

Федеральное агентство по образованию  
Государственное образовательное учреждение высшего  
профессионального образования

Восточно-Сибирский государственный  
технологический университет

**Методическое пособие  
по расчету трехкорпусной выпарной установки  
по курсу «Процессы и аппараты пищевых производств»,  
«Процессы и аппараты химических технологий»**

Составители: Хантургаев А.Г.  
Ямпиллов С.С.  
Хантургаева Г.И.  
Блекус В.Г.  
Полякова Л.Е.  
Норбоева Л.К.  
Хараев Г.И.  
Цыбенков Ж.Б.

Улан-Удэ, 2006

ББК 20.18

Рецензенты: Ю.А. Сергеев, к.т.н., проф. БГСХА  
им. В.Р. Филиппова  
В.Д. Данзанов, к.т.н., доц. ВСГТУ

Авторы: Хантургаев А.Г.                      Ямпиллов С.С.  
Хантургаева Г.И.                              Блекус В.Г.  
Полякова Л.Е.                                 Норбоева Л.К.  
Хараев Г.И.                                      Цыбенков Ж.Б.

Методическое пособие по расчету трех корпусной выпарной установки по курсу «Процессы и аппараты пищевых производств», «Процессы и аппараты химических технологий» / А.Г. Хантургаев, С.С. Ямпиллов, Л.К. Норбоева и др.:

Методическое пособие. - Улан-Удэ, ИПЦ ВСГТУ, 2006. 57 с.

В методическом пособии дан принцип расчета трех корпусной выпарной установки. Приведены уравнения, справочные данные и рекомендации по подбору аппаратов различных конструкций.

Пособие предназначено для студентов механико-технологических специальностей высших и средних специальных учебных заведений в помощь при выполнении курсового проекта по курсу «Процессы и аппараты пищевых производств», «Процессы и аппараты химических технологий».

ББК 20.18

© Хантургаев А.Г. с соавт., 2006 г.  
© ВСГТУ, 2006 г.

## ВВЕДЕНИЕ

Проект по процессам и аппаратам химической, биохимической и пищевой технологии является завершающим этапом работы студентов над курсом. Курсовой проект включает расчет типовой выпарной установки и её графическое оформление. В период работы над проектом студент знакомится с действующими ГОСТами, ОСТами, нормами, справочной литературой, приобретает навыки выбора аппаратуры и технико – экономических обоснований, оформления технической документации.

В приложении приведены таблицы некоторых физических свойств водных растворов, ГОСТы и нормативные материалы, необходимые для выполнения проекта.

## СОДЕРЖАНИЕ И ОБЪЕМ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Курсовой проект по процессам и аппаратам состоит из пояснительной записки и графической части. Ниже приведены содержание и объем курсового проекта, порядок оформления технической документации, требование при защите проекта.

**Содержание пояснительной записки.** В пояснительную записку к курсовому проекту следует включать все исходные, расчетные и графические (вспомогательные) материалы и оформлять её в определенной последовательности:

1. Титульный лист.
2. Бланк задания на проектирование.
3. Оглавление (содержание).
4. Введение.
5. Технологическая схема установки и её описание.
6. Технологический расчет аппаратов.
7. Расчет или подбор вспомогательного оборудования.
8. Заключение (Выводы и предложения).
9. Список использованной литературы.

## Оформление пояснительной записки

В этом разделе необходимо кратко описать сущность и назначение данного процесса, сравнительную характеристику аппаратов для его осуществления и обосновать выбор конструкции основного аппарата. Необходимо также указать роль и место в народном хозяйстве отрасли – потребителя продукта, получение которого обусловлено заданием на проектирование.

**Технологическая схема установки.** Приводится принципиальная схема установки и ее описание с указанием позиций (номеров аппаратов). На схеме проставляются стрелки, указывающие направление всех потоков, значения их расходов, температур и других параметров. Примеры графического исполнения технологических схем приведены в приложении.

**Выбор конструкционного материала аппаратов.** В этом разделе проекта необходимо привести данные по обоснованию выбора материала, из которого будет изготавливаться аппаратура, входящая в технологическую схему установки, с учетом скорости коррозии материала в данной среде, его механических и теплофизических свойств.

**Технологический расчет аппаратов.** Задачей этого раздела проекта является расчет основных размеров аппаратов (диаметра, высоты, поверхности теплопередачи и т. д.). Для проведения технологического расчета необходимо предварительно найти по справочникам физико – химические свойства перерабатываемых веществ (плотность, вязкость и т.п.), составить материальные и тепловые балансы. Затем на основе анализа литературных данных и рекомендаций данного пособия выбирается методика расчета размеров аппаратов.

**Расчет или подбор вспомогательного оборудования.** В этом разделе проекта, по рекомендуемой литературе, по каталогам и ГОСТам, рассчитываются и подбираются: объемы и размеры емкостей для исходного и упаренного растворов; диаметры трубопроводов и штуцеров; конденсатоотводчики; поверхность теплообменника подогревателя.

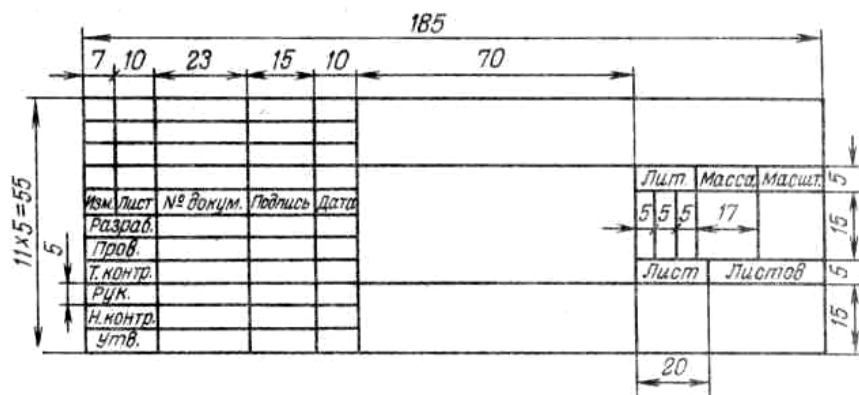
**Заключение.**(выводы и предложения). Заканчивая расчетную часть

проекта, студент должен дать анализ полученным результатам, их соответствия заданию на проект, высказать соображения о возможных путях совершенствования данного процесса и его аппаратного оформления.

*Список использованной литературы.* Литературные источники, которые использовались при составлении пояснительной записки, располагаются в порядке упоминания их в тексте или по алфавиту (по фамилии первого автора работы). Сведения о книгах должны включать: фамилию и инициалы автора, название книги, место издания, издательство, год издания, число страниц. Например: Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1973. 752 с.

Пояснительная записка оформляется на стандартных листах бумаги (формат А4). Текстовые материалы набираются на компьютере. Расстояние от края листа до границы текста должно быть: слева – 35 мм., справа – 10 мм., сверху и снизу – не менее 20 мм..

На заглавном листе основная надпись выполняется по форме 2 (рис.1).



## ВЫПАРИВАНИЕ

### Общие сведения

**В ы п а р и в а н и е м** называется концентрирование растворов практически нелетучих или малолетучих веществ в жидких летучих растворителях.

Выпариванию подвергают растворы твердых веществ (водные растворы щелочей, солей и др.), а также высококипящие жидкости, обладающие при температуре выпаривания весьма малым давлением пара — некоторые минеральные и органические кислоты, многоатомные спирты и др. Выпаривание иногда применяют также для выделения растворителя в чистом виде: при опреснении морской воды выпариванием образующийся из нее водяной пар конденсируют и воду используют для питьевых или технических целей.)

При выпаривании обычно осуществляется частичное удаление растворителя из всего объема раствора при его температуре кипения. Поэтому выпаривание принципиально отличается от испарения, которое, как известно, происходит с поверхности раствора при любых температурах ниже температуры кипения. В ряде случаев выпаренный раствор подвергают последующей кристаллизации в выпарных аппаратах, специально приспособленных для этих целей.

Получение высококонцентрированных растворов, практически сухих и кристаллических продуктов облегчает и удешевляет их перевозку и хранение.)

Тепло для выпаривания можно подводить любыми теплоносителями, применяемыми при нагревании. Однако в подавляющем большинстве случаев в качестве греющего агента при выпаривании используют водяной пар, который называют греющим, или *первичным*.

Первичным служит либо пар, получаемый из парогенератора, либо отработанный пар, или пар промежуточного отбора паровых турбин.

Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называется *вторичным*.

Тепло, необходимое для выпаривания раствора, обычно подводится через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора. В некоторых производствах концентрирование растворов осуществляют при непосредственном соприкосновении выпариваемого раствора с топочными газами или другими газообразными теплоносителями.

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

Выпаривание под вакуумом имеет определенные преимущества перед выпариванием при атмосферном давлении, несмотря на то что теплота испарения раствора несколько возрастает с понижением давления и соответственно увеличивается расход пара на выпаривание 1 кг растворителя (воды).

При выпаривании под вакуумом становится возможным проводить процесс при более низких температурах, что важно в случае концентрирования растворов веществ, склонных к разложению при повышенных температурах. Кроме того, при разрежении увеличивается полезная разность температур между греющим агентом и раствором, что позволяет уменьшить поверхность нагрева аппарата (при прочих равных условиях). В случае одинаковой полезной разности температур при выпаривании под вакуумом можно использовать греющий агент более низких рабочих параметров (температура и давление). Вследствие этого выпаривание под вакуумом широко применяют для концентрирования высококипящих растворов, например растворов щелочей, а также для концентрирования растворов с использованием теплоносителя (пара) невысоких параметров.

Применение вакуума дает возможность использовать в качестве греющего агента, кроме первичного пара, вторичный пар самой выпарной установки, что снижает расход первичного греющего пара. Вместе с тем при применении вакуума удорожается выпарная установка, поскольку требуются дополнительные

затраты на устройства для создания вакуума (конденсаторы, ловушки, вакуум-насосы), а также увеличиваются эксплуатационные расходы.

При выпаривании *под давлением* выше атмосферного также можно использовать вторичный пар как для выпаривания, так и для других нужд, не связанных с процессом выпаривания.

Вторичный пар, отбираемый на сторону, называют *экстра-паром*. Отбор экстра-пара при выпаривании под избыточным давлением позволяет лучше использовать тепло, чем при выпаривании под вакуумом. Однако выпаривание под избыточным давлением сопряжено с повышением температуры кипения раствора. Поэтому данный способ применяется лишь для выпаривания термически стойких веществ. Кроме того, для выпаривания под давлением необходимы греющие агенты с более высокой температурой.

При выпаривании под атмосферным давлением вторичный пар не используется и обычно удаляется в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым, но наименее экономичным.

Выпаривание под атмосферным давлением, а иногда и выпаривание под вакуумом проводят в одиночных выпарных аппаратах (*однокорпусных* выпарных установках). Однако наиболее распространены *многокорпусные* выпарные установки, состоящие из нескольких выпарных аппаратов, или корпусов, в которых вторичный пар каждого предыдущего корпуса направляется в качестве греющего в последующий корпус. При этом давление в последовательно соединенных (по ходу выпариваемого раствора) корпусах снижается таким образом, чтобы обеспечить разность температур между вторичным паром из предыдущего корпуса и раствором, кипящим в данном корпусе, т. е. создать необходимую движущую силу процесса выпаривания. В этих установках первичным паром обогревается только первый корпус. Следовательно, в многокорпусных выпарных установках достигается значительная экономия первичного пара по

сравнению с однокорпусными установками той же производительности.

### Многокорпусные выпарные установки

В современных выпарных установках выпариваются очень большие количества воды. Выше было показано, что в однокорпусном аппарате на выпаривание 1 кг воды требуется более 1 кг греющего пара. Это привело бы к чрезмерно большим расходам его. Однако расход пара на выпаривание можно значительно снизить, если проводить процесс в многокорпусной выпарной установке. Как указывалось, принцип действия ее сводится к многократному использованию тепла греющего пара, поступающего в первый корпус установки, путем обогрева каждого последующего корпуса (кроме первого) вторичным паром из предыдущего корпуса.

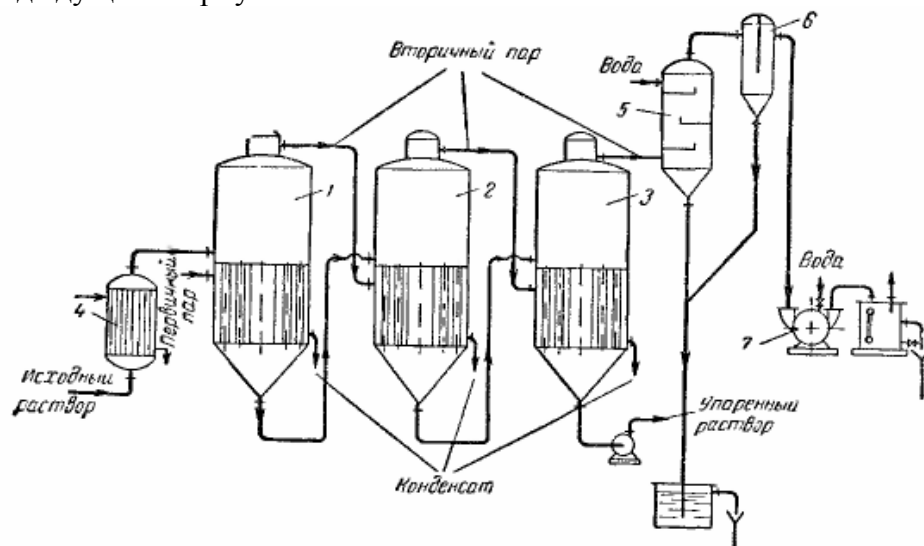


Рис. 1. Многокорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка:

1-3 - корпуса установки; 4 — подогреватель исходного раствора; 5 — барометрический конденсатор; 6 — ловушка; 7 — вакуум-насос.

Схема многокорпусной вакуум-выпарной установки, работающей при прямоточном движении греющего пара и раствора, показана на рис. 1.

Установка состоит из нескольких (в данном случае трех) корпусов. Исходный раствор, обычно предварительно нагретый до температуры кипения, поступает в первый корпус, обогреваемый свежим (первичным) паром. Вторичный пар из этого корпуса направляется в качестве греющего во второй корпус, где вследствие пониженного давления раствор кипит при более низкой температуре, чем в первом.

Ввиду более низкого давления во втором корпусе раствор, упаренный в первом корпусе, перемещается самотеком во второй корпус и здесь охлаждается до температуры кипения в этом корпусе. За счет выделяющегося при этом тепла образуется дополнительно некоторое количество вторичного пара. Такое явление, происходящее во всех корпусах установки, кроме первого, носит название с а м о и с п а р е н и я раствора.

Аналогично упаренный раствор из второго корпуса перетекает самотеком в третий корпус, который обогревается вторичным паром из второго корпуса.

Предварительный нагрев исходного раствора до температуры кипения в первом корпусе производится в отдельном подогревателе 4, что позволяет избежать увеличения поверхности нагрева в первом корпусе.

Вторичный пар из последнего корпуса (в данном случае из третьего) отводится в барометрический конденсатор 5, в котором при конденсации пара создается требуемое разрежение. Воздух и неконденсирующиеся газы, попадающие в установку с паром и охлаждающей водой (в конденсаторе), а также через неплотности трубопроводов и резко ухудшающие теплопередачу, отсасываются через ловушку - брызгоулавливатель 6 вакуум-насосом 7.

С помощью вакуум-насоса поддерживается также устойчивый вакуум, так как остаточное давление в конденсаторе может изменяться с колебанием температуры воды, поступающей в конденсатор.

Необходимым условием передачи тепла в каждом корпусе должно быть наличие некоторой полезной разности температур, определяемой разностью температур греющего пара и кипящего раствора. Вместе с тем, давление вторичного пара в каждом предыдущем корпусе должно быть больше его давления в последующем. Эти разности давлений создаются при избыточном давлении в первом корпусе, или вакууме в последнем корпусе, или же при том и другом одновременно.

Применяемые схемы многокорпусных выпарных установок различаются по давлению вторичного пара в последнем корпусе. В соответствии с этим признаком установки делятся на работающие под давлением и под избыточным давлением.

## РАСЧЕТ ВЫПАРНОГО АППАРАТА

### ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

$c$  — теплоемкость, Дж/(кг·К);  $d$  — диаметр, м;  
 $D$  — расход греющего пара, кг/с;  
 $F$  — поверхность теплопередачи, м<sup>2</sup>;  
 $G$  — расход, кг/с;  
 $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  
 $H$  — высота, м;  
 $I$  — энтальпия пара, кДж/кг;  
 $I'$  — энтальпия жидкости, кДж/кг;  
 $K$  — коэффициент теплопередачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  
 $P$  — давление, МПа;  
 $Q$  — тепловая нагрузка, кВт;  
 $q$  — удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>;  
 $r$  — теплота парообразования, кДж/кг;  
 $T, t$  — температура, град;  
 $W, w$  — производительность по испаряемой воде, кг/с;  
 $x$  — концентрация, % (масс.);  
 $a$  — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>3</sup>·К);  
 $\rho$  — плотность, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  — вязкость, Па·с;  
 $\lambda$  — теплопроводность, Вт/(м·К);  
 $\sigma$  — поверхностное натяжение, Н/м;

$Re$  — критерий Рейнольдса;

$Nu$  — критерий Нуссельта;

$Pr$  — критерий Прандтля.

*Индексы:* 1, 2, 3 — первый, второй, третий корпус выпарной установки;

$v$  — вода;

$vp$  — вторичный пар;

$g$  — греющий пар;

$ж$  — жидкая фаза;

$k$  — конечный параметр;

$n$  — начальный параметр;

$ср$  — средняя величина;

$ст$  — стенка.

### Задание.

Рассчитать и спроектировать трехкорпусную прямоточную выпарную установку для концентрирования  $G_H$ , т/ч водного раствора соли. Начальная концентрация  $X_H$ , % конечная концентрация  $X_K$ , %. Раствор поступает на выпаривание подогретым до температуры кипения в выпарном аппарате. Абсолютное давление греющего насыщенного водяного пара  $P_{Г1}$ , кгс/см<sup>2</sup>. вакуум (разрешение) в барометрическом конденсаторе  $P_{БК}$  кгс/см<sup>2</sup>, тип аппарата. Раствор поступает в первый корпус подогретым до температуры кипения. Отбор экстра-пара не производится.

### Исходные данные.

№ варианта	$G_H$ , т/ч	Раствор	$X_H$ , %	$X_K$ , %	$P_{Г1}$ , кгс/см <sup>2</sup>	$P_{БК}$ , кгс/см <sup>2</sup>	Тип аппарата
1	3,75	CaCl <sub>2</sub>	10,32	20,00	3,0	0,8	3
2	4,0	КОН	6,00	14,82	4,0	0,85	4
3	5,25	NaOH	4,12	10,15	5,0	0,9	1
4	3,00	NH <sub>4</sub> Cl	11,35	22,89	3,0	0,8	2
5	3,25	MgCl <sub>2</sub>	4,67	11,66	4,0	0,85	3
6	3,50	NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	5,00	16,66	5,0	0,9	4
7	3,75	CaCl <sub>2</sub>	7,50	17,36	3,0	0,8	1
8	4,00	КОН	6,00	17,01	4,0	0,85	2

9	4.25	NaOH	4.12	17.51	5	0.9	3
10	4.50	NaCl	6.19	14.67	3	0.8	4
11	4.75	KCl	8.42	18.96	4	0.85	1
12	5.00	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	9.42	17.22	5	0.9	2
13	3.00	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	5.00	18.37	3	0.8	3
14	3.25	NH <sub>4</sub> Cl	8.50	19.80	4	0.85	4
15	3.50	NaCl	6.19	17.69	5	0.9	1

### Типы аппаратов.

1. Аппарат выпарной с естественной циркуляцией и вынесенной греющей камерой .
2. Аппарат выпарной с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и зоной кипения.
3. Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения.
4. Аппарат выпарной с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой.

### ПРИМЕР РАСЧЁТА ТРЁХКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

#### 1. ЗАДАНИЕ НА ПРОЕКТИРОВАНИЕ.

Спроектировать трёхкорпусную выпарную установку для концентрирования  $G_H = 40$  т/ч, (11,12 кг/с) водного раствора КОН от начальной концентрации  $X_H = 5\%$  до конечной концентрации  $X_K = 40\%$ .

1. Обогрев производится водяном паром давлением  $P_{г1} = 11$  кгс/см<sup>2</sup>. ( $107,9 \cdot 10^4$  Па).
2. Давление в барометрическом конденсаторе  $P_{БК} = 0,15$  кгс/см<sup>2</sup>. ( $1,47 \cdot 10^4$  Па).
3. Тип выпарного аппарата: с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой и кипением раствора в трубках.
4. Взаимное направление пара и раствора: прямоток.
5. Отбор экстра-пара не производится.

6. Раствор поступает в первый корпус подогретым до температуры кипения.

## 2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОВЕРНОСТИ ТЕПЛООБМЕНА ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ.

Расчёт многокорпусных выпарных установок проводят методом последовательных приближений.

### 2.1. Первое приближение.

2.1.1. Производительность установки по выпариваемой воде определяют из уравнений материального баланса:

$$W = Q^* (1 - X_H / X_K) = 11,12 * (1 - 5/40) = 9,72 \text{ кг/с.}$$

### 2.1.2. Расчёт концентраций упариваемого раствора.

Принимают, что производительность каждого корпуса по выпариваемой воде определяется соотношением  $W_1 : W_2 : W_3 = 1,0 : 1,1 : 1,2$  (такое распределение на основании практических данных). Тогда

$$W_1 = \frac{W \cdot 1,0}{1,0 + 1,1 + 1,2} = \frac{W}{3,3} \cdot 1,0 = 2,95 \text{ кг/с;}$$

$$W_2 = \frac{W \cdot 1,1}{3,3} = 3,24 \text{ кг/с;}$$

$$W_3 = \frac{W \cdot 1,2}{3,3} = 3,53 \text{ кг/с.}$$

Рассчитывают концентрации раствора по корпусам:

$$X_1 = \frac{G_H \cdot X_H}{G_H - W_1} = \frac{11,12 \cdot 0,05}{11,12 - 2,95} = 0,068 \quad (6,8\%);$$

$$X_2 = \frac{G_H \cdot X_H}{G_H - W_1 - W_2} = \frac{11,12 \cdot 0,05}{11,12 - 2,95 - 3,24} = 0,113 \quad (11,3\%);$$

$$X_3 = \frac{G_H \cdot X_H}{G_H - W_1 - W_2 - W_3} = \frac{11,12 \cdot 0,05}{11,12 - 2,95 - 3,24 - 3,53} = 0,4 \quad (40\%).$$

$X_3$  соответствует заданной концентрации упаренного раствора  $X_K$ .

### 2.1.3. Определение температур кипения растворов.

В первом приближении общий перепад давлений в установке распределяют по корпусам поровну. Общий перепад давлений равен:

$$\Delta P_{\text{ОБ}} = P_{r1} - P_{\text{БК}} = 107,9 \cdot 10^4 - 1,47 \cdot 10^4 = 106,4 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

Тогда давление по корпусам равны:

$$P_{r1} = 107,9 \cdot 10^4 \text{ Па;}$$

$$P_{r2} = P_{r1} - \Delta P_{\text{ОБ}}/3 = 107,9 \cdot 10^4 - 106,4 \cdot 10^4/3 = 72,42 \cdot 10^4 \text{ Па;}$$

$$P_{r3} = P_{r2} - \Delta P_{\text{ОБ}}/3 = 72,42 \cdot 10^4 - 106,4 \cdot 10^4/3 = 36,94 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

Давление пара в барометрическом конденсаторе:

$$P_{\text{БК}} = P_{r3} - \Delta P_{\text{ОБ}}/3 = 36,94 \cdot 10^4 - 106,4 \cdot 10^4/3 = 1,47 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

Это соответствует заданной величине  $P_{\text{БК}}$ .

По давлению паров находим [1] их температуры и энтальпии:

Давление, Па	Температура, °С.	Энтальпия, кДж/кг.
$P_{r1} = 107,9 \cdot 10^4$	$t_{r1} = 183,2$	$J_1 = 2787$
$P_{r2} = 72,42 \cdot 10^4$	$t_{r2} = 166,3$	$J_2 = 2772$
$P_{r3} = 3,94 \cdot 10^4$	$t_{r3} = 140,6$	$J_3 = 2741$
$P_{\text{БК}} = 1,47 \cdot 10^4$	$t_{\text{БК}} = 53,6$	$J_{\text{БК}} = 2596$

При определении температуры кипения растворов в аппаратах исходят из следующих допущений. Распределение концентраций раствора в выпарном аппарате с интенсивной циркуляцией соответствуют модели идеального перемешивания. Поэтому концентрацию кипящего раствора принимают конечной в данном корпусе и, следовательно, температуру кипения раствора – при конечной концентрации.

По высоте кипящих труб происходит изменение температуры кипения вследствие изменения гидростатического давления столба жидкости. Принимают температуру кипения в корпусе соответствующую температуре кипения в среднем слое жидкости. Таким образом, температура кипения раствора в корпусе отличается от температуры греющего пара в последующем корпусе на

сумму температурных потерь от температурной ( $\Delta^I$ ), гидростатической ( $\Delta^II$ ) и гидродинамической ( $\Delta^III$ ) депрессий.

**Гидродинамическая депрессия** вызвана потерей давления паром на преодоление гидравлических сопротивлений трубопроводов при переходе из корпуса в корпус. Обычно в расчётах  $\Delta^III$  принимают равной  $1,0 \div 1,5$  градуса на корпус. Примем  $\Delta^III$  для каждого корпуса по  $1,0$ , тогда температуры вторичных паров в корпусах будут равны:

$$t_{B1} = t_{r1} + \Delta_1^{III} = 166,3 + 1,0 = 167,3^\circ \text{C};$$

$$t_{B2} = t_{r2} + \Delta_1^{III} = 140,6 + 1,0 = 141,6^\circ \text{C};$$

$$t_{B3} = t_{r3} + \Delta_1^{III} = 53,6 + 1,0 = 54,6^\circ \text{C}.$$

Сумма температурных потерь вследствие гидродинамических депрессий:

$$\sum \Delta^{III} = \Delta_1^{III} + \Delta_1^{III} + \Delta_1^{III} = 1 + 1 + 1 = 3^\circ \text{C}.$$

По температурам вторичных паров определим их давления.

Температура, °С	Давление, Па
$t_{B1} = 167,3$	$P_{B1} = 74,5 \cdot 10^4$
$t_{B2} = 141,6$	$P_{B2} = 37,8 \cdot 10^4$
$t_{B3} = 54,6$	$P_{B3} = 1,54 \cdot 10^4$

**Определение гидростатической депрессии.** Давление в среднем слое кипящего раствора каждого корпуса определяется по уравнению:

$$P_{\text{СР}} = P_{\text{В}} + H \cdot \rho \cdot g \cdot \varepsilon / 2,$$

где  $P_{\text{В}}$  – давление вторичного пара в корпусе, Па;

$H$  – высота кипящих труб в аппарате, м;

$\rho$  – плотность кипящего раствора,  $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$ ;

$\varepsilon$  – паронаполнение (объёмная доля пара в парожидкостной смеси),  $\text{м}^3/\text{м}^3$ .



Для выбора величины  $H$  необходимо ориентировочно оценить поверхность теплопередачи выпарного аппарата. Можно принять удельную тепловую нагрузку аппаратов с естественной циркуляцией раствора  $q = 30000 \div 50000 \text{ Вт/м}^2$ , аппаратов с принудительной циркуляцией раствора в корпусах  $q = 80000 \div 100000 \text{ Вт/м}^2$ . Примем  $q = 40000 \text{ Вт/м}^2$ , тогда для 1-го корпуса ориентировочная поверхность будет равна:

$$F_{CP} = \frac{Q}{q} = \frac{W_1 \cdot r_1}{q} = \frac{2,95 \cdot 2068 \cdot 10^3}{40000} = 152, \text{ м}^2,$$

где  $r_1$  – теплота парообразования вторичного пара, Дж/кг.

По ГОСТу [2] (см. приложение 2) аппарата с естественной циркуляцией, соосной греющей камеры и кипением раствора в трубках (Тип 1, исполнение 1) имеют высоту кипяtilьных труб 4 и 5 м при диаметре труб  $d_H = 38 \text{ мм}$  и толщине стенки  $\sigma_{CT} = 2 \text{ мм}$ . Примем высоту кипяtilьных труб  $H = 4 \text{ м}$ .

При пузырьковом (ядерном) режиме кипения паронаполнение составляет  $\varepsilon - 0,4 \div 0,6$ . Примем  $\varepsilon = 0,5$ . Плотность водных растворов КОН [3] (см. приложение 3) по корпусам при  $t = 15^\circ\text{C}$  равна:

$$\begin{aligned} \rho_1 &= 1062 \text{ кг/м}^3; \\ \rho_2 &= 1104 \text{ кг/м}^3; \\ \rho_3 &= 1399 \text{ кг/м}^3. \end{aligned}$$

При определении плотности раствора в корпусах пренебрегаем изменением её с повышением температуры от  $15^\circ\text{C}$  до температуры кипения в связи с малым значением коэффициента объёмного расширения и ориентировочным значением величины  $\varepsilon$ .

Давление в среднем слое кипяtilьных труб по корпусам равно:

$$P_{1CP} = P_{B1} + H \cdot \rho_1 \cdot g_1 \cdot \varepsilon / 2 = 74,3 \cdot 10^4 + 4 \cdot 1062 \cdot 9,8 / 2 = 75,5 \cdot 10^4 \text{ Па};$$

$$P_{2CP} = P_{B2} + H \cdot \rho_2 \cdot g_2 \cdot \varepsilon / 2 = 37,8 \cdot 10^4 + 4 \cdot 1104 \cdot 9,8 / 2 = 38,9 \cdot 10^4 \text{ Па};$$

$$P_{3CP} = P_{B3} + H \cdot \rho_3 \cdot g_3 \cdot \varepsilon / 2 = 1,54 \cdot 10^4 + 4 \cdot 1399 \cdot 9,8 / 2 = 2,91 \cdot 10^4 \text{ Па}.$$

Этим давлениям соответствуют следующие температуры кипения и теплоты испарения растворителя [1]:

Давление, Па	Температура, °C	Теплота испарения, кДж/кг
$P_{1CP} = 75,5 \cdot 10^4$	$t_{1CP} = 168,0$	$r_{B1} = 2068$
$P_{2CP} = 38,9 \cdot 10^4$	$t_{2CP} = 142,8$	$r_{B2} = 2140$
$P_{3CP} = 2,91 \cdot 10^4$	$t_{3CP} = 69,3$	$r_{B3} = 2340$

Гидростатическая депрессия по корпусам:

$$\Delta_1''' = t_{1CP} - t_{B1} = 168,0 - 167,3 = 0,7^\circ\text{C};$$

$$\Delta_2''' = t_{2CP} - t_{B2} = 142,8 - 141,6 = 1,2^\circ\text{C};$$

$$\Delta_3''' = t_{3CP} - t_{B3} = 68,3 - 54,6 = 14,7^\circ\text{C}.$$

Сумма гидростатических депрессий равна:

$$\sum \Delta'' = \Delta_1'' + \Delta_2'' + \Delta_3'' = 0,7 + 1,2 + 14,7 = 16,6^\circ\text{C}.$$

**Температурная депрессия**  $\Delta'$  определяется по уравнению:

$$\Delta' = 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{T^2}{r_a} \cdot \Delta'_{ATM},$$

где  $T$  – температура паров в среднем слое кипяtilьных труб, К,  
 $r_a$  – теплота испарения, кДж/кг,

$\Delta'_{ATM}$  – температурная депрессия при атмосферном давлении [3] (см. приложение № 3).

Тогда температурная депрессия по корпусам равна:

$$\Delta_1' = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(168 + 273)^2}{2068} \cdot 1,4 = 2,07^\circ\text{C};$$

$$\Delta_2' = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(142 + 273)^2}{2140} \cdot 3,0 = 3,94^\circ\text{C};$$

$$\Delta_3' = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(68,3 + 273)^2}{2340} \cdot 1,4 = 18,13^\circ\text{C}.$$

Сумма температурных депрессий равна:

$$\sum \Delta' = \Delta'_1 + \Delta'_2 + \Delta'_3 = 2,07 + 3,94 + 18,13 = 24,14^\circ \text{C}.$$

Температуры кипения раствора по корпусам:

$$t_{\kappa 1} = t_{r2} + \Delta'_1 + \Delta''_1 + \Delta'''_1 = 166,3 + 2,07 + 0,7 + 1,0 = 170,07^\circ \text{C};$$

$$t_{\kappa 2} = t_{r3} + \Delta'_2 + \Delta''_2 + \Delta'''_2 = 140,6 + 3,94 + 1,2 + 1,0 = 146,74^\circ \text{C};$$

$$t_{\kappa 3} = t_{BK} + \Delta'_3 + \Delta''_3 + \Delta'''_3 = 53,6 + 18,13 + 14,7 + 1,0 = 87,43^\circ \text{C}.$$

При расчёте температуры кипения в плёночных выпарных аппаратах (тип V и VI, см. приложение 2) не учитывают гидростатическую депрессию  $\Delta''$ . Температуру кипения находят как среднюю между температурами кипения растворов с начальной и конечной концентрациями при давлении в данном корпусе.

В аппаратах с вынесенной зоной кипения как с принудительной, так и с естественной циркуляцией кипение раствора происходит в трубе вскипания, устанавливаемой над греющей камерой (тип II, III и тип IV, см. приложение 2). Кипение в трубах предотвращается за счёт гидростатического столба жидкости в трубе закипания. В греющих трубках происходит перегрев жидкости по отношению к температуре кипения на верхнем уровне раздела фаз, поэтому в этих аппаратах температуру кипения раствора также определяют также без учёта гидростатических температурных потерь  $\Delta''$ . Температура перегрева раствора  $\Delta t_{\text{ПЕР}}$  может быть найдена из внутреннего баланса тепла в каждом корпусе. Баланс тепла для  $j$  корпуса записывается в следующем виде:

$$G_{\text{Hj}} \cdot C_{\text{Hj}} \cdot (t_{\text{Kj}} - t_{\text{Kj-1}}) + M \cdot C_{\text{Hj}} \cdot \Delta t_{\text{перj}}.$$

где  $M$  – производительность циркуляционного насоса, кг/с определяют по каталогу [4] для выпарного аппарата заданного типа, имеющего поверхность равную  $F_{\text{OP}}$  (поверхность орошения).

Циркуляционные насосы в аппаратах с принудительной циркуляцией обеспечивают развитый турбулентный режим при скоростях раствора в трубках  $V = 2,0 \div 2,5$  м/с.

В аппаратах с вынесенной нагревательной камерой и естественной циркуляцией раствора обычно достигаются скорости  $V = 0,6 \div 0,8$  м/с. Для этих аппаратов масса циркуляционного раствора равна:

$$M = V \cdot S \cdot \rho,$$

где  $S$  – сечение потока в аппарате,  $\text{м}^2$ .

$$S = \frac{F_{\text{OP}} \cdot d_{\text{BH}}}{4 \cdot H},$$

где  $d_{\text{BH}}$  – внутренний диаметр труб, м;

$H$  – принятая высота труб, м.

Таким образом, температура перегрева в  $j$  – ом аппарате равна:

$$\Delta t_{\text{ПЕР } j} = \frac{W_j \cdot (J_{B_j} - C_B \cdot t_{\text{Kj}}) - G_{\text{Hj}} \cdot C_{\text{Hj}} \cdot (t_{\text{Kj}} - t_{\text{Kj-1}})}{M}$$

Полезная разность температур в этом случае может быть рассчитана по уравнению:

$$\Delta t_{\text{П } j} = t_{rj} - \left( t_{\text{Kj}} + \frac{\Delta t_{\text{ПЕР } j}}{2} \right).$$

#### **2.1.4. Полезные разности температур по корпусам.**

$$\Delta t_{\text{П1}} = t_{r1} - t_{\text{K1}} = 183,2 - 170,07 = 13,13^\circ \text{C}.$$

$$\Delta t_{\text{П2}} = t_{r2} - t_{\text{K2}} = 166,3 - 146,74 = 19,56^\circ \text{C}.$$

$$\Delta t_{\text{П3}} = t_{r3} - t_{\text{K3}} = 140,6 - 87,43 = 53,17^\circ \text{C}.$$

Суммарная полезная разность температур:

$$\sum \Delta t_{\text{П}} = \Delta t_{\text{П1}} + \Delta t_{\text{П2}} + \Delta t_{\text{П3}} = 13,13 + 19,56 + 53,17 = 85,86^\circ \text{C}.$$

Проверка суммарной полезной разности температур:

$$\sum \Delta t_{\text{П}} = t_{r1} - t_{\text{BK1}} - (\sum \Delta' + \sum \Delta'' + \sum \Delta''') = 183,2 - 53,6 - (24,14 + 16,6 + 3,0) = 85,86^\circ \text{C}.$$

#### **2.1.5. Определение тепловых нагрузок.**

Совместным решением уравнений тепловых балансов по корпусам и уравнения балансов по воде для всей установки опре-

деляем расход греющего пара в 1-ый корпус, производительность каждого корпуса по выпаренной воде и тепловые нагрузки по корпусам.

$$Q_1 = D_1 \cdot (J_{Г1} - i_1) = 1,03 \cdot [G_H \cdot C_H \cdot (t_{К1} - t_K) W_1 \cdot (J_{В1} - C_B \cdot t_{К1}) + Q_{1 \text{ конц}}];$$

$$Q_2 = W_1 \cdot (J_{Г2} - i_2) = 1,03 \cdot [(G_H - W_1) \cdot C_1 \cdot (t_{К2} - t_{К1}) + W_2 \cdot (J_{В2} - C_B \cdot t_{К2}) + Q_{2 \text{ конц}}];$$

$$Q_3 = W_2 \cdot (J_{Г3} - i_3) = 1,03 \cdot [(G_H - W_1 - W_2) \cdot C_2 \cdot (t_{К3} - t_{К2}) + W_3 \cdot (J_{В3} - C_B \cdot t_{К3}) + Q_{3 \text{ конц}}];$$

$$W = W_1 + W_2 + W_3.$$

где  $Q_1, Q_2, Q_3$  – тепловые нагрузки по корпусам, кВт;

$D$  – расход греющего пара в 1-ый корпус, кг/с;

1,03 – коэффициент, учитывающий 3% потерь тепла в окружающую среду;

$J_1, J_2, J_3$  энтальпии греющих паров по корпусам кДж/кг;

$J_{В1}, J_{В2}, J_{В3}$  – энтальпии вторичных паров по корпусам кДж/кг;

При решении уравнения баланса можно принимать, что

$$J_{В1} \cong J_{Г2}; \quad J_{В2} \cong J_{Г3}; \quad J_{В3} \cong J_{БК};$$

$i_1, i_2, i_3$  – энтальпии конденсата по корпусам, кДж/кг;

$C_B$  – теплоёмкость воды кДж/кг · К;

$C_H, C_2, C_3$  – теплоёмкость раствора начальной концентрации в первом корпусе и втором корпусе, соответственно, кДж/кг · К, [3];

$Q_{1 \text{ конц}}, Q_{2 \text{ конц}}, Q_{3 \text{ конц}}$  – теплота концентрирования по корпусам, кВт;

$t_H$  – температура кипения исходного раствора при давлении в 1-ом корпусе, °С.

$$t_{H1} = t_{В1} + \Delta'_H = 167,3 + 1,0 = 168,3 \text{ } ^\circ\text{C},$$

где  $\Delta'_H$  – температурная депрессия для исходного раствора.

Анализ зависимостей теплоты концентрирования от концентрации и температуры [5] показал, что она наибольшая для третьего корпуса. Поэтому проведём расчёт теплоты концентрирования для 3-го корпуса.

$$Q_{3 \text{ конц}} = G_{\text{СУХ}} \cdot \Delta q,$$

где  $Q_{3 \text{ конц}}$  – производительность аппарата по сухому веществу КОН, кг/с;

$\Delta q$  – разность интегральных теплот растворения при концентрациях  $X_2$  и  $X_3$ , кДж/кг.

$$Q_{3 \text{ конц}} = G_{\text{П}} \cdot X_H \cdot \Delta q = 11,12 + 0,05 \cdot (963,7 - 838,0) = 69,9 \text{ кВт}.$$

Сравним  $Q_{3 \text{ конц}}$  с ориентировочной нагрузкой для 3-го корпуса  $Q_{3 \text{ ОР}}$ :

$$Q_{3 \text{ ОР}} = (G_H - W_1 - W_2) \cdot (t_{К3} - t_{К2}) + W_3 \cdot (J_{В3} - C_B \cdot t_{К3}) = (11,12 - 2,95 - 3,24) \cdot 3,58 \cdot (87,0 - 146,74) + 3,53 \cdot (2596 - 4,19 \cdot 87,43) = 6816 \text{ кВт}.$$

$Q_{3 \text{ конц}}$  составляет значительно меньше 3% от  $Q_{3 \text{ ОР}}$ , поэтому в уравнениях тепловых балансов по корпусам пренебрегаем величиной  $Q_{3 \text{ конц}}$ .

$$Q_1 = D \cdot (2787 - 778,1) = 1,03 \cdot [11,12 \cdot 3,9 \cdot (170,7 - 168,3) + W_1 \cdot (2772 - 4,19 \cdot 170,07)];$$

$$Q_2 = W_1 \cdot (2772 - 704) = 1,03 \cdot [(11,12 - W_1) \cdot 3,85 \cdot (146,74 - 170,07) + W_2 \cdot (2741 - 4,19 \cdot 146,74)];$$

$$Q_3 = W_2 \cdot (2741 - 593) = 1,03 \cdot [(11,12 - W_1 - W_2) \cdot 3,58 \cdot (87 - 146,74) + W_3 \cdot (2596 - 4,19 \cdot 87,43)];$$

$$9,72 = W_1 + W_2 + W_3.$$

Решение системы уравнений даёт следующие результаты:

$$D = 3,464 \text{ кг/с};$$

$$W_1 = 3,04 \text{ кг/с};$$

$$W_2 = 3,21 \text{ кг/с};$$

$$W_3 = 3,47 \text{ кг/с};$$

$$Q_1 = 6407 \text{ кВт};$$

$$Q_2 = 6099 \text{ кВт};$$

$$Q_3 = 6896 \text{ кВт}.$$

Наибольшее отклонение вычисленных нагрузок по испаряемой воде в каждом корпусе от предварительно принятых ( $W_1 = 2,95$  кг/с,  $W_2 = 3,24$  кг/с,  $W_3 = 3,53$  кг/с) не превышает 3%, поэтому в дальнейших расчётах не производим пересчёт концентраций и температур кипения растворов по корпусам. В случае, если это расхождение составит больше 5%, необходимо заново пересчитать концентрации, температурные депрессии и температуры кипения растворов, положив в основу расчёта новое, полученное из решения балансовых уравнений распределение по корпусам нагрузок по испаряемой воде.

Таблица 1

Параметры растворов и паров по корпусам.

№	Наименование параметра	1-й корпус	2-й корпус	3-й корпус
1	Производительность по упариваемой воде, W, кг/с.	3,04	3,21	3,47
2	Концентрация растворов, X, %	6,8	11,3	40,0
3	Давление греющих паров, P <sub>г</sub> , Па	107,9 10 <sup>4</sup>	72,42 10 <sup>4</sup>	36,94 10 <sup>4</sup>
4	Температура греющих паров, t <sub>г</sub> , °C	183,2	166,3	140,6
5	Температурные потери, ΣΔ, град.	3,77	6,14	33,83
6	Температура кипения раствора, t <sub>к</sub> , °C	170,07	146,74	87,43
7	Полезная разность температур, Δt <sub>п</sub> , град.	13,13	19,56	53,17

### 2.1.6. Выбор конструкционного материала.

Выбираем конструкционный материал, стойкий в среде кипящего раствора КОН в интервале изменения концентраций от 5 до 40% [6]. В этих условиях химически стойкой является сталь марки Х17, имеющая скорость коррозии менее 0,1 мм в год, коэффициент теплопроводности λ<sub>СТ</sub> = 25,1 Вт/м · К.

### 2.1.7. Расчёт коэффициентов теплопередачи.

#### Расчёт коэффициента теплопередачи в первом корпусе.

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Примем, что суммарное термическое сопротивление стенки  $\frac{\delta_{СТ}}{\lambda_{СТ}}$

и накипи  $\frac{\delta_{Н}}{\delta_{Н}}$  равно  $\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{\delta_{СТ}}{\lambda_{СТ}} + \frac{\delta_{Н}}{\delta_{Н}}$ , при этом не учитываем термическое

сопротивление загрязнений со стороны пара.

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0,002}{25,1} + \frac{0,0005}{2,42} = 2,87 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт.}$$

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара α<sub>1</sub> к стенке [1] равен

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot \sqrt[4]{\frac{r_1 \cdot \rho_{ж1}^2 \cdot \lambda_{ж1}^3}{\mu_{ж1} \cdot H \cdot \Delta t_1}}$$

где r<sub>1</sub> – теплота конденсации греющего пара, Дж/кг;

ρ<sub>ж1</sub>, λ<sub>ж</sub>, μ<sub>ж</sub> плотность (кг/м<sup>3</sup>), теплопроводность (Вт/мК), вязкость (Па) конденсата при средней температуре плёнки, соответственно,

$$t_{пл} = t_{г1} - \Delta t_1/2,$$

Δt<sub>1</sub> – разность температур конденсации пара и стенки, град..

Расчёт α<sub>1</sub> ведут методом последовательных приближений.

#### 1-ое приближение.

Примем - Δt<sub>1</sub> = 2,0° С, тогда проверяем правильность первого приближения по равенству удельных тепловых нагрузок:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot \sqrt[4]{\frac{2009 \cdot 10^2 \cdot 886^2 \cdot 0,684^3}{0,09 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 2}} = 10500 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

Для установившегося процесса передачи тепла справедливо:

$$q = \alpha \cdot \Delta t_1 = \frac{1}{\sum \frac{\delta}{\lambda}} \cdot \Delta t_{CT} = \alpha_2 \cdot \Delta t_2,$$

где  $q$  – удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>;

$\Delta t_{CT}$  – перепад температур на стенке, град;

$\Delta t_2$  – разность между температурой стенки со стороны раствора и температурой кипения раствора, град..

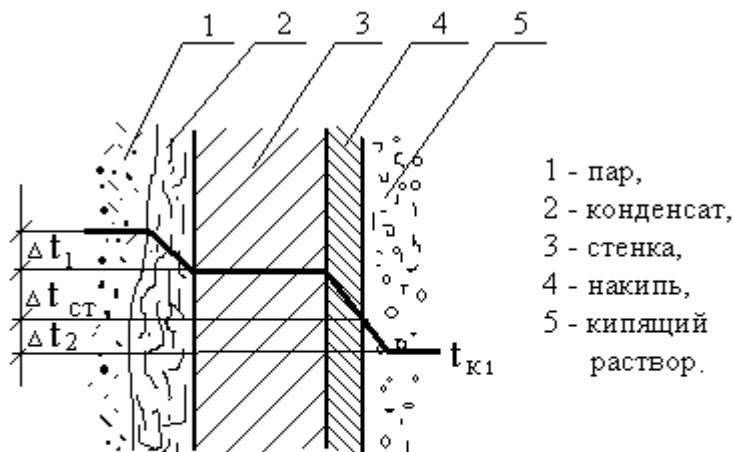


Рис. 1.

Распределение температур в процессе теплопередачи от пара через стенку к кипящему раствору.

$$\Delta t_{CT} = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 \cdot \sum \delta / \lambda = 10500 \cdot 2 \cdot 2,87 \cdot 10^{-4} = 6,03 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Тогда

$$\Delta t_2 = \Delta t_{П} - \Delta t_{CT} - \Delta t_1 = 13,13 - 6,03 - 2,0 = 5,1 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему раствору для режима пузырькового кипения в вертикальных пузырьковых трубках при условии естественной циркуляции раствора [7] равен:

$$\begin{aligned} \alpha_2 &= A \cdot q^{0,6} = 780 \frac{\lambda_1^{1,3} \cdot \rho_1^{0,5} \cdot \lambda_{П}^{0,06}}{\sigma_1^{0,5} \cdot r_B^{0,6} \cdot \rho_0^{0,66} \cdot C_1^{0,3} \cdot \mu_1^{0,3}} \cdot q^{0,6} \\ &= 780 \frac{0,61^{1,3} \cdot 1062^{0,5} \cdot 3,75^{0,06}}{0,058^{0,5} \cdot (2068 \cdot 10^{-3})^{0,6} \cdot 0,579^{0,66} \cdot 3771^{0,3} \cdot (0,1 \cdot 10^{-3})^{0,3}} \cdot q^{0,6} \\ &= 18,76 \cdot (\alpha_1 \cdot \Delta t_1)^{0,6} = 18,76 \cdot (10500 \cdot 2)^{0,6} = 7355 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К} \\ q_1 &= \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 10500 \cdot 2 = 21000 \text{ Вт/м}^2; \\ q_2 &= \alpha_2 \cdot \Delta t_2 = 7355 \cdot 5,1 = 37510 \text{ Вт/м}^2; \end{aligned}$$

Как видно  $q_1 \neq q_2$

Таблица 2

Физические свойства кипящих растворов и паров по корпусам

№	Наименование параметра	1-й корпус	2-й корпус	3-й корпус	Литература
1	Теплопроводность раствора, $\lambda$ , Вт/м · К	0,61	0,62	0,69	[6]
2	Плотность раствора, $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	1062	1104	1399	[3]
3	Теплоёмкость раствора, $C$ , Вт/кг · К	3771	3561	2765	[3]
4	Вязкость раствора, $\mu$ , Па · с	0,1 · 10 <sup>-3</sup>	0,29 · 10 <sup>-3</sup>	0,7 · 10 <sup>-3</sup>	[9]
5	Поверхностное натяжение, $\sigma$ , Н/м	0,058	0,066	0,099	[8,9]
6	Теплота парообразования, $g_B$ , Дж/кг	2068 · 10 <sup>-3</sup>	2148 · 10 <sup>-3</sup>	2372 · 10 <sup>-3</sup>	[1]
7	Плотность пара, $\rho_{П}$ , кг/м <sup>3</sup>	3,75	2,0	0,098	[1]
8	Плотность пара при 1 атм., $\rho_0$ , кг/м <sup>3</sup>	0,579	0,579	0,579	[1]

### 2-е приближение.

Примем -  $\Delta t_1 = 3,0$  °C, тогда

$$\alpha_1 = 10500 \cdot 4 \sqrt{\frac{2}{3}} = 9500 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

$$\Delta t_{CT} = 9500 \cdot 3 \cdot 0,287 \cdot 10^{-3} = 8,18 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\Delta t_2 = 13,13 - 3 - 8,18 = 1,95 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\alpha_2 = 18,76 \cdot (9500 \cdot 3)^{0,6} = 8834 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

$$q_1 = 9500 \cdot 3 = 28500 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_2 = 8834 \cdot 1,91 = 17220 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_1 \neq q_2.$$

### 3-е приближение.

Строим графическую зависимость удельной тепловой нагрузки от принятой разности температур  $\Delta t_1$ .

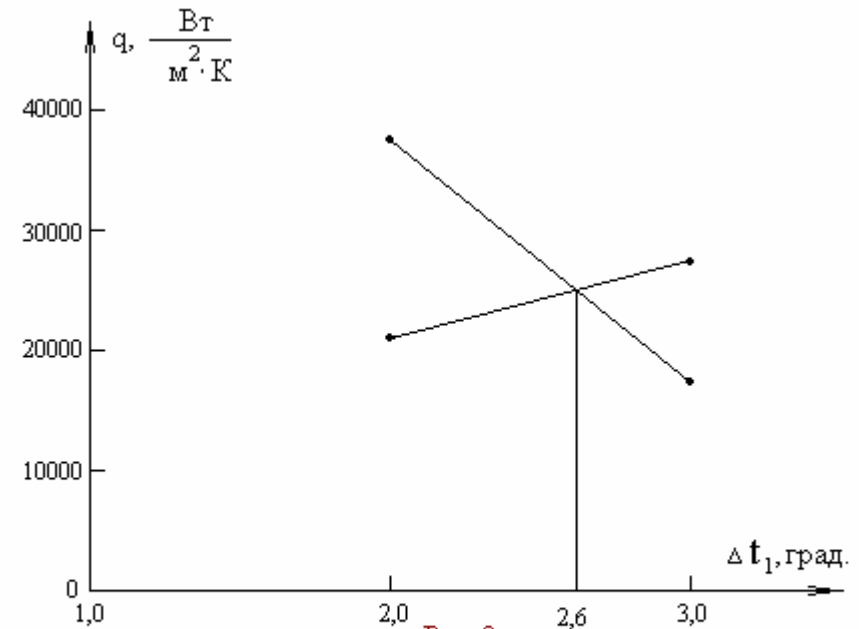


Рис. 2.

Зависимость тепловой нагрузки от разности температур  $\Delta t_1$ , для 1 корпуса

$$\alpha_1 = 10500 \cdot 4 \sqrt{\frac{2,0}{2,6}} = 9833 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

$$\Delta t_{CT} = 9833 \cdot 2,6 \cdot 0,278 \cdot 10^{-3} = 7,34 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\Delta t_2 = 13,13 - 2,6 - 7,34 = 3,19 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\alpha_2 = 18,76 \cdot (9833 \cdot 2,6)^{0,6} = 8276 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

$$q_1 = 9833 \cdot 2,6 = 25570 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_2 = 8276 \cdot 3,19 = 26400 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_1 \approx q_2.$$

Если расхождение тепловых нагрузок не превышает 3%, то на этом расчёт коэффициентов  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$  заканчивают.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{9833} + 0,287 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{8276}} = 1963 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

### Расчёт коэффициента теплопередачи во 2-м корпусе.

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot 4 \sqrt{\frac{2068 \cdot 10^2 \cdot 900^2 \cdot 0,68^3}{0,1 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 4,1}} = 8633 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

$$\Delta t_{CT} = 8633 \cdot 4,1 \cdot 0,287 \cdot 10^{-3} = 10,16 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$\Delta t_2 = 19,56 - 4,1 - 10,16 = 5,3 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$\alpha_2 = 780 \frac{0,62^{1,3} \cdot 1104^{0,5} \cdot 2,0^{0,06} \cdot (8633 \cdot 4,1)^{0,6}}{0,066^{0,5} \cdot (2148 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,579^{0,66} \cdot 3561^{0,3} \cdot (0,29 \cdot 10^{-3})^{0,3}}$$

$$= 12,77 \cdot (8633 \cdot 4,1)^{0,6} = 6848 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

$$q_1 = 8633 \cdot 4,1 = 35395 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_2 = 6848 \cdot 5,3 = 36294 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_1 \approx q_2.$$

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{8633} + 0,287 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{6848}} = 1822 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

### Расчёт коэффициента теплопередачи в 3-м корпусе

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot 4 \sqrt{\frac{2148 \cdot 10^2 \cdot 923^2 \cdot 0,67^3}{0,14 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 16,0}} = 5722 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

$$\Delta t_{CT} = 5722 \cdot 16,0 \cdot 0,287 \cdot 10^{-3} = 26,3 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$\Delta t_2 = 53,17 - 16,0 - 26,3 = 10,87 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$\alpha_2 = 780 \frac{0,69^{1,3} \cdot 1400^{0,5} \cdot 0,098^{0,06} \cdot (5722 \cdot 16,0)^{0,6}}{0,099^{0,5} \cdot (2372 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 0,579^{0,66} \cdot 2765^{0,3} \cdot (0,7 \cdot 10^{-3})^{0,3}}$$

$$= 8,77 \cdot (5722 \cdot 16,0)^{0,6} = 8317 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

$$q_1 = 5722 \cdot 16,0 = 91550 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_2 = 8317 \cdot 10,87 = 90410 \text{ Вт/м}^2;$$

$$q_1 \approx q_2.$$

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{5722} + 0,287 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{8317}} = 1719 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

Коэффициент теплоотдачи при кипении в плёночных выпарных аппаратах рекомендуется [10] определять по уравнению

$$\alpha_2 = C \cdot \frac{\lambda}{\sigma} \cdot (0,25 \text{ Re})^n \cdot \left(\frac{q \cdot \delta}{\lambda \cdot t_B}\right)^m,$$

где  $\lambda$  - теплопроводность кипящего раствора, Вт/мК;

$t_B$  - температура вторичного пара,  $^\circ\text{C}$ ;

$q$  - тепловая нагрузка, которая в расчёте принимается равной  $\alpha \Delta t_1$ , Вт/м<sup>2</sup>;

$\delta$  - толщина плёнки [м], рассчитываемая по уравнению:

$$\delta = \left(\frac{3}{4} \cdot \frac{v^2}{g}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \text{Re}^{\frac{1}{3}}.$$

$v$  - кинематическая вязкость раствора, м<sup>2</sup>/с;

$g$  - ускорение свободного падения м/с<sup>2</sup>.

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot \Gamma}{\mu},$$

где  $\mu$  - вязкость кипящего раствора, Па·с;

$\Gamma$  - линейная массовая плотность орошения, рассчитываемая по уравнению  $\Gamma = G_j / \Pi$ , кг/м·с;

$G_j$  - расход раствора, поступающего в  $j$ -ый корпус, кг/с;

$\Pi$  - смоченный периметр, м,  $\Pi = \pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot n = F_{\text{оп}} / H$ ;

Значения коэффициентов и показателей степеней:

при  $q < 20000 \text{ Вт/м}^2$ ,  $C = 163,5$ ,  $n = 0,264$ ,  $m = 0,685$ ;

$q > 20000 \text{ Вт/м}^2$ ,  $C = 2,6$ ,  $n = 0,203$ ,  $m = 0,322$ .

В аппаратах с вынесенной зоной кипения, а также в аппаратах с принудительной циркуляцией обеспечиваются высокие скорости движения растворов в трубках греющей камеры и, как следствие этого, устойчивый турбулентный режим течения. По-

этому для вычисления коэффициентов теплоотдачи со стороны жидкости используется эмпирическое уравнение [7]:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}.$$

Значения физических свойств, входящих в критерии подобия, находят при средней температуре потока, равной:

$$t_{cp} = t_k + \frac{\Delta t_{пер}}{2}.$$

### 2.1.8. Распределение полезной разности температур.

Распределение полезной разности температур по корпусам проводим из условия равенства поверхностей теплопередачи в аппаратах установки.

$$\Delta t_{пj} = \Delta t_{п} \cdot \frac{Q_j / K_j}{\sum_{j=1}^3 Q / K}.$$

где  $\Delta t_{пj}$ ,  $Q_j$ ,  $K_j$  полезная разность температур, тепловая нагрузка, коэффициент теплопередачи для  $j$ -го корпуса.

$$\Delta t_{п1} = 85,86 \cdot \frac{\frac{6407}{1963}}{\frac{6407}{1963} + \frac{6099}{1822} + \frac{6896}{1719}} = 85,86 \cdot \frac{3,26}{3,26 + 4,35 + 4,01}$$

$$= 85,86 \cdot \frac{3,26}{10,62} = 26,36 \text{ } ^\circ C;$$

$$\Delta t_{п2} = 85,86 \cdot \frac{3,35}{10,62} = 27,09 \text{ } ^\circ C;$$

$$\Delta t_{п3} = 85,86 \cdot \frac{4,01}{10,62} = 32,41 \text{ } ^\circ C.$$

Проверка суммарной полезной разности температур установки:

$$\sum \Delta t_{п} = \Delta t_{п1} + \Delta t_{п2} + \Delta t_{п3} = 26,36 + 27,09 + 32,41 = 85,86 \text{ } ^\circ C.$$

### 2.1.9. Поверхность теплопередачи выпарных аппаратов.

$$F_j = \frac{Q_j}{K_j \cdot \Delta t_{пj}}.$$

$$F_1 = \frac{6407 \cdot 10^3}{1963 \cdot 26,36} = 123,8 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = \frac{6099 \cdot 10^3}{1822 \cdot 27,09} = 123,6 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = \frac{6896 \cdot 10^3}{1719 \cdot 32,41} = 123,8 \text{ м}^2.$$

Найденные значения поверхности теплопередачи выпарных аппаратов отличаются незначительно от ориентировочно определённой ранее  $F_{ор}$ . Поэтому в последующих приближениях нет необходимости вносить коррективы на изменение конструктивных размеров аппаратов (высота, диаметр и число труб).

Таблица 3

Сравнение распределённых и рассчитанных значений полезных разностей температур.

Корпуса	1	2	3
Распределённые в 1-ом приближении $\Delta t_{п}$	26,36	27,09	32,41
Рассчитанные $\Delta t_{п}$	13,13	19,16	53,17

Как видно из табл. 3 рассчитанные полезные разности температур (из условия равного перепада давления в корпусах) и распределённые в 1-ом приближении (из условия равенства поверхности теплопередачи в корпусах) существенно различаются. Поэтому необходимо заново перераспределять температуры (давления) между корпусами установки. В основу этого перераспределения температур (давлений) кладут полезные разности температур,



найденные по результатам распределения общей полезной разности из условия равенства поверхностей теплопередачи.

## 2.2. Второе приближение.

В связи с тем, что существенное изменение давлений по сравнению с первым приближением происходит только в 1 и 2 корпусах, где суммарные температурные потери незначительны, во втором приближении принимаем значения  $\Delta^I$ ,  $\Delta^{II}$  и  $\Delta^{III}$  для каждого корпуса такими же, как и в первом приближении.

$$Q_1 = 1,03 \cdot [11,12 \cdot 3,9 \cdot (156,84 - 154,8) + 3,04 \cdot (2762 - 4,19 \cdot 156,84)] = 6515 \text{ кВт};$$

$$Q_2 = 1,03 \cdot [8,08 \cdot 3,85 \cdot (125,98 - 156,84) + 3,21 \cdot (2712 - 4,19 \cdot 125,98)] = 6231 \text{ кВт};$$

$$Q_3 = 1,03 \cdot [4,87 \cdot 3,58 \cdot (87,43 - 125,98) + 3,47 \cdot (2596 - 4,19 \cdot 87,43)] = 7186 \text{ кВт}.$$

Таблица 4

Параметры растворов и паров по корпусам

№	Параметры	1 корпус	2 корпус	3 корпус
1	Производительность по выпаренной воде, W, кг/с	3,04	3,21	3,47
2	Концентрация растворов X, %	6,8	11,3	40,0
3	Температура пара, греющего 1 корпус $t_{\Gamma}$ , °C	183,2	-	-
4	Полезная разность температур $\Delta t_{\Pi}$ , °C	23,36	27,09	32,41
5	Температура кипения раствора, $t_{\kappa} = t_{\Gamma} - \Delta t_{\Pi}$ , °C	156,84	125,98	87,43
6	Температура вторичного пара, $t_{\text{B}} = t_{\kappa} - (\Delta^I + \Delta^{II})$ , °C	154,07	120,84	54,60
7	Давление вторичного пара			

	$P_{\text{B}}$ , Па	$52,97 \cdot 10^4$	$20,04 \cdot 10^4$	$1,54 \cdot 10^4$
8	Температура греющего пара, $t_{\Gamma} = t_{\text{B}} - \Delta^{III}$ , °C	-	153,07	119,84

### 2.2.2. Расчёт коэффициентов теплопередачи.

Расчёты, выполненные методом, описанным выше, приводят к следующим результатам:

$$K_1 = 2022 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К};$$

$$K_2 = 1870 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К};$$

$$K_3 = 1673 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

### 2.2.3. Распределение полезной разности температур.

$$\Delta t_{\Pi 1} = 85,86 \cdot \frac{6515}{2022 + \frac{6231}{1870} + \frac{7186}{1673}} = 85,86 \cdot \frac{3,22}{3,22 + 3,34 + 4,16} = 85,86 \cdot \frac{3,22}{10,85} = 25,5 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\Pi 2} = 85,86 \cdot \frac{3,34}{10,85} = 26,43 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\Pi 3} = 85,86 \cdot \frac{4,16}{10,85} = 33,93 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Проверка суммарной полезной разности температур:

$$\Sigma \Delta t_{\Pi} = 25,50 + 26,43 + 33,93 = 85,86 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Таблица 5

Сравнение полезных разностей температур.

Корпуса	1	2	3
Распределённые $\Delta t_{\text{П}}$ во 2-ом приближении	25,50	26,43	33,93
Распределённые $\Delta t_{\text{П}}$ в 1-ом приближении	26,36	27,09	32,41

Различия в полезных разностях температур по корпусам из 1-ого и 2-го приближения не превышают 5%. В случае, если это различие более 5%, необходимо выполнить следующее, 3-ье приближение, в основу расчёта которого принять  $\Delta t_{\text{П}}$  по корпусам для 2-го приближения, и так далее до совпадения полезных разностей температур.

#### 2.2.4. Поверхность теплопередачи выпарных аппаратов

$$F_1 = \frac{6515 \cdot 10^3}{2022 \cdot 25,50} = 126,4 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = \frac{6231 \cdot 10^3}{1870 \cdot 26,43} = 126,1 \text{ м}^2;$$

$$F_3 = \frac{7186 \cdot 10^3}{1673 \cdot 33,93} = 126,6 \text{ м}^2.$$

По каталогу [4] выбираем выпарной аппарат со следующими характеристиками.

Номинальная поверхность теплообмена  $F_{\text{Н}} = 160 \text{ м}^2$ .

Действительная поверхность теплообмена  $F_{\text{Д}} = 154 \text{ м}^2$ .

Число труб  $n = 823$  шт.

Диаметр труб  $d = 38 \times 2$  мм.

Высота труб  $H = 4000$  мм.

Диаметр греющей камеры  $d_{\text{К}} = 1000$  мм.

Диаметр сепараторов  $d_{\text{С}} = 2000$  мм.

Общая высота аппарата  $H_{\text{А}} = 9800$  мм.

Масса аппарата  $M_{\text{А}} = 8800$  кг.

### 3. ПРОЧНОСТНЫЕ РАСЧЁТЫ ЭЛЕМЕНТОВ ВЫПАРНОГО АППАРАТА

#### 3.1. Расчёт толщины трубной решётки.

Толщина трубной решётки (плиты)  $h$  определяется по уравнению [11]:

$$h = 0,47 \cdot d_{\text{К}} \cdot \sqrt{\frac{P}{\varphi \cdot \sigma_{\text{Д}}}},$$

где  $d_{\text{Н}}$  - диаметр греющей камеры, м;

$P$  - расчётное давление в 1-ом корпусе, равное разности

$$P = P_{\text{Г1}} - P_{\text{В}}, \text{ м};$$

$\sigma_{\text{Д}}$  - допускаемое напряжение материала трубной решётки,  $\text{Мн/м}^2$ , [12];

$\varphi$  коэффициент ослабления трубной плиты отверстиями,

$$\varphi = \frac{d_{\text{К}} - \sum d}{d_{\text{К}}}.$$

$\sum d$  - сумма диаметров отверстий в трубной плите [м] на диаметре  $d_{\text{К}}$ ,

$$\sum d = (d_{\text{К}}/t - 1) \cdot d_{\text{Н}},$$

где  $t$  - шаг разбивки отверстий по ГОСТу [2];

$d_{\text{Н}}$  - наружный диаметр труб, м.

$$P = 1,0 - 0,738 = 0,262 \text{ Мн/м}^2.$$

$$\sum d = (1,0/0,048 - 1) \cdot 0,038 = 19 \cdot 0,038.$$

$$\varphi = \frac{1,0 - 19 \cdot 0,038}{1,0} = 0,28.$$

Следовательно:

$$h = 0,47 \cdot 1,0 \cdot \sqrt{\frac{0,262}{0,28 \cdot 134}} = 0,0394 \text{ м}.$$

Принимаем толщину трубной решётки 40 мм.

### **3.2. Расчёт толщины обечайки.**

Толщина обечайки определяется по уравнению [11]:

$$\delta = \frac{Pr \cdot d_{K1}}{2 \cdot \varphi_1 \cdot \sigma_D} + C,$$

где  $Pr_1$  – давление греющего пара 1-го корпуса, Мн/м<sup>2</sup>;

$\varphi_1$  – коэффициент прочности сварного шва, равный  $\varphi_1 = 0,85$ ;

$C$  – поправка на коррозию, принимаемая 2 ÷ 8 мм в зависимости от скорости коррозии материала обечайки, м.

$$\delta = \frac{1,0 \cdot 1,0}{2 \cdot 0,85 \cdot 134} + 0,005 = 0,0095 \text{ м.}$$

Принимаем толщину обечайки 10 мм.

## **4. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТОЛЩИНЫ ТЕПЛОВОЙ ИЗОЛЯЦИИ**

Толщина тепловой изоляции  $\delta_{И}$  находится из равенства удельный тепловых потоков через слой изоляции и в окружающую среду для 1-го корпуса:

$$\alpha_B \cdot (t_{CT2} - t_B) = \frac{\lambda_H}{\delta_H} \cdot (t_{CT1} - t_{CT2}),$$

где  $\alpha_B$  – коэффициент теплоотдачи от внешней поверхности изоляционного материала в окружающую среду, Вт/м<sup>2</sup>·К, [7].

$$\alpha_B = 9,3 + 0,058 \cdot t_{CT2},$$

где  $t_{CT2}$  – температура изоляции со стороны воздуха, принимаемая равной 35 ÷ 45 °С;

$t_{CT1}$  – температура изоляции со стороны аппарата. Ввиду незначительного термического сопротивления стенки аппарата по сравнению с термическим сопротивлением слоя изоляции  $t_{CT1}$  принимают равной температуре греющего пара  $t_{Г1}$ ;

$t_B$  – температура окружающей среды, °С;

$\lambda_{И}$  – коэффициент теплопроводности изоляционного материала, Вт/м·К.

Выбираем в качестве тепловой изоляции совелит [13], имеющий коэффициент теплопроводности  $\lambda_{И} = 0,09$  Вт/м·К.

$$\alpha_B = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,6 \text{ Вт/м}^2\text{·К.}$$

Толщина тепловой изоляции равна:

$$\delta_{И} = \frac{0,09 \cdot (183,2 - 40,0)}{11,6 \cdot (40,0 - 20,0)} = 0,055 \text{ м.}$$

Принимаем толщину тепловой изоляции 55 мм.

## **5. РАСЧЁТ БАРОМЕТРИЧЕСКОГО КОНДЕНСАТОРА**

Для создания вакуума в выпарных установках применяют обычно конденсаторы смешения с барометрической трубой. В качестве охлаждающего агента используют воду, которая подаётся в конденсатор чаще всего при температуре окружающей среды (около 20<sup>0</sup>С). Смесь охлаждающей воды и конденсата выливается из конденсатора по барометрической трубе. Для поддержания постоянства вакуума из конденсатора с помощью вакуум-насоса откачиваются неконденсирующиеся газы.

Необходимо рассчитать расход охлаждающей воды, основные размеры барометрического конденсатора (диаметр и высота) и барометрической трубы, производительность вакуум-насоса.

### **Определение расхода охлаждающей воды.**

Расход охлаждающей воды  $G_B$  определяется из теплового баланса конденсатора:

$$G_B = \frac{W_3 \cdot (J_{БК} - C_B \cdot t_K)}{C_B \cdot (t_K - t_H)},$$

где  $J_{БК}$  – энтальпия паров в барометрическом конденсаторе, Дж/кг;

$C_B$  – теплоёмкость воды, Дж/кг·К;

$t_H$  – начальная температура охлаждающей воды, °С;

$t_k$  - конечная температура смеси воды и конденсата, °С.

Движущая сила теплопередачи на выходе из конденсатора должна быть  $3 \div 5$  °С, поэтому конечную температуру на выходе из конденсатора принимают на  $3 \div 5$  градусов ниже, чем температура конденсации паров.

$$t_k = t_{БК} - 3 = 53,6 - 3,0 = 50,6 \text{ °С.}$$

$$G_B = \frac{3,47 \cdot (25969000 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 50,6)}{4,19 \cdot 10^3 \cdot (50,6 - 20)} = 64,63 \text{ кг/с.}$$

### **Расчёт диаметра барометрического конденсатора.**

$$d_{БК} = \sqrt{\frac{4 \cdot W_3}{\rho_{П} \cdot \pi \cdot V_{П}}},$$

где  $\rho_{П}$  - плотность паров в барометрическом конденсаторе, кг/м<sup>3</sup>;

$V_{П}$  - скорость паров в барометрическом конденсаторе, м/с.

При остаточном давлении в конденсаторе  $10^4 \div 2 \cdot 10^4$  Па скорость паров  $V_{П}$  принимают  $15 \div 25$  м/с.

$$d_H = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,47}{0,098 \cdot 3,14 \cdot 20}} = 1,5 \text{ м.}$$

По нормали НИИХИММАШа (см. приложение б) подбираем ближайший больший расчётного диаметра конденсатор и определяем его размеры.

Выбираем барометрический конденсатор с  $d_{БК} = 1600$  мм.

### **Расчёт высоты барометрической трубы.**

В соответствии с нормами [14] внутренний диаметр барометрической трубы равен  $d_{БТ} = 300$  мм.

Скорость воды в барометрической трубе  $V_B$  равна

$$V_B = \frac{4 \cdot (G_B + W_3)}{\rho_B \cdot \pi \cdot d_{БТ}^2} = \frac{4 \cdot (64,63 + 3,47)}{1000 \cdot 3,14 \cdot 0,3^2} = 0,966 \text{ м/с.}$$

Высота барометрической трубы определяется из уравнения:

$$H_{БТ} = \frac{B}{\rho_B \cdot g} + \left( \sum \zeta + \lambda \cdot \frac{H_{БТ}}{d_{БТ}} \right) \cdot \frac{V_B^2}{2 \cdot g} + 0,5,$$

где  $B$  - вакуум в барометрическом конденсаторе, Па;

$\sum \zeta$  - сумма коэффициентов местных сопротивлений;

$\lambda$  - коэффициент трения в трубе;

$H_{БТ}$ ,  $d_{БТ}$  - высота и диаметр барометрической трубы;

$\rho_B$  - плотность воды, кг/м<sup>3</sup>;

0,5 - запас высоты на изменение барометрического давления, м.

$$B = (1 - 0,15) \cdot 9,8 \cdot 10^4 = 8,31 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

$$\sum \zeta = \zeta_{ВХ} + \zeta_{ВЫХ} = 1,0 + 1,5 = 2,5.$$

Определим режим движения воды в барометрической трубе:

$$Re = \frac{V_B \cdot d_{БТ} \cdot \rho_B}{\mu_B} = \frac{0,966 \cdot 9,3 \cdot 1000}{0,54 \cdot 10^{-4}} = 536000.$$

$$\lambda = 0,013 \text{ (для гладких труб).}$$

$$H_{БТ} = \frac{8,31 \cdot 10^4}{9,8 \cdot 1000} + \left( 2,5 + 0,013 \cdot \frac{H_{БТ}}{0,3} \right) \cdot \frac{0,966^2}{2 \cdot 9,8} + 0,5.$$

Откуда  $H_{БТ} = 10,1$  м.

## **6. РАСЧЁТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ВАКУУМ-НАСОСА.**

Производительность вакуум-насоса  $L_B$  определяется количеством несконденсированного газа (воздуха), который необходимо удалять из барометрического конденсатора.

$$L_B = \frac{0,025 \cdot (W_3 + G_B)}{1000} + \frac{10 \cdot W_3}{1000},$$

где 0,025 - количество несконденсированных газов [кг/с], выделяющихся на 1000 кг воды;

10 - количество газов [кг/с], подсосываемых через неплотности в конденсатор на каждые 1000 кг паров.

## ОСНОВНЫЕ ПРАВИЛА ОФОРМЛЕНИЯ ЧЕРТЕЖЕЙ ПО ЕСКД

Форматы листов чертежей определяют размеры внешней рамки, выполняемой тонкой линией (рис. 2).

$$L_B = \frac{0,025 \cdot (3,47 + 64,53)}{1000} + \frac{10 \cdot 3,47}{1000} = 36,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с.}$$

Объёмная производительность вакуум-насоса равна:

$$V_B = \frac{R \cdot (273 + t_B) \cdot L_B}{M_B \cdot P_B},$$

где  $R$  – газовая постоянная, Дж/кмоль·К;

$M_B$  – молекулярная масса воздуха, кг/кмоль;

$t_B$  – температура воздуха, °С;

$P_B$  – парциальное давление сухого воздуха в барометрическом конденсаторе, Па.

Температура воздуха рассчитывается по уравнению:

$$t_B = t_H + 4 + 0,1 \cdot (t_K - t_H) = 20 + 4 + 0,1 \cdot (50,6 - 20) = 27 \text{ °С.}$$

Давление воздуха равно

$$P_B = P_{BK} - P_n,$$

где  $P_n$  – давление сухого насыщенного пара при  $t_B = 27 \text{ °С}$ , Па.

$$P_B = 0,15 \cdot 9,8 \cdot 10^4 - 0,039 \cdot 9,8 \cdot 10^4 = 1,09 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

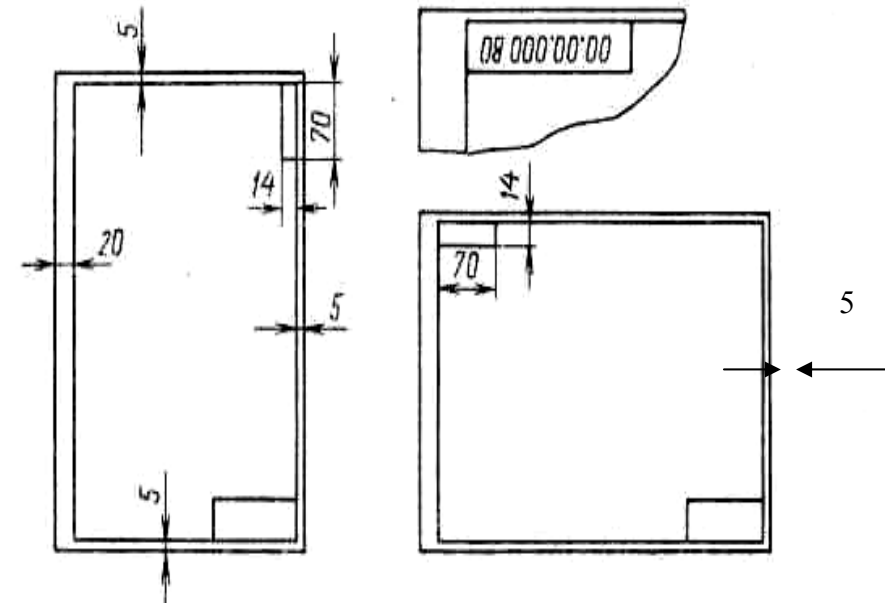
Тогда

$$V_B = \frac{8310 \cdot (273 + 27) \cdot 36,4 \cdot 10^3}{29 \cdot 1,09 \cdot 10^4} = 0,288 \text{ м}^2/\text{с} \quad (17,3 \text{ м}^3/\text{мин}).$$

По ГОСТу [15] (см. приложение 7) подбираем по объёмной производительности  $V_B$  и остаточному давлению  $P_{BK}$  вакуум-насос типа ВВН – 25 с мощностью на валу вакуум-насоса  $N = 48$  кВт.

В дальнейшем по рекомендуемой литературе [16] подлежит расчёту и подбору по нормальям, каталогам и ГОСТам:

1. Объём и размеры емкостей для исходного и упаренного растворов.
2. Потребный напор и поверхность теплообменника-подогревателя.
3. Диаметры трубопроводов и штуцеров.
4. Конденсатоотводчики.

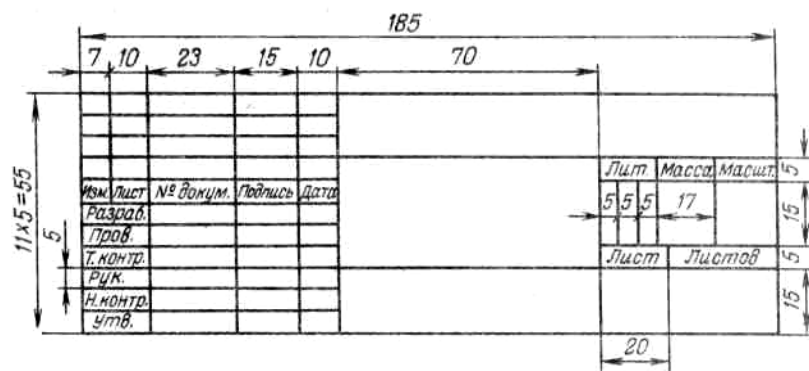


ГОСТ 2.301 – 68 (СТСЭВ 1181 – 78) установил следующие основные форматы листов чертежей и их обозначений.

Обозначение формата А0, А1, А2, А3, А4.

Размеры сторон формата в мм. 841x1189, 594x841, 420x594, 297x420, 210x297.

ГОСТ 2.104 – 64 (СТСЭВ 140 – 74, СТСЭВ 365 – 76) устанавливает следующие размеры основной надписи для чертежей и схем (рис. 3).



Министерство образования и науки Российской Федерации  
 Федеральное агентство по образованию  
 Государственное образовательное учреждение высшего  
 профессионального образования  
 Восточно-Сибирский государственный технологический университет  
 Институт пищевой инженерии и биотехнологии  
 Кафедра «Процессы и аппараты пищевых производств»

Допущен к защите

«    »      200   г.

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

**Тема: «Ректификационная установка непрерывного действия для  
 разделения 5000 кг/ч смеси бензол-толуол»**

**по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии»**

( Д 240. 01. 1.00.000.0000 ПЗ )

Исполнитель:  
 студент (ка)  
 гр. 220-1  
 Руководитель проекта

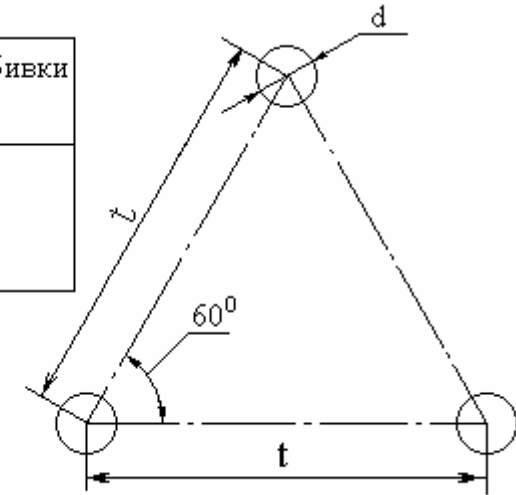
Николаев А.Н.  
 Норбоева Л.К.

### Приложение 3

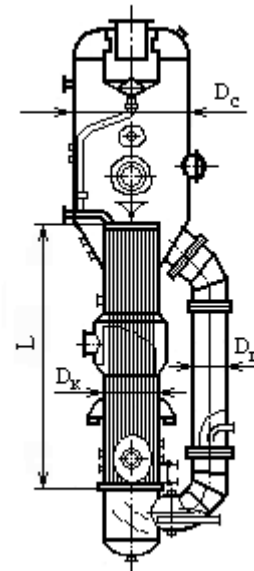
#### Типы выпарных аппаратов.

Типы аппарата	Исполнения	Наименования
I	1	Аппараты выпарные с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой и кипением раствора в трубках. Аппараты выпарные с естественной циркуляцией, греющей камерой и солеотделением.
	2	
II	1	Аппараты выпарные с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и кипением раствора в трубках. Аппараты выпарные с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и зоной кипения.
	2	
III	1	Аппараты выпарные с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и солеотделением. Аппараты выпарные с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения.
	2	
IV	-	Аппараты выпарные с принудительной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и вынесенной зоной кипения.
V	1	Аппараты выпарные плёночные с восходящей плёнкой и соосной греющей камерой. Аппараты выпарные плёночные с восходящей плёнкой и вынесенной греющей камерой.
	2	
VI	1	Аппараты выпарные со стекающей плёнкой и соосной греющей камерой. Аппараты выпарные со стекающей плёнкой и вынесенной греющей камерой.
	2	

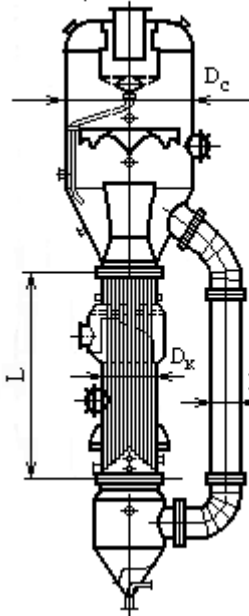
диаметр трубки $t$ , мм	шаг разбивки $d$ , мм
25	32
38	48
57	70



Тип I, исполнение 1

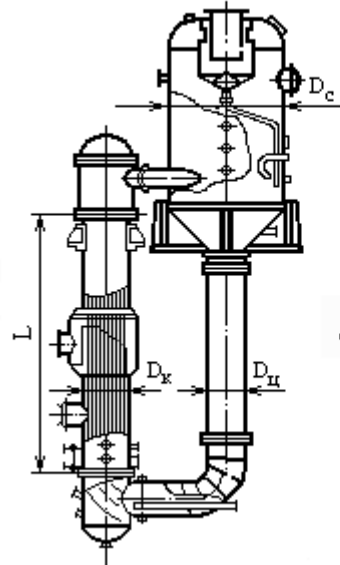


Тип I, исполнение 2

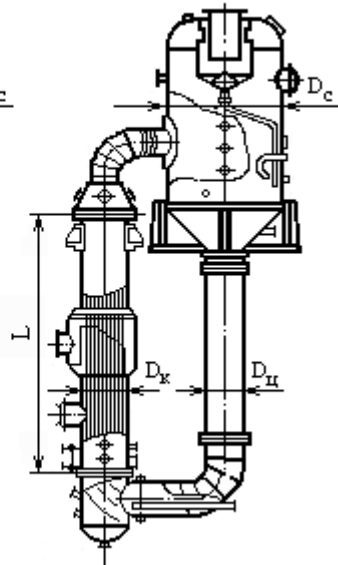


Шаг и размещение трубок греющих камер должны соответствовать размерам, указанным ниже.

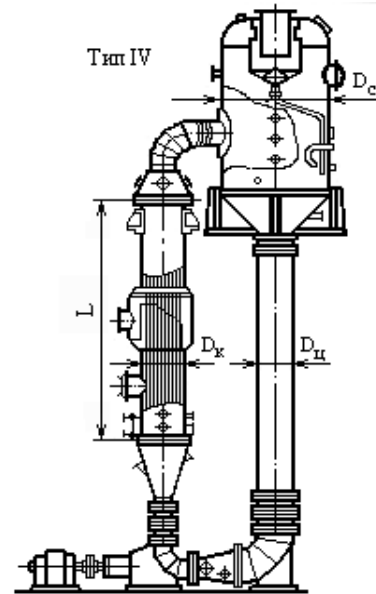
Тип II, исполнение 1



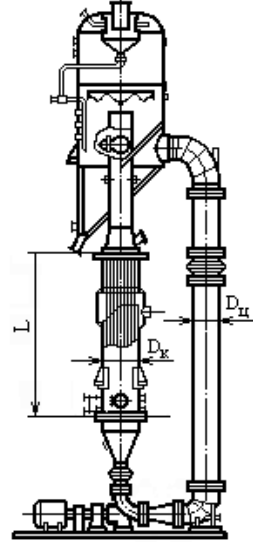
Тип II, исполнение 2



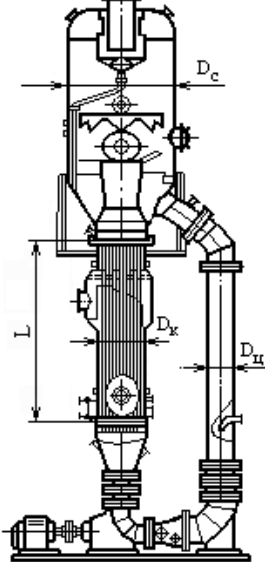
Тип IV



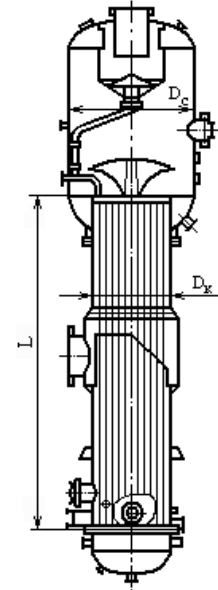
Тип III, исполнение 1



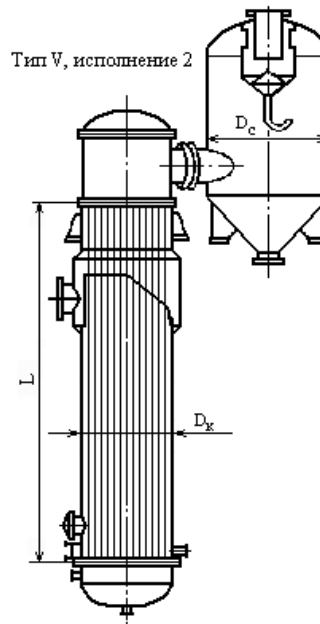
Тип III, исполнение 2



Тип V, исполнение 1

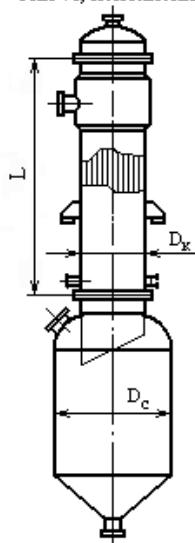


Тип V, исполнение 2

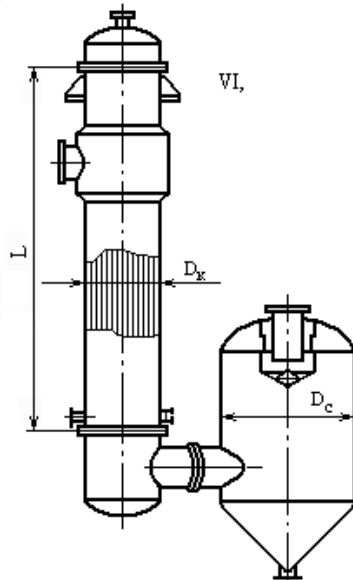




Тип VI, исполнение 1



Тип VI, исполнение 2



Основные параметры и размеры аппаратов.

Типы аппаратов	Исполнение	Номинальная поверхность теплообмена $F_H$ м <sup>2</sup>	Расчётное давление, кг/м <sup>2</sup> (МПа)		Основные размеры греющих труб, мм		
			В греющей камере	В сепараторе	Диаметр	Длина	
I	1	10-1400			25	3000 4000	
					38	4000 5000	
I	2	25-2800			25	4000 5000	
					38	4000 5000 7000	
II	1;2	25-1250	10мм.рт.ст.ост. (0.001)	10мм.рт.ст.ост. (0.001)	25	3000 4000	
						38	4000 5000 7000
III	1	25-1250	6.0 (0.6)	6.0 (0.6)	25	4000 5000	
						38	5000 6000 7000
III	2	25-3150	10.0 (1.0)	10.0 (1.0)	25	4000 5000	
						38	5000 6000 7000
IV	—	25-1250	10мм.рт.ст.ост. (0.001)	10мм.рт.ст.ост. (0.001)	25	4000 5000	
						38	5000 6000 7000
V	1;2	63-2500	1.0 (0.1)	1.0 (0.1)	38	5000 7000	
						57	7000 9000
VI	1;2	63-1600	3.0 (0.3)	3.0 (0.3)	38	4000 5000	
						57	6000 7000

Соотношение площадей сечения циркуляционных труб и труб греющей камеры должны быть:

а) для аппаратов с кипением раствора в трубках греющей камеры - от 0,3 до 0,6;

б) для аппаратов с вынесенной зоной кипения и аппаратов с принудительной циркуляцией – от 0,9 до 1,5.

Номинальные поверхности теплообмена  $F_H$  должны выбираться из ряда: 10, 16, 25, 40, 50, 63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800, 2000, 2240, 2500, 2900, 3150 м<sup>2</sup>.

Диаметры обечаек греющих камер  $D_H$  должны выбираться из ряда: 325, 400, 600, 800, 1000, 1200, 1400, 1600, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800, 3000, 3200 мм.

Диаметры сепараторов  $D_C$  должны выбираться из ряда: 600, 800, 1000, 1200, 1400, 1800, 2000, 2200, 2400, 2800, 3000, 3200, 3400, 3600, 3800, 4000, 4500, 5000, 6000, 6400, 7000, 8000 мм.

Диаметры циркуляционных труб  $D_C$  должны выбираться из ряда: 159, 219, 273, 325, 400, 500, 600, 700, 800, 1000, 1200, 1400, 1600 мм.

## Приложение 4

### Физические свойства некоторых водных растворов.

Поверхностное натяжение  $\sigma$ , плотность  $\rho$ , и вязкость  $\mu$  некоторых водных растворов при различной концентрации и температуре раствора.

Растворённое вещество	Температура для $\sigma$	$\sigma$ , Н/м при $t = \text{var}$				Концентрация, %	$\mu$ , спз			
		$\rho$ , кг/м <sup>3</sup> при $t = \text{const} = 20^\circ\text{C}$					Температура, $^\circ\text{C}$			
		Концентрация, %					20	30	40	50
		5	10	20	50					
NaOH	20	$74,6 \cdot 10^{-3}$	$77,3 \cdot 10^{-3}$	$85,8 \cdot 10^{-3}$	–	5	1,3	1,05	0,85	–
		1054	1109	1219	1525	15	2,78	2,10	1,65	–
						25	7,42	5,25	3,86	–
NaCl	18	$74,0 \cdot 10^{-3}$	$75,5 \cdot 10^{-3}$	–	–	5	1,07	0,87	0,71	0,51
		1034	1071	1148	–	15	1,34	1,07	0,89	0,64
						25	1,86	–	–	–
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	18	$73,8 \cdot 10^{-3}$	$75,2 \cdot 10^{-3}$	–	–	10	1,29	–	–	–
		1044	1092	1192	–					
NaNO <sub>3</sub>	30	$72,1 \cdot 10^{-3}$	$72,8 \cdot 10^{-3}$	$74,4 \cdot 10^{-3}$	$79,8 \cdot 10^{-3}$	10	1,3	1,05	0,85	–
		1032,3	1067	1143	–	20	2,78	2,10	1,65	–
						30	7,42	5,25	3,86	–
KCl	18	$73,5 \cdot 10^{-3}$	$74,8 \cdot 10^{-3}$	$77,3 \cdot 10^{-3}$	–	5	0,99	0,8	0,66	0,48
		1030	1063	1133	–	15	1,0	0,83	0,69	0,52
						20	1,02	0,45	0,72	0,54
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10	$95,8 \cdot 10^{-3}$	$77,0 \cdot 10^{-3}$	$79,2 \cdot 10^{-3}$	$106,4 \cdot 10^{-3}$	–	–	–	–	–
		1044	1090	1190	1540					
HN <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	100	$59,2 \cdot 10^{-3}$	$60,1 \cdot 10^{-3}$	$61,6 \cdot 10^{-3}$	$67,5 \cdot 10^{-3}$	10	0,96	0,79	0,66	0,5
		1019	1040	1038	1226	30	1,0	0,84	0,73	0,57
						50	1,33	1,14	0,99	0,77
MgCl <sub>2</sub>	18	$73,8 \cdot 10^{-3}$	–	–	–	10	1,5	–	–	–
		1040	1082	1171	–	20	2,7	–	–	–
						35	10,1	–	–	–
CaCl <sub>2</sub>	18	$73,7 \cdot 10^{-3}$	–	–	–	10	1,27	–	–	–
		1040	1084	1178	–	20	1,89	–	–	–
						35	5,1	–	–	–
NH <sub>4</sub> Cl	18	$73,3 \cdot 10^{-3}$	$74,5 \cdot 10^{-3}$	–	–	–	–	–	–	–
		1014	1029	1057	–					
KOH	18	–	–	–	–	–	–	–	–	–
		1045	1092	1188	–					

Приложение 5  
Температурные депрессии водных растворов при атмосферном давлении

Растворённое вещество	Концентрация раствора, % масс.											
	10	20	30	35	40	45	50	55	60	70	80	
CaCl <sub>2</sub>	1,5	4,5	10,5	14,3	19,0	24,3	30,0	36,5	43,0	60,0	-	
Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	1,1	2,5	4,3	5,4	6,7	8,3	10,0	13,2	17,2	31,2	49,2	
CuSO <sub>4</sub>	0,3	0,6	1,4	2,1	3,1	4,2	-	-	-	-	-	
FeSO <sub>4</sub>	0,3	0,7	1,3	1,6	-	-	-	-	-	-	-	
KCl	1,3	3,3	6,1	8,0	-	-	-	-	-	-	-	
KNO <sub>3</sub>	0,9	2,0	3,2	3,8	4,3	5,2	6,1	7,2	8,5	11,6	-	
KOH	2,2	6,0	12,2	17,0	23,6	33,0	45,0	60,4	79,9	126,3	190,3	
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,8	2,2	4,4	6,0	8,0	10,9	14,6	19,0	24,0	-	-	
MgCl <sub>2</sub>	2,0	6,6	13,4	22,0	-	-	-	-	-	-	-	
MgSO <sub>4</sub>	0,7	1,7	3,4	4,8	7,0	-	-	-	-	-	-	
NH <sub>4</sub> Cl	2,0	4,3	7,6	9,6	11,6	14,0	-	-	-	-	-	
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	1,1	2,5	4,0	5,1	6,3	7,3	9,3	11,0	13,2	19,0	28,0	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,7	1,6	2,9	3,7	4,7	5,9	7,7	-	-	-	-	
NaCl	1,9	4,9	9,6	-	-	-	-	-	-	-	-	
NaNO <sub>3</sub>	1,2	2,6	4,5	5,6	6,8	8,4	10,0	12,0	-	-	-	
NaOH	2,8	8,2	17,0	22,0	28,0	35,0	42,2	50,6	59,6	79,6	106,6	
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1,1	2,2	4,2	5,3	-	-	-	-	-	-	-	

Приложение 6  
Основные параметры барометрических конденсаторов.

Размеры	Внутренний диаметр конденсатора D <sub>к</sub> , мм							
	500	600	800	1000	1200	1600	2000	
Толщина стенки аппарата	5	5	5	6	6	8	10	

Расстояние от верхней полки до крышки аппарата	1300	1300	1300	1300	1300	1300	1300	
Расстояние от нижней полки до днища аппарата	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	
Ширина полки	-	-	500	650	750	1000	1250	
Расстояние между осями конденсатора и ловушкой: К <sub>1</sub> К <sub>2</sub>	675 -	725 -	950 835	1100 935	1200 1095	1450 1355	1650 1660	
Высота установки Н	4300 1300	4550 1400	5080 2350	5680 2600	6220 2975	7530 3200	8500 3450	
Ширина >> Т								
Диаметр ловушки	400	400	500	500	600	800	800	
Высота >>	1440	1440	1700	1900	2100	2300	2300	
Диаметр >>	-	-	400	500	500	600	800	
Высота >>	-	-	1350	1350	1400	1450	1550	
Расстояние между полками: а <sub>1</sub> а <sub>2</sub> а <sub>3</sub> а <sub>4</sub> а <sub>5</sub>	220 260 320 360 380	260 300 360 400 430	200 260 320 380 440	250 320 400 475 550	300 400 480 575 660	400 500 640 750 880	500 660 800 990 1070	
Условные проходы штуцеров: для входа пара А для входа воды Б для выхода паро-	300 100 80	350 125 100	350 200 125	400 200 150	450 250 200	600 300 200	600 400 250	

газовой смеси В	125	150	200	200	250	300	400
для барометрической трубы Г	-	-	25	25	25	25	25
воздушник С	80	100	180	150	260	200	250
для входа парогазовой смеси И	50	70	80	100	150	200	250
для выхода парогазовой смеси Ж*	50	50	70	70	80	80	100
для барометрической трубы Е*							

\* на ловушках

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л., "Химия", 1976, 552с.
2. ГОСТ 11987-73. Аппараты выпарные трубчатые.
3. Справочник химика, т. III, 1962., т У, М-Л., "Химия", 1966, 974с.
4. Каталог УКРНИИХИММАШа. Выпарные аппараты вертикальные трубчатые общего назначения. М., ЦИНТИХИМ-НЕФТЕМАШ, М., 1972.
5. Воробьёва Г.Я. Коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах химических производств. Изд. 2-ое, М., "Химия", 1975, 816с.
6. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-ое, М., "Химия", 1973, 750с.
7. Викторов М.М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчёты. Л., "Химия", 1977, 360с.
8. Чернышов А.К., Поплавский К.Л., Заичко Н.Д. Сборник номограмм для химико-технологических расчётов. Л., "Химия", 1974, 200с.
9. Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методы расчёта и исследования плёночных процессов. Киев, "Техника", 1975, 312с.
10. Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчёты химической аппаратуры. Л., "Машиностроение", 1970, 752с.
11. Альперт Л.В. Основы проектирования химических установок. М. "Высшая школа", 1976, 272с.
12. Теплотехнический справочник. Т 2, М., "Энергия", 1972, 896с.
13. ОСТ 26716-73. Барометрические конденсаторы.
14. ГОСТ 1867-57 Вакуум-насосы низкого давления.
15. Лекае В.М., Ёлкин Л.Н. Методические указания по курсовому проектированию процессов и аппаратов химической технологии. М., МХТИ, 1977, 84с.

## Приложение 7

### Вакуум-насосы типа ВВН

Обозначение	Остаточное давление, мм.рт.ст.	Производительность, м <sup>3</sup> /мин	Мощность на валу, кВт
ВВН-0,75	110	0,75	1,3
ВВН-1,5	110	1,5	2,1
ВВН-3	75	3,0	6,5
ВВН-6	38	6,0	12,5
ВВН-12	23	12,0	20,0
ВВН-25	15	25,0	48,0
ВВН-50	15	50,0	94,0

Процессы и аппараты пищевых производств

Методическое пособие  
по расчету 3-х корпусной выпарной установки  
по курсу «Процессы и аппараты пищевых производств»,  
«Процессы и аппараты химических технологий»

Составители: Хантургаев А.Г., Ямпиров С.С., Хантургаева Г.И.,  
Блекус В.Г., Полякова Л.Е., Норбоева Л.К.,  
Хараев Г.И., Цыбенков Ж.Б.

Ключевые слова: выпаривание, теплообмен, гидродинамика, гидростатика.

Подписано в печать 18.04.2006 г. Формат 60x84/16  
Усл.п.л. уч.-изд.л. Печать офсетная, бумага писч.  
Тираж экз. Заказ №

Издательство ВСГТУ. г. Улан-Удэ, ул. Ключевская, 40 в,  
© ВСГТУ, 2006