

Министерство образования и науки Российской Федерации
Архангельский государственный технический университет

Л.Н. Кузнецова, доц., канд. техн. наук;
Л.И. Селянина, проф., канд. техн. наук;
С.И. Третьяков, проф., канд. техн. наук

РАСЧЕТ ВЫШАРНЫХ УСТАНОВОК

Учебное пособие



Архангельск
2004

Рассмотрено и рекомендовано к изданию методической
комиссией химико-технологического факультета
Архангельского государственного технического университета
27 ноября 2002 г.

Рецензент

А.Н. Шкаев, доц., канд. хим. наук

УДК 628.1.03:543.3

Кузнецова Л.Н., Селянина Л.И., Третьяков С.И. Расчет выпарных установок: Учебное пособие. – Архангельск: Изд-во АГТУ, 2004. – 72 с.

Подготовлено кафедрой лесохимических производств АГТУ.

Рассмотрены методика и пример расчета многокорпусной выпарной установки. Приведены справочные данные для выполнения расчетов. Представлены эскизы типовых аппаратов, их описание и технические характеристики.

Предназначено для студентов химико-технологического факультета всех специальностей и заочного факультета по специальности 260300 «Технология химической переработки древесины».

Ил. 18. Табл. 20. Библиогр. 17 назв.

© Архангельский государственный
технический университет, 2004

1. СОДЕРЖАНИЕ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

1.1. Расчетно-пояснительная записка

Расчетно-пояснительная записка должна быть написана чернилами на писчей бумаге формата А4 на одной стороне листа, технически грамотно, четко и сжато. Объем записки 25–30 страниц рукописного текста.

Расчетно-пояснительная записка должна содержать следующие разделы: задание, введение, описание технологической схемы, технологический расчет, заключение, список литературы, оглавление.

Задание на курсовое проектирование. Задание выдает руководитель курсового проекта на специальном бланке, где содержатся все данные, необходимые для технологического расчета, и перечень оборудования, которое следует рассчитать.

Введение. Дать краткое описание особенностей проектируемого процесса, обоснование выбранной схемы установки и технологического оборудования. Это обоснование может быть представлено в виде сравнительной характеристики выбранного решения с другими возможными вариантами. Следует указать основные свойства перерабатываемого сырья и полученного продукта, как эти свойства были учтены при выборе технологической схемы, конструкции и материала оборудования. Технологическая схема и конструкция аппарата должны быть современными, экономичными, удовлетворять условиям безопасной эксплуатации, удобства обслуживания и ремонта, соответствовать имеющимся стандартам на данные аппараты.

Описание технологической схемы. Подробно описать технологическую схему и потоки с указанием позиций на чертеже графической части проекта. На листе писчей бумаги привести полную схему технологического процесса, причем на схеме все аппараты должны быть изображены в одном масштабе. Основные аппараты технологической схемы должны быть пронумерованы, под схемой дан перечень аппаратов. Обозначение по схеме должно соответствовать обозначению на чертеже. В схеме указать направление технологических потоков.

Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования. Методики расчета приведены в настоящем пособии. Расчет должен сопровождаться необходимыми рисунками и расчетными графиками, которые выполняются на кальке, миллиметровой бумаге или непосредственно на листах записки. В тексте необходимо дать ссылки на литературу для расчетных формул, физических констант и других справочных данных. Ссылки даются в квадратных скобках, где указывается порядковый номер

источника в списке использованной литературы и номер страницы в данном источнике. Все расчетные формулы приводятся вначале в алгебраическом выражении, затем приводится пояснение к формуле, указываются значения и размерность входящих в формулу физических констант. После этого в формулу подставляют численные значения величин, приводят результаты расчета и указывают размерность. В записке не следует показывать, как производились вычисления. Расчет производится в Международной системе единиц измерения СИ. Если справочная величина имеет другую размерность, следует привести значение этой константы в двух системах: в той, что дана в справочнике, и в СИ.

Заключение. Должно содержать краткие выводы по выполненному проекту, а также рекомендации о возможности использования материалов проекта и возможных решениях в промышленности.

Список использованной литературы. Перечень должен содержать полное название издания с указанием фамилии и инициалов автора, город, наименование издательства и год издания, количество страниц.

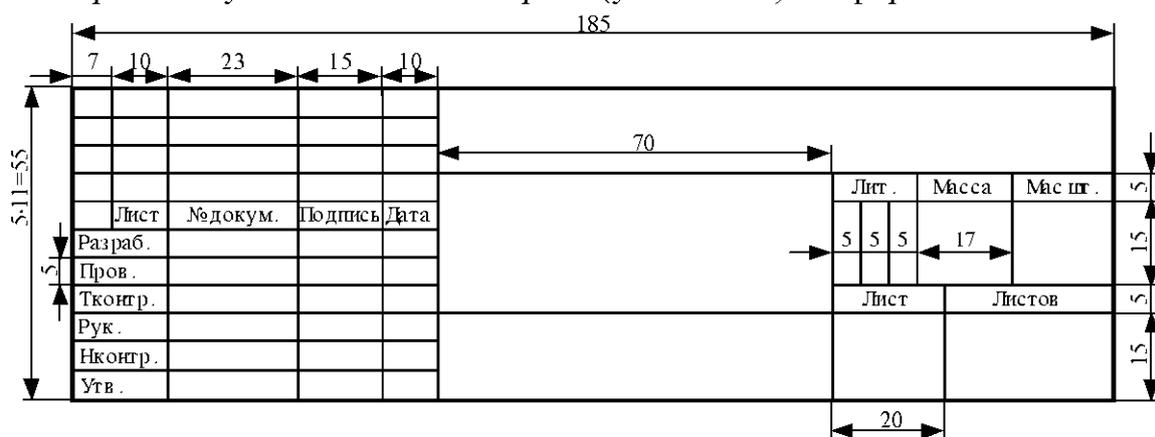
Оглавление.

Проект перед сдачей преподавателю должен быть подписан студентом.

1.2. Графическая часть проекта

Чертеж выполняется на одном листе формата А1 (594×841 мм), разделяемом на 2 листа формата А2, на которых, исходя из действующих стандартов, студент вычерчивает технологическую схему установки, общий вид и узлы основного аппарата.

Основную надпись (штамп) располагают внизу справа по отношению к рабочему положению аппарата (установки) по форме:



Технологическая схема вычерчивается без строгого соблюдения масштаба, но и без резкого нарушения соотношения размеров составных элементов.

В системе ЕСКД в настоящее время отсутствуют требования к выполнению схем химико-технологических процессов, но установлены условные обозначения отдельных элементов схем. Элементы схемы установки должны быть показаны условно по стандартам на аппараты теплообменные и колонные, элементы трубопроводов, арматуру трубопроводную и детали трубопроводов. Аппаратам, машинам и арматуре, показанным на схеме, присваивается буквенное обозначение, соответствующее начальной букве их наименования.

Пример изображения технологической схемы выпарной установки показан в прил. 2, рис. 7.

Схема должна содержать:

а) перечень основных составных частей и элементов схемы в виде таблицы, заполняемой сверху вниз и располагаемой над основной надписью по форме:

Позиция	Обозначение	Наименование	Кол-во	Примечание
	ВЗ _{1,9}	Вентиль запорный	9	
8	35	90	10	

б) таблицу условных изображений и обозначений трубопроводов, располагаемую над предыдущей таблицей по форме:

	Условное обозначение		Наименование среды в трубопроводе
	букв.	графическое	
		----- 1 ----- 1 -----	Вода

Все оборудование (машины, аппараты, насосы и др.) на схеме вычерчивается тонкими сплошными линиями толщиной 0,3...0,4 мм, а трубопроводы и арматура – сплошными основными линиями, то есть в два-три раза толще, чем оборудование.

Общий вид аппарата вычерчивается в соответствии с требованиями, предъявляемыми к машиностроительным чертежам, ЕСКД. Масштабы

изображений на чертежах аппаратов должны выбираться из следующего ряда: 1:1; 1:2; 1:1.25; 1:4; 1:5; 1:10; 1:20; 1:25; 1:50; 1:100.

Чертеж общего вида должен содержать:

а) изображение аппарата, необходимые виды, разрезы и сечения, дающие полное представление об его устройстве;

б) основные размеры, конструктивные, присоединительные и габаритные, а в случае необходимости установочные и монтажные;

в) перечень составных частей аппарата по форме:

Поз	Обозначение	Наименование	Кол	Масса 1 шт.	Наименование и марка мате- риала	Приме- чание
8	40	60	10	14	32	
185						

г) таблицу назначения штуцеров, патрубков и т.п.:

Обозначение	Наименование	Кол	Проход услов- ный D _y , мм	Давле- ние ус- ловное P _y , МПа
12	90	10	18	
148				

д) техническую характеристику: назначение аппарата, объем аппарата, номинальный и рабочий; производительность; площадь поверхности теплообмена; максимальное давление; максимальная температура среды; токсичность и взрывоопасность среды и другие необходимые данные.

Надписи, техническая характеристика и перечень составных частей должны соответствовать ГОСТам.

В прил. 3 представлены эскизы типовых аппаратов, их описание и технические характеристики.

1.3. Защита курсового проекта

После того как курсовой проект проверен преподавателем и признан удовлетворяющим требованиям курсового проектирования, производится защита студентом выполненного курсового проекта.

Курсовые проекты защищаются на специальной комиссии из двух-трех преподавателей кафедры при участии руководителя курсового проектирования и в присутствии студентов проектирующей группы. На защите студент кратко излагает содержание проекта и отвечает на вопросы присутствующих на защите.

2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА МНОГОКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

Выпариванием называется концентрирование растворов практически нелетучих веществ в жидких летучих растворителях, при котором осуществляется частичное удаление растворителя из раствора при кипении. Общий метод расчета многокорпусной выпарной установки, работающей по прямоточной схеме питания раствором, разработан проф. И.А. Тищенко. Имеющиеся методики проведения расчета многокорпусных выпарных установок, в деталях отличаясь между собой, исходят в основном из расчета, предложенного И.А. Тищенко [8, 9].

2.1. Выбор типа и конструкции выпарного аппарата

Тип и конструкцию выпарного аппарата выбирают на основании характеристики выпариваемого раствора, т.е. с учетом вязкости, плотности, поверхностного натяжения, растворимости, депрессий и ряда других физических показателей раствора, по каталогу на выпарные аппараты [3] или по справочнику [15, с. 630]. Основные требования, которым должен удовлетворять выпарной аппарат, достаточно полно изложены в литературе [7, 15]. Выбор материала, из которого должен быть изготовлен аппарат, также производят на основании свойств выпарного раствора, при этом рекомендуется использовать справочник [5, с. 272].

По каталогу [3] выбирают также диаметр трубок греющей камеры и их длину для расчета коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи.

2.2. Составление материального баланса

Общий и частный материальные балансы для всей установки составляют в целях определения количества выпаренной воды:

$$G_1 = G_e + \sum W ;$$

$$G_1 \tilde{\delta}_1 = G_e \tilde{\delta}_e ,$$

где G_1 – массовый расход исходного раствора, кг/с;

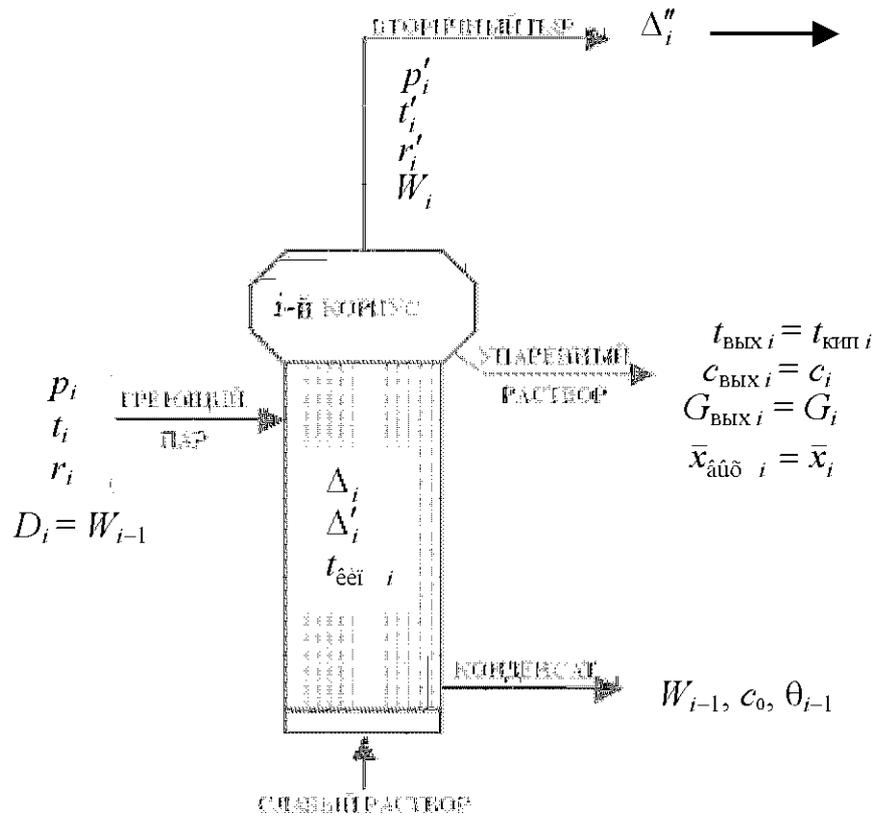
G_e – массовый расход упаренного раствора, кг/с;

$\sum W$ – общее количество выпаренной воды, кг/с;

$\tilde{\delta}_1$ – массовая концентрация исходного раствора, кг/кг;

$\tilde{\delta}_e$ – массовая концентрация упаренного раствора, кг/кг.

Схема индексации технологических параметров выпарной станции для i -го корпуса представлена на рисунке.



	Прямоток	Противоток
$t_{\text{вх}}$	t_{i-1}	t_{i+1}
$c_{\text{вх}}$	c_{i-1}	c_{i+1}
$G_{\text{вх}}$	G_{i-1}	G_{i+1}
\bar{x}_{a0}	\bar{x}_{i-1}	\bar{x}_{i+1}

2.3. Предварительный расчет

2.3.1. Распределение выпариваемой воды по корпусам

Для распределения выпаренной воды по корпусам выпарной установки могут быть использованы опытные данные эксплуатации промышленных установок. Исследования, проведенные на кафедре лесохимических производств АГТУ, показали возможность использования при предварительном расчете распределения потоков вторичных паров по корпусам соотношений, приведенных в прил. 1. При отсутствии опытных данных рекомендуется распределять всю выпаренную воду поровну между корпусами [11, с. 638].

Часто для повышения экономичности установки из одного или нескольких корпусов отбирают экстрапар (E), количество которого рассчитывают исходя из теплового баланса того теплообменника, где используется экстрапар.

Когда из какого-либо корпуса отбирается экстрапар, то соотношение количеств выпаренной воды в корпусах сохраняется, если из массы вторичного пара соответствующего корпуса вычесть массу экстрапара. Распределение влаги по корпусам в случае использования экстра-пара приведено в литературе [5, с. 398].

2.3.2. Определение концентрации растворов

Распределив ориентировочно всю выпаренную влагу по корпусам, определяют концентрации раствора на выходе из каждого корпуса на основании общего и частного материальных балансов:

$$\begin{cases} G_{\text{аод}i} = G_{\text{ауд}i} + W_i; \\ \tilde{\alpha}_{\text{аод}i} G_{\text{аод}i} = \tilde{\alpha}_{\text{ауд}i} G_{\text{ауд}i}. \end{cases}$$

При наличии циркуляции в аппарате расчетной является конечная концентрация раствора, т.е. концентрация на выходе. Если в аппарате отсутствует циркуляция для расчета полезного перепада температур и коэффициента теплопередачи, следует определить среднюю концентрацию:

$$\tilde{\alpha}_{\text{пд}i} = \frac{\tilde{\alpha}_{\text{аод}i} + \tilde{\alpha}_{\text{ауд}i}}{2}.$$

2.3.3. Составление предварительного температурного режима

Для составления предварительного температурного режима предложено много различных способов распределения температурного перепада, но наиболее простыми являются два.

Первый заключается в распределении давления по корпусам при условии равномерного падения давления во всей батарее. Этот способ дает удовлетворительные результаты лишь при прямоточной системе питания батареи раствором. Свежим греющим паром для выпарных станций обычно служит пар, отбираемый с 1-й и 2-й ступеней паровых турбин, имеющих давление 0,8... 1,0 МПа или 0,3... 0,5 МПа. Вторичный пар последнего корпуса подается в систему конденсации, в которой поддерживается остаточное давление 0,01... 0,02 МПа:

$$\Delta p = \frac{p_1 - p_{n+1}}{n};$$

$$p_2 = p_1 - \Delta p;$$

$$p_i = p_{i-1} - \Delta p;$$

$$p_n = p_{n+1} + \Delta p,$$

где p_{n+1} – остаточное давление в системе конденсации;

n – число корпусов установки.

По расчетным значениям давлений находят соответствующие температуры греющих паров в корпусах [13, с. 878].

При смешанной или противоточной системах питания применим другой способ распределения общего перепада температур по корпусам, учитывающий концентрации раствора в аппаратах:

$$\Delta t_{i\text{ау}} = \frac{\bar{x}_i}{\sum \bar{x}} \sum \Delta t_{i\text{ау}},$$

где $\sum \Delta t_{i\text{ау}}$ – общий перепад температур в батарее.

$$\sum \Delta t_{i\text{ау}} = t_1 - t_{n+1};$$

t_{n+1} – температура вторичного пара, поступающего в систему конденсации из последнего корпуса выпарной установки.

Тогда температуры греющего пара в корпусах определяются так:

$$t_2 = t_1 - \Delta t_{i\text{ау} 1}; \quad t_i = t_{i-1} - \Delta t_{i\text{ау} i}.$$

Для составления температурного режима могут быть использованы данные, полученные опытным путем. Исследования, проведенные на кафедре лесохимических производств, показали возможность применения для предварительного определения температурного режима соотношений общих перепадов температуры по корпусам, приведенных в прил. 1.

Падение температур вторичного пара при переходе из корпуса в корпус (гидравлическая депрессия) принимают равным 0,5...1,5 °С. Тогда температуры вторичного пара в корпусах равны:

$$t'_i = t_{i+1} + \Delta''; \quad t'_1 = t_2 + \Delta''; \quad t'_2 = t_3 + \Delta''.$$

После определения температуры вторичного пара в сепараторах находят температурную и гидростатическую депрессии для каждого корпуса. Температурную депрессию при атмосферном давлении находят в справочниках [2, 14]. При давлении, отличном от атмосферного, температурная депрессия

$$\Delta_i = \Delta_{\text{ао}i} f_i,$$

где f_i – поправочный коэффициент, зависящий от давления пара в сепараторе [15, с. 621].

Гидростатическая депрессия Δ'_i зависит от высоты уровня раствора в аппарате, интенсивности циркуляции раствора и плотности парожидкостной эмульсии. Для пленочных аппаратов гидростатическую депрессию можно не учитывать.

Гидростатическая депрессия определяется по формуле

$$\Delta'_i = t'_{\text{н}\delta i} - t'_i,$$

где t'_i , $t'_{\text{н}\delta i}$ – температуры кипения чистого растворителя (воды), соответствующие давлениям δ'_i и $\delta'_{\text{н}\delta i}$, °C;

p'_i – давление вторичного пара над поверхностью раствора, Па;

$\delta'_{\text{н}\delta i}$ – гидростатическое давление в середине омываемой раствором поверхности, Па.

Если при выпаривании жидкость кипит по всей высоте греющих трубок, т.е. при оптимальном уровне раствора, то величину $\delta'_{\text{н}\delta i}$ можно определить по следующей формуле:

$$\delta'_{\text{н}\delta i} = p'_i + \frac{H_{\text{н}\delta i}}{2} \rho_{\text{ж}i} g,$$

где $H_{\text{н}\delta i}$ – оптимальный уровень раствора в греющих трубках, м,

$$\frac{H_{\text{н}\delta i}}{l} = 0,26 + 0,0014(\rho_{\text{ж}i} - \rho_{\text{в}})$$

H – высота греющих трубок, м;

$\rho_{\text{ж}i}$ – плотность раствора, кг/м³;

$\rho_{\text{в}}$ – плотность воды при температуре кипения раствора, кг/м³.

Гидростатическая депрессия не должна превышать 3...5 °C [7, с. 19].

Температура кипения раствора в корпусе

$$t_{\text{к}\delta i} = t'_i + \Delta_i + \Delta'_i.$$

Полезный перепад температур:

$$\Delta t_{\text{н}\delta i} = t_i - t_{\text{к}\delta i}.$$

После составления температурного режима следует сделать проверку:

$$\sum_{i=1}^n \Delta t_{\text{н}\delta i} = \sum \Delta t_{\text{н}\delta i} - \sum_{i=1}^n (\Delta_i + \Delta'_i + \Delta''_i).$$

Для нормальной работы аппарата полезный перепад в каждом корпусе должен быть больше рекомендуемого значения в зависимости от типа аппарата [6, с. 391; 15, с. 629] и свойств раствора [7, с. 160].

2.3.4. Определение тепловых нагрузок корпусов

Тепловая нагрузка аппарата – это количество теплоты, передаваемой через поверхность нагрева аппарата выпариваемому раствору. Теплота, которую отдает пар в греющей камере аппарата, расходуется на нагрев раствора до температуры кипения, образование вторичного пара, компенсацию теплопотерь и теплоты дегидратации. Обычно при определении площади поверхности нагрева теплопотери не учитывают. При выпаривании растворов, образующихся в лесохимических и целлюлозно-бумажном производствах, теплота дегидратации мала, и ею можно пренебречь. Тогда тепловая нагрузка

$$Q_i = m_i c_{\tilde{a}\tilde{o}i} (t_{\tilde{e}\tilde{e}i} - t_{\tilde{a}\tilde{o}i}) + W_i r'_i.$$

Теплоемкость черного сульфатного щелока, кДж/(кг·К),

$$\tilde{n} = (0,98 - 0,0052\tilde{o}) 4,19.$$

Теплоемкость сульфитного щелока, кДж/(кг·К),

$$\tilde{n} = (0,97 - 0,004\tilde{o}) 4,19.$$

Теплоемкость нейтрализата, бражки и барды сульфитно-спиртового и гидролизного производств, кДж/(кг·К),

$$\tilde{n} = (1 - 0,0062\tilde{o}) 4,19,$$

Если температура раствора на входе в аппарат выше температуры кипения в нем (при прямотоке), первое слагаемое будет иметь знак минус, так как раствор сам будет вносить теплоту в аппарат.

3.3.5. Расчет коэффициентов теплопередачи

Расчет коэффициентов теплопередачи для чистой поверхности K_i ведут отдельно для каждого корпуса выпарной установки по уравнению

$$K_i = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{1i}} + \frac{1}{\alpha_{2i}} + \frac{\delta_{\tilde{n}\tilde{o}}}{\lambda_{\tilde{n}\tilde{o}}}},$$

где α_{1i} – коэффициент теплоотдачи от пара стенке для i -го корпуса, Вт/(м²·К);

α_{2i} – коэффициент теплоотдачи от стенки раствору для i -го корпуса, Вт/(м²·К);

$\delta_{\text{ст}}$ – толщина стенки трубки, м;

$\lambda_{\text{ст}}$ – теплопроводность стенки, Вт/(м·К).

При определении коэффициента теплоотдачи от пара к стенке (α_1) выбор расчетной формулы зависит от режима стекания пленки конденсата по наружной стенке трубки. Для длиннотрубных аппаратов, как правило, характерен смешанный режим стекания пленки конденсата по поверхности трубок, наступающий при $Re_{\text{шт}} \geq 100$ или при $\rho_{\text{п}} \omega_{\text{п}}^2 > 30$. В этом случае ко-

коэффициент теплоотдачи рассчитывают по уравнению [15, с. 581], которое легко может быть приведено к зависимости

$$\alpha_1 = A + \hat{A} \frac{r}{H\Delta t_1},$$

где A – коэффициент, зависящий от температуры пленки конденсата;

B – коэффициент;

r – удельная теплота парообразования греющего пара, Дж/кг;

H – длина трубки, м;

Δt_1 – разность между температурами пара и стенки трубки со стороны пара, определяемая подбором, °С.

Значения A , B , r приведены в прил. 1.

При ламинарном течении пленки конденсата, существующем при $Re_{пл} < 100$ или $\rho_{пл}\omega_{пл}^2 \leq 30$, коэффициент теплоотдачи рассчитывают по уравнению [15, с. 580]

$$\alpha_1 = 2,04 \hat{A} \left(\frac{r}{H\Delta t_1} \right)^{0,25}.$$

Применимость приводимых уравнений в конкретных условиях проверяется в конце расчета по величине $Re_{пл}$ или $\rho_{пл}\omega_{пл}^2$. Значение критерия Рейнольдса может быть установлено из зависимости

$$Re_{гг} = \frac{G_{гг}}{\mu_{гг}},$$

где $G_{гг}$ – массовый секундный расход конденсата в самой нижней точке поверхности конденсации, отнесенный к периметру последней, кг/(м·с);

$\mu_{гг}$ – динамическая вязкость конденсата, Па·с.

Расчетные зависимости для определения коэффициента теплоотдачи от стенки к раствору (α_2) выбираются в зависимости от конструкции выпарного аппарата.

В аппаратах с естественной циркуляцией и кипением раствора в трубах используется формула [15, с. 576], которая приводится к виду

$$\alpha_2 = \tilde{N}^{2,5} \Delta t_2^{1,5},$$

$$\tilde{N} = 780 \frac{\lambda^{1,3} \rho_{гг}^{0,5} \rho_1^{0,06}}{\sigma^{0,5} (r')^{0,8} \rho_1^{0,66} \tilde{\eta}_{гг}^{0,3} \mu_{гг}^{0,5}},$$

где Δt_2 – разность между температурой стенки трубки со стороны кипящей жидкости и температурой кипения жидкости;

λ – теплопроводность раствора, Вт/(м·К);

$\rho_{\text{ж}}$ – плотность раствора, кг/м³;
 $\rho_{\text{п}}$ – плотность вторичного пара, кг/м³;
 ρ_0 – плотность вторичного пара при атмосферном давлении, кг/м³;
 σ – поверхностное натяжение раствора, Н·м;
 r' – удельная теплота парообразования вторичного пара, Дж/кг;
 $c_{\text{ж}}$ – теплоемкость раствора, Дж/(кг·К);
 $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость раствора, Па·с.

Коэффициент теплоотдачи в аппаратах с естественной циркуляцией и вынесенной зоной кипения, а также с принудительной циркуляцией можно рассчитать по формуле [15, с. 578]

$$\text{Nu}_2 = 0,021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,8} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,43}.$$

Скорость жидкости в трубах при принудительной циркуляции составляет 1,5...3,3 м/с [15, с. 629]. При естественной циркуляции, для того чтобы раствор вскипал в трубе вскипания, скорость жидкости должна быть 1,8...2 м/с [6, с. 391], что обеспечивается температурным перепадом около 30 °С.

Для расчета коэффициента теплоотдачи в пленочных аппаратах с восходящей пленкой можно рекомендовать формулу [4, с.290]

$$\text{Nu}_2 = (1,3 + 128d) \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,9} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,23} \text{Re}_i^{0,34} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_i} \right)^{0,25} \frac{\mu_i}{\mu_{\text{ж}}}.$$

Скорость жидкости в трубах, отнесенную к полному поперечному сечению трубного пространства аппарата, можно принять равной 0,02 м/с. Скорость пара зависит от давления в корпусе, возрастая с падением давления [11, с. 73]. Опытные данные зависимости скорости пара от давления в пленочном аппарате приведены в прил. 1.

Для пленочных аппаратов с падающей (нисходящей) пленкой [16, 17] коэффициент теплоотдачи от стенки к свободно стекающей пленке жидкости при ламинарном и турбулентном режимах течения и $\text{Pr}_{\text{ж}} = 4...300$ можно рассчитать по уравнению

$$\text{Nu}_2 = \frac{\alpha_2}{\lambda_{\text{ж}}} \left(\frac{v_{\text{ж}}^2}{g} \right)^{1/3} = \left(\frac{1,35}{\text{Re}_{i\text{ж}}} + 10^{-4} \text{Re}_{i\text{ж}}^{0,7} \text{Pr}_{\text{ж}} \right)^{1/3},$$

$$\text{Re}_{i\text{ж}} = \frac{4\tilde{A}_{\text{н}\delta}}{v_{\text{ж}}} = \frac{4G_{\text{н}\delta}}{\rho_{\text{ж}} \Gamma v_{\text{ж}}},$$

где $v_{\text{ж}}$ – кинематическая вязкость раствора, м²/с, $v_{\text{ж}} = \mu_{\text{ж}} / \rho_{\text{ж}}$;

$\lambda_{\text{ж}}$ – теплопроводность раствора, Вт/(м·К);

$\Gamma_{\text{ср}}$ – средняя плотность орошения, м²/с,

$$\tilde{A}_{\text{н\ddot{o}}} = \frac{G_{\text{н\ddot{o}}}}{\rho_{\text{ж}} \dot{V}} = k \tilde{A}_{\text{min}},$$

$G_{\text{н\ddot{o}}}$ – средний массовый расход раствора в стекающей пленке, кг/с,

$$G_{\text{н\ddot{o}}} = 0,5[G_1 + (1 - \text{O})G_2];$$

O – унос жидкости или отношение массового расхода жидкости, находящейся в паровом потоке, к ее полному расходу; следует принимать $\text{O} < 0,3$, что обеспечивается подбором соответствующей скорости вторичного пара в трубах (прил. 1, рис. 1);

Π – полный смоченный периметр труб аппарата, м, $\Pi = \pi d_a n$;

d_a – внутренний диаметр труб, м;

n – число труб в аппарате;

$\rho_{\text{ж}}$ – плотность раствора, кг/м³;

k – коэффициент, принимаемый в пределах 2... 10;

Γ_{min} – минимальная плотность орошения, определяемая из безразмерного соотношения

$$\frac{\tilde{A}_{\text{min}}}{v_{\text{ж}}} = \left(\frac{\sigma}{v_{\text{ж}}^{4/3} \rho_{\text{ж}} g^{1/3}} \right)^{0,625};$$

σ – поверхностное натяжение раствора на границе с паром, Н/м.

После определения $\alpha_1, \alpha_2, \frac{\delta_{\text{н\ddot{o}}}}{\lambda_{\text{н\ddot{o}}}}$ рассчитывается коэффициент тепло-

передачи K и проверяются принятые температурные перепады $\Delta t_1, \Delta t_2$ из условия равенства удельных тепловых нагрузок:

$$\alpha_1 \Delta t_1 = \alpha_2 \Delta t_2 = K \Delta t_{\text{н\ddot{o}}} = \frac{1}{\sum \delta / \lambda} \Delta t_{\text{н\ddot{o}}}.$$

Допустимое расхождение между принятым и рассчитанным перепадом температур $\pm 5\%$.

На основании найденных тепловых нагрузок, полезных перепадов температур и коэффициентов теплопередачи предварительно определяют площади поверхности теплопередачи выпарных аппаратов.

2.4. Уточненный расчет выпарной установки

2.4.1. Составление уточненного температурного режима

Выпарные установки комплектуются либо одинаковыми аппаратами, либо так, чтобы суммарная площадь поверхности теплопередачи всех аппаратов выпарной установки была минимальной. Поэтому полезная разность температур может распределяться из условия равных площадей поверхностей нагрева или из условия минимальной общей площади поверхности.

Если поверхности нагрева должны быть равными для всех корпусов, то

$$\Delta t_{\text{н\grave{e} } i} = \frac{Q_i / K_i}{\sum Q / K} \sum \Delta t_{\text{н\grave{e} } } .$$

При суммарной минимальной площади поверхности установки

$$\Delta t_{\text{н\grave{e} } i} = \frac{(Q_i / K_i)^{0,5}}{\sum (Q / K)^{0,5}} \sum \Delta t_{\text{н\grave{e} } } .$$

Первый способ применяется чаще, так как в случае равных площадей поверхности нагрева упрощается комплектация, монтаж и ремонт установки, возможна взаимозаменяемость корпусов при эксплуатации. Во втором случае расход металла меньше, что особенно важно, если конструкционный материал является дефицитным и его стоимость достаточно высокая.

Составляется уточненный температурный режим:

$$\begin{aligned} t_{\text{\text{e}\text{e}\text{i} } i} &= t_i - \Delta t_{\text{н\grave{e} } i} ; \\ t'_i &= t_{\text{e}\text{e}\text{i} } i - \Delta_i - \Delta'_i ; \\ t_{i+1} &= t'_i - \Delta''_i . \end{aligned}$$

Полученная расчетом температура вторичного пара, поступающего в систему конденсации, должна совпадать с принятой в начале расчета.

2.4.2. Определение количества выпаренной воды в корпусах, расхода греющего пара и тепловых нагрузок

Количество вторичного пара, образующегося в каждом корпусе, рассчитывают по зависимости

$$W_i = D_i \alpha_i + G_{\text{\text{a}\text{o}\text{i} } } \beta_i + \gamma_i \sum_{i=2}^{n-1} W ,$$

где α_i – коэффициент испарения, показывает, какое количество вторичного пара образуется в i -м корпусе при использовании теплоты 1 кг греющего пара,

$$\alpha_i = \frac{r_i}{r'_i} ;$$

β_i – коэффициент самоиспарения, показывающий, сколько килограммов вторичного пара образуется вследствие того, что раствор поступает в аппарат с $t_{\text{вх} i}$, отличной от температуры раствора в данном корпусе $t_{\text{кпп} i}$,

$$\beta_i = \frac{c_{\text{\text{a}\text{o}\text{i} } } (t_{\text{\text{a}\text{o}\text{i} } } - t_{\text{e}\text{e}\text{i} } i)}{r'_i} ;$$

$c_{\text{вх} i}$ – теплоемкость раствора, поступающего в аппарат;

γ_i – коэффициент использования конденсата, определяющий, сколько килограммов вторичного пара образуется за счет теплоты 1 кг конденсата, поступающего из предыдущего корпуса, при охлаждении его от температуры θ_{i-1} до температуры θ_i ,

$$\gamma_i = \frac{c_0(\theta_{i-1} - \theta_i)}{r'_i};$$

c_0 – теплоемкость конденсата.

Последнее слагаемое $\gamma_i \sum_{i=2}^{n-1} W$ учитывается в том случае, когда конденсат вторичного пара перепускают в корпус в целях использования его теплоты. Для 1-го и 2-го корпусов это слагаемое всегда равно нулю.

Такие уравнения составляют для всех корпусов и решают совместно с уравнением

$$\sum W = W_1 + W_2 + \dots + W_n.$$

Так, для прямотока получается система уравнений без учета последнего слагаемого:

$$\begin{cases} W_1 = D\alpha_1 + G_1\beta_1, \\ W_2 = W_1\alpha_2 + (G_1 - W_1)\beta_2, \\ W_3 = W_2\alpha_3 + (G_1 - W_1 - W_2)\beta_3, \\ \dots \\ W_n = W_{n-1}\alpha_n + (G_e - W_1 - W_2 - \dots - W_{n-1})\beta_n, \\ W_1 + W_2 + W_3 + \dots + W_n = \sum W. \end{cases}$$

Для противотока получают следующую систему уравнений:

$$\begin{cases} W_1 = D\alpha_1 + (G_1 - W_2 - W_3 - \dots - W_n)\beta_1, \\ W_2 = W_1\alpha_2 + (G_1 - W_3 - W_4 - \dots - W_n)\beta_2, \\ W_3 = W_2\alpha_3 + (G_1 - W_4 - \dots - W_n)\beta_3, \\ \dots \\ W_n = W_{n-1}\alpha_n + G_e\beta_n, \\ W_1 + W_2 + W_3 + \dots + W_n = \sum W. \end{cases}$$

Решая систему уравнений, определяют D, W_1, W_2, \dots, W_n .

Тепловые нагрузки корпусов можно рассчитать по приходу теплоты: для 1-го аппарата $Q_1 = D_1 r'_1$, для последующих $Q_i = W_{i-1} r'_i$.

2.4.3. Определение площади поверхности теплопередачи

Площадь поверхности теплопередачи определяют для всех корпусов выпарной батареи по уравнению

$$F_i = \frac{Q_i}{K_i \varphi \Delta t_{\text{пс}}},$$

где φ – коэффициент использования поверхности, учитывающий загрязнения стенок трубок греющей камеры; для жидкостей, не дающих больших отложений, $\varphi = 0,7 \dots 0,8$ [7, с. 65].

Расчет является удовлетворительным, если расхождение между поверхностями F_1, F_2, \dots, F_n не превышает 10 %. Если это условие не выполнено, уточненный расчет следует повторить, перераспределив полезную разность температур, составив новый температурный режим и определив вновь тепловые нагрузки и количество выпаренной воды.

По полученной площади поверхности по стандартам выбирают аппарат. При этом следует выбирать аппарат с той же длиной и диаметром трубок, которые были приняты при расчете коэффициентов теплопередачи. Расчетная площадь поверхности не должна быть меньше действительной выбранного выпарного аппарата.

2.4.4. Использование теплоты конденсатов

Конденсат из греющей камеры первого корпуса, как правило, возвращается на ТЭЦ. Конденсат последующих ступеней имеет достаточно высокую температуру, и его теплоту необходимо использовать. Одним из способов использования этой теплоты является перепуск конденсата из второго корпуса в третий, из третьего в четвертый и так до последнего корпуса. Из последнего корпуса конденсат может быть использован для промывки различных аппаратов, для нагрева воды в теплообменниках или для технологических нужд предприятия. Теплоту конденсата 2-го и последнего корпусов можно использовать для подогрева исходного раствора.

С паром, направляемым на конденсацию из последнего корпуса выпарных установок, также уходит большое количество теплоты. Поэтому необходимо изыскивать возможности утилизации этой теплоты в технологических процессах.

3. РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

3.1. Подбор трубопроводов

Трубопроводы подбирают по диаметру, определяемому по уравнению расхода:

$$V_c = \frac{\pi d^2}{4} w,$$

где V_c – объемный секундный расход жидкости или пара;
 d – внутренний диаметр трубопровода;
 w – средняя скорость потока; средние скорости потоков даны в справочнике [15, с. 365].

Внутренний диаметр трубопровода можно определить по номограмме [15, с. 364, рис. 1.6 или 9, с. 555, рис. IV].

По рассчитанному внутреннему диаметру принимают условный диаметр D_y [5, с. 114]. Выбирают материал трубопровода в зависимости от характера перемещаемой среды [5, с. 272; 11, с. 175]. Определяют рабочее давление в трубопроводе. В зависимости от температуры рабочей среды и наибольшего избыточного давления выбирают условное избыточное давление p_y [5, с. 81]. С учетом D_y , p_y принятого материала и рекомендуемого сортамента труб для трубопроводов химических производств определяют окончательные размеры трубы: наружный диаметр и толщину стенки [11, с. 185].

Данные расчетов сводят в таблицу:

Назначение трубопровода	Объемный расход потока, м ³ /с	Скорость потока, м/с	Диаметр, мм		Материал	Обозначение трубопровода	ГОСТ на трубы
			расчетный	условный			

3.2. Подбор насосов

Насосы подбирают с учетом параметров перекачиваемой жидкости по двум характеристикам: производительности и развиваемому напору по каталогу на насосы. Производительность насосов обычно задана или устанавливается исходя из материального баланса выпарной установки.

Необходимый напор, м, следует рассчитать по уравнению

$$H = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} + H_{\text{г}} + h_{\text{пот}},$$

где p_1 – давление в аппарате, куда подается раствор, Па;
 p_2 – давление в аппарате, откуда забирается раствор насосом, Па;
 $H_{\text{г}}$ – геометрическая высота поднятия жидкости, м;
 $h_{\text{пот}}$ – потерянный напор, складывается из потерь на трение и местные сопро-

тивления, м.

3.3. Система создания вакуума

Для создания вакуума в выпарной установке вторичный пар последнего корпуса конденсируется, а несконденсировавшиеся пары и неконденсируемые газы отсасывают вакуум-насосом.

Для сокращения количества загрязненных сточных вод перед барометрическим конденсатором следует установить поверхностные теплообменники, где конденсируется 80...90 % вторичного пара. Расчет поверхностных конденсаторов проводится по известной методике [12], причем коэффициенты теплоотдачи принимают по опытным данным [9, с. 172].

3.4. Барометрический конденсатор

В выпарных установках используются в основном противоточные барометрические конденсаторы конструкции НИИхиммаш [15, с. 634]. Барометрический конденсатор выбирается по производительности, приведенной к стандартным условиям ($p_{ост} = 0,01$ МПа), по табл. VIII-6 [15, с. 635]:

$$\frac{G_{\text{оаае}}}{G_{\text{оаи+}}} = \sqrt{\frac{\rho_{\text{оаае}}}{\rho_{\text{оаи+}}}},$$

где $G_{\text{табл}}$, $G_{\text{расч}}$ – производительность барометрического конденсатора при остаточном давлении $p = 0,01$ МПа и $p \neq 0,01$ МПа (расчетное давление), кг/ч;

$\rho_{\text{табл}}$, $\rho_{\text{расч}}$ – плотность водяного пара при $p = 0,01$ МПа и $p \neq 0,01$ МПа (расчетное давление), кг/м³.

Расход воды в барометрическом конденсаторе

$$G_{\text{в}} = W \frac{I'_{\text{в}} - \tilde{n}_{\text{в}} t_{\text{в}}}{\tilde{n}_{\text{в}} (t_{\text{в}} - t_{\text{к}})},$$

где W , $I'_{\text{в}}$ – соответственно количество и энтальпия вторичного пара, поступающего в барометрический конденсатор из поверхностного конденсатора;

c_0 – теплоемкость воды;

$t_{\text{н}}$ – начальная температура воды;

$t_{\text{к}}$ – конечная температура смеси воды и конденсата.

Конечная температура воды на выходе из конденсатора ниже температуры поступающего вторичного пара на 2...3 °С.

По расходу воды и конденсата проверяют диаметр барометрической трубы:

$$d_{\text{в.од}} = \sqrt{\frac{G_{\text{в}} + W}{0,785\rho_w}},$$

где w – скорость воды в барометрической трубе, принимается 0,5...0,6 м/с.

Общая высота барометрической трубы ГОСТом не устанавливается, а определяется расчетом:

$$\hat{A} = \frac{\hat{A}}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} \left(\frac{\lambda_{\text{тр}} \dot{V}}{d_{\text{тр}}} + \sum \zeta \right) + 0,5,$$

где B – разрежение в конденсаторе, Па;

$\lambda_{\text{тр}}$ – коэффициент трения;

ζ – коэффициент местного сопротивления.

3.5. Вакуум-насосы

Для создания вакуума применяются в основном водокольцевые или струйные компрессоры. Вакуум-насосы подбираются по объему отсасываемого газа и создаваемому вакууму. Согласно работе [15, с. 634] количество воздуха, отсасываемого из барометрического конденсатора смешения, находится по уравнению, кг/с,

$$G_{\text{в}} = 0,000025(W + G_{\text{а}}) + 0,01W,$$

где W – количество вторичного пара, поступающего в барометрический конденсатор, кг/с;

$G_{\text{в}}$ – расход воды в барометрическом конденсаторе, кг/с.

Объем отсасываемого воздуха, м³/с,

$$V = \frac{R(273 + t_{\text{в}})G_{\text{в}}}{M_{\text{в}} P_{\text{в}}},$$

где R – универсальная газовая постоянная, $R = 8310$ Дж/(кмоль·К);

$t_{\text{в}}$ – температура воздуха, °С, $t_{\text{в}} = t_{\text{г}} + 4 + 0,1(t_{\text{с}} - t_{\text{г}})$;

$P_{\text{в}}$ – парциальное давление сухого воздуха в барометрическом конденсаторе, Па,

$$P_{\text{в}} = P_{\text{с}} - P_{\text{г}};$$

$P_{\text{г}}$ – давление сухого насыщенного пара при $t_{\text{в}}$, Па [9, с. 548].

Разрежение находят по зависимости, %,

$$\hat{A} = \frac{0,1 - P_{\text{ост}}}{0,1} 100,$$

где $P_{\text{ост}}$ – остаточное давление в конденсаторе смешения, МПа.

Вакуум-насос подбирают по каталогам [1, 8].

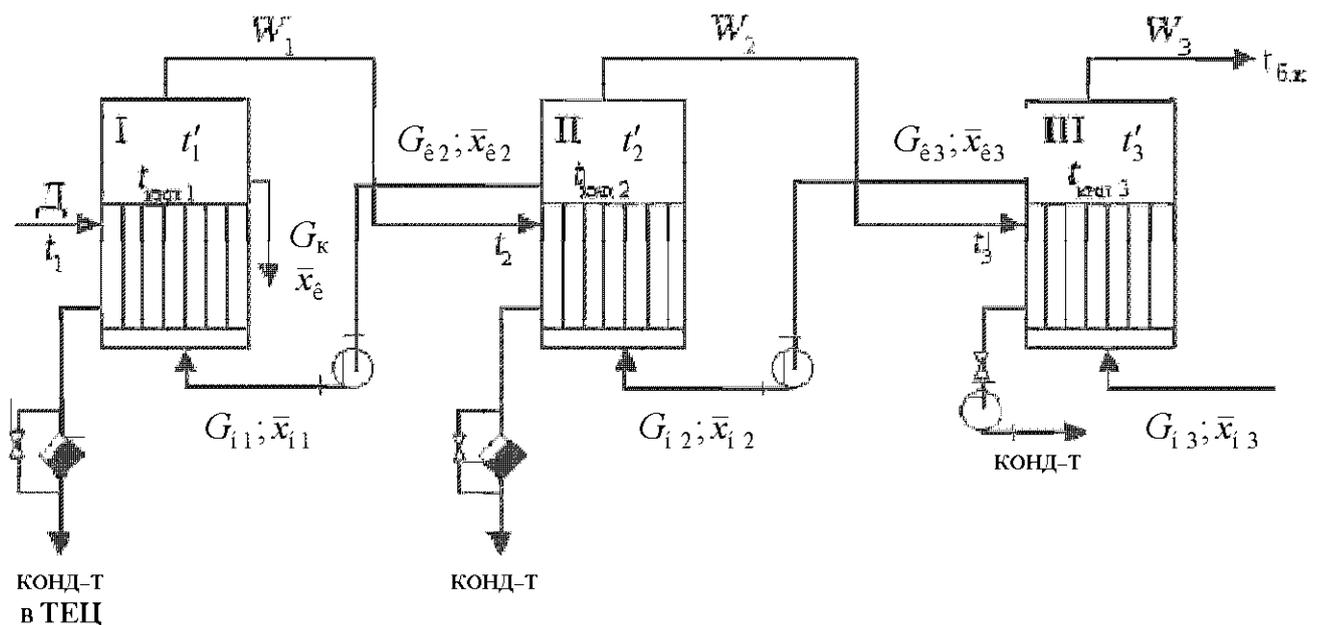
4. ПРИМЕР РАСЧЕТА МНОГОКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

Задание

Рассчитать МВУ для упаривания 10 кг/с сульфатного щелока. Начальная концентрация $\bar{\alpha}_1 = 20\%$, конечная $\bar{\alpha}_e = 50\%$. Схема питания: III-II-I. Щелок поступает на выпарку с температурой 70 °С. Тип выпарного аппарата – пленочный с восходящей пленкой. Давление греющего пара $p_1 = 3 \text{ кгс/см}^2$. Давление в барометрическом конденсаторе $p_{0,к} = 0,15 \text{ кгс/см}^2$.*

Решение

Составляем блок-схему МВУ.



Определяем по каталогу тип аппарата и выбираем высоту и диаметр труб греющей камеры: тип аппарата – III, исполнение 1: $H = 5000 \text{ мм}$; $d_H \times \delta = 38 \times 2 \text{ мм}$.

Выбираем материал труб. Так как щелок среда агрессивная, выбираем сталь нержавеющую и определяем ее теплопроводность: $\lambda = 17,5 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$.

Составляем материальный баланс для всей установки и определяем общее количество выпаренной воды:

$$G_i = G_e + \sum W, \quad 10 = G_e + \sum W;$$

* $1 \text{ Па} = 0,1 \text{ кгс/м}^2$.

$$G_1 \bar{x}_1 = G_{\dot{e}} \bar{x}_{\dot{e}}, \quad 10 \cdot 20 = G_{\dot{e}} \cdot 50;$$

$$G_{\dot{e}} = \frac{10 \cdot 20}{50} = 4 \text{ кг/с};$$

$$\sum W = 10 - 4 = 6 \text{ кг/с.}$$

Предварительный расчет

1. Распределяем выпаренную влагу по корпусам, приняв следующее соотношение массовых количеств выпариваемой воды по корпусам:

I:II:III = 1:0,86:0,9. Следовательно, количество выпариваемой воды:

$$\text{в I корпусе} \quad W_1 = \frac{6 \cdot 1}{1 + 0,86 + 0,9} = 2,17 \text{ кг/с};$$

$$\text{во II корпусе} \quad W_2 = \frac{6 \cdot 0,86}{1 + 0,86 + 0,9} = 1,87 \text{ кг/с};$$

$$\text{в III корпусе} \quad W_3 = \frac{6 \cdot 0,9}{1 + 0,86 + 0,9} = 1,96 \text{ кг/с.}$$

$$\text{Итого} \quad \sum W = 2,17 + 1,87 + 1,96 = 6 \text{ кг/с.}$$

2. Рассчитываем концентрации раствора по корпусам исходя из материального баланса для каждого корпуса.

$$\begin{aligned} \text{III корпус:} \quad G_{i3} &= G_i; & \tilde{d}_{i3} &= \tilde{d}_i; \\ G_{i3} &= G_{\dot{e}3} + W_3; & 10 &= G_{\dot{e}3} + 1,96; \\ G_{i3} \bar{x}_{i3} &= G_{\dot{e}3} \bar{x}_{\dot{e}3}; & 10 \cdot 20 &= G_{\dot{e}3} \tilde{d}_{\dot{e}3}; \\ G_{\dot{e}3} &= 10 - 1,96 = 8,04 \quad \tilde{d}_{\dot{e}3} = G_{i2}; \\ \tilde{d}_{\dot{e}3} &= \frac{10 \cdot 20}{8,04} = 24,9 \% = \tilde{d}_{i2}. \end{aligned}$$

II корпус:

$$\begin{aligned} G_{i2} &= G_{\dot{e}2} + W_2; & 8,04 &= G_{\dot{e}2} + 1,87; \\ G_{i2} \bar{x}_{i2} &= G_{\dot{e}2} \bar{x}_{\dot{e}2}; & 8,04 \cdot 24,9 &= G_{\dot{e}2} \tilde{d}_{\dot{e}2}; \\ G_{\dot{e}2} &= 8,04 - 1,87 = 6,17 \quad \tilde{d}_{\dot{e}2} = G_{i1}; \\ \tilde{d}_{\dot{e}2} &= \frac{8,04 \cdot 24,9}{6,17} = 32,4 \% = \tilde{d}_{i1}. \end{aligned}$$

I корпус:

$$\begin{aligned}
G_{i1} &= G_{\dot{e}1} + W_1; & 6,17 &= G_{\dot{e}1} + 2,17; \\
G_{i1} \bar{x}_{i1} &= G_{\dot{e}1} \bar{x}_{\dot{e}1}; & 6,17 \cdot 32,4 &= G_{\dot{e}1} \tilde{\delta}_{\dot{e}1}; \\
G_{\dot{e}1} &= 6,17 - 2,17 = 4 \text{ т/ч} = G_{\dot{e}}; \\
\tilde{\delta}_{\dot{e}1} &= \frac{6,17 \cdot 32,4}{4} = 50 \% = \tilde{\delta}_{\dot{e}}.
\end{aligned}$$

Для аппаратов пленочного типа расчет ведется по средней концентрации щелока в аппарате:

$$\begin{aligned}
\tilde{\delta}_1 &= \frac{\tilde{\delta}_{i1} + \tilde{\delta}_{\dot{e}1}}{2} = \frac{32,4 + 50}{2} = 41,2 \% ; \\
\tilde{\delta}_2 &= \frac{\tilde{\delta}_{i2} + \tilde{\delta}_{\dot{e}2}}{2} = \frac{24,9 + 32,4}{2} = 28,65 \% ; \\
\tilde{\delta}_3 &= \frac{\tilde{\delta}_{i3} + \tilde{\delta}_{\dot{e}3}}{2} = \frac{20 + 24,9}{2} = 22,45 \% ; \\
\sum \tilde{\delta}_i &= 41,2 + 28,65 + 22,45 = 92,3 \% .
\end{aligned}$$

3. Распределяем общий перепад температур по корпусам пропорционально концентрации раствора:

$$\begin{aligned}
\sum \Delta t_{i\dot{a}u} &= t_1 - t_{\dot{a},\dot{e}} ; \\
p_1 &= 3 \text{ кг/см}^2; & t_1 &= 132,9 \text{ }^\circ\text{C}; \\
p_{\text{б.к}} &= 0,15 \text{ кг/см}^2; & t_{\text{б.к}} &= 53,6 \text{ }^\circ\text{C}; \\
\sum \Delta t_{i\dot{a}u} &= 132,9 - 53,6 = 79,3 \text{ }^\circ\text{C}; \\
\Delta t_{i\dot{a}u \ i} &= \frac{\bar{x}_i}{\sum \bar{x}_i} \sum \Delta t_{i\dot{a}u} ; \\
\Delta t_{i\dot{a}u \ 1} &= \frac{41,2}{92,3} 79,3 = 35,4 \text{ }^\circ\text{C}; \\
\Delta t_{i\dot{a}u \ 2} &= \frac{28,65}{92,3} 79,3 = 24,6 \text{ }^\circ\text{C}; \\
\Delta t_{i\dot{a}u \ 3} &= \frac{22,45}{92,3} 79,3 = 19,3 \text{ }^\circ\text{C}.
\end{aligned}$$

4. Рассчитываем температуру греющего пара в корпусах:

$$\begin{aligned}
t_{i+1} &= t_i - \Delta t_{i\dot{a}u \ i}; \\
t_1 &= 132,9 \text{ }^\circ\text{C}; \\
t_2 &= t_1 - \Delta t_{i\dot{a}u \ 1} = 132,9 - 35,4 = 97,5 \text{ }^\circ\text{C}; \\
t_3 &= t_2 - \Delta t_{i\dot{a}u \ 2} = 97,5 - 24,6 = 72,9 \text{ }^\circ\text{C}; \\
t_{\dot{a},\dot{e}} &= t_3 - \Delta t_{i\dot{a}u \ 3} = 72,9 - 19,3 = 53,6 \text{ }^\circ\text{C}.
\end{aligned}$$

5. Определяем температуру вторичного пара в корпусах, приняв гидравлическую депрессию $\Delta_i'' = 1^\circ\text{C}$:

$$t_i' = t_{i+1} + \Delta_i'';$$

$$t_1' = t_2 + \Delta_1'' = 97,5 + 1 = 98,5^\circ\text{C};$$

$$t_2' = t_3 + \Delta_2'' = 72,9 + 1 = 73,9^\circ\text{C};$$

$$t_3' = t_{\text{á.é}} + \Delta_3'' = 53,6 + 1 = 54,6^\circ\text{C}.$$

6. Определяем температурные Δ_i и гидростатические Δ_i' депрессии и рассчитываем температуру кипения раствора в корпусах по формуле

$$\Delta_i = \Delta_{\text{áòì } i} f_i.$$

По справочным данным находим температурную депрессию при атмосферном давлении $\Delta_{\text{áòì } i}$ и коэффициент f_i , зависящий от давления пара:

$$\Delta_{\text{атм } 1} = 4,3^\circ\text{C}, \quad f_1 = 0,99;$$

$$\Delta_{\text{атм } 2} = 2,0^\circ\text{C}, \quad f_2 = 0,84;$$

$$\Delta_{\text{атм } 3} = 1,5^\circ\text{C}, \quad f_3 = 0,73;$$

$$\Delta_1 = 4,3 \cdot 0,99 = 4,3^\circ\text{C};$$

$$\Delta_2 = 2,0 \cdot 0,84 = 1,7^\circ\text{C};$$

$$\Delta_3 = 1,5 \cdot 0,73 = 1,1^\circ\text{C}.$$

Гидростатическая депрессия для аппаратов пленочного типа не учитывается ($\Delta_i' = 0$).

Тогда температура кипения раствора в корпусах:

$$t_{\text{éèì } i} = t_i' + \Delta_i + \Delta_i';$$

$$t_{\text{éèì } 1} = 98,5 + 4,3 = 102,8^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{éèì } 2} = 73,9 + 1,7 = 75,6^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{éèì } 3} = 54,6 + 1,1 = 55,7^\circ\text{C}.$$

7. Определяем полезный перепад температур в корпусах.

$$\Delta t_{\text{íë } i} = t_i - \Delta t_{\text{éèì } i}$$

$$\Delta t_{\text{íë } 1} = 132,9 - 102,8 = 30,1^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{íë } 2} = 97,5 - 75,6 = 21,9^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{íë } 3} = 72,9 - 55,7 = 17,2^\circ\text{C};$$

$$\sum \Delta t_{\text{íë}} = 30,1 + 21,9 + 17,2 = 69,2^\circ\text{C}.$$

Проверка:

$$\sum \Delta t_{\text{íë}} = \sum \Delta t_{\text{íáú}} - \sum (\Delta_i + \Delta_i' + \Delta_i'');$$

$$\sum \Delta t_{\text{н\ddot{e}}} = 79,3 - (4,3 + 1,7 + 1,1 + 1 + 1 + 1) = 69,2 \text{ }^\circ\text{C}.$$

8. Рассчитываем коэффициенты теплопередачи для чистой поверхности по корпусам по формуле

$$K_i = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{1i}} + \frac{1}{\alpha_{2i}} + \frac{\delta_{\text{н\ddot{o}}}}{\lambda_{\text{н\ddot{o}}}}}.$$

Коэффициент теплоотдачи от горячего теплоносителя стенке трубки для длиннотрубных аппаратов

$$\alpha_{1i} = A_i + B_i \frac{r_i}{H \Delta t_{1i}},$$

где A_i , B_i и r_i находим по справочным данным; разность температур пара и стенки трубки со стороны пара Δt_{1i} определяем методом подбора. В первом приближении принимаем $\Delta t_{1i} = \frac{1}{5} \Delta t_{\text{н\ddot{e} } i}$.

Данные заносим в таблицу:

№ корпуса	$A_i \cdot 10^{-3}$	$B_i \cdot 10^3$	$r_i \cdot 10^{-3}$ Дж/кг	Δt_{1i}
I	6,90	6,69	2171	6,0
II	6,30	6,79	2267	4,4
III	5,79	5,87	2372	3,4

Получаем:

$$\alpha_{11} = 6,90 \cdot 10^3 + 6,69 \cdot 10^{-3} \frac{2171 \cdot 10^3}{5 \cdot 6,0} = 7384 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\text{i}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\alpha_{12} = 6,30 \cdot 10^3 + 6,79 \cdot 10^{-3} \frac{2267 \cdot 10^3}{5 \cdot 4,4} = 7000 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\text{i}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\alpha_{13} = 5,79 \cdot 10^3 + 5,87 \cdot 10^{-3} \frac{2372 \cdot 10^3}{5 \cdot 3,4} = 6609 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\text{i}^2 \cdot \hat{\text{E}}).$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубки холодному теплоносителю α_{2i} определяется для аппаратов пленочного типа по уравнениям:

$$\text{Nu}_{2i} = (1,3 + 128d) \text{Pr}_{\text{x}i}^{0,9} \text{Re}_{\text{x}i}^{0,23} \text{Re}_{\text{i}i}^{0,34} \left(\frac{\rho_{\text{x}i}}{\rho_{\text{i}i}} \right)^{0,25} \frac{\mu_{\text{i}i}}{\mu_{\text{x}i}};$$

$$\text{Nu}_{2i} = \frac{\alpha_{2i} d}{\lambda_{\text{x}i}};$$

$$\text{Pr}_{\text{æ}i} = \frac{c_{\text{æ}i} \mu_{\text{æ}i}}{\lambda_{\text{æ}i}};$$

$$\text{Re}_{\text{æ}i} = \frac{w_{\text{æ}} \rho_{\text{æ}i} d}{\mu_{\text{æ}i}};$$

$$\text{Re}_{i i} = \frac{w_{i i} \rho_{i i} d}{\mu_{i i}}.$$

Здесь скорость жидкости в трубах $w_{\text{æ}} = 0,02 \text{ м/с}$; внутренний диаметр трубки $d = d_{\text{н}} - 2\delta = 38 - 2 \cdot 2 = 34 \text{ мм} = 0,034 \text{ м}$.

По справочным данным находим физические характеристики для жидкости при температуре кипения ($t_{\text{æ}i}$) и пара при температуре вторичного пара (t'_i). Рассчитываем теплоемкость черного щелока:

$$\tilde{n}_{\text{æ}i} = (0,98 - 0,0052 \bar{x}_i) 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$\tilde{n}_{\text{æ}1} = (0,98 - 0,0052 \cdot 41,2) 4,19 \cdot 10^3 = 3,209 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$\tilde{n}_{\text{æ}2} = (0,98 - 0,0052 \cdot 28,65) 4,19 \cdot 10^3 = 3,482 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$\tilde{n}_{\text{æ}3} = (0,98 - 0,0052 \cdot 22,45) 4,19 \cdot 10^3 = 3,617 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Данные заносим в таблицу:

№ корпуса	$\rho_{\text{ж}i}, \text{ кг/м}^3$	$\rho_{\text{ж}i} \omega_{\text{ж}i}, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	$\mu_{\text{ж}i} \cdot 10^3, \text{ Па} \cdot \text{с}$	$\rho_{\text{ж}i}, \text{ кг/м}^3$	$\mu_{\text{ж}i} \cdot 10^3, \text{ Па} \cdot \text{с}$	$\lambda_{\text{ж}i}, \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$	$c_{\text{ж}i} \cdot 10^{-3}, \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
I	0,5691	2,0	0,0125	1170	3	0,48·1,163	3,209
II	0,2320	2,52	0,0120	1120	1,6	0,50·1,163	3,482
III	0,1026	2,48	0,0115	1100	1,6	0,50·1,163	3,617

Рассчитываем критерии и коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи:

$$\text{Pr}_{\text{æ}1} = \frac{3,209 \cdot 10^3 \cdot 3 \cdot 10^{-3}}{0,48 \cdot 1,163} = 17,25;$$

$$\text{Pr}_{\text{æ}2} = \frac{3,482 \cdot 10^3 \cdot 1,6 \cdot 10^{-3}}{0,50 \cdot 1,163} = 9,58;$$

$$\text{Pr}_{\text{æ}3} = \frac{3,617 \cdot 10^3 \cdot 1,6 \cdot 10^{-3}}{0,50 \cdot 1,163} = 9,95;$$

$$\text{Re}_{\text{æ}1} = \frac{0,02 \cdot 0,034 \cdot 1170}{3 \cdot 10^{-3}} = 265;$$

$$\text{Re}_{\text{æ}2} = \frac{0,02 \cdot 0,034 \cdot 1120}{1,6 \cdot 10^{-3}} = 476;$$

$$\text{Re}_{\text{æ}3} = \frac{0,02 \cdot 0,034 \cdot 1100}{1,6 \cdot 10^{-3}} = 468;$$

$$\text{Re}_{i1} = \frac{2,00 \cdot 0,034}{0,0125 \cdot 10^{-3}} = 5440;$$

$$\text{Re}_{i2} = \frac{2,52 \cdot 0,034}{0,0120 \cdot 10^{-3}} = 7140;$$

$$\text{Re}_{i3} = \frac{2,48 \cdot 0,034}{0,0115 \cdot 10^{-3}} = 7332;$$

$$\text{Nu}_{21} = (1,3 + 128 \cdot 0,034) 17,25^{0,9} \cdot 256^{0,23} \cdot 5440^{0,34} \left(\frac{1170}{0,5691} \right)^{0,25} \frac{0,0125 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-3}} = 139,0;$$

$$\text{Nu}_{22} = (1,3 + 128 \cdot 0,034) 9,58^{0,9} \cdot 476^{0,23} \cdot 7140^{0,34} \left(\frac{1120}{0,2320} \right)^{0,25} \frac{0,0120 \cdot 10^{-3}}{1,6 \cdot 10^{-3}} = 227,9;$$

$$\text{Nu}_{23} = (1,3 + 128 \cdot 0,034) 9,95^{0,9} \cdot 468^{0,23} \cdot 7332^{0,34} \left(\frac{1100}{0,1026} \right)^{0,25} \frac{0,0115 \cdot 10^{-3}}{1,6 \cdot 10^{-3}} = 277,4;$$

$$\alpha_{21} = \frac{139,0 \cdot 0,48 \cdot 1,163}{0,034} = 2282 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\alpha_{22} = \frac{227,9 \cdot 0,5 \cdot 1,163}{0,034} = 3898 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\alpha_{23} = \frac{277,4 \cdot 0,5 \cdot 1,163}{0,034} = 4744 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{7384} + \frac{1}{2282} + \frac{0,002}{17,5}} = 1454 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{7000} + \frac{1}{3898} + \frac{0,002}{17,5}} = 1947 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$K_3 = \frac{1}{\frac{1}{6609} + \frac{1}{4744} + \frac{0,002}{17,5}} = 2099 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{o}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}}).$$

Проверяем принятые перепады Δt_i из условия равенства удельных тепловых нагрузок:

$$\alpha_{1i} \Delta t_{1i} = K_i \Delta t_{\text{не } i};$$

$$7384 \cdot \Delta t_{11} = 1454 \cdot 30,1;$$

$\Delta t_{11} = 5,9 \text{ } ^\circ\text{C}$, принято $\Delta t_{11} = 6,0 \text{ } ^\circ\text{C}$, расхождение 1,7 %;

$$7000 \cdot \Delta t_{12} = 1947 \cdot 21,9,$$

$\Delta t_{12} = 6,1 \text{ }^\circ\text{C}$, принято $\Delta t_{12} = 4,4 \text{ }^\circ\text{C}$, расхождение 27,8 %;

$$6609 \cdot \Delta t_{13} = 2099 \cdot 17,2,$$

$\Delta t_{13} = 5,5 \text{ }^\circ\text{C}$, принято $\Delta t_{13} = 3,4 \text{ }^\circ\text{C}$, расхождение 38,2 %.

Так как расхождение для Δt_{12} и Δt_{13} больше 5 %, то пересчитываем α_{1i} и K_i , приняв Δt_i равными расчетным:

$$\alpha_{11} = 7384 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{d}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\alpha_{12} = 6,30 \cdot 10^3 + 6,79 \cdot 10^{-3} \frac{2267 \cdot 10^3}{5 \cdot 6,1} = 6804 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{d}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\alpha_{13} = 5,79 \cdot 10^3 + 5,87 \cdot 10^{-3} \frac{2372 \cdot 10^3}{5 \cdot 5,5} = 6296 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{d}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$K_1 = 1454 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{d}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{6804} + \frac{1}{3898} + \frac{0,002}{17,5}} = 1931 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{d}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

$$K_3 = \frac{1}{\frac{1}{6296} + \frac{1}{4744} + \frac{0,002}{17,5}} = 2067 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{d}}/(\hat{\text{i}}^2 \cdot \hat{\text{E}});$$

Проверка: $6804 \cdot \Delta t_{12} = 1931 \cdot 21,9$;

$\Delta t_{12} = 6,2 \text{ }^\circ\text{C}$, принято $\Delta t_{12} = 6,1 \text{ }^\circ\text{C}$, расхождение 1,6 %,

$$6296 \cdot \Delta t_{13} = 2067 \cdot 17,2,$$

$\Delta t_{13} = 5,6 \text{ }^\circ\text{C}$, принято $\Delta t_{13} = 5,5 \text{ }^\circ\text{C}$, расхождение 1,8 %.

9. Определяем тепловые нагрузки по расходу теплоты, для чего записываем уравнение теплового баланса для каждого корпуса:

$$Q_i = W_i r'_i + G_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}i} c_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}i} (t_{\hat{\text{e}}\hat{\text{e}}i} - t_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}i});$$

$$\tilde{n}_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}i} = (0,98 - 0,0052 \cdot 32,4) 4,19 \cdot 10^3 = 3,40 \cdot 10^3 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{e}}/(\hat{\text{e}}\hat{\text{a}} \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\tilde{n}_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}i2} = (0,98 - 0,0052 \cdot 24,9) 4,19 \cdot 10^3 = 3,56 \cdot 10^3 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{e}}/(\hat{\text{e}}\hat{\text{a}} \cdot \hat{\text{E}});$$

$$\tilde{n}_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}i3} = (0,98 - 0,0052 \cdot 20) 4,19 \cdot 10^3 = 3,67 \cdot 10^3 \text{ } \hat{\text{A}}\hat{\text{e}}/(\hat{\text{e}}\hat{\text{a}} \cdot \hat{\text{E}});$$

$$t_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}1} = t_{\hat{\text{e}}\hat{\text{e}}2} = 75,6 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}2} = t_{\hat{\text{e}}\hat{\text{e}}3} = 55,7 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{\hat{\text{a}}\hat{\text{d}}3} = 70 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$W_i = D_i \alpha_i + G_{\text{до } i} \beta_i.$$

Для расчета коэффициентов α_i и β_i заполняем таблицу:

№ корпуса	$r_i \cdot 10^{-3}$, Дж/кг	$r'_i \cdot 10^{-3}$, Дж/кг	α_i	$c_{\text{вх } i} \cdot 10^{-3}$, Дж/(кг·К)	$t_{\text{вх } i}$, °С	$t_{\text{кпл } i}$, °С	β_i
I	2171	2267	0,958	3,40	75,0	101,5	-0,040
II	2270	2325	0,976	3,56	55,7	75,0	-0,030
III	2327	2369	0,982	3,67	70	55,7	0,022

Получаем:

$$W_1 = D \cdot 0,958 + (10 - W_2 - W_3) (-0,040);$$

$$W_2 = W_1 \cdot 0,976 + (10 - W_3) (-0,030);$$

$$W_3 = W_2 \cdot 0,982 + 10 \cdot 0,022;$$

$$W_1 + W_2 + W_3 = 6;$$

$$\begin{cases} 0,958D - W_1 + 0,04W_2 + 0,04W_3 = 10 \cdot 0,04; \\ 0,976W_1 - W_2 + 0,03W_3 = 10 \cdot 0,03; \\ 0,982W_2 - W_3 = -10 \cdot 0,022; \\ W_1 + W_2 + W_3 = 6. \end{cases}$$

Решая эту систему уравнений, определяем D , W_1 , W_2 , W_3 . Для расчета на ЭВМ составляем матрицу:

№	D	W_1	W_2	W_3	const
I	0,958	-1	0,04	0,04	0,40
II	0	0,976	-1	0,03	0,30
III	0	0	0,982	-1	-0,22
	0	1	1	1	6

В результате расчетов получаем:

$$D = 2,38 \text{ кг/с};$$

$$W_1 = 3,13 \text{ кг/с};$$

$$W_2 = 1,84 \text{ кг/с};$$

$$W_3 = 2,03 \text{ кг/с}.$$

4. Определяем тепловые нагрузки корпусов по приходу теплоты:

$$Q_1 = Dr_1 = 2,38 \cdot 2171 \cdot 10^3 = 5167 \cdot 10^3 \text{ Вт};$$

$$Q_2 = W_1 r_2 = 2,13 \cdot 2270 \cdot 10^3 = 4835 \cdot 10^3 \text{ Вт};$$

$$Q_3 = W_2 r_3 = 1,84 \cdot 2327 \cdot 10^3 = 4282 \cdot 10^3 \text{ Вт}.$$

5. Рассчитываем площадь поверхности теплопередачи для каждого корпуса:

$$F_i = \frac{Q_i}{K_i \phi_i \Delta t_{\text{нв } i}}.$$

Примем $\varphi_i = 0,7$.

Тогда

$$F_1 = \frac{5167 \cdot 10^3}{1454 \cdot 0,7 \cdot 31,4} = 161,7 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = \frac{4835 \cdot 10^3}{1931 \cdot 0,7 \cdot 21,2} = 168,7 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = \frac{4282 \cdot 10^3}{2067 \cdot 0,7 \cdot 16,6} = 178,3 \text{ м}^2;$$

$$F_{\text{н\delta}} = \frac{161,7 + 168,7 + 178,3}{3} = 169,6 \text{ м}^2;$$

$$\sigma = \frac{F_{\text{max}} - F_{\text{min}}}{F_{\text{н\delta}}} 100 = \frac{178,3 - 161,7}{169,6} 100 = 9,8 \text{ \%}.$$

Так как σ не превышает 10 %, то расчет считается удовлетворительным.

По каталогу подбираем выпарной аппарат [3]:

Номинальная поверхность теплообмена	200 м ²
Действительная поверхность теплообмена	192 м ²
Количество труб	358
Диаметр греющей камеры D_1	1000 мм
Диаметр сепаратора D_2	1600 мм
Высота сепаратора до брызгоотделителя H_1	1600 мм
Высота сепаратора до отбойника H_2	500 мм
Высота аппарата H	9480 мм

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1

РЕКОМЕНДУЕМЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА МНОГОКОРПУСНЫХ ВЫПАРНЫХ УСТАНОВОК

Таблица I

Ориентировочные соотношения потоков вторичных паров
по корпусам многокорпусных вакуум-выпарных установок

Схема питания	Корпус					
	I	II	III	IV	V	VI
	Прямоток					
I-II	1	1,18	–	–	–	–
I-II-III	1	1,12	1,24	–	–	–
I-II-III-IV	1	1,09	1,18	1,27	–	–
I-II-III-IV-V	1	1,07	1,14	1,22	1,29	–
	Противоток					
II-I	1	0,97	–	–	–	–
III-II-I	1	0,86	0,90	–	–	–
IV-III-II-I	1	0,86	0,73	0,83	–	–
V-IV-III-II-I	1	0,86	0,73	0,60	0,74	–
IV-V-IV-III-II-I	1	0,86	0,73	0,60	0,48	0,60
	Смешанное питание					
III-IV-II-I	1	0,91	0,83	0,95	–	–
III-IV-V-II-I	1	0,91	0,83	0,95	1,10	–
IV-V-III-II-I	1	0,91	0,83	0,78	0,90	–
IV-V-VI-III-II-I	1	0,91	0,83	0,78	0,90	1,05

Примечание. Данные, приведенные в табл. I–V, получены кафедрой лесохимических производств АГТУ в результате статистической обработки параметров процесса выпаривания в лабораторных и производственных условиях.

Таблица II

Ориентировочные соотношения общей разности температур по корпусам многокорпусных вакуум-выпарных установок

Схема питания	Корпус					
	I	II	III	IV	V	VI
	Прямоток					
I-II	1	1,25	–	–	–	–
I-II-III	1	0,92	1,40	–	–	–
I-II-III-IV	1	0,79	1,03	1,51	–	–
I-II-III-IV-V	1	0,72	0,88	1,14	1,65	–
	Противоток					
II-I	1	0,84	–	–	–	–
III-II-I	1	0,84	0,71	–	–	–
IV-III-II-I	1	0,84	0,71	0,62	–	–
V-IV-III-II-I	1	0,84	0,71	0,62	0,56	–
IV-V-IV-III-II-I	1	0,84	0,71	0,62	0,56	–
	Смешанное питание					
III-IV-II-I	1	0,85	0,70	0,88	–	–
III-IV-V-II-I	1	0,85	0,70	0,76	1,16	–
IV-V-III-II-I	1	0,90	0,82	0,73	0,89	–
IV-V-VI-III-II-I	1	0,90	0,82	0,73	0,79	1,03

Таблица III

Значение констант для расчета коэффициента теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке при смешанном режиме течения пленки конденсата по поверхности теплообмена

$t, ^\circ\text{C}$	$A \cdot 10^{-3}$	$B \cdot 10^3$	$r \cdot 10^{-3}, \text{ Дж/кг}$
50	5,02	2,19	2380
60	5,32	4,39	2360
70	5,71	5,66	2330
80	5,89	6,38	2310
90	6,13	6,71	2280
100	6,36	6,82	2260
110	6,56	6,81	2230
120	6,70	6,73	2200
130	6,86	6,59	2170
140	7,01	6,43	2140
150	7,15	6,23	2110
160	7,28	6,04	2080
170	7,38	5,84	2050
180	7,46	5,65	2010
190	7,52	5,46	1980
200	7,57	5,27	1940
210	7,59	4,90	1860
220	7,57	4,58	1770

Таблица IV

Опытные данные для определения скорости пара в трубках
греющей камеры в зависимости от давления в сепараторе
пленочного выпарного аппарата

Параметр	Давление пара, МПа					
	0,28	0,11	0,08	0,056	0,023	0,01
Скорость пара, м/с	1,26	2,86	4,75	7,57	16,7	40
Плотность пара, кг/м ³	1,54	0,66	0,487	0,34	0,148	0,067
$\rho\omega$, кг/(м ² ·с)	1,94	1,89	2,32	2,57	2,48	2,68

Таблица V

Ориентировочные соотношения коэффициентов теплопередачи
для корпусов многокорпусных вакуум-выпарных установок

Схема питания	Корпус					
	I	II	III	IV	V	VI
	Прямоток					
I-II	1	0,75	–	–	–	–
I-II-III	1	0,89	0,68	–	–	–
I-II-III-IV	1	0,92	0,80	0,62	–	–
I-II-III-IV-V	1	0,94	0,85	0,72	0,54	–
	Противоток					
II-I	1	0,83	–	–	–	–
III-II-I	1	1,05	0,92	–	–	–
IV-III-II-I	1	1,08	1,02	0,82	–	–
V-IV-III-II-I	1	1,12	1,09	1,00	0,84	–
IV-V-IV-III-II-I	1	1,18	1,16	1,11	1,01	0,91
	Смешанное питание					
III-IV-II-I	1	0,99	0,98	0,75	–	–
III-IV-V-II-I	1	0,99	0,98	0,87	0,63	–
IV-V-III-II-I	1	0,99	0,98	0,97	0,78	–
IV-V-VI-III-II-I	1	0,99	0,98	0,97	0,90	0,72

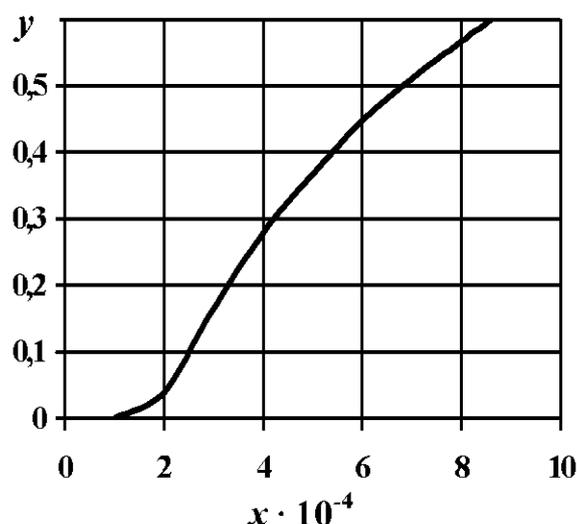


Рис. I. Зависимость уноса Y от величины $x = \frac{w_i \mu_i}{\sigma} \left(\frac{\rho_i}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,5}$

ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ЩЕЛОКОВ ЦЕЛЛЮЛОЗНО-БУМАЖНОГО ПРОИЗВОДСТВА

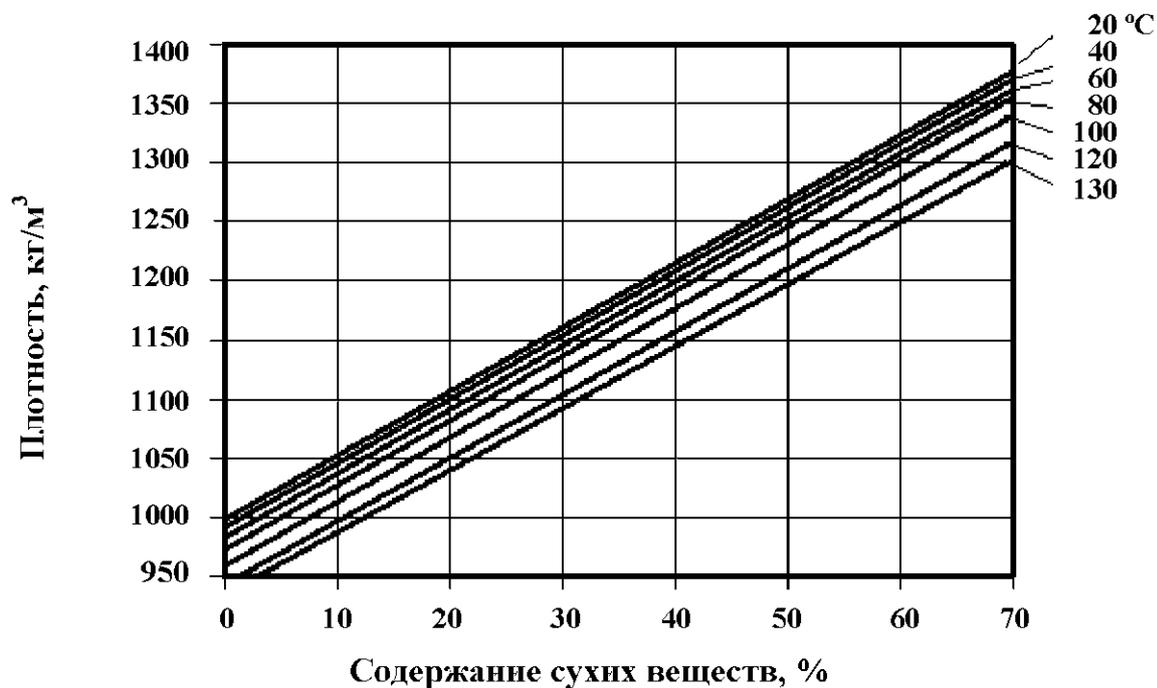


Рис. I. Зависимость плотности сульфатного щелока от концентрации и температуры

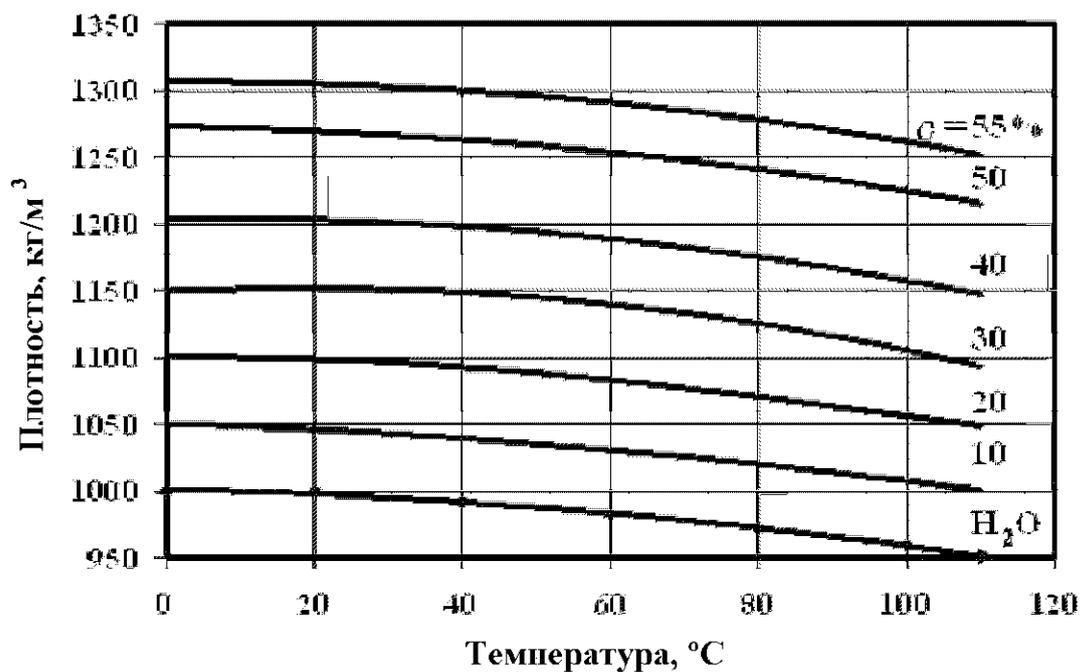


Рис. II. Зависимость плотности сульфитного щелока от концентрации и температуры



Рис. III. Номограмма для определения вязкости сульфатных, натронных и сульфитных щелоков в зависимости от температуры и содержания сухого остатка ($1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$)

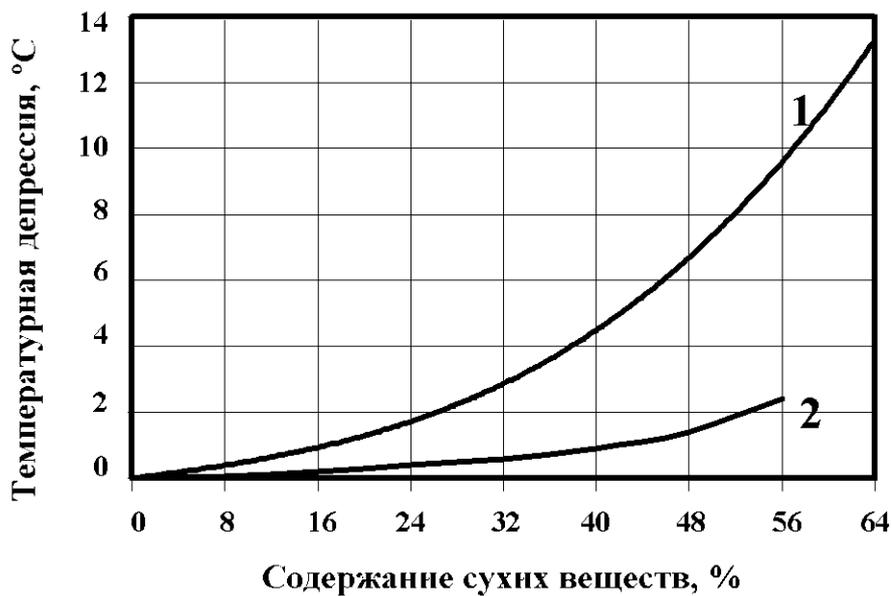


Рис. IV. Температурная депрессия щелоков в зависимости от содержания сухого остатка: 1 – сульфатный, сульфитный нейтральный щелока; 2 – сульфитный щелок на кальциевом основании

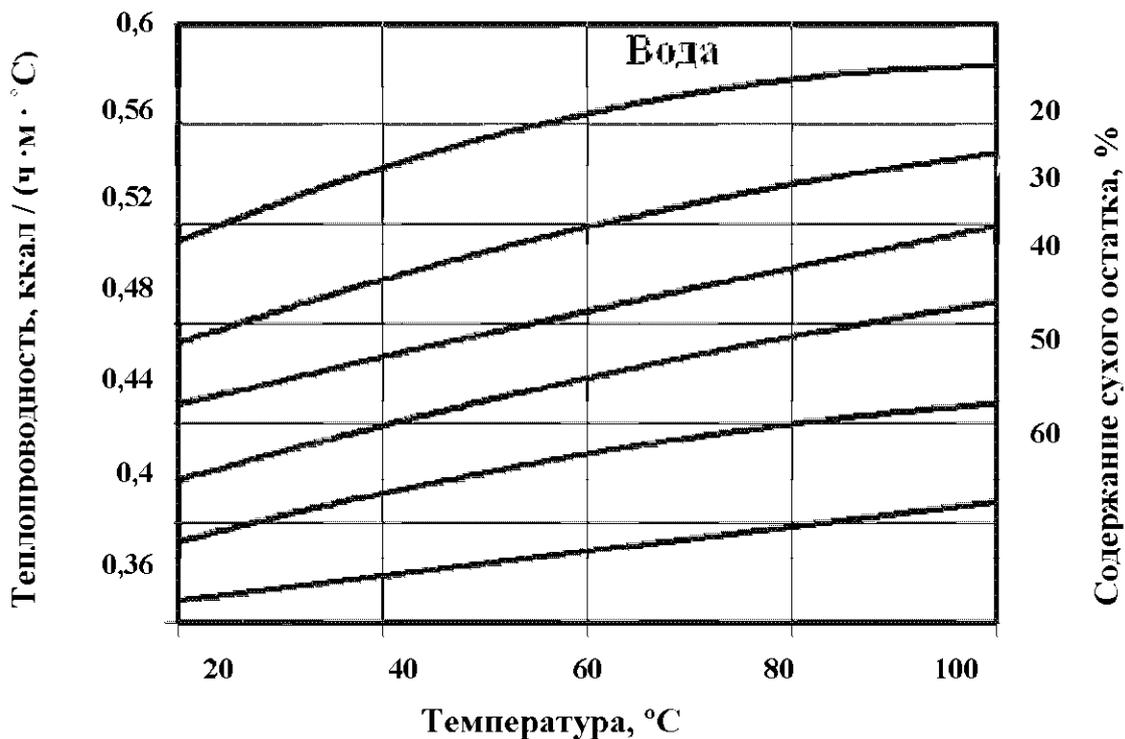


Рис. V. Зависимость теплопроводности сульфатного щелока от температуры и содержания сухих веществ ($1 \text{ ккал}/(\text{ч}\cdot\text{м}\cdot^\circ\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$)

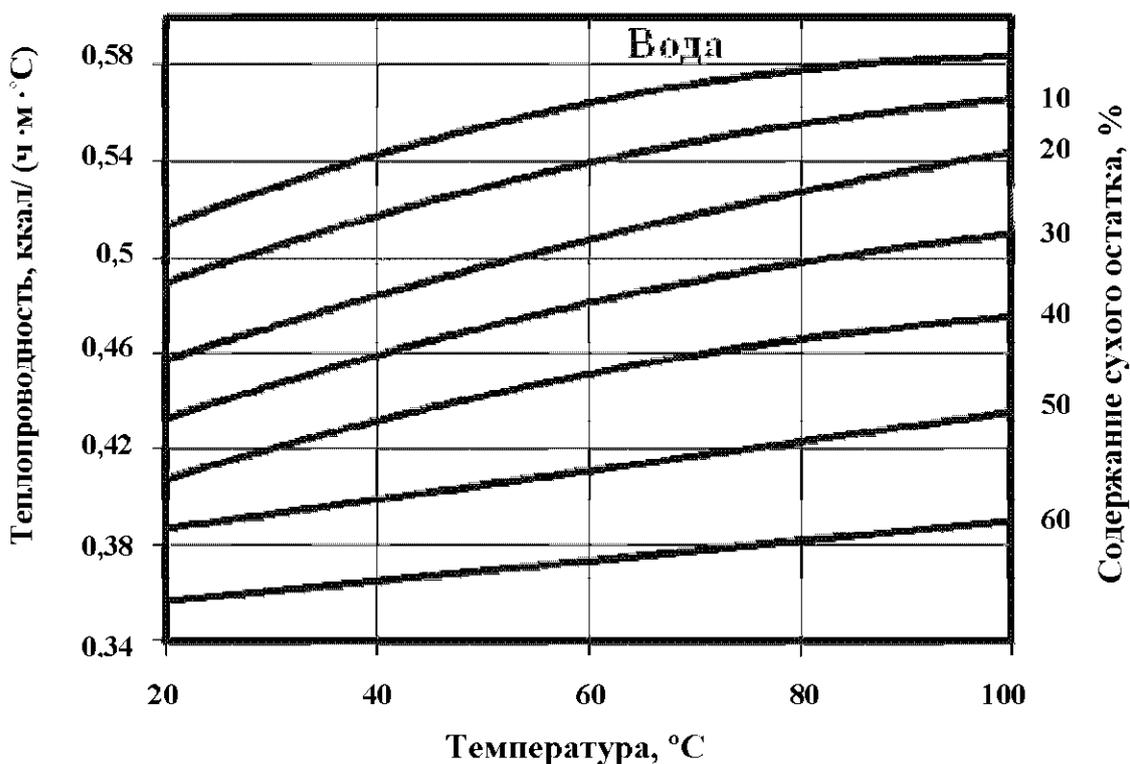


Рис. VI. Зависимость теплопроводности сульфитного щелока от температуры и содержания сухих веществ

ВЫПАРНЫЕ АППАРАТЫ

Общие сведения

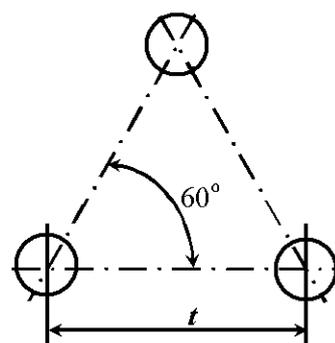
Выпарные аппараты применяют для концентрирования растворов, а также для регенерации растворов с целью возврата их в технологический цикл и термического обезвреживания промышленных стоков.

Классификация выпарных аппаратов

Тип	Исполнение	Наименование	Область применения	Ном. поверхность теплообмена, м ²
I	1	Аппараты с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой и кипением раствора в трубках	Упаривание вязких растворов, не образующих осадка на поверхности нагрева	10...800
	2	Аппараты с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой	Упаривание пенящихся растворов с незначительным образованием на греющих поверхностях нерастворимого осадка, удаляемого механическим способом	25...800
	3	Аппараты с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой и солеотделением	Упаривание растворов, выделяющих кристаллы и образующих осадок, удаляемый при промывке	25...1000
II	1	Аппараты с принудительной циркуляцией и вынесенной греющей камерой	Выпаривание вязких растворов, образующих на поверхности нагрева нерастворимый осадок, удаляемый механическим способом	25...1000
	2	Аппараты с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения	Выпаривание вязких растворов, выделяющих кристаллическую фазу, которая не требует механической чистки греющих поверхностей	25...1000
III	1	Пленочные аппараты с восходящей пленкой и соосной греющей камерой	Выпаривание пенящихся и термонестойких растворов, не образующих осадка на поверхности нагрева	63...2500
	2	Пленочные аппараты с падающей пленкой и соосной греющей камерой	Выпаривание вязких и термонестойких растворов, не образующих осадка на поверхности нагрева	63...2500

Шаг и размещение трубок в греющих камерах должны соответствовать следующим размерам;

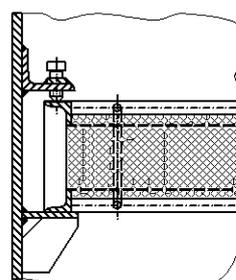
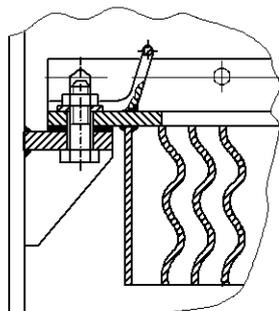
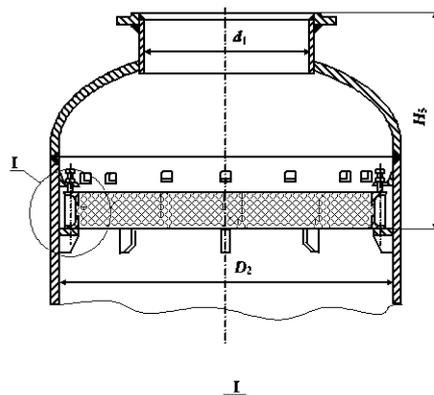
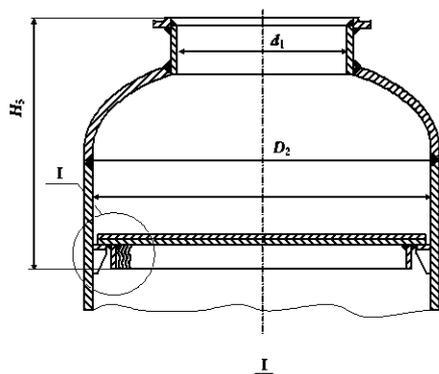
Наружный диаметр трубы, мм	Шаг разбивки отверстий в трубных решетках t , мм
25	32
38	48
56; 57	70



Брызгоотделители. Тип брызгоотделителя и его размеры выбирают, исходя из условий работы и вида упариваемого раствора.

Жалюзийные брызгоотделители применяют при упаривании чистых и слабокристаллизующихся растворов, образующих легкосмываемые осадки. Для промывки брызгоотделителей предусмотрено промывочное устройство (форсунки). Рекомендуемые эффективные скорости пара (по сечению сепаратора): при давлении $1 \text{ кгс/см}^2 - 2...5 \text{ м/с}$; при вакууме до $700 \text{ мм рт. ст.} - 4...8 \text{ м/с}$. Максимальное сопротивление – до 50 мм вод. ст.

Сетчатые брызгоотделители применяют при упаривании пенящихся чистых растворов, не образующих осадка. Рекомендуемые эффективные скорости пара (по сечению сепаратора): при давлении $1 \text{ кгс/см}^2 - 1,5...5,5 \text{ м/с}$; при вакууме до $700 \text{ мм рт. ст.} - 3...10 \text{ м/с}$. Максимальное сопротивление – 50 мм вод. ст.



Жалюзийный брызгоотделитель

Сетчатый брызгоотделитель

Для установки жалюзийных и сетчатых брызгоотделителей на сепараторах диаметром до 1200 мм необходимо предусматривать фланцевый разъем. Для сепараторов больших диаметров жалюзийные и сетчатые брызгоотделители изготовлены в виде секций для возможности их монтажа через штуцер выхода вторичного пара и люк.

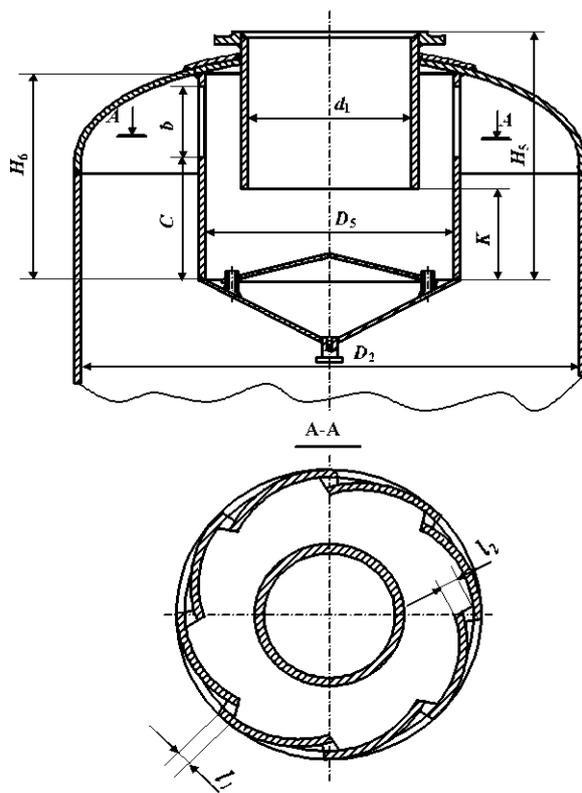
Высота жалюзийных брызгоотделителей 80 мм, сетчатых – 160 мм.

Сетчатые брызгоотделители набирают из сеток, укладываемых горизонтальными слоями на поддерживающую решетку. Материал жалюзи и сеток – коррозионно-стойкая сталь.

Циклонные брызгоотделители применяют при упаривании чистых, пенящихся, кристаллизующихся и загрязненных (с механическими включениями) растворов. Эти брызгоотделители наиболее универсальны, но имеют

значительное сопротивление. При выборе циклонных брызгоотделителей рекомендуется принимать скорость пара при входе в щели 15...30 м/с при атмосферном давлении в сепараторе и 30...70 м/с при вакууме.

Циклонные брызгоотделители при одном и том же диаметре сепаратора изготавливают в нескольких исполнениях, отличающихся количеством щелей. Исполнение выбирают в зависимости от количества вторичного пара, приведенного к объему при атмосферном давлении.



Циклонный брызгоотделитель

Основные размеры (мм) циклонных брызгоотделителей

Диаметр сепаратора D_2 , мм	Количество вторичного пара, приведенного при $p_c=1$ кгс/см ² , м ³ /ч	D_5	d_1	H_5	H_6	b	C	K	l_1	l_2	Количество щелей n	
800	600...1200	350	219	700	530	100	330	180	130	30	4	
	1200...2000					150	280		50		6	
	2000...3500										8	
1000; 1200	2500...3500	550	325	940	750	200	450	300	200	50	4	
	3500...4500								100		6	
	4500...8000										8	
1400; 1600	4500...6000	700	500	1030	850	250	500	300	160	60	6	
	6000...9000								100		8	
	9000...14000										10	
1800; 2000	8000...9000	900	600	1250	1050	300	650	400	240	75	6	
	9000...11000								150		8	
	11000...14000					400	550		10			
	14000...24000											
2200; 2400	13000...17000	1200	800	1350	1150	350	700	500	150	90	8	
	17000...20000					400	650		10			
	20000...35000					12						
2600; 2800	19000...20000	1400	800	1480	1250	400	750	500	180	100	8	
	20000...25000					500	650				10	
	25000...32000										12	
	32000...46000											
3000; 3200	25000...28000	1600	1000	1700	1400	450	850	600	300	120	8	
	28000...32000								150		10	
	32000...40000					550	750		12			
	40000...62000											14
3400; 3600	32000...34000	1800	1000	1920	1600	600	900	700	300	200	8	
	34000...40000								200		10	
	40000...50000											12
	50000...80000											14
3800	50000...60000	2000	1100	2220	1900	800	1000	800	350	200	8	
4000	60000...80000								200		10	
4400	80000...90000											12
5000	90000...110000											14

Циркуляционные насосы. Для создания циркуляции в выпарных аппаратах применяют осевые циркуляционные насосы марок ОХ2-23Г; ОХ6-34ГА; ОХ6-34Г; ОХ6-46Г; ОХ6-54Г; ОХ6-70Г и ОХ6-87Г.

Насосы – одноступенчатые консольные, горизонтальные, с приводом от электродвигателя через упругую муфту.

В корпусе в двух подшипниковых опорах, которые воспринимают осевые и радиальные нагрузки, установлен ротор насоса. На консольной части ротора укреплено лопастное рабочее колесо с поворотными лопастями. Уплотнение вала насоса – сальник с кислотостойкой набивкой типа АСВ. Вокруг вала в проточной части насоса расположена камера для охлаждения вала и сальника водой, подаваемой в камеру под давлением, на 1 кгс/см^2 превышающим давление в корпусе насоса.

Направление вращения ротора – по ходу часовой стрелки, если смотреть со стороны всасывания.

Насос устанавливают в нижней части циркуляционного контура выпарного аппарата при помощи фланцевых соединений. Он является неотъемлемой частью аппарата с принудительной циркуляцией.

Конструкции вала насоса, опоры и кронштейна для насосов указанных марок унифицированы. Кроме сальникового уплотнения вала насоса, может быть применено двойное торцовое уплотнение. Вал насоса под сальником защищен от истирания сменной защитной втулкой.

Детали проточной части насоса изготавливают из сталей Х18Н10Т или Х17Н13М3Т.

Насосы комплектуют электродвигателями серий А и АО. По требованию заказчика допускается установка электродвигателей во взрывозащитном или других исполнениях.

Аппараты с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой

Тип I. Исполнение 1

Аппарат состоит из греющей камеры, сепаратора с отбойником и брызгоотделителем и циркуляционной трубы с нижней камерой.

Греющая камера представляет собой пучок труб, заключенный в цилиндрическую обечайку. Верхние и нижние концы труб завальцованы в трубные решетки, приваренные к торцам обечайки.

Сепаратор – цилиндрический сосуд с эллиптической верхней крышкой и коническим днищем. В верхней части сепаратора расположен брызгоотделитель. Выпариваемый раствор, поднимаясь по трубам, поступает в сепаратор, где разделяется на жидкую и паровую фазы. Вторичный пар, проходя сепаратор и брызгоотделитель, освобождается от капель раствора и выходит из аппарата через штуцер *Б*.

Раствор по циркуляционной трубе опускается вниз и поступает в нижнюю часть труб, где подогревается греющим паром и по мере подъема вскипает.

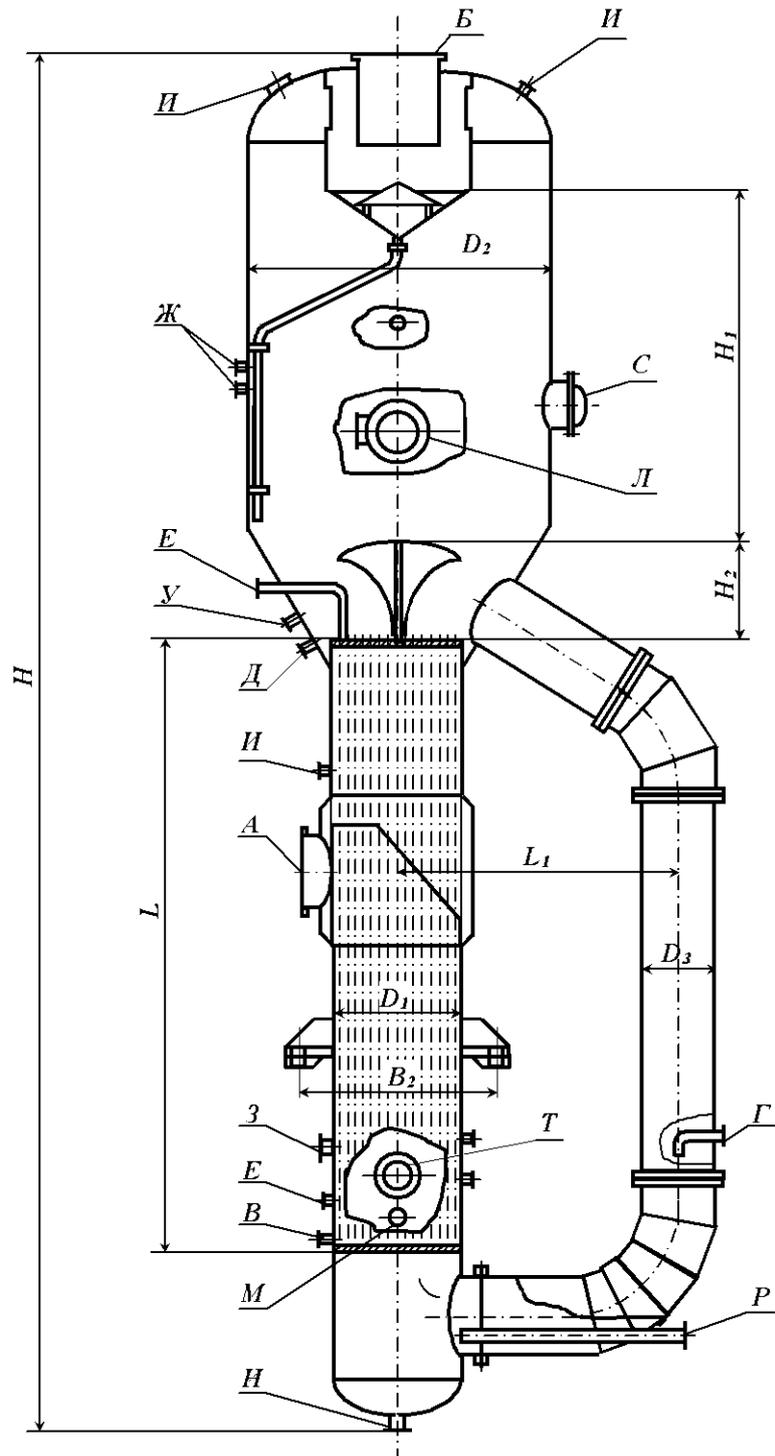
Греющий пар через штуцер *А* поступает в межтрубное пространство, где конденсируется. Конденсат удаляется через штуцер *В*.

При работе одиночного аппарата температура поступающего раствора обычно ниже температуры кипения в аппарате, и поэтому раствор подают в верхнюю часть циркуляционной трубы через штуцер *Г*.

При работе аппарата в системе многокорпусной установки раствор из каждого предыдущего аппарата в следующий рекомендуется подавать через нижнюю соединительную камеру под трубную решетку.

Для наблюдения за работой аппарата предусмотрены смотровые окна.

Аппарат рассчитан на непрерывную и периодическую работу.



Назначение и условный проход D_y (мм)

Обозначение	Назначение	Диаметр обечайки греющей камеры, мм									
		25	40	60	80	100	120	140	160	180	200
<i>A</i>	Вход греющего пара	150	250	400	500	600		800		1000	
<i>B*</i>	Выход вторичного пара	219	325	500	600	600; 800	800	800; 1000	1000		
<i>B</i>	Выход конденсата	32	40	50	65	100			125		
<i>Г</i>	Вход раствора	32	50	70	80	100		125		150	
<i>Д</i>	Выход раствора	32	50	70	80	100		125		150	
<i>E</i>	Сдувка неконд. газов	32		50							
<i>Ж</i>	Вход воды для промывки	32		50		80		100			
<i>З</i>	Вход воды для промывки и опрессовки межтрубного пространства	32		40		50		80			
<i>И</i>	Воздушник	20				32					
<i>К</i>	Смотровое окно на крышке сепаратора	80		150							
<i>Л</i>	Смотровое окно на сепараторе	150									
<i>М</i>	Слив из межтрубного пространства	32		40		50		80			
<i>Н</i>	Слив из аппарата	32	50			80		100			
<i>П</i>	Для манометра	M20×1,5									
<i>Р</i>	Для термометра	M27×2									
<i>С</i>	Люк на сепараторе	250			500						
<i>Т</i>	Люк на греющей камере	250			400						
<i>У</i>	Отбор проб	40									

* Размер d_1 см. на с. 43.

Аппараты с естественной циркулирующей и вынесенной греющей камерой

Тип I. Исполнение 2

Аппарат состоит из греющей камеры, сепаратора с брызгоотделителем и циркуляционной трубы. К верхней трубной решетке присоединена переходная камера со штуцером для соединения с сепаратором.

Сепаратор – цилиндрический сосуд с эллиптической верхней крышкой и коническим днищем. В верхней части сепаратора расположен брызгоотделитель. Конструкцией сепаратора предусмотрена установка циклонного или жалюзийного брызгоотделителя в зависимости от конкретных условий выпаривания.

Коническое днище соединено с циркуляционной трубой, которая при помощи колена присоединена к нижней камере.

Циркуляция раствора в аппарате осуществляется по замкнутому контуру: сепаратор – циркуляционная труба – греющая камера – сепаратор.

Кипение раствора происходит в трубах вскипания при входе раствора в сепаратор. Кипение в трубах предотвращается за счет гидростатического давления столба жидкости в трубе вскипания. Высота трубы вскипания условно принята равной 2 м. Действительную рабочую высоту трубы вскипания определяют в каждом конкретном случае в зависимости от давления в сепараторе и концентрации раствора и указывают при заказе.

Раствор, поднимаясь по трубам, перегревается и при входе из трубы вскипания в сепаратор закипает. Образовавшаяся парорастворная смесь направляется тангенциально в сепаратор, где разделяется на жидкую и паровую фазы. Вторичный пар, проходя сепаратор и брызгоотделитель, освобождается от капель и выходит из аппарата через штуцер *Б*.

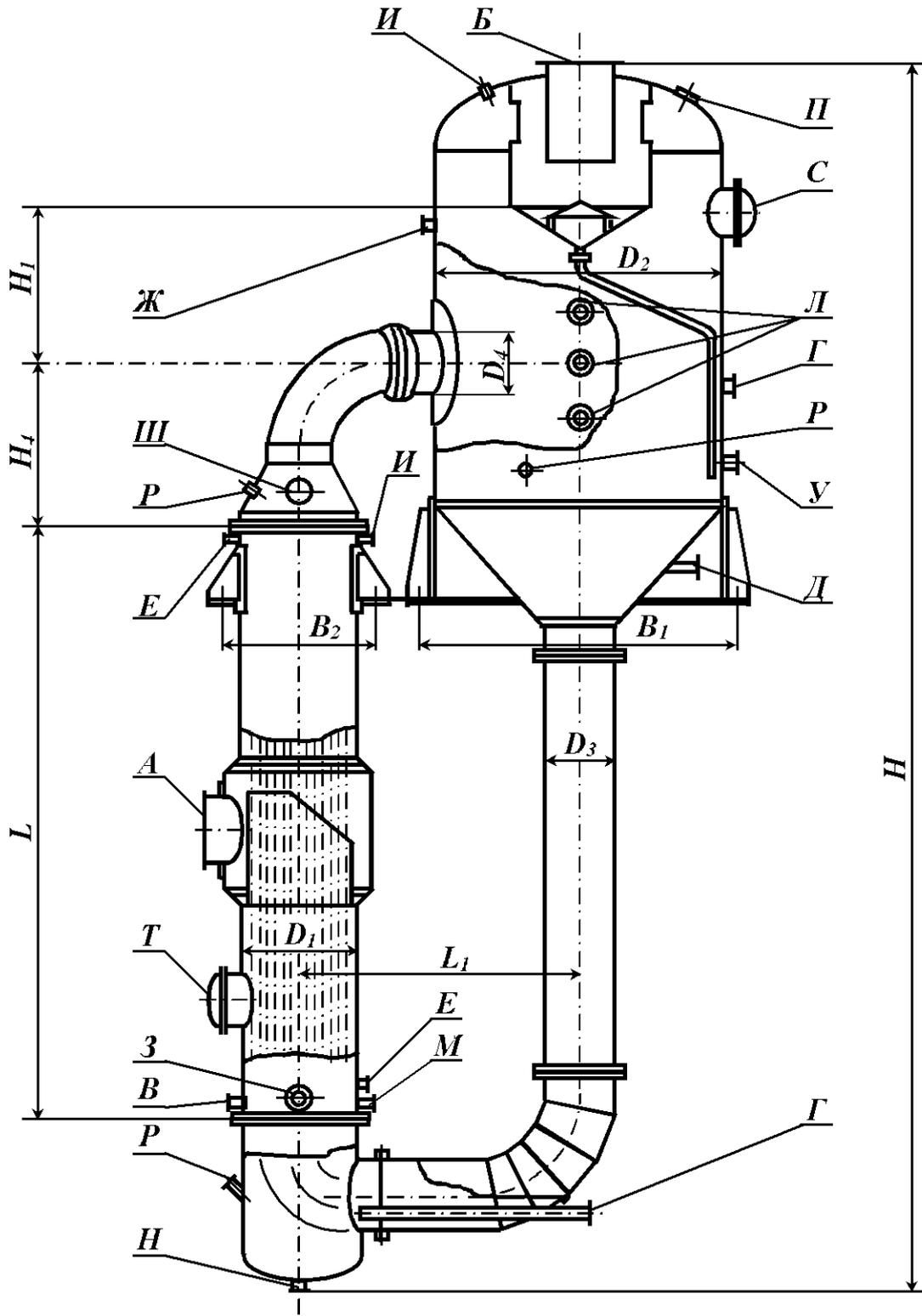
Греющий пар через штуцер *А* поступает в межтрубное пространство, где конденсируется. Конденсат удаляется через штуцер *В*.

Раствор подают в аппарат через один из штуцеров *Г* в зависимости от режима работы аппарата.

Для наблюдения за работой аппарата имеются смотровые окна.

Конструкцией аппарата предусмотрена механическая очистка внутренней поверхности греющих труб.

Аппарат рассчитан на непрерывную работу.



Назначение и условный проход D_y (мм)

Обозначение	Назначение	Диаметр обечаек или греющей камеры, мм								
		400	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000
<i>A</i>	Вход греющего пара	150	250	400	500	600		800		1000
<i>B*</i>	Выход вторичного пара	219	325	325; 500	500; 600		600; 800	800	800; 1000	
<i>B</i>	Выход конденсата	32	40	50	65	100			125	
<i>Г</i>	Вход раствора	50		65	80	100		125		150
<i>Д</i>	Выход раствора	50		65	80	100		125		150
<i>E</i>	Сдувка неконд. газов	50		50		65				
<i>Ж</i>	Вход воды для промывки	32		50		80		100		
<i>З</i>	Вход воды для промывки и опрессовки межтрубного пространства	20		40		50		80		
<i>И</i>	Воздушник	32			50					
<i>Л</i>	Смотровое окно на сепараторе	150								
<i>М</i>	Слив из межтрубного пространства	20		40		50		80		
<i>Н</i>	Слив из аппарата	32		50		80		100		
<i>П</i>	Слив из аппарата	M20×1,5								
<i>Р</i>	Для термометра	M27×2								
<i>С</i>	Люк на сепараторе	250			500					
<i>Т</i>	Люк на греющей камере	250			400					
<i>У</i>	Отбор проб	40								
<i>Ш</i>	Смотровое окно на греющей камере	50		80		150				

* Размер d_1 см. на стр. 43.

Аппараты с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой и солеотделением

Тип I. Исполнение 3

Аппарат состоит из греющей камеры, сепаратора с трубой вскипания, отбойником и брызгоотделителем, циркуляционной трубы и солеотделителя.

Конструкция греющей камеры аналогична аппарату исполнения А.

Кипение раствора происходит не в греющих трубах, а в трубе вскипания, расположенной внутри сепаратора над греющей камерой. Кипение в греющих трубах предотвращается за счет гидростатического давления столба жидкости в трубе вскипания. Высота трубы вскипания условно принята равной 2 м. Действительную рабочую высоту определяют в каждом конкретном случае в зависимости от давления в сепараторе и концентрации раствора и указывают в заказе.

Циркуляция раствора в аппарате осуществляется по контуру: сепаратор – циркуляционная труба – солеотделитель – греющая камера – сепаратор.

Вторичный пар, пройдя сепаратор и брызгоотделитель, освобождается от капель раствора и выходит из аппарата через штуцер *Б*. Уровень раствора должен поддерживаться по верхней кромке трубы вскипания. Снижение уровня приводит к потере полезного напора и уменьшению скорости циркуляции раствора, а значительное повышение уровня может вызвать повышенный унос раствора.

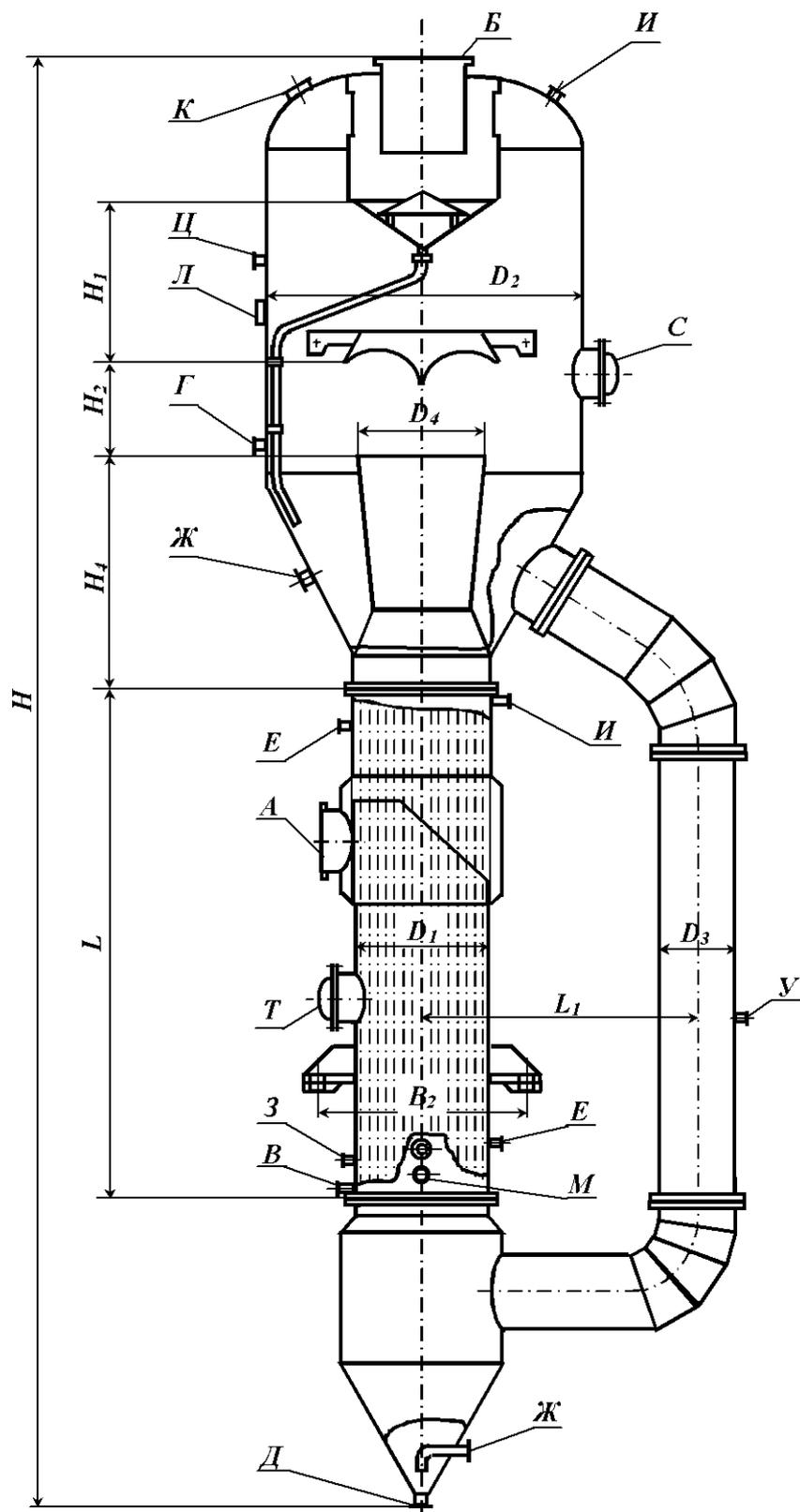
Выделяющиеся из раствора более крупные кристаллы солей осаждаются в солеотделителе и выводятся с упаренным раствором через штуцер *Д*, а мелкие – уносятся циркулирующим потоком жидкости.

Слабый раствор, поступающий на выпаривание, подается в аппарат через штуцер *Г*.

Конструкцией аппарата предусмотрен штуцер *Ж* для промывки нижней части сепаратора и солеотделителя.

Для наблюдения за работой аппарата имеются смотровые окна; для установки манометров и термометров имеются бобышки.

Аппарат рассчитан на непрерывную работу.



Назначение и условный проход D_y (мм)

Обозначение	Назначение	Диаметр обечаек греющей камеры, мм				
		400	600	800	1000	1200
А	Вход греющего пара	150	250	400	500	600
Б*	Выход вторичного пара	325	325 ; 500	500 ; 600	600 ; 800	800
В	Выход конденсата	32	40	50	65	100
Г	Вход раствора	50		65	80	100
Д	Выход раствора	50		65	80	100
Е	Сдувка неконд. газов	32		50		
Ж	Вход воды для промывки	32		50		80
З	Вход воды для промывки и опрессовки межтрубного пространства	20		40		50
И	Воздушник	20				32
К	Смотровое окно на крышке сепаратора	80			150	
Л	Смотровое окно на сепараторе	150				
М	Слив из межтрубного пространства	20		40		50
Н	Для манометра	M20×1,5				
Р	Для термометра	M27×2				
С	Люк на сепараторе	250		500		
Т	Люк на греющей камере	250		400		
У	Отбор проб	40				
Ц	Для промывки смотрового окна	25				

* Размер d_1 см. на с. 43.

Аппараты с принудительной циркуляцией в вынесенной греющей камерой

Тип II. Исполнение 1

Аппарат состоит из греющей камеры, сепаратора с брызгоотделителем, циркуляционного насоса с электродвигателем и циркуляционной трубы. В верхней части греющая камера коленом соединена с сепаратором.

В верхней части сепаратора расположен брызгоотделитель. Конструкцией сепаратора предусмотрена установка циклонного или жалюзийного брызгоотделителя в зависимости от конкретных условий выпаривания.

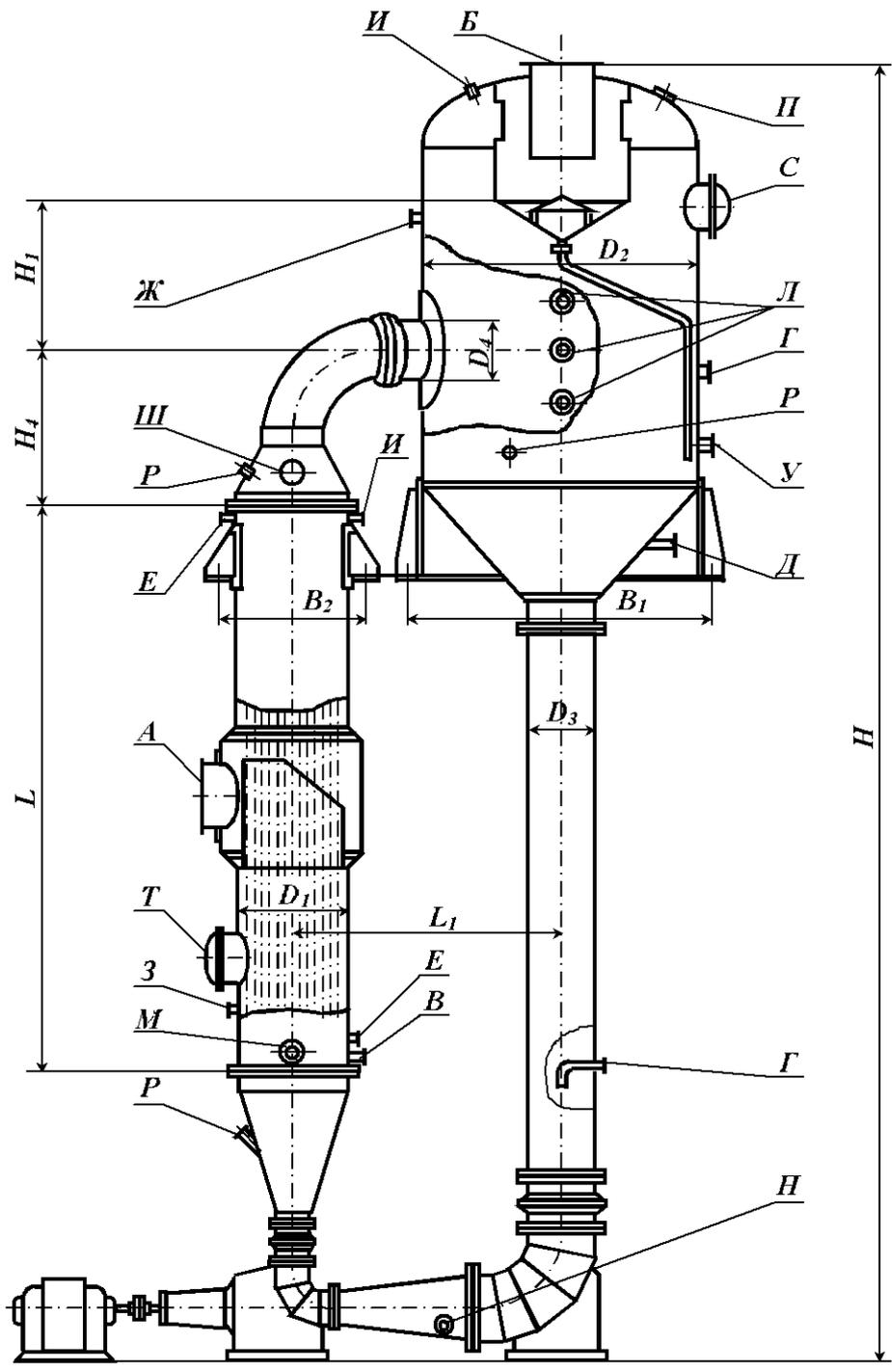
Коническое днище сепаратора соединено с циркуляционной трубой, которая при помощи колена переходной камеры подключена к нижней трубной решетке греющей камеры. Циркуляция раствора в аппарате осуществляется осевым насосом по замкнутому контуру: сепаратор – циркуляционная труба – насос – греющая камера – сепаратор. Циркуляционный насос обеспечивает скорость потока в трубах 2...2,5 м/с при напоре 0,3...0,35 кгс/см².

Кипение раствора происходит в трубах вскипания при входе раствора в сепаратор. Кипение в трубах предотвращается за счет гидростатического давления столба жидкости в трубе вскипания. Высота трубы вскипания условно принята равной 2 м. Действительную рабочую высоту трубы вскипания определяют в каждом конкретном случае в зависимости от давления в сепараторе и концентрации раствора и указывают при заказе. Уровень раствора в аппарате должен поддерживаться по нижней кромке штуцера входа парожидкостной смеси в сепаратор. Раствор, поднимаясь по трубам, перегревается и при входе из трубы вскипания в сепаратор закипает. Образовавшаяся парорастворная смесь направляется тангенциально в сепаратор, где разделяется на жидкую и паровую фазы. Вторичный пар, проходя сепаратор и брызгоотделитель, освобождается от капель и выходит из аппарата через штуцер *Б*.

Греющий пар через штуцер *А* поступает в межтрубное пространство аппарата, где конденсируется. Конденсат удаляется через штуцер *В*.

Раствор в аппарат подают через верхний или нижний штуцер *В*, в зависимости от режима работы выпарного аппарата. Для наблюдения за работой аппарата предусмотрены смотровые окна.

Аппарат рассчитан на непрерывную работу. Конструкцией аппарата предусмотрена возможность механической чистки внутренней поверхности греющих труб.



Назначение и условный проход D_y (мм)

Обозначение	Назначение	Диаметр обечаек или греющей камеры, мм								
		400	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000
<i>A</i>	Вход греющего пара	150	250	400	500	600		800		1000
<i>B*</i>	Выход вторичного пара	219	325; 600	500; 600	600; 800	600; 800; 1000	800; 1000; 1100		1000; 1100	1100
<i>B</i>	Выход конденсата	32	40	50	65	100			125	
<i>Г</i>	Вход раствора	50		65	80	100		125	150	
<i>Д</i>	Выход раствора	50		65	80	100		125	150	
<i>Е</i>	Сдувка неконд. газов	50				65				
<i>Ж</i>	Вход воды для промывки	32		50		80		100		
<i>З</i>	Вход воды для промывки и опрессовки межтрубного пространства	20		40		50		80		
<i>И</i>	Воздушник	50								
<i>Л</i>	Смотровое окно на сепараторе	150								
<i>М</i>	Слив из межтрубного пространства	20		40		50		80		
<i>Н</i>	Слив из аппарата	32		50		80		100		
<i>П</i>	Слив из аппарата	M20×1,5								
<i>Р</i>	Для термометра	M27×2								
<i>С</i>	Люк на сепараторе	250			500					
<i>Т</i>	Люк на греющей камере	250			400					
<i>У</i>	Отбор проб	40								
<i>Ш</i>	Смотровое окно на греющей камере	50		80		150				

* Размер d_1 см. на с. 43.

Аппараты с принудительной циркуляцией в соосной греющей камерой

Тип II. Исполнение 2

Аппарат состоит из греющей камеры, сепаратора с отбойником и брызгоотделителем, трубы вскипания циркуляционного насоса с электроприводом и циркуляционной трубы с соединительным коленом.

Кипение раствора происходит в трубе вскипания, установленной над греющей камерой. Кипение в греющих трубах предотвращается за счет гидростатического давления столба жидкости в трубе вскипания.

Высота трубы вскипания условно принята равной 2 м. Действительную рабочую высоту трубы определяют в каждом конкретном случае в зависимости от давления в сепараторе, полезной разности температур и концентрации раствора и указывают при заказе.

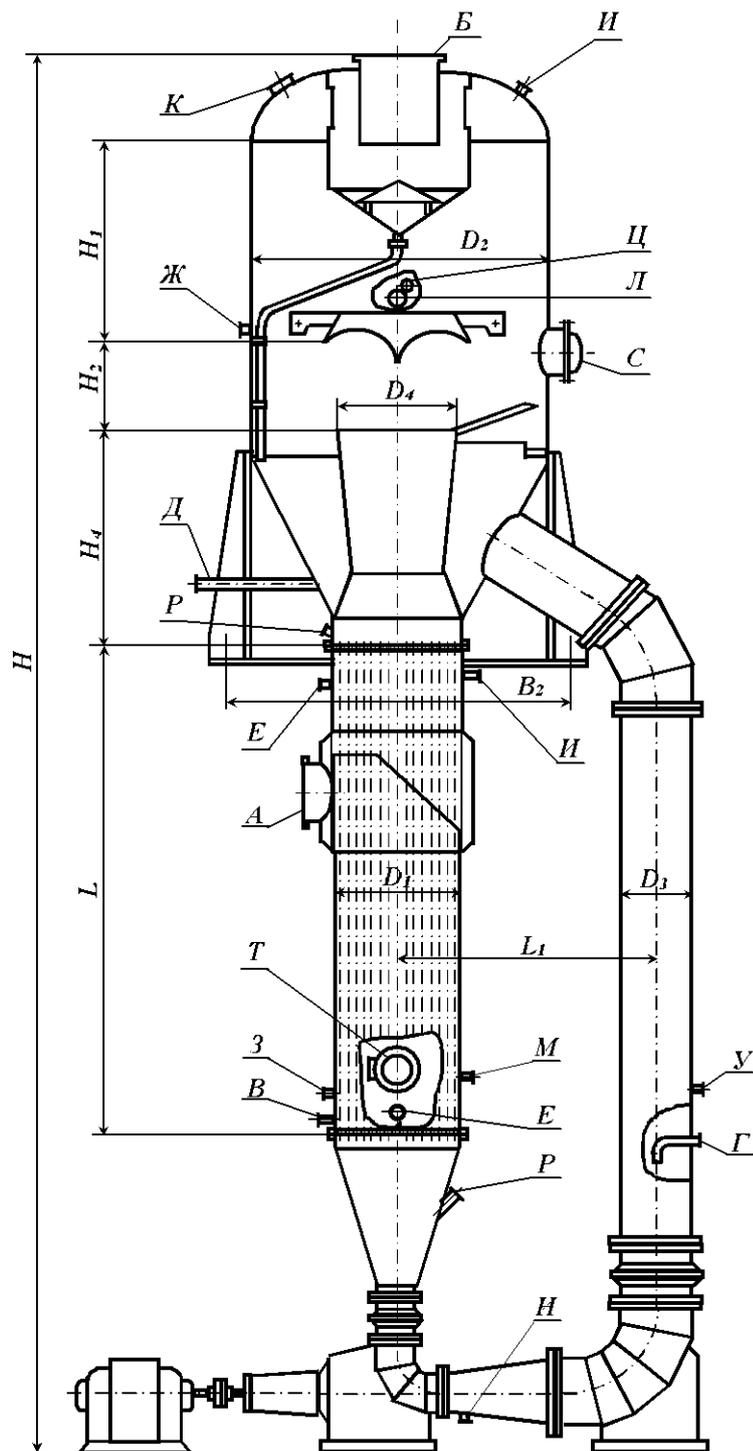
Циркуляция раствора в аппарате осуществляется осевым насосом по замкнутому контуру: сепаратор – циркуляционная труба – насос – греющая камера – сепаратор. Для предотвращения попадания в циркуляционный контур крупных кристаллов, выделяющихся в процессе кипения раствора, в сепараторе имеются перегородки для их осаждения.

Соль и упаренный раствор выводятся через штуцер *Д*.

Раствор подают в аппарат через штуцер *Г*. Уровень раствора в аппарате должен поддерживаться по верхней кромке трубы вскипания. Снижение уровня вызывает увеличение расхода мощности насоса. Циркуляционный насос обеспечивает скорость потока в трубах 2...2,5 м/с при напоре 0,3...0,35 кгс/см².

Для наблюдения за работой аппарата предусмотрены смотровые окна; для установки манометров и термометров имеются бобышки.

Аппарат рассчитан на непрерывную и периодическую работу.



Назначение и условный проход D_y (мм)

Обозначение	Назначение	Диаметр обечаек или греющей камеры, мм									
		400	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	
<i>A</i>	Вход греющего пара	150	250	400	500	600		800		1000	
<i>B*</i>	Выход вторичного пара	219; 325	325; 500	500; 600; 800	600; 800	800; 1000	800; 1000; 1100	1000; 1100	1000	1000; 1100	
<i>B</i>	Выход конденсата	32	40	50	65	100			125		
<i>Г</i>	Вход раствора	50		65	80	100		125	150		
<i>Д</i>	Выход раствора	50		65	80	100		125	150		
<i>E</i>	Сдувка неконд. газов	50					65				
<i>Ж</i>	Вход воды для промывки	32		50		80		100			
<i>З</i>	Вход воды для промывки и опрессовки межтрубного пространства	20		40		50		80			
<i>И</i>	Воздушник	20		32		40		50			
<i>Л</i>	Смотровое окно на сепараторе	150									
<i>М</i>	Слив из межтрубного пространства	20		40		50		80			
<i>Н</i>	Слив из аппарата	32		50		80		100			
<i>П</i>	Для манометра	M20×1,5									
<i>Р</i>	Для термометра	M27×2									
<i>С</i>	Люк на сепараторе	250			500						
<i>Т</i>	Люк на греющей камере	250			400						
<i>У</i>	Отбор проб	40									
<i>Ц</i>	Для промывки смотрового окна	25									

* Размер см. d_1 на стр. 43.

Пленочные аппараты с восходящей пленкой п соосной греющей камерой

Тип III. Исполнение 1

Аппарат состоит из греющей камеры, сепаратора с отбойником и брызгоотделителем и нижней камеры.

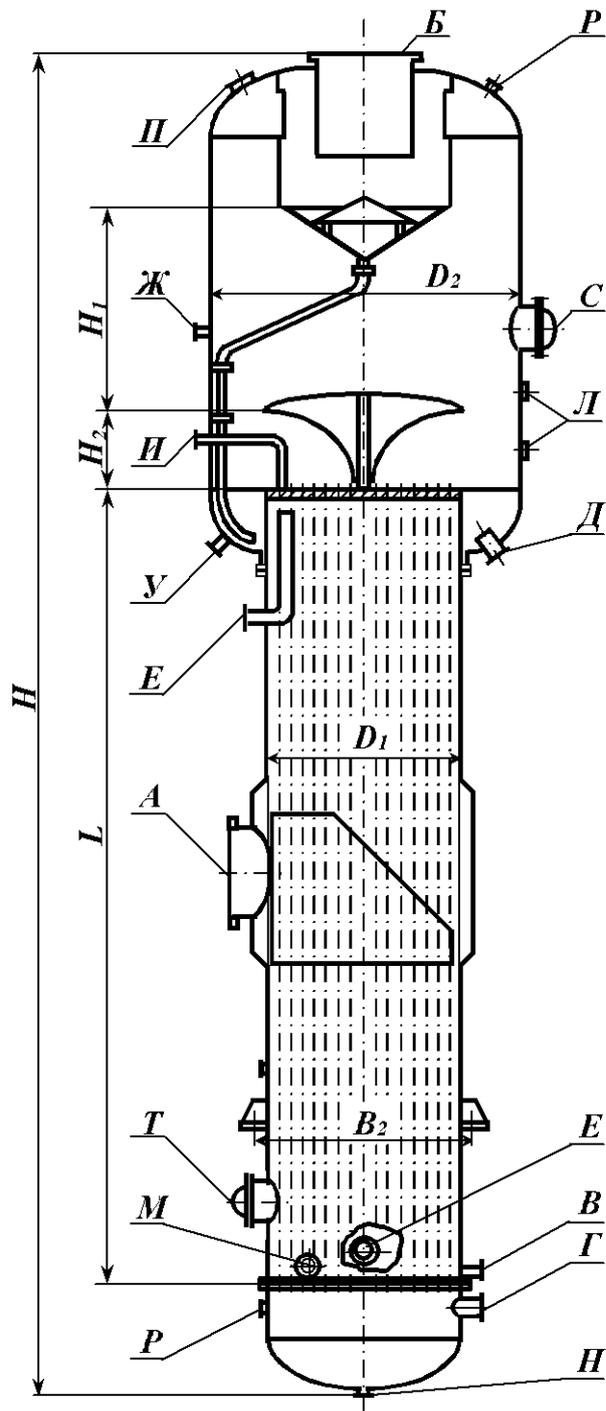
Греющая камера представляет собой пучок труб, заключенный в цилиндрическую обечайку. Верхние и нижние концы труб завальцованы в трубные решетки, приваренные к торцам обечайки. К верхней части обечайки греющей камеры приварен сепаратор с эллиптическим днищем и верхней эллиптической крышкой. В верхней части сепаратора расположен брызгоотделитель.

Конструкцией сепаратора предусмотрена установка циклонного или жалюзийного брызгоотделителя в зависимости от конкретных условий выпаривания.

Раствор подают через штуцер *Г*, установленный на обечайке нижней камеры. Из нижней камеры раствор поступает в греющие трубы и под действием греющего пара вскипает. Образующийся вторичный пар, поднимаясь, постепенно занимает все внутреннее пространство трубы и увлекает раствор в виде тонкого слоя по ее периметру. Раствор, захваченный снизу, благодаря поверхностному трению, с большой скоростью проходит по всей длине трубы, на пути выпаривается и выбрасывается в сепаратор. Упаренный раствор отводится из аппарата через штуцер *Д*. Уровень заполнения труб греющей камеры обычно равен 20...25 %.

Несмотря на большую высоту греющих труб потери полезной разности температур за счет гидравлического столба невелики и их можно не учитывать при расчете аппарата.

Для наблюдения за работой аппарата предусмотрены смотровые окна. Аппарат рассчитан на непрерывную работу.



Основные технические данные (размеры в мм)

Номинальная поверхность теплообмена, м ²	Действительная поверхность теплообмена, м ²					Диаметр греющей камеры D_1	Сепаратор		Расстояние между болтами на опорах B_2	Высота аппарата H при длине трубы					
							Диаметр D_2						Высота		
	при диаметре трубы 38×2 и длине L		количество труб	при диаметре трубы 57×2,5 и длине L			количество труб	при $p_c = 1$ кгс/см ²		при $p_c = -0,92$ кгс/см ²	до брызгоотделителя H_1	до отбойника H_2	5000	7000	9000
	5000	7000		7000	9000										
63	65	—	118	63	—	54	600	1200	1200	400	1148	8690	10540	—	
100	—	90		—	—										
125	112	—	208	110	—	96	800	1400	1200	500	1480	8930	—	—	
160	—	157		—	—										
200	192	—	358	186	—	162	1000	1600	1200	650	2360	9480	11480	—	
250	—	269		—	—										
315	—	—	508	275	—	240	1200	2000	700	2876	—	9900	11900	—	
400	—	381	718	357	—	312	1400	2200	650	2360	—	11900	—	—	
500	384	—		—	459	312	1400	2200	700	2876	10250	—	14250	—	—
630	—	539	952	—	—	—	1600	2200 2400	700	2876	—	12250	—	—	
800	510	—		495	—	432		1600	2400	800	3068	10480	12480	—	—
1000	—	714	1186	—	636	558	1800	2400 2600	950	3280	11020	13020	—	—	
1250	634	—		638	—			—	1800	2600 3000	1100	3000	11340	—	13340
1400	—	836	1492	783	—	686	2000	2800	1100	3000	11340	13340	—	—	
1600	796	—		—	1060			—	2000	2800 3400	1100	3200	—	—	13590
1800	—	1116	1802	970	—	850	2200	3200	1200	3400	—	13740	—	—	
2000	—	1346		—	1250			—	2200	3200 3600	1200	3400	—	—	13890
2240	—	—	—	1158	—	1014	2400	3400	1300	3400	—	—	15740	—	—
2500	—	—		—	1486			1014	2400	3400 3800	1300	3400	—	—	13740
2750	—	1588	2120	—	—	—	2800	3400	1400	3800	—	14440	—	—	
3000	—	—		—	1586	—		1388	2800 3800 4000	1400	3800	—	—	14440	—
3250	—	—	—	—	1735	1182	2600	3600	1300	3600	—	—	16290	—	—
3500	—	1890		2524	—	—		—	2600 3600	1300	3600	—	—	14290	—
3750	—	—	—	1820	—	1596	3000	4000	1500	4000	—	—	14540	—	—
4000	—	—		—	—	2040		1388	2800	3800	1400	3800	—	—	16440
4250	—	2180	2918	—	—	—	2800	3800	1400	3800	—	—	14440	—	—
4500	—	—		—	—	2340		1596	2800	3800	1300	4000	—	—	16590
4750	—	2520	3366	—	—	—	3000	4000	1300	4000	—	—	14590	—	—
5000	—	—		—	—	—		—	3000	4000	1300	4000	—	—	14590

Назначение и условный проход D_y (мм)

Обозначение	Назначение	Диаметр обечайки греющей камеры, мм												
		600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000
	Вход греющего пара	250	400	500	600		800		1000			1100		
<i>Б*</i>	Выход вторичного пара	325	500		600	800		800; 1000		1000	1000	1000	1100	
<i>В</i>	Выход конденсата	40	50	65	100		125			150				
<i>Г</i>	Вход раствора	50	65	80	100		125		150			200		
<i>Д</i>	Выход раствора	50	65	80	100		125		150			200		
<i>Е</i>	Сдвуха неконд. газов	50						65						
<i>Ж</i>	Вход воды для промывки	32	50		80		100			125				
<i>З</i>	Вход воды для промывки и опрессовки межтр. пространства	20	40		50		80			100				
<i>И</i>	Воздушник	20			32			40						
<i>К</i>	Смотровое окно на крышке сепаратора	80		150										
<i>Л</i>	Смотровое окно на сепараторе	150												
<i>М</i>	Слив из межтрубного пространства	20	40		50		80			100				
<i>Н</i>	Слив из аппарата	32	50		80		100			125				
<i>П</i>	Для манометра	M20×1,5												
<i>Р</i>	Для термометра	M27×2												
<i>С</i>	Люк на сепараторе	250		500										
<i>Т</i>	Люк на греющей камере	250		400										
<i>У</i>	Отбор проб	40												

* Размер см. d_1 на стр. 43.

Пленочные аппараты с падающей пленкой

Тип III. Исполнение 2

Пленочные аппараты этого исполнения могут изготавливаться с нижним и верхним расположением сепаратора. Аппараты с нижним расположением сепаратора работают по прямоточной схеме. При этом раствор и образующийся вторичный пар движутся сверху вниз и выбрасываются в сепаратор, расположенный внизу греющей камеры. Пленочные аппараты с верхним расположением сепаратора работают по противоточной схеме. В этих аппаратах раствор стекает вниз пленкой по внутренней поверхности труб, а вторичный пар поднимается вверх по трубам и поступает в сепаратор, расположенный над трубами греющей камеры. Для выпаривания щелоков целлюлозного производства применяются аппараты с верхним расположением сепаратора.

Выпарной аппарат состоит из греющей и нижней камер, сепаратора с брызгоотделителем и распределительным устройством.

Раствор поступает в распределительное устройство и стекает вниз пленкой по внутренней поверхности труб греющей камеры. При стекании пленки происходит частичное испарение раствора. Образующийся пар поднимается вверх по трубам и поступает в сепаратор.

Наиболее просты по устройству ситчатые распределители, которые выполняются в виде перфорированных тарелок, расположенных над верхней трубной решеткой. Обычно используют две или три тарелки, в которых число и координаты отверстий выбирают таким образом, чтобы обеспечивалась равномерность расположения отверстий по поверхности и симметричность относительно отверстий нижележащей тарелки. Нижняя тарелка имеет отверстия диаметром 5 мм. Эти отверстия расположены так, что на трубную решетку вокруг каждой трубки приходится по 4 или 6 отверстий. Такие распределители используют при плотности орошения $0,4 \dots 1,5 \text{ м}^3/(\text{г} \cdot \text{ч})$.

Для обеспечения необходимой плотности орошения труб применяют схемы с внешним циркуляционным контуром, циркуляция раствора в котором осуществляется с помощью центробежного насоса.

Общий вид выпарного аппарата, основные технические данные и назначение штуцеров аналогичны аппарату с восходящей пленкой (тип III, исполнение 1). Отличие состоит в том, что исходный раствор поступает через штуцер *Д*, а упаренный раствор отбирается через штуцер *Г*.

Библиографический список

1. Вакуум-насосы: Каталог-справочник. – М.: ЦНТИхимнефтемаш, 1961. – 6 с.
2. Волков А.Д., Григорьев Г.П. Физические свойства щелоков целлюлозного производства. – М.: Лесн. пром-сть, 1970. – 120 с.
3. Выпарные вертикальные трубчатые аппараты общего назначения: Каталог. – М.: ЦНТИхимнефтемаш, 1972. – 36 с.
4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учеб. для вузов. Ч. 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидроме- ханические и тепловые процессы и аппараты:– 2-е изд. – М.: Химия, 1995. – 400 с.
5. Лашинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справ. – Л.: Машиностроение, 1970. – 753 с.
6. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 783 с.
7. Колач Т.А., Радун Д.В. Выпарные станции. – М.: Машгиз, 1963. – 400 с.
8. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под ред. Ю.И.Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
9. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для вузов. – 10-е изд. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
10. Перри Дж. Г. Справочник инженера-химика: / Пер. с англ. – Л.: Химия, 1969. – Т. 1, II.
11. Процессы и аппараты лесохимических и гидролизных производств: Учеб. пособие. /Л.И.Селянина, С.И.Третьяков, Б.С.Филиппов и др.– СПб.: Изд-во С.Пб. ун-та, 1994. – 208 с.
12. Расчет и подбор теплообменных аппаратов: Метод. указания к курсовому проектированию процессов и аппаратов химической технологии / Л.И.Селянина, С.И.Третьяков, Б.С.Филиппов. – Архангельск: РИО АЛТИ, 1989. – 33 с.
13. Справочник химика / Под. ред. Б.П.Никольского. – 2-е изд. – М.; Л.: Химия, 1966. – Т. 1. – 1072 с.
14. Справочник химика / Под. ред. Б.П.Никольского. – 2-е изд. – М.; Л.: Химия, 1965. – Т. 3. – 1167 с.
15. Справочник химика / Под. ред. Б.П.Никольского. – 2-е изд. – М.; Л.: Химия, 1968. – Т. 5. – 974 с.
16. Коган В.Б., Трофимов А.Н. Получение карбоновых кислот на основе древесины. – М.: Лесн. пром-сть, 1977. – 256 с.
17. Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи / Под общ. ред. В.Н.Соколова. – Л.: Машиностроение, 1982. – 384 с.

Оглавление

1. Содержание курсового проекта	3
Расчетно-пояснительная записка	3
Графическая часть проекта.....	4
Защита курсового проекта	6
2. Методика расчета многокорпусной выпарной установки	7
Выбор типа и конструкции выпарного аппарата	7
Составление материального баланса	7
Предварительный расчет	8
Уточненный расчет выпарной установки	15
3. Расчет вспомогательного оборудования	18
Подбор трубопроводов	18
Подбор насосов	19
Система создания вакуума	19
Барометрический конденсатор	20
Вакуум-насосы	21
4. Пример расчета многокорпусной выпарной установки	21
5. Приложения:	33
1. Рекомендуемые данные для расчета многокорпусных выпарных установок	33
2. Физические свойства щелоков целлюлозно-бумажного производства	36
3. Выпарные аппараты	40
Библиографический список	71

Редактор Е. А. Зажигина
Техн. ред. Н.З. Попова
Корректор Л.Н. Героева
Компьютерная верстка М.Н. Друговской

Сдано в произв. 20.01.2004. Подписано в печать 22.04.2004.
Формат 60×84/16. Бумага писчая. Гарнитура Таймс. Усл. печ. л. 4,63.
Уч.-изд. л. 4,66. Заказ № 91. Тираж 200 экз. Цена свободная

Издательство Архангельского государственного
технического университета

Отпечатано в типографии АГТУ
163002, г. Архангельск, наб. Северной Двины, 17