.

Если обозначить через G_n количество исходного раствора, то уравнение материального баланса будет иметь выражение

$$G_n = G_k + W,$$

где W — количество воды, выпаренной из раствора; G_k — конечное количество раствора после выпаривания.

Уравнение материального баланса по растворенному веществу

$$G_n b_n = G_k b_k,$$

где b_n и b_k — начальная и конечная концентрации в массовых долях.

Количество пара, полученного из раствора:

$$W = G_n \left(1 - \frac{b_n}{b_k} \right). \quad (2.17)$$

Расход тепла на процесс испарения и нагрева стекающей пленки раствора определяется по уравнению теплового баланса

$$Q = Wr + G_k c_k (t'' - t_0') + Q_n, \quad (2.18)$$

где c_n и c_k — удельные теплоемкости исходного и упаренного раствора, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; t_0' и t'' — температуры исходного и упаренного раствора, $^{\circ}\text{C}$; r — теплота парообразования, $\text{кДж}/\text{кг}$; Q_n — потери теплоты в окружающую среду, $Q_n = 0,02Q$.

Потребное количество греющего пара, поступающего в межтрубное пространство, определяется уравнением

$$D = \frac{Q}{h'' - h'}, \quad (2.19)$$

где h'' и h' — энтальпии греющего пара и его конденсата, $\text{кДж}/\text{кг}$.

Поверхность нагрева пленочного испарителя определяется из уравнения

$$Q = kF \Delta t_{cp} \tau, \quad (2.20)$$

где k — коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; F — поверхность теплообмена, м^2 ; Δt_{cp} — средняя разность температур, $^{\circ}\text{C}$; τ — продолжительность процесса, ч.

Для кожухотрубчатых аппаратов поверхность теплообмена равна

$$F = \pi d_b l n, \quad (2.21)$$

где d_b — внутренний диаметр трубок, м; l — рабочая длина трубок, м; n — число трубок.

В зависимости от степени рекуперации теплоты, величины температур греющего пара и стекающей пленки определяют

конструктивную схему испарителя, т. е. выбирают направление тепловых потоков (прямоток или противоток).

Для определения средней разности температур теплоносителей $\Delta t_{\text{ср}}$ строят графики, представленные в качестве примера на рис. 2.5. Средняя разность температур рассчитывается по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}}, \quad (2.22)$$

где $\Delta t_6 = t_1' - t_2'$; $\Delta t_m = t_1'' - t_2''$.

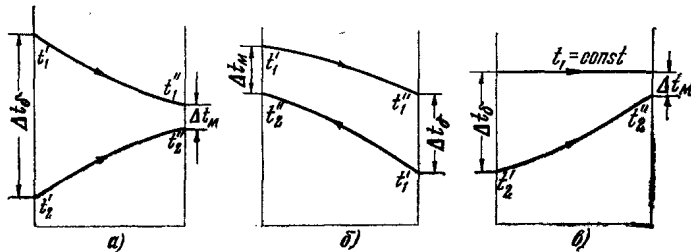


Рис. 2.5. Схема изменения температур теплоносителей в кожухотрубчатом пленочном испарителе; а — прямоток; б — противоток; в — конденсация греющего пара

Коэффициент теплопередачи k рассчитывается по уравнению

$$k = \frac{1}{d_{\text{ср}} \left(\frac{1}{\alpha_1 d_{\text{в}}} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_{\text{н}}}{d_{\text{в}}} + \frac{1}{\alpha_2 d_{\text{н}}} \right) + R_3}, \quad (2.23)$$

где α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи на внутренней и внешней сторонах стенки труб, Вт/м²; λ — коэффициент теплопроводности стенки, Вт/(м·К); $d_{\text{н}}$, $d_{\text{ср}}$, $d_{\text{в}}$ — соответственно наружный, средний и внутренний диаметры труб, м; R_3 — термическое сопротивление, учитывающее загрязнение стенок труб в результате образования накипи, отложения солей, продуктов коррозии и других веществ.

Значения термических сопротивлений R_3 приведены в табл. 2.2. При обогреве пленочного испарителя жидким

Таблица 2.2.

Значения термических сопротивлений R_3 в зависимости от вида теплоносителя

Вид теплоносителя	R_3 , м ² ·К/Вт
Вода:	
— дистиллированная	0,00009
— водопроводная	0,00009 — 0,00018
— речная	0,00018 — 0,00053
— морская	0,0005 — 0,0120
Органические теплоносители:	
— ВОТ	0,00025 — 0,0005
— масло	0,0140 — 0,0250
Пары:	
— водяной пар	0,00018 — 0,00020
— органических теплоносителей	0,00019 — 0,00045

теплоносителем значение коэффициента теплоотдачи α_1 рассчитывают по уравнению

$$\alpha_1 = 1,16 \lambda_{\text{ж}} \left(\frac{w_{\text{ср}} d_3}{\nu_{\text{ж}}} \right)^{0,6} \left(\frac{c_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}}}{\lambda_{\text{ж}}} \right)^{0,23}, \quad (2.24)$$

где $d_3 = \frac{D_{\text{в}}^2 - n d_{\text{н}}^2}{n d_{\text{н}}}$ — эквивалентный диаметр межтрубного пространства; $D_{\text{в}}$ — внутренний диаметр кожуха, м; $d_{\text{н}}$ — наружный диаметр испарительных труб, м; n — число испарительных труб, шт.; $w_{\text{ср}}$ — скорость теплоносителя в межтрубном пространстве, м/с.

При паровом обогреве и конденсации пара на вертикальных трубах рекомендуется вести расчет значения α_1 по уравнениям [1]:

— при $(\text{Ga Pr Ku}) \leq 10^{15}$

$$\text{Nu} = 1,15 (\text{Ga Pr Ku})^{0,25}; \quad (2.25)$$

— при $(\text{Ga Pr Ku}) \geq 10^{15}$

$$\text{Nu} = 0,0646 (\text{Ga Pr Ku})^{0,33}, \quad (2.26)$$

где $\text{Nu} = \frac{\alpha_1 l}{\lambda}$ — число Нуссельта; $\text{Ku} = \frac{r}{c_p \Delta t_1}$ — число фазового превращения; $\text{Ga} = \frac{g l^3}{\nu^2}$ — число Галилея; $\text{Pr} = \frac{\nu c_p \rho}{\lambda}$ — число Прандтля.

С достаточной точностью можно определить значение α_1 по формуле [4]:

$$\alpha_1 = 2,04 \sqrt[4]{\frac{2\rho_k \lambda_k^3 r_n}{\mu_k l (t_n - t_{ст})}}, \quad (2.27)$$

где ρ_k, λ_k, μ_k — плотность, кг/м³; теплопроводность, Вт/(м·К); динамическая вязкость, Н/(м·с), конденсата; r_n — теплота конденсации пара, кДж/кг; t_n — температура насыщенного пара, °С; $t_{ст}$ — температура стенки испарительной трубы, °С; l — длина труб, м.

Коэффициент теплоотдачи α_2 от нагретой стенки к жидкостной пленке рассчитывают по эмпирическим уравнениям в зависимости от режимов течения пленки.

При стекании жидкостной пленки по вертикальной поверхности стенки труб

— для ламинарного течения, когда $Re \leq 1200$:

$$\alpha_2 = 0,67 Re^{1/3} Pr^{1/2} Ga^{2/9}, \quad (2.28)$$

— для турбулентного течения, когда $Re \geq 1200$:

$$\alpha_2 = 0,01 \frac{\lambda}{H} (Re Pr Ga)^{1/3}, \quad (2.29)$$

где $Re = \frac{4G}{\mu g}$; $Pr = \frac{3600 c_p \mu \cdot g}{\lambda}$; $Ga = \frac{gH^3}{\nu^2}$; $Nu = \frac{\alpha_2 H}{\lambda}$.

Здесь H — высота рабочей поверхности труб, м.

Вследствие испарения раствора толщина пленки по мере стекания сильно уменьшается. Поэтому рекомендуется подбирать размеры труб и плотность орошения так, чтобы не допускать срыва пленочного течения и процесс испарения заканчивался в нижней части аппарата при достижении заданной концентрации продукта.

Для обеспечения нормальной работы испарителя подачу жидкости в аппарат ведут при условии допустимой плотности орошения, равной

$$\Gamma_{min} = \frac{G}{\rho \Pi} > \Gamma = 1,7 \cdot 10^{10} \sigma^{3,6} \mu^{0,49}, \quad (2.30)$$

где Γ_{min} — минимальная плотность орошения; G — массовый расход жидкости, кг/с; Π — полный смоченный периметр труб, $\Pi = \pi n d_b$; n — число труб в аппарате; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Минимальная плотность орошения определяется из соотношения

$$\frac{\Gamma_{min}}{\rho \nu} = \left(\frac{\sigma}{\nu^{4/3} \rho g^{1/3}} \right)^{0,625}, \quad (2.31)$$

где ν — вязкость жидкости, м²/с; σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м; g — ускорение свободного падения, м/с².

В пленочных испарителях по мере стекания пленки и ее испарения можно заметить унос капелек жидкости с потоком вторичного пара. Унос капель жидкости с поверхности стекающей пленки зависит от режима течения и скорости движения вторичного пара в трубах. Считают, что для нижнего участка труб необходимо иметь плотность орошения в пределах

$$\Gamma_n = \frac{G_k}{\rho \Pi} (1-y) > \Gamma_{min}, \quad (2.32)$$

где G_k — расход жидкости, упаренной до конечной концентрации, кг/с; y — унос жидкости в виде капелек с потоком вторичного пара. Плотность орошения для верхнего участка труб

$$\Gamma_b = \Gamma_n \frac{b_k}{b_n}, \quad (2.33)$$

где b_n и b_k — начальная и конечная концентрации раствора.

При уменьшении плотности орошения максимально допустимая тепловая нагрузка увеличивается. Поэтому во избежание срыва пленки необходимо выбирать тепловую нагрузку по условиям работы испарителя, при которых начинается пузырьковое кипение.

Эта тепловая нагрузка может быть рассчитана по уравнению

$$q_m = [0,75A_1 + (0,56A_1^2 + 130A_2^{0,5})^2], \quad (2.34)$$

где $A_1 = \alpha_2 \left(\frac{\sigma T_{нас}}{\lambda \rho_n r} \right)^{0,5}$;

$$A_2 = \frac{\alpha_2 \rho_n r}{c_{рж} Re^{0,4}} \quad \text{при } 60 < Re < 500;$$

$$A_2 = \frac{2,6 \alpha_2 \rho_n r}{c_{рж} Re^{0,55}} \quad \text{при } Re \geq 500.$$

Здесь σ — поверхностное натяжение, Н/м; $T_{нас}$ — температура насыщения, К; λ — коэффициент теплопроводности жидко-

сти, Вт/(м·К); c — теплоемкость жидкости, кДж/(кг·К); r — теплота парообразования, кДж/кг; $\rho_{ж}$, $\rho_{п}$ — плотность жидкости и пара, кг/м³; Re — число Рейнольдса, $Re = \frac{\Gamma}{\mu}$;

α_2 — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К).

Локальное значение коэффициента теплоотдачи α_2 при >500 рассчитывается по формуле Д. А. Лабунцова

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{\lambda} \right)^{1/3} = 0,023 (4Re)^{0,25} Pr^{0,5}, \quad (2.35)$$

а при $60 < Re < 500$ — по формуле

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} = \frac{Pr Re^{0,2}}{5Pr + 2,9 Pr^{1/3} Re^{0,2}}. \quad (2.36)$$

В уравнениях (2.35), (2.36) принято

$$Re = \frac{\Gamma}{\mu};$$

$$Pr = \frac{c\rho v}{\lambda}.$$

После определения q_m по уравнению (2.34) рекомендуется принимать тепловую нагрузку в аппарате из следующих условий:

1) для жидкостей, склонных к пенообразованию:

$$q \leq q_m;$$

2) для жидкостей и растворов, не дающих накипи и образования солей на поверхностях нагрева:

$$q \leq 1,5q_m.$$

Тепловая нагрузка q может быть рассчитана для верхнего участка труб из условия

$$q_B = k_B (T_T - T_B), \quad (2.37)$$

где k_B — коэффициент теплопередачи, рассчитанный по условиям работы верхнего участка труб, Вт/(м²·К); T_T — температура теплоносителя греющего пара; T_B — температура кипения раствора.

На основании найденных значений α_1 и α_2 можно определить коэффициент теплопередачи k_B , а затем рассчитать температурный напор между теплоносителем, поступающим в межтрубное пространство аппарата, и нисходящей пленкой:

$$\Delta t = t_T - t_{пл} = \frac{q_B}{k_B}.$$

Длина труб, необходимая для испарения раствора до заданной концентрации, определяется из условия

$$l = \frac{\Gamma_p r}{q_{ср}}, \quad (2.38)$$

где $\Gamma_p = \Gamma_B - \Gamma_n$ — интенсивность испарения на участке труб; $q_{ср} = \frac{q_B + q_n}{2}$ — средняя удельная тепловая нагрузка по длине труб.

Диаметр труб при испарении стекающей пленки должен обеспечивать свободный проход вторичного пара со скоростью, исключающей унос капель жидкости и срыв стекающей пленки. Практикой установлено, что скорость удаляемого вторичного пара не должна превышать

$$w_n = \sqrt{\frac{100}{\rho_n}}.$$

Тогда внутренний диаметр труб должен соответствовать

$$d_B = \frac{4\Gamma_p}{w_n \rho_n}. \quad (2.39)$$

Необходимое количество труб находят из заданной производительности аппарата

$$n = \frac{G}{\pi d_B \Gamma_p}, \quad (2.40)$$

Таблица 2.3

Основные технические данные кожухотрубчатых испарителей со стекающей пленкой (диаметр труб 38 × 2 мм)

Внутренний диаметр кожуха D , мм	Число труб n , шт.	Поверхности теплообмена F м ² при длине труб L , мм			
		2000	3000	4000	5000
600	54	11,5	17,0	23,0	29,0
800	120	25,6	38,4	51,2	64,0
1000	210	44,8	67,0	89,6	112
1200	360	77,0	115,0	153,0	192
1400	510	109,0	163,0	218,0	272
1800	932	—	299	398	498
2000	1154	—	370	493	616

где G — исходный расход раствора, поступающего на испарение, кг/с.

В кожухотрубчатых пленочных испарителях применяют трубы диаметром 38 и 57 мм. В соответствии с ГОСТ 9929—79 длина труб принимается равной 1000, 1500, 2000, 3000, 4000 и 6000 мм. В кожухотрубчатых пленочных испарителях с поверхностью теплообмена до 300 м² принимают длину труб не более 4000 мм.

Основные технические данные кожухотрубчатых испарителей со стекающей пленкой жидкости приведены в табл. 2.3.

3. ИСПАРИТЕЛИ СО СТЕКАЮЩЕЙ ПЛЕНКОЙ В ПОТОКЕ НАГРЕТОГО ГАЗА

3.1. Общие сведения

Пленочные испарители представляют собой аппараты, в которых жидкостная пленка стекает по внутренней поверхности труб и имеет непосредственное соприкосновение с нагретым газом, движущимся прямооток или противоток (рис. 3.1).

Соприкосновение движущейся пленки жидкости с нагретым газом сопровождается тепло- и массообменом, благодаря которому раствор испаряется с образованием парогазовой смеси. Эффективность испарения раствора зависит от температурного напора между газовым потоком и пленкой жидкости, величины поверхности контакта фаз и времени термического воздействия газа на движущуюся пленку жидкости. Непременным условием эффективности пленочных испарителей является равномерное распределение жидкости по поверхности тепло- и массообмена. Взаимодействие пленочного течения жидкости в газовом потоке весьма сложно, поэтому для изучения процессов гидродинамики и тепломассообмена необходимо рассматривать режимы раздельного течения газа и жидкостной пленки.

В качестве физической модели рассматривается контактное испарение пленки, движущейся в теплоизолированной трубе под действием гравитационных сил в потоке нагретого газа. В такой модели жидкостная пленка стекает по внутренней поверхности трубы, а поток нагретого газа движется прямооток или противоток.

При однофазном течении жидкостной пленки возникают касательные напряжения, которые равны нулю на свободной поверхности и увеличиваются до максимума у самой стенки.

Воздействие газового потока на течение пленки проявляется в возникновении касательных напряжений на свободной поверхности пленки и, как правило, эти напряжения направлены в противоположную сторону движения газового потока.

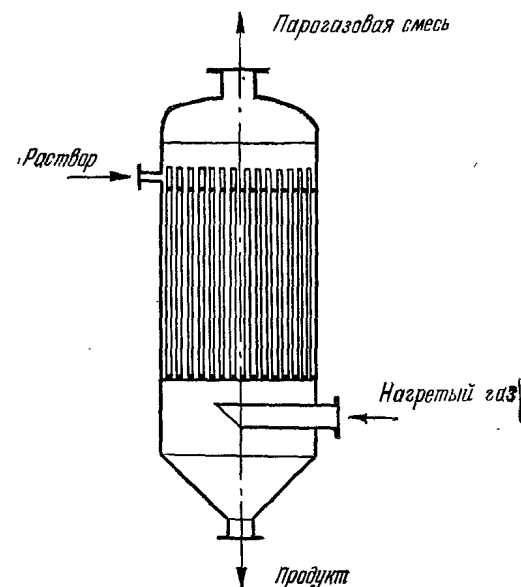


Рис. 3.1. Кожухотрубчатый пленочный испаритель контактного типа (противоточный)

В работах [5, 10] показано, что с увеличением касательного напряжения, зависящего от скорости и физических параметров газа при течении жидкостной пленки вниз, скорость поверхностных слоев пленки изменяется, а в случае противотока может приобретать отрицательное значение.

Распределение скоростей жидкостной пленки по сечению слоя при прямоотке и противотоке газа в вертикальной трубе показано на рис. 3.2.

В условиях противоточного движения фаз скорость движения пленки замедляется и может наступить инверсия фазового движения, когда под воздействием потока газа движение пленки будет приостановлено и произойдет «захлебывание» с последующим выбросом жидкости.

Следовательно, движение жидкостной пленки и движение газового потока должны выбираться при таких режимах, которые бы обеспечивали высокую интенсивность тепло- и массообмена, не нарушая гидродинамические условия взаимодействия фаз.

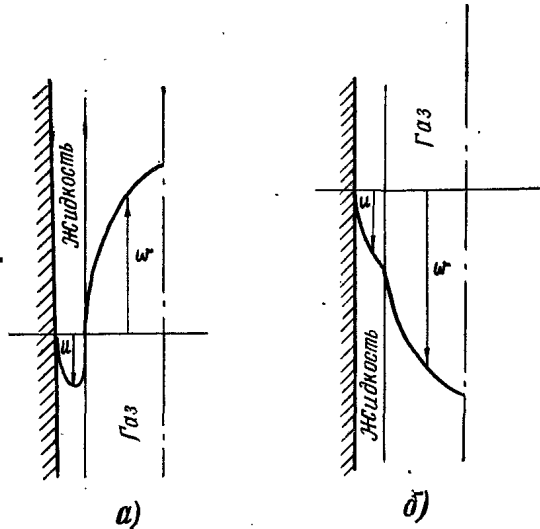


Рис. 3.2. Распределение скоростей при пленочном течении в двухфазном потоке: а — противоток; б — нисходящий прамток.

Интенсивность испарения жидкости с поверхности пленки зависит от парциальных давлений пара на поверхности раздела фаз и в средней части газового потока. Эта зависимость выражается формулой Дальтона, которая устанавливает связь между физическими параметрами, влияющими на скорость испарения влаги с открытой поверхности пленки:

$$W = \beta_r F (p_n - p_n) \frac{P_0}{P}, \quad (3.1)$$

где W — количество влаги, удаляемой из раствора при испарении; β_r — коэффициент массообмена между поверхностью пленки и газом, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Н}/\text{м}^2)$; F — поверхность контакта между газом и пленкой жидкости, м^2 ; p_n и p_n — парциальные давления насыщенного водяного пара на поверхности пленки и парциальное давление водяного пара в газовом потоке;

P_0 — нормальное барометрическое давление; P — давление, при котором происходит испарение.

Процессы тепло- и массообмена в пленочных испарителях мало изучены, поэтому для определения всех необходимых параметров необходимо провести эксперименты на физической модели.

3.2. Экспериментальная установка

Технологическая схема экспериментальной установки для концентрирования раствора в пленочном испарителе контактного типа представлена на рис. 3.3. Она состоит из ресивера для сжатого газа (воздуха) 1, ротаметра 2 и электронагревателя 3, из которого газ с температурой от 150 до 450 °С

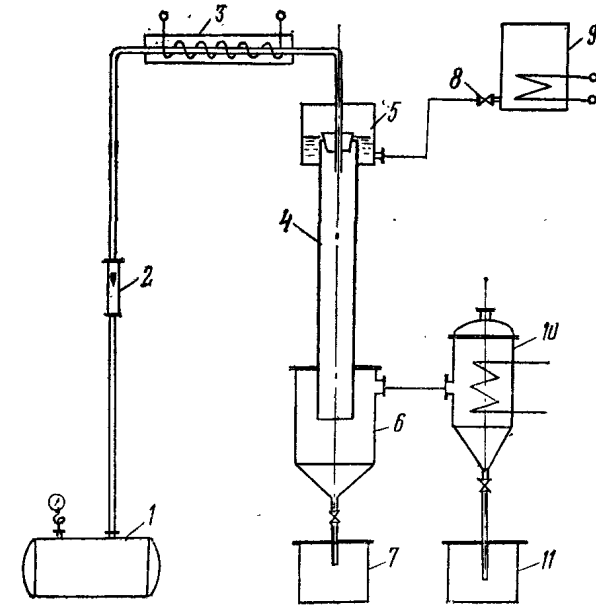


Рис. 3.3. Схема экспериментальной установки: 1 — ресивер сжатого воздуха; 2 — ротаметр; 3 — электронагреватель; 4 — пленочный испаритель; 5 — приемная камера; 6 — сепарационная камера; 7 — сборник упаренного раствора; 8 — регулировочный кран; 9 — расходный сосуд с электронагревателем; 10 — конденсатор; 11 — сборник конденсата

ного типа представлена на рис. 3.3. Она состоит из ресивера для сжатого газа (воздуха) 1, ротаметра 2 и электронагревателя 3, из которого газ с температурой от 150 до 450 °С

поступает в пленочный испаритель 4. Жидкость из расходного бака 9 через регулировочный кран 8 поступает в приемную камеру испарителя. Расходный сосуд предназначен для приготовления раствора и оборудован электронагревателем для подогрева раствора до заданной температуры ($t_{ж} = 20 - 98^\circ\text{C}$). Расход раствора регулировался путем изменения проходного сечения крана, установленного на трубопроводе.

Пленочный испаритель представляет собой вертикальную трубу диаметром 100 мм и длиной 800 мм. В верхней части трубы размещается приемная камера 5 для жидкости, которая стекает через борт трубы в зазор, образованный вставным кольцом и внутренней стенкой трубы. Передвижением конусного вставного кольца вверх или вниз можно изменять ширину зазора от 0,3 до 1,5 мм. Это позволяет равномерно распределять жидкость по периметру трубы и формировать необходимую толщину пленки на внутренней поверхности трубы.

Нагретый газ по трубопроводу вводится сверху в испаритель прямотоком со стекающей пленкой жидкости.

В нижней части испарителя (трубы) расположена сепарационная камера 6 для удаления упаренного раствора в сборник 7 и отвода парогазовой смеси в конденсатор 10. Для охлаждения парогазовой смеси в конденсаторе расположен змеевик, в который подается холодная вода.

Температура нагретого газа и температура раствора на входе и выходе из испарителя измерялись с помощью термопар и регистрировались потенциометром. Кроме того, измерялись температуры пленки по высоте трубы с помощью сделанных в стенке термопар. В процессе исследования велись измерения толщины пленки на входе и выходе испарителя с помощью специально разработанного прибора.

Для исследования процессов концентрирования растворов и определения интенсивности испарения применялся раствор глицерина и воды с известными теплофизическими свойствами при температурах от 20 до 130 °C. Вначале проводили изучение течения пленки воды, а затем растворов с таким расчетом, чтобы зафиксировать наиболее характерные режимы при различных плотностях орошения вертикальной трубы испарителя. В процессе проведения опытов измерялись температуры раствора в пределах 20—90 °C, что вызывалось необходимостью уточнения условий течения пленки в приближенных условиях испарения. При этом подавали холодный

воздух через сопло входящей трубы, с тем чтобы установить влияние потока газа на скорость течения пленки.

Воздух нагревался с помощью электронагревателя, расположенного спиралью вокруг трубы с необходимой теплоизоляцией. Электронагреватель включался в работу через ЛАТР с последующим измерением температуры воздуха на входе в испаритель.

При соприкосновении потоков жидкостной пленки и нагретого воздуха осуществлялся процесс тепло- и массообмена, в результате которого растворитель испарялся, а воздух насыщался парами воды. Полученная паровоздушная смесь из нижнего сепаратора поступала в конденсатор, охлаждаемый водой для конденсации пара, а охлажденный воздух удалялся в атмосферу.

Количество упаренного раствора измеряли периодически (через 15 мин) с помощью мерного сосуда и одновременно определяли плотность раствора и его концентрацию. Сравнение расходов раствора на входе и выходе из испарителя за время эксперимента позволило определять количество упаренной воды из раствора при известном расходе нагретого воздуха.

3.3. Исследования гидродинамических процессов

Анализ проведенных экспериментов показал, что плотность орошения и способ ввода газового потока определяют эффективность работы пленочного испарителя.

Для обеспечения полного смачивания поверхности трубы жидкостной пленкой необходимо иметь плотность орошения в пределах

$$q = \frac{V_{ж}}{П} \geq (0,8 - 1,0) \cdot 10^4.$$

Исследования процессов массопередачи проводились из расчета массовой плотности орошения

$$\Gamma = \rho_{ж} q,$$

где $\rho_{ж}$ — плотность исследуемой жидкости, кг/м³.

Между толщиной пленки δ и средней скоростью ее течения $\omega_{ср}$ существует зависимость

$$\delta = \frac{\Gamma}{\omega_{ср} \rho_{ж}}.$$

Величина средней скорости w_{cp} зависит от режима течения пленки, который может характеризоваться числом Рейнольдса

$$Re_{ж} = \frac{4\Gamma}{\mu_{ж}}$$

Установлено, что в зависимости от величины числа Рейнольдса наблюдается три основных режима течения пленки:

1) ламинарное с прямолинейной и гладкой поверхностью раздела фаз, $Re_{ж} < 30$;

2) ламинарное с волнистой поверхностью раздела фаз, $Re_{ж} = 30 - 400$;

3) турбулентное $Re_{ж} = 400 - 1600$.

Изменение профиля скоростей при нисходящем течении жидкостной пленки выражается зависимостью

$$w = \frac{g}{\nu_{ж}} \left(\delta y - \frac{y^2}{2} \right).$$

При этом толщина пленки

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\nu_{ж}}{g}} \quad (3.2)$$

сохраняется до момента образования волнового движения.

В работе [10] показано, что при волновом движении пленки, когда $Re_{ж} \geq 30$, толщина пленки уменьшается и составляет

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{2,4\Gamma\nu_{ж}}{g}} \quad (3.3)$$

При турбулентном движении волнообразование приводит к развитию поперечного перемешивания в пленке жидкости, что в свою очередь также вызывает изменение толщины пленки. Экспериментально установлено [9], что толщина пленки при $Re \geq 400$ аппроксимируется уравнением

$$\delta = 0,435 \left(\frac{\nu_{ж}^2}{g} \right)^{1/3} \left(\frac{\Gamma}{\nu_{ж}} \right)^{8/15} \quad (3.4)$$

Сопоставление значений толщины пленки δ , рассчитанной по формулам (3.2), (3.3) и (3.4), с опытными данными в зависимости от числа Рейнольдса представлено на рис. 1.4.

При продувании газа над поверхностью стекающей пленки возникает двухфазное течение, отличающееся от обычного раздельного движения. Опыты показали, что при скорос-

тях газового потока до 5 м/с движение газа оказывает незначительное влияние на толщину пленки. При больших скоростях толщина пленки зависит от возникающего на границе раздела фаз касательного напряжения

$$\tau_0 = \frac{d_3}{4} \cdot \frac{\Delta P}{l} = \frac{\zeta \rho_r w_{ог}^2}{8} \quad (3.5)$$

Здесь гидравлическое сопротивление при движении газа в аппаратах с пленочным течением жидкости определяется по формуле

$$\Delta P = \zeta \frac{l}{d_3} \cdot \frac{\rho_r w_{ог}^2}{2}$$

Относительная скорость газа по отношению к пленке составляет

$$w_{ог} = w_r \pm w_{пл.}$$

Коэффициент сопротивления ζ рассчитывают по формуле

$$\zeta = \frac{86}{Re}$$

где

$$Re = \frac{w_{ог} d_3 \rho_r}{\mu_r}$$

В [5, 7] показано, что зависимость толщины пленки в двухфазном потоке определяется:

— при нисходящем прямотоке

$$\bar{\delta} = [1 - 0,022 (w_r - 4)] \delta_0; \quad (3.6)$$

— при восходящем прямотоке

$$\bar{\delta} = 1,68 v \frac{Re_{ж}^{0,5}}{w_r^{0,75}} \quad (3.7)$$

Уравнения (3.6) и (3.7) справедливы до режима брызгоуноса. В противоточных аппаратах необходимо принимать скорость газового потока w_r всегда меньше скорости $w_{кр}$, при которой возникает «захлебывание», т. е. подвисяние пленки.

Скорость газового потока, при которой наступает захлебывание, может быть определена по формуле [9]

$$\lg \left(\frac{w_r}{gd_3} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} \right) = b - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{1,4} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{1,8}, \quad (3.8)$$

где L и G — соответственно массовые расходы жидкости и газа; $d_э$ — эквивалентный диаметр канала, по которому движутся газ и пленка жидкости; b — коэффициент для труб с орошаемыми стенками:

$$b = 0,47 + 1,5 \lg \left(\frac{d_э}{0,025} \right).$$

Для характеристики брызгоуноса используют безразмерный параметр [2]

$$B = \frac{\omega_{ср} \mu_{ж}}{\sigma}.$$

Режим брызгоуноса наступает при критической скорости газа $\omega_{кр}$, которой соответствует критическое значение параметра B . Критическая скорость $\omega_{кр}$ зависит от плотности орошения и физических свойств жидкости.

Для нисходящего потока:

$$\begin{aligned} \text{— при } Re_{ж} \leq \frac{0,085}{v_{ж}^2} \quad B_{кр} &= \frac{29,2}{Re_{ж}^{0,25}}; \\ \text{— при } \frac{0,085}{v_{ж}^2} < Re_{ж} < \frac{100}{v_{ж}} \quad B_{кр} &= \frac{100 v_{ж}}{Re_{ж}^{0,25}}; \\ \text{— при } Re_{ж} > \frac{28,2}{v_{ж}} \quad B_{кр} &= 43,2 v_{ж}^{1,25} \end{aligned}$$

В случае восходящего прямого брызгоуноса начинается при одной и той же плотности орошения

$$B_{кр} = \left(\frac{164}{Re_{ж}} \right)^5. \quad (3.9)$$

Величину брызгоуноса при нисходящем и восходящем прямом потоке определяют из уравнения

$$\frac{\epsilon}{\Gamma} = Re_{ж} \left(\frac{B}{1000 v_{ж}} \right), \quad (3.10)$$

где ϵ — количество уносимой жидкости на единицу периметра орошения, кг/(м·с).

Для восходящего прямого потока получена зависимость

$$\frac{\epsilon}{\Gamma} = 0,039 Re_{ж}^{0,45} B^{0,38}. \quad (3.11)$$

Указанные зависимости могут быть использованы для расчета потерь жидкости при брызгоуносе в пленочных испарителях контактного типа.

3.4. Исследование процессов тепло- и массообмена

Механизм процесса тепло- и массообмена в пленочных испарителях весьма сложный, так как при соприкосновении нагретого газа со стекающей пленкой жидкости протекают процессы конвективного теплообмена, испарения, диффузии и теплопроводности. Движущей силой этих процессов является не только разность температур между газом и жидкостью, но и разность парциальных давлений водяных паров в парогазовой смеси на поверхности раздела фаз и вдали от нее в газовом потоке.

Уравнение теплового баланса в этом случае составит

$$q = \alpha \Delta t + \beta \Delta \pi I_{вп} = K \Delta t, \quad (3.12)$$

где α — коэффициент теплоотдачи конвекцией, кДж/(м²·К);

β — коэффициент массоотдачи, кг/(м²·К); $\Delta \pi = \frac{P_{вп} - P_{в}}{P_{н}}$ —

безразмерный параметр движущей силы процесса массоотдачи; $\Delta t = t_{г} - t_{в}$ — разность температур между газом и жидкостью; $I_{вп}$ — энтальпия парогазовой смеси.

Если процесс сопровождается испарением раствора, то из уравнения (3.12) можно получить

$$K = \alpha + \frac{\beta \Delta \pi I_{вп}}{\Delta t}. \quad (3.13)$$

Анализ уравнения (3.13) свидетельствует, что коэффициент теплообмена K возрастает главным образом за счет второго члена. Безразмерный параметр $\Delta \pi = \frac{P_{вп} - P_{в}}{P_{н}}$ характеризует возрастание процесса массоотдачи. Здесь $P_{вп}$, $P_{в}$, $P_{н}$ — соответственно парциальное давление водяных паров в газе, парциальное давление пара у поверхности пленки и парциальное давление инертных газов в пограничном слое.

Энтальпия парогазовой смеси $I_{вп}$ рассчитывается по уравнению

$$I_{вп} = c_{г} t_{г} + (r + c_{п} t_{г}) 0,001 d. \quad (3.14)$$

Для влажного воздуха

$$I_{вп} = 1,013 t_{в} + (2495 + 1,95 t_{в}) 0,001 d,$$

где влагосодержание воздуха

$$d = \frac{R_b}{R_n} \cdot \frac{\varphi P'_n}{P^* - \varphi P'_n} = 0,622 \frac{\varphi P'_n}{P^* - \varphi P'_n}.$$

Здесь c_r — удельная теплоемкость газа, кДж/(кг·К); R_b — газовая постоянная сухого воздуха, $R_b = 287$ Дж/(кг·К); R_n — газовая постоянная водяного пара, $R_n = 461$ Дж/(кг·К); P^* — давление в аппарате, равное $P^* = P_r + P_n$; P_r и P_n — парциальные давления газа и пара соответственно; φ — относительная влажность воздуха $\varphi = P_n/P'_n$; P'_n — парциальное давление пара при температуре мокрого термометра.

Для системы воздух — водяной пар при атмосферном давлении имеем:

— удельная теплоемкость воздуха $c_b = 1,013$ кДж/(кг·К);

— удельная теплоемкость и теплота парообразования водяного пара $c_n = 1,95$ кДж/(кг·К); $r = 2495$ кДж/кг.

Интенсивность процесса массообмена при непосредственном соприкосновении нагретого газа со стекающей пленкой водного раствора будет характеризоваться нагревом раствора и его частичным испарением. Уравнение теплового баланса при отсутствии теплопотерь в окружающую среду составит

$$Q = Q_r + Q_{ж} = Q_{nr} + Q_{np}, \quad (3.15)$$

где Q_r — теплота нагретого газа, равная $Q_r = G_r c_r t_r$; $Q_{ж}$ — физическое тепло раствора: $Q_{ж} = G_{ж} c_{ж} t_{ж}$; Q_{nr} — теплота, затраченная на испарение раствора и образование парогазовой смеси: $Q_{nr} = G_{nr} I_{nr}$; Q_{np} — теплота, уходящая из аппарата с упаренным раствором: $Q_{np} = G_{np} c_{np} t_{np}$.

Количество выпаренной воды из раствора при известной начальной b_n и конечной b_k концентрациях определяется по формуле

$$W = G_{ж} \left(1 - \frac{b_n}{b_k} \right).$$

Количество раствора в виде продукта составит

$$G_{np} = G_{ж} - W.$$

3.5. Массообмен в испарителях со стекающей пленкой термолабильных жидкостей

Исследование процессов теплообмена между газовым потоком и стекающей жидкостной пленкой предполагает,

что поверхность контакта остается постоянной и равна площади F всей внутренней поверхности вертикальной трубы. Для этого процесса полный массовый поток равен

$$\frac{dG}{dt} = K_d F \Delta c. \quad (3.16)$$

При установившемся режиме теплообмен характеризуется балансовым уравнением

$$\beta_r F (P^* - P) = \beta_{ж} F (c^* - c), \quad (3.17)$$

где P — парциальное давление паров в газе; P^* — равновесное давление на границе раздела фаз; β_r — коэффициент массоотдачи в газовой фазе; $\beta_{ж}$ — коэффициент массопередачи в жидкостной пленке; c^* — равновесная концентрация паров вещества в растворе на границе раздела фаз; c — концентрация паров вещества в газовом потоке.

Коэффициент массопередачи K_d определяется из соотношения

$$\frac{1}{k_d} = \frac{1}{m\beta_r} + \frac{1}{\beta_{ж}}, \quad (3.18)$$

где m — константа фазового равновесия, которая находится по уравнению

$$m = \frac{y - y_p}{x - x_p}. \quad (3.19)$$

Здесь x , x_p — концентрации вещества в растворе и на границе раздела фаз; y , y_p — концентрация пара вещества в газе и на границе раздела фаз.

При испарении раствора перенос вещества будет характеризоваться уравнением

$$W = \beta_{ж} F (c^* - c).$$

Для определения коэффициента массоотдачи β_r в жидкой фазе применяют эмпирические уравнения [8]:

— для ламинарного волнового движения пленки $Re_{ж} < 100$

$$Nu_{ж} = 1,25 Re_{ж}^{0,71} Sc_{ж}^{0,34} \left(\frac{\delta}{l} \right)^{0,47}; \quad (3.20)$$

— для волнового режима $Re_{ж} > 400$

$$Nu_{ж} = 29,5 Sc_{ж}^{0,33} \left(\frac{\delta}{l} \right)^{0,5}, \quad (3.21)$$

где $Sc_{ж} = \frac{\nu_{ж}}{D_{ж}}$; $Nu_{ж} = \frac{\beta_{ж} d}{D_{ж}}$; $Re_{ж} = \frac{4\Gamma}{\mu_{ж}}$; $\delta = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g}\right)^{1/3}$;
 l — длина труб; $D_{ж}$ — коэффициент диффузии.

Коэффициент массоотдачи β_r в газовой фазе определяется по уравнению:

— при ламинарном движении газа и $Re Sc \frac{d}{h} < 4,5$;

$$Sh = 0,5 Re Sc \frac{d}{h}; \quad (3.22)$$

— при турбулентном движении газа и $Re Sc \frac{d}{h} > 13$,

$$Sh = 1,62 Re^{1/3} Sc^{1/3} \left(\frac{d}{h}\right)^{1/3}, \quad (3.23)$$

где $Sh = \frac{K_D d}{D}$ — число Шервуда; $Re = \frac{w_r d}{\nu}$ — число Рейнольдса; $Sc = \frac{\mu}{\rho_r D}$ — число Шмидта.

Изменение коэффициента диффузии при различных давлениях и температурах характеризуется следующими зависимостями:

— для диффузии в газах

$$D = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0}\right)^{1,5}; \quad (3.24)$$

— для диффузии в жидкостях

$$D = D_{20} [1 + b(t - 20)], \quad (3.25)$$

где $b = 0,2 \frac{\sqrt{\mu_{ж}}}{\sqrt{\rho_{ж}}}$.

Коэффициент диффузии D_0 при нормальных условиях ($T_0 = 273^\circ C$, $P_0 = 101325$ Па) имеет значения, указанные в табл. 3.1. Коэффициент массоотдачи в газовой фазе может быть определен по уравнению [3]

$$Nu_r' = 0,0013 Re_r^{1,15} (Pr_r')^{0,33}. \quad (3.26)$$

Оно получено в пределах:

$$\begin{aligned} 600 < Re_r < 13000; \\ 0,9 < Pr_r' < 2,1; \\ h/d > 50. \end{aligned}$$

Таблица 3.1

Значения коэффициентов диффузии для воздуха при нормальных условиях
 ($T_0 = 273^\circ C$; $P_0 = 101325$ Па)

Газ или пар	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$
Аммиак	17,0
Бензол	7,7
Вода	22,0
Двуокись азота	11,8
Метиловый спирт	13,25
Сероводород	12,12
Толуол	7,6
Уксусная кислота	10,64
Хлор	9,33
Четыреххлористый углерод	6,42
Этиловый спирт	10,2

Коэффициент массоотдачи при дистилляции в потоке между жидкой фазой и инертным газом или перегретым водяным паром равен

$$Nu_{ж} = 0,01 Re_{ж}^{0,4} (Pr_{ж}')^{0,5} Ga_{ж}^{0,33}. \quad (3.27)$$

Справедливость уравнения подтверждена в пределах:

$$\begin{aligned} 3 < Re_{ж} < 120; \\ 1500 < Pr_{ж}' < 500000; \\ 0,5 \cdot 10^5 < Ga_{ж} < 2 \cdot 10^7. \end{aligned}$$

Из уравнения (3.27) можно выразить зависимость коэффициента массоотдачи:

$$\beta_{ж} = 0,0174 \Gamma^{0,4} D_{ж}^{0,5} \nu_{ж}^{-0,56} g^{0,33}; \quad (3.28)$$

$$Pr_{ж}' = \frac{\mu}{D \cdot \rho};$$

$$Nu_{ж}' = \frac{\beta d}{D};$$

$$Re_{ж} = \frac{w d \rho}{\mu};$$

$$Ga = \frac{g d^3}{\nu^2}.$$

4. ПЛЕНОЧНЫЕ ИСПАРИТЕЛИ С РОТОРНОЙ МЕШАЛКОЙ

4.1. Устройство пленочных испарителей с роторной мешалкой

Вследствие того, что пленочные испарители со свободно стекающей пленкой жидкости не могут обеспечить термическую обработку вязких жидкостей, в технике широко используют пленочные испарители с роторной мешалкой (рис. 4.1). Основными элементами таких аппаратов являются: роторная мешалка, корпус, распределительное устройство кольцо. Корпус аппарата оборудован рубашкой для подачи теплоносителя в виде пара или нагретой жидкости.

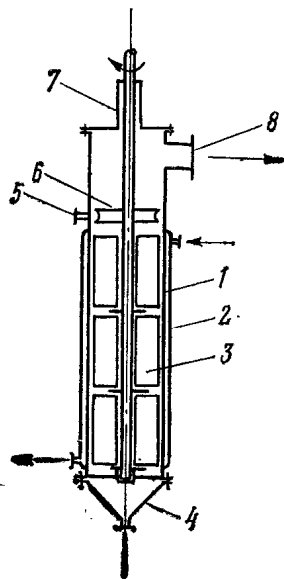


Рис. 4.1. Пленочный испаритель с роторной мешалкой: 1 — корпус аппарата; 2 — паровая рубашка; 3 — роторная мешалка; 4 — конусное днище; 5 — штуцер для подачи раствора; 6 — распределительное кольцо для подачи раствора; 7 — приводной вал роторной мешалки; 8 — выход вторичного пара

В пленочном испарителе удаление (сокового) вторичного пара происходит с поверхности раствора, принудительно стекающего в виде тонкой пленки по вертикальной стенке корпуса аппарата с помощью роторной мешалки.

Образование пленки на вертикальной стенке аппарата обеспечивается равномерной подачей раствора с помощью распределительного кольца и роторной мешалки. В результате того, что лопастная мешалка с корпусом аппарата образует небольшой зазор (0,5—1,5 мм), стекающий раствор при вращении ротора будет размазываться по периметру поверхности нагрева. Одновременно роторная мешалка при своем вращении будет создавать турбулентацию стекающего раствора, что способствует интенсификации процес-

сов нагрева пленки и испарения водяного пара или растворителя.

Удаление готового продукта производится через штуцер конусного днища, в котором размещается опорный подшипник приводного вала роторной мешалки.

В пленочных испарителях чаще всего применяют скребковые мешалки, расположенные с равным шагом по окружности, как это показано на рис. 4.2. Число скребковых лопастей мешалок может быть равно 2, 4 или 6. Крепление лопастей к ротору или валу может быть жестким или шарнирным. Обычно скребки шарнирно закрепляются на лопастях мешалок с таким расчетом, чтобы зазор между скребком и внутренней поверхностью испарителя был минимальным.

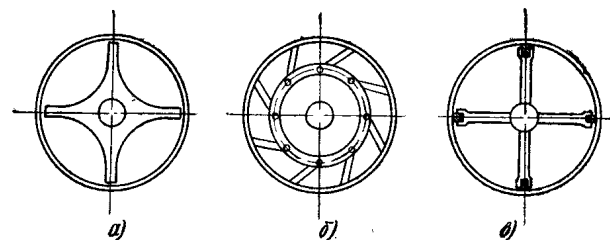


Рис. 4.2. Типы роторных мешалок: а — жесткие; б — с шарнирно закрепленными лопастями; в — с подвижными скребками

Большое влияние на равномерное образование пленки оказывает точность изготовления и подгонки скребков к поверхности нагрева. В целях хорошего прилегания скребков к поверхности на торцах лопастей закрепляют подвижные пластины из фторопласта-4 или цветных металлов. При вращении роторной мешалки подвижные пластины под действием центробежной силы будут прижиматься к обогреваемой поверхности и при этом будут размазывать раствор по поверхности в виде тонкой пленки.

Рассмотрим некоторые конструкции пленочных испарителей с роторной мешалкой.

Швейцарская фирма «Лува» выпускает пленочные испарители с роторной мешалкой, конструкция которых представлена на рис. 4.3. Отличительной особенностью этих испарителей является то, что выпаривание раствора, стекающего по внутренней поверхности цилиндрического корпуса, ведут при интенсивном перемешивании и подогреве корпуса с помощью водяного пара или дифенильной смеси (даутерм). Этот аппарат состоит из вертикального цилиндрического корпуса 2, внутри которого вращается рамная мешалка 9 с роторным жалюзийным каплеотбойником 7, расположенным в верхней расширенной части аппарата. Все детали, имеющие соприкосновение с раствором, изготовлены из хромоникелевой стали.

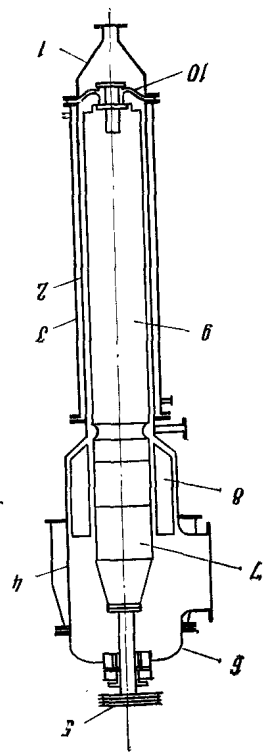


Рис. 4.3. Пленочный испаритель с роторной мешалкой типа «Лува»: 1 — конусное днище; 2 — корпус аппарата; 3 — рубашка для теплоносителя; 4 — сепарационная камера; 5 — приводной шкив мешалки; 6 — крышка аппарата с сальниковым устройством; 7 — роторный каллеуловитель; 8 — распределительное кольцо; 9 — роторная мешалка; 10 — подшипниковый узел

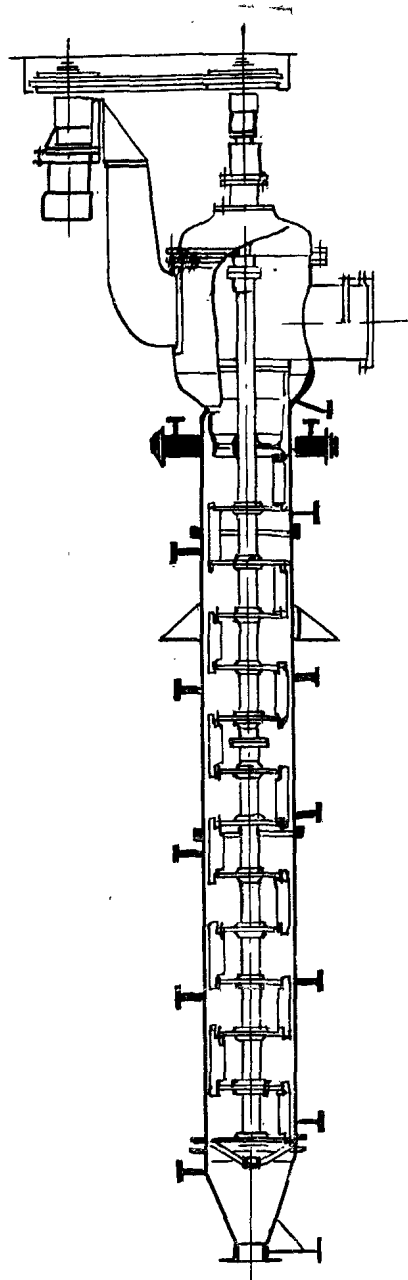


Рис. 4.4. Пленочный испаритель с роторной мешалкой типа «Самбей»

Подача исходного раствора осуществляется с помощью дозирующего насоса по трубопроводу, соединенному со штуцером подачи жидкости на распределительное кольцо. Благодаря этому исходная жидкость распределяется равномерно по всей поверхности нагрева. При быстром вращении роторной мешалки, имеющей зазор в пределах 0,3—0,5 мм между лопастями и корпусом, поддерживается равномерное стекание и размазывание раствора по высоте аппарата.

Для достижения интенсивного испарения в аппарате создается вакуум с остаточным давлением 100—150 мм рт. ст., благодаря этому температура испарения раствора снижается до 50—60°C.

Стенки аппарата могут обогреваться паром ($P=0,7—1,0$ МПа), поступающим в рубашку корпуса. По мере стекания раствор быстро испаряется, и концентрированный продукт сгребается роторной мешалкой на днище аппарата, а затем удаляется через нижний спускной штуцер. Соковый пар поднимается в паровое пространство аппарата, где он сепарируется от мелких капель раствора и направляется из аппарата в конденсатор для получения дистиллята.

Пленочные испарители роторного типа фирмы «Лува» выпускаются с поверхностью нагрева от 0,5 до 6,3 м² при диаметрах корпусов от 290 до 780 мм. Вращение роторной мешалки осуществляется от привода, обеспечивающего частоту вращения от 60 до 350 1/мин. Мощность привода составляет от 1,1 до 5,5 кВт.

Более совершенными испарителями являются аппараты фирмы «Самесрейтер» (ФРГ) под названием «Самбей» (рис. 4.4). Эти аппараты отличаются тем, что роторные мешалки снабжены скребками, которые могут поворачиваться в шарнирах и прижиматься под действием центробежной силы к стенкам аппарата, что повышает турбулизацию стекающей жидкости и обеспечивает непрерывную очистку поверхности нагрева. Устройство роторной мешалки обеспечивает быстрое удаление упаренного раствора и сохранение высокого значения коэффициента теплоотдачи от нагретой поверхности аппарата к стекающей пленке раствора.

В таких аппаратах можно полностью удалять жидкую фазу из раствора и получать продукт в сухом виде. Степень выпаривания регулируется подачей исходного раствора в аппарат.

Для обеспечения длительной работы скребковой мешалки поворотные скребки изготавливают из металла или пластмасс.

Таблица 4.1

Техническая характеристика пленочных испарителей роторного типа фирмы «Самсрейтер» (ФРГ)

Тип аппарата «Самбей»	Поверхность нагрева, м ²	Производительность, кг/ч	Внутренний диаметр аппарата, мм	Высота аппарата, мм		Рабочее давление в рубашке, МПа	Частота вращения роторной мешалки, 1/мин	Мощность привода, кВт
				общая	полезная			
L-50	0,075	2—18	50	1350	640	6	700	0,22
T-100	0,314	10—60	100	2200	1100	3	350	0,37
T-160	0,75	25—160	160	3000	1700	3	250	0,736
B-300	2,0	60—400	300	4300	2400	3	150	1,45
B-460	4,0	120—800	460	5800	3400	2	100	2,18
B-600	8,8	280—1800	600	8000	5000	1	60	2,54

Пленочные испарители типа «Самбей» применяют для концентрирования водных растворов, обладающих термолабильными свойствами, т. е. способных к термическому разложению в процессе нагрева. Обогрев корпуса может осуществляться горячей водой, паром или высокотемпературными теплоносителями.

Производительность пленочных испарителей «Самбей» зависит от размеров корпуса и частоты вращения мешалки. Техническая характеристика пленочных испарителей «Самбей» приведена в табл. 4.1. Привод роторной мешалки осуществляется от электродвигателя через клиноременную передачу со взаимозаменяемыми шкивами, благодаря которым можно создавать частоту вращения вала от 100 до 700 1/мин.

Большой интерес представляет конструкция пленочного испарителя роторного типа «Ротафильм», выпускаемого фирмой «Карл Канцлер» (ФРГ). В этом аппарате (рис. 4.5) имеется вращающийся ротор с четырьмя лопастями, имеющими по торцам подвижные косозубые скребки (рис. 4.5, б), которые, передвигаясь по внутренней поверхности корпуса, распределяют стекающую жидкость равномерным слоем и перемещают ее спирально по кругу корпуса, что удлиняет пребывание раствора в аппарате. Торцевые диагональные скребки изготавливают из углеграфитовых материалов или из пластмасс (тефлона).

Применение мешалок с торцевыми диагональными скребками необходимо для выпаривания растворов до предельной концентрации и удаления легколетучих примесей из полимерных жидкообразных веществ. Среди веществ, подвергающихся термообработке в пленочных испарителях, можно назвать акрилонитрил, амины, капролактан, эпоксидные смолы, жирные спирты, глицерин, тиоколы и др. материалы.

Учитывая разнообразные условия термической обработки перечисленных веществ, пленочные испарители «Ротафильм» выпускаются для работы при нормальных условиях и пониженных давлениях (вакууме). Техническая характеристика пленочных испарителей «Ротафильм» приведена в табл. 4.2.

Японская фирма «Никкосо» выпускает пленочные испарители роторного типа «Эватрон», предназначенные для выпаривания, обезвоживания, дегазации, сушки и кристаллизации растворов. Конструкция аппарата «Эватрон» сходна с аппаратами «Самбей» и «Ротафильм», однако при разработке этого аппарата было уделено особое внимание вопросам уп-

Таблица 4.2

Техническая характеристика пленочных испарителей роторного типа фирмы «Карл Канцлер» (ФРГ)

Аппарат «Ротафильм»	Поверхность нагрева, м ²	Внутренний диаметр аппарата, мм	Высота аппарата, мм		Рабочее давление в рубашке, МПа
			общая	полезная	
Рис. 4.5	0,2	100	1400	750	1,0
	0,5	200	1700	950	1,0
	1,8	300	3800	2100	1,0
	3,5	450	4700	2700	0,6
	6,0	600	6200	3500	0,6

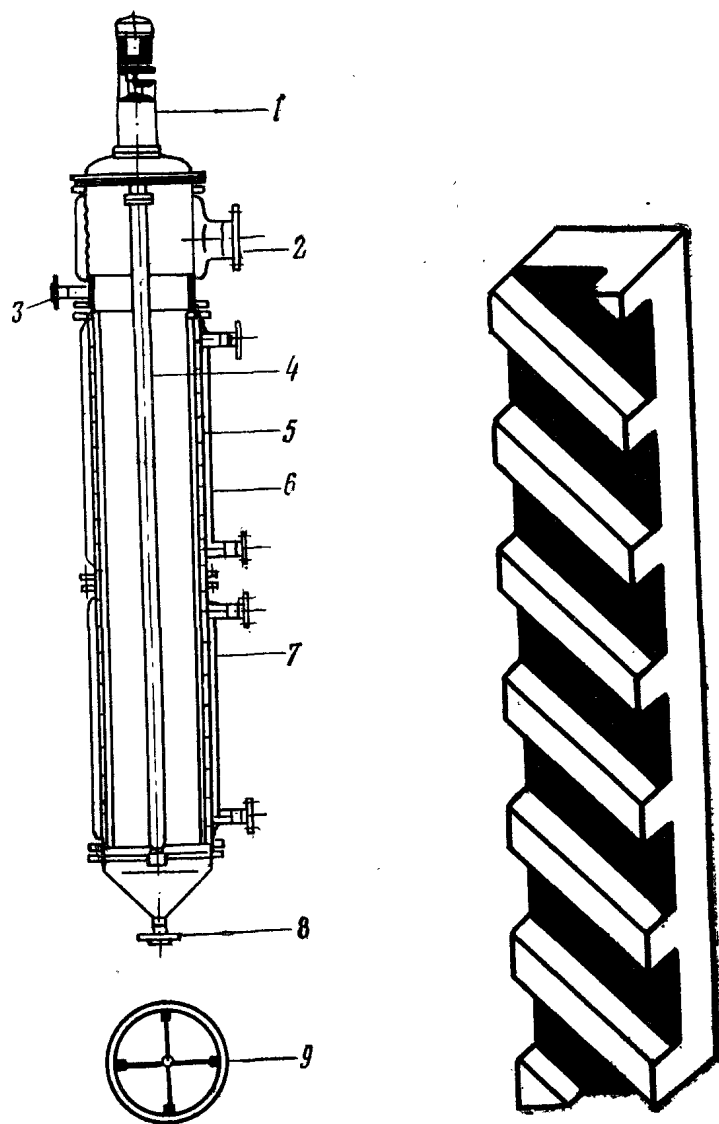


Рис. 4.5. Пленочный испаритель с роторной мешалкой и подвижными косозубыми скребками

лотнения вала роторной мешалки и устройству опорных подшипников с целью обеспечения более устойчивой работы роторной мешалки с накладными скребками. В зависимости от производственного назначения аппараты «Эватрон» могут

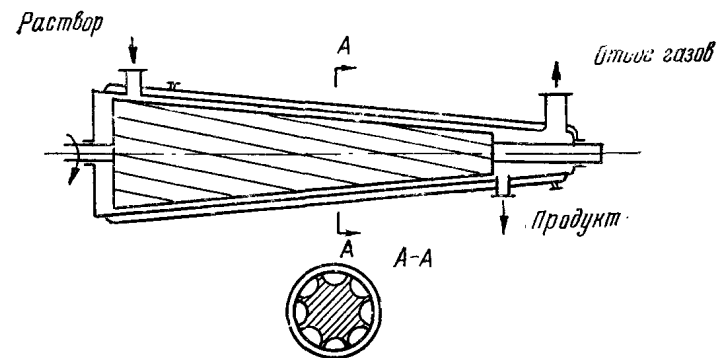


Рис. 4.6. Пленочный аппарат для дегазации расплавов полимеров японской фирмы «Никкоссо»

располагаться в вертикальном или горизонтальном положении. Для лучшего обогрева корпуса внутри паровой рубашки встроены перегородки, благодаря которым теплоноситель совершает спиральное движение вдоль всего корпуса (рис. 4.6).

Таблица 4.3

Техническая характеристика пленочных испарителей роторного типа фирмы «Никкосо» (Япония)

Аппарат «Эватрон»	Поверхность нагрева, м ²	Производительность, кг/ч	Диаметр аппарата, мм	Полезная высота аппарата, мм	Рабочее давление в рубашке, МПа	Частота вращения мешалки, 1/мин	Мощность привода, кВт
Рис. 4.6	0,1	4,7—7,5	84	380	1,0	1200	0,5
	0,17	12,5—24,5	107	500	0,9	1000	1,1
	0,35	27,5—57,0	156	700	0,8	750	1,1
	0,6	78—192	205	900	0,8	600	1,62
	1,15	160—420	305	1250	0,8	450	2,7
	2,0	226—670	400	1600	0,8	350	4,0
	3,8	300	550	2300	0,8	250	8,1
	7,0	440	750	3000	0,6	180	11,0

Полученный пар из раствора выбрасывается через выходной штуцер в конденсационное устройство. Продукт в виде пасты или сухого порошка удаляется через спускной штуцер в сборник готового продукта.

Необходимо отметить, что конструкция пленочного испарителя позволяет производить разборку, чистку и ремонт аппарата с меньшей затратой труда, так как ротор можно удалять в сторону съемных крышек. Характеристика пленочных аппаратов роторного типа «Эватрон» приведена в табл. 4.3. По сообщению фирмы, пленочные испарители эффективно работают в производствах синтетических каучуков, капролактама, полипропилена, синтетических смол и жирных спиртов.

Выбор и применение пленочных испарителей с роторной мешалкой в каждом конкретном производстве определяются не только эффективностью термической обработки растворов, но и экономическими расчетами.

4.2. Тепловой и конструктивный расчет пленочных испарителей с роторной мешалкой

Для расчета пленочных испарителей с роторной мешалкой существуют две математические модели, определяющие значения коэффициента теплоотдачи.

Согласно первой модели, коэффициент теплоотдачи от стенки к жидкости, стекающей сплошной тонкой пленкой, определяют при установившемся режиме. Применение этой модели ограничено вследствие трудностей измерения толщины пленки [4, 8].

Вторая модель предусматривает систему движения жидкости по вертикальной поверхности, когда жидкостная пленка находится в неустановившемся состоянии и по мере течения постоянно возобновляется на всей поверхности теплообмена.

Используя вторую модель, некоторые экспериментаторы [8, 10] провели исследования и в результате математической обработки опытных данных получили уравнения для расчета коэффициента теплоотдачи. Здесь предположено, что скрепковая мешалка при своем движении совершает полное смешение стекающей жидкости, и температура стенки аппарата и жидкости в самом аппарате имеет одинаковое значение. Это допущение предполагает осуществление полного теплообмена между жидкостной пленкой и стенкой аппарата, что,

естественно, дает завышенные значения коэффициента теплоотдачи.

Учитывая недостатки этих математических моделей, в работах [5, 10] подошли к решению задачи путем рассмотрения различных факторов, оказывающих влияние на значение коэффициента теплоотдачи. Исследования были направлены на то, чтобы найти безразмерные параметры для пленочного потока и вывести критериальное уравнение, пригодное для тепловых и конструктивных расчетов.

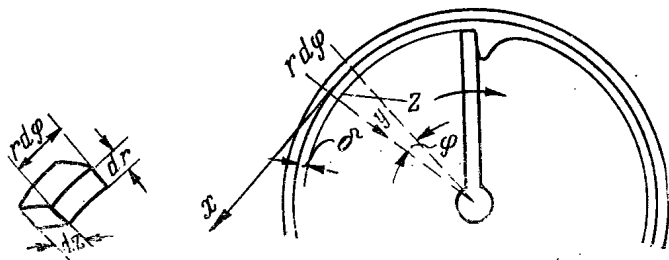


Рис. 4.7. Схема образования пленки на стенке аппарата при вращении лопастной мешалки

На рис. 4.7 показана схема контакта жидкостной пленки с поверхностью теплообмена при вращающейся скрепковой мешалке. При вращении роторной мешалки ее лопасти размывают раствор по стенкам аппарата и образуют при этом пленку толщиной, равной зазору. Если рассмотреть движение пленки раствора, который остается в зазоре между ротором и корпусом аппарата, то можно представить схему этого движения на рис. 4.7. На объем жидкости $dV_{ж}$ действуют сила тяжести dG , сила трения dS и центробежная сила dF .

Элементарный объем жидкости составит

$$dV_{ж} = (r d\varphi) dr dz. \quad (4.1)$$

Значению действующих сил соответствуют

$$dG = \rho dV_{ж};$$

$$dF = \frac{\omega^2 dm}{r} = \frac{\omega^2 \rho dV_{ж}}{r}; \quad (4.2)$$

$$dS = \mu \frac{d^2 v_i}{dy^2} dr.$$

Для установившегося движения проекции сил на оси координат дают

$$dG + dS_z r d\varphi dz = 0; \quad (4.3)$$

$$dS_x r d\varphi dz = 0; \quad (4.4)$$

$$dF + dP = 0. \quad (4.5)$$

Из уравнения (4.3) получаем обычное уравнение гравитационного стекания пленки

$$\rho + \mu \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2} = 0. \quad (4.6)$$

Для случая, когда толщина пленки равна величине зазора между лопастью и корпусом аппарата, из уравнения (4.6) можно определить среднюю скорость движения пленки

$$v_{z \text{ ср}} = \frac{g \delta^2}{3\nu}. \quad (4.7)$$

Из уравнения (4.4) имеем

$$\mu \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} = 0. \quad (4.8)$$

Полученное уравнение необходимо решать при граничных условиях:

$$v_x = 0 \quad \text{при } y = 0;$$

$$v_x = \frac{\pi R n}{30} \quad \text{при } y = \delta \quad (\text{считаем } R - \delta = R).$$

Интегрируя уравнение (4.8), дважды получим

$$\frac{\partial v_x}{\partial y} = c_1; \quad v_x = c_1 y + c_2.$$

Подставляем граничные условия

$$c_2 = 0; \quad c_1 = \frac{\pi R n}{30\delta}.$$

Отсюда

$$v_x = \frac{\pi R n}{30} \cdot \frac{y}{\delta}. \quad (4.9)$$

Скорость вращательного движения жидкости изменяется по линейному закону, а скорость гравитационного стекания плен-

ки — по параболическому закону. Средняя скорость вращательного движения при $y = \delta$ будет равна

$$v_{x \text{ ср}} = \frac{\pi R n}{30}.$$

Из уравнения (4.5) получаем равенство центробежной силы и силы реакции стенки

$$dP = -dF = \frac{\omega^2 dm}{r}. \quad (4.10)$$

Суммарная скорость движения жидкости в пленочном испарителе с роторной мешалкой будет равна

$$v = \sqrt{(v_{x \text{ ср}})^2 + (v_{z \text{ ср}})^2}. \quad (4.11)$$

Траектория жидкости представляет собой винтовую линию с углом наклона к вертикали $\psi = \arcsin \frac{v_{x \text{ ср}}}{v}$ и шагом $z = 2\pi R \operatorname{ctg} \psi$. Благодаря этому путь жидкости удлиняется и ее термическая обработка ведется более тщательно.

Визуальные наблюдения показали, что стекание и перемещение жидкости в аппарате происходит в месте пересечения элемента стенки и передней части скребковой мешалки в виде дренажного буруна. За противоположной стенкой лопасти остается пояска пленки толщиной, равной величине зазора между торцом мешалки и стенкой аппарата. В результате анализа работы пленочных испарителей роторного типа со скребковой мешалкой были сделаны следующие выводы:

- тепловой поток через нагревательную стенку аппарата поступает равномерно;
- коэффициент теплопередачи остается одинаков как вдоль периметра, так и по высоте аппарата;
- физические свойства жидкостной пленки на стенках аппарата остаются без изменений;
- течение жидкостной пленки в осевом направлении z протекает равномерно.

Упрощенное уравнение Навье — Стокса для несжимаемого потока жидкости в направлении оси z имеет вид [4.12]

$$\rho \frac{\partial \omega}{\partial t} + \left(u \frac{\partial \omega}{\partial x} + v \frac{\partial \omega}{\partial y} + w \frac{\partial \omega}{\partial z} \right) = \\ = z - \frac{\partial P}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 \omega}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega}{\partial z^2} \right),$$

где $\rho \frac{\partial \omega}{\partial t}$ — сила, ускоряющая движение единицы объема потока; $u \frac{\partial \omega}{\partial x} + v \frac{\partial \omega}{\partial y} + w \frac{\partial \omega}{\partial z}$ — перенос момента жидкостью, протекающей через единицу площади поперечного сечения; z — внешняя сила, в данном случае сила тяжести в вертикальном направлении; $\partial P / \partial x$ — градиент давления; $\mu \left(\frac{\partial^2 \omega}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega}{\partial z^2} \right)$ — вязкостное сопротивление изменению объема из-за вязкостных сил.

Очевидно, можно пренебречь левой частью уравнения (4.12) и z , а $\partial^2 \omega / \partial z^2$ остается равным нулю до тех пор, пока на частицу не действует ускорение в направлении z . Таким образом, для устойчивого несжимаемого потока вертикальная составляющая скорости в пояске жидкости

$$\frac{\partial^2 \omega}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega}{\partial y^2} = -\frac{\rho g}{\mu}, \quad (4.13)$$

а для потока вдоль стенки

$$\frac{\partial^2 \omega}{\partial x^2} = -\frac{\rho g}{\mu}; \quad (4.14)$$

$$\rho c_p \left(u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} + w \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \\ = K \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right). \quad (4.15)$$

Теплопередача почти полностью происходит через очень тонкий слой материала между плоскостью $x=0$ и объемом материала. Уравнение энергии сводится к виду

$$\rho c_p u \frac{\partial T}{\partial x} = K \frac{\partial^2 T}{\partial x^2}. \quad (4.16)$$

На рис. 4.7 показана схема контакта пояска с вращающимся скребком на поверхности теплообмена. В связи с образованием пояска в точке пересечения элемента стенки и передней части скребка можно установить следующие граничные условия для стекающей пленки жидкости:

- $\omega = 0$ на стенке, когда $x = 0$;
- $\omega = 0$ на пластинке, когда $y = 0$;
- $\operatorname{grad} \omega = 0$ на свободной поверхности, где $x = X - \delta$;
- $\frac{\partial \omega}{\partial x} = 0$ на элементе стенки, где $r = R - \delta$.

Распределение температуры можно определить следующим образом: при $x=R$; $T=T_w$; на свободной поверхности $x=X-\delta$; $T=T_\infty$.

Уравнения и граничные условия, приведенные выше, можно сделать безразмерными при помощи введения характерных исходных величин при изменении R (радиуса теплообмена), который служит знаменателем.

Координаты: $z'=z/R$, $x'=x/R$, $y'=y/R$.

Скорости: для вращающихся систем удобно определять безразмерные скорости в виде соотношений $u'=u/nR$; $v'=v/nR$; $w'=w/nR$.

Разность температур

$$\theta = \frac{T-T_\infty}{T_w-T}$$

С учетом вышеприведенных величин уравнения (4.13), (4.14) и (4.15) можно переписать:

$$\frac{nR}{R^2} \left(\frac{\partial^2 w'}{\partial x'^2} + \frac{\partial^2 w'}{\partial y'^2} \right) = -\frac{\rho g}{\mu}; \quad (4.17)$$

$$\frac{\partial^2 w'}{\partial x'^2} + \frac{\partial^2 w'}{\partial y'^2} = -\frac{\rho g}{\mu} \cdot \frac{R^2}{nR} = \frac{Re_{вп}}{Fr_{вп}}. \quad (4.18)$$

Преобразуя уравнения (4.14) и (4.16), можно получить группу уравнений в безразмерном виде:

$$\begin{aligned} c_p \rho \frac{nR}{R} u' \frac{\partial \theta}{\partial x'} &= \frac{\lambda}{R^2} \frac{\partial^2 \theta'}{\partial x'^2}; \\ \frac{R^2}{K} \rho c_p \frac{nR}{R} u' \frac{\partial \theta'}{\partial x'} &= \frac{\partial^2 \theta'}{\partial x'^2}; \\ Re_{вп} Pr_{вп} u' \frac{\partial \theta'}{\partial x'} &= \frac{\partial^2 \theta'}{\partial x'^2}. \end{aligned} \quad (4.19)$$

Использование граничных условий посредством характерных исходных величин приводит к преобразованию критериальных уравнений. На теплообменной стенке, когда $x'=1$, безразмерная осевая скорость равна нулю $w'=0$, безразмерная радиальная скорость $u'=0$, $v'=\frac{v}{nR}=1$, где $v=nR$.

Распределение температуры на стенке аппарата при $x'=1$ можно представить в виде

$$\theta' = \frac{T_w - T_\infty}{T_w - T_\infty},$$

т. е. $\theta'=1$, и распределение температуры в пояске жидкости при $z'=0$

$$\theta' = \frac{T_w - T_\infty}{T_w - T_\infty}.$$

Для устойчивого состояния, когда интенсивность турбулентного вихревого потока в пояске высокая, температура пленки $T_w=T_\infty$, т. е. $\theta'=0$.

Приведенный выше анализ показывает, что средний коэффициент теплопередачи, основанный на среднелогарифмической разности температур, и равномерный тепловой поток от стенки зависят от следующих безразмерных групп:

$$\frac{\rho (n D_0) (D_0)}{\mu}; \quad \frac{n^2 D_0^2}{D_0 g}; \quad \frac{c_p \mu}{\lambda}; \quad \theta',$$

где D_0 — эквивалентный диаметр, определяемый в предположении, что спуск жидкости в пленочных испарителях со скребковой мешалкой имеет место главным образом в треугольном пояске.

Для определения эквивалентного диаметра открытых каналов можно воспользоваться приближенной формулой

$$D_0 = 2 \sqrt{2 \left(\frac{M \mu}{K \rho^2 g n} \right)^{0,25}}, \quad (4.20)$$

где K — постоянная величина, равная 0,0703 для приближенного треугольного пояска; M — массовый расход жидкости.

Можно считать, что влияние осевой скорости в тонкопленочных аппаратах больше, чем в так называемых жидкостно-заполненных, и включение числа Рейнольдса потока, основанного на средней осевой скорости, становится важным фактором.

Однако присутствие двух чисел Рейнольдса в конечной зависимости может быть излишним, так как эти числа взаимозависимы. Как показали исследования, диапазон чисел Рейнольдса осевого потока оказался больше, чем диапазон чисел Рейнольдса для вращательного потока. В результате вращательные числа Рейнольдса были заменены числами Рейнольдса потока. Введение критерия Фруда, равного

$$Fr = \frac{n^2 D}{D_0 g}, \quad (4.21)$$

обобщает процессы, связанные со скоростью вращения, и для тонкопленочных испарителей критерий Фруда становится существенным фактором.

Силы, действующие на единицу объема жидкости:

$$f_c = \rho n^2 R \quad (4.22)$$

— центробежная сила;

$$f_g = \rho g \quad (4.23)$$

— гравитационная сила, — образуют угол θ с вертикалью, который имеет вид числа Фруда

$$\theta = t_{\text{ан}}^{-1} n^2 \frac{R}{g} \quad (4.24)$$

Теперь, когда представлены соответствующие величины всех действующих сил, а именно: сил вязкости, центробежных сил, гравитационных сил, можно составить критериальное уравнение

$$Nu = A (Re)^a (Fr)^b (Pr)^c \quad (4.25)$$

Проводя экспериментальные исследования на двух разных по размерам пленочных испарителях со скребковыми мешалками и электрическими нагревателями, Ботт и Азаори установили зависимость безразмерных величин, входящих в уравнение (4.25) для диапазона загрузки от 50 до 150 кг/ч при разных частотах вращения от 300 до 1600 1/мин. Авторы рекомендуют определять коэффициент теплоотдачи по уравнению (4.25) в зависимости от режима течения пленки жидкости. Значения a , b , c равны:

Режим	Re	a	b	c
Турбулентный	100—1000	0,76	0,36	1,02
Ламинарный	<100	0,58	0,09	0,57

Функциональная зависимость экспериментальных значений коэффициента теплоотдачи от других параметров

$$\alpha_2 = n^{0,56} \frac{\mu^{0,11}}{\lambda^{0,02}} \quad (4.26)$$

Из уравнения (4.26) следует, что коэффициент теплоотдачи α_2 зависит главным образом от чисел оборотов скребковой

мешалки $n^{0,56}$ и теплопроводности жидкостной пленки для ламинарной области $Re_{\text{вп}} < 100$.

Исследования функциональной зависимости коэффициента теплоотдачи $\alpha_{\text{эксп}}$ от частоты вращения, теплопроводности λ и вязкости жидкости μ показали, что значение α_2 имеет вид для режимов переходной зоны

$$\alpha_2 = n^{0,18} \frac{\lambda^{0,13}}{\mu^{0,13}} \quad (4.27)$$

Сопоставляя уравнения (4.26) и (4.27), можно заметить, что коэффициент вязкости оказывает небольшое влияние на значение коэффициента теплоотдачи. В то же время обнаруживается сильная зависимость α от λ . Это указывает на то, что механизм теплоотдачи больше зависит от теплопроводности через неподвижную пленку, прилегающую к стенке испарителя. В обоих случаях коэффициент теплоотдачи пропорционален числам оборотов скребковой мешалки.

Значение коэффициента теплоотдачи возрастает по мере повышения нагрузки по жидкости. Зависимость коэффициента теплоотдачи α от нагрузки по жидкости для частот вращения ротора 500, 700 и 1000 1/мин представлена на рис. 4.8. Из этого рисунка видно, что коэффициент теплоотдачи возрастает до некоторого максимума, а затем снижается с увеличением нагрузки по жидкости. Наибольший коэффициент теплоотдачи соответствует большему числу оборотов и меньшей нагрузке.

По сведениям Г. Фурста [4], коэффициент теплопередачи возрастает пропорционально нагрузке по жидкости до определенного предела, после чего он остается неизменным для всех чисел оборотов ротора. Такая зависимость коэффициента K от нагрузки M представлена на рис. 4.9 при разности температур

$$\Delta t = t_{\text{он}} - t_{\text{сп}} = 25^\circ \text{C},$$

где $t_{\text{он}}$ — температура греющего пара $t_{\text{сп}}$ — температура второго (вторичного) пара.

В пленочных испарителях роторного типа теплопередача определяется также положением лопастей и конструкцией роторной мешалки. Зависимость коэффициента теплоотдачи от числа лопастей приведена на рис. 4.10. Здесь условия работы пленочных испарителей те же, что указаны на рис. 4.8. Одновременно выявлено, что коэффициент теплоотдачи остается почти одинаковым при различной толщине пленки

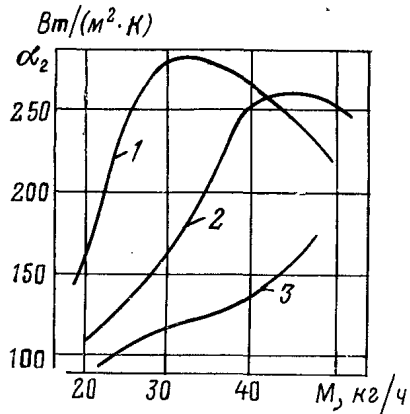


Рис. 4.8. Зависимость коэффициента теплоотдачи α_2 от нагрузки по жидкости M в пленочном испарителе при числе оборотов ротора: 1 — 1000; 2 — 700; 3 — 500 1/мин

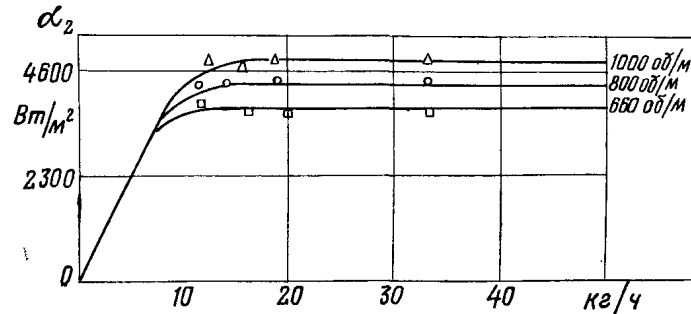


Рис. 4.9. Зависимость коэффициента теплоотдачи α_2 от нагрузки M при числе оборотов роторной мешалки: 1 — 1000; 2 — 800; 3 — 660 1/мин

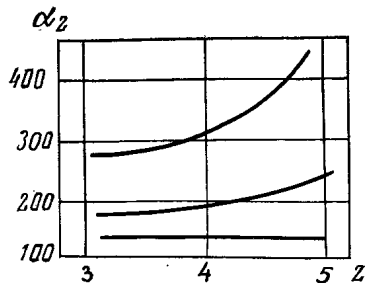


Рис. 4.10. Зависимость коэффициента теплоотдачи α_2 от числа лопастей z при различных числах оборотов мешалки (1 — 1000; 2 — 710; 3 — 500 1/мин) и постоянной нагрузке по жидкости $M = 30$ кг/ч

жидкости $\delta = 0,6 - 1,5$ мм независимо от числа лопастей ротора. Для определения коэффициента теплоотдачи от стенки к испаряемой жидкости было найдено эмпирическое уравнение

$$\alpha_2 = 8,74 (\lambda \rho c_p n z)^{1/2}, \quad (4.28)$$

где α_2 — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); λ — теплопроводность жидкости, Вт/(м·К); ρ — плотность жидкости, кг/м³; c_p — теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); n — скорость вращения ротора, 1/с; z — число лопастей роторной мешалки.

Значительный интерес представляет работа А. М. Ластовцева по изучению гидродинамики и теплообмена в пленочных испарителях с четырехлопастной мешалкой. Зависимость коэффициента теплоотдачи α_2 от частоты вращения n роторной мешалки в пленочном испарителе для высоковязких жидкостей представлена на рис. 4.11. Эти исследования показали, что интенсификация теплообмена осуществляется главным образом при повышении частоты вращения роторной мешалки.

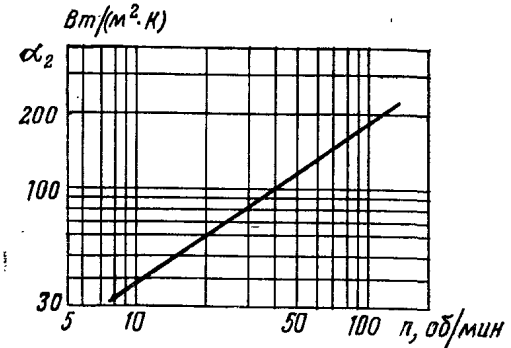


Рис. 4.11. Зависимость коэффициента α_2 от частоты вращения четырехлопастной мешалки в пленочном испарителе

Толщину жидкостной пленки в испарителе принимают равной величине зазора между внутренней стенкой аппарата и торцевой кромкой лопасти. Тогда объемный расход стекающей жидкости по стенкам испарителя определяют по формуле

$$V_{\pi} = \frac{2}{3} \frac{\pi R g \rho \delta^3}{\mu}. \quad (4.29)$$

Объем жидкости, находящейся в аппарате, равен сумме объемов пристенной пленки и носовых бурунов, расположенных перед каждой лопастью:

$$V = 2\pi R \delta L + z F_6 L, \quad (4.30)$$

где R — внутренний радиус аппарата, м; L — рабочая высота стенки аппарата, м; z — число лопастей; F_6 — площадь сечения буруна, м².

Для определения значения F_6 можно воспользоваться формулой

$$F_6 = 3,8 z^{-1/2} \left(\frac{\mu V}{g\rho} - \frac{2\pi R \delta^3}{3} \right)^{1/2}. \quad (4.31)$$

Исследования процессов тепло- и массообмена в пленочных испарителях с роторными мешалками проводились многими учеными. Для выпаривания воды и водных растворов сахара в пленочных испарителях с жестким ротором рекомендуется уравнение [10]

$$Nu = 0,095 Kp^{-0,24} Re^{0,2} Pe^{0,4} Pr^{0,22} m^{0,1}, \quad (4.32)$$

где $Kp = \frac{q}{r \rho_n \omega}$ — критерий теплового напряжения при фазовом превращении раствора; $Re = \frac{4\Gamma}{\mu}$ — число Рейнольдса;

$Pe = \frac{q\delta}{r \rho_n a}$ — число Пекле; $Pr = \frac{\nu}{a}$ — число Прандтля;

$Nu = \frac{\alpha\delta}{\lambda}$ — число Нуссельта; $m = \frac{zs}{\pi D}$ — параметрическое число. Здесь ω — окружная скорость ротора; δ — расчетная толщина пленки; s — толщина лопасти; z — число лопастей; D — диаметр аппарата.

Исследования процессов испарения водных растворов глицерина в роторных испарителях с поворотными лопастями показали, что теплоотдача выражается критериальной зависимостью [3]

$$Nu = 0,65 Re^{0,25} Re_{\alpha}^{0,43} Pr^{0,8} z^{0,33}. \quad (4.33)$$

Уравнение справедливо в интервале $n = 600 - 1400$ об/мин, когда плотность орошения $\Gamma = 102 - 582$ кг/(м·ч) при роторной мешалке с $z = 4 - 6$ шарнирно закрепленными скребками.

В уравнение (4.33) входят

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu}; \quad Re_{\alpha} = \frac{\rho n d^2}{\mu}; \quad Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}; \quad Pr = \frac{\nu}{a}.$$

Для пленочных испарителей с жестким ротором при испарении воды и водных растворов минеральных солей было получено уравнение [4]

$$Nu = A Kp^{0,84} Re_n^{0,65} Pr^{0,58}, \quad (4.34)$$

где $Nu = \frac{\alpha \Delta R}{\lambda}$; A — константа для воды $A = 0,085$; для раствора $A = 0,193$; ΔR — зазор между лопастью и корпусом аппарата.

Имеются и другие эмпирические уравнения для расчета пленочных испарителей с роторной мешалкой. Необходимо отметить, что большинство уравнений, представленное в виде критериальных уравнений, имеет ограниченные пределы применения.

Практика показала, что на эффективность испарения оказывают влияние конструктивные устройства для размазывания раствора по стенкам аппарата. Кроме того, на процесс испарения жидкости в пленочных испарителях оказывают существенное влияние плотность орошения, величина теплового потока, скорость вращения лопастной мешалки и рабочее давление в аппарате. При более тщательном исследовании процессов тепло- и массообмена установлено, что коэффициент теплоотдачи от нагретой стенки к движущейся жидкой пленке можно рассчитать по уравнению [10]

$$\alpha = 234 q^{0,1} \omega^{0,13} P^{0,16} \Gamma^{0,14}. \quad (4.35)$$

Уравнение получено в диапазоне: $q = (148 - 72) \cdot 10^3$ Вт/м²; $\omega = 2,12 - 4,24$ м/с; $P = 4 - 26$ кПа; $\Gamma = 27,3 - 234$ кг/(м·ч).

Более обширные исследования процессов испарения в пленочных испарителях с жестко закрепленными лопастями диаметром 160 и длиной 1000 мм позволили получить уравнение вида [4]

$$Nu = 3,6 \cdot 10^3 Re_{ж}^{1,2} Re_{\alpha}^{-2} Fr_{\alpha}^{1,6} Pr^{0,33}, \quad (4.36)$$

где $Re_{ж} = \frac{4\Gamma}{\mu}$ — пленочный критерий Рейнольдса; $Re_{\alpha} = \frac{\rho n d^2}{\mu}$ — число Рейнольдса при вращении ротора; $Fr_{\alpha} =$

$= \frac{n^2 d}{q}$ — число Фруда при вращении ротора; $Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}$ — число Нуссельта.

Уравнение (4.36) получено при значениях $Re_{ж} = 500 - 2000$; $Fr_{ц} = 0,4 - 8$ и $Re_{ц} = (1 - 1,2) \cdot 10^6$.

Уравнение, описывающее теплоотдачу в роторном испарителе с учетом влияния зазора между лопастями ротора и корпусом аппарата, было получено [2] для аппаратов диаметром от 169 до 900 мм при числе лопастей от 2 до 6 в виде

$$Nu = 0,089 \left(\frac{\Gamma}{\mu} \right)^{0,04} Re_{ц}^{0,6} Pr^{0,33} \left(\frac{\Delta R}{R} \right)^{0,12} z^{0,05}. \quad (4.37)$$

Уравнение (4.37) справедливо при значениях: $\omega = 21 - 105$ 1/с; $\Gamma = 144 - 4500$ кг/(м·ч); $\Delta R = 0,6 - 2,0$ мм; $R = 85 - 450$ мм; для жидкостей $\nu = (0,9 - 503) \cdot 10^{-6}$; $Pr = 6,2 - 642$.

Отклонение опытных данных от расчетной зависимости (4.37) составляет $\pm 15\%$.

4.3. Типовые элементы пленочных испарителей с роторной мешалкой отечественного производства

Промышленность выпускает пленочные испарители с роторной мешалкой для проведения процессов тепло- и массообмена при рабочих температурах от -10 до $+300^\circ\text{C}$ и давлении в аппарате до $0,6$ МПа. Обогрев аппарата осуществляется подачей пара в рубашку, расположенную на корпусе аппарата. При необходимости обогрев может осуществляться высокотемпературными органическими теплоносителями [1].

Роторный испаритель типа РП и ИРС состоит из корпуса 2, ротора 1, верхнего 5 и нижнего 9 подшипниковых узлов, сепаратора 3, днища 10, верхнего торцевого уплотнения 4 и нижнего торцевого уплотнения, находящегося в подшипниковом узле 9, привода 6, системы 7 затворной жидкости и улавливающих устройств 8 (рис. 4.12).

Корпус аппарата состоит из нескольких секций цилиндрической формы с рубашкой для обогрева. Верхняя расширительная часть корпуса служит сепаратором для отделения брызг продукта, уносимых с потоком вторичного пара.

Ротор аппарата (рис. 4.12, б) состоит из вала, на котором закреплены диски с шарнирно закрепленными лопатками. При вращении ротора подвижные лопатки прижимаются к поверхности теплообмена и распределяют по ней исходный раст-

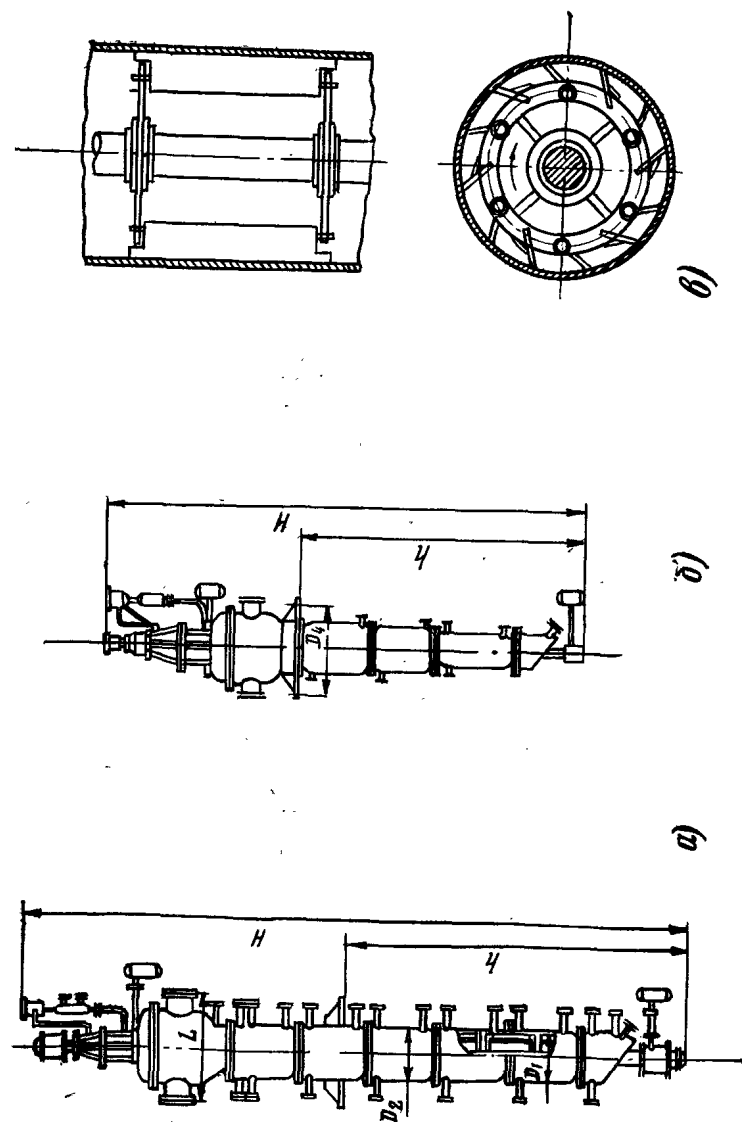


Рис. 4.12. Роторные пленочные испарители: а — испаритель типа РП; б — испаритель типа ИРС; в — устройство ротора

вор в виде тонкой стекающей пленки. При этом лопатки очищают поверхность теплообмена, перемещая тонкий слой раствора по винтовой линии. Ротор аппарата вращается от электродвигателя через редуктор или клиноременную передачу.

Подача исходного раствора осуществляется через штуцер А, расположенный ниже сепарационного устройства. Для распределения раствора по периметру аппарата на валу имеется специальное устройство в виде кольца, прилегающего к корпусу с установленным зазором. Упаренный раствор (продукт) стекает вниз и удаляется через спускной штуцер, а вторичный пар поступает в кожухотрубчатый или барометрический конденсатор, если аппарат работает под вакуумом.

При выборе роторного испарителя следует учитывать нагрузку по исходному раствору, приходящуюся на единицу площади поверхности теплообмена ($\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$), которая должна находиться в пределах:

- дистилляция органических веществ 0,055—0,11 ;
- сушка органических продуктов 0,014—0,028;
- выпаривание водных растворов 0,028—0,056.

Степень концентрирования, определяемая отношением количества дистиллята к полученному продукту, в роторных испарителях типа РП—до 1:5, а в аппаратах типа ИРС—до 1:50.

Техническая характеристика промышленных образцов роторных пленочных испарителей типа РП и ИРС приведена в табл. 4.4.

Корпус аппарата изготавливается, как правило, из хромоникелевой листовой стали марок X18H10T, X17H13M2T и других сплавов. Корпус изготавливают методом вальцевания и сварки. Корпус аппарата может быть составным из отдельных царг, соединенных между собой с помощью фланцев и болтов. Внутренняя поверхность корпусов обрабатывается на расточных станках, а затем полируется до чистоты класса точности $\nabla 7$ с целью избежания налипания массы раствора в процессе испарения.

Паровые рубашки, расположенные на внешней стороне корпуса, выполняют сварными и рассчитывают на рабочее давление до 1,6 МПа.

Роторные мешалки могут выполняться двух типов: с поворотными лопастями и подвижными скребками. Выбор конструкции роторной мешалки зависит от теплофизических свойств раствора. Если раствор в процессе испарения остается жидким на всем пути своего движения и коэффициент

Таблица 4.4

Техническая характеристика роторных пленочных испарителей

Типоразмер испарителя	Поверхность теплообмена, м^2	Количество ступеней	Давление в аппарате, МПа	Температура, $^{\circ}\text{C}$		Поверхность теплообмена ступеней корпуса, м^2			Внутренний диаметр ступеней корпуса, мм			Габаритные размеры, мм			Мощность электродвигателя, кВт	Масса, кг
				в аппарате	носите-ля	1-й	2-й	3-й	D_1	D_2	D_3	H	α	h		
РП-160-0,8	0,8	1	1,0	от -20	до +350	0,8			160			3800	1030	2080	1,5	1000
РП-300-1,6	1,6	1	1,6	от -10	до +300	1,6			300			4820	1200	2150	3,0	1500
РП-300-2	2	1	1,6	от -10	до +300	2			300			5430	1200	2750	3,0	1500
РП-600-4	4	1	1,6	от -10	до +300	4			600			8320	1850	3500	4,0	4100
РП-600-6,3	6,3	1	1,6	от -10	до +300	6,3			600			9430	1850	4630	7,5	5000
РП-600-8	8	1	1,6	от -10	до +300	8			600			10800	1850	6050	10	5500
РП-800-12,5	12,5	1	1,6	от -10	до +300	12,5			800			10600	2450	5470	17	8800
РП-1000-16	16	1	1,6	от -10	до +300	16			1000			12550	2500	5050	17	13000
РП-1000-20	20	1	1,6	от -10	до +300	20			1000			14000	2500	6450	22	15000
ИРС-08	0,8	2	1,6	от -10	до +300	0,5	0,3		200	160		4500	670	2450	1,5	600
ИРС-1,6	1,6	2	1,6	от -10	до +300	0,9	0,7		300	200		5600	1200	2960	2,2	1400
ИРС-2	2	2	1,6	от -10	до +300	1,3	0,7		400	300		5600	1700	3100	2,2	2000
ИРС-4	4	2	1,6	от -10	до +300	2,4	1,6		600	400		7500	2240	3490	2,2	4000
ИРС-6	6	2	1,6	от -10	до +300	3,8	2,2		800	600	400	9000	2600	4500	7,5	5800
ИРС-8	8	2	1,6	от -10	до +300	3,5	2,5	2	800	600	400	10400	2600	6000	7,5	6500
ИРС-12	12	3	1,6	от -10	до +300	4	5	3	1000	800	600	11800	2600	7234	10	9200
ИРС-16	16	3	1,6	от -10	до +300	8	5	3	1000	800	600	14000	2600	8420	13	10000
ИРС-20	20	3	1,6	от -10	до +300	10	8	3	1000	800	600	16000	2600	10600	13	12600
ИРС-24	24	3	1,6	от -10	до +300	10	8	6	1000	800	600	18000	2600	12600	13	14600

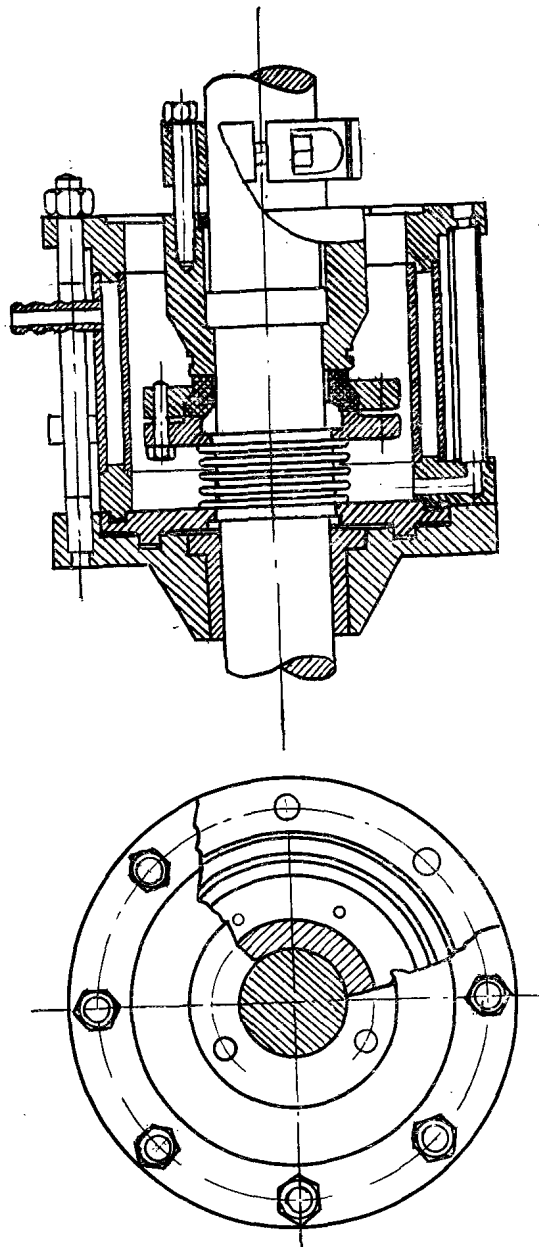


Рис. 4.13. Торцевое уплотнение

теплоотдачи остается постоянным или изменяется в весьма малых пределах, то рекомендуется применять роторные мешалки с поворотными лопастями. Для вязких и кристаллизующихся растворов лучше применять роторные мешалки с подвижными скребками (рис. 4.2, в). Сальниковые и торцевые уплотнения применяют для создания герметичности в местах вращения вала роторной мешалки. В пленочных испарителях роторного типа применяют торцевые уплотнения вала, которые состоят из камеры для смазывающей жидкости (глицерин). Устройство торцевого уплотнения вала показано на рис. 4.13. На валу роторной мешалки с помощью водила закреплено вращающееся стальное кольцо, которое под действием веса ротора прижимается, к углеграфитовому не-

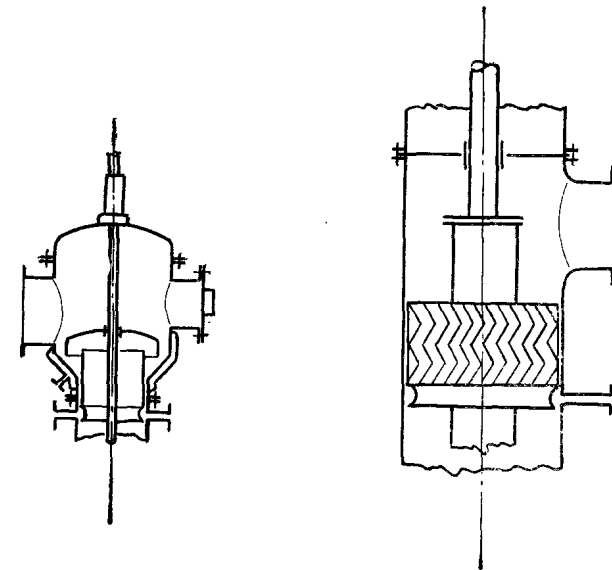


Рис. 4.14. Каплеотделители: а — отбойная тарелка; б — жалюзийного типа

подвижному кольцу, образуя с ним пару трения. Неподвижное кольцо прикреплено к днищу уплотнения с помощью сильфона. Для работы торцевого уплотнения камеру заполняют глицерином, а в рубашку камеры поступает вода для охлаждения и создания благоприятных условий для работы уплотнения [11].

В целях избежания уноса капель раствора с потоком вторичного пара в сепарационном пространстве устанавливаются на валу каплеотделители в виде отбойных тарелок или жалюзийных устройств (рис. 4.14). Важным фактором, влияющим на унос капель жидкости, является скорость вторичного пара, движущегося вдоль стекающей пленки раствора. С увеличением скорости пара наблюдается срыв капель с поверхности раствора, поэтому она не должна превосходить некоторой предельной величины

$$v_n = 0,126 \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_n}} \sqrt[3]{\frac{\rho_{ж}}{\mu}} \quad (4.38)$$

Из формулы следует, что критическая скорость пара зависит от физических свойств раствора, поэтому для растворов, у которых физические константы значительно отличаются от воды, данная формула может оказаться неприменимой.

4.4. Мощность привода роторной мешалки

Мощность привода, подводимая к ротору, затрачивается на преодоление сил вязкостного сопротивления слоя жидкости, находящегося в контакте с неподвижной стенкой аппарата, и на сообщение ускорения слою жидкости перед каждой лопаткой, движущемуся с угловой скоростью ω ротора. Если проскальзывание жидкости у стенки аппарата и на лопатке ротора отсутствует, а зазор между концом лопатки и корпусом достаточно мал, то мощность для привода составит:

— на преодоление сил вязкостного сопротивления

$$N_1 = 9,35 \cdot 10^{-14} \left(R, H \mu_{ср} n^2 \frac{z}{\Delta R} \right); \quad (4.39)$$

— на создание ускорения в установившемся режиме

$$N_2 = 3,5 \cdot 10^{-9} \rho n H^2 \left(R^2 - 6 \cdot 10^4 \frac{H}{n^2} \right). \quad (4.40)$$

В уравнения входят: R — радиус ротора; H — высота цилиндрической стенки аппарата; ΔR — зазор между концом лопатки и стенкой аппарата; $\mu_{ср}$ — вязкость раствора при средней температуре; n — частота вращения ротора; z — число лопаток ротора; ρ — плотность раствора.

При расчете мощности привода следует иметь в виду, что в момент пуска ротора мощность N_2 будет несколько больше и ее можно определить по уравнению

$$N_{пущ} = \frac{Mv^2}{2g} = 7 \cdot 10^{-13} M R^2 n^2, \quad (4.41)$$

где M — массовая скорость раствора, г/с; v — линейная скорость ротора $v = R\omega$; ω — угловая скорость ротора.

Суммарная мощность, необходимая для вращения роторной мешалки, составит

$$N = N_1 + N_{пущ}. \quad (4.42)$$

Пример. Рассчитать вертикальный пленочный испаритель кожухотрубчатого типа производительностью 14 кг/с по исходному раствору. Концентрирование раствора с $b_n = 0,1$ кг/кг до $b_k = 0,3$ кг/кг производится за счет греющего пара, поступающего в межтрубное пространство с параметрами: $P = 0,2$ МПа; $t_n = 120$ °С; $h_n'' = 2706$ кДж/кг; $h_k' = 504$ кДж/кг; $c_p = 4,245 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К); $\lambda_n = 68,47 \cdot 10^{-2}$ Вт/(м·К); $\nu_n = 0,2576 \cdot 10^{-6}$ м²/с; $P_r = 1,51$; $r = 2,18 \cdot 10^3$ кДж/кг.

Теплофизические свойства раствора: $\rho_{ж} = 900$ кг/м³; $\rho_n = 3,26$ кг/м³; $r_{ж} = 3,77 \cdot 10^5$ Дж/кг; $c_{ж} = 2,2 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К); $\lambda_{ж} = 0,125$ Вт/(м·К); $\nu_{ж} = 0,28 \cdot 10^{-6}$ м²/с; $\sigma = 17 \cdot 10^{-3}$ Н/м; $\mu_n = 9,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $t_{кип} = 80$ °С; $t_n = 20$ °С; $P_0 = 0,1$ МПа.

Решение. Определяем количество выпаренной влаги

$$W = G_n \left(1 - \frac{b_n}{b_k} \right) = 14 \left(1 - \frac{0,1}{0,3} \right) = 9,33 \text{ кг/с}$$

При этом получено готового продукта

$$G_{пр} = G_n - W = 14 - 9,33 = 4,67 \text{ кг/с.}$$

Тепловой поток, необходимый для нагрева раствора до температуры испарения:

$$Q_n = G_n c_{ж} (t_{кип} - t_n) = 14 \cdot 2,2 \cdot 10^3 (80 - 20) = 1,85 \cdot 10^6 \text{ Вт.}$$

Тепловой поток, необходимый для испарения растворителя:

$$Q_{исп} = rW = 3,77 \cdot 10^5 \cdot 9,33 = 3,5 \cdot 10^6 \text{ Вт.}$$

Полный тепловой поток в аппарате без учета теплопотерь

$$Q = Q_n + Q_{исп} = 1,85 \cdot 10^6 + 3,5 \cdot 10^6 = 5,35 \cdot 10^6 \text{ Вт.}$$

Расход греющего пара составит

$$D = \frac{Q}{(h''_n - h'_k) \eta} = \frac{5,35 \cdot 10^6}{(2706 - 504) 0,97} = 2,5 \text{ кг/с.}$$

Расчет температурного режима при прямотоке:

$$\Delta t_6 = 120 - 20 = 100 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_m = 100 - 80 = 20 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Средняя логарифмическая разность температур между паром и раствором равна

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}} = \frac{100 - 20}{2,3 \lg \frac{100}{20}} \approx 50 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Средняя температура орошающей пленки

$$t_{пл} = t_n - \Delta t_{cp} = 120 - 50 = 70 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Коэффициент теплопередачи определяется при условии $K/\alpha_n = 0,35$. Тогда температура пленки конденсата

$$t_k = t_n - 0,5 \cdot \frac{K}{\alpha_n} \Delta t_{cp} = 120 - 0,5 \cdot 0,35 \cdot 50 = 111 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Частная разность температур, входящая в уравнение (2.25) числа Кутателадзе:

$$\Delta t_1 = t_n - t'_{ст} = 120 - 102 = 18 \text{ }^\circ\text{C,}$$

где

$$t'_{ст} = \frac{t_k - 0,5 t_n}{0,5} = \frac{111 - 0,5 \cdot 120}{0,5} \approx 102 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Находим численное значение комплекса критериев:

$$\begin{aligned} Ga \text{ Pr} \text{ Ku} &= \frac{g l^3}{\nu_n^2} \cdot \text{Pr} \cdot \frac{r}{c_p \Delta t_1} = \\ &= \frac{9,81 \cdot 2^3}{(0,2576 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 1,51 \frac{2,18 \cdot 10^6}{4,245 \cdot 10^3 \cdot 18} = 50,95 \cdot 10^{15}. \end{aligned}$$

Тогда

$$Nu = 1,15 (Ga \text{ Pr} \text{ Ku})^{0,25} = 1,15 (50,95 \cdot 10^{15})^{0,25} = 17273.$$

Коэффициент теплоотдачи от пара к стенке

$$\alpha_n = Nu \frac{\lambda}{l} = 17273 \frac{68,47 \cdot 10^{-2}}{2} = 5913 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).}$$

Объемная плотность орошения при числе труб $n=150$, $d=0,034$ м:

$$\Gamma = \frac{G_n}{\rho_{ж} \pi d n} = \frac{14}{900 \cdot 3,14 \cdot 0,034 \cdot 150} = 0,971 \cdot 10^{-3}.$$

Число Рейнольдса

$$Re = \frac{4\Gamma}{\nu_{ж}} = \frac{4 \cdot 0,971 \cdot 10^{-3}}{0,28 \cdot 10^{-6}} = 13885.$$

При турбулентном режиме орошающей пленки коэффициент теплоотдачи от стенки к раствору может быть рассчитан по уравнению (2.4')

$$Nu = 5,8 \cdot 10^{-4} Re^{1,18} \text{ Pr}^{0,4}.$$

Значение Прандтля

$$\text{Pr} = \frac{c_{ж} \nu_{ж} \rho_{ж}}{\lambda_{ж}} = \frac{2,2 \cdot 10^3 \cdot 0,28 \cdot 10^{-6} \cdot 900}{0,125} = 4,43.$$

Тогда

$$Nu = 5,8 \cdot 10^{-4} \cdot 13885^{1,18} \cdot 4,43^{0,4} = 81,32.$$

Толщина пленки рассчитывается по формуле

$$\begin{aligned} \delta &= 0,21 \left(\frac{\nu^2}{g} \right)^{0,33} Re^{0,533} = 0,21 \left(\frac{(0,28 \cdot 10^{-6})^2}{9,81} \right)^{0,33} \cdot 13885^{0,533} = \\ &= 0,74 \cdot 10^{-3} \text{ м.} \end{aligned}$$

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_2 = 0,25 \cdot Nu \frac{\lambda}{\delta} = 0,25 \cdot 81,32 \frac{0,125}{0,74 \cdot 10^{-3}} = 3425 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).}$$

Коэффициент теплопередачи

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{d_n}{\alpha_n d_B} + \frac{d_n}{2\lambda_{ст}} \ln \frac{d_n}{d_B} + \frac{1}{\alpha_2}} = \\ &= \frac{1}{\frac{0,034}{5913 \cdot 0,03} + \frac{0,034}{2 \cdot 58} \ln \frac{0,034}{0,03} + \frac{1}{3425}} = 2992 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).} \end{aligned}$$

Необходимая поверхность нагрева

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{5,35 \cdot 10^6}{2992 \cdot 50} = 35,7 \text{ м}^2.$$

Число труб в этом случае составит

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d \cdot l} = \frac{35,7}{3,14 \cdot 0,034 \cdot 2} = 167 \text{ шт.}$$

Выбор кожухотрубчатого испарителя пленочного типа и его размеров уточняется по существующим каталогам и стандартам.

ЛИТЕРАТУРА

1. Бакластов А. М., Горбенко В. А., Удыма П. Г. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплообменных установок.—М.: Энергоиздат, 1981.—336 с.
2. Доманский И. В. и др. Конвективный теплообмен в вертикальном роторном аппарате с жестко закрепленными лопастями. Журн. прикл. химии, 1973, т. 36, с. 2492—2496.
3. Ермаков В. И., Шеин В. С., Рейхсфельд В. О. Инженерные методы расчета процессов получения и переработки эластомеров.—Л.: Химия, 1982.—334 с.
4. Коган В. Б., Харисов М. А. Оборудование для разделения смесей под вакуумом.—Л.: Машиностроение, 1976.—376 с.
5. Марценюк А. С., Стабников В. Н. Пленочные тепло- и массообменные аппараты в пищевой промышленности.—М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981.—160 с.
6. Машины и аппараты химических производств: И. И. Чернобыльский, А. Г. Бондарь, Б. А. Гаевский и др./Под ред. И. И. Чернобыльского. Изд. 3-е.—М.: Машиностроение, 1975.—456 с.
7. Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи: И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Оспровский и др./Под ред. В. Н. Соколова.—Л.: Машиностроение, 1982.—384 с.
8. Олевский В. М., Ручинский В. Р. Роторно-пленочные тепло- и массообменные аппараты.—М.: Химия, 1977.—208 с.
9. Соколов В. Н., Доманский И. В. Газожидкостные реакторы.—Л.: Машиностроение, 1976.—216 с.
10. Тананайко Ю. М., Воронцов Е. Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов.—Киев: Техника, 1975.—311 с.
11. Торцевые уплотнения вращающихся валов. Каталог.—М.: ЦНИИТИ-химнефтемаш, 1979.—25 с.
12. Шумский К. П. Вакуумные аппараты и приборы химического машиностроения.—М.: Машиностроение, 1974.—575 с.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	3
1. Гидродинамика пленочных испарителей	
1.1. Гравитационное стекание пленки жидкости по наклонной и вертикальной поверхностям стенки	4
1.2. Волновое течение пленки	10
1.3. Течение жидкостных пленок в трубах	11
1.4. Плотность орошения и способы формирования пленок	41
1.5. Типы оросителей в пленочных аппаратах	17
2. Пленочные испарители со свободно стекающей пленкой жидкости по поверхности нагрева.	21
2.1. Пленочные испарители колонного типа	25
2.2. Пленочные испарители конусообразного типа	26
2.3. Каскадный пленочный испаритель	29
2.4. Пленочные испарители кожухотрубчатого типа	29
3. Испарители со стекающей пленкой в потоке нагретого газа	38
3.1. Общие сведения	41
3.2. Экспериментальная установка	43
3.3. Исследования гидродинамических процессов	47
3.4. Исследование процессов тепло- и массообмена	47
3.5. Массообмен в испарителях со стекающей пленкой термодлабильных жидкостей	48
4. Пленочные испарители с роторной мешалкой.	52
4.1. Устройство пленочных испарителей с роторной мешалкой	52
4.2. Тепловой и конструктивный расчет пленочных испарителей с роторной мешалкой	61
4.3. Типовые элементы пленочных испарителей с роторной мешалкой отечественного производства	74
4.4. Мощность привода роторной мешалки	80
Литература	85

Петр Григорьевич Удыма

Учебное пособие по курсу

«Проектирование, монтаж и эксплуатация

теплообменных установок»

ПЛЕНОЧНЫЕ ИСПАРИТЕЛИ

(Кафедра теплообменных процессов и установок)

Технический редактор *Н. Н. Толченова.*

Корректор *Л. В. Варламова.*

Темплан издания МЭИ 1985 г., поз. 64 (учебн.)

Л — 104512. Подписано к печати 2.12.1985 г.

Формат бумаги 60×84/16. Печ. л. 5,5.

Тираж 500.

Заказ 2836.

Уч.-изд. л. 4,4.

Цена 15 коп.

Типография МЭИ, Красноказарменная, 13