



**Уральский  
федеральный  
университет**

имени первого Президента  
России Б.Н. Ельцина

**Химико-  
технологический  
институт**

**Ю. И. НЕЙН  
Н. П. БЕЛЬСКАЯ**

# **ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ В ПРОЕКТИРОВАНИИ ХИМИЧЕСКИХ УСТАНОВОК**

**Учебное пособие**

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ  
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
УРАЛЬСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ  
ИМЕНИ ПЕРВОГО ПРЕЗИДЕНТА РОССИИ Б. Н. ЕЛЬЦИНА

Ю. И. Нейн, Н. П. Бельская

# ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ В ПРОЕКТИРОВАНИИ ХИМИЧЕСКИХ УСТАНОВОК

Учебное пособие

Рекомендовано методическим советом  
Уральского федерального университета в качестве учебного пособия  
для студентов вуза, обучающихся по направлению подготовки  
18.03.01, 18.04.01 «Химическая технология»

Екатеринбург  
Издательство Уральского университета  
2021

УДК 66.02(075.8)  
ББК 35.11я73-1  
Н46

Под общей редакцией  
М. Ф. Костериной

Рецензенты:  
кафедра пожаротушения и аварийно-спасательных работ  
Уральского института Государственной противопожарной службы  
МЧС России (начальник кафедры полковник внутренней службы С. А. Бараковских);  
С. Г. Кедина, кандидат химических наук,  
руководитель исследовательской органической лаборатории  
(ООО «Полипласт — УралСиб»)

**Нейн, Ю. И.**

Н46      Технологические расчеты в проектировании химических установок : учебное пособие / Ю. И. Нейн, Н. П. Бельская ; под общ. ред. М. Ф. Костериной ; Министерство науки и высшего образования Российской Федерации, Уральский федеральный университет. — Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2021. — 166 с. : ил. — Библиогр.: с. 163–164. — 30 экз. — ISBN 978-5-7996-3240-3. — Текст : непосредственный.

ISBN 978-5-7996-3240-3

В учебном пособии даны теоретические основы и методики расчетов материальных и тепловых балансов, приведены технологические расчеты оборудования химических производств. Подробно рассмотрены примеры технoхимических расчетов оборудования предприятий органического синтеза и заводов пластмасс.

Для бакалавров и магистрантов химических факультетов университетов.

УДК 66.02(075.8)  
ББК 35.11я73-1

# ОГЛАВЛЕНИЕ

<b>Предисловие</b> .....	<b>6</b>
<b>Введение</b> .....	<b>7</b>
<b>1. Материальные расчеты</b> .....	<b>9</b>
1.1. Методика расчета материального баланса.....	9
1.2. Примеры материальных расчетов.....	14
1.2.1. Расчет материального баланса производства 4-амино-6-хлорпиримидина периодическим методом.....	14
1.2.2. Расчет материального баланса производства 4-хлорфениламино-2-(тиазол)акрилонитрила (тиазола) периодическим способом.....	22
1.2.3. Расчет материального баланса производства фталевого ангидрида непрерывным методом.....	42
1.2.4. Расчет материального баланса производства резинотехнических изделий.....	49
<b>2. Технологические расчеты емкостного оборудования</b> .....	<b>54</b>
2.1. Расчет аппаратов периодического действия.....	54
2.2. Расчет мерников.....	57
2.3. Расчет объема хранилищ жидких веществ.....	57
2.4. Расчет объема сборников.....	58
2.5. Примеры расчетов емкостного оборудования.....	58
2.6. Особенности расчетов реакторов непрерывного действия.....	61
2.6.1. Специфические особенности реакторов непрерывного действия. Движущая сила процессов в проточных реакторах.....	61
2.6.2. Технологический расчет проточных реакторов.....	66
2.7. Примеры расчетов реактора непрерывного действия.....	71
2.8. Удельная производительность и выбор реактора.....	72
2.9. Методы увеличения КПД реакторов полного смешения.....	75
2.10. Пример технологического расчета проточных реакторов.....	78

### 3. Технологические расчеты процессов производства

<b>резинотехнических изделий</b> .....	<b>85</b>
3.1. Приготовление резиновых смесей.....	85
3.1.1. Расчет производительности валцов.....	85
3.1.2. Периодическое смешение в закрытых роторных смесителях.....	88
3.2. Непрерывное формование резиновых смесей.....	90
3.2.1. Расчет производительности каландра.....	91
3.2.2. Расчет производительности экструдеров (шприц-машин).....	92
3.3. Вулканизация резиновых изделий.....	94
3.3.1. Расчет производительности вулканизационного котла.....	95
3.3.2. Расчет производительности вулканизационного пресса.....	96
3.3.3. Расчет производительности барабанного вулканизатора.....	97
3.3.4. Расчет производительности карусельного вулканизатора.....	98
3.3.5. Расчет производительности форматора-вулканизатора.....	98
3.4. Периодическое формование резиновых смесей.....	99
3.4.1. Расчет производительности вулканизационного пресса.....	99
3.4.2. Расчет производительности литьевых машин.....	100

### 4. Тепловые расчеты.....102

4.1. Тепловые расчеты емкостной аппаратуры.....	102
4.1.1. Общее уравнение теплового баланса реактора.....	102
4.1.2. Расчет начального и конечного теплосодержания реакционной массы $Q_1$ и $Q_4$ .....	103
4.1.3. Расчет теплового эффекта процесса $Q_3$ .....	104
4.1.4. Расчет теплоты $Q_5$ , расходуемой на нагрев (охлаждение) аппарата.....	113
4.1.5. Расчет теплоты (холода) $Q_6$ , теряемой аппаратом в окружающую среду, и необходимой толщины теплоизоляции.....	115
4.1.6. Расчет теплоты $Q_2$ и определение необходимой поверхности теплообмена $F_{\text{расч}}$ .....	119
4.1.7. Особенности теплового расчета реактора периодического действия.....	121
4.1.8. Расчет величины $\Delta t_{\text{ср}}$ , расхода теплоносителя или охлаждающего агента.....	123
4.1.9. Примеры расчетов тепловых балансов.....	125
4.1.9.1. Расчет теплового баланса получения фенолформальдегидных смол.....	125
4.1.9.2. Тепловой расчет аппарата для реакции алкилирования.....	131
4.1.9.3. Пример расчета теплового баланса пиролиза нефти.....	138

4.1.9.4. Пример расчета теплового баланса реактора газофазной гидратации ацетилена.....	140
4.1.9.5. Пример расчета теплового баланса реактора получения формальдегида.....	141
4.2. Тепловые расчеты процессов производства резинотехнических изделий.....	142
4.2.1. Тепловой расчет процесса вальцевания.....	142
4.2.2. Тепловой расчет периодического резиносмесителя.....	149
4.2.3. Тепловой расчет процесса каландрования.....	152
4.2.4. Тепловой расчет процесса шприцевания.....	155
4.2.5. Тепловой расчет процесса вулканизации.....	158
<b>Библиографический список.....</b>	<b>163</b>

# ПРЕДИСЛОВИЕ

Учебное пособие «Технологические расчеты в проектировании химических установок» предназначено для самостоятельной работы студентов при выполнении домашних заданий, при подготовке к практическим занятиям, контрольным работам и сдаче экзамена по дисциплинам бакалавриата «Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза», «Основы проектирования и оборудование химико-фармацевтических производств» и магистратуры «Методы переработки полимерных материалов». Также данное пособие незаменимо при написании пояснительных записок к курсовым и дипломным проектам, так как технологические расчеты при проектировании химических установок составляют основную часть этих работ. На этом этапе пособие может использоваться в комплексе с учебным пособием по оформлению дипломных и курсовых проектов бакалавров, подготовленным ранее кафедрой технологии органического синтеза (Нейн Ю. И., Бельская Н. П. Основы проектирования химических установок: Содержание и оформление курсового проекта и выпускной квалификационной работы бакалавра : учеб. пособие. Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2019).

Пособие включает четыре главы. Первая глава посвящена расчетам материальных балансов химических производств основного органического синтеза и переработки пластических масс. Во второй и третьей главах подробно рассмотрены расчеты оборудования, в последней, четвертой, главе представлен разбор тепловых балансов химических производств. В каждой главе пособия содержатся теоретические основы расчетов и приведено большое количество примеров, помогающих разобраться в особенностях технoхимических расчетов.

Рассмотренные в пособии основные вопросы проектирования химических установок помогут студентам выполнить курсовой и дипломный проекты с учетом реальных условий производства.

# ВВЕДЕНИЕ

В процессе создания новых производств, включающем стадии исследования, проектирования, строительства, монтажа и пуска нового промышленного объекта, одним из важнейших моментов является разработка технического проекта.

В настоящее время существуют следующие основные виды (направления) проектирования химических производств:

- проектирование производств с новой технологией;
- проектирование расширения действующего производства (ввода дополнительных мощностей);
- проектирование реконструкции действующего производства.

При проектировании промышленного объекта необходимо соблюдать следующие принципы:

- использовать наиболее прогрессивную технологию и новейшую конкурентоспособную технику;
- предусматривать механизацию, автоматизацию и, при необходимости, роботизацию производства;
- позитивно решать вопросы охраны окружающей среды (экологической безопасности производства).

В настоящее время наиболее совершенной формой проектирования считается проектирование промышленных предприятий с безотходной технологией и водооборотом.

При выполнении студентами курсового и дипломного проектов по специальности необходимо знание основ технологического проектирования, с которыми студенты знакомятся на дисциплинах, посвященных основам проектирования и оборудования заводов основного органического синтеза и по переработке пластмасс.

Важным этапом проектирования химического производства является выполнение теххимических расчетов — материальных, технологических и тепловых. Помочь студентам овладеть навыками правильного выполнения указанных расчетов — главная цель данного учебного пособия.



В установку (агрегат или участок проектируемого производства) кроме основного аппарата (машины) входит ряд аппаратов (машин), непосредственно связанных с разрабатываемым. Выбрав конструкцию таких аппаратов (машин), необходимо рассчитать их количество в соответствии с заданной мощностью, принятым режимом работы, нормами производительности и временем на ремонт. Таким образом, технологический расчет проводится по проектируемому аппарату (машине) и участку производства, в состав которого он (она) входит.

Как известно, переработка материалов в химических аппаратах обычно связана с затратой теплоты или ее отводом. В том и другом случаях нужно произвести тепловой расчет с целью определения требуемой поверхности теплообмена аппарата (машины).

Определение размеров деталей (их толщины) аппаратов (машин), которые должны обеспечить их прочность и необходимую долговечность, осуществляется с помощью механического расчета.

# 1. МАТЕРИАЛЬНЫЕ РАСЧЕТЫ

Материальный расчет производства — это расчет количества загружаемых веществ и получаемых продуктов с выводом расходных коэффициентов по сырью и материалам и с определением состава и количества отходов. Результаты материальных расчетов служат, таким образом, основой технологических, тепловых и экономических расчетов проекта. Основным инструментом выполнения материальных расчетов является материальный баланс производства.

## 1.1. Методика расчета материального баланса

Для периодического процесса материальный баланс составляется на единицу массы целевого продукта, чаще всего на 1000 кг (1 т). При непрерывном процессе расчет ведут на часовой выпуск продукта —  $G_{\text{час}}$  (кг/ч, т/ч). При производстве штучных изделий, например, при проектировании предприятий, выпускающих резинотехнические изделия, допускается расчет материального баланса на выпуск заданного количества изделий (шт., пог. м). Указанные количества целевого продукта составляют так называемый масштаб расчета.

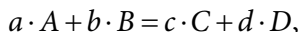
В основе материальных расчетов лежит закон сохранения масс:

$$G_{\text{исх}} = G_{\text{получ}},$$

где  $G_{\text{исх}}$  и  $G_{\text{получ}}$  — суммы масс исходных и полученных веществ, кг.

Ниже приведена более детальная структура материального баланса химической стадии технологического процесса.

Представим стехиометрическое уравнение химической реакции в виде



где  $A$  и  $B$  — исходные реагенты;  $C$  — целевой продукт;  $D$  — побочный продукт реакции;  $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $d$  — стехиометрические коэффициенты.

Материальный баланс данной стадии может быть представлен в общем виде следующим образом:

$$G_A + G_B = G_C + G_D + G_{A \text{ ост}} + G_{B \text{ ост}} + G_{\text{прим}} + G_{\text{потери}},$$

где  $G_A$  и  $G_B$  — массы исходных реагентов, кг;  $G_C$  и  $G_D$  — массы целевого и побочного продуктов реакции, кг;  $G_{A \text{ ост}}$  и  $G_{B \text{ ост}}$  — массы реагентов  $A$  и  $B$ , не вступивших в химическую реакцию, кг;  $G_{\text{прим}}$  — масса примесей, вносимых в реактор с исходными реагентами технической квалификации, кг;  $G_{\text{потери}}$  — масса механических потерь целевого продукта, кг.

Следует отметить, что химические потери (массы исходных реагентов  $G_{A \text{ ост}}$  и  $G_{B \text{ ост}}$ , не вступивших в основную реакцию) часто имеют большую величину, чем механические потери, сопутствующие химической стадии процесса.

Среди исходных веществ рекомендуют выделять ключевое исходное вещество (КВ), определяющее выход целевого продукта реакции (КВ берется в эквимольном количестве или в мольном недостатке по отношению к другим реагентам).

Массу фактически получаемого целевого продукта и, соответственно, массу его потерь определяют, вводя в расчет величины практических выходов продукта по отдельным технологическим стадиям ( $\eta_1, \eta_2, \eta_3, \dots, \eta_i$ ) и по процессу производства в целом ( $\eta_{\text{общ}}$ ). Общий практический выход продукта по производству в целом связан с постадийными выходами соотношением

$$\eta_{\text{общ}} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3 \cdot \dots \cdot \eta_i,$$

где 1, 2, 3, ...,  $i$  — номера стадий технологического процесса.

Величина практического выхода продукта реакции на химической стадии процесса определяется соотношением

$$\eta_i = \frac{G_{\text{факт}}}{G_{\text{теор}}} \cdot 100 \%,$$

где  $G_{\text{факт}}$  — масса фактически полученного по основной реакции целевого продукта  $C$ , кг;  $G_{\text{теор}}$  — количество продукта  $C$ , которое должно получаться по стехиометрическому уравнению реакции, кг.

$$G_{\text{теор}} = \frac{G_A \cdot c \cdot M_C}{a \cdot M_A},$$

где  $M_A$  и  $M_C$  — молярные массы соответственно ключевого исходного вещества  $A$  и целевого продукта реакции  $C$ , кг/кмоль;  $a$  и  $c$  — стехиометрические коэффициенты.

С учетом вышеизложенного можно рекомендовать следующую методику расчета материального баланса химической стадии технологического процесса (ТП):

1. Сбор необходимых для расчета исходных данных.

В сводку исходных данных должны входить:

- масштаб расчета;
- состав исходного сырья и товарного (целевого) продукта;
- перечень стадий ТП и выходов по стадиям;
- удельные или мольные загрузки реагентов, используемых в нестехиометрических количествах;
- данные о возврате в цикл реагентов, взятых в избытке или не участвующих в химической реакции (например, растворителей, каталитических добавок и т. д.).

2. Определение расхода ключевого исходного вещества по стехиометрии и с учетом общего практического выхода продукта.

3. Определение расходов остальных исходных веществ на основе удельных загрузок ( $G_i$  кг на 1 кг КВ) или мольных отношений реагентов ( $N$  моль реагента на 1 моль КВ).

4. Определение количества продуктов, полученных по стехиометрии (согласно уравнению реакции) и с учетом выхода по стадии.

5. Определение остатков непрореагировавших исходных веществ, а также их механических потерь.

6. Составление материального баланса стадии и представление его в виде таблицы. При этом строго должно выполняться равенство

$$G_{\text{загруж}} = G_{\text{получ}}.$$

Материальные расчеты стадий (операций), связанных с реализацией только физических процессов (фильтрация, сушка, перегонка, кристаллизация и т. п.), менее трудоемки. Ниже представлены типовые схематические структуры материального баланса стадий фильтрации и сушки химических продуктов (рис. 1.1 и рис. 1.2).

Как отмечалось ранее, одной из задач материальных расчетов является определение величин расходных коэффициентов по сырью. Расходный коэффициент по сырью — это суммарный расход отдельного вида сырья (по всем

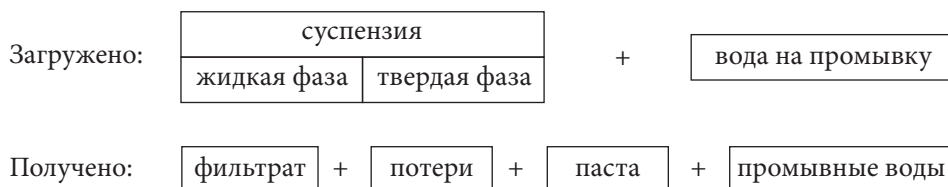


Рис. 1.1. Структура материального баланса стадии фильтрации

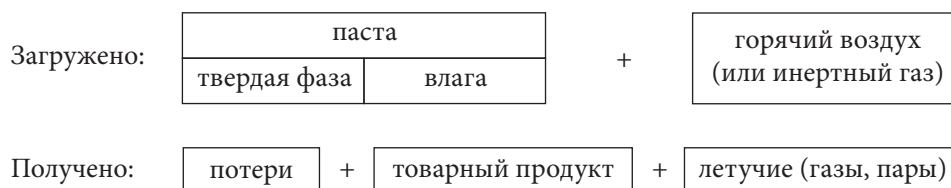


Рис. 1.2. Структура материального баланса стадии сушки

стадиям производства), приходящийся на единицу массы готового товарного продукта. Результаты определения расходных коэффициентов по всем видам сырья и материалов представляются в виде таблицы (см. пример 1.2.1, с. 14). Данные материальных расчетов по количествам и составу твердых отходов, сточных вод и газовых выбросов на единицу массы готового продукта также целесообразно представить в виде таблицы (табл. 1.1).

Таблица 1.1

**Перечень и характеристика отходов производства**

№ п/п	Стадии производ- ства	Отходы (твердые, жид- кие, газ)	Количество, кг/кг прод.	Состав		Методы утили- зации или обез- вреживания
				кг	%	

В заключение следует отметить, что при выполнении материальных расчетов необходимо на начальном этапе работы провести анализ технологического процесса, выявить все его узлы, где имеются изменения материальных соотношений перерабатываемых веществ, и составить схему-граф материальных потоков данного производства. Общий вид схемы-графа и конкретный пример представлены на рис. 1.3 и рис. 1.4.



Рис. 1.3. Схема-граф материальных потоков химического производства

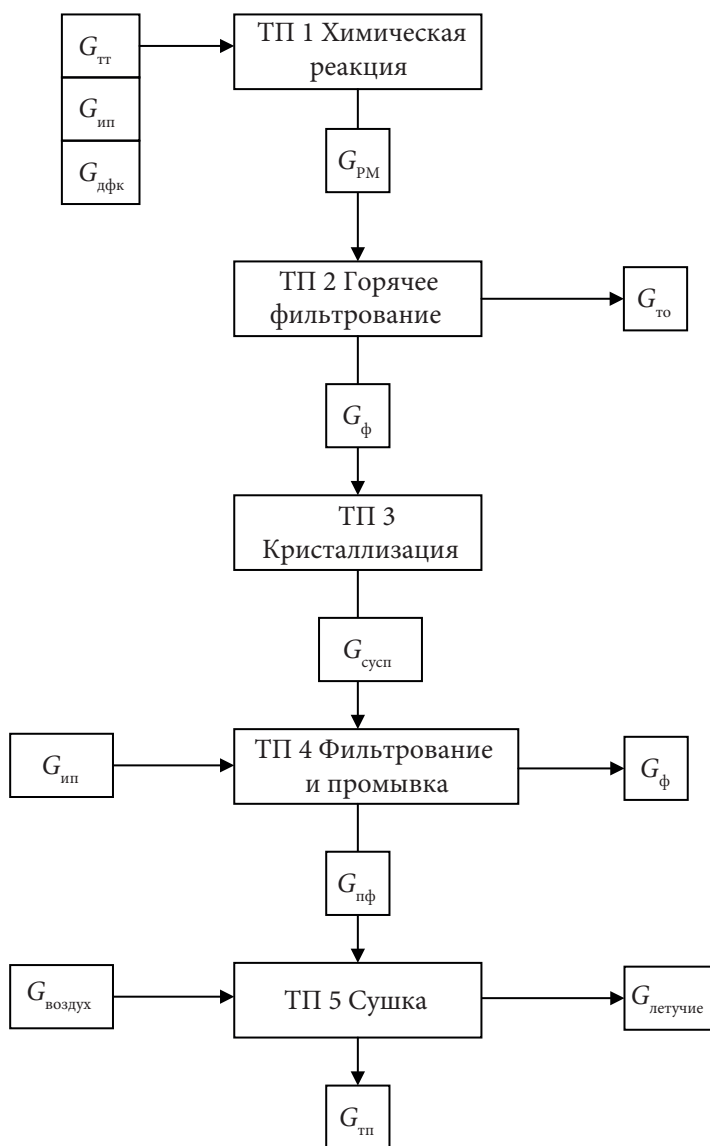


Рис. 1.4. Схема-граф технологического процесса производства тиазолотриазола

Далее приведены примеры материальных расчетов химического производства, выполненных по вышеизложенной методике.

## 1.2. Примеры материальных расчетов

### 1.2.1. Расчет материального баланса производства 4-амино-6-хлорпиримидина периодическим методом

#### 1. Краткое описание процесса

4-Амино-6-хлорпиримидин (АХП) — полупродукт производства сульфамометоксина — получают взаимодействием 4,6-дихлорпиримидина (ДХП) с водным раствором аммиака при 50 °С и избыточном давлении 0,1–0,2 МПа. После охлаждения и удаления из реакционной массы избытка аммиака АХП отфильтровывают, промывают на фильтре водой и сушат до остаточной влажности не более 2 %. Технический продукт передают на следующую стадию производства сульфамометоксина.

Составим схему-граф материальных потоков данного производства АХП (рис. 1.5).

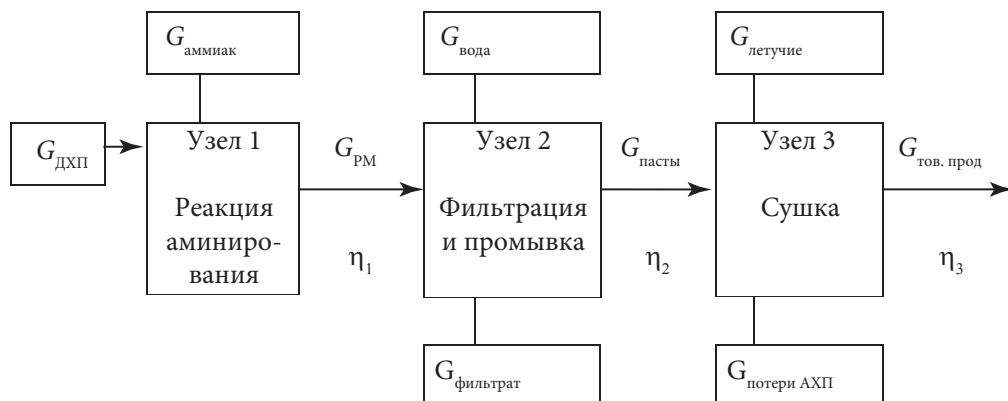


Рис. 1.5. Схема-граф материальных потоков производства АХП

#### 2. Исходные данные

Масштаб расчета — 1000 кг (1 т) технического АХП.

#### 3. Состав технического АХП, %:

100 %-ный АХП — 97,0;

влага — 2,0;

примеси — 1,0.

#### 4. Стадии процесса и выходы по стадиям, %:

$\eta_1$  — реакция аминирования ДХП — 83,0;

$\eta_2$  — фильтрация и промывка АХП — 98,0;

$\eta_3$  — сушка АХП — 99,0.

Общий выход:  $\eta_{\text{общ}} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3 = 0,83 \cdot 0,98 \cdot 0,99 = 0,805$  (80,5 %).

## 5. Состав ( $\gamma$ ) и удельные загрузки сырья ( $g$ ), кг/кг 100 %-ного ДХП

Состав ДХП технического:

$\gamma_{\text{ДХП}}$ , основное вещество — 75 % (0,75);

$\gamma_{\text{влага}} = 20$  % (0,20);

$\gamma_{\text{прим}} = 5$  % (0,05).

Состав водного раствора аммиака:

$\gamma_{\text{аммиак}} = 25$  % (0,25);

$\gamma_{\text{вода}} = 75$  % (0,75).

Удельная загрузка раствора аммиака:  $g_{\text{аммиак}} = 0,8$  кг/кг.

Удельный расход воды на промывку АХП:  $g_{\text{вода}} = 2,1$  кг/кг.

Доля аммиака, удаляемого из реакционной массы через систему улавливания:  $a = 98$  %.

## 6. Определение расхода ключевого продукта (ДХП)

Молярные массы ДХП и АХП:  $M_{\text{ДХП}} = 149$ ,  $M_{\text{АХП}} = 129,5$ .

Количество исходного ключевого вещества (ДХП) определяется из следующего соотношения:

$$G_{\text{ДХП}} = \frac{G_{\text{АХП}} \cdot M_{\text{ДХП}}}{M_{\text{АХП}} \cdot \eta_{\text{общ}}} = \frac{970 \cdot 149}{129,5 \cdot 0,805} = 1386,4 \text{ кг.}$$

Масса технического ДХП:

$$G_{\text{ДХП}}^{\text{техн}} = \frac{G_{\text{ДХП}}}{\gamma_{\text{ДХП}}} = \frac{1386,4}{0,75} = 1848,5 \text{ кг.}$$

Влага в загруженном ДХП:

$$G_{\text{влага}} = G_{\text{ДХП}} \cdot \gamma_{\text{влага}} = 1848,5 \cdot 0,2 = 369,7 \text{ кг.}$$

Примеси, внесенные с исходным ДХП:

$$G_{\text{прим}} = G_{\text{ДХП}} \cdot \gamma_{\text{прим}} = 1848,5 \cdot 0,05 = 92,4 \text{ кг.}$$

## 7. Расчет материального баланса по стадиям (узлам)

Узел 1. Стадия аминирования ДХП

Химизм процесса:





Проверка баланса мольных масс:

$$M_{\text{загруж}} = 149 + 217 = 183;$$
$$M_{\text{получ}} = 129,5 + 53,5 = 183.$$

Таким образом,  $M_{\text{загруж}} = M_{\text{получ}}$ .

З а г р у ж е н о (определение количеств загруженных веществ):

Из приведенного выше расчета загрузки исходного сырья следует:

ДХП технического,  $G_{\text{ДХП}}^{\text{техн}}$  — 1848,5 кг,

в том числе:

ДХП 100 %-ного,  $G_{\text{ДХП}}$  — 1386,4 кг,

влаги,  $G_{\text{влага}}$  — 369,7 кг,

примесей,  $G_{\text{прим}}$  — 92,4 кг;

аммиака 100 %-ного:

$$G_{\text{аммиак}} = G_{\text{ДХП}} \cdot g_{\text{аммиак}} = 1386,4 \cdot 0,8 = 1109,1 \text{ кг};$$

водного раствора аммиака:

$$G_{\text{ВМ}} = \frac{G_{\text{аммиак}}}{\gamma_{\text{аммиак}}} = \frac{1109,1}{0,25} = 4436,5 \text{ кг};$$

масса воды в растворе аммиака:

$$G_{\text{вода}} = G_{\text{ВМ}} - G_{\text{аммиак}} = 4436,5 - 1109,1 = 3327,4 \text{ кг}.$$

Итого загружено в первом узле:

$$G_{\text{загр}}^1 = G_{\text{ДХП}}^{\text{техн}} + G_{\text{ВМ}} = 1848,5 + 4436,5 = 6285,0 \text{ кг}.$$

П о л у ч е н о (определение количеств полученных веществ):

Вступило в реакцию ключевого соединения (ДХП):

$$G_{\text{ДХП}}^{\text{реак}} = G_{\text{ДХП}} \cdot \eta_1 = 1386,4 \cdot 0,83 = 1150,7 \text{ кг}.$$

Остаток непрореагировавшего ДХП:

$$G_{\text{ДХП}}^{\text{ост}} = G_{\text{ДХП}} - G_{\text{ДХП}}^{\text{реак}} = 1386,4 - 1150,7 = 235,7 \text{ кг}.$$

Вступило в реакцию аммиака:

$$G_{\text{аммиак}}^{\text{реак}} = \frac{G_{\text{ДХП}}^{\text{реак}} \cdot 2 \cdot M_{\text{аммиак}}}{M_{\text{ДХП}}} = \frac{1150,7 \cdot 2 \cdot 17}{149} = 262,6 \text{ кг}.$$

Осталось непрореагировавшего аммиака:

$$G_{\text{аммиак}}^{\text{ост}} = G_{\text{аммиак}} - G_{\text{аммиак}}^{\text{реак}} = 1109,1 - 262,6 = 846,5 \text{ кг}.$$

Количество аммиака, удаленного из реакционной массы через систему улавливания:

$$G_{\text{аммиак}}^{\text{скруббер}} = G_{\text{аммиак}}^{\text{ост}} \cdot a = 846,5 \cdot 0,98 = 829,6 \text{ кг.}$$

Остаток аммиака в реакционной массе:

$$G_{\text{аммиак}}^{\text{PM}} = G_{\text{аммиак}}^{\text{ост}} - G_{\text{аммиак}}^{\text{скруббер}} = 846,5 - 829,6 = 16,9 \text{ кг.}$$

В результате реакции образуется:

— основного продукта АХП (4-амино-6-хлорпиримидина):

$$G_{\text{АХП}} = \frac{G_{\text{ДХП}}^{\text{реак}} \cdot 1 \cdot M_{\text{АХП}}}{M_{\text{ДХП}}} = \frac{1150,7 \cdot 1 \cdot 129,5}{149} = 1000,1 \text{ кг;}$$

— хлористого аммония (второго продукта реакции):

$$G_{\text{ХА}} = \frac{G_{\text{ДХП}}^{\text{реак}} \cdot 1 \cdot M_{\text{ХА}}}{M_{\text{ДХП}}} = \frac{1150,7 \cdot 1 \cdot 53,5}{149} = 413,2 \text{ кг.}$$

Без изменения остаются в реакционной массе:

— суммарная массы воды:

$$G_{\text{вода}}^{\text{сумма}} = G_{\text{вода}} + G_{\text{влага}} = 3327,4 + 369,7 = 3697,1 \text{ кг;}$$

— примеси (внесенные с ДХП):  $G_{\text{прим}} = 92,4 \text{ кг;}$

— количество реакционной массы, полученной в результате реакции:

$$\begin{aligned} G_{\text{PM}} &= G_{\text{АХП}} + G_{\text{ХА}} + G_{\text{ДХП}}^{\text{ост}} + G_{\text{аммиак}}^{\text{PM}} + G_{\text{вода}}^{\text{сумма}} + G_{\text{прим}} = \\ &= 1000,1 + 413,2 + 235,7 + 16,9 + 3697,1 + 92,4 = 5455,4 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Итого получено суммарно в первом узле:

$$G_{\text{получ}}^1 = G_{\text{аммиак}}^{\text{скруббер}} + G_{\text{PM}} = 829,6 + 5455,4 = 6285,0 \text{ кг.}$$

Таким образом,  $G_{\text{получ}}^1 = G_{\text{загр}}^1$ .

Результаты расчета по первому узлу сводятся в таблицу (табл. 1.2).

## Узел 2. Фильтрация и промывка АХП

Выход на стадии,  $\eta_2$  — 0,98.

Удельный расход воды на промывку АХП,  $g_{\text{вода}}^{\text{пром}}$  — 2,1 кг/кг.

Состав осадка после промывки:

основного вещества (АХП),  $\gamma_{\text{АХП паста}}$  — 0,70;

воды в пасте,  $\gamma_{\text{влага паста}}$  — 0,28;

примеси,  $\gamma_{\text{прим. паста}}$  — 0,02.

Таблица 1.2

**Материальный баланс реакции аминирования дихлорпиримидина**

Загружено			Получено		
сырье и полупродукты	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг	продукты, отходы, потери	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг
1. ДХП <sub>техн</sub> в том числе: ДХП влага примеси	 75,0 20,0 5,0	1848,5 1386,4 369,7 92,4	1. Реакционная масса в том числе: АХП ХА ДХП остаток аммиак остаток вода суммарная примеси	 18,3 7,5 4,3 0,3 67,8 1,7	5455,4 1000,1 413,2 235,7 16,9 3697,1 92,4
2. Аммиак водный в том числе: аммиак вода	 25,0 75,0	4436,5 1109,1 3327,4	2. Аммиак в систему улавливания	100,0	829,6
<b>Итого</b>		<b>6285,0</b>	<b>Итого</b>		<b>6285,0</b>

З а г р у ж е н о (определение количества загруженных веществ):

Реакционная масса из первого узла:

$$G_{\text{PM}}^1 = 5455,4 \text{ кг.}$$

Вода на промывку:

$$G_{\text{вода}}^{\text{пром}} = G_{\text{ДХП}} \cdot g_{\text{вода}}^{\text{пром}} = 1386,4 \cdot 2,1 = 2911,8 \text{ кг.}$$

Итого загружено:

$$G_{\text{загр}}^2 = G_{\text{PM}}^1 + G_{\text{вода}}^{\text{пром}} = 5455,4 + 2911,8 = 8366,8 \text{ кг.}$$

П о л у ч е н о (определение количества полученных веществ):

АХП в пасте:

$$G_{\text{АХП}}^{\text{паста}} = G_{\text{АХП}} \cdot \eta_2 = 1000,1 \cdot 0,98 = 980,1 \text{ кг.}$$

Всего получено пасты:

$$G_{\text{паста}} = \frac{G_{\text{АХП}}^{\text{паста}}}{\gamma_{\text{АХП паста}}} = \frac{980,1}{0,7} = 1400,1 \text{ кг.}$$

АХП в фильтрате (потери):

$$G_{\text{АХП}}^{\text{фильтрат}} = G_{\text{АХП}} - G_{\text{АХП}}^{\text{паста}} = 1000,1 - 980,1 = 20,0 \text{ кг.}$$

Влаги в пасте:

$$G_{\text{влаги паста}}^{\text{паста}} = G_{\text{паста}} \cdot \gamma_{\text{влаги паста}} = 1400,1 \cdot 0,28 = 392,0 \text{ кг.}$$

Примеси в пасте:

$$G_{\text{прим}}^{\text{паста}} = G_{\text{паста}} \cdot \gamma_{\text{прим. паста}} = 1400,1 \cdot 0,02 = 28,0 \text{ кг.}$$

Количество и состав фильтрата:

вода:

$$G_{\text{вода}}^{\text{фильтрат}} = G_{\text{вода}}^{\text{сумма}} - G_{\text{влаги паста}}^{\text{паста}} + G_{\text{вода}}^{\text{пром}} = \\ = 3697,1 - 392,0 + 2911,8 = 6216,5 \text{ кг;}$$

растворенные компоненты фильтрата суммарно:

$$G_{\text{раств. комп}}^{\text{раств. комп}} = G_{\text{прим}}^{\text{прим}} + G_{\text{ХА}}^{\text{ХА}} + G_{\text{аммиак}}^{\text{РМ}} + G_{\text{ДХП}}^{\text{ост}} + G_{\text{АХП}}^{\text{фильтрат}} - G_{\text{прим}}^{\text{паста}} = \\ = 92,4 + 713,2 + 16,9 + 235,7 + 20,0 - 28,0 = 750,2 \text{ кг;}$$

масса фильтрата суммарно:

$$G_{\text{фильтрат}}^{\text{сумма}} = G_{\text{вода}}^{\text{фильтрат}} + G_{\text{раств. комп}}^{\text{раств. комп}} = 6216,5 + 750,2 = 6966,7 \text{ кг.}$$

Итого получено во втором узле:

$$G_{\text{получ}}^2 = G_{\text{фильтрат}}^{\text{сумма}} + G_{\text{паста}} = 6966,7 + 1400,1 = 8366,8 \text{ кг.}$$

Таким образом,  $G_{\text{получ}}^2 = G_{\text{загр}}^2$ .

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.3).

Таблица 1.3

### Материальный баланс фильтрации и промывки АХП

Загружено			Получено		
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса, кг
1. Реакционная масса предыдущей стадии	100,0	5455,4	1. Паста АХП в том числе: АХП вода примеси	70,0 28,0 2,0	1400,1 980,1 392,0 28,0
2. Вода для промыв- ки пасты	То же	2911,4	2. Фильтрат в том числе: вода растворенные компоненты	89,2 10,8	6966,7 6216,5 750,2
<b>Итого</b>		<b>8366,8</b>	<b>Итого</b>		<b>8366,8</b>

### Узел 3. Сушка пасты АХП и получение готового продукта

Выход на стадии,  $\eta_3 = 0,99$ .

Состав АХП после сушки (товарный продукт):

содержание основного вещества,  $\gamma_{\text{АХП прод}} = 0,97$ ;

остаточная влага,  $\gamma_{\text{влага прод}} = 0,02$ ;

примеси,  $\gamma_{\text{прим. прод}} = 0,01$ .

Расход горячего воздуха по практическим данным составляет:

$$g_{\text{воздух}} = 20 \text{ кг/кг пасты.}$$

Загружено:

Паста АХП из второго узла:

$$G_{\text{паста}} = 1400,1 \text{ кг.}$$

Горячий воздух:

$$G_{\text{воздух}} = G_{\text{паста}} \cdot g_{\text{воздух}} = 1400,1 \cdot 20 = 28\,002,0 \text{ кг.}$$

Итого загружено:

$$G_{\text{загр}}^3 = G_{\text{паста}} + G_{\text{воздух}} = 1400,1 + 28\,002,0 = 29\,402,1 \text{ кг.}$$

Получено:

Основного вещества в товарном продукте:

$$G_{\text{АХП}}^{\text{прод}} = G_{\text{АХП}}^{\text{паста}} \cdot \eta_3 = 980,1 \cdot 0,99 = 970,0 \text{ кг.}$$

Механические потери АХП при сушке:

$$G_{\text{АХП}}^{\text{потери}} = G_{\text{АХП}}^{\text{паста}} - G_{\text{АХП}}^{\text{прод}} = 980,1 - 970,0 = 10,1 \text{ кг.}$$

Масса товарного продукта:

$$G_{\text{тов. прод}} = \frac{G_{\text{АХП}}^{\text{прод}}}{\gamma_{\text{АХП прод}}} = \frac{970,0}{0,97} = 1000,0 \text{ кг.}$$

Влаги в товарном продукте:

$$G_{\text{влага}}^{\text{прод}} = G_{\text{тов. прод}} \cdot g_{\text{влага прод}} = 1000,0 \cdot 0,02 = 20,0 \text{ кг.}$$

Примесей в товарном продукте:

$$G_{\text{тов. прод}}^{\text{прим}} = G_{\text{тов. прод}} \cdot \gamma_{\text{прим. прод}} = 1000,0 \cdot 0,01 = 10,0 \text{ кг.}$$

Летучие (воздух, влага, пылевидные компоненты):

— удаляемая влага:

$$G_{\text{влага}}^{\text{летучие}} = G_{\text{влага}}^{\text{паста}} - G_{\text{влага}}^{\text{прод}} = 392,0 - 20,0 = 372,0 \text{ кг;}$$

— пылевидные компоненты:

$$G_{\text{пыл. комп}} = G_{\text{паста прим}} - G_{\text{тов. прод прим}} + G_{\text{потери АХП}} = 28,0 - 10,0 + 10,1 = 28,1 \text{ кг.}$$

Всего летучих:

$$G^{\text{летучие}} = G_{\text{воздух}} + G_{\text{летучие влага}} + G_{\text{пыл. комп}} = 28\,002,0 + 372,0 - 28,1 = 28\,402,1 \text{ кг.}$$

Итого получено в третьем узле:

$$G^3_{\text{получ}} = G_{\text{тов. прод}} + G^{\text{летучие}} = 1000,0 + 28\,402,1 = 29\,402,1 \text{ кг.}$$

Итак,  $G^3_{\text{получ}} = G^3_{\text{загр}}$ .

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.4).

Таблица 1.4

**Материальный баланс сушки АХП**

Загружено			Получено		
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса, кг
1. Паста АХП в том числе: АХП вода примеси	70,0 28,0 2,0	1400,1 980,1 392,0 28,0	1. Товарный продукт в том числе: АХП влага примеси	97,0 2,0 1,0	1000,0 970,0 20,0 10,0
2. Воздух	100,0	28 002,0	2. Влажный воздух в том числе: воздух влага потери АХП пылевидные примеси	98,6 1,3 0,03 0,07	28 402,1 28 002,0 372,0 10,1 18,0
<b>Итого</b>		<b>29 402,1</b>	<b>Итого</b>		<b>29 402,1</b>

Расходные нормы сырья и материальный индекс производства представлены в табл. 1.5.

Таблица 1.5

**Расходные нормы сырья для производства 1 т товарного АХП**

Наименование сырья и материалов	Содержание основного вещества, %	Расходная норма, кг/т	
		масса технической	масса основного вещества
1. 4,6-дихлорпиримидин	75	1848,5	1386,4
2. Водный раствор аммиака	25	4436,5	1109,1
3. Вода техническая (для промывки)	—	2911,4	—
4. Воздух	—	28 002,0	—
Материальный индекс производства	МИ = 37 198,4 кг/т		

## 1.2.2. Расчет материального баланса производства 4-хлорфениламино-2-(тиазол)акрилонитрила (тиазола) периодическим способом

### 1. Краткое описание процесса

4-хлорфениламино-2-(тиазол)акрилонитрил(тиазол) получают взаимодействием пропентиамида (ЕН) с избытком 2-бром-4'-хлорацетофенона (БХА) в ДМФА при 80 °С. После кристаллизации реакционной массы в этиловом спирте (ЭС) при температуре 5–10 °С суспензию отфильтровывают и проводят перекристаллизацию в этаноле для очистки целевого продукта. Далее проводят вакуумную сушку до остаточной влажности не более 0,5 %.

Составим схему-граф материальных потоков данного производства (рис. 1.6).

### 2. Масштаб расчета

Материальный баланс составлен на 1 кг технического хлорфениламино-2-(тиазол)акрилонитрила (тиазола).

### 3. Выходы по стадиям (узлам) производства

Узел 1. Получение тиазола,  $\eta_1 = 0,98$ .

Узел 2. Кристаллизация,  $\eta_2 = 0,94$ .

Узел 3. Фильтрация,  $\eta_3 = 0,98$ .

Узел 4. Растворение при нагревании,  $\eta_4 = 0,99$ .

Узел 5. Горячее фильтрование,  $\eta_5 = 0,98$ .

Узел 6. Кристаллизация,  $\eta_6 = 0,94$ .

Узел 7. Фильтрация,  $\eta_7 = 0,98$ .

Узел 8. Сушка,  $\eta_8 = 0,99$ .

Общий выход:

$$\begin{aligned}\eta_{\text{общ}} &= \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3 \cdot \eta_4 \cdot \eta_5 \cdot \eta_6 \cdot \eta_7 \cdot \eta_8 = \\ &= 0,98 \cdot 0,94 \cdot 0,98 \cdot 0,99 \cdot 0,98 \cdot 0,94 \cdot 0,98 \cdot 0,99 = 0,80.\end{aligned}$$

Составы полупродуктов, растворов, паст, нормативных механических потерь и прочие исходные данные взяты из экспериментальных данных. Молекулярные массы веществ сведены в табл. 1.6, состав веществ — в табл. 1.7.

### 4. Состав ( $\gamma$ ) и удельные загрузки сырья ( $g$ ), кг/кг

Состав технического тиазола:

тиазол:  $\gamma_{\text{тиазол}} = 0,990$ ;

примеси:  $\gamma_{\text{прим}} = 0,005$ ;

вода:  $\gamma_{\text{вода}} = 0,005$ .

Состав пасты 1 после фильтрации (узел 3):

тиазол:  $\gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} = 0,75$ ;

этиловый спирт:  $\gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста 1}} = 0,10$ ;

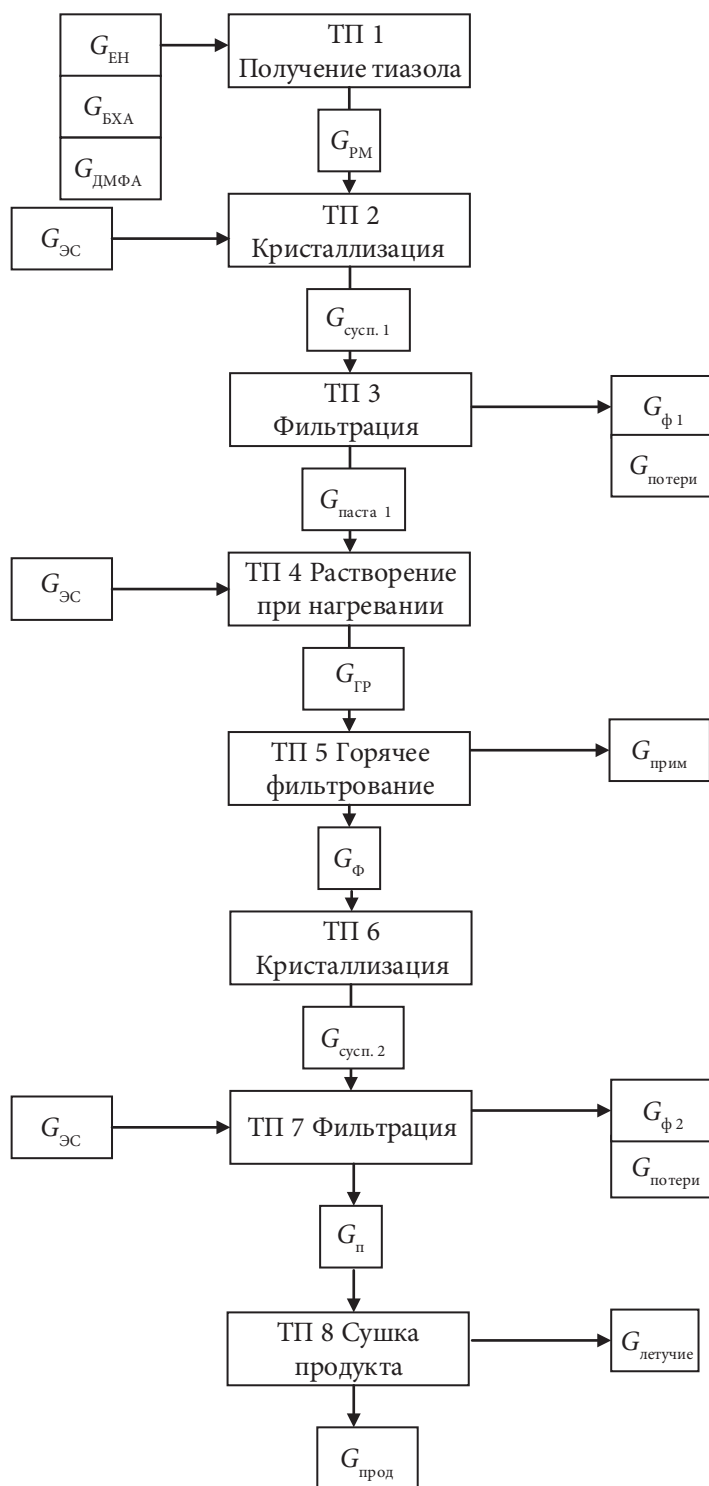


Рис. 1.6. Схема-граф материальных потоков производства тиазола



ДМФА:  $\gamma_{\text{ДМФА}}^{\text{паста 1}} = 0,02$ ;

вода:  $\gamma_{\text{вода}}^{\text{паста 1}} = 0,01$ ;

примеси:  $\gamma_{\text{прим}}^{\text{паста 1}} = 0,12$ .

Мольное соотношение 2-бром-4'-хлорацетофенона (БХА) и пропентиамида (ЕН):  $\frac{V_{\text{БХА}}}{V_{\text{ЕН}}} = 1,1$ .

Удельный расход ДМФА (техн.): 3 кг на 1 кг пропентиамида ( $g_{\text{ДМФА}} = 3,0$  кг/кг).

Удельный расход этилового спирта на стадии кристаллизации: 10 кг этилового спирта (техн.) на 1 кг тиазола ( $g_{\text{ЭС}} = 10,0$  кг/кг).

Удельный расход этилового спирта на стадии растворения при нагревании: 5 кг этилового спирта (техн.) на 1 кг тиазола в пасте 1 ( $g_{\text{ЭС}} = 5,0$  кг/кг).

Состав пасты после горячего фильтрования:

примеси:  $\gamma_{\text{прим}}^{\text{паста}} = 0,70$ ;

тиазол:  $\gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста}} = 0,17$ ;

этиловый спирт:  $\gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста}} = 0,12$ ;

ДМФА:  $\gamma_{\text{ДМФА}}^{\text{паста}} = 0,01$ .

Таблица 1.6

**Молекулярные массы (М) веществ, участвующих в процессе**

№ п/п	Вещество	М, г/моль
1	3-(4-Хлорфениламино)-2-цианопроп-2-ентиамид (пропентиамид)	237,7
2	2-Бром-4'-хлорацетофенон	233,5
3	N, N-Диметилформаид	73,1
4	Этиловый спирт	46,1

Таблица 1.7

**Содержание основного вещества в загружаемом сырье и плотность**

№ п/п	Вещество	$\gamma$	$\rho$ , г/см <sup>3</sup>
1	3-(4-Хлорфениламино)-2-цианопроп-2-ентиамид (пропентиамид)	0,990	—
2	2-Бром-4'-хлорацетофенон	0,980	—
3	N, N-Диметилформаид	0,997	0,948
4	Этиловый спирт	0,960	0,789

Состав пасты тиазола после фильтрации (узел 7):

тиазол:  $\gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}} = 0,90$ ;

этиловый спирт:  $\gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста 2}} = 0,08$ ;

вода:  $\gamma_{\text{вода}}^{\text{паста 2}} = 0,01$ ;

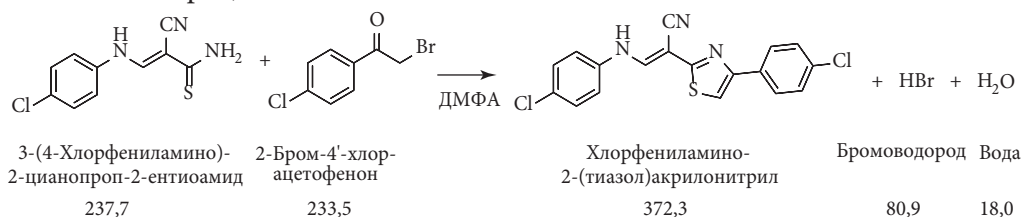
примеси:  $\gamma_{\text{прим}}^{\text{паста 2}} = 0,01$ .

Удельный расход этилового спирта: 8 кг этилового спирта (техн.) на 1 кг тиазола в суспензии 2 ( $g_{\text{ЭС}} = 8,0 \text{ кг/кг}$ ).

## Расчет материального баланса по стадиям (узлам) производства

### Узел 1. Получение тиазола

Химизм процесса:



Баланс мольных масс:

$$237,7 + 233,5 = 372,3 + 80,9 + 18,0,$$

$$471,2 = 471,2.$$

Выход на стадии:  $\eta_1 = 0,98$ .

### Определение расхода ключевого вещества

Количество исходного ключевого вещества определяется из следующего соотношения:

$$G_{\text{тиазол}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{техн}} \cdot \gamma_{\text{тиазол}} = 1,000 \cdot 0,990 = 0,990 \text{ кг};$$

$$G_{\text{ЕН}} = \frac{G_{\text{тиазол}} \cdot M_{\text{ЕН}}}{M_{\text{тиазол}} \cdot \eta_{\Sigma}} = \frac{0,990 \cdot 237,7}{372,3 \cdot 0,80} = 0,791 \text{ кг}.$$

Масса технического пропентиамида:

$$G_{\text{ЕН}}^{\text{техн}} = \frac{G_{\text{ЕН}}}{\gamma_{\text{ЕН}}} = \frac{0,791}{0,990} = 0,799 \text{ кг}.$$

Количество примесей, содержащихся в исходном пропентиамиде:

$$G_{\text{ЕН}}^{\text{прим}} = G_{\text{ЕН}}^{\text{техн}} - G_{\text{ЕН}} = 0,799 - 0,791 = 0,008 \text{ кг}.$$

Загружено:

Пропентиоамид:

$$G_{\text{ЕН}} = 0,791 \text{ кг};$$

$$G_{\text{ЕН}}^{\text{техн}} = 0,799 \text{ кг};$$

$$G_{\text{ЕН}}^{\text{прим}} = 0,008 \text{ кг}.$$

2-Бром-4'-хлорацетофенон  $\left( \frac{v_{\text{БХА}}}{v_{\text{ЕН}}} = 1,1 \right)$ :

$$G_{\text{БХА}} = \frac{G_{\text{ЕН}} \cdot M_{\text{БХА}} \cdot v_{\text{БХА}}}{M_{\text{ЕН}} \cdot v_{\text{ЕН}}} = \frac{0,791 \cdot 233,5 \cdot 1,1}{237,7 \cdot 1} = 0,855 \text{ кг};$$

$$G_{\text{БХА}}^{\text{техн}} = \frac{G_{\text{БХА}}}{\gamma_{\text{БХА}}} = \frac{0,855}{0,980} = 0,873 \text{ кг};$$

$$G_{\text{БХА}}^{\text{прим}} = G_{\text{БХА}}^{\text{техн}} - G_{\text{БХА}} = 0,873 - 0,855 = 0,017 \text{ кг};$$

ДМФА:

$$G_{\text{ДМФА}}^{\text{техн}} = G_{\text{ЕН}} \cdot g_{\text{ДМФА}} = 0,791 \cdot 3 = 2,374 \text{ кг};$$

$$G_{\text{ДМФА}} = G_{\text{ДМФА}}^{\text{техн}} \cdot \gamma_{\text{ДМФА}} = 2,374 \cdot 0,997 = 2,367 \text{ кг};$$

$$G_{\text{ДМФА}}^{\text{прим}} = G_{\text{ДМФА}}^{\text{техн}} - G_{\text{ДМФА}} = 2,374 - 2,367 = 0,007 \text{ кг}.$$

Итого загружено в первом узле:

$$G_{\text{I загруж}} = G_{\text{ЕН}}^{\text{техн}} + G_{\text{БХА}}^{\text{техн}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{техн}} = 0,799 + 0,873 + 2,374 = 4,046 \text{ кг}.$$

Получено:

Вступивший в реакцию пропентиоамид:

$$G_{\text{ЕН}}^{\text{реакц}} = G_{\text{ЕН}} \cdot \eta_{\text{I}} = 0,791 \cdot 0,98 = 0,776 \text{ кг}.$$

Остаток непрореагировавшего пропентиоамида:

$$G_{\text{ЕН}}^{\text{ост}} = G_{\text{ЕН}} - G_{\text{ЕН}}^{\text{реакц}} = 0,791 - 0,776 = 0,016 \text{ кг}.$$

Вступивший в реакцию 2-бром-4'-хлорацетофенон:

$$G_{\text{БХА}}^{\text{реакц}} = \frac{G_{\text{ЕН}} \cdot M_{\text{БХА}} \cdot 1}{M_{\text{ЕН}}} = \frac{0,775 \cdot 233,5 \cdot 1}{237,7} = 0,762 \text{ кг}.$$

Остаток непрореагировавшего 2-бром-4'-хлорацетофенона:

$$G_{\text{БХА}}^{\text{ост}} = G_{\text{БХА}} - G_{\text{БХА}}^{\text{реакц}} = 0,856 - 0,762 = 0,093 \text{ кг.}$$

Образовалось в ходе реакции:

тиазола:

$$G_{\text{тиазол}} = \frac{G_{\text{ЕН}} \cdot M_{\text{тиазол}} \cdot \nu_{\text{тиазол}}}{M_{\text{ЕН}} \cdot \nu_{\text{ЕН}}} = \frac{0,776 \cdot 372,3 \cdot 1}{237,7 \cdot 1} = 1,215 \text{ кг;}$$

бромоводорода:

$$G_{\text{HBr}} = \frac{G_{\text{ЕН}} \cdot M_{\text{HBr}} \cdot \nu_{\text{HBr}}}{M_{\text{ЕН}} \cdot \nu_{\text{ЕН}}} = \frac{0,776 \cdot 80,9 \cdot 1}{237,7 \cdot 1} = 0,264 \text{ кг;}$$

воды:

$$G_{\text{вода}} = \frac{G_{\text{ЕН}} \cdot M_{\text{вода}} \cdot \nu_{\text{вода}}}{M_{\text{ЕН}} \cdot \nu_{\text{ЕН}}} = \frac{0,775 \cdot 18,0 \cdot 1}{237,7 \cdot 1} = 0,059 \text{ кг.}$$

Без изменения в реакционной массе остаются примеси, внесенные с сырьем, и растворитель:

$$G_{\text{прим}} = G_{\text{ЕН}}^{\text{прим}} + G_{\text{БХА}}^{\text{прим}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{прим}} = 0,008 + 0,017 + 0,007 = 0,033 \text{ кг,}$$

$$G_{\text{ДМФА}} = 2,367 \text{ кг.}$$

Итого в первом узле получено:

$$G_{\text{I получ}} = G_{\text{РМ}} = G_{\text{тиазол}} + G_{\text{HBr}} + G_{\text{вода}} + G_{\text{ЕН}}^{\text{ост}} + G_{\text{БХА}}^{\text{ост}} + G_{\text{ДМФА}} + G_{\text{прим}} = \\ = 1,215 + 0,264 + 0,059 + 0,016 + 0,093 + 2,367 + 0,033 = 4,046 \text{ кг.}$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.8).

*Узел 2. Кристаллизация*

Выход на стадии:  $\eta_2 = 0,94$ .

Удельный расход этилового спирта: 10 г этилового спирта (техн.) на 1 г тиазола.

З а г р у ж е н о:

Реакционная масса с ТП-1:  $G_{\text{РМ}} = 4,046 \text{ кг}$ , в том числе тиазол:  $G_{\text{тиазол}} = 1,215 \text{ кг}$ .

Этиловый спирт:

$$G_{\text{ЭС}}^{\text{техн}} = G_{\text{тиазол}} \cdot g_{\text{ЭС}} = 1,215 \cdot 10 = 12,146 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{ЭС}} = G_{\text{ЭС}}^{\text{техн}} \cdot \gamma_{\text{ЭС}} = 12,146 \cdot 0,960 = 11,660 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{ЭС}}^{\text{вода}} = G_{\text{ЭС}}^{\text{техн}} - G_{\text{ЭС}} = 12,146 - 11,660 = 0,486 \text{ кг.}$$

Стадия ТП-1. Материальный баланс получения тиазола (узел 1)

Загружено				Получено		
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса техн., кг
1. Пропентиоамид в том числе:		0,799		Реакционная масса в том числе:		4,046
пропентиоамид	99,00		0,791	тиазол	30,02	1,215
примеси	1,00		0,008	бромоводород	6,52	0,264
2. 2-Бром-4'-хлорацетофенон в том числе:		0,873		вода	1,45	0,059
2-бром-4'-хлорацетофенон	98,00			пропентиоамид (ост.)	0,39	0,016
примеси	2,00			2-бром-4'-хлорацетофенон (ост.)	2,31	0,093
3. ДМФА в том числе		2,374		ДМФА	58,50	2,367
ДМФА	99,70		2,367	примеси	0,80	0,033
примеси	0,30		0,007			
<b>Итого</b>		<b>4,046</b>	<b>4,046</b>	<b>Итого</b>		<b>4,046</b>

Итого загружено в узле 2:

$$G_{2 \text{ загруз}} = G_{\text{PM}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{техн}} = 4,046 + 12,146 = 16,192 \text{ кг.}$$

Получено:

Тиазол в суспензии 1:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 1}} = G_{\text{тиазол}} \cdot \eta_2 = 1,215 \cdot 0,94 = 1,142 \text{ кг.}$$

Растворенный тиазол:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{раств. 1}} = G_{\text{тиазол}} - G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 1}} = 1,215 - 1,142 = 0,073 \text{ кг.}$$

Без изменения остаются количества этилового спирта, ДМФА, воды и примесей:

$$G_{\text{ЭС}} = 11,660 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{ДМФА}} = 2,367 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{вода}}^{\text{сusp. 1}} = G_{\text{вода}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{вода}} = 0,059 + 0,486 = 0,545 \text{ кг;}$$

$$\begin{aligned} G_{\text{прим}} &= G_{\text{ЕН}}^{\text{прим}} + G_{\text{БХА}}^{\text{прим}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{прим}} + G_{\text{НВг}} + G_{\text{ЕН}}^{\text{ост}} + G_{\text{БХА}}^{\text{ост}} = \\ &= 0,008 + 0,017 + 0,007 + 0,264 + 0,016 + 0,093 = 0,406 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Итого в узле 2 получено:

$$\begin{aligned} G_{2 \text{ получ}} &= G_{\text{сusp. 1}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 1}} + G_{\text{тиазол}}^{\text{раств. 1}} + G_{\text{ЭС}} + G_{\text{вода}}^{\text{сusp. 1}} + G_{\text{ДМФА}} + G_{\text{прим}} = \\ &= 1,142 + 0,073 + 11,660 + 0,545 + 2,367 + 0,406 = 16,192 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.9).

### Узел 3. Фильтрация

Выход на стадии:  $\eta_3 = 0,98$ .

Состав пасты 1 после фильтрации:

$$\text{тиазол: } \gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} = 0,75;$$

$$\text{этиловый спирт: } \gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста 1}} = 0,10;$$

$$\text{ДМФА: } \gamma_{\text{ДМФА}}^{\text{паста 1}} = 0,02;$$

$$\text{вода: } \gamma_{\text{вода}}^{\text{паста 1}} = 0,01;$$

$$\text{примеси: } \gamma_{\text{прим}}^{\text{паста 1}} = 0,12.$$

Загружено:

Суспензия 1 с ТП-2:  $G_{\text{сusp. 1}} = 16,192 \text{ кг}$ , в том числе тиазол:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 1}} = 1,142 \text{ кг.}$$

ТП-2. Материальный баланс кристаллизации (узел 2)

Загружено				Получено			
сырье и полупродукты	содержа- ние, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержа- ние, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг
1. Реакционная масса в том числе: тиазол бромоводород вода пропентиоамид (ост.) 2-бром-4'-хлорацетофенон (ост.) ДМФА примеси	30,02 6,52 1,45 0,39 2,31 58,50 0,80	4,046	1,215 0,264 0,059 0,016 0,093 2,367 0,033	Суспензия 1 в том числе: тиазол (в суспензии 1) тиазол (в растворе) этиловый спирт ДМФА вода примеси	7,05 0,45 72,01 14,62 3,36 2,50	16,192	1,142 0,073 11,660 2,367 0,545 0,406
2. Этиловый спирт в том числе: этиловый спирт вода	96,00 4,00	12,146	11,660 0,486				
Итого		16,192	16,192	Итого		16,192	16,192

Итого в узле 3 загружено:

$$G_{3 \text{ загруз}} = G_{\text{сusp. 1}} = 16,192 \text{ кг.}$$

Получено:

Тиазол в пасте 1:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 1}} \cdot \eta_3 = 1,142 \cdot 0,98 = 1,119 \text{ кг.}$$

Масса пасты 1:

$$G_{\text{паста 1}} = \frac{G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}}}{\gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}}} = \frac{1,142}{0,75} = 1,492 \text{ кг.}$$

Остальные компоненты пасты 1:

$$\text{этиловый спирт: } G_{\text{ЭС}}^{\text{паста 1}} = G_{\text{паста 1}} \cdot \gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста 1}} = 1,492 \cdot 0,10 = 0,149 \text{ кг;}$$

$$\text{ДМФА: } G_{\text{ДМФА}}^{\text{паста 1}} = G_{\text{паста 1}} \cdot \gamma_{\text{ДМФА}}^{\text{паста 1}} = 1,492 \cdot 0,02 = 0,030 \text{ кг;}$$

$$\text{вода: } G_{\text{вода}}^{\text{паста 1}} = G_{\text{паста 1}} \cdot \gamma_{\text{вода}}^{\text{паста 1}} = 1,492 \cdot 0,01 = 0,015 \text{ кг;}$$

$$\text{примеси: } G_{\text{прим}}^{\text{паста 1}} = G_{\text{паста 1}} \cdot \gamma_{\text{прим}}^{\text{паста 1}} = 1,492 \cdot 0,12 = 0,179 \text{ кг.}$$

Компоненты фильтрата 1:

тиазол в фильтрате 1 (потери):

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{ф. 1}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{раств. 1}} + G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 1}} - G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} = 0,073 + 1,142 - 1,119 = 0,096 \text{ кг;}$$

$$\text{этиловый спирт: } G_{\text{ЭС}}^{\text{ф. 1}} = G_{\text{ЭС}}^{100\%} - G_{\text{спирт}}^{\text{паста 1}} = 11,660 - 0,149 = 11,511 \text{ кг;}$$

$$\text{ДМФА: } G_{\text{ДМФА}}^{\text{ф. 1}} = G_{\text{ДМФА}}^{\text{паста 1}} - G_{\text{ДМФА}}^{\text{паста 1}} = 2,367 - 0,030 = 2,337 \text{ кг;}$$

$$\text{вода: } G_{\text{вода}}^{\text{ф. 1}} = G_{\text{вода}}^{\text{сusp. 1}} - G_{\text{вода}}^{\text{паста 1}} = 0,545 - 0,015 = 0,530 \text{ кг;}$$

$$\text{примеси: } G_{\text{прим}}^{\text{ф. 1}} = G_{\text{прим}}^{\text{сusp. 1}} - G_{\text{прим}}^{\text{паста 1}} = 0,406 - 0,179 = 0,227 \text{ кг.}$$

Масса фильтрата 1:

$$\begin{aligned} G_{\text{ф. 1}} &= G_{\text{тиазол}}^{\text{ф. 1}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{ф. 1}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{ф. 1}} + G_{\text{вода}}^{\text{ф. 1}} + G_{\text{прим}}^{\text{ф. 1}} = \\ &= 0,096 + 11,511 + 2,337 + 0,530 + 0,227 = 14,700 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Итого получено в узле 3:

$$G_{3 \text{ получ}} = G_{\text{паста 1}} + G_{\text{ф. 1}} = 1,492 + 14,700 = 16,192 \text{ кг.}$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.10).

*Узел 4. Растворение при нагревании*

Выход на стадии:  $\eta_4 = 0,99$ .



ТП-3. Материальный баланс фильтрации (узел 3)

Загружено			Получено				
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг
Суспензия 1		16,192		1. Паста 1		1,492	
в том числе:				в том числе:			
тиазол (в суспензии 1)	7,05		1,142	тиазол	75,00		1,119
тиазол				этиловый спирт	10,00		0,149
(в растворе)	0,45		0,073	ДМФА	2,00		0,030
этиловый спирт	72,01		11,660	вода	1,00		0,015
ДМФА	14,62		2,367	примеси	12,00		0,179
вода	3,36		0,545				
примеси	2,50		0,406	2. Фильтрат 1		14,700	
				в том числе:			
				тиазол (потери)	0,65		0,096
				этиловый спирт	78,31		11,511
				ДМФА	15,90		2,337
				вода	3,60		0,530
				примеси	1,54		0,227
Итого		16,192	16,192	Итого		16,192	16,192

Удельный расход этилового спирта: 5 г этилового спирта (техн.) на 1 г тиазола в пасте 1.

Загружено:

Паста 1 с ТП-3:  $G_{\text{паста 1}} = 1,492$  кг, в том числе тиазол:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} = 1,119 \text{ кг.}$$

Этиловый спирт:

$$G_{\text{ЭС техн}}^{\text{ГР}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} \cdot g_{\text{ЭС}} = 1,119 \cdot 5 = 5,594 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{ЭС}}^{\text{ГР}} = G_{\text{ЭС техн}}^{\text{ГР}} \cdot \gamma_{\text{ЭС}} = 5,594 \cdot 0,960 = 5,371 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{ЭС вода}}^{\text{ГР}} = G_{\text{ЭС техн}}^{\text{ГР}} - G_{\text{ЭС}}^{\text{ГР}} = 5,594 - 5,371 = 0,224 \text{ кг.}$$

Итого в узле 4 загружено:

$$G_{4 \text{ загруж}} = G_{\text{паста 1}} + G_{\text{ЭС техн}}^{\text{ГР}} = 1,492 + 5,594 = 7,086 \text{ кг.}$$

Получено:

Тиазол в горячем растворе:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{ГР}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} \cdot \eta_4 = 1,119 \cdot 0,99 = 1,108 \text{ кг.}$$

Тиазол (потери):

$$G_{\text{тиазол пот}}^{\text{ГР}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 1}} - G_{\text{тиазол}}^{\text{ГР}} = 1,119 - 1,108 = 0,011 \text{ кг.}$$

Без изменений остается количество этилового спирта, воды, ДМФА и примесей:

$$G_{\text{ЭС}}^{\text{ГР}} = G_{\text{ЭС}}^{\text{паста 1}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{ГР}} = 0,149 + 5,371 = 5,520 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{вода}}^{\text{ГР}} = G_{\text{вода}}^{\text{паста 1}} + G_{\text{ЭС вода}}^{\text{ГР}} = 0,015 + 0,224 = 0,239 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{ДМФА}}^{\text{ГР}} = G_{\text{ДМФА}}^{\text{паста 1}} = 2,337 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{прим}}^{\text{ГР}} = G_{\text{прим}}^{\text{паста 1}} = 0,179 \text{ кг.}$$

Итого в узле 4 получено:

$$\begin{aligned} G_{4 \text{ получ}} &= G_{\text{ГР}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{ГР}} + G_{\text{тиазол потери}}^{\text{ГР}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{ГР}} + G_{\text{вода}}^{\text{ГР}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{ГР}} + G_{\text{прим}}^{\text{ГР}} = \\ &= 1,108 + 0,011 + 5,520 + 0,239 + 0,030 + 0,179 = 7,086 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.11).

ТП-4. Материальный баланс раствора при нагревании (узел 4)

Загружено				Получено			
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг
1. Паста 1		1,492		Горячий раствор в том числе: тиазол тиазол (потери) этиловый спирт ДМФА вода примеси		7,086	
в том числе:							
тиазол	75,00		1,119		15,63	1,108	
этиловый спирт	10,00		0,149		0,16	0,011	
ДМФА	2,00		0,030		77,89	5,520	
вода	1,00		0,015		0,42	0,030	
примеси	12,00		0,179		3,37	0,239	
2. Этиловый спирт		5,594			2,53	0,179	
в том числе:							
этиловый спирт	96,00		5,371				
вода	4,00		0,224				
Итого		7,086	7,086	Итого		7,086	7,086

### Узел 5. Горячее фильтрование

Выход на стадии:  $\eta_5 = 0,98$ .

Состав пасты после горячего фильтрования:

примеси:  $\gamma_{\text{прим}}^{\text{паста}} = 0,70$ ;

тиазол:  $\gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста}} = 0,17$ ;

этиловый спирт:  $\gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста}} = 0,12$ ;

ДМФА:  $\gamma_{\text{ДМФА}}^{\text{паста}} = 0,01$ .

З а г р у ж е н о:

Горячий раствор с ТП-4:  $G_{\text{ГР}} = 7,086$  кг, в том числе тиазол:  $G_{\text{тиазол}}^{\text{ГР}} = 1,108$  кг.

Итого в узле 5 загружено:  $G_{5 \text{ загруз}} = G_{\text{ГР}} = 7,086$  кг.

П о л у ч е н о:

Тиазол в фильтрате:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{Ф}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{ГР}} \cdot \eta_5 = 1,108 \cdot 0,98 = 1,086 \text{ кг.}$$

Тиазол в пасте (потери):

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{паста}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{ГР}} - G_{\text{тиазол}}^{\text{Ф}} + G_{\text{тиазол}}^{\text{ГР}} \text{ потери} = 1,108 - 1,086 + 0,011 = 0,033 \text{ кг.}$$

Масса пасты:

$$G_{\text{паста}} = \frac{G_{\text{тиазол}}^{\text{паста}}}{\gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста}}} = \frac{0,033}{0,17} = 0,196 \text{ кг.}$$

Остальные компоненты пасты:

примеси:  $G_{\text{прим}}^{\text{паста}} = G_{\text{паста}} \cdot \gamma_{\text{прим}}^{\text{паста}} = 0,196 \cdot 0,70 = 0,137$  кг;

этиловый спирт:  $G_{\text{ЭС}}^{\text{паста}} = G_{\text{паста}} \cdot \gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста}} = 0,196 \cdot 0,12 = 0,024$  кг;

ДМФА:  $G_{\text{ДМФА}}^{\text{паста}} = G_{\text{паста}} \cdot \gamma_{\text{ДМФА}}^{\text{паста}} = 0,196 \cdot 0,01 = 0,002$  кг.

Остальные компоненты фильтрата:

этиловый спирт:  $G_{\text{ЭС}}^{\text{Ф}} = G_{\text{ЭС}}^{\text{ГР}} - G_{\text{ЭС}}^{\text{паста}} = 5,520 - 0,024 = 5,496$  кг;

ДМФА:  $G_{\text{ДМФА}}^{\text{Ф}} = G_{\text{ДМФА}}^{\text{ГР}} - G_{\text{ДМФА}}^{\text{паста}} = 0,030 - 0,002 = 0,028$  кг;

примеси:  $G_{\text{прим}}^{\text{Ф}} = G_{\text{прим}}^{\text{ГР}} - G_{\text{прим}}^{\text{паста}} = 0,179 - 0,137 = 0,042$  кг.

Без изменений в фильтрате остается количество воды:

$$G_{\text{вода}}^{\text{Ф}} = G_{\text{вода}}^{\text{ГР}} = 0,239 \text{ кг.}$$

Масса фильтрата:

$$\begin{aligned} G_{\text{Ф}} &= G_{\text{тиазол}}^{\text{Ф}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{Ф}} + G_{\text{вода}}^{\text{Ф}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{Ф}} + G_{\text{прим}}^{\text{Ф}} = \\ &= 1,086 + 5,496 + 0,239 + 0,028 + 0,042 = 6,890 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Итого получено в узле 5:

$$G_{5 \text{ получ}} = G_{\phi} + G_{\text{паста}} = 6,890 + 0,196 = 7,086 \text{ кг.}$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.12).

#### Узел 6. Кристаллизация

Выход на стадии:  $\eta_6 = 0,94$ .

Загружено:

Фильтрат с ТП-5:  $G_{\phi} = 6,890$  кг, в том числе тиазол:  $G_{\text{тиазол}}^{\phi} = 1,086$  кг.

Итого загружено в узле 6:  $G_{6 \text{ загруз}} = G_{\phi} = 6,890$  кг.

Получено:

Тиазол в суспензии 2:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 2}} = G_{\text{тиазол}}^{\phi} \cdot \eta_6 = 1,086 \cdot 0,94 = 1,020 \text{ кг.}$$

Тиазол, оставшийся в растворе:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{раств. 2}} = G_{\text{тиазол}}^{\phi} - G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 2}} = 1,086 - 1,020 = 0,065 \text{ кг.}$$

Без изменений в суспензии 2 остаются этиловый спирт, вода, ДМФА и примеси, поступившие на стадию вместе с фильтратом:

$$G_{\text{ЭС}}^{\text{сusp. 2}} = G_{\text{ЭС}}^{\phi} = 5,496 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{вода}}^{\text{сusp. 2}} = G_{\text{вода}}^{\phi} = 0,239 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{ДМФА}}^{\text{сusp. 2}} = G_{\text{ДМФА}}^{\phi} = 0,028 \text{ кг;}$$

$$G_{\text{прим.}}^{\text{сusp. 2}} = G_{\text{прим.}}^{\phi} = 0,042 \text{ кг.}$$

Итого в узле 6 получено:

$$\begin{aligned} G_{6 \text{ получ}} &= G_{\text{сusp. 2}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{сusp. 2}} + G_{\text{тиазол}}^{\text{раств. 2}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{сusp. 2}} + G_{\text{вода}}^{\text{сusp. 2}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{сusp. 2}} + G_{\text{прим.}}^{\text{сusp. 2}} = \\ &= 1,020 + 0,065 + 5,496 + 0,239 + 0,028 + 0,042 = 6,890 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.13).

#### Узел 7. Фильтрация

Выход на стадии:  $\eta_7 = 0,98$ .

Удельный расход этилового спирта: 8 г этилового спирта (техн.) на 1 г тиазола в суспензии 2.

Состав пасты тиазола после фильтрации:

$$\text{тиазол: } \gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}} = 0,90;$$

ТП-5. Материальный баланс горячего фильтрования (узел 5)

Загружено				Получено			
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг
Горячий раствор в том числе: тиазол тиазол (потери) этиловый спирт ДМФА вода примеси	15,63 0,16 77,89 0,42 3,37 2,53	7,086	1,108 0,011 5,520 0,030 0,239 0,179	1. Фильтрат в том числе: тиазол этиловый спирт вода ДМФА примеси	15,76 79,77 3,46 0,40 0,61	6,890	1,086 5,496 0,239 0,028 0,042
				2. Паста в том числе: примеси тиазол (потери) этиловый спирт ДМФА	70,00 17,00 12,00 1,00	0,196	0,137 0,033 0,024 0,002
Итого		7,086	7,086	Итого		7,086	7,086

ТП-6. Материальный баланс кристаллизации (узел 6)

Загружено			Получено			
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса техн., кг
Фильтрат		6,890		Суспензия 2		6,890
в том числе:				в том числе:		
тиазол	15,76		1,086	тиазол(в суспензии 2)	14,81	1,020
этиловый спирт	79,77		5,496	тиазол (в растворе 2)	0,95	0,065
вода	3,46		0,239	этиловый спирт	79,77	5,496
ДМФА	0,40		0,028	вода	3,46	0,239
примеси	0,61		0,042	ДМФА	0,40	0,028
				примеси	0,61	0,042
<b>Итого</b>		<b>6,890</b>	<b>6,890</b>	<b>Итого</b>		<b>6,890</b>

этиловый спирт:  $\gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста 2}} = 0,08$ ;

вода:  $\gamma_{\text{вода}}^{\text{паста 2}} = 0,01$ ;

примеси:  $\gamma_{\text{прим}}^{\text{паста 2}} = 0,01$ .

З а г р у ж е н о:

Суспензия 2 с ТП-6:  $G_{\text{сусп. 2}} = 6,890$  кг, в том числе тиазола:  $G_{\text{тиазол}}^{\text{сусп. 2}} = 1,020$  кг.

Этиловый спирт на промывку:

$$G_{\text{ЭС техн}}^{\text{паста 2}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{сусп. 2}} \cdot g_{\text{ЭС}} = 1,020 \cdot 8 = 8,163 \text{ кг};$$

$$G_{\text{ЭС пром}}^{\text{паста 2}} = G_{\text{ЭС техн}}^{\text{паста 2}} \cdot \gamma_{\text{ЭС}} = 8,163 \cdot 0,960 = 7,837 \text{ кг};$$

$$G_{\text{ЭС вода}}^{\text{паста 2}} = G_{\text{ЭС техн}}^{\text{паста 2}} - G_{\text{ЭС пром}}^{\text{паста 2}} = 8,163 - 7,837 = 0,327 \text{ кг}.$$

Итого в узле 7 загружено:

$$G_{7 \text{ загруж}} = G_{\text{сусп. 2}} + G_{\text{ЭС техн}}^{\text{паста 2}} = 6,890 + 8,163 = 15,053 \text{ кг}.$$

П о л у ч е н о:

Тиазол в пасте 2:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{сусп. 2}} \cdot \eta_7 = 1,020 \cdot 0,98 = 1,000 \text{ кг}.$$

Масса пасты 2:

$$G_{\text{паста 2}} = \frac{G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}}}{\gamma_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}}} = \frac{1,000}{0,90} = 1,111 \text{ кг}.$$

Остальные компоненты пасты 2:

этиловый спирт:  $G_{\text{ЭС}}^{\text{паста 2}} = G_{\text{паста 2}} \cdot \gamma_{\text{ЭС}}^{\text{паста 2}} = 1,111 \cdot 0,08 = 0,089$  кг.

вода:  $G_{\text{вода}}^{\text{паста 2}} = G_{\text{паста 2}} \cdot \gamma_{\text{вода}}^{\text{паста 2}} = 1,111 \cdot 0,01 = 0,011$  кг.

примеси:  $G_{\text{прим}}^{\text{паста 2}} = G_{\text{паста 2}} \cdot \gamma_{\text{прим}}^{\text{паста 2}} = 1,111 \cdot 0,01 = 0,011$  кг.

Компоненты фильтрата 2:

тиазол (потери):

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{ф. 2}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{раств. 2}} + G_{\text{тиазол}}^{\text{сусп. 2}} - G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}} = 0,065 + 1,020 - 1,000 = 0,086 \text{ кг};$$

этиловый спирт:

$$G_{\text{ЭС}}^{\text{ф. 2}} = G_{\text{ЭС}}^{\text{сусп. 2}} + G_{\text{ЭС пром}}^{\text{паста 2}} - G_{\text{ЭС}}^{\text{паста 2}} = 5,496 + 7,837 - 0,089 = 13,244 \text{ кг};$$

вода:

$$G_{\text{вода}}^{\text{ф. 2}} = G_{\text{вода}}^{\text{сусп. 2}} + G_{\text{ЭС вода}}^{\text{паста 2}} - G_{\text{вода}}^{\text{паста 2}} = 0,239 + 0,327 - 0,011 = 0,554 \text{ кг};$$

примеси:

$$G_{\text{прим}}^{\text{ф. 2}} = G_{\text{прим}}^{\text{сусп. 2}} - G_{\text{прим}}^{\text{паста 2}} = 0,042 - 0,011 = 0,031 \text{ кг}.$$



Без изменений в фильтрате 2 остается количество ДМФА:

$$G_{\text{ДМФА}}^{\text{ф. 2}} = G_{\text{ДМФА}}^{\text{сusp. 2}} = 0,028 \text{ кг.}$$

Масса фильтрата 2:

$$\begin{aligned} G_{\text{ф. 2}} &= G_{\text{тиазол}}^{\text{ф. 2}} + G_{\text{ЭС}}^{\text{ф. 2}} + G_{\text{вода}}^{\text{ф. 2}} + G_{\text{ДМФА}}^{\text{ф. 2}} + G_{\text{прим}}^{\text{ф. 2}} = \\ &= 0,086 + 13,244 + 0,554 + 0,028 + 0,031 = 13,942 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Итого получено в узле 7:

$$G_{7 \text{ получ}} = G_{\text{паста 2}} + G_{\text{ф. 2}} = 1,111 + 13,942 = 15,053 \text{ кг.}$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.14).

### Узел 8. Сушка

Выход на стадии:  $\eta_8 = 0,99$ .

Состав технического тиазола (товарный продукт):

тиазол:  $\gamma_{\text{тиазол}} = 0,990$ ;

примеси:  $\gamma_{\text{прим}} = 0,005$ ;

вода:  $\gamma_{\text{вода}} = 0,005$ .

З а г р у ж е н о:

Паста 2 с ТП-7:  $G_{\text{паста 2}} = 1,111 \text{ кг}$ , в том числе  $G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}} = 1,000 \text{ кг}$ .

Итого загружено на узле 8:  $G_{8 \text{ загруз}} = G_{\text{паста 2}} = 1,111 \text{ кг}$ .

П о л у ч е н о:

Тиазол в готовом продукте:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{прод}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}} \cdot \eta_8 = 1,000 \cdot 0,990 = 0,990 \text{ кг.}$$

Механические потери тиазола при сушке:

$$G_{\text{тиазол}}^{\text{потери}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{паста 2}} - G_{\text{тиазол}}^{\text{прод}} = 1,000 - 0,990 = 0,010 \text{ кг.}$$

Масса готового продукта:

$$G_{\text{прод}} = \frac{G_{\text{тиазол}}^{\text{прод}}}{\gamma_{\text{тиазол}}} = \frac{0,990}{0,990} = 1,000 \text{ кг.}$$

Компоненты готового продукта:

вода:  $G_{\text{вода}}^{\text{прод}} = G_{\text{прод}} \cdot \gamma_{\text{вода}} = 1,000 \cdot 0,005 = 0,005 \text{ кг}$ ;

примеси:  $G_{\text{прим}}^{\text{прод}} = G_{\text{прод}} \cdot \gamma_{\text{прим}} = 1,000 \cdot 0,005 = 0,005 \text{ кг}$ .

Количество летучих компонентов:

этиловый спирт:  $G_{\text{ЭС}}^{\text{летучие}} = G_{\text{ЭС}}^{\text{паста 2}} = 0,089 \text{ кг}$ ;

ТП-7. Материальный баланс фильтрации (узел 7)

Загружено				Получено			
сырье и полупродукты	содержа- ние, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержа- ние, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг
1. Суспензия 2 в том числе:		6,890		1. Паста 2 в том числе:		1,111	
тиазол (в суспензии 2)	14,81		1,020	тиазол	90,00		1,000
тиазол (в растворе 2)	0,95		0,065	этиловый спирт	8,00		0,089
этиловый спирт	79,77		5,496	вода	1,00		0,011
вода	3,46		0,239	примеси	1,00		0,011
ДМФА	0,40		0,028				
примеси	0,61		0,042				
2. Этиловый спирт в том числе:		8,163		2. Фильтрат 2 в том числе:		13,942	
этиловый спирт	96,00		7,837	тиазол (потери)	0,61		0,086
вода	4,00		0,327	этиловый спирт	94,99		13,244
				вода	3,97		0,554
				ДМФА	0,20		0,028
				примеси	0,22		0,031
Итого		15,053	15,053	Итого		15,053	15,053

$$\text{вода: } G_{\text{вода}}^{\text{летучие}} = G_{\text{вода}}^{\text{паста 2}} - G_{\text{вода}}^{\text{прод}} = 0,011 - 0,005 = 0,006 \text{ кг};$$

$$\text{примеси: } G_{\text{прим}}^{\text{летучие}} = G_{\text{прим}}^{\text{паста 2}} - G_{\text{прим}}^{\text{прод}} = 0,011 - 0,005 = 0,006 \text{ кг}.$$

Всего летучих компонентов:

$$G_{\text{летучие}} = G_{\text{ЭС}}^{\text{летучие}} + G_{\text{вода}}^{\text{летучие}} + G_{\text{прим}}^{\text{летучие}} = 0,089 + 0,006 + 0,006 = 0,101 \text{ кг}.$$

Итого получено в узле 8:

$$G_{8 \text{ получ}} = G_{\text{тиазол}}^{\text{прод}} + G_{\text{тиазол}}^{\text{потери}} + G_{\text{летучие}} = 1,000 + 0,010 + 0,101 = 1,111 \text{ кг}.$$

Результаты расчета сводятся в таблицу (табл. 1.15).

Получен 1,000 кг хлорфениламино-2-(тиазол)акрилонитрила состава: тиазол 0,990 кг (99,0 %), вода 0,005 кг (0,5 %), примеси 0,005 кг (0,5 %).

### Сводка расходных коэффициентов сырья

Растворители в данном производстве подвергаются регенерации, это необходимо учесть при составлении данных о расходных коэффициентах. Процент регенерации составляет 90 %.

Количество 100 %-ного ДМФА на первую загрузку составляет 2,371 кг. В дальнейшем на стадии получения тиазола ТП-1 количество загружаемого ДМФА с учетом регенерируемого составит:

$$G_{\text{ДМФА}}^{\text{рег}} = 2,367 \cdot (1 - 0,9) = 0,237 \text{ кг}, \quad G_{\text{ДМФА техн}}^{\text{рег}} = 0,237 \text{ кг}.$$

Количество 100 %-ного этилового спирта на первую загрузку составляет 24,867 кг. На все последующие операции количество загружаемого этилового спирта с учетом регенерируемого составит:

$$G_{\text{ЭС}}^{\text{рег}} = 24,867 \cdot (1 - 0,9) = 2,487 \text{ кг}, \quad G_{\text{ЭС техн}}^{\text{рег}} = 2,590 \text{ кг}.$$

Расходные нормы сырья на производство 1 кг тиазола приведены в таблице (табл. 1.16).

### 1.2.3. Расчет материального баланса производства фталевого ангидрида непрерывным методом

#### 1. Краткое описание процесса

Фталевый ангидрид (ФА) в смеси с малеиновым ангидридом (МА) получают путем высокотемпературного парового каталитического окисления *орто*-ксилола (ОК) кислородом воздуха (В). Часть *орто*-ксилола при этом сгорает до  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ . Схема-граф материальных потоков представлена на рис. 1.7.

ТП-8. Материальный баланс сушки (узел 8)

Загружено				Получено			
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса техн., кг	масса 100 %, кг
Паста 2 в том числе: тиазол этиловый спирт вода примеси	90,00	1,111	1,000	1. Готовый продукт в том числе: тиазол вода примеси	99,00	1,000	0,990
	8,00		0,089		0,50	0,005	
	1,00		0,011		0,50	0,005	
	1,00		0,011				
Итого		1,111	1,111	2. Летучие компоненты в том числе: спирт вода примеси	87,91 6,04 6,04	0,111	0,089 0,006 0,006
				Итого		1,111	1,111

Расходные нормы сырья на производство 1 кг тиазола

Наименование сырья и материалов	Содержание основного вещества, %	Расходная норма на 1 кг тиазола	
		масса техн. вещества	масса 100 %-ного вещества
3-(4-Хлорфениламино)-2-цианопроп-2-антиоамид	99,0	0,799	0,791
2-Бром-4'-хлорацетофенон	98,0	0,873	0,856
N, N-Диметилформамид	99,7	0,237	0,237
Этиловый спирт	96,0	2,590	2,487
Материальный индекс производства (с учетом регенерации растворителей)		МИ = 4,500 кг/кг	



Рис. 1.7. Схема-граф материальных потоков производства фталевого ангидрида

## 2. Исходные данные

Состав товарного ФА:

фталевого ангидрида,  $\gamma_{\text{ФА}}^{\text{тов}} — 99 \%$ ;

органических примесей,  $\gamma_{\text{ФА}}^{\text{прим}} — 1 \%$ .

Масштаб расчета — часовой выпуск товарного ФА:

$$G_{\text{час}} = 3500,0 \text{ кг/ч},$$

или чистого ФА:

$$G_{\text{час}}^{\text{ФА}} = 3500 \cdot 0,99 = 3465,0 \text{ кг/ч}.$$

Стадии процесса и выходы ФА по стадиям, %:

окисление *орто*-ксилола,  $\eta_1 — 74,0$ ;

конденсация фталевого ангидрида (получение ФА-сырца),  $\eta_2 — 99,5$ ;

дистилляция ФА-сырца (получение товарного ФА),  $\eta_3 — 98,5$ .

Общий выход,  $\eta_{\text{общ}} — 0,74 \cdot 0,995 \cdot 0,985 = 0,725 \text{ (72,5 \%)}$ .

Доля ОК, превращающегося в МА,  $\gamma_{\text{ОК}}^{\text{МА}} — 7,0 \%$ ;

Доля ОК, сгорающего до  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\gamma_{\text{ОК}}^{\text{гр}} — 19,0 \%$ ;

Массовое отношение «воздух : ОК» —  $30 : 1 \text{ (кг/кг)}$ ;

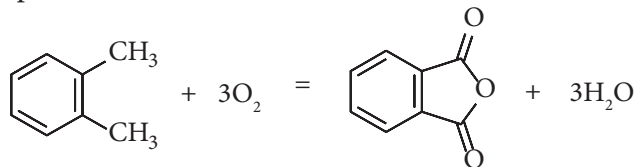
Содержание ФА в ФА-сырце,  $\gamma_{\text{ФА}}^{\text{ФА}} — 98,0 \%$ .

### 3. Расчет материального баланса по стадиям производства

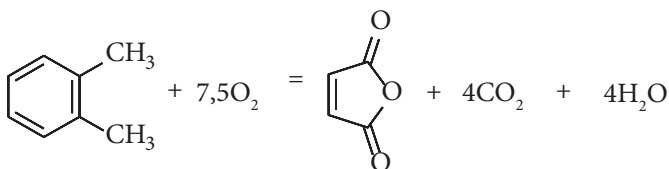
Стадия окисления ОК

Выход по стадии — 74 %.

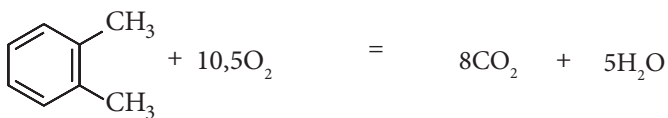
Химизм процесса:



$$106 + 3 \cdot 32 = 148 + 3 \cdot 18$$



$$106 + 7,5 \cdot 32 = 98 + 4 \cdot 44 + 4 \cdot 18$$



$$106 + 10,5 \cdot 32 = 8 \cdot 44 + 5 \cdot 18$$

Определение количества загруженных веществ.

Загружено:

Часовой расход ОК составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{ОК}} = \frac{G_{\text{час}}^{\text{ФА}} \cdot M_{\text{ОК}}}{M_{\text{ФА}} \cdot \eta_{\text{общ}}} = \frac{3465 \cdot 106}{148 \cdot 0,725} = 3423,0 \text{ кг/ч.}$$

Часовой расход воздуха:

$$G_{\text{час}}^{\text{воздух}} = 3423 \cdot 30 = 102\,690,0 \text{ кг/ч.}$$

Определение количества полученных веществ:

Получено:

Часовое количество фталевого ангидрида составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{ФА}_1} = \frac{G_{\text{час}}^{\text{ОК}} \cdot \eta_1 \cdot M_{\text{ФА}}}{M_{\text{ОК}}} = \frac{3423 \cdot 0,74 \cdot 148}{106} = 3536,7 \text{ кг/ч.}$$

Часовое количество получаемого малеинового ангидрида составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{МА}} = \frac{G_{\text{час}}^{\text{ОК}} \cdot \gamma_{\text{ОК}}^{\text{МА}} \cdot M_{\text{МА}}}{M_{\text{ОК}}} = \frac{3423 \cdot 0,07 \cdot 98}{106} = 221,5 \text{ кг/ч.}$$

В результате реакций 2 и 3 образуется  $\text{CO}_2$ :

$$\begin{aligned} G_{\text{час}}^{\text{CO}_2} &= \frac{G_{\text{час}}^{\text{ОК}} \cdot (4 \cdot \gamma_{\text{ОК}}^{\text{МА}} + 8 \cdot \gamma_{\text{ОК}}^{\text{СГ}}) \cdot M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{ОК}}} = \\ &= \frac{3423 \cdot (4 \cdot 0,07 + 8 \cdot 0,19) \cdot 44}{106} = 2557,5 \text{ кг/ч.} \end{aligned}$$

В результате реакций 1 и 3 образуется  $\text{H}_2\text{O}$ :

$$\begin{aligned} G_{\text{час}}^{\text{H}_2\text{O}} &= \frac{G_{\text{час}}^{\text{ОК}} \cdot (3 \cdot \eta_1 + 4 \cdot \gamma_{\text{ОК}}^{\text{МА}} + 5 \cdot \gamma_{\text{ОК}}^{\text{СГ}}) \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{ОК}}} = \\ &= \frac{3423 \cdot (3 \cdot 0,74 + 4 \cdot 0,07 + 5 \cdot 0,19) \cdot 18}{106} = 2005,4 \text{ кг/ч.} \end{aligned}$$

Часовой расход  $\text{O}_2$  по реакциям 1 и 3 составит:

$$\begin{aligned} G_{\text{час}}^{\text{O}_2} &= \frac{G_{\text{час}}^{\text{ОК}} \cdot (3 \cdot \eta_1 + 7,5 \cdot \gamma_{\text{ОК}}^{\text{МА}} + 10,5 \cdot \gamma_{\text{ОК}}^{\text{СГ}}) \cdot M_{\text{O}_2}}{M_{\text{ОК}}} = \\ &= \frac{3423 \cdot (3 \cdot 0,74 + 7,5 \cdot 0,07 + 10,5 \cdot 0,19) \cdot 32}{106} = 4898,1 \text{ кг/ч.} \end{aligned}$$

Часовой остаток воздуха после реакции составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{воздух ост}} = G_{\text{час}}^{\text{воздух}} - G_{\text{час}}^{\text{O}_2} = 102\,690,0 - 4898,1 = 97\,791,9 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчетов по стадии окисления ОК сводятся в таблицу (табл. 1.17).

*Стадия конденсации ФА (получение ФА-сырца)*

Выход по стадии,  $\eta_2$  — 99,5 %.

З а г р у ж е н о:

На стадию поступает катализата:

$$G_{\text{час}}^{\text{катализат}} = 106113,0 \text{ кг/ч,}$$

в том числе ФА:

$$G_{\text{час}}^{\text{ФА}_1} = 3536,7 \text{ кг/ч.}$$

Определение количества полученных веществ.

Таблица 1.17

## Материальный баланс окисления ОК

Загружено			Получено		
сырье и полу- продукты	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг/ч	продукты, отходы, потери	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг/ч
Ксилоловоздуш- ная смесь в том числе: <i>орто</i> -ксилол воздух	3,23 96,77	106 113,0  3423,0 102 690,0	Катализат в том числе: фталевый ангидрид малеиновый анги- дрид CO <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O отработанный воздух	3,33  0,21 2,40 1,90 92,16	106 113,0  3536,7 221,5 2557,5 2005,4 97 791,9
<b>Итого</b>		<b>106 113,0</b>	<b>Итого</b>		<b>106 113,0</b>

Получено:

С учетом выхода по стадии будет получено чистого фталевого ангидрида:

$$G_{\text{час}}^{\text{ФА}_2} = G_{\text{час}}^{\text{ФА}_1} \cdot \eta_2 = 3536,7 \cdot 0,995 = 3519,0 \text{ кг/ч.}$$

Часовой выпуск ФА-сырца составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{сырца}_2} = \frac{G_{\text{час}}^{\text{ФА}}}{\gamma_{\text{ФА}}} = \frac{3536,7}{0,98} = 3590,8 \text{ кг/ч.}$$

Количество примесей:

$$G_{\text{час}}^{\text{прим}_2} = G_{\text{час}}^{\text{сырца}_2} - G_{\text{час}}^{\text{ФА}} = 3590,8 - 3519,0 = 71,8 \text{ кг/ч.}$$

Часовое количество абгазов составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{абгазы}} = G_{\text{час}}^{\text{катализат}} - G_{\text{час}}^{\text{сырца}_2} = 106 113,0 - 3590,8 = 102 522,2 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчетов по стадии сводятся в таблицу (табл. 1.18).

Стадия дистилляции ФА-сырца (получение товарного ФА)

Выход по стадии,  $\eta_3$  — 98,5 %.

Загружено:

На стадию дистилляции поступает фталевого ангидрида-сырца:

$$G_{\text{час}}^{\text{сырца}_2} = 3590,8 \text{ кг/ч,}$$

в том числе:

$$G_{\text{час}}^{\text{ФА}_2} = 3519,0 \text{ кг/ч,}$$

$$G_{\text{час}}^{\text{прим}_2} = 71,8 \text{ кг/ч.}$$



Таблица 1.18

**Материальный баланс стадии конденсации ФА**

Загружено			Получено		
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса, кг
Катализат		106 113,0	1. Фталевый ангидрид-сырец		3590,8
в том числе:			в том числе:		
фталевого ангидрида	3,33	3536,7	ФА	98,0	3519,0
малеиновый ангидрид	0,21	221,5	примеси	2,0	71,8
CO <sub>2</sub>	2,40	2557,5	2. Абгазы на улавливание		102 522,2
H <sub>2</sub> O	1,90	2005,4			
отработанный воздух	92,16	97 791,9			
<b>Итого</b>		<b>106 113,0</b>	<b>Итого</b>		<b>106 113,0</b>

Определение количества полученных веществ.

Получено:

С учетом выхода по стадии будет получено 100 %-ного фталевого ангидрида:

$$G_{\text{час}}^{\text{ФА}_3} = G_{\text{час}}^{\text{ФА}_2} \cdot \eta_3 = 3519,0 \cdot 0,985 = 3465,0 \text{ кг/ч.}$$

Количество товарного ФА составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{сырца}_3} = \frac{G_{\text{час}}^{\text{ФА}}}{\gamma_{\text{ФА}}^{\text{тов}}} = \frac{3465,0}{0,99} = 3500,0 \text{ кг/ч.}$$

Масса кубового остатка (КО) в час составит:

$$G_{\text{час}}^{\text{КО}} = G_{\text{час}}^{\text{сырца}_2} - G_{\text{час}}^{\text{сырца}_3} = 3590,8 - 3500,0 = 90,8 \text{ кг/ч.}$$

Количество примесей:

$$G_{\text{час}}^{\text{прим}_3} = G_{\text{час}}^{\text{сырца}_3} - G_{\text{час}}^{\text{ФА}_3} = 3500,0 - 3465,0 = 35,0 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчетов по стадии сводятся в таблицу (табл. 1.19).

Таким образом, для производства 1000 кг товарного фталевого ангидрида потребуется:

*орто*-ксилола:

$$G_{1000 \text{ кг}}^{\text{ОК}} = \frac{G_{\text{час}}^{\text{ОК}} \cdot 1000}{G_{\text{час}}^{\text{сырца}_3}} = \frac{3423,0 \cdot 1000}{3500,0} = 978 \text{ кг/ч,}$$

воздуха:

$$G_{1000 \text{ кг}}^{\text{воздух}} = \frac{G_{\text{час}}^{\text{воздух}} \cdot 1000}{G_{\text{час}}^{\text{сырца}_3}} = \frac{102\,690,0 \cdot 1000}{3500,0} = 29\,340 \text{ кг/ч.}$$

Расходные нормы сырья для производства 1000 кг товарного фталевого ангидрида представлены в таблице (табл. 1.20).

Таблица 1.19

#### Материальный баланс стадии дистилляции

Загружено			Получено		
сырье и полупродукты	содержание, % (масс.)	масса, кг	продукты, отходы, потери	содержание, % (масс.)	масса, кг
Фталевый ангидрид-сырец в том числе: ФА примеси		3590,8	1. Фталевый ангидрид товарный		3500,0
	98,0	3519,0	в том числе: ФА	99,0	3465,0
	2,0	71,8	примеси	1,0	35,0
			2. Кубовый остаток		90,8
<b>Итого</b>		<b>3590,8</b>	<b>Итого</b>		<b>3590,8</b>

Таблица 1.20

#### Расходные нормы сырья для производства 1 т товарного фталевого ангидрида

Наименование сырья и материалов	Содержание основного вещества, %	Расходная норма, кг/т	
		масса техн.	масса основного вещества
Орто-ксилол	—	978,0	978,0
Воздух	—	29 340,0	29 340,0
Материальный индекс производства		МИ = 30 318,0 кг/т	

### 1.2.4. Расчет материального баланса производства резинотехнических изделий

#### 1. Краткое описание процесса

Уплотнительные резиновые кольца производятся из предварительно приготовленной на вальцах резиновой смеси профилированием на шприц-машине холодного питания. Готовые заготовки колец помещают в пресс-формы и вулканизуют в прессе. Схема-граф материальных потоков представлена на рис. 1.8.

#### 2. Исходные данные

Расчеты выполнены для 1 000 тыс. шт. уплотнительных колец.

Состав уплотнительного кольца: резина, приготовленная по рецепту резиновой смеси марки А (РС-А), представленному в табл. 1.21.

Масса одного уплотнительного кольца  $m_{1 \text{ шт.}} = 2,16 \text{ г.}$

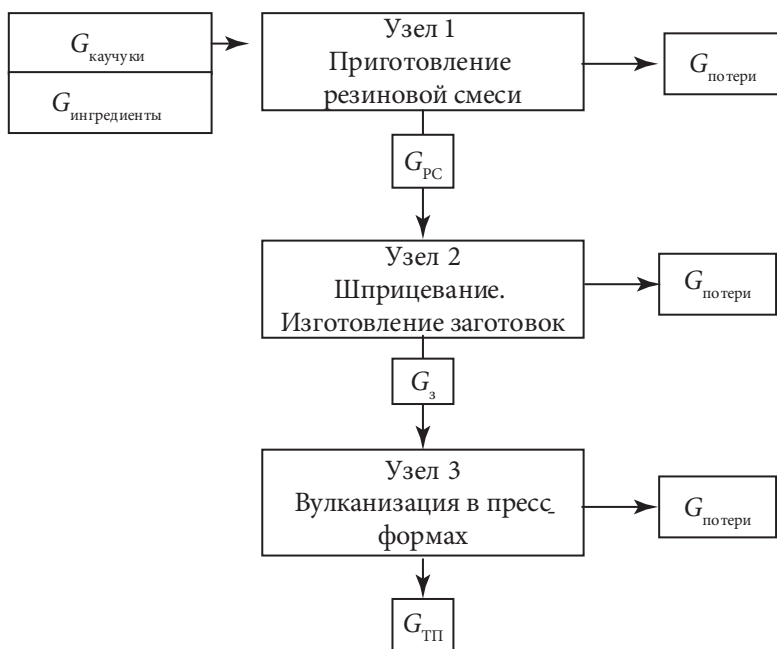


Рис. 1.8. Схема-граф материальных потоков производства резиновых колец

### 3. Перечень стадий технологического процесса и выходы по стадиям производства

Наименование стадии	Выход, %
Приготовление РС-А	98,00
Шприцевание резиновой смеси	99,00
Вулканизация заготовок	99,00

$$\eta_{\Sigma} = 0,98 \cdot 0,99 \cdot 0,99 = 0,9605.$$

Итого общий выход 96,05 %

### 4. Рецепт РС-А

Рецепт резиновой смеси представлен в табл. 1.21.

Теоретическая плотность РС:

$$\rho_{\text{РС-А}} = \frac{272,50 \text{ масс. ч}}{216,02 \text{ об. ч}} = 1,26 \text{ т/м}^3.$$

### 5. Расчет материального баланса по стадиям производства

Масса 1 млн шт. уплотнительных колец:

$$G_{1 \text{ млн}} = 2,16 \cdot 10^{-3} \cdot 10^6 = 2160,00 \text{ кг.}$$

Таблица 1.21

## Рецепт резиновой смеси

Наименование материала	Содержание массовых частей	Содер- жание, % (масс.)	Истинная плотность, т/м <sup>3</sup>	Содержание объемных частей	Содержа- ние, % (объ- емных)	Расход на 1 млн шт., кг*
БНКС-18 А, АН пл. 20'	100,00	36,70	0,93	107,53	49,78	1120,50
Тиурам Д импортный	1,50	0,55	1,42	1,06	0,49	11,25
Сульфенамид Ц импортный	1,00	0,37	1,35	0,74	0,34	6,75
N, N'-дитиодиморфолин	2,50	0,92	1,31	1,91	0,88	20,25
Белила цинковые БЦО	7,50	2,75	5,60	1,34	0,62	13,50
Стеариновая кислота	1,00	0,37	0,94	1,06	0,49	11,25
Канифоль сосновая	3,00	1,10	0,86	3,49	1,62	36,00
Ацетонанил Н	3,00	1,10	1,05	2,86	1,33	29,25
Диафен ФП импортный	1,00	0,37	1,18	0,85	0,39	9,00
Парафин технический	1,00	0,37	0,89	1,12	0,52	11,25
Технический углерод П-803	131,00	48,07	1,80	72,78	33,69	758,25
Дибутилсебацат	20,00	7,33	0,94	21,28	9,85	222,75
<b>Итого</b>	<b>272,50</b>	<b>100,00</b>	<b>1,26</b>	<b>216,02</b>	<b>100,00</b>	<b>2250,00</b>

\* Столбец заполняется по результатам материальных расчетов.

Теоретический расход РС-А:

$$G_{\text{РС-А}}^{\text{теор}} = 2,16 \cdot 10^{-3} \cdot 10^6 = 2160,00 \text{ кг.}$$

Практический расход каучука и ингредиентов:

$$G_{\text{РС-А}}^{\text{практ}} = \frac{2160,00}{0,9605} = 2248,83 \text{ кг.}$$

*Узел 1. Приготовление РС*

С учетом выхода на стадию приготовления РС ее количество составит:

$$G_{\text{РС-А}} = 2248,83 \cdot 0,98 = 2203,85 \text{ кг.}$$

Масса потерь:

$$G_{\text{потери}} = 2248,83 - 2203,85 = 44,98 \text{ кг.}$$

Результаты расчетов по стадии сводятся в таблицу (табл. 1.22).

Таблица 1.22

**Материальный баланс стадии приготовления РС**

Загружено			Получено		
сырье и полу- продукты	содержание, % (масс.)	масса, кг	продукты, от- ходы, потери	содержание, % (масс.)	масса, кг
1. Каучук	36,70	825,32	1. РС	98,00	2203,85
2. Ингредиенты	63,30	1423,51	2. Потери	2,00	44,98
<b>Итого</b>		<b>2248,83</b>	<b>Итого</b>		<b>2248,83</b>

*Узел 2. Шприцевание резиновой смеси (изготовление заготовок)*

С учетом выхода по стадии масса заготовок составит:

$$G_{\text{загот}} = 2203,85 \cdot 0,99 = 2181,81 \text{ кг,}$$

$$G_{\text{потери}} = 2203,85 - 2181,81 = 22,04 \text{ кг.}$$

Результаты расчетов по стадии сводятся в таблицу (табл. 1.23).

Таблица 1.23

**Материальный баланс стадии шприцевания**

Загружено			Получено		
сырье и полу- продукты	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг	продукты, отходы, потери	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг
РС-А	100,00	2203,85	1. Заготовки	99,00	2181,81
			2. Потери РС-А	1,00	22,04
Итого		2203,85	Итого		2203,85

### Узел 3. Вулканизация заготовок (получение уплотнительных колец)

С учетом выхода масса уплотнительных колец составит:

$$G_{\text{упл. кол}} = 2181,81 \cdot 0,99 = 2160,00 \text{ кг},$$

$$G_{\text{потери}} = 2181,81 - 2160,00 = 21,81 \text{ кг}.$$

Результаты расчетов по стадии сводятся в таблицу (табл. 1.24).

Таблица 1.24

#### Материальный баланс стадии вулканизации

Загружено			Получено		
сырье и полупро- дукты	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг	продукты, отходы, потери	содержа- ние, % (масс.)	масса, кг
Невулканизован- ные кольца	100,00	2181,81	1. Вулканизован- ные кольца	99,00	2160,00
			2. Потери	1,00	21,81
Итого		2181,81	Итого		2181,81

$$N = \frac{2160,00}{2,16 \cdot 10^{-3}} = 1\,000\,000 \text{ шт.}$$

Практический расход РС-А: 2205,00 кг/1 000 000 шт.

Практический расход каучуков и ингредиентов см. в табл. 3.1.

Таблица 1.25

#### Расходные нормы сырья для производства 1 т товарного фталевого ангидрида

Наименование сырья и материалов	Расходная норма, кг / 1 000 000 шт.
Каучуки	825,32
Ингредиенты	1423,51
<b>Материальный индекс производства</b>	<b>МИ = 2248,83</b>

Расходные нормы сырья для производства 1 млн шт. уплотнительных колец представлены в табл. 1.25.

## 2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ЕМКОСТНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Цель технологических расчетов — определение производительности аппаратов, их объемов, количества и основных размеров. Исходными данными для технологических расчетов являются: годовая мощность производства (годовой объем выпускаемой продукции), суточная или (для непрерывных процессов) часовая производительность каждой ступени производства, длительность производственных операций (стадий).

Размеры аппаратов как периодического, так и непрерывного действия определяются их производительностью.

### 2.1. Расчет аппаратов периодического действия

При проведении жидкофазных процессов характеристикой, определяющей производительность аппарата, является его полный объем —  $V_a$ . Для расчета аппаратов периодического действия (РПД) необходимо знать суточную производительность стадии по перерабатываемой массе в единицу объема ( $V_{\text{сут}}$ ), а также период процесса ( $\Delta\tau$ ):

$$\Delta\tau = \tau_{\text{раб}} + \tau_{\text{вспом}},$$

где  $\tau_{\text{раб}}$  — время операции;  $\tau_{\text{вспом}}$  — время на выполнение вспомогательных операций.

Число операций в сутки в одном аппарате ( $\beta$ ) составляет:

$$\beta = \frac{24}{\Delta\tau}.$$

Число операций ( $\alpha$ ) для обеспечения заданной производительности (суточной):

$$\alpha = \frac{V_{\text{сут}}}{V_p}.$$

Число операций ( $\alpha$ ) — величина постоянная для всего процесса.

Тогда число аппаратов

$$n = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{V_{\text{сут}} \cdot \Delta\tau}{V_p \cdot 24}.$$

Приняв  $n = 1$ , получаем

$$V_p = \frac{V_{\text{сут}} \cdot \Delta\tau}{24}.$$

Учитывая запас производительности аппарата ( $z$ ) и коэффициент заполнения аппарата реакционной массой ( $\phi$ ), получим

$$V_a = \frac{V_{\text{сут}} \cdot (1+z) \cdot \Delta\tau}{24 \cdot \phi},$$

$$V_{\text{сут}} = \frac{G_{\text{год}}}{N} \cdot V_{1\tau},$$

где  $G_{\text{год}}$  — годовая производительность по продукту, т;  $N$  — число рабочих суток в году;  $V_{1\tau}$  — объем реакционной массы, которую нужно переработать на каждой стадии для получения 1 т товарного продукта.

$$V_{1\tau} = \frac{G_{1\tau}}{\rho_{\text{PM}}},$$

$G_{1\tau}$  — измеряется в кг реакционной массы на 1 т товарного продукта (значение берется из материального баланса).

Итоговое уравнение для расчета полного объема реактора периодического действия  $V_a$  имеет вид:

$$V_a = \frac{G_{\text{год}} \cdot V_{1\tau} \cdot (1+z) \cdot \Delta\tau}{N \cdot 24 \cdot \phi \cdot n},$$

где  $V_a$  — расчетный объем аппарата, м<sup>3</sup>;  $G_{\text{год}}$  — годовой выпуск продукции, т;  $V_{1\tau}$  — объем реакционной смеси, перерабатываемой на данной стадии производства для получения 1 т товарного продукта, м<sup>3</sup>/т;  $G_{1\tau}$  — масса реакционной смеси, перерабатываемой на данной стадии производства для получения 1 кг

товарного продукта, кг/кг  $\left( V_{1\tau} = \frac{G_{1\tau}}{\rho_{\text{PM}}} \right)$ ;  $z$  — запас производительности (в долях

единицы), учитывающий внеплановые простои реактора (обычно  $z = 0,05 - 0,2$ );  $\Delta\tau$  — период процесса, ч;  $\rho_{\text{PM}}$  — плотность перерабатываемой реакционной массы на  $i$ -й стадии, кг/м<sup>3</sup>;  $N$  — количество рабочих суток в году (330–345 сут);  $\phi$  — коэффициент заполнения реактора, доли единицы (0,40–0,90);  $n$  — число аппаратов, устанавливаемых на  $i$ -й стадии технологического процесса.



Плотность и вязкость реакционной массы можно рассчитать следующим образом.

**Плотность** реакционной массы рассчитывают по правилу аддитивности:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{x_1}{\rho_1} + \frac{x_2}{\rho_2} + \frac{x_3}{\rho_3} + \dots,$$

где  $x$  — массовые доли компонентов в смеси;  $\rho$  — плотность компонента, г/см<sup>3</sup>.

Для определения плотности смеси из двух жидкостей используется формула

$$\rho = \frac{\rho_1 \cdot W_1 + \rho_2 \cdot W_2}{W_1 + W_2},$$

где  $\rho, \rho_1, \rho_2$  — плотности смесей жидкости и ее компонентов, кг/м<sup>3</sup>;  $W_1, W_2$  — объемы жидкостей, м<sup>3</sup>.

**Вязкость** смеси жидкостей определяют по формуле

$$\lg \mu_{\text{см}} = \sum y_i \cdot \lg \mu_i,$$

где  $y_i$  — мольные доли компонентов в смеси;  $\mu_i$  — динамические коэффициенты вязкости отдельных компонентов в смеси.

Число операций в сутки равно:

$$\alpha = \frac{n}{\tau_{\text{лим}}},$$

где  $n$  — число рабочих часов в сутки;  $\tau_{\text{лим}}$  — время лимитирующей стадии процесса.

Суточная производительность  $G_{\text{гот. прод}}^{\text{сут}}$  может быть рассчитана следующим образом:

$$G_{\text{гот. прод}}^{\text{сут}} = \frac{G_{\text{гот. прод}}^{\text{год}} \cdot (1+z)}{N},$$

где  $G_{\text{гот. прод}}^{\text{год}}$  — годовая производительность готового продукта, кг/год;  $(1+z)$  — запас производительности (в долях единицы), учитывающий внеплановые простои реактора;  $z = 0,05-0,2$ ;  $N$  — количество рабочих дней в году.

## 2.2. Расчет мерников

Полный объем мерника для  $i$ -го вида сырья  $V_{\text{мерн}}$  рассчитывается по формуле

$$V_{\text{мерн}} = \frac{G_{\text{опер}}}{\rho_i \cdot \phi_{\text{мерн}}} = \frac{G_{1 \text{ кг}} \cdot K}{\rho_i \cdot \phi_{\text{мерн}}},$$

где  $G_{\text{опер}}$  — масса операционной загрузки  $i$ -го вида сырья в реактор, кг/опер;  $\phi_{\text{мерн}}$  — коэффициент заполнения мерника  $i$ -го вида сырья доли единицы (как правило,  $\phi_{\text{мерн}} = 0,9$ );  $\rho_i$  — плотность  $i$ -го вида сырья, кг/м<sup>3</sup>;  $G_{1 \text{ кг}}$  — количество растворителя, загружаемого из расчета на 1 кг конечного продукта, кг.

$$K = \frac{G_{\text{год}} \cdot (1 + z) \cdot \Delta \tau}{N \cdot 24}.$$

## 2.3. Расчет объема хранилищ жидких веществ

Расчет объема хранилищ жидких веществ выполняют по формуле

$$V_{\text{хран}} = \frac{V_{\text{сут}} \cdot Y}{\phi_{\text{хран}}},$$

где  $V_{\text{сут}}$  — суточный объемный расход  $i$ -го вида сырья, м<sup>3</sup>/сут  $\left( V_{\text{сут}} = \frac{G_{\text{год}}}{N} \cdot V_{1 \text{ т}}, V_{1 \text{ т}} = \frac{G_{1 \text{ т}}}{\rho_{\text{PM}}} \right)$ ;  $Y$  — коэффициент запаса хранимого  $i$ -го вида жидкого сырья, сут (обычно на 3–5 дней);  $\phi_{\text{хран}}$  — коэффициент заполнения хранилища ( $\phi_{\text{хран}} = 0,90$ ).

$$V_{\text{хран}} = \frac{V_{\text{сут}} \cdot Y}{\phi_{\text{хран}}} = \frac{\frac{G_{\text{год}}}{N} \cdot V_{1 \text{ т}} \cdot Y}{\phi_{\text{хран}}} = \frac{G_{\text{год}} \cdot G_{1 \text{ т}} \cdot Y}{N \cdot \rho_{\text{PM}} \cdot \phi_{\text{хран}}}.$$

Величина  $Y$  зависит от ограничений, обусловленных правилами техники безопасности, и от частоты поставок сырья в цех и может составлять 2–30 сут.

## 2.4. Расчет объема сборников

Полный объем сборника  $V_{сб}^{расч}$  рассчитывается по формуле

$$V_{сб}^{расч} = \frac{G_{опер}^{п}}{\rho_{п} \cdot \varphi_{сб}},$$

где  $V_{сб}^{расч}$  — расчетный объем сборника, м<sup>3</sup>;  $G_{опер}^{п}$  — операционная масса потока в сборнике, кг/опер;  $\rho_{п}$  — плотность потока, кг/м<sup>3</sup>;  $\varphi_{сб}$  — коэффициент заполнения сборника, доли единицы.

Величины  $\varphi_a$  приведены в табл. 2.1.

Таблица 2.1

Рекомендуемые величины  $\varphi$  для различных аппаратов

Тип аппарата	$\varphi$
Хранилища, мерники и другие аппараты без перемешивания	0,85–0,90
Аппараты, снабженные перемешивающими устройствами	0,75–0,80
Аппараты, для которых велика вероятность вспенивания, спонтанного увеличения объема или даже выброса реакционной массы	0,40–0,60

## 2.5. Примеры расчетов емкостного оборудования

### Пример 1

Годовой выпуск продукции,  $G_{год}$  — 5000 т/год; количество рабочих суток в году,  $N$  — 330; длительность процесса,  $\Delta\tau$  — 6,5 ч; объем реакционной смеси — 800 л/т. Определить полный объем нейтрализатора;  $z = 10\%$ ,  $\varphi = 0,6$  (в аппарате возможно вспенивание реакционной массы).

$$V_a = \frac{G_{год} \cdot V_{1т} \cdot \Delta\tau \cdot (1+z)}{N \cdot 24 \cdot \varphi} = \frac{5000 \cdot 800 \cdot 6,5 \cdot (1+0,1)}{330 \cdot 24 \cdot 0,6} = 6018 \text{ л.}$$

Выбираем ближайший больший объем аппарата в соответствии с ГОСТ 13372–78. Объем аппарата 6300 л.

### Пример 2

Согласно практическим данным, на приготовление фенолформальдегидной смеси в расходной емкости (с учетом времени перекачки приготовленной смеси в рабочую емкость) требуется 6 ч. Годовой выпуск продукции,  $G_{год}$  — 2500 т; количество рабочих суток в году,  $N$  — 330; длительность процесса,  $\Delta\tau$  — 6,0 ч;  $G_{1т} = 2262$  кг/т;  $z = 10\%$ . Определить полный объем реактора поликонденсации.

$$V_a = \frac{G_{год} \cdot V_{1т} \cdot (1+z) \cdot \tau}{N \cdot 24 \cdot \varphi \cdot n} = \frac{G_{год} \cdot G_{1т} \cdot (1+z) \cdot \tau}{N \cdot 24 \cdot \varphi \cdot n \cdot \rho}.$$

Часовой объем фенолформальдегидной смеси составляет:

$$W_{\text{фф. смеси}} = \frac{\sum G_{\text{комп}}}{\rho_{\text{смеси}}},$$

$G_{1\text{т}} = 2262 \text{ кг/т}$  (данные из материального баланса):

$$\frac{100}{\rho_{\text{фф. смеси}}} = \frac{\omega_{\text{фенол}}}{\rho_{\text{фенол}}} + \frac{\omega_{\text{формалин}}}{\rho_{\text{формалин}}} + \frac{\omega_{\text{вода}}}{\rho_{\text{вода}}},$$

где  $\rho_{\text{фенол}}$  — плотность фенола,  $\text{кг/м}^3$  ( $\rho_{\text{фенол}} = 1070 \text{ кг/м}^3$ );  $\rho_{\text{формалин}}$  — плотность формалина,  $\text{кг/м}^3$  ( $\rho_{\text{формалин}} = 1110 \text{ кг/м}^3$ );  $\omega_{\text{фенол}}$  — массовая доля фенола, % ( $\omega_{\text{фенол}} = 57,80 \%$ );  $\omega_{\text{формалин}}$  — массовая доля формалина, % ( $\omega_{\text{формалин}} = 28,61 \%$ );  $\omega_{\text{вода}}$  — массовая доля воды, % ( $\omega_{\text{вода}} = 13,59 \%$ ).

Рассчитываем плотность фенолоформальдегидной смеси:

$$\frac{100}{\rho_{\text{фф. смеси}}} = \frac{57,80}{1070} + \frac{28,61}{1110} + \frac{13,59}{1000},$$

$$\rho_{\text{фф. смеси}} = 1068,17 \text{ кг/м}^3.$$

Учитывая тот факт, что при температуре выше  $60^\circ\text{C}$  возможно начало реакции поликонденсации и вскипание смеси, принимаем коэффициент заполнения за  $60 \%$ .

$$V_a = \frac{G_{\text{год}} \cdot G_{1\text{т}} \cdot (1+z) \cdot \tau}{N \cdot 24 \cdot \varphi \cdot n \cdot \rho} = \frac{2500 \cdot 2262 \cdot (1+0,1) \cdot 6}{330 \cdot 24 \cdot 0,6 \cdot 1068,17} = 7,35 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке стальной стандартный аппарат в соответствии с ГОСТ 13372–78 ГKK1–1–25–0,07 объемом  $8 \text{ м}^3$ .

### Пример 3

Рассчитать объемы мерников и хранилищ для фенола, формалина и сборника для надсмольной воды на стадии поликонденсации фенолформальдегидной смолы, если известно, что годовой выпуск продукции  $G_{\text{год}} = 2500 \text{ т}$ , коэффициент заполнения всех мерников  $0,9$ , количество фенола, загружаемого из расчета на  $1 \text{ т}$  конечного продукта,  $1063,7 \text{ кг/т}$ , количество формалина, загружаемого из расчета на  $1 \text{ т}$  конечного продукта,  $735,4 \text{ кг/т}$ , период процесса  $\tau = 8 \text{ ч}$ ,  $N = 330$ ,  $Z = 10 \%$ ,  $Y = 10$ , плотности фенола и формалина  $1070 \text{ кг/м}^3$  и  $1096 \text{ кг/м}^3$  соответственно. Операционная масса потока в сборнике  $G_{\text{опер}}^{\text{п}} = 2230,12 \text{ кг/опер}$ .

Расчет ведется по общей формуле

$$V_{\text{мерн}} = \frac{G_{\text{опер}}}{\rho_i \cdot \varphi_{\text{мерн}}} = \frac{G_{1\text{кг}} \cdot K}{\rho_i \cdot \varphi_{\text{мерн}}},$$

где  $G_{\text{опер}}$  — масса операционной загрузки  $i$ -го вида сырья в реактор, кг/опер;  
 $\varphi_{\text{мерн}}$  — коэффициент заполнения мерника  $i$ -го вида сырья ( $\varphi_{\text{мерн}} = 0,90$  для мерника без перемешивания);  $G_{1\text{ кг}}$  — количество растворителя, загружаемого из расчета на 1 кг конечного продукта, кг.

$$K = \frac{G_{\text{год}} \cdot (1+z) \cdot \tau}{N \cdot 24} = \frac{2500 \cdot 10^3 \cdot (1+0,1) \cdot 8}{330 \cdot 24} = 2777,8.$$

1. Мерник для фенола:

$$V_{\text{мерн}}^{\text{фенол}} = \frac{1063,7 \cdot 10^{-3} \cdot 2777,8}{1070 \cdot 0,90} = 3,07 \text{ м}^3.$$

Принимаем наибольший ближайший объем по ГОСТ 13372–78, он равен 3,2 м<sup>3</sup>.

2. Мерник для формалина:

$$V_{\text{мерн}}^{\text{формалин}} = \frac{735,43 \cdot 10^{-3} \cdot 2777,8}{1096 \cdot 0,90} = 2,07 \text{ м}^3.$$

Принимаем наибольший ближайший объем по ГОСТ 13372–78, он равен 2,5 м<sup>3</sup>.

3. Сборник для надсмольной воды:

$$V_{\text{сборник}}^{\text{надсм. вода}} = \frac{G_{\text{опер}}^{\text{п}}}{\rho_{\text{п}} \cdot \varphi_{\text{сб}}} = \frac{2230,12}{1000 \cdot 0,90} = 2,48 \text{ м}^3.$$

Принимаем наибольший ближайший объем по ГОСТ 13372–78, он равен 3,2 м<sup>3</sup>.

*Расчет хранилищ фенола и формалина*

1. Хранилище фенола:

$$V_{\text{хран}}^{\text{фенол}} = \frac{V_{\text{сут}} \cdot Y}{\varphi_{\text{хран}}} = \frac{G_{\text{год}} \cdot G_{1\text{ м}} \cdot Y}{N \cdot \rho_{\text{рм}} \cdot \varphi_{\text{хран}}} = \frac{2500 \cdot 1063,7 \cdot 10}{330 \cdot 1070 \cdot 0,9} = 83,7 \text{ м}^3.$$

Принимаем наибольший ближайший объем по ГОСТ 13372–78, он равен 100 м<sup>3</sup>.

2. Хранилище формалина:

$$V_{\text{хран}}^{\text{форм}} = \frac{V_{\text{сут}} \cdot Y}{\varphi_{\text{хран}}} = \frac{G_{\text{год}} \cdot G_{1\text{ т}} \cdot Y}{N \cdot \rho_{\text{рм}} \cdot \varphi_{\text{хран}}} = \frac{2500 \cdot 735,4 \cdot 10}{330 \cdot 1096 \cdot 0,9} = 56,5 \text{ м}^3.$$

Принимаем наибольший ближайший объем по ГОСТ 13372–78, он равен 63 м<sup>3</sup>.

## 2.6. Особенности расчетов реакторов непрерывного действия

В крупнотоннажных химических производствах, в том числе и в промышленности органического и биохимического синтеза, широко применяются непрерывные химико-технологические процессы и соответственно реакторы непрерывного действия.

В сравнении с периодическими непрерывные процессы имеют следующие преимущества:

- возможность специализации аппаратуры для осуществления каждой стадии процесса;
- возможность создания аппаратов большой единичной мощности;
- более легкая стабилизация параметров процесса во времени;
- большая стабильность качества готового продукта;
- легкость регулирования и возможность автоматизации процесса.

Известны два основных типа непрерывно действующих (проточных) реакторов:

- реакторы полного вытеснения (РПВ);
- реакторы полного смешения (РПС).

Проточные реакторы вышеназванных типов имеют специфические особенности, обусловленные различным характером изменения концентрации перерабатываемых веществ по длине (или высоте) реакционной зоны.

### 2.6.1. Специфические особенности реакторов непрерывного действия. Движущая сила процессов в проточных реакторах

Анализ особенностей реакторов непрерывного действия целесообразно начать с сопоставления работы аппаратов периодического и непрерывного действия.

При проведении периодического процесса перерабатываемые вещества находятся в определенной объеме в течение времени, необходимого для достижения требуемой степени превращения реагентов. В этом случае можно считать бесспорным, что все частицы перерабатываемых веществ пребывают в реакционной зоне одинаковое время, которое равно расчетному. В таком реакторе состав реакционной массы одинаков во всем объеме и непрерывно изменяется во времени.

Таким образом, идеальный периодический реактор отличается отсутствием градиента концентраций по объему  $\left( \frac{dC_i}{dV} = 0 \right)$ , что достижимо при высокой интенсивности перемешивания, ведущей к постоянству температуры по объ-

ему  $\left(\frac{dT}{dV}=0\right)$ . Дополнительное условие идеальности такого реактора состоит

в одновременной и моментальной загрузке всех компонентов исходной смеси.

На рис. 2.1 схематично представлены различия в работе реакторов периодического и непрерывного действия.

Стадии для периодического и непрерывного процессов одинаковы, но при периодических процессах стадии осуществляются в основном аппарате, а при непрерывных — в разных аппаратах.

Выделяют следующие стадии данных процессов:

- 1) загрузка и нагревание до температуры реакции;
- 2) выдержка (химическая реакция);
- 3) охлаждение реакционной массы;
- 4) выгрузка готового продукта.

Продолжительность процесса  $\Delta\tau$  — время, необходимое для завершения всех стадий процесса, от загрузки исходных веществ до выгрузки готового продукта; период процесса  $\Delta\tau$  — отрезок времени от начала загрузки исходных веществ данной операции до начала загрузки исходных веществ следующей

операции ( $\Delta\tau = \tau_{\text{раб}} + \tau_{\text{вспом}}$ ); степень непрерывности процесса  $\frac{\tau}{\Delta\tau}$  — отношение

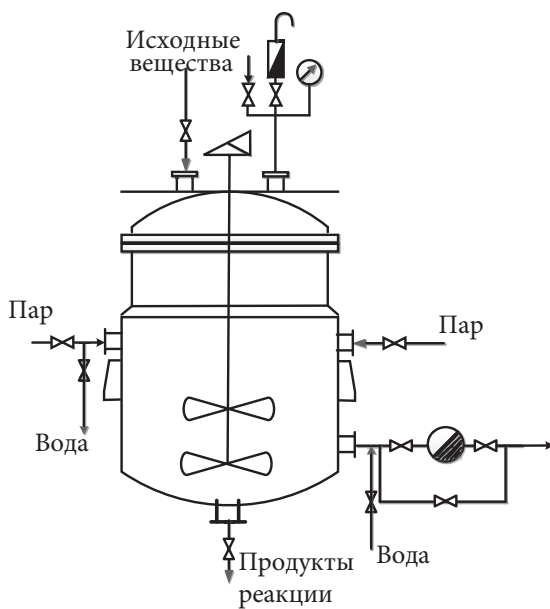
продолжительности к периоду процесса.

Существует ряд особенностей протекания периодических и непрерывных процессов (табл. 2.2).

В непрерывно действующем реакторе, в зависимости от его типа, фактическое время пребывания частиц в реакционной зоне может отличаться от расчетного. Специфические особенности реакторов непрерывного действия схематично представлены на рис. 2.2.

*Проточный реактор полного вытеснения (РПВ)* является частным случаем непрерывно действующих аппаратов вытеснения, в которых реакционная масса движется вдоль потока, вытесняя последующие слои. Условие идеальности такого аппарата состоит в том, что каждый элемент реакционной массы в данном поперечном сечении движется вдоль оси потока с одинаковой линейной скоростью («поршневой» режим). Этим исключаются торможение потока насадкой или стенками и диффузионные явления, из которых особенно существенно обратное, или продольное, перемещение вдоль оси потока. При стационарном режиме работы, т. е. при постоянных скорости, составе поступающей смеси к теплопередаче, каждый элемент реакционной массы пребывает в реакторе одинаковое время, а концентрации реагентов и температура в каждом поперечном сечении остаются постоянными.

## Периодический процесс



## Непрерывный процесс

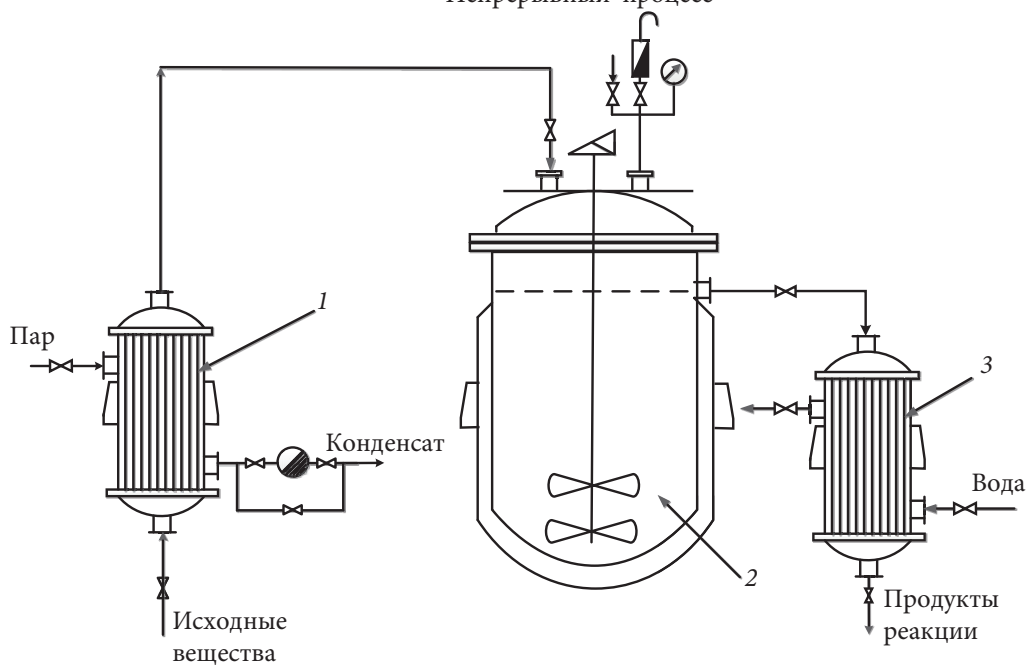


Рис. 2.1. Аппаратурное оформление  
периодического и непрерывного процессов:  
1 — подогреватель; 2 — реактор полного смешения; 3 — холодильник



Таблица 2.2

## Особенности периодических и непрерывных процессов

№ п/п	Фактор процесса	Тип процесса	
		РПД (периодический)	РНД (непрерывный)
1	Период	$\Delta\tau > \tau$	$\Delta\tau = \tau$ $\tau_{\text{всп}} = 0$
2	Степень непрерывности	$\frac{\tau}{\Delta\tau} < 1$	$\frac{\tau}{\Delta\tau} = 1$
3	Место осуществления отдельных стадий	В одном аппарате	В различных частях аппарата или в разных аппаратах
4	Порядок осуществления отдельных стадий	Последовательно, в разное время	Одновременно, непрерывно
5	Концентрация реагирующих веществ	Одинакова во всех точках аппарата, но меняется во времени: $dC/dV = 0$ $dC/d\tau \neq 0$	Различна в каждый момент в разных точках объема аппарата, но постоянна во времени для одной и той же точки. Не меняется во времени: $dC/dV(dL) \neq 0$ $dC/d\tau_i = 0$

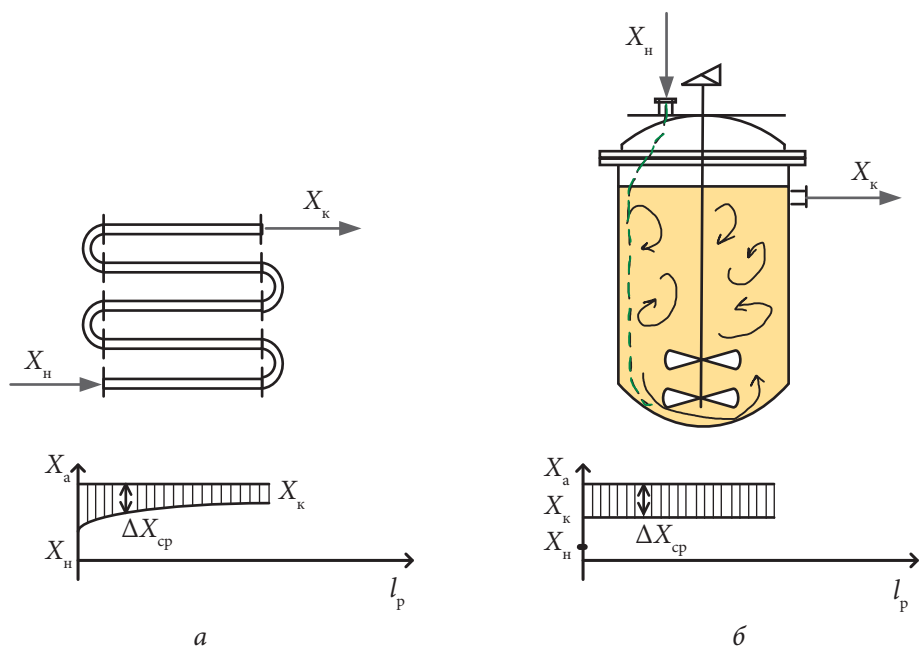


Рис. 2.2. Особенности реакторов непрерывного действия:

*а* — проточный реактор полного вытеснения; *б* — проточный реактор полного смешения;  
 $X_a$  — степень превращения реагента А;  $X_n, X_k$  — степень превращения реагента А  
 в зонах загрузки и выгрузки из реактора

В реакторе *полного вытеснения* фактическое время пребывания в реакционной зоне не отличается от расчетного ( $\Delta\tau = \tau$ ):

$$\frac{dC_i}{dV} \neq 0, \quad \frac{dT}{dV} \neq 0, \quad \frac{dC_i}{d\tau} = 0.$$

Наибольшее различие между расчетным и фактическим временем пребывания частиц в реакционной зоне наблюдается в реакторах *полного смешения*.

*Проточный реактор полного смешения* (РПС) отличается тем, что реакционная масса в нем интенсивно перемешивается.

Условием его идеальности является отсутствие градиентов концентраций и температуры по объему, а при стационарном режиме концентрации и температуры постоянны и во времени:

$$\frac{dC_i}{dV} = 0, \quad \frac{dT}{dV} = 0, \quad \frac{dC_i}{d\tau} \neq 0.$$

В таком аппарате концентрация вещества *a* в исходной смеси ( $C_{a,0}$ ) моментально падает (из-за разбавления в большом объеме реакционной массы) до некоторой величины  $C_a$ , равной его концентрации в смеси, выходящей из реактора (рис. 2.3).

Было математически показано, что после прохождения через аппарат полного смешения объема жидкости, равного объему аппарата, вытесняется 0,632 объема «прежней» жидкости, а 0,368 объема остается невытесненным. Отсюда следует, что фактическое время пребывания частиц в аппарате такого типа отличается от расчетного. Быстрое же снижение концентрации с  $C_{a,0}$  до  $C_a$  сказывается и на уменьшении движущей силы процессов в РПС по сравнению с РПВ.

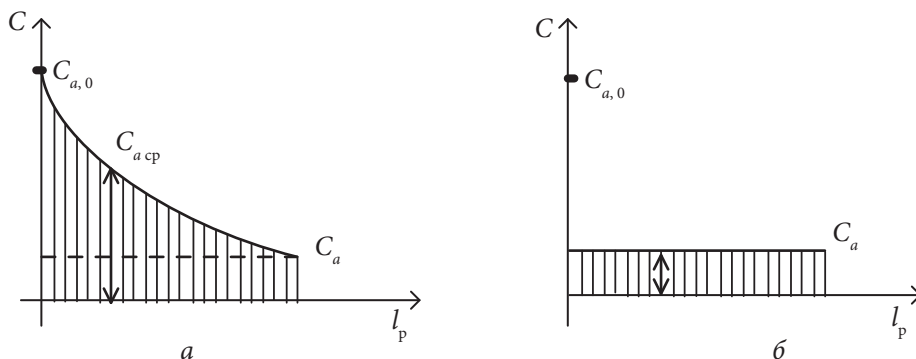


Рис. 2.3. Характер изменения концентрации ( $C_a$ ) веществ и средняя движущая сила процесса:

*a* — РПВ; *б* — РПС;  $C_{a,ср}$  — средняя движущая сила химической реакции;  $l_p$  — длина (высота) реакционной зоны;  $C_a$  — равновесная или конечная предельная концентрация

Характер изменения концентрации ( $C_a$ ) веществ и средняя движущая сила процесса для рассматриваемых типов проточных реакторов схематически представлены на рис. 2.3.

Рисунок 2.3 иллюстрирует вывод о меньшей движущей силе химического процесса (реакции) при ее проведении в РПС (по сравнению с РПВ) вследствие постоянного «разбавления» исходных реагентов продуктами реакции («эффект вымывания»).

### 2.6.2. Технологический расчет проточных реакторов

Технологический расчет проточных реакторов, как и другого емкостного оборудования, сводится к определению объемов аппаратов.

Объем реакционной кассы, находящейся в реакторе, или рабочий объем реактора ( $V_p$ ), определяют по формуле

$$V_p = W_{cm}^{\tau} \cdot \tau,$$

где  $W_{cm}^{\tau}$  — объем реакционной смеси, подаваемой в реактор в единицу времени (секунду, минуту, час);  $\tau$  — время пребывания реакционной массы в проточном реакторе: в РПВ ( $\tau_b$ ) или РПС ( $\tau_{cm}$ ).

Размерность  $\tau$  должна быть увязана с размерностью  $W_{cm}^{\tau}$ .

Таким образом, для расчета реакционного объема необходимо вычислить объемный расход реакционной смеси ( $W_{cm}^{\tau}$ ) и время ее пребывания ( $\tau_b$  или  $\tau_{cm}$ ) в реакционной зоне.

#### Расчет объема реакционной смеси, подаваемой в реактор в единицу времени

Часовой объем реакционной смеси находят из простого соотношения:

$$W_{cm}^{час} = \frac{G_{cm}^{час}}{\rho_{cm}},$$

где  $G_{cm}^{час}$  — часовая масса реакционной смеси, перерабатываемой на соответствующей стадии (т/ч, кг/ч), определяется по результатам материальных расчетов стадии;  $\rho_{cm}$  — плотность реакционной смеси (т/м<sup>3</sup>, кг/м<sup>3</sup>), определяемая опытным путем.

Время пребывания реакционной массы в реакторах рассчитывают исходя из кинетических закономерностей протекания реакций в аппарате соответствующего типа (т. е. РПВ или РПС).

### Расчет времени пребывания реакционной массы ( $\tau_b$ ) в проточных реакторах полного вытеснения

Как уже упоминалось выше, в РПВ концентрации меняются только по длине аппарата, что позволяет составить следующее уравнение материального баланса для элементарного объема в единицу времени:

$$dF_a = R_a \cdot dV_p,$$

где  $F_a$  — мольная скорость по определяющему реагенту, равная  $M_a/R_a$ ;  $M_a$  — количество молей реагента  $R$ ,  $R_a$  — скорость химической реакции;  $dV_p$  — элементарный объем реакционной массы.

Интегрирование по всему реакционному объему  $V_p$ , когда количество вещества меняется от  $F_{a,0}$  до  $F_a$ , дает:

$$V_p = \int_{F_{a,0}}^{F_a} \frac{dF_a}{|R_a|} = F_{a,0} \cdot \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{|R_a|}$$

или

$$\frac{V_p}{F_{a,0}} = \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{|R_a|}.$$

Умножая обе части уравнения на  $C_{a,0}$ , получаем

$$\tau_b = C_{a,0} \cdot \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{|R_a|},$$

где  $C_{a,0}$  — начальная мольная концентрация реагента  $a$ ;  $X_a$  — степень конверсии этого реагента.

Решения вышеприведенных интегральных уравнений для многих химических реакций можно найти в учебной и справочной литературе.

Например, для реакции первого порядка, описываемой уравнением

$$R_a = k_a \cdot C_a,$$

ее продолжительность составит

$$\tau_b = \frac{1}{k_a} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_a}.$$

### Расчет времени пребывания реакционной массы ( $\tau_{см}$ ) в проточных реакторах полного смешения

Особенность реактора полного смешения заключается в мгновенном смешении концентрации реагента с  $C_{a,0}$  до  $C_a$ . За счет интенсивного перемешивания состав реакционной смеси становится одинаковым во всех точках реакционного

объема, и, таким образом, скорость реакции тоже постоянна во всем реакционном объеме.

Это дает возможность при стационарных условиях работы составить уравнение материального баланса в целом по аппарату (минуя дифференциальные выражения):

$$F_a - F_{a,0} = F_a \cdot X_a = R_a \cdot V_p.$$

В случае ключевого реагента  $A$  время пребывания реагента можно рассчитать по формуле

$$\tau_{\text{см}} = C_{a,0} \cdot \frac{X_a}{|R_a|} = \frac{C_{a,0} - C_a}{|R_a|}.$$

Для реакции первого порядка время пребывания реагента в реакционной зоне составит:

$$\tau_{\text{см}} = \frac{1}{k_a} \cdot \frac{X_a}{1 - X_a}.$$

В ряде случаев, когда кинетика процесса не исследовалась или для ее описания нужны сложные кинетические уравнения, время пребывания реакционной массы в проточных реакторах находят опытным путем.

Полный объем реактора  $V_a$  связан с рабочим объемом  $V_p$  через коэффициент (степень) заполнения  $\phi$ :

$$V_a = \frac{V_p}{\phi} = \frac{W_{\text{см}}^{\tau} \cdot \tau}{\phi}.$$

Для идеального типа РПВ (реактор в виде трубы)  $\phi = 1$ , т. е.  $V_a = V_p$ . Для РПС можно рекомендовать те же величины  $\phi$ , что и для реакторов периодического действия (РПД). Полученный расчетный объем  $V_a$  (для РПС) округляют до ближайшего большего стандартного объема ( $V_{\text{ГОСТ}}$ ).

Таким образом, для определения расчетного объема реактора необходимо знать часовой объем подаваемой в реактор смеси реагентов ( $W_{\text{см}}^{\tau}$ , м<sup>3</sup>/ч) и время пребывания реакционной массы в реакторе ( $\tau$ , ч).

Причем

$$W_{\text{см}}^{\tau} = \frac{G_{\text{см}}}{\rho_{\text{см}}},$$

где  $G_{\text{см}}$  — часовая масса смеси реагентов, т/ч (из материального баланса соответствующей стадии);  $\rho_{\text{см}}$  — плотность реакционной смеси, кг/м<sup>3</sup> (опытные данные).

При использовании в качестве РПВ трубчатки (в виде змеевика) после расчета  $V_p$  определяют диаметр трубы реактора  $d_{тр}$  по формуле

$$d_{тр} = \frac{4 \cdot W_{см}^c \cdot \rho_{см}}{\pi \cdot Re \cdot \mu},$$

где  $W_{см}^c$  — секундный объем реакционной смеси, подаваемой в реактор, м<sup>3</sup>/с ( $W_{см}^c = \frac{G_{см}}{3600}$ );  $Re$  — критерий Рейнольдса, принимаемый с учетом требуемого

характера движения потока (при турбулентном движении  $Re > 2300$ );  $\rho_{см}$  — плотность реакционной смеси, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  — коэффициент динамической вязкости реакционной массы, Па · с.

Полученную расчетную величину  $d_{тр}$  округляют до ближайшего большего значения условного прохода ( $d_y$ ) трубы по ГОСТу.

Выбрав  $d_y$ , определяют линейную скорость движения реакционной массы в трубе-реакторе ( $\omega$ , м/с) по формуле

$$\omega = \frac{4 \cdot W_{см}^c}{\pi \cdot d_y^2}.$$

Длина реакционной зоны  $L_p$  трубчатого реактора рассчитывается по формуле

$$L_p = \omega \cdot \tau_v.$$

Также геометрические размеры реакторов можно рассчитать следующим образом. Определить площадь поперечного сечения реактора  $F$  из уравнения расхода:

$$F = \frac{q_{сек}}{\omega},$$

где  $q_{сек}$  — объемная скорость потока (секундная объемная производительность), м<sup>3</sup>/с;  $\omega$  — скорость течения среды, м/с (скорость обычно бывает известна или ее задают).

Определив сечение аппарата, находят его диаметр по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}}.$$

Длину рабочей части (реакционной зоны) аппарата определяют по формуле

$$L = \frac{V_p}{f} = \omega \cdot \tau_v,$$

где  $V_p$  — объем рабочей части аппарата,  $\text{м}^3$ ;  $\tau_v$  — время, необходимое для проведения процесса (реакции), с.

Длина (высота) реактора также будет зависеть от размеров устройств, находящихся в нем, от длины трубчатки, сепараторов и других узлов.

Если аппарат заполнен катализатором или насадкой, то объем ( $\text{м}^3$ ) рабочей части аппарата принимается равным объему насадки или катализатора:

$$V_p = \frac{F_k}{\sigma},$$

где  $F_k$  — поверхность катализатора или насадки,  $\text{м}^2$ ;  $\sigma$  — удельная поверхность катализатора или насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Площадь поперечного сечения аппарата с катализатором или насадкой ( $\text{м}^2$ ) равна:

$$F_k = \frac{q_{\text{сек}}}{\omega \cdot a},$$

где  $a$  — отношение свободного сечения насадки или катализатора к сечению пустого аппарата.

Длина рабочей части аппарата ( $\text{м}$ ) определяется по формуле

$$L = \frac{\omega \cdot a \cdot F_k}{q_{\text{сек}} \cdot \sigma}.$$

Так как время реакции  $\tau_v$  не всегда можно определить точно, вместо времени реакции вводят так называемое фиктивное время реакции или величину, обратно пропорциональную фиктивному времени, — объемную скорость. *Объемной скоростью* называется количество кубических метров исходного газа, проходящего через  $1 \text{ м}^3$  катализатора в 1 ч. Объемная скорость выражается в  $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$  или  $\text{ч}^{-1}$ .

$$v_{\text{об}} = \frac{V_{\text{сырье}}}{V_k},$$

$$V_k = \frac{V_{\text{сырье}}}{v_{\text{об}}}.$$

Производительность катализатора — масса (объем) целевого продукта, снимаемого с единицы объема (массы) катализатора в единицу времени ( $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ ,  $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ ,  $\text{кг}/(\text{кг} \cdot \text{ч})$ ,  $\text{м}^3/(\text{кг} \cdot \text{ч})$ ):

$$N_k = \frac{N_{\text{прод}}}{V_k},$$

$$N_k = \frac{N_{\text{прод}}}{m_k}.$$

Значения фиктивного времени и объемной скорости определяют опытным путем на основании исследовательских работ на лабораторных и полужаводских установках для условий, соответствующих режиму работы проектируемого аппарата. Объемную скорость выбирают в зависимости от давления (или температуры), метода получения исходного газа и допустимого перепада давления в системе. Так, в колонне синтеза аммиака при давлении 32 МПа и отсутствии в газе инертных примесей объемную скорость рекомендуется принимать равной порядка  $30\,000\text{ ч}^{-1}$ , при наличии инертных примесей — равной  $22\,000\text{--}25\,000\text{ ч}^{-1}$ , а при давлении 50 МПа — равной  $50\,000\text{--}60\,000\text{ ч}^{-1}$ . В промышленных конверторах метана (в производстве аммиака) при температуре  $600\text{--}1000\text{ }^{\circ}\text{C}$  объемную скорость принимают равной  $250\text{--}400\text{ ч}^{-1}$ .

Объем катализатора  $V_k$  определяется исходя из объемной скорости  $\omega$ :

$$V_k = \frac{q_{\text{сек}}}{\omega}.$$

Для целого ряда процессов, кинетика которых достаточно хорошо изучена, объем катализатора рассчитывают по эмпирическим формулам или находят по соответствующим графикам.

Размеры сложных контактных систем рассчитывают по отдельным зонам или участкам. На каждом участке определяют требуемое количество катализатора, принимая в расчет среднее значение объемной скорости.

Полученные размеры аппарата должны быть обязательно приведены в соответствие с действующими стандартами.

## 2.7. Примеры расчетов реактора непрерывного действия

### Пример 1

Производительность установки платформинга по жидкому сырью составляет  $1760\text{ т/сут.}$  Объемный расход смеси паров и циркуляционного водорода равен  $2,57\text{ м}^3/\text{с}$  в условиях процесса. Объемная скорость жидкого сырья, имеющего плотность  $748\text{ кг/м}^3$ , составляет  $1,53\text{ ч}^{-1}$ ; линейная скорость парогазовой смеси в сечении реактора равна  $0,39\text{ м/с}$ . Определить общий объем катализатора в реакторах и диаметр реактора.

**Решение**

Объемный расход жидкого сырья на установке платформинга равен:

$$q_{\text{час}} = \frac{G_{\text{час}}}{\rho} = \frac{1760 \cdot 1000}{24 \cdot 748} = 98,039\text{ м}^3/\text{ч}.$$



Объем катализатора в реакторах:

$$V_{\kappa} = \frac{q_{\text{час}}}{\omega} = \frac{98,039}{1,53} = 64,08 \text{ м}^3.$$

Диаметр реактора определяем из соотношения

$$\omega = \frac{4 \cdot W_{\text{см}}^c}{\pi \cdot d_y^2},$$
$$d_y = \sqrt{\frac{4 \cdot W_{\text{см}}^c}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,57}{3,14 \cdot 0,39}} = 0,89 \text{ м}.$$

Общий объем катализатора в реакторах составляет  $64,08 \text{ м}^3$ , диаметр реактора равен  $0,89 \text{ м}$ .

### Пример 2

Определить объем катализатора в реакторе для окисления метанола в  $\text{CH}_2\text{O}$  при секционировании реактора на три слоя. Заданная степень превращения:  $X_a = 0,98$ ;  $k_a = 0,98 \cdot 10^{-5} \text{ ч}^{-1}$ ,  $W_{\text{см}}^{\tau} = 8960 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Решение

Зная время и часовой объем реакционной смеси, подаваемой в реактор, объем катализатора можно рассчитать из уравнения

$$V_{\kappa} = W_{\text{см}}^{\tau} \cdot \tau.$$

По кинетическому уравнению реакции первого порядка определяем время пребывания в реакторе:

$$\tau_b = \frac{1}{k_a} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_a} = \frac{1}{0,98 \cdot 10^5} \cdot \ln \frac{1}{1 - 0,98} = 3,99 \cdot 10^{-5} \text{ ч} = 0,14 \text{ с},$$

$$V_{\kappa} = W_{\text{см}}^{\tau} \cdot \tau = 8960 \cdot 3,99 \cdot 10^{-5} = 0,357 \text{ м}^3.$$

Объем катализатора в реакторе равен  $0,357 \text{ м}^3$ .

## 2.8. Удельная производительность и выбор реактора

Уменьшение движущей силы процесса в аппаратах РПС по сравнению с РПВ приводит к уменьшению скорости реакции и увеличению времени пребывания реакционной массы в РПС.

Таким образом, РПС является *менее* эффективным типом проточного реактора в сравнении с РПВ.

Количественную оценку эффективности реакторов можно сделать, сравнивая их удельные производительности.

Для непрерывно действующих реакторов в стационарных условиях работы удельная производительность ( $G_b$ ) по веществу  $b$  — продукту реакции — определяется следующим образом:

$$G_b = F_b / V_p.$$

Для простой реакции, не сопровождающейся образованием побочных веществ,  $F_b$  можно выразить через степень конверсии ( $X_a$ ) и мольную скорость по определяющему веществу  $a$ , и тогда удельную производительность по продукту реакции — веществу  $b$  — можно рассчитать по следующей формуле:

$$G_b = \frac{F_b}{V_p} = \frac{\nu_b \cdot F_{a,0} \cdot X_a}{\nu_a \cdot V_p},$$

где  $\nu_a$  и  $\nu_b$  — стехиометрические коэффициенты соответствующих веществ в химическом уравнении реакции.

Отношение удельных производительностей РПС и РПВ называют коэффициентом полезного действия РПС ( $\eta_1$ ).

Таким образом:

$$\eta_1 = \frac{G_b^{\text{РПС}}}{G_b^{\text{РПВ}}}.$$

Сравнение удельной производительности аппаратов РПВ и РПС показывает, что во всех случаях (за исключением реакций нулевого порядка) производительность РПВ выше, чем у РПС. Так, например, для реакции первого порядка удельные производительности составят:

$$G_b^{\text{РПВ}} = \frac{\nu_b \cdot k_a \cdot C_{a,0} \cdot X_a}{\nu_a \cdot \ln \frac{1}{1 - X_a}},$$

$$G_b^{\text{РПС}} = \frac{\nu_b \cdot k_a \cdot C_{a,0} \cdot (1 - X_a)}{\nu_a}.$$

Отношение удельных производительностей РПС к РПВ получится равным:

$$\eta_1 = \frac{G_b^{\text{РПС}}}{G_b^{\text{РПВ}}} = \frac{1 - X_a}{X_a} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_a},$$

и будет меньше единицы.

Анализируя последнее уравнение, нетрудно видеть, что коэффициент полезного действия РПС равен также отношению времени пребывания реакционной массы в аппаратах РПВ и РПС (табл. 2.3), т. е.

$$\eta_l = \frac{\tau_B}{\tau_{CM}}.$$

Таблица 2.3

**Порядок реакции и ее продолжительность в проточных реакторах.  
КПД реакторов полного смешения\***

Порядок реакции	$\tau_B$	$\tau_{CM}$	$\eta_{РПС} = \frac{\tau_B}{\tau_{CM}}$
Нулевой	$\frac{X_a}{k_a}$	$\frac{X_a}{k_a}$	1
Первый	$\frac{1}{k_a} \cdot \ln \frac{1}{1-X_a}$	$\frac{X_a}{k_a \cdot (1-X_a)}$	$\frac{1-X_a}{X_a} \cdot \ln \frac{1}{1-X_a}$
Второй	$\frac{X_a}{k_a \cdot (1-X_a)}$	$\frac{X_a}{k_a \cdot (1-X_a)^2}$	$1-X_a$

\* При условии равенства стехиометрических коэффициентов.

Таких образом, аппараты полного вытеснения являются более производительными по сравнению с РПС. Однако в ряде случаев, когда необходимо интенсивное перемешивание, использование аппаратов типа РПВ нецелесообразно и следует применять реакторы полного смешения.

Например, их применяют для гетерофазных процессов, когда перемешивание способствует развитию поверхности контакта фаз и интенсификации процесса. Этим аппаратам отдается преимущество при проведении быстрых и высокоэкзотермических реакций, когда из-за высоких концентраций реагентов на входе в реактор полного вытеснения трудно регулировать температуру и может произойти сильный перегрев, вплоть до взрыва.

Для увеличения эффективности работы РПС предложен ряд технологических приемов (методов).

## 2.9. Методы увеличения КПД реакторов полного смешения

В настоящее время применяют следующие методы увеличения КПД реакторов полного смешения:

- проведение реакции в условиях, обеспечивающих большую линейную скорость движения реагентов через реакционную зону. По режиму работы в указанных условиях РПС приближается к РПВ, а  $\eta_i \rightarrow 1$ ;

- проведение реакции при естественном стекании жидких реагентов по насадке или теплообменному элементу колонного аппарата (см. рис. 2.5). Аппараты указанных конструкций также работают по схеме, близкой к схеме полного вытеснения;

- проведение реакции с низкой степенью превращения исходных веществ. Этот прием эффективен при относительной легкости отделения продукта реакции от исходных реагентов и, следовательно, при возможности использования рецикла сырья, берущегося в избытке;

- проведение процесса в реакторе, разделенном перегородками на секции (см. рис. 2.6), или в каскаде из нескольких аппаратов (см. рис. 2.7).

При применении секционированного реактора или каскада реакторов КПД РПС ( $\eta_n$ ) увеличивается.

Удельную производительность каскада РПС можно рассчитать по формуле

$$G_{b(\text{каскад})}^{\text{РПС}} = \frac{v_b \cdot k_a \cdot C_{a,0} \cdot X_a}{v_a \cdot n \cdot \left[ (1 - X_a)^{\frac{1}{n}} - 1 \right]},$$

где  $n$  — число аппаратов в каскаде.

Из данного уравнения видно, что производительность каскада РПС выше, чем у единичного реактора. Отношение удельных производительностей каскада РПС и единичного реактора РПВ определяется следующим выражением:

$$\frac{G_{b(\text{каскад})}^{\text{РПС}}}{G_b^{\text{РПВ}}} = \frac{\ln \frac{1}{1 - X_a}}{n \cdot \left[ (1 - X_a)^{\frac{1}{n}} - 1 \right]}.$$

С увеличением  $n$  каскад РПС по удельной производительности все более приближается к модели реактора полного вытеснения.

Например, для реакции первого порядка при  $X_a = 0,95$  отношение удельных производительностей одного реактора, каскада РПС и аппарата полного вытеснения составит:

$n = 1$	$n = 2$	$n = 4$	$n = 8$
0,157	0,428	0,672	0,807

Суммарное время пребывания реагентов в каскаде РПС можно определить по уравнению

$$\tau_{\text{см}}^{\text{кас}} = \frac{V_p}{W_{\text{см}}^{\tau}} = \frac{n}{k_a} \cdot \left[ \left( \frac{1}{1 - X_a} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right].$$

Как следует из этого уравнения, увеличение числа аппаратов ( $n$ ) в каскаде РПС приводит к уменьшению времени пребывания реакционной массы в реакторах и, как следствие, к уменьшению их объема (при постоянстве объемного расхода и степени конверсии  $X_a$ ). В свою очередь, при сохранении начального объема единичного реактора РПС и степени конверсии с ростом числа аппаратов можно увеличивать объемный расход реагентов ( $W_{\text{см}}$ ), т.е. увеличивать производительность реакторного узла. И, наконец, с ростом  $n$  при постоянстве объемного расхода ( $W_{\text{см}}$ ) и реакционных объемов реакторов ( $V_p$ ) увеличивается степень конверсии ( $X_a$ ).

В промышленном технологическом процессе целесообразность увеличения числа реакторов в каскаде РПС с целью уменьшения объема реактора одной ступени или увеличения производительности и степени конверсии может быть определена лишь с помощью экономических расчетов.

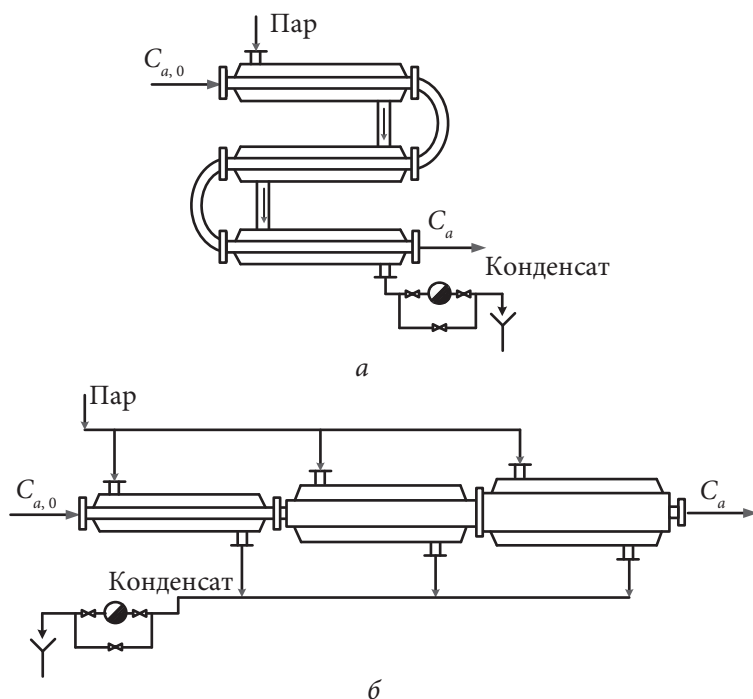


Рис. 2.4. Реакторы полного вытеснения на базе теплообменников типа «труба в трубе»: а — с постоянным сечением трубы-реактора; б — с переменным сечением трубы-реактора

На рис. 2.4–2.7 в виде эскизов представлены наиболее часто применяемые ( типовые ) конструкции проточных реакторов.

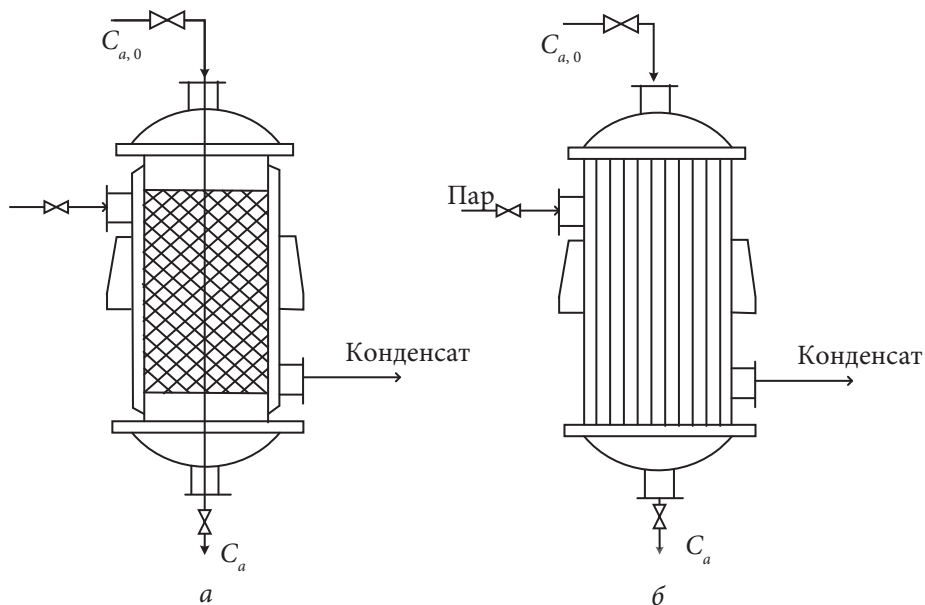


Рис. 2.5. Колонные реакторы, по режиму работы приближающиеся к РПВ:  
*а* — реакционная колонна с насадкой; *б* — реактор типа кожухотрубчатого теплообменника

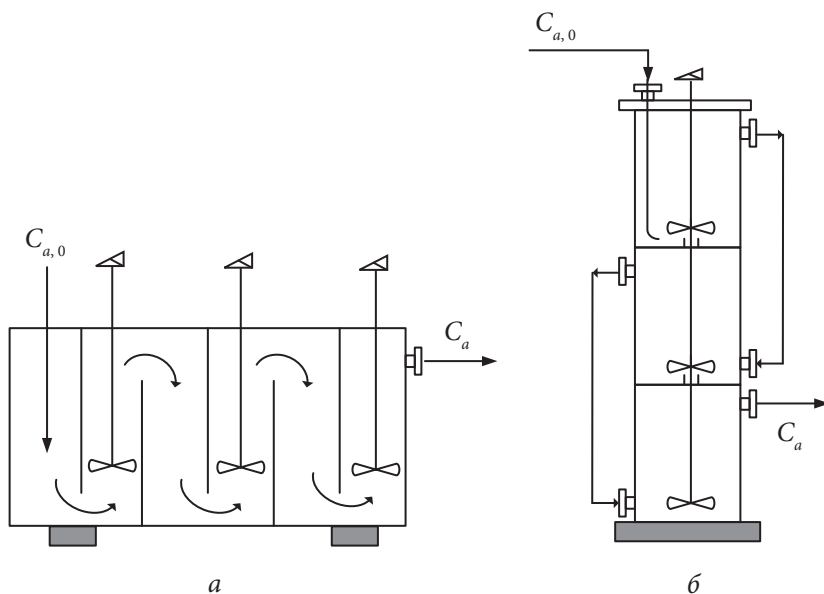


Рис. 2.6. Реакторы, разделенные перегородками на секции:  
*а* — коробчатый реактор с перегородками;  
*б* — реакционная колонна с перегородками между царгами

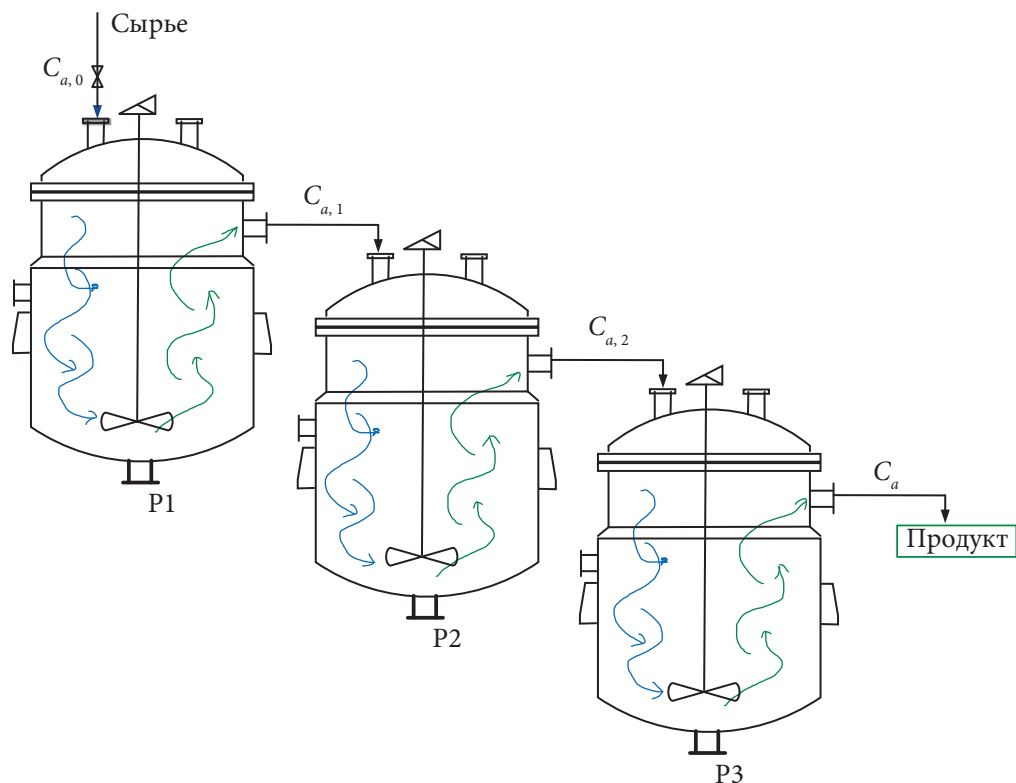


Рис. 2.7. Каскад РПС

## 2.10. Пример технологического расчета проточных реакторов

Выполнить расчет реактора полного вытеснения и каскада реакторов полного смешения для гидролиза касторового масла (КМ) водой (В) с целью получения глицерина (Г) и рицинолевой кислоты (РК).

*Условия проведения процесса*

Температура реакции 240 °С, давление 3,4 МПа.

Характер движения реагентов — турбулентный (реакционная масса должна находиться в эмульсии, чтобы процесс проходил в кинетической области).

Исходные данные для расчета:

годовая производительность установки по КМ,  $G_{\text{год}}$  — 5000 т/год;

количество рабочих суток в году — 330;

массовое соотношение — В : К = 0,85 : 1;

достигаемая глубина превращения (конверсия) КМ,  $X_{\text{КМ}}$  — 75 %;  
 константа скорости реакции,  $k_a$  —  $2,25 \cdot 10^{-4} \text{ с}^{-1}$ ;  
 молярная масса КМ,  $M_{\text{КМ}}$  — 926 кг/моль;  
 плотность КМ,  $\rho_{\text{КМ}}$  — 940 кг/м<sup>3</sup>;  
 коэффициент динамической вязкости,  $\mu_{\text{см}}$  — 0,5 МПа · с =  $5 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ;  
 плотность реакционной массы,  $\rho_{\text{см}}$  — 970 кг/м<sup>3</sup>.

### Решение

*Определение начальной и конечной молярной концентрации касторового масла.*

Часовое количество подаваемого в реактор КМ:

$$G_{\text{КМ}}^{\text{час}} = \frac{5000 \cdot 1000}{330 \cdot 24} = 631,3 \text{ кг/ч.}$$

Часовое количество подаваемой воды:

$$G_{\text{В}}^{\text{час}} = 631,3 \cdot 0,85 = 536,6 \text{ кг/ч.}$$

Часовой объем перерабатываемой смеси реагентов (без учета взаимной растворимости):

$$W_{\text{КМ}}^{\text{час}} = \frac{G_{\text{КМ}}^{\text{час}}}{\rho_{\text{КМ}}} + \frac{G_{\text{В}}^{\text{час}}}{\rho_{\text{В}}} = \frac{631,3}{0,94} + \frac{536,6}{1} = 1208,2 \text{ л/ч} = 1,2082 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Начальная молярная концентрация касторового масла:

$$C_{\text{КМ},0} = \frac{631,3 \cdot 1000}{926 \cdot 1208,2} = 0,564 \text{ моль/л.}$$

Конечная молярная концентрация касторового масла:

$$C_{\text{КМ}} = C_{\text{КМ},0} \cdot (1 - X_{\text{КМ}}) = 0,564 \cdot (1 - 0,75) = 0,141 \text{ моль/л.}$$

Конечная молярная концентрация образующегося глицерина (Г):

$$C_{\text{Г}} = C_{\text{КМ},0} \cdot X_{\text{КМ}} = 0,564 \cdot 0,75 = 0,423 \text{ моль/л.}$$

### Технологический расчет РПВ

Для проведения процесса гидролиза КМ в реакторе полного вытеснения при заданной степени превращения (конверсии), равной  $X_{\text{КМ}} = 75 \%$ , требуемое время пребывания реакционной массы в реакторе ( $\tau_{\text{в}}$ ) можно определить по формуле

$$\tau_{\text{в}} = \frac{1}{k_a} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_a},$$



т. е.

$$\tau_b = \frac{1}{k_{KM}} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_{KM}} = \frac{1}{0,000225} \cdot \ln \frac{1}{1 - 0,75} = 6156 \text{ с.}$$

Расчет рабочего объема реактора определяют по уравнению

$$V_p = W_{CM}^r \cdot \tau_b.$$

В данном случае необходимо также учитывать увеличение объема реакционной кассы за счет термического расширения ( $K_{тр}$ ). Из опытных данных эта величина при температуре процесса составляет 5 % (т. е.  $K_{тр} = 1,05$ ).

Таким образом, с учетом термического расширения реагентов рабочий объем РПВ составит:

$$V_p^{РПВ} = W_{CM}^c \cdot K_{тр} \cdot \tau_b = \frac{1208,2 \cdot 6156 \cdot 1,05}{3600} = 2174,8 \text{ л} = 2,17 \text{ м}^3.$$

Далее конструктивные размеры реактора определяют следующим образом. Внутренний диаметр трубы реактора рассчитывают по формуле

$$d_{тр} = \frac{4 \cdot W_{CM}^c \cdot \rho_{CM}}{\pi \cdot Re \cdot \mu},$$

где  $W_{CM}^c$  — расход реагентов, м<sup>3</sup>/с; с учетом коэффициента термического рас-

ширения в данном случае  $W_{CM}^c = \frac{G_{CM} \cdot K_{тр}}{3600} = \frac{1,2082 \cdot 1,05}{3600} = 0,00035 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;  $Re$  — кри-

терий Рейнольдса, принятый с учетом обеспечения турбулентности движения реагентов, в данном примере равен 10 000;  $\rho_{CM}$  — плотность реакционной смеси, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_{CM}$  — коэффициент динамической вязкости реакционной массы, Па · с.

Таким образом, диаметр реактора, рассчитанный по вышеприведенному уравнению, будет равен:

$$d_{тр} = \frac{4 \cdot 0,00035 \cdot 970}{3,14 \cdot 10\,000 \cdot 5 \cdot 10^{-4}} = 0,086 \text{ м.}$$

Полученная величина  $d_{тр}$  округляется до ближайшего (в большую сторону) стандартного условного (внутреннего) диаметра  $d_y$ .

В рассматриваемом примере условный диаметр реактора  $d_y$  в соответствии со справочными данными принят равным 0,1 м.

Длину реактора определяет по формуле

$$L_p = \omega \cdot \tau_b,$$

где  $\omega$  — линейная скорость движения реакционной смеси в реакторе, м/с.

В свою очередь, линейная скорость движения реакционной смеси в трубе принятого диаметра рассчитывается по формуле

$$\omega = \frac{4 \cdot W_{\text{см}}^c}{\pi \cdot d_y^2} = \frac{4 \cdot 0,00035}{3,14 \cdot 0,1^2} = 0,045 \text{ м/с.}$$

При этой скорости длина реактора  $L_p = 0,045 \cdot 6156 = 277 \text{ м.}$

### Технологический расчет каскада РПС

При большой длине реакционной зоны РПВ возникает ряд сложностей при изготовлении и монтаже такого реактора, а также возрастают энергозатраты на перемещение в нем реагентов. Альтернативным технологическим решением может стать применение каскада РПС.

Интенсивное перемешивание реагентов с целью турбулизации их движения легко достигается в РПС с помощью мешалок.

В рассматриваемом ниже примере с целью повышения КПД РПС примем число аппаратов в каскаде равным 5.

*Расчет каскада РПС с использованием данных кинетики химической реакции касторового масла*

В рассматриваемом случае суммарное время пребывания реакционной смеси в каскаде из 5 реакторов определяется по формуле

$$\begin{aligned} \tau_{\text{см}}^{\text{каскад}} &= \frac{V_p}{W_{\text{см}}^{\tau}} = \frac{n}{k_a} \cdot \left[ \left( \frac{1}{1 - X_a} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right] = \frac{5}{k_{\text{KM}}} \cdot \left[ \left( \frac{C_{\text{KM},0}}{C_{\text{KM}}} \right)^{\frac{1}{5}} - 1 \right] = \\ &= \frac{5}{0,000225} \cdot \left[ \left( \frac{0,564}{0,141} \right)^{\frac{1}{5}} - 1 \right] = 7111 \text{ с.} \end{aligned}$$

Для установления суммарного рабочего объема каскада РПС используют следующую формулу:

$$V_p^{5 \text{ РПС}} = W_{\text{см}}^{\tau} \cdot \tau \cdot K_{\text{тр}} = \frac{1208,2 \cdot 7111 \cdot 1,05}{3600} = 2512,2 \text{ л.}$$

Рабочий объем одной ступени каскада:

$$V_p^{\text{I ступ}} = \frac{2512,25}{5} = 502,4 \text{ л.}$$

При принятом коэффициенте заполнения  $\phi$ , равном 0,85, расчетный объем аппарата одной ступени каскада составит:

$$V_a^{I \text{ ступ}} = \frac{502,4}{0,85} = 591 \text{ л},$$

$$V_{\text{ГОСТ}}^{I \text{ ступ}} = 630 \text{ л}.$$

Таким образом, принимается к установке каскад из пяти РПС со стандартным объемом реактора каждой ступени:  $V_{\text{ГОСТ}}^{I \text{ ступ}} = 630 \text{ л}$ .

*Технологический расчет каскада РПС с использованием величины КПД каскада ( $\eta_n$ )*

КПД каскада определяют по формуле

$$\eta_n = \frac{G_b^{\text{РПС}}}{G_b^{\text{РПВ}}}.$$

Время пребывания реакционной массы в единичном аппарате РПС устанавливают следующим образом:

$$\tau_{\text{см } 1} = \frac{1}{k_{\text{KM}}} \cdot \frac{X_{\text{KM}}}{1 - X_{\text{KM}}} = \frac{0,75}{0,000225 \cdot (1 - 0,75)} = 13\,333 \text{ с},$$

$$\eta_1 = \frac{\tau_{\text{в}}}{\tau_{\text{см } 1}} = \frac{6156}{13\,333} = 0,462,$$

$$\eta_n = \frac{m \cdot n}{30 + (m - 1) \cdot n},$$

$$m = 29 \cdot \frac{\eta_1}{1 - \eta_1} = 29 \cdot \frac{0,462}{1 - 0,462} = 24,9.$$

Коэффициент полезного действия каскада РПС из пяти аппаратов ( $\eta_5$ ) будет равен:

$$\eta_n = \frac{m \cdot n}{30 + (m - 1) \cdot n} = \frac{24,9 \cdot 5}{30 + (24,9 - 1) \cdot 5} = 0,833.$$

Время пребывания реакционной массы определяют по следующей формуле:

$$\eta_{\text{см } 5} = \frac{\tau_{\text{в}}}{\tau_{\text{см}}} = \frac{6156}{0,833} = 7390 \text{ с}.$$

Суммарный рабочий объем аппаратов каскада РПС из пяти реакторов составит:

$$V_p^{5 \text{ РПС}} = W_{\text{см}}^{\tau} \cdot \tau \cdot K_{\text{тр}} = \frac{1208,2 \cdot 7390 \cdot 1,05}{3600} = 2610,7 \text{ л.}$$

Рабочий объем реактора одной ступени каскада равен:

$$V_p^{\text{I ступ}} = \frac{2610,7}{5} = 522,1 \text{ л.}$$

При принятом коэффициенте заполнения  $\phi = 0,85$  расчетный объем аппарата одной ступени каскада составит:

$$V_a^{\text{I ступ}} = \frac{522,1}{0,85} = 614,2 \text{ л,}$$

$$V_{\text{ГОСТ}}^{\text{I ступ}} = 630 \text{ л.}$$

Сравнение результатов расчета  $\tau_{\text{см } 5}$  по двум вариантам показывает, что расхождение этих результатов ( $\Delta$ ) будет равно:

$$\Delta = \frac{7390 - 7111}{7111} \cdot 100 = 3,9 \, \%.$$

При указанной величине расхождения значений  $\tau_{\text{см } 5}$  получаются близкие значения рабочих объемов каскада РПС и соответственно объемов каждой ступени.

Различие в объемах реакторов одной ступени каскада, рассчитанных по двум вариантам, «исчезает» в результате процедуры приведения расчетного объема реактора к стандартному объему:

$$V_a^{\text{I ступ}} \rightarrow V_{\text{ГОСТ}}^{\text{I ступ}}.$$

При этом если полный объем  $V_a$  аппарата слишком велик или не соответствует  $V_{\text{ГОСТ}}$ , целесообразно увеличить количество аппаратов с тем же коэффициентом заполнения.

Таким образом, мы рассмотрели варианты технологических расчетов проточных реакторов двух типов.

В тех случаях, когда известны кинетические зависимости процесса, а применяемая аппаратура обеспечивает условия, близкие к «идеальным», целесообразно проводить расчеты, используя данные кинетики.

Однако во многих случаях, когда отсутствуют данные по кинетике процесса или конструкция реактора не позволяет полностью обеспечить условия «идеальности» процесса (например, отсутствие продольного перемешивания

в аппаратах типа РПВ), расчеты объемов реакторов проводят по эмпирическим формулам с использованием имеющихся опытных данных.

По объему аппарата определяют его основные конструктивные размеры — диаметр и высоту. Полученные размеры должны быть приведены в соответствие с действующими стандартами.

Выбирая число аппаратов, следует учитывать размеры аппаратов данного типа, выпускаемых машиностроительными заводами, располагаемые производственные площади, возможность технологического маневрирования при данном числе аппаратов, а также наличие на проектируемом производстве параллельных потоков.

## 3. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ПРОЦЕССОВ ПРОИЗВОДСТВА РЕЗИНОТЕХНИЧЕСКИХ ИЗДЕЛИЙ

### 3.1. Приготовление резиновых смесей

Смешение каучуков с различными компонентами резиновых смесей, имеющими разнообразную форму, агрегатное состояние, различающимися растворимостью и скоростью распределения в каучуке, представляет собой сложную техническую задачу, которую приходится решать в условиях повышения температур, ускоряющих механические процессы взаимодействия каучуков с ингредиентами смеси. Смешение как начальный этап производства резиновых изделий во многом определяет их качество. Высокая однородность физико-химических характеристик смеси достигается только при равномерном распределении ингредиентов в объеме каучука.

Смешение каучуков и ингредиентов можно осуществлять на вальцах периодическим и непрерывными способами, а также с использованием закрытых роторных смесителей.

#### 3.1.1. Расчет производительности вальцов

Производительность вальцов является важным технологическим параметром, который, в свою очередь, зависит от геометрических размеров валков, скорости их вращения, величины зазора между валками, режима работы машины.

При *периодическом* режиме работы производительность вальцов  $G$  (кг/ч) определяется по формуле

$$G_{\text{вал}}^{\text{час}} = \frac{60 \cdot V \cdot \rho \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}},$$

где  $V$  — литражная емкость вальцов или объем единовременной загрузки,  $\text{дм}^3$ ;  $\rho$  — плотность материала,  $\text{кг/дм}^3$ ;  $\alpha = 0,85\text{--}0,90$ , коэффициент использования машинного времени;  $\tau_{\text{ц}}$  — продолжительность цикла обработки материала на вальцах, мин.

Литражная емкость и продолжительность цикла:

$$V = (0,0065 \div 0,0085 \cdot) D_1 \cdot L,$$

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3,$$

где  $D_1$  — диаметр переднего вала, см;  $L$  — длина рабочей части валков, см;  $\tau_1$ ,  $\tau_3$  — время загрузки и выгрузки материала соответственно, мин;  $\tau_2$  — продолжительность вальцевания, мин.

Продолжительность обработки материала на вальцах обычно определяется по экспериментальным и опытно-промышленным данным. Например, время пластикации  $\tau_2$  (мин) рекомендуется рассчитывать по эмпирической формуле

$$\tau_2 = \left( \frac{\Delta\Pi}{A} \right)^n \cdot \frac{h_0}{u_1 \cdot f^m}.$$

Здесь  $\Delta\Pi$  — изменение пластичности материала при обработке;  $h_0$  — минимальный зазор между валками, см;  $u_1$  — окружная скорость тихоходного (переднего) вала, м/мин;  $f^m$  — фрикция;  $A$ ,  $n$ ,  $m$  — коэффициенты, зависящие от типа каучука и его первоначального состояния (табл. 3.1).

Таблица 3.1

**Коэффициенты  $A$ ,  $n$ ,  $m$  для каучуков**

Марка каучука	$A$	$n$	$m$	Начальная пластичность по Карреру
СКС-10	$10^{-5}$	1,43	0,10	0,05–0,15
СКС-30	$16 \cdot 10^{-5}$	1,43	0,10	0,05–0,15
СКН-26	$26 \cdot 10^{-5}$	2,00	0,14	0,05–0,25
СКН-40	$36 \cdot 10^{-5}$	2,00	0,14	0,05–0,15

Для *непрерывного* режима работы производительность  $G$  (кг/ч) вальцов находится по зависимости

$$G_{\text{вал}}^{\text{час}} = 60 \cdot \pi \cdot D_2 \cdot n_2 \cdot b \cdot \rho \cdot \alpha \cdot h,$$

где  $D_2$  — диаметр заднего вала, м;  $n_2$  — частота вращения заднего вала, мин<sup>-1</sup>;  $b$  — ширина ленты материала, м;  $h$  — толщина слоя материала, снимаемого с вала, м;  $\rho$  — плотность материала, кг/м<sup>3</sup>;  $\alpha \approx 0,85$  — коэффициент использования машинного времени.

Величину  $h$  рекомендуется находить из соотношения  $h = (1,23 \div 1,3)h_0$ , где  $h_0$  — зазор между валками, м.

В тех случаях, когда перерабатываемый материал пропускается через зазор между валками однократно, расчет производительности  $G$  (кг/ч) осуществляется для рафинировочных вальцов по формуле

$$G_{\text{вал}}^{\text{час}} = \frac{60 \cdot V \cdot \rho \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}},$$

а для дробильных вальцов с одним или двумя рифлеными валками — по формуле

$$G_{\text{вал}}^{\text{час}} = 60 \cdot \pi \cdot D_2 \cdot n_2 \cdot b \cdot \rho \cdot \alpha \left( h_0 + \frac{k \cdot \beta \cdot F}{l} \right).$$

Здесь  $b \approx 0,75$  — коэффициент заполнения канавок рифления обрабатываемым материалом;  $F$  — площадь сечения канавки,  $\text{м}^2$ ;  $l$  — шаг рифления, т. е. расстояние между соседними канавками на поверхности валка,  $\text{м}$ ;  $k$  — коэффициент, зависящий от количества рифленых валков ( $k=1$  при одном рифленом валке и  $k=2$  при двух).

### Пример

*Проверить соответствие выбранных вальцов СМ 2100 660/660 заданной производительности.*

Годовой план выпуска уплотнительных колец,  $N_{\text{кол}}^{\text{год}}$  — 5 200 000 шт.

Производство осуществляется в 2 смены.

Продолжительность одной смены — 8 ч.

Число рабочих дней — 330.

Масса одного уплотнительного кольца,  $m_{\text{кольца}}$  — 2,16 г.

Общий выход по процессу,  $\eta_{\text{общ}}$  — 0,96.

Плотность резиновой смеси,  $\rho_{\text{РС}}$  — 1,26  $\text{т/м}^3$ .

Диаметр переднего валка,  $D_1$  — 66 см.

Длина рабочей части валков,  $L$  — 210 см.

Продолжительность цикла приготовления резиновой смеси,  $\tau_{\text{ц}}$  — 40 мин.

### Решение

Годовая потребность в резиновой смеси составляет:

$$G_{\text{РС}}^{\text{год}} = N_{\text{кол}}^{\text{год}} \cdot m_{\text{кольца}},$$

$$G_{\text{РС}}^{\text{год}} = 5\,200\,000 \cdot 2,16 \cdot 10^{-3} = 11\,232 \text{ кг.}$$

С учетом общего выхода

$$G_{\text{РС}}^{\text{год}} = \frac{11\,232}{0,96} = 11\,700 \text{ кг.}$$



Часовая производительность вальцов:

$$G_{\text{вал}}^{\text{час}} = \frac{60 \cdot V \cdot \rho_{\text{РС}} \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}},$$

где  $V$  — литражная емкость вальцов,  $\text{дм}^3$ ;  $\rho_{\text{РС}}$  — плотность резиновой смеси,  $\text{т/м}^3$  ( $\text{кг/л}$ );  $\alpha = 0,85$  — коэффициент использования машинного времени;  $\tau_{\text{ц}} = 40$  мин — продолжительность цикла приготовления резиновой смеси.

Литражная емкость вальцов или объем единовременной загрузки:

$$V = 0,0065 \cdot D_1 \cdot L,$$

где  $D_1 = 66$  см — диаметр переднего вала;  $L = 210$  см — длина рабочей части валков.

$$V = 0,0065 \cdot 66 \cdot 210 = 90,09 \text{ дм}^3,$$

$$G_{\text{вал}}^{\text{час}} = \frac{60 \cdot 90,09 \cdot 1,26 \cdot 0,85}{40} = 144,73 \text{ кг/ч.}$$

Количество рабочих часов в год  $N$  для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N = \frac{G_{\text{РС}}^{\text{год}}}{G_{\text{вал}}^{\text{час}}} = \frac{11\,700}{144,73} = 80,84 \text{ ч.}$$

Поскольку приготовление резиновой смеси, необходимой для обеспечения годового выпуска продукции, осуществляется на вальцах за 5 дней (81 ч), они будут работать по совмещенной схеме производства.

Принимаются к установке одни смесительные вальцы СМ 2100 660/660.

### **3.1.2. Периодическое смешение в закрытых роторных смесителях**

Основным смесительным оборудованием в настоящее время являются роторные закрытые смесители периодического действия, имеющие большую производительность и позволяющие полностью автоматизировать и механизировать процесс приготовления резиновых смесей. Смешение осуществляется в закрытой камере при механическом воздействии на материалы двух горизонтально расположенных роторов (аналоги валков) сложной формы, вращающихся навстречу друг другу с разной скоростью. Конструктивные и технологические особенности резиносмесителей различных типов определяются в основном формой роторов, которые, занимая около 60 % объема камеры, могут быть овальными, трех- или четырехгранными и взаимозацепляющимися кулачковыми. Резиносмесители имеют разнообразные регистрирующие, регулирующие и управляющие приборы, узлы и агрегаты.

Резиносмесители работают при более высокой температуре, чем вальцы, — до 110–200 °С, поэтому требуют большего расхода охлаждающей воды. В зависимости от способа охлаждения резиносмесители делят на две группы. В машинах с открытым охлаждением вода разбрызгивается из форсунок на наружную часть смесительной камеры. В смесителях с закрытым охлаждением вода подается в рубашку смесительной камеры под давлением 0,3–1 МПа или пропускается через закрытые каналы в стенках камеры.

### Расчет производительности резиносмесителя

Производительность  $G$  (кг/ч) резиносмесителя периодического действия находится по формуле

$$G = \frac{60 \cdot V \cdot \rho \cdot K_3 \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}}.$$

Здесь  $V$  — свободный объем смесительной камеры,  $\text{дм}^3$ ;  $\rho$  — плотность смеси,  $\text{кг/дм}^3$ ;  $K_3$  — коэффициент заполнения смесительной камеры;  $\alpha = 0,85\text{--}0,90$ , коэффициент использования машинного времени;  $\tau_{\text{ц}}$  — продолжительность цикла смешения, мин.

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3,$$

где  $\tau_1$ ,  $\tau_3$  — время загрузки ингредиентов и выгрузки смеси соответственно, мин;  $\tau_2$  — продолжительность смешения, мин.

### Пример

*Проверить соответствие выбранного резиносмесителя РС 250/20 заданной производительности.*

Годовой план выпуска резиновых уплотнителей,  $N_{\text{упл}}^{\text{год}}$  — 260 000 пог. м.

Производство осуществляется в 2 смены.

Продолжительность одной смены — 8 ч.

Число рабочих дней — 233.

Масса одного уплотнительного кольца,  $m_{\text{упл}}^{\text{пог. м}}$  — 0,37 кг.

Плотность резиновой смеси,  $\rho_{\text{РС}}$  — 1,38  $\text{т/м}^3$ .

Коэффициент использования машинного времени,  $\alpha$  — 0,85.

Продолжительность цикла смешения,  $\tau_{\text{ц}}$  — 8 мин.

Коэффициент заполнения смесительной камеры,  $K_3 = 0,6$ .

### Решение

Годовая потребность в резиновой смеси составляет:

$$G_{\text{РС}}^{\text{год}} = L_{\text{упл}}^{\text{год}} \cdot m_{\text{упл}}^{\text{пог. м}},$$

$$G_{\text{PC}}^{\text{год}} = 260\,000 \cdot 0,37 = 96\,200 \text{ кг.}$$

Часовая производительность резиносмесителя:

$$G = \frac{60 \cdot V \cdot \rho_{\text{PC}} \cdot K_3 \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}},$$

где  $V$  — объем смесительной камеры;  $\rho_{\text{PC}} = 1,38 \text{ т/м}^3$  — плотность резиновой смеси;  $\alpha = 0,85$  — коэффициент использования машинного времени;  $\tau_{\text{ц}} = 8 \text{ мин}$  — продолжительность цикла смешения;  $K_3 = 0,6$  — коэффициент заполнения смесительной камеры, доли единицы.

$$G = \frac{60 \cdot 250 \cdot 1,38 \cdot 0,6 \cdot 0,85}{8} = 1319,62 \text{ кг/ч.}$$

Количество рабочих часов в год ( $N$ ) для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N = \frac{G_{\text{PC}}^{\text{год}}}{G} = \frac{96\,200}{1319,62} = 72,9 \text{ ч.}$$

Количество рабочих суток (резиносмесителя) для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N_{\text{сут}} = \frac{N}{8 \cdot 2} = \frac{72,9}{8 \cdot 2} = 4,56 \text{ сут.}$$

Поскольку приготовление резиновой смеси, необходимой для обеспечения годового выпуска продукции, осуществляется на резиносмесителе за 5 дней, он будет работать по совмещенной схеме производства.

Принимается к установке резиносмеситель РС 250/20 (ГОСТ11996–79).

### 3.2. Непрерывное формование резиновых смесей

Под формованием понимают придание резиновой смеси определенной формы, требуемой для дальнейшего ведения технологического процесса или задаваемой условиями эксплуатации изделия. Формование осуществляется действием механических сил в сочетании с разогревом резиновых смесей и реализуется в непрерывных процессах шприцевания, каландрования, а также в периодических, таких как прессование и литье под давлением. Шприцевание и каландрование относятся к процессам профилирования резиновых смесей.

### 3.2.1. Расчет производительности каландра

Производительность  $G$  (м/ч) каландра при промазке и обкладке:

$$G = 60 \cdot v \cdot \alpha,$$

где  $v$  — окружная скорость выпускающего вала, м/мин;  $\alpha = 0,9$  коэффициент использования машинного времени.

При листовании производительность  $G$  (кг/ч) каландра определяется по формуле

$$G = 60 \cdot v \cdot b \cdot h \cdot \rho \cdot \alpha \cdot K.$$

Здесь  $v$  — окружная скорость выпускающего вала, м/мин;  $b$  — ширина каландрованного полотна, м;  $h$  — толщина полотна материала, м;  $\rho$  — плотность материала, кг/м<sup>3</sup>;  $\alpha \approx 0,9$  — коэффициент использования машинного времени;  $K$  — коэффициент опережения.

Коэффициент опережения характеризует явление опережения, заключающееся в том, что скорость движения листа на выходе из зазора оказывается выше окружной скорости поверхности вала. Значение  $K$  зависит от физико-химических свойств материала, его температуры, величины зазора, скорости и других факторов. Среднее значение коэффициента опережения часто принимают равным 1,1.

Окружная скорость  $v$  (м/мин) поверхности выпускающего вала

$$v = \pi \cdot D \cdot n,$$

где  $D$  — диаметр выпускающего вала, м;  $n$  — частота вращения выпускающего вала, мин<sup>-1</sup>.

Мощность  $N$  (кВт), потребляемая каландром, может быть рассчитана по уравнению

$$N = 0,736 \cdot i \cdot L \cdot q.$$

Здесь  $i$  — число валков каландра;  $L$  — длина рабочей части валков, см;  $q$  — потребляемая мощность, приходящаяся на 1 см рабочей длины вала, кВт/см.

В зависимости от типоразмера каландра удельная мощность  $q$  имеет определенные значения (табл. 3.2).

Таблица 3.2

Удельная мощность каландра

Тип каландра	$q$ , кВт/см
3–610–1730	0,25–0,28
4–610–1730	0,29–0,36
3–500–1250	0,145–0,150
4–500–1250	0,150–0,155

### Пример расчета производительности четырехвалкового каландра

Проверить соответствие выбранного четырехвалкового каландра  $4 \times 300 \times 650$  заданной производительности.

Годовой план выпуска листов,  $G_{\text{л}}^{\text{год}}$  — 23 000 пог. м.

Производство осуществляется в 2 смены ( $N_{\text{раб. смен}}$ ).

Продолжительность одной смены — 8 ч ( $N_{\text{раб. ч}}$ ).

Число рабочих дней — 330.

Толщина полотна материала,  $h$  — 5 мм.

Окружная скорость выпускающего вала,  $v$  — 20 м/мин.

Ширина каландрованного полотна,  $b$  — 600 мм.

Коэффициент использования машинного времени,  $\alpha \approx 0,9$ .

Коэффициент опережения,  $K$  — 1,04.

Плотность резиновой смеси,  $\rho$  — 1,38 т/м<sup>3</sup>.

#### Решение

Производительность каландра для производства листов составляет:

$$G = 60 \cdot v \cdot b \cdot h \cdot \rho \cdot \alpha \cdot K = 60 \cdot 20 \cdot 0,6 \cdot 0,005 \cdot 1,38 \cdot 0,9 \cdot 1,04 = 4,65 \text{ кг/ч.}$$

Количество рабочих часов в год для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N = \frac{G_{\text{л}}^{\text{год}}}{G} = \frac{23\,000}{4,65} = 4946,2 \text{ ч.}$$

Количество рабочих суток, в течение которых будет работать каландр для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N_{\text{сут}} = \frac{N}{N_{\text{раб. ч}} \cdot N_{\text{раб. смен}}} = \frac{4946,2}{8 \cdot 2} = 309,1 \text{ дня.}$$

Принимается к установке один каландр четырехвалковый  $4 \times 300 \times 650$  (ГОСТ 11993–80).

### 3.2.2. Расчет производительности экструдеров (шприц-машин)

Для ориентировочных расчетов производительности  $G$  (кг/ч) экструдера может быть использована эмпирическая формула

$$G = 0,68 \cdot D^{2,5},$$

где  $G$  — производительность экструдера, кг/ч;  $D$  — диаметр шнека, см.

Более строгое выражение для производительности, кг/ч:

$$G = 60 \cdot n \cdot V \cdot i \cdot \beta \cdot \lambda \cdot \rho.$$

Здесь  $n$  — частота вращения шнека,  $\text{мин}^{-1}$ ;  $V$  — межвитковый объем шнека,  $\text{м}^3$ ;  $i$  — число заходов;  $\beta = 0,2 \div 0,35$  — коэффициент заполнения свободного объема витка;  $\lambda = 0,4 \div 0,5$  — коэффициент подачи;  $\rho$  — плотность смеси,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Производительность  $G$  ( $\text{кг}/\text{ч}$ ) может быть определена по известной скорости шприцевания профиля:

$$G = 60 \cdot v \cdot q \cdot n,$$

где  $v$  — скорость шприцевания,  $\text{м}/\text{мин}$ ;  $q$  — масса 1 м профиля,  $\text{кг}/\text{м}$ ;  $n$  — число параллельных «ручьев» в головке.

Величина  $q$  рассчитывается по формуле

$$q = S \cdot \rho,$$

где  $S$  — площадь поперечного сечения шприцуемого профиля,  $\text{м}^2$ ;  $\rho$  — плотность смеси,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Более строгие зависимости для определения производительности червячной машины дает гидродинамическая теория шприцевания, основанная на решении уравнения Навье — Стокса для течения вязкой жидкости в канале червяка. В этом случае производительность шприц-машины  $Q_{06}$ , выраженная в  $\text{см}^3/\text{мин}$ , равна:

$$Q_{06} = C_Q \cdot D^3 \cdot n,$$

где  $n$  — частота вращения шнека,  $\text{мин}^{-1}$ ;  $D$  — диаметр шнека,  $\text{см}$ ;  $C_Q$  — постоянная, определяемая геометрией машин данного вида: для машин «теплого» и «холодного» питания без вакуум-отсоса  $C_Q = 0,085$ , а для машин «холодного» питания с вакуум-отсосом —  $C_Q = 0,063$ .

Тогда производительность  $G$  ( $\text{кг}/\text{ч}$ ) червячной машины «теплого» и «холодного» питания без вакуум-отсоса будет равна:

$$G = \frac{0,085 \cdot 60 \cdot D^3 \cdot n \cdot \rho}{1000} = 0,0051 \cdot D^3 \cdot n \cdot \rho,$$

а производительность ( $\text{кг}/\text{ч}$ ) червячной машины «холодного» питания с вакуум-отсосом составит:

$$G = \frac{0,063 \cdot 60 \cdot D^3 \cdot n \cdot \rho}{1000} = 0,0038 \cdot D^3 \cdot n \cdot \rho.$$

### **Пример расчета шприц-машины теплого питания для приготовления заготовок уплотнителей**

*Проверить соответствие выбранной шприц-машины МЧТ-63Л заданной производительности.*

Годовая потребность в резиновой смеси для производства заготовок,  $G_{\text{РС}}^{\text{год}} — 96\,200$  кг.

Производство осуществляется в 2 смены.

Продолжительность одной смены — 8 ч.

Число рабочих дней — 330.

Диаметр червяка,  $D — 6,3$  см.

Частота вращения червяка,  $n — 60$  об/мин.

Плотность резиновой смеси,  $\rho — 1,38$  т/м<sup>3</sup>.

#### Р е ш е н и е

Часовая производительность червячной машины «теплого» питания составляет:

$$G = 0,0051 \cdot D^3 \cdot n \cdot \rho,$$

где  $D = 6,3$  см — диаметр червяка;  $n = 60$  об/мин — частота вращения червяка;  $\rho = 1,38$  т/м<sup>3</sup> — плотность резиновой смеси.

$$G = 0,0051 \cdot 6,3^3 \cdot 60 \cdot 1,38 = 105,59 \text{ кг/ч.}$$

Количество рабочих суток, которое будет работать шприц-машина для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N_{\text{сут}} = \frac{G_{\text{РС}}^{\text{год}}}{G \cdot N_{\text{раб. ч}} \cdot N_{\text{раб. смен}}} = \frac{96\,200}{105,59 \cdot 8 \cdot 2} = 57 \text{ дней.}$$

Поскольку шприцевание заготовок, необходимых для обеспечения годового выпуска продукции, осуществляется на шприц-машине за 57 дней, она будет работать по совмещенной схеме производства.

Принимается к установке шприц-машина МЧТ-63Л (ГОСТ 11441–76).

### 3.3. Вулканизация резиновых изделий

Под вулканизацией понимают сшивание макромолекул, приводящее к потере каучуком пластических свойств и приобретению эластических свойств. Вулканизация осуществляется при повышенных температурах химическим присоединением серы, ее соединений, а также перекисей, комплексных соединений. Каучуки с активными функциональными группами могут сшиваться путем химического взаимодействия с соответствующими реакционно-способными веществами, например оксидами металлов для хлоропренового каучука. Некоторые каучуки (бутадиен-нитрильный, хлоропреновый) могут термо-

вулканизоваться прогревом при повышенных температурах; практически все полимеры сшиваются ионизирующими излучениями.

Основными видами вулканизационного оборудования общего назначения являются: 1) вулканизационные котлы; 2) вулканизационные прессы; 3) автоклав-прессы.

К специальным видам вулканизационного оборудования относятся: 1) индивидуальные вулканизаторы для покрышек, камер; 2) форматоры-вулканизаторы покрышек; 3) автоклав-прессы для вулканизации покрышек; 4) вулканизационные прессы для транспортных лент и плоских приводных ремней; 5) вулканизационные прессы для клиновых ремней; 6) камерные вулканизаторы для прорезиненных тканей; 7) барабанные вулканизаторы для плоских приводных ремней, транспортных лент и резиновых листов; 8) камерные вулканизационные агрегаты для производства изделий (мячи, игрушки и т. п.); 9) карусельные прессы-автоматы для формовых изделий.

### 3.3.1. Расчет производительности вулканизационного котла

Производительность вулканизационного котла  $G$  определяется количеством изделий, загружаемых в котел, и временем полного цикла:

$$G = \frac{n}{\tau_{\text{ц}}},$$

где  $n$  — количество изделий, шт.;  $\tau_{\text{ц}}$  — время полного цикла, ч.

Время полного цикла:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5.$$

Здесь  $\tau_1$  — время загрузки изделий в котел, включая время закрытия крышки, ч;  $\tau_2$  — время заполнения котла теплоносителем, ч;  $\tau_3$  — время вулканизации, ч;  $\tau_4$  — время выпуска теплоносителя из котла, ч;  $\tau_5$  — время выгрузки изделий, включая время открывания крышки котла, ч.

#### Пример расчета вулканизационного котла

*Проверить соответствие выбранного вулканизационного автоклава АВТм 1200–2200–125 заданной производительности.*

Годовой план выпуска резиновых уплотнителей,  $G_{\text{упл}}^{\text{год}}$  — 260 000 пог. м.

Производство осуществляется в 2 смены.

Продолжительность одной смены — 8 ч.

Число рабочих дней — 330.

Количество погонных метров, загружаемых за один цикл,  $n$  — 100 пог. м.

Время одного цикла,  $\tau_{\text{ц}}$  — 40 мин.



## Решение

Часовая производительность вулканизационного котла равна:

$$G = \frac{n}{\tau_{\text{ц}}},$$

где  $n = 100$  пог. м — количество погонных метров, загружаемых за один цикл;  
 $\tau_{\text{ц}} = 40$  мин — время одного цикла.

$$G = \frac{n}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{60 \cdot 100}{40} = 150 \text{ пог. м/ч.}$$

Количество дней, в течение которых будет работать вулканизационный котел для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N_{\text{сут}} = \frac{G_{\text{РС}}^{\text{год}}}{G \cdot N_{\text{раб. ч}} \cdot N_{\text{раб. смен}}} = \frac{260\,000}{150 \cdot 8 \cdot 2} = 108,3 \text{ дня.}$$

Поскольку вулканизация заготовок, необходимых для обеспечения годового выпуска продукции, осуществляется на вулканизационном котле за 109 дней, он будет работать по совмещенной схеме производства.

Принимается к установке вулканизационный автоклав АВТм 1200–2200–125 (ГОСТ 14106–80).

### 3.3.2. Расчет производительности вулканизационного пресса

Производительность вулканизационного пресса  $G$  (изд/ч) определяют исходя из числа этажей  $m$ , количества изделий в пресс-формах каждого этажа  $n$  и времени полного цикла пресса  $\tau_{\text{ц}}$ :

$$G = \frac{n \cdot m}{\tau_{\text{ц}}}.$$

Общая длительность цикла вулканизации:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5.$$

Здесь  $\tau_1$  — время загрузки в пресс-форму и установки ее между плитами пресса, ч;  $\tau_2$  — время замыкания пресса, ч;  $\tau_3$  — время вулканизации, ч;  $\tau_4$  — время размыкания пресса, ч;  $\tau_5$  — время снятия пресс-форм и их разборки, ч.

### Пример расчета вулканизационного пресса

*Проверить соответствие выбранного вулканизационного гидравлического пресса 10011/P9 заданной производительности.*

Годовой план выпуска уплотнительных колец,  $N_{\text{колец}}^{\text{год}}$  — 5 000 000 шт.

Производство осуществляется в 2 смены.

Продолжительность одной смены — 8 ч.

Число рабочих дней — 330.

Количество заготовок, загружаемых за один цикл,  $n$  — 20 шт.

Число этажей пресса,  $m$  — 4.

Время одного цикла,  $\tau_{\text{ц}}$  — 15 мин.

**Решение**

Часовая производительность вулканизационного пресса составляет:

$$G_{\text{вулк}} = \frac{n \cdot m}{\tau_{\text{ц}}},$$
$$G_{\text{вулк}} = \frac{60 \cdot 4 \cdot 20}{15} = 320 \text{ шт/ч.}$$

Общее время вулканизации:

$$\tau_{\text{общ}} = \frac{5\,000\,000}{320} = 15625 \text{ ч.}$$

Количество дней, в течение которых будет работать вулканизационный пресс для обеспечения годового выпуска продукции:

$$N = \frac{G_{\text{РС}}^{\text{год}}}{G \cdot N_{\text{раб. ч}} \cdot N_{\text{раб. смен}}} = \frac{5\,000\,000}{320 \cdot 8 \cdot 2} = 976,6 \text{ дня.}$$

Для выполнения годового плана требуется следующее количество вулканизационных прессов:

$$K = \frac{15\,625}{330 \cdot 16} = 2,96 \text{ шт.}$$

или

$$K = \frac{976,6}{330} = 2,96 \text{ шт.}$$

Принимается к установке 3 вулканизационных гидравлических пресса 10011/P9 (ГОСТ 11997–89Е).

### **3.3.3. Расчет производительности барабанного вулканизатора**

Производительность барабанного вулканизатора  $G_1$  (м/ч) или  $G_2$  (м<sup>2</sup>/ч) можно определить следующим образом:

$$G_1 = 60 \cdot \pi \cdot D \cdot n_6 \cdot \alpha \cdot x_1,$$
$$G_2 = 60 \cdot \pi \cdot D \cdot B \cdot n_6 \cdot \alpha \cdot x_2,$$

где  $D, B$  — диаметр и ширина барабана соответственно, м;  $n_6$  — частота вращения барабана в 1 мин, зависящая от времени вулканизации;  $x_1, x_2 = 0,95$  — коэффициент использования машинного времени;  $\alpha = B/B_1$  — коэффициент использования ширины барабана;  $B_1$  — ширина вулканизуемого изделия, м.

### 3.3.4. Расчет производительности карусельного вулканизатора

Производительность карусельного аппарата  $G$  (изд/ч) определяется по формуле

$$G = 60 \cdot n_k \cdot g \cdot m \cdot \alpha.$$

Здесь  $n_k$  — частота вращения карусели в 1 мин;  $g$  — число кассет, шт.;  $m$  — число гнезд в кассете, шт.;  $\alpha = 0,95$  — коэффициент использования машинного времени.

Длительность пребывания каждого изделия в форме с учетом времени перезарядки:

$$\tau_1 = \frac{1}{n_k}.$$

Производительность аппарата, выраженная через продолжительность технологического цикла:

$$G = \frac{60 \cdot g \cdot m \cdot \alpha}{\tau_1}.$$

Число форм на карусели  $n$  определяется по соотношению

$$n = \frac{\tau_1}{\tau_3} = \frac{\tau_2 + \tau_3}{\tau_3} = 1 + \frac{\tau_2}{\tau_3},$$

где  $\tau_1, \tau_2, \tau_3$  — продолжительность полного рабочего цикла, цикла вулканизации и цикла перезарядки одной пресс-формы соответственно.

### 3.3.5. Расчет производительности форматора-вулканизатора

Расчет процесса вулканизации в форматорах-вулканизаторах. Производительность  $G$  (изд/ч) форматора-вулканизатора:

$$G = \frac{24 \cdot 60}{\tau_{\text{ц}}} n_{\text{ф}},$$

где  $\tau_{\text{ц}}$  — продолжительность цикла вулканизации, мин;  $n_{\text{ф}}$  — число форм в аппарате, шт.

### 3.4. Периодическое формование резиновых смесей

Изделия сложной конфигурации, тела вращения, армированные детали изготавливают периодическим формованием повышенным давлением в металлических пресс-формах. Различают холодное формование, когда подогретую резиновую смесь запрессовывают в холодную пресс-форму или холодную смесь прессуют в горячей форме, и горячее формование, при котором нагретую смесь отформовывают в горячей пресс-форме. Поскольку формование является этапом вулканизации изделия, то в первом случае формы направляют в вулканизационные котлы или прессы, а во втором и третьем — формование сочетают с последующей вулканизацией в прессе. В процессе холодного формования изделие при вулканизации постоянно нагревается от 20 °С до температуры вулканизации. При этом наружная часть изделия перегревается, а потому и перевулканизовывается в сравнении с центром, что снижает однородность свойств, качество толстостенных массивных РТИ. Горячее формование с предварительным нагревом смеси практически устраняет этот недостаток, поскольку в ходе смыкания пресс-формы резиновая смесь догревается до начала эффективной вулканизации и процесс протекает с близкой и высокой интенсивностью на поверхности и в центре изделия. Поэтому горячее формование наиболее производительное и широко распространено; рекомендуется применять его в производстве массивных изделий.

Основой классификации формовой технологии служат способы загрузки пресс-форм резиновой смесью, в соответствии с которыми различают прессовой и литейной методы периодического формования.

#### 3.4.1. Расчет производительности вулканизационного прессы

Производительность  $G$  (изд/ч) вулканизационного прессы можно определить по формуле

$$G = \frac{60 \cdot n \cdot m \cdot i \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}},$$

где  $m$  — число этажей прессы, шт.;  $n$  — число пресс-форм на одном этаже, шт.;  $i$  — число гнезд в пресс-форме, шт.;  $\tau_{\text{ц}}$  — продолжительность цикла работы прессы, мин;  $\alpha = 0,8-0,9$  — коэффициент использования машинного времени.

Продолжительность цикла работы прессы:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5.$$

Здесь  $\tau_1$  — время, необходимое на загрузку заготовок, сборку пресс-форм и установку их на этажи прессы, мин;  $\tau_2$  — продолжительность смыкания плит, мин;  $\tau_3$  — продолжительность вулканизации, мин;  $\tau_4$  — продолжительность

размыкания плит (раскрытия пресса), мин;  $\tau_5$  — время, необходимое для снятия пресс-формы, ее разборки и извлечения изделия, мин.

### 3.4.2. Расчет производительности литьевых машин

Производительность однопозиционной литьевой машины  $G$  (изд/ч):

$$G = \frac{60 \cdot i \cdot \alpha}{\tau_6},$$

где  $i$  — число гнезд в пресс-форме;  $\alpha$  — коэффициент использования машинного времени;  $\tau_6$  — продолжительность цикла, мин.

Для многопозиционного литья

$$G = \frac{60 \cdot n \cdot i \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}},$$

где  $n$  — число узлов смыкания многопозиционной машины.

Продолжительность цикла для одной позиции (мин) одно- и многопозиционной литьевой машины определяется по формуле

$$\tau_{\text{ц}} = \sum_{j=1}^7 t_j.$$

Здесь  $\tau_1$  — время накопления в узле пластикации и впрыска максимального объема смеси, мин;  $\tau_2$  — продолжительность подвода узла инъекции к форме, мин;  $\tau_3$  — продолжительность впрыска (заполнения формы), мин;  $\tau_4$  — продолжительность выдержки смеси под давлением, мин;  $\tau_5$  — время вулканизации, мин;  $\tau_6$  — продолжительность раскрытия формы и извлечения изделия, мин;  $\tau_7$  — время смыкания (закрытия формы), мин.

#### Пример расчета литьевой машины

*Проверить соответствие выбранной литьевой машины XZL-400/C заданной производительности.*

Годовой план выпуска формовых изделий,  $N^{\text{год}}$  — 3 500 000 шт.

Производство осуществляется в 2 смены.

Продолжительность одной смены — 8 ч.

Число рабочих дней — 330.

Продолжительность цикла,  $\tau_{\text{ц}}$  — 4 мин.

Число гнезд в пресс-форме,  $i$  — 27 шт.

Коэффициент использования машинного времени,  $\alpha$  — 0,95.

### Решение

Производительность однопозиционной литейной машины  $G$  (изд/ч):

$$G = \frac{60 \cdot i \cdot \alpha}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{60 \cdot 27 \cdot 0,95}{4} = 385 \text{ изд/ч.}$$

Общее время литья:

$$\frac{3\,500\,000}{385} = 9\,091 \text{ ч.}$$

Для выполнения годового плана требуется следующее количество литейных машин:

$$K = \frac{9\,091}{330 \cdot 8 \cdot 2} = 1,72 \text{ шт.}$$

Принимается к установке 2 литейные машины XZL-400/С.

## 4. ТЕПЛОВЫЕ РАСЧЕТЫ

Порядок тепловых расчетов процессов органического синтеза и процессов, происходящих при переработке пластических масс, различается, поэтому методики расчетов данных производств будут рассмотрены отдельно.

### 4.1. Тепловые расчеты емкостной аппаратуры

Целью теплового расчета емкостного реактора является:

- проверка достаточности поверхности теплообмена реактора путем сравнения величины расчетной поверхности ( $F_{\text{расч}}$ ) с имеющейся у выбранного аппарата геометрической теплообменной поверхностью  $F_{\text{геом}}$ ;
- определение расхода теплоносителя или охлаждающего агента;
- расчет необходимой толщины тепловой изоляции реактора.

#### 4.1.1. Общее уравнение теплового баланса реактора

Все тепловые расчеты базируются на законе сохранения энергии (в данном случае тепловой).

Уравнение теплового баланса можно представить в следующем виде:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6,$$
$$Q_{\text{приход}} = Q_{\text{расход}},$$

где  $Q_1$  — теплосодержание смеси исходных веществ при загрузке в реактор;  $Q_2$  — тепло, которое необходимо подвести к реакционной массе или отвести от нее для обеспечения нужного температурного режима процесса (искомая величина);  $Q_3$  — тепловой эффект процесса;  $Q_4$  — теплосодержание реакционной массы (продуктов реакции) при соответствующей температуре;  $Q_5$  — расход тепла на нагревание реактора (не определяют для непрерывного процесса вследствие малого вклада этой величины в тепловой баланс проточного реактора);  $Q_6$  — тепловые потери в окружающую среду (размерности  $Q_1, Q_2, Q_3, Q_4, Q_5, Q_6$  — кДж/опер или кДж/ч = Вт).

Равенство справедливо для процессов, протекающих как при нагревании, так и при охлаждении. В последнем случае  $Q_2$  имеет отрицательную величину. Знак минус показывает на направление теплового потока (т. е. на отвод теплоты).

Тепловой баланс составляется на одну операционную загрузку реагентов при расчете периодического реактора и на часовую производительность — при расчете реактора непрерывного действия.

Далее рассмотрим расчет отдельных составляющих теплового баланса реактора.

#### 4.1.2. Расчет начального и конечного теплосодержания реакционной массы $Q_1$ и $Q_4$

Расчет  $Q_1$  и  $Q_4$  производится по общей формуле

$$Q_{1,4} = G_i \cdot C_i \cdot T_i,$$

где  $G_i$  — масса  $i$ -го вещества, кг/опер или кг/ч;  $C_i$  — теплоемкость  $i$ -го вещества, кДж/(кг · К);  $T_i$  — температура  $i$ -го вещества, К.

Теплоемкости веществ находят в справочной литературе, а при отсутствии справочных данных вычисляют через атомные теплоемкости элементов по формуле Коппа (для температуры  $T = 273$  К).

$$C_i = \frac{\sum c_{\text{ат}} \cdot n}{M},$$

где  $c_{\text{ат}}$  — теплоемкость атома, кДж/(кг · ат · К) (табл. 4.1);  $n$  — число одноименных атомов, шт.;  $M$  — молярная масса соединения, г/моль.

Таблица 4.1

**Атомные теплоемкости элементов**

Элемент	Атомные теплоемкости элементов, кДж/(кг · ат · К)	
	в твердом состоянии	в жидком состоянии
Углерод	7,53	11,72
Водород	9,62	17,99
Кислород	16,74	25,10
Сера	22,59	30,96
Фосфор	23,01	29,33
Фтор	20,95	29,30
Кремний	20,08	24,30
Азот	11,30	—
Бор	11,72	19,66
Остальные элементы	25,94–26,78	33,47



Для того чтобы избежать ошибок, связанных с занижением тепловых затрат из-за неточности расчета, величину теплоемкости, рассчитанную по формуле Коппа, для более высоких температур рекомендуется увеличивать на 5–20 % (так как формула Коппа справедлива при температуре 0 °С).

Следует отметить, что величины теплоемкостей органических веществ с ковалентными связями (за исключением галогензамещенных углеводородов) находятся в интервале 1,2–1,7 кДж/(кг · К).

При составлении теплового баланса мощностей тепловых потоков (Вт) следует использовать секундные количества перерабатываемых веществ.

Температуры веществ  $T_i$  определяются регламентом производства.

#### 4.1.3. Расчет теплового эффекта процесса $Q_3$

В величину  $Q_3$  включают собственно тепловой эффект химической реакции и теплоту физико-химических процессов, которые могут сопровождать химическое превращение:

$$Q_3 = Q_p + Q_{\text{физ}},$$

где  $Q_p$  — теплота химической реакции, кДж/опер или кДж/ч;  $Q_{\text{физ}}$  — теплота физико-химических процессов (например, теплота растворения, испарения и т. д.), кДж/опер или кДж/ч.

$Q_p$  рассчитывают по формуле

$$Q_p = \frac{G_{\text{исх}} \cdot q_p \cdot \eta \cdot 1000}{M_{\text{исх}}},$$

где  $G_{\text{исх}}$  — операционное или часовое количество ключевого вещества, определяющего выход целевого продукта реакции, кг/опер или кг/ч (напомним, что в данном случае под ключевым веществом следует понимать тот реагент, который участвует в химической реакции в стехиометрическом количестве);  $M_{\text{исх}}$  — молярная масса ключевого вещества, кг/кмоль;  $q_p$  — молярный тепловой эффект химической реакции, кДж/моль; 1000 — коэффициент пересчета кмоль в моль;  $\eta$  — практический выход продукта реакции, доли единицы.

Молярные теплоты некоторых химических реакций органических соединений приведены в справочной литературе.

При отсутствии литературных данных  $q_p$  находят по формуле (следствие закона Гесса):

$$q_p = \sum q_0^{\text{прод}} - \sum q_0^{\text{исх}},$$

где  $q_0^{\text{прод}}$  — теплоты образования продуктов реакции из элементов, кДж/моль;  $q_0^{\text{исх}}$  — теплоты образования исходных веществ из элементов, кДж/моль.

Теплоты образования продуктов реакции и исходных реагентов могут быть найдены в справочниках физико-химических величин.

При отсутствии справочных данных  $q_0$  органических соединений (ОС), находящихся в растворе или в жидкой фазе, на основании закона Гесса находят по формуле

$$q_0 = \sum n \cdot q_a - q_{\text{сг}},$$

где  $q_a$  — теплота сгорания элемента, атомы которого входят в молекулу органического соединения, кДж/моль;  $n$  — число одноименных атомов в молекуле;  $q_{\text{сг}}$  — теплота сгорания органического соединения, кДж/моль.

Теплоты сгорания элементов, обычно входящих в состав органических молекул, приведены в табл. 4.2.

Таблица 4.2

**Теплоты сгорания элементов**

Элемент	$q_a$ , кДж/(г · атом)	Элемент	$q_a$ , кДж/(г · атом)
Углерод	395,5	Азот	0
Водород	144,6	Кислород	0
Хлор	0	Фтор	173,5
Бром, йод	0	Сера	290,4

При отсутствии экспериментальных данных о  $q_{\text{сг}}$ , их величины можно рассчитать по формуле Караша:

$$q_{\text{сг}} = 109,5 \cdot n + \sum \Delta_i \cdot \xi,$$

где  $n$  — число электронов, перемещающихся к кислороду при сгорании атомов элементов, образующих молекулу ОС;  $\Delta_i$  — тепловая поправка для соответствующего заместителя, кДж/моль;  $\xi$  — число одинаковых заместителей в молекуле.


Величины тепловых поправок приведены в табл. 4.3.


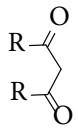


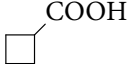
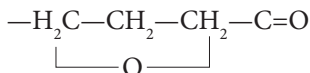
Таблица 4.3

**Значения тепловых поправок на заместитель**

Характер групп, заместителей и связей	Поправка $\Delta_i$ , кДж/моль	Примечание
Связь между алифатическими и ароматическими радикалами Ar-Alk	-14,7	При сгорании атомов углерода, один из которых принадлежит ароматическому, а другой — алифатическому радикалу, будут перемещаться все электроны

Характер групп, заместителей и связей	Поправка $\Delta_r$ , кДж/моль	Примечание
Связь между ароматическими радикалами Ar-Ar	-27,2	В структурах, представляющих собой конденсированные ядра, будут перемещаться все электроны, имеющиеся в этих атомах. Число тепловых поправок в случае горения соединений, представляющих собой конденсированные ядра ароматических углеводородов, равно числу «спаек» ядер
Двойная связь C=C	54,4	
Этиленовая связь C=C в <i>цис</i> -соединениях <i>транс</i> -соединениях	69,1 54,4	
Двойная связь в цикле	27,2	
Связь между ароматическим радикалом и винильной или ацетиленовой группами Ar-CH=CH <sub>2</sub> Ar-C≡CH <sub>2</sub>	-27,2	
Ацетиленовая связь C≡CH	193,0	
Группа -C≡C, не связанная с атомами водорода	138,6	
Связь между первичным алифатическим радикалом и гидроксильной группой (первичные спирты) R-OH	54,4	При сгорании углерода, связанного с гидроксильной группой, перемещаются только три электрона. Не перемещается электрон, участвующий в образовании связи между углеродом и кислородом, а также электрон водорода, содержащегося в гидроксильной группе
Связь между вторичным алифатическим радикалом и гидроксильной группой (вторичные спирты) $\begin{array}{c} \text{R}' \\   \\ \text{R}-\text{C}-\text{OH} \end{array}$	27,2	Как в первичных спиртах

Характер групп, заместителей и связей	Поправка $\Delta_r$ , кДж/моль	Примечание
Связь между третичным алифатическим радикалом и гидроксильной группой (третичные спирты) $\begin{array}{c} R' \\   \\ R''-C-ON \\   \\ R \end{array}$	14,7	Как в первичных спиртах
Связь между ароматическим радикалом и гидроксильной группой Ar—ОН	14,7	Как в первичных спиртах
Алифатические и ароматические эфиры R—O—R'	81,6	Как и в спиртах, при сгорании углерода, связанного с кислородом, перемещаются три электрона
Одна группа  в 1,4-диоксане	73,3	То же
Альдегидная группа в алифатических и ароматических соединениях R—CHO Ar—CHO	54,4 33,0	В углероде альдегидной группы и кетогруппы перемещаются 2 электрона
Кетогруппа в алифатических и ароматических соединениях R—CO—R' Ar—CO—Ar' Ar—CO—R	27,2 17,2 17,2	
$\alpha$ -Кетокислоты $\begin{array}{c} O \\    \\ R-COOH \end{array}$	54,4	Тепловую поправку вводят, если группа R — CO связана с группой —COOH; в остальных случаях не требуется тепловой поправки на группу COOH. При сгорании углерода карбоксильной группы перемещается только один электрон
Оксикислоты $\begin{array}{c} OH \\   \\ R'-C- \\   \\ R \end{array} COOH$	27,2	Тепловую поправку вводят, если группа R — C(OH)R' связана с группой COOH; все сказанное для кетокислот справедливо и для оксикислот

Характер групп, заместителей и связей	Поправка $\Delta_f$ , кДж/моль	Примечание
Группировка 	54,4	
Ангидриды карбоновых кислот 		
— алифатические — ароматические	61,8 -41,08	
Циклопропановые кольца в карбоновых кислотах 	54,4	
Сложные эфиры 	69,1	
Циклобутановые кольца в карбоновых кислотах 	54,4	
Лактоны типа 	54,4	
Первичные ароматические амины $\text{Ar}-\text{NH}_2$	27,2	В атоме углерода, связанном с аминогруппой, при сгорании перемещаются все электроны; в атоме водорода, связанном с азотом, перемещается один электрон
Первичные алифатические амины $\text{R}-\text{NH}_2$	54,4	То же
Вторичные ароматические и жирно-ароматические амины $\text{Ar}-\text{NH}-\text{Ar}'$ $\text{Ar}-\text{NH}-\text{R}$	54,4	То же

Характер групп, заместителей и связей	Поправка $\Delta_f$ , кДж/моль	Примечание
Вторичные алифатические амины $R-NH-R'$	81,6	То же
Третичные ароматические амины $Ar-\underset{Ar''}{\underset{ }{N}}-Ar'$	81,6	То же. Жирно-ароматические третичные амины рассматривают как третичные ароматические
Третичные алифатические амины $R-\underset{R''}{\underset{ }{N}}-R'$	108,9	
Связь между ароматическим радикалом и азотом в аминах	-14,7	Кроме поправки на соответствующую аминогруппу (см. выше), вводят тепловые поправки на каждую связь между ароматическим радикалом и азотом
Гидразины $HN-\underset{\diagdown}{\underset{ }{N}}-\diagup$	27,2	
Замещенные амиды типа $R-NH-CO-R'$ $Ar-NH-CO-R$	27,2	
Азот в цикле: пиперидин пиридин пиррол хинолин	76 140 84 10	
Алифатические нитрилы $R-C \equiv N$	69,1	В атоме углерода, связанном с азотом в нитрильной группе, при сгорании перемещаются все электроны
Ароматические нитрилы $Ar-C \equiv N$	41,9	Вводятся две поправки: на связь между углеродом и группой $-CN$ и на собственно нитрильную группу
Ароматические и алифатические изонитрилы $R-N=C$	138,6	

Характер групп, заместителей и связей	Поправка $\Delta_r$ , кДж/моль	Примечание
Нитрогруппа в алифатических и ароматических соединениях $R-NO_2$	54,4	При сгорании углерода, связанного с нитрогруппой, перемещаются три электрона. Один электрон остается на азоте нитрогруппы, который восстанавливается в процессе горения
Сульфогруппа в ароматических соединениях $Ar-SO_3H$	-98,0	Сказанное о нитрогруппе справедливо и для сульфогруппы
Хлор в алифатических соединениях $R-Cl$	54,4	При сгорании в атоме углерода, связанного с галоидом, перемещаются не все электроны, а на один меньше
Хлор в ароматических соединениях $Ar-Cl$	27,2	То же
Бром в алифатических и ароматических соединениях $R-Br$	54,4	То же
Йод в ароматических и алифатических соединениях $R-I$	168	То же
Группа $-ONO_2$ в алифатических соединениях	5,9–15,5	

Число электронов, перемещающихся к кислороду при сгорании атомов элементов, определяют по формуле Гесса — Караша:

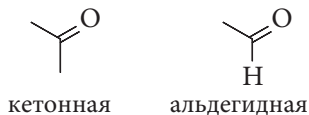
$$n = C_4 \cdot 4 + C_3 \cdot 3 + C_2 \cdot 2 + C_1 \cdot 1 + H_1 \cdot 1,$$

где  $C_4, C_3, C_2, C_1$  — число атомов углерода, в которых при сгорании перемещается соответственно 4, 3, 2, 1 электронов;  $H_1$  — число атомов водорода, в которых перемещаются электроны.

В число  $C_1$  включаются атомы углерода, входящие в состав карбоксильных или сложноэфирных групп:



В число  $C_2$  входят атомы углерода в составе карбонильных групп:



В число  $C_3$  включаются атомы углерода, связанные с заместителями  $C-X$ , где  $X = -OH$ ;  $-OR$ ; галоген, сульфогруппа ( $-SO_3H$ ) и нитрогруппа ( $-NO_2$ ). Все остальные атомы  $C$  в молекуле образуют число  $C_4$ . Величина  $H_1$  для гидроксильной группы ( $-OH$ ) равна нулю. Таким образом, для расчета  $q_{cr}$  необходимо использовать структурную формулу органического соединения, а для расчета  $n \cdot q_a$  — его брутто-формулу.

Также для подсчета числа смещающихся электронов Караш предлагает пользоваться нижеприведенными формулами:

— для углеводородов типа  $C_a H_b$ :

$$n = 4a + b;$$

— для соединений типа  $C_a H_b O_d$  и соединений с трехвалентным азотом, не содержащих нитрогруппы  $NO_2$  типа  $C_a H_b N_c O_d$ :

$$n = 4a + b - 2d;$$

— для соединений, содержащих нитрогруппу или сульфогруппу типа  $C_a H_b N_c O_d (NO_2/SO_3H)_p$ :

$$n = 4a + b - 2d - p,$$

здесь  $p$  — число нитрогрупп  $-NO_2$  и/или сульфогрупп.

При определении величины  $q_0$  газообразного или твердого органического соединения вводят поправки на агрегатное состояние вещества. В этом случае

$$q_0 = n \cdot q_a - q_{cr} - q_{исп}$$

или

$$q_0 = n \cdot q_a - q_{cr} + q_{пл},$$

где  $q_{исп}$  — теплота испарения жидкого органического вещества, кДж/моль;  
 $q_{пл}$  — теплота плавления твердого вещества, кДж/моль.

Теплоты испарения и плавления целесообразно брать из справочников, а при отсутствии информации их величины можно приближенно рассчитать по формулам:

$$q_{исп} = \frac{K_{исп} \cdot T_k}{1000},$$

где  $K_{исп} = 88 + 4$  — эмпирическая константа;  $T_k$  — температура кипения вещества, К.



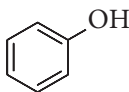
$$q_{\text{пл}} = \frac{K_{\text{пл}} \cdot T_{\text{пл}}}{1000},$$

где  $K_{\text{пл}} = 54 + 13$  — эмпирическая константа;  $T_{\text{пл}}$  — температура плавления, К.

Величины физических составляющих ( $Q_{\text{физ}}$ ) теплового эффекта процесса ( $Q_3 = Q_p + Q_{\text{физ}}$ ) определяют для конкретного типа реакции с учетом ее специфики (сульфирование, нитрование, галогенирование и т. д.). В настоящее время теплоты сгорания определяют с помощью квантово-химических расчетов.

### Пример 1

Определить теплоту сгорания и образования  $q_{\text{сг}}$  и  $q_0$  молекулы фенола.



$$q_{\text{сг}} = 109,5 \cdot n + \sum \Delta_i \cdot \xi.$$

Определим число электронов, перемещающихся к кислороду при сгорании атомов элементов, образующих молекулу фенола:

$$\begin{aligned} n &= C_4 \cdot 4 + C_3 \cdot 3 + C_2 \cdot 2 + C_1 \cdot 1 + H_1 \cdot 1 = \\ &= 5 \cdot 4 + 1 \cdot 3 + 5 \cdot 1 = 28 \quad (C_4 = 5, C_3 = 1, H_1 = 5), \end{aligned}$$

$$\Delta_{\text{ОН}} = 14,64 \text{ кДж/моль}, \xi = 1,$$

$$q_{\text{сг}} = 109,5 \cdot n + \sum \Delta_i \cdot \xi = 109,5 \cdot 28 + 14,64 \cdot 1 = 3070,84 \text{ кДж/(г} \cdot \text{моль)}.$$

Рассчитаем теплоту образования фенола:

$$q_0 = \sum n \cdot q_a - q_{\text{сг}} = (395,5 \cdot 6 + 144,6 \cdot 6) - 3070,84 = 169,76 \text{ кДж/(г} \cdot \text{моль)}.$$

### Пример 2

Определить теплоту сгорания и образования  $q_{\text{сг}}$  и  $q_0$  тротила  $\text{C}_7\text{H}_5(\text{NO}_2)_3$ .

В соответствии с уравнением

$$n = 4a + b$$

получаем

$$n = 4a + b - 2d - p = 4 \cdot 7 + 5 - 2 \cdot 0 - 3 = 30.$$

Теплота сгорания тротила, учитывая поправку на группу  $\text{NO}_2$  ( $\Delta_{\text{NO}_2} = 54,64$  кДж/моль):

$$q_{\text{ст}} = 109,5 \cdot n + \sum \Delta_i \cdot \xi = 109,5 \cdot 30 + 3 \cdot 54,64 = 3446 \text{ кДж.}$$

По формуле для расчета теплоты образования получаем:

$$q_0 = \sum n \cdot q_a - q_{\text{ст}} = 395,5 \cdot 7 + 144,6 \cdot 5 - 3446 = 45,5 \text{ кДж/моль.}$$

#### 4.1.4. Расчет теплоты $Q_5$ , расходуемой на нагрев (охлаждение) аппарата

Расход тепла на нагревание отдельных частей реактора периодического действия определяют по формуле

$$Q_5 = G_i \cdot C_i \cdot (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}})_i,$$

где  $G_i$  — массы отдельных частей аппарата и изоляции, кг;  $C_i$  — теплоемкости материалов частей аппарата, кДж/(кг · град);  $t_{\text{кон}}$  — конечная температура  $i$ -й части аппарата, °С;  $t_{\text{нач}}$  — начальная температура  $i$ -й части аппарата, °С.

Массы частей аппарата берутся из его технического паспорта, теплоемкости — из справочной литературы. Температуры отдельных частей аппарата определяются из конкретных данных температурного режима и условий нагревания или охлаждения.

В случае отсутствия данных массу реактора можно определить по формуле

$$G_p = 2300 \cdot p \cdot D^3,$$

где  $p$  — избыточное давление в аппарате, МПа;  $D$  — диаметр реактора, м.

Для определения конечных температур стенок корпуса и рубашки аппарата рассмотрим рис. 4.1, на котором представлена теплопередача от теплоносителя через стенку рубашки и изоляцию к окружающей воздушной среде.

По представленной эпюре температур на рис. 4.1 видно, что температуры в конце процесса нагревания/охлаждения внутренней и наружной стенок рубашки и корпуса не равны ( $t'_2 \neq t'_3$  и  $t_2 \neq t_3$ ).

Конечные температуры можно найти с помощью следующих уравнений:

$$t_{\text{руб}}^{\text{кон}} = \frac{t'_2 + t'_3}{2},$$

$$t_{\text{корпус}}^{\text{кон}} = \frac{t_2 + t_3}{2},$$

$$t' = t_1 - \frac{k}{\alpha_1} \cdot (t_1 - t_{\text{возд}}),$$

$$t'_3 = t'_2 - \frac{k \cdot \delta_{\text{стенки рубашки}}}{\lambda_{\text{стенки рубашки}}} \cdot (t_1 - t_{\text{возд}}),$$

$$t_2 = t_1 - \frac{k'}{\alpha_1} \cdot (t_1 - t_{\text{PM}}^{\text{кон}}),$$

$$t_3 = t_2 - \frac{k' \cdot \lambda_{\text{стенки корпуса}}}{\delta_{\text{стенки корпуса}}} \cdot (t_1 - t_{\text{PM}}^{\text{кон}}),$$

где  $t_2$  и  $t_3$  — температуры внутренней и наружной стенок реактора;  $t'_2$  и  $t'_3$  — температуры внутренней и наружной стенок рубашки;  $t_1$  — температура теплоносителя;  $k'$  — общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к воздуху и  $k$  — общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной массе (расчет рассмотрен в § 4.1.5 и § 4.1.6).

В технических тепловых расчетах, допускающих определенную погрешность, при определении величины  $Q_5$  можно использовать следующие рекомендации относительно конечных температур отдельных частей реактора. Температуру мешалки можно принять равной температуре реакционной массы ( $t_{\text{меш}} = t_{\text{PM}}$ ), конечную температуру стенки корпуса реактора, его крышки и стенки рубашки — равной температуре теплоносителя (пара). При использовании в качестве теплообменного устройства внутреннего змеевика температуру корпуса реактора можно приравнять к температуре реакционной массы, а температуру змеевика — к температуре теплоносителя. Данные упрощения основаны на том факте, что температура стенки, разделяющей две среды, будет ближе к той среде, у которой коэффициент теплопередачи ( $\alpha$ ) больше.

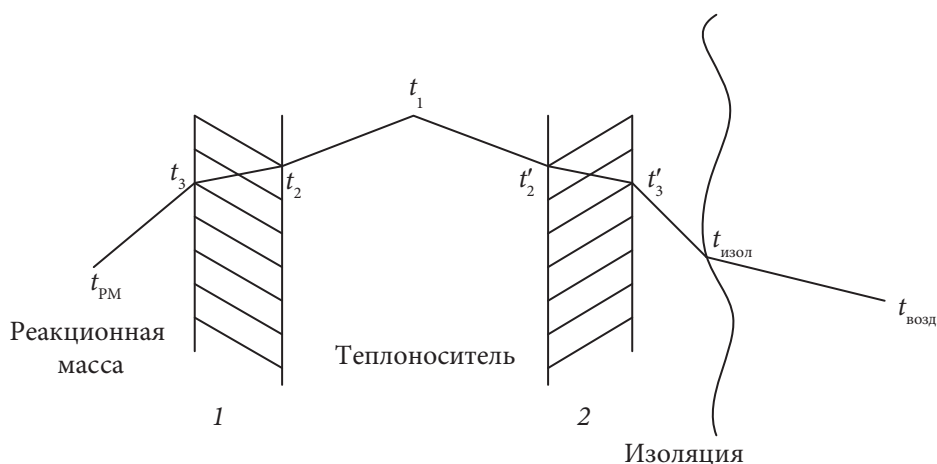


Рис. 4.1. График изменения температур:  
1 — стенка аппарата; 2 — стенка рубашки аппарата

#### 4.1.5. Расчет теплоты (холода) $Q_6$ , теряемой аппаратом в окружающую среду, и необходимой толщины теплоизоляции

Для пояснения расчета  $Q_6$  и толщины теплоизоляции рассмотрим схему теплопередачи от теплоносителя через стенку рубашки и изоляцию к окружающей воздушной среде (рис. 4.2).

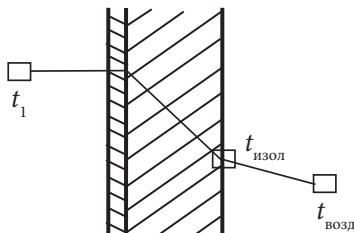


Рис. 4.2. Схема теплопередачи от теплоносителя через стенку рубашки и изоляцию к окружающей воздушной среде:

$t_{\text{рм}}$  — температура реакционной массы;  $t_1$  — температура теплоносителя;  
 $t_{\text{изол}}$  — температура наружной поверхности теплоизоляции;  $t_{\text{возд}}$  — температура воздуха в производственном помещении (принимается равной 20 °С)

Потери тепла от реактора в окружающую среду рассчитывают по формуле

$$Q_6 = \alpha_{\text{возд}} \cdot F_{\text{изол}} \cdot \tau \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}}), \text{ кДж,}$$

где  $\alpha_{\text{возд}}$  — коэффициент теплопередачи от стенки к воздуху, учитывающий передачу тепла как конвекцией, так и лучеиспусканием, Вт/(м<sup>2</sup> · К))

$$\alpha_{\text{возд}} = 9,74 + 0,07 \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}}),$$

где  $F_{\text{изол}}$  — площадь поверхности изоляции реактора, через которую тепло попадает в окружающую среду, м<sup>2</sup>;  $\tau$  — продолжительность тепловой ступени процесса, с.

Если принять температуру наружной поверхности теплоизоляции при нагревании равной 40 °С, а температуру воздуха в производственном помещении — равной 20 °С, тогда

$$\alpha_{\text{возд}} = 11,14 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Для уменьшения тепловых потерь, создания необходимых условий безопасности работы и защиты поверхности от коррозии наружную поверхность рубашки аппарата покрывают тепловой изоляцией.

Толщину слоя изоляции подбирают таким образом, чтобы максимальная температура на поверхности изоляции  $t_{\text{изол}}$  удовлетворяла следующим требованиям:

— для оборудования и трубопроводов, находящихся в помещении, при температуре теплоносителя в рубашке более 100 °С — не выше 45 °С;

- для оборудования и трубопроводов, находящихся в помещении, при температуре теплоносителя в рубашке 100 °С и менее — не выше 35 °С;
- для оборудования и трубопроводов, расположенных на открытом воздухе вблизи мест пребывания обслуживающего персонала, — не выше 60 °С;
- при охлаждении рассолом и охлажденной водой — 5–10 °С.

Обычно температуру наружной поверхности теплоизоляции при нагревании принимают равной 40 °С (с учетом требований техники безопасности), при охлаждении рассолом или холодной водой — 10 °С.

Для определения  $F_{\text{изол}}$ , а затем  $Q_6$ , необходимо предварительно рассчитать толщину слоя теплоизоляции ( $\delta_{\text{изол}}$ ), при которой  $t_{\text{изол}}$  будет равна 40 °С. Эта задача решается следующим образом. Для установившегося (стационарного) процесса теплопередачи справедливо равенство

$$Q_6 = \alpha_{\text{возд}} \cdot F_{\text{изол}} \cdot \tau \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}}) = k' \cdot F_{\text{изол}} \cdot \tau \cdot (t_{\text{тепл}} - t_{\text{возд}}),$$

где  $k'$  — общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к воздуху, Вт/(м<sup>2</sup> · К).

Величину  $k'$  находят из вышеприведенного соотношения таким образом:

$$k' = \frac{\alpha_{\text{возд}} \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}})}{(t_{\text{тепл}} - t_{\text{возд}})}.$$

С другой стороны, как следует из теории теплопередачи:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{возд}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{тепл}}} + \frac{\delta_{\text{стенки рубашки}}}{\lambda_{\text{стенки рубашки}}} + \frac{\delta_{\text{изол}}}{\lambda_{\text{изол}}}},$$

где  $t_{\text{тепл}}$  — температура теплоносителя в рубашке, °С;  $t_{\text{изол}}$  — температура поверхности изоляции, °С;  $t_{\text{возд}}$  — температура окружающей среды, °С;  $\alpha_{\text{тепл}}$  и  $\alpha_{\text{возд}}$  — коэффициенты теплоотдачи от теплоносителя к стенке и от стенки (изоляции) в окружающую среду, воздух, Вт/(м<sup>2</sup> · К).

Вычислив величину  $k'$  и подставив  $\lambda_{\text{изол}}$  для выбранного теплоизоляционного материала, из последнего выражения находят толщину слоя теплоизоляции  $\delta_{\text{изол}}$ :

$$\delta_{\text{изол}} = \left( \frac{1}{k'} - \frac{1}{\alpha_{\text{возд}}} - \frac{1}{\alpha_{\text{тепл}}} - \frac{\delta_{\text{стенки рубашки}}}{\lambda_{\text{стенки рубашки}}} \right) \cdot \lambda_{\text{изол}}.$$

С учетом толщины ( $\delta_{\text{изол}}$ ) изоляции определяют ее поверхность ( $F_{\text{изол}}$ ) и затем рассчитывают  $Q_6$ . Максимальная толщина изоляции 150 мм.

При известных значениях  $\delta_{\text{изол}}$  и геометрических размерах реактора можно рассчитать объем и массу теплоизоляции, а также расход тепла на ее нагревание, что сделает более точным расчет  $Q_5$ .

Температура поверхности неизолированной части аппарата примерно равна средней температуре стенки аппарата.

Таким образом, изолированная и неизолированная части аппарата имеют различную температуру наружной поверхности, следовательно, расчет  $Q_6$  сводится к расчету двух составляющих:

$$Q_6 = Q_6^{\text{изол}} + Q_6^{\text{неизол}},$$

где  $Q_6^{\text{изол}}$  — тепло, теряемое изолированной частью аппарата, кДж;  $Q_6^{\text{неизол}}$  — тепло, теряемое неизолированной частью аппарата, кДж.

Поверхность  $F$  (м<sup>2</sup>), теряющая тепло, может быть определена по формуле

$$F = \left( \pi \cdot D \cdot H + \frac{\pi \cdot D^2}{2} \right),$$

где  $H$  — высота аппарата, м;  $D$  — наружный диаметр рубашки, м.

Тогда поверхность изолированной части аппарата составит  $\frac{2}{3}F$ , а поверхность неизолированной части будет равна  $\frac{1}{3}F$ .

Более точно поверхность изолированной части может быть определена по формуле

$$F_{\text{изол}} = F_{\text{цил}} + F_{\text{днища}},$$

где  $F_{\text{цил}}$  — поверхность цилиндрической части аппарата, м<sup>2</sup>;  $F_{\text{днища}}$  — поверхность днища аппарата, м<sup>2</sup>.

Поверхность конического днища рассчитывается следующим образом:

$$F_{\text{кон}} = \pi \cdot r \cdot l,$$

где  $r$  — радиус конуса, м;  $l$  — образующая, м.

$l$  можно найти, зная угол конуса. Если  $\alpha = 90^\circ$ , то

$$l = \sqrt{\frac{r^2}{2}}.$$

Поверхность эллиптического днища может быть определена по справочной литературе в зависимости от диаметра днища. При отсутствии справочных данных поверхность эллиптического днища можно определить по формуле

$$F_{\text{эл}} = 1,086 \cdot D^2,$$

где  $D$  — наружный диаметр днища, м.

Поверхность цилиндрической части определяется по формуле

$$F_{\text{цил}} = \pi \cdot D \cdot H_{\text{цил}},$$

где  $D$  — наружный диаметр рубашки (с учетом толщины стенок), м;  $H_{\text{цил}}$  — высота цилиндрической части обечайки аппарата, м.

Аналогичным образом определяется и поверхность неизолированной части:

$$F_{\text{неизол}} = F_{\text{крыш}} + F_{\text{цил}},$$

где  $F_{\text{крыш}}$  — поверхность крышки аппарата, м<sup>2</sup>.

В табл. 4.4 приведены коэффициенты теплопроводности некоторых материалов при температуре 0–100 °С и их плотность.

Для аппаратов объемом  $V < 6,3$  м<sup>3</sup> обычно применяют асбоцементную изоляцию, которую после высыхания красят. При объеме аппарата более 10 м<sup>3</sup> может быть использована стекловата или шлаковата, аппарат обворачивают пластиной изоляции, закрепляют ее обручем и также красят. Для реакторов малого объема (на 10 — 63 л) применяют асбест, а при температуре до 100 °С можно использовать пенопласт.

Таблица 4.4

**Коэффициенты теплопроводности некоторых материалов  
при температуре 0–100 °С**

Материал	Плотность (для сыпучих материалов насыпная плотность), кг/м <sup>3</sup>	Коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{изол}}$ , Вт/(м · К)
Асбест	600	0,151
Бетон	2300	1,28
Винипласт	1380	0,163
Войлок шерстяной	300	0,047
Кладка из обыкновенного кирпича	1700	0,698–0,814
Кладка из изоляционного кирпича	600	0,116–0,209
Краска масляная	–	0,233
Минеральная вата	150	0,052–0,064
Пенопласт	30	0,047
Песок сухой	1500	0,349–0,814
Стеклянная вата	200	0,035–0,070
Текстолит	1380	0,244
Шлаковата	250	0,076
Эмаль	2350	0,872–1,163

#### 4.1.6. Расчет теплоты $Q_2$ и определение необходимой поверхности теплообмена $F_{\text{расч}}$

Основой расчета теплообмена (кДж) в аппаратах с мешалками, как и в теплообменных аппаратах других типов, служит уравнение

$$Q_2 = k \cdot F_{\text{расч}} \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \tau,$$

где  $k$  — общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной массе, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $\Delta t_{\text{ср}}$  — средняя разность температур теплоносителя и реакционной массы;  $\tau$  — продолжительность процесса, с.

После вычисления теплообмена ( $Q_2 = Q_4 + Q_5 + Q_6 - Q_1 - Q_3$ ) находят поверхность теплопередачи из известного соотношения

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_2}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \tau}.$$

Полученную величину поверхности теплообмена рекомендуется увеличить на 20 %.

Для приближенных расчетов коэффициента теплопередачи  $k$  можно пользоваться практическими данными (табл. 4.5).

Таблица 4.5

**Значения коэффициентов теплопередачи  
для некоторых видов теплообмена**

Вид теплообмена	Коэффициент теплопередачи $k$ , Вт/м <sup>2</sup> · К	
	вынужденное движение	свободное движение
От газа к газу (при атмосферном давлении)	10–40	4–12
От газа к жидкости (газовые холодильники)	10–60	6–20
От конденсирующегося пара к газу (воздухонагреватели)	10–60	6–12
От жидкости к жидкости (для воды)	800–1700	140–340
От жидкости к жидкости (для органических жидкостей)	120–270	30–60
От конденсирующегося пара к воде (подогреватели)	120–340	60–170
От конденсирующегося пара органических веществ к воде (конденсаторы)	340–840	230–460
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости (испарители)	—	300–3500

Также рекомендуемые величины  $k$  и формулы для их расчета приводятся в справочной литературе.



Более подробно коэффициент теплопередачи рассчитывают по формуле

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \left( \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) + \Sigma r_3},$$

где  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$  — коэффициенты теплоотдачи со стороны теплоносителей, Вт/м<sup>2</sup> · К;  $\delta_i$ ,  $\lambda_i$  — толщина и теплопроводность стенок теплоносителя в рубашке, м;  $\Sigma r_3$  — термическое сопротивление загрязненных стенок, м<sup>2</sup> · К/Вт (табл. 4.6).

Без учета термического сопротивления загрязненных стенок общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной массе равен:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{PM}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{теплоноситель}}} + \frac{\delta_{\text{стенки корпуса}}}{\lambda_{\text{стенки корпуса}}}}.$$

Таблица 4.6

**Термическое сопротивление загрязнений стенок**

Теплоносители (среды)	Термическое сопротивление загрязнений $r_3$ , м <sup>2</sup> · К/Вт
Вода:	
— дистиллированная	$9 \cdot 10^{-5}$
— водопроводная, колодезная, озерная	$(9 \div 18) \cdot 10^{-5}$
— речная хорошего качества при скорости, м/с:	
менее 0,9	$(35 \div 53) \cdot 10^{-5}$
более 0,9	$(18 \div 35) \cdot 10^{-5}$
— речная загрязненная при скорости, м/с:	
менее 0,9	$(53 \div 71) \cdot 10^{-5}$
более 0,9	$(35 \div 53) \cdot 10^{-5}$
Органические жидкости, рассолы, фреоны и т. п.	$18 \cdot 10^{-5}$
Пары:	
— воды с примесью масел	$18 \cdot 10^{-5}$
— органических жидкостей	$9 \cdot 10^{-5}$
— хладагентов	$35 \cdot 10^{-5}$
Воздух	$35 \cdot 10^{-5}$

Приведенное уравнение теплопередачи применимо для плоской многослойной теплопередающей стенки. Однако его можно использовать и для цилиндрической стенки (трубы), если  $d_{\text{вн}} \geq d_{\text{нар}}/2$ .

Расчет коэффициентов теплоотдачи  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$  зависит от гидродинамической и тепловой обстановки около теплообменной поверхности и в общем случае

выполняется на основе экспериментальных исследований, обобщаемых в виде корреляционных соотношений между критериями подобия.

Приближенные значения коэффициентов теплоотдачи для различных видов теплообмена приведены в табл. 4.7.

Таблица 4.7

**Значения коэффициентов теплоотдачи  
для некоторых процессов теплообмена**

Процесс	$\alpha$ , Вт/м <sup>2</sup> · К
Нагревание и охлаждение газов (атмосферное давление)	10–50
Нагревание и охлаждение органических жидкостей	50–1500
Нагревание и охлаждение воды	200–10 000
Кипение воды	500–10 000
Конденсация водяных паров	4000–15 000
Конденсация паров органических жидкостей	400–2000

По рассчитанной величине  $F_{\text{расч}}$  проверяется достаточность поверхности теплообмена выбранного реактора для осуществления данного технологического процесса. Для этого расчетную поверхность теплообмена сравнивают с реально работающей поверхностью, которая определяется как площадь стенок аппарата или внутренних устройств, омываемых перемешиваемой средой и теплоносителем.

Полученные величины  $F_{\text{расч}}$  и  $F_{\text{геом}}$  должны быть связаны соотношением

$$F_{\text{расч}} < F_{\text{геом}}.$$

При нагревании жидким теплоносителем и при охлаждении реактора периодического действия расчет величины  $\Delta t_{\text{ср}}$  имеет некоторые особенности.

#### **4.1.7. Особенности теплового расчета реактора периодического действия**

Процессы в реакторах периодического действия протекают в нестационарных условиях. В разные промежутки времени реакторы могут работать в разных режимах, поэтому перед началом расчета следует составить температурный график процесса, т. е. разбить процесс на этапы в зависимости от теплового режима. Далее приводят исходные данные и расчеты всех составляющих теплового баланса по всем ступеням температурного режима. Затем для каждого теплового этапа (режима) составляется частный тепловой баланс. Температурный график строится в системе координат «температура — время» (рис. 4.3). Он составляется на основании данных лабораторного или опытно-промышленного регламента.

Результаты расчета должны сопровождаться выводами, в которых указываются рекомендуемые теплоизоляционные материалы, необходимые площади поверхностей теплообменных устройств, энергозатраты по отдельным ступеням и по стадиям в целом (расход пара, воды, холодильных агентов, электроэнергии и т.д.).

Особенности теплового расчета реактора периодического действия связаны со ступенчатым изменением температуры в реакторе в ходе технологического процесса, а также с непостоянством температуры жидкого теплоносителя или охлаждающего агента на выходе из теплообменного устройства.

На рис. 4.3 представлен пример графика изменения температуры в ходе технологического процесса в химическом реакторе периодического действия.

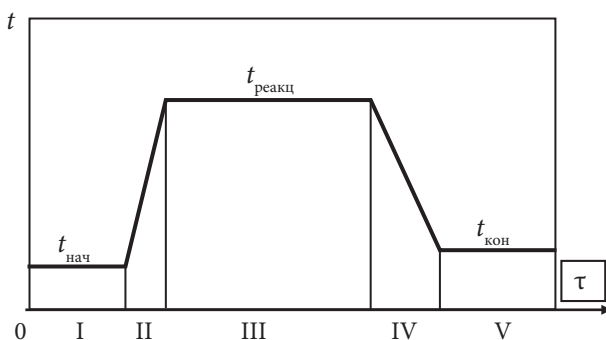


Рис. 4.3. График изменения температуры во времени:

- I — загрузка исходных веществ при температуре  $t_{\text{нач}}$  (за время  $\tau_1$ );
- II — нагревание реакционной смеси до температуры начала реакции  $t_{\text{реакц}}$ ;
- III — выдержка (химическая реакция) при постоянной температуре  $t_{\text{реакц}}$ ;
- IV — охлаждение продуктов реакции до температуры  $t_{\text{кон}}$ ;
- V — выгрузка реакционной массы при температуре  $t_{\text{кон}}$

Общее уравнение теплового баланса преобразуется для каждой ступени температурного режима процесса:

I ступень: составление теплового баланса не требуется.

II ступень:  $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6$ ,  $Q_2 = Q_4 + Q_5 - Q_1$ .

III ступень:  $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6$ ,  $Q_2 = Q_6 - Q_3$ .

IV ступень:  $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6$ ,  $Q_2 = Q_4 + Q_5 - Q_1$ .

V ступень: составление теплового баланса не требуется.

Отметим, что в случае ступенчатого температурного режима в периодическом реакторе на второй ступени  $Q_1$  — это теплосодержание реакционной смеси в начале ступени, а  $Q_4$  — теплосодержание реакционной массы в конце ступени (исходные вещества), а на четвертой ступени  $Q_1$  — это теплосодержание реакционной смеси в начале ступени, а  $Q_4$  — теплосодержание реакционной массы в конце ступени (продукты реакции).

Достаточность поверхности теплопередачи проверяется для каждой ( $i$ -й) ступени процесса:

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_2}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \tau}.$$

Полученные величины  $F_{\text{расч}}$  и  $F_{\text{геом}}$  должны быть связаны соотношением

$$F_{\text{расч}} < F_{\text{геом}}.$$

#### 4.1.8. Расчет величины $\Delta t_{\text{ср}}$ , расхода теплоносителя или охлаждающего агента

##### 1. Нагревание РПД насыщенными парами теплоносителя

Расчет  $\Delta t_{\text{ср}}$  осуществляется по широко известной формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}},$$

где  $\Delta t_6, \Delta t_m$  — большая и меньшая разности температур теплоносителя и реакционной массы в начале и в конце процесса (температурной ступени). Если

$\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} < 2$ , тогда  $\Delta t_{\text{ср}}$  можно посчитать так:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_m}{2}.$$

Расход пара определяют по формуле

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q_2}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}},$$

где  $i_{\text{п}}, i_{\text{к}}$  — теплосодержание пара и конденсата (кДж/кг) при выбранном давлении.

##### 2. Нагревание РПД жидким теплоносителем (горячей водой, жидкой диффузионной смесью и т. д.) (схематично представлено на рис. 4.4)

Вследствие непостоянства конечной температуры жидкого теплоносителя (на выходе из теплообменного устройства) расчет  $\Delta t_{\text{ср}}$  производят по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}}^{\text{нагр}} = \frac{(t_2 - t_1) \cdot \left( \frac{A - 1}{A \cdot \ln A} \right)}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}},$$

$$A = \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_2},$$

где  $t_1$  — начальная температура реакционной массы, °C;  $t_2$  — конечная температура реакционной массы, °C;  $T_1$  — начальная температура жидкого теплоносителя, °C;  $T_2$  — конечная температура теплоносителя, °C.

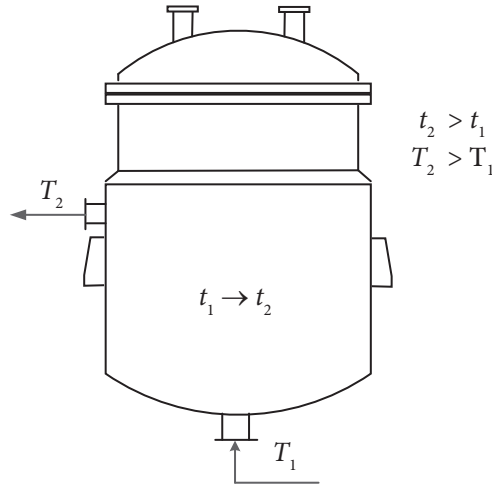


Рис. 4.4. Нагревание РПД жидким теплоносителем

Принимается условие  $T_2 > t_2$ .

Расход жидкого теплоносителя  $G_{\text{тепл}}$  (кг) определяют по формуле

$$G_{\text{тепл}} = \frac{Q_2}{c_{\text{тепл}} \cdot (T_1 - T_{2\text{ср}})},$$

где  $T_{2\text{ср}}$  — средняя за процесс температура теплоносителя на выходе из теплообменного устройства, °C;  $c_{\text{тепл}}$  — теплоемкость жидкого теплоносителя, Дж/(кг · К).

$$T_{2\text{ср}} = T_1 - \Delta t_{\text{ср}}^{\text{нагр}} \cdot \ln A.$$

### 3. Охлаждение РПД

Температура охлаждающего агента (воды, рассола) на выходе из теплообменного устройства в периодическом процессе непрерывно изменяется и становится равной  $T_2$  в конце процесса (тепловой ступени), когда температура охлаждаемой реакционной массы станет равной  $t_2$ , причем ( $t_2 < T_2$ ) (рис. 4.5).

$$\Delta t_{\text{ср}}^{\text{охл}} = \frac{(T_1 - T_2) \cdot \left( \frac{A - 1}{A \cdot \ln A} \right)}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}},$$

$$A = \frac{T_2 - t_1}{T_2 - t_2},$$

где  $T_1$  — начальная температура охлаждаемой реакционной массы, °C;  $T_2$  — конечная температура реакционной массы, °C;  $t_1$  — начальная температура охлаждающего агента, °C;  $t_2$  — конечная температура охлаждающего агента, °C.

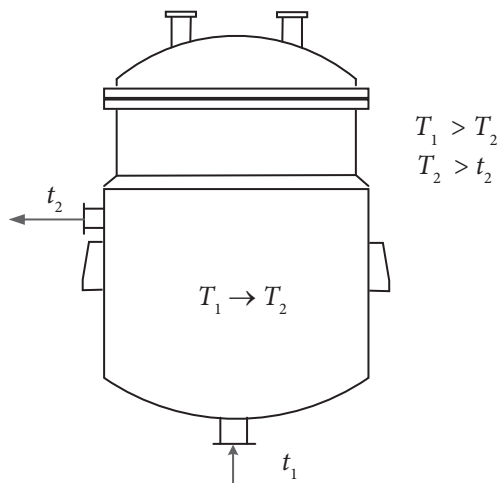


Рис. 4.5. Охлаждение РПД жидким теплоносителем

Принимается условие:  $t_2 > T_2$ .

Расход охлаждающего агента  $G_{\text{охл}}$  (кг/опер или кг/ч) определяют по формуле

$$G_{\text{охл}} = \frac{Q_2}{c_{\text{охл}} \cdot (t_{2\text{cp}} - t_1)},$$

где  $t_{2\text{cp}}$  — средняя за процесс температура охлаждающего агента на выходе из теплообменного устройства, °C:

$$t_{2\text{cp}} = t_1 + \Delta t_{\text{cp}}^{\text{охл}} \cdot \ln A.$$

Результаты теплового расчета теперь могут быть использованы для проектирования технологической установки.

## 4.1.9. Примеры расчетов тепловых балансов

### 4.1.9.1. Расчет теплового баланса получения фенолформальдегидных смол

На рис. 4.6 представлен график изменения температуры в ходе технологического процесса в химическом реакторе периодического действия.

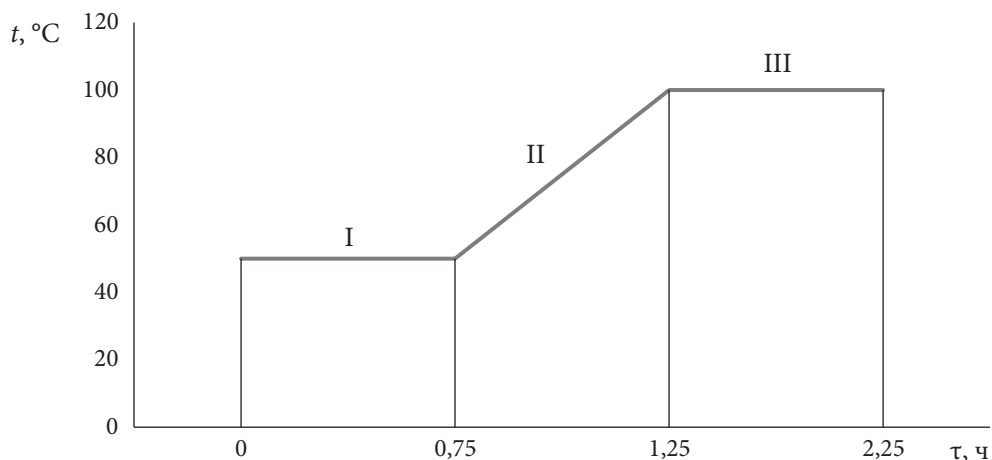


Рис. 4.6. График изменения температуры

в ходе технологического процесса поликонденсации:

ступень I — загрузка исходных веществ при температуре 50 °C; ступень II — нагрев реакционной смеси до температуры 100 °C ( $\tau = 1800$  с); ступень III — выдержка реакции поликонденсации ( $\tau = 3600$  с); ступень I: составление теплового баланса не требуется; ступень II:  $Q_2 = Q_4 + Q_5 - Q_1$ ; ступень III:  $Q_2 = Q_6 - Q_3$

### Расчет необходимой поверхности теплопередачи и расхода теплоносителя на второй ступени ( $Q_2 = Q_4 + Q_5 - Q_1$ )

Расчет начального и конечного теплосодержания реакционной массы  $Q_1$  и  $Q_4$  (ступень II):

$$Q_{1,4} = G_i \cdot c_i \cdot T_i,$$

где  $G_i$  — масса  $i$ -го вещества, кг/опер;  $C_i$  — теплоемкость  $i$ -го вещества, кДж/(кг · К);  $T_i$  — температура  $i$ -го вещества, К.

Теплоемкость вещества можно найти по формуле

$$c_i = \frac{\sum c_a \cdot n_{ат}}{M},$$

где  $c_a$  — атомная теплоемкость элемента (табл. 4.8);  $n_{ат}$  — количество атомов;  $M$  — молекулярная масса.

Таблица 4.8

#### Значения атомной теплоемкости элементов

Элемент	$c_a$ , кДж/моль
Углерод	7,542
Водород	9,637
Кислород	16,76

$$c_{\text{фенол}} = \frac{7,542 \cdot 6 + 9,637 \cdot 6 + 16,76}{94} = 1,27 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K}),$$

$$c_{\text{форм}} = \frac{7,542 + 9,637 \cdot 2 + 16,76}{30} = 1,45 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K}),$$

$$c_{\text{ш. к}} = \frac{7,542 \cdot 2 + 9,637 \cdot 4 + 16,76 \cdot 4}{90} = 1,34 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K}).$$

Теплосодержание реакционной смеси в начале ступени  $Q_1$  (исходные вещества) при  $T_{\text{нач}} = 323 \text{ K}$ :

$$Q_1 = (2954,75 \cdot 1,27 + 2042,88 \cdot 1,45 + 15,17 \cdot 1,34) \cdot 323 = 2\,175\,416,7 \text{ кДж}.$$

Теплосодержание реакционной смеси в конце ступени  $Q_4$  (исходные вещества) при  $T_{\text{кон}} = 373 \text{ K}$ :

$$Q_4 = (2954,75 \cdot 1,27 + 2042,88 \cdot 1,45 + 15,17 \cdot 1,34) \cdot 373 = 2\,512\,168,5 \text{ кДж}.$$

Расчет теплоты  $Q_5$ , расходуемой на нагрев аппарата:

$$Q_5 = \sum G_i \cdot c_i \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}),$$

где  $G_i$  — массы отдельных частей аппарата, кг;  $c_i$  — теплоемкости материалов частей аппарата, кДж/(кг · К);  $T_{\text{кон}}$  — конечная температура  $i$ -й части аппарата, °С;  $T_{\text{нач}}$  — начальная температура  $i$ -й части аппарата, °С.

Массы частей аппарата (стальной аппарат вместимостью 6,3 м<sup>3</sup>, снабженный рамной мешалкой, поверхность теплообмена  $F_{\text{геом}} = 14,34 \text{ м}^2$ ) берутся из его технического паспорта, теплоемкости — из справочной литературы:

$$c_{\text{ст}} = 0,5 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K}); ;$$

$$G_{\text{корп}} = 2340 \text{ кг};$$

$$G_{\text{руб}} = 1840 \text{ кг};$$

$$G_{\text{крыш}} = 690 \text{ кг};$$

$$G_{\text{мешалки}} = 75 \text{ кг}.$$

В технических тепловых расчетах, допускающих определенную погрешность, при определении величины  $Q_5$  можно принять:

— температуру мешалки и крышки равной температуре реакционной массы;



— конечную температуру стенки корпуса реактора и стенки рубашки равной температуре теплоносителя (пара).

Пар подается в рубашку под давлением 0,6 МПа. По справочным данным найдена температура пара:  $t_{г.п} = 159\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

$$Q_5 = (75 + 690) \cdot 0,5 \cdot (100 - 50) + (2340 + 1840) \cdot 0,5 \cdot (159 - 50) = 246\,935,0 \text{ кДж},$$

$$Q_2 = Q_4 + Q_5 - Q_1 = 2\,512\,168,5 + 246\,935,0 - 2\,175\,416,7 = 583\,686,8 \text{ кДж}.$$

Достаточность необходимой теплопередачи рассчитывается по формуле

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_2}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}} \cdot \tau},$$

где  $K$  — общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной массе, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $\Delta t_{\text{cp}}$  — средняя разность температур теплоносителя и реакционной массы, К;  $\tau$  — продолжительность процесса, с.

При нагревании реактора периодического действия насыщенными парами теплоносителя расчет  $\Delta t_{\text{cp}}$  осуществляется по формуле

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}},$$

где  $\Delta t_6$  и  $\Delta t_m$  — большая и меньшая разности температур теплоносителя и реакционной массы в начале и в конце ступени.

$$\Delta t_6 = t_{\text{пар}} - t_{\text{нач}} = 159 - 50 = 109\text{ }^{\circ}\text{C},$$

$$\Delta t_m = t_{\text{пар}} - t_{\text{конеч}} = 159 - 100 = 59\text{ }^{\circ}\text{C},$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}} = \frac{109 - 59}{\ln \frac{109}{59}} = 82\text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Коэффициент теплопередачи взят из справочника:  $K = 800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ :

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_2}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}} \cdot \tau} = \frac{583\,686,8 \cdot 10^3}{800 \cdot (82 + 273) \cdot 1800} = 1,14 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{геом}} = 14,34 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{расч}} < F_{\text{геом}}.$$

Из расчета следует, что данной поверхности теплопередачи достаточно для проведения второй ступени поликонденсации.

Расход греющего пара определяют по формуле

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q_2}{i_{\text{н}} - i_{\text{к}}},$$

где  $i_{\text{н}}$  и  $i_{\text{к}}$  — теплосодержание пара и конденсата (кДж/кг) при давлении 0,6 МПа (справочные данные):  $i_{\text{н}} = 2759,1$  кДж/кг;  $i_{\text{к}} = 682,4$  кДж/кг.

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q_2}{i_{\text{н}} - i_{\text{к}}} = \frac{583\,686,8}{2759,1 - 682,4} = 281,1 \text{ кг/опер.}$$

### **Расчет необходимой поверхности теплопередачи и расхода теплоносителя на третьей ступени ( $Q_2 = Q_6 - Q_3$ )**

Расчет теплового эффекта процесса  $Q_3$ :

$$Q_3 = Q_{\text{р}} + Q_{\text{физ}},$$

где  $Q_{\text{р}}$  — теплота химической реакции, кДж/опер или кДж/ч;  $Q_{\text{физ}}$  — теплота физико-химических процессов (например, теплота растворения, испарения и т. д.), кДж/опер или кДж/ч.

Пренебрегаем  $Q_{\text{физ}}$  и определяем  $Q_{\text{р}}$ :

$$Q_{\text{р}} = \frac{G_{\text{исх}} \cdot q_{\text{р}} \cdot \eta \cdot 1000}{M_{\text{исх}}},$$

где  $G_{\text{исх}}$  — операционное количество ключевого вещества (формалина,  $G_{\text{формалин}} = 272,11$  кг/опер), определяющего выход целевого продукта реакции, кг/опер;  $M_{\text{исх}}$  — молярная масса ключевого вещества, кг/кмоль;  $q_{\text{р}}$  — молярный тепловой эффект химической реакции, кДж/моль; 1000 — коэффициент пересчета кмоль в моль;  $\eta$  — практический выход продукта реакции, доли единицы.

$$q_{\text{р}} = \sum q_0^{\text{прод}} - \sum q_0^{\text{исх}},$$

где  $q_0^{\text{прод}}$  — теплоты образования продуктов реакции из элементов, кДж/моль;  $q_0^{\text{исх}}$  — теплоты образования исходных веществ из элементов, кДж/моль.

Теплоты образования веществ (справочные величины):

$$q_0^{\text{фенол}} = +164,85 \text{ кДж/моль},$$

$$q_0^{\text{форм}} = +115,9 \text{ кДж/моль},$$

$$q_0^{\text{мономер}} = +783,54 \text{ кДж/моль},$$

$$q_0^{\text{вода}} = +285,84 \text{ кДж/моль},$$

$$q_p = \sum q_0^{\text{прод}} - \sum q_0^{\text{исх}} = (783,54 + 285,84) - (164,85 + 115,9) = 788,63 \text{ кДж/моль},$$

$$Q_p = Q_3 = G_{\text{исх}} \cdot q_p \cdot \eta \cdot \frac{1000}{M_{\text{исх}}} = 272,11 \cdot 788,63 \cdot 0,99 \cdot \frac{1000}{30} = 7\,081\,605,6 \text{ кДж}.$$

**Расчет теплоты  $Q_6$ , теряемой аппаратом в окружающую среду, и необходимой толщины теплоизоляции**

$$Q_6 = \alpha_{\text{возд}} \cdot F_{\text{изол}} \cdot \tau \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}}),$$

$$\alpha_{\text{возд}} = 9,74 + 0,07 \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}}) = 11,14 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

где  $\alpha_{\text{возд}}$  — коэффициент теплопередачи от стенки к воздуху, учитывающий передачу тепла, как конвекцией, так и лучеиспусканием;  $F_{\text{изол}}$  — площадь поверхности изоляции реактора, через которую тепло теряется в окружающую среду, м<sup>2</sup>;  $\tau$  — продолжительность тепловой ступени процесса, с.

Толщина слоя теплоизоляции  $\delta_{\text{изол}}$ :

$$\delta_{\text{изол}} = \left( \frac{1}{k} - \frac{1}{\alpha_{\text{возд}}} - \frac{1}{\alpha_{\text{тепл}}} - \frac{\delta_{\text{стенки рубашки}}}{\lambda_{\text{стенки рубашки}}} \right) \cdot \lambda_{\text{изол}},$$

$$k = \frac{\alpha_{\text{возд}} \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}})}{(t_{\text{тепл}} - t_{\text{возд}})} = \frac{11,14 \cdot (40 - 20)}{(159 - 20)} = 1,6 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Теплоизоляционный материал — асбест, теплоноситель — пар.

$$\lambda_{\text{изол}} = 0,151 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}, \quad \alpha_{\text{тепл}} = 9500 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

$$\delta_{\text{изол}} = \left( \frac{1}{1,6} - \frac{1}{11,14} - \frac{1}{9500} - \frac{0,008}{46,5} \right) \cdot 0,151 = 0,082 \text{ м} = 82 \text{ мм}.$$

Поверхность теплоизоляции  $F_{\text{изол}}$  (м<sup>2</sup>) может быть определена по формуле

$$F_{\text{изол}} = \pi \cdot D_{\text{изол}} \cdot H_{\text{изол}} + \frac{\pi \cdot D_{\text{изол}}^2}{2},$$

$$D_{\text{изол}} = D_{\text{руб}} + 2\delta_{\text{изол}} = 1950 + 2 \cdot 82 = 2114 \text{ мм} = 2,114 \text{ м},$$

$$D_{\text{руб}} = 1950 \text{ мм},$$

$$D_{\text{изол}} = 2560 \text{ мм},$$

$$F_{\text{изол}} = 3,14 \cdot (2,114) \cdot (2,56) + \frac{3,14 \cdot (2,114)^2}{2} = 24,0 \text{ м}^2.$$

Таким образом,

$$Q_6 = 11,14 \cdot 24,0 \cdot 3600 \cdot (40 - 20) = 19\,249,9 \text{ кДж},$$

$$Q_2 = Q_6 - Q_3 = 19\,249,9 - 7\,081\,605,6 = -7\,062\,355,6 \text{ кДж}.$$

Так как реакция экзотермическая, на практике нагрев ведут только до 70 °С, дальнейший подъем температуры осуществляется за счет тепла экзотермической реакции. Охлаждающий агент не используют.

#### 4.1.9.2. Тепловой расчет аппарата для реакции алкилирования

На рис. 4.7 представлен температурный график реакции алкилирования.

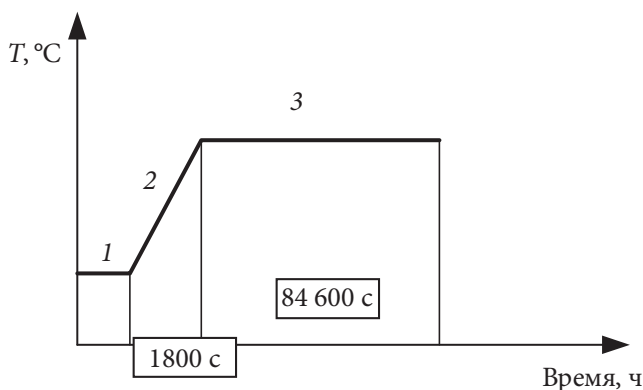


Рис. 4.7. Температурный график процесса:

1 — загрузка исходных веществ;

2 — нагревание смеси до температуры реакции; 3 — реакция алкилирования

Уравнение теплового баланса можно представить в следующем виде:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6,$$

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}} \text{ (размерности } Q_1, Q_2, Q_3, Q_4, Q_5, Q_6 \text{ — кДж/опер или кДж/ч),}$$

где  $Q_1$  — теплосодержание смеси исходных веществ при загрузке в реактор;  $Q_2$  — тепло, которое необходимо подвести к реакционной массе или отвести от нее для обеспечения нужного температурного режима процесса (искомая величина);  $Q_3$  — тепловой эффект процесса;  $Q_4$  — теплосодержание реакционной массы (продуктов реакции) при соответствующей температуре;  $Q_5$  — расход тепла на нагревание реактора (не определяют для непрерывного процесса вследствие малого вклада этой величины в тепловой баланс проточного реактора);  $Q_6$  — тепловые потери в окружающую среду.

#### Тепловой расчет ступени I

Составление теплового баланса не требуется.

## Тепловой расчет ступени II

Общее уравнение теплового баланса принимает следующий вид:

$$Q_2 = Q_4 + Q_5 - Q_1.$$

Расчет  $Q_1$  и  $Q_4$  производится по общей формуле

$$Q_{1,4} = G_i \cdot c_i \cdot T_i,$$

где  $G_i$  — масса  $i$ -го вещества, кг/опер;  $C_i$  — теплоемкость  $i$ -го вещества, кДж/(кг · град);  $T_i$  — температура  $i$ -го вещества, К.

$$Q_1 = G_{\text{Трл}} \cdot c_{\text{Трл}} \cdot T_{\text{Трл}} + G_{\text{ХАН}} \cdot c_{\text{ХАН}} \cdot T_{\text{ХАН}}.$$

Теплоемкость вещества можно найти по формуле

$$c_i = \frac{\sum c_a \cdot n_{\text{ат}}}{M},$$

где  $c_a$  — атомная теплоемкость элемента (табл. 4.9);  $n_{\text{ат}}$  — количество атомов;  $M$  — молекулярная масса.

$$c_{\text{Трл}} = \frac{7,542 \cdot 15 + 9,637 \cdot 11 + 11,30 \cdot 4 + 16,76 \cdot 2 + 26 \cdot 1}{302} = 1,07 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}),$$

$$c_{\text{ХАН}} = \frac{11,72 \cdot 2 + 17,99 \cdot 2 + 37,41 \cdot 1}{75,5} = 1,28 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Таблица 4.9

**Значения атомной теплоемкости элементов**

Элемент	$c_a$ , кДж/моль	
	в твердом состоянии	в жидком состоянии
Углерод	7,542	11,72
Водород	9,637	17,99
Кислород	16,76	25,10
Азот	11,30	—
Хлор, натрий	26,0	33,47

$$Q_1 = (34,62 \cdot 1,07 + 6,34 \cdot 1,28) \cdot 293 = 13\,231 \text{ кДж},$$

$$Q_4 = (34,62 \cdot 1,07 + 6,34 \cdot 1,28) \cdot 343 = 15\,489 \text{ кДж}.$$

Расчет теплоты, расходуемой на нагрев аппарата  $Q_5$ :

$$Q_5 = \sum G_i \cdot c_i \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}),$$

где  $G_i$  — массы отдельных частей аппарата, кг;  $c_i$  — теплоемкости материалов частей аппарата, кДж/(кг · К);  $T_{\text{кон}}$  — конечная температура  $i$ -й части аппарата, °С;  $T_{\text{нач}}$  — начальная температура  $i$ -й части аппарата, °С.

Массы частей аппарата берутся из его технического паспорта, теплоемкости — из справочной литературы:

$$c_{\text{ст}} = 0,5 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$G_{\text{мешалка}} = 12 \text{ кг};$$

$$C_{\text{асбест}} = 0,84 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Схема теплопередачи с эпюрой температур процесса представлена на рис. 4.1. По условиям данной задачи  $t_1 = 132,5 \text{ °С}$ ;  $t_{\text{изол}} = 40 \text{ °С}$ ;  $t_{\text{возд}} = 20 \text{ °С}$ ;  $t_{\text{рм}} = 70 \text{ °С}$ ;  $\alpha_{\text{рм}} = 646,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

Определим температуры наружной и внутренней поверхностей стенок рубашки и реактора.

Общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной массе равен:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{рм}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{тепл}}} + \frac{\delta_{\text{изол}}}{\lambda_{\text{изол}}}} = \frac{1}{\frac{1}{646,2} + \frac{1}{11630} + \frac{0,008}{46,5}} = 553,85 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

Температура  $t_2$  равна:

$$t_2 = t_1 - \frac{K(t_1 - t_{\text{рт}})}{\alpha_1} = 132,50 - \frac{553,85(132,5 - 70)}{11630} = 129,52 \text{ °С}.$$

Температура  $t_3$  равна:

$$t_3 = t_2 - \frac{K(t_1 - t_{\text{рт}})}{\frac{\lambda_{\text{ст}}}{\delta_{\text{ст}}}} = 129,52 - \frac{553,85(132,5 - 70)}{\frac{46,5}{0,008}} = 123,56 \text{ °С},$$

$$t_{\text{ст. кон}}^{\text{ср.}} = \frac{t_2 + t_3}{2} = \frac{129,52 + 123,56}{2} = 126,54 \text{ °С}.$$

Величину  $k'$  (общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к воздуху) можно найти следующим образом:

$$k' = \frac{\alpha_{\text{возд}} \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}})}{(t_{\text{тепл}} - t_{\text{возд}})} = \frac{11,14 \cdot (40 - 20)}{(132,5 - 20)} = 1,98 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

С другой стороны, как следует из теории теплопередачи:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{возд}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{тепл}}} + \frac{\delta_{\text{стенки рубашки}}}{\lambda_{\text{стенки рубашки}}} + \frac{\delta_{\text{изол}}}{\lambda_{\text{изол}}}},$$

где  $t_{\text{тепл}}$  — температура теплоносителя в рубашке, °C;  $t_{\text{изол}}$  — температура поверхности изоляции, °C;  $t_{\text{возд}}$  — температура окружающей среды, °C;  $\alpha_{\text{тепл}}$  и  $\alpha_{\text{возд}}$  — коэффициенты теплоотдачи от теплоносителя к стенке и от стенки (изоляции) в окружающую среду, воздух, Вт/(м² · К).

Вычислив величину  $k'$  и подставив  $\lambda_{\text{изол}}$  для выбранного теплоизоляционного материала, из последнего выражения находим толщину слоя теплоизоляции  $\delta_{\text{изол}}$ :

$$\begin{aligned}\delta_{\text{изол}} &= \left( \frac{1}{k'} - \frac{1}{\alpha_{\text{возд}}} - \frac{1}{\alpha_{\text{тепл}}} - \frac{\delta_{\text{стенки рубашки}}}{\lambda_{\text{стенки рубашки}}} \right) \cdot \lambda_{\text{изол}} = \\ &= \left( \frac{1}{1,98} - \frac{1}{11,14} - \frac{1}{11630} - \frac{0,006}{46,5} \right) \cdot 0,151 = 0,063 \text{ м.}\end{aligned}$$

Температура  $t'_2$  равна:

$$t'_2 = t_1 - \frac{k' \cdot (t_1 - t_{\text{возд}})}{\alpha_{\text{тепл}}} = 132,5 - \frac{1,98 \cdot (132,5 - 20)}{11630} = 132,48 \text{ °C.}$$

Температура  $t'_3$  равна:

$$t'_3 = t'_2 - \frac{k' \cdot (t_1 - t_{\text{возд}})}{\frac{\lambda_{\text{стенки рубашки}}}{\delta_{\text{стенки рубашки}}}} = 132,48 - \frac{1,98 \cdot (132,5 - 20)}{\frac{46,5}{0,006}} = 132,45 \text{ °C,}$$

$$t_{\text{стенки рубашки}}^{\text{ср. кон}} = \frac{t'_2 + t'_3}{2} = \frac{132,48 + 132,45}{2} = 132,47 \text{ °C,}$$

$$\begin{aligned}Q_5 &= \sum G_i \cdot c_i \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}) = G_{\text{руб}} \cdot c_{\text{руб}} \cdot (t_{\text{стенки рубашки}}^{\text{ср. кон}} - T_{\text{нач}}) + \\ &+ G_{\text{кор}} \cdot c_{\text{кор}} \cdot (t_{\text{ст. корп}}^{\text{ср. кон}} - T_{\text{нач}}) + G_{\text{меш}} \cdot c_{\text{меш}} \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}) + G_{\text{изол}} \cdot c_{\text{изол}} \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}).\end{aligned}$$

Для расчета  $Q_5$  необходимо знать массу рубашки  $G_{\text{руб}}$ :

$$G_{\text{руб}} = V \cdot \rho,$$

$$V = F_{\text{руб}} \cdot h',$$

$$F_{\text{руб}} = F_{\text{цил}} + F_{\text{дн}}.$$

Воспользуемся формулами для нахождения площади поверхности цилиндра и эллипса ( $a$  — длина большой полуоси,  $b$  — длина малой полуоси):

$$F_{\text{руб}} = \pi(D_{\text{руб}} + 2 \cdot \sigma_{\text{ст}}) \cdot H_{\text{ц}} = 3,14(0,85 + 2 \cdot 0,006) \cdot 0,475 = 1,29 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{дн}} = \pi(2r \cdot h + a^2) = 3,14(2 \cdot 0,480 \cdot 0,152 + 0,431^2) = 1,04 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{руб}} = 1,29 + 1,04 = 2,33 \text{ м}^2,$$

$$V = 2,33 \cdot 0,006 = 13,98 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3,$$

$$G_{\text{руб}} = 13,98 \cdot 10^{-3} \cdot 7850 = 109,74 \text{ кг}.$$

Для расчета  $Q_5$  необходимо знать массу корпуса  $G_{\text{корп}}$  (так как днище и крышка аппарата эллиптические, примем, что  $F_{\text{дн}} = F_{\text{крыш}}$ ):

$$F_{\text{корп}} = F_{\text{цил}} + F_{\text{дн}} + F_{\text{крыш}} = F_{\text{цил}} + 2 \cdot F_{\text{дн}},$$

$$F_{\text{ц}} = \pi(D_{\text{корп}} + 2\delta_{\text{корп}})H_{\text{ц}} = 3,14(0,75 + 2 \cdot 0,008) \cdot 0,475 = 1,14 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{дн}} = F_{\text{крыш}} = \pi(2r \cdot h + a^2) = 3,14(2 \cdot 0,475 \cdot 0,135 + 0,383^2) = 0,86 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{корп}} = 1,14 + 2 \cdot 0,86 = 2,86 \text{ м}^2,$$

$$V = 2,86 \cdot 0,008 = 0,023 \text{ м}^3,$$

$$G_{\text{корп}} = 0,023 \cdot 7850 = 179,6 \text{ кг}.$$

Масса асбестовой теплоизоляции:

$$G_{\text{изол}} = \rho_{\text{изол}} \cdot \delta_{\text{изол}} \cdot F_{\text{изол}}.$$

Поверхность теплоизоляции  $F_{\text{изол}}$  ( $\text{м}^2$ ) может быть определена по формуле

$$F_{\text{изол}} = \pi \cdot D_{\text{изол}} \cdot H_{\text{изол}} + \frac{\pi \cdot D_{\text{изол}}^2}{2},$$

$$D_{\text{изол}} = D_{\text{руб}} + 2\delta_{\text{изол}} = 0,85 + 2 \cdot 0,063 = 0,976 \text{ м},$$

$$D_{\text{руб}} = 0,85 \text{ м},$$

$$D_{\text{изол}} = 0,976 \text{ м},$$



$$F_{\text{изол}} = 3,14 \cdot (0,976) \cdot (0,475) + \frac{3,14 \cdot (0,976)^2}{2} = 2,9 \text{ м}^2,$$

$$G_{\text{изол}} = 400 \cdot 0,063 \cdot 2,9 = 73,0 \text{ кг},$$

$$\begin{aligned} Q_5 &= \sum G_i \cdot c_i \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}) = 109,74 \cdot 0,5 \cdot (132,47 - 20) + \\ &+ 179,6 \cdot 0,5 \cdot (126,54 - 20) + 12,0 \cdot 0,5 \cdot (70 - 20) + 73,0 \cdot 0,84 \cdot (40 - 20) = \\ &= 6171,2 + 9567,3 + 300 + 493,2 = 17\,270,9 \text{ кДж}, \end{aligned}$$

$$Q_2 = Q_4 + Q_5 - Q_1 = 15\,489,0 - 13\,231,0 + 17\,270,9 = 19\,528,9 \text{ кДж}.$$

### Тепловой расчет ступени III

Общее уравнение теплового баланса принимает следующий вид:

$$Q_2 = Q_6 - Q_3.$$

Определение  $Q_3$ :

$$Q_3 = Q_p + Q_{\text{физ}},$$

где  $Q_p$  — теплота химической реакции, кДж/опер или кДж/ч;  $Q_{\text{физ}}$  — теплота физико-химических процессов (например, теплота растворения, испарения и т. д.), кДж/опер или кДж/ч.

$Q_p$  рассчитывают по формуле

$$Q_p = \frac{G_{\text{исх}} \cdot q_p \cdot \eta \cdot 1000}{M_{\text{исх}}},$$

где  $G_{\text{исх}}$  — операционное или часовое количество ключевого вещества, определяющего выход целевого продукта реакции, кг/опер или кг/ч.

$$q_p = \sum q_0^{\text{прод}} - \sum q_0^{\text{исх}},$$

где  $q_0^{\text{прод}}$  — теплоты образования продуктов реакции из элементов, кДж/моль;  $q_0^{\text{исх}}$  — теплоты образования исходных веществ из элементов, кДж/моль.

$$q_p = q_{\text{Тр}2}^{\text{обр}} + q_{\text{NaCl}}^{\text{обр}} - q_{\text{Тр}1}^{\text{обр}} - q_{\text{ХАН}}^{\text{обр}}.$$

Значения  $q^{\text{обр}}$  рассчитаны по энергиям связей атомов в молекуле:

$$q_{\text{Тр}1}^{\text{обр}} = 87,8 \text{ кДж/моль},$$

$$q_{\text{Тр}2}^{\text{обр}} = 171,5 \text{ кДж/моль},$$

$$q_{\text{ХАН}}^{\text{обр}} = 87,8 \text{ кДж/моль},$$

$$q_{\text{NaCl}}^{\text{обп}} = 409,0 \text{ кДж/моль};$$

$$q_p = 171,5 + 409,0 - 87,8 - 170,1 = 322,6 \text{ кДж/моль},$$

$$Q_p = \frac{34,62 \cdot 322,6 \cdot 0,7 \cdot 1000}{302} = 25\,887 \text{ кДж}.$$

Определение  $Q_6$ :

$$Q_6 = \alpha_{\text{возд}} \cdot F_{\text{изол}} \cdot \tau \cdot (t_{\text{изол}} - t_{\text{возд}}) = 11,14 \cdot 2,33 \cdot 84\,600 (40 - 20) = 43\,918 \text{ кДж},$$

$$Q_2 = Q_6 - Q_3 = 43\,918 - 25\,887 = 18\,031 \text{ кДж}.$$

### Определение поверхности теплопередачи

Достаточность поверхности теплопередачи определяется следующим выражением и проверяется для каждой ступени процесса:

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_2}{k \cdot \Delta t_{\text{cp}} \cdot \tau},$$

где  $k$  — общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной массе, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $\Delta t_{\text{cp}}$  — средняя разность температур теплоносителя и реакционной массы,  $\tau$  — продолжительность процесса, с.

Расчетное значение поверхности теплопередачи  $F_{\text{расч}}$  для корпуса реактора не должно превышать фактическую геометрическую поверхность теплопередачи корпуса  $F_{\text{геом}}$  ( $F_{\text{расч}} < F_{\text{геом}}$ ).

$$F_{\text{геом}} = 2,33 \text{ м}^2.$$

Для ступени II

$$t_{\text{п}} 132,5 \text{ °C} \text{ ----- } 132,5 \text{ °C},$$

$$t_{\text{рм}} 20 \text{ °C} \text{ ----- } 70 \text{ °C},$$

$$\Delta t_6 = 112,5, \Delta t_{\text{м}} = 62,5.$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{112,5 - 62,5}{\ln \frac{112,5}{62,5}} = 85 \text{ °C}.$$

Общий коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной массе:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{рм}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{тепл}}} + \frac{\delta_{\text{изол}}}{\lambda_{\text{изол}}}} = \frac{1}{\frac{1}{646,2} + \frac{1}{11630} + \frac{0,008}{46,5}} = 553,85 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_2}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \tau} = \frac{19\,528,9 \cdot 1000}{553,85 \cdot 85 \cdot 1800} = 0,23 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{расч}} < F_{\text{геом}}.$$

Расход пара определяем по формуле

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q_2}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}} = \frac{19\,528,9}{2728,8 - 555,36} = 9,0 \text{ кг},$$

где  $i_{\text{п}}$ ,  $i_{\text{к}}$  — теплосодержания пара и конденсата (кДж/кг) при выбранном давлении.

*Для ступени III*

$t_{\text{п}} 132,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$  -----  $132,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ,

$t_{\text{рм}} 70 \text{ }^{\circ}\text{C}$  -----  $70 \text{ }^{\circ}\text{C}$ .

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{132,5 + 70}{2} = 101 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Тогда

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_2}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \tau} = \frac{18\,031 \cdot 1000}{553,85 \cdot 101 \cdot 84\,600} = 0,003 \text{ м}^2,$$

$$F_{\text{расч}} < F_{\text{геом}},$$

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q_2}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}} = \frac{18\,031}{2728,8 - 555,36} = 8,3 \text{ кг}.$$

Суммарный расход теплоносителя составляет:

$$G_{\text{пар}} = 9,0 + 8,3 = 17,3 \text{ кг}.$$

В результате расчета теплового баланса реактора была выявлена достаточность поверхности теплопередачи для обеспечения теплового режима на каждой ступени процесса. Также был определен общий расход теплоносителя (насыщенный водяной пар), который составил 17,3 кг.

#### **4.1.9.3. Пример расчета теплового баланса пиролиза нефти**

Рассчитать количество природного газа, необходимое для сжигания в зоне реакции при производстве уксусного ангидрида из ацетона:

состав природного газа, % об.:  $\text{CH}_4$  — 98.  $\text{N}_2$  — 2;

производительность по уксусному ангидриду — 24 т/сут (1000 кг/ч);

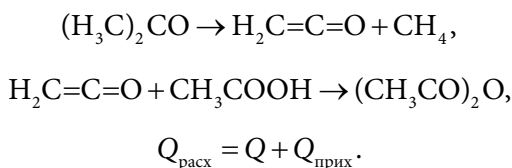
температура пиролиза —  $800 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ;

степень превращения ацетона в кетен за один цикл — 0,25;

тепловой эффект реакции — 83,7 кДж/моль;  
 теплота испарения ацетона — 553,5 кДж/кг;  
 теплоемкость ацетона при 20 °С — 2,09 кДж/(кг · град), в диапазоне от 20 до 56 °С — 2,12 кДж/(кг · град), а в диапазоне от 56 до 800 °С — 2,315 кДж/(кг · град),  
 теплоемкость реакционной смеси при 800 °С — 2,26 кДж/(кг · град);  
 теплотворная способность чистого метана — 890 310 кДж · кмоль.

### Решение

Стадии производства уксусного ангидрида (УА) из ацетона описываются реакциями:



Количество тепла, которое необходимо подвести в зону реакции:

$$Q = Q_{\text{расх}} - Q_{\text{прих}}.$$

Расход (кг/ч) ацетона:

— по реакции:

$$G_{\text{р}} = M_{\text{ацетон}} \cdot \frac{G_{\text{УА}}^{\text{сут}}}{M_{\text{УА}}} = 58 \cdot \frac{1000}{102} = 568 \text{ кг/ч};$$

— с учетом степени превращения:

$$G_{\text{практик}} = \frac{G_{\text{р}}}{X_{\text{а}}} = \frac{568}{0,25} = 2270 \text{ кг/ч}.$$

Приход теплоты:

$$Q_{\text{прих}} = G_{\text{практик}} \cdot c_{\text{а}, 20} \cdot T_{\text{а}} = 2270 \cdot 2,09 \cdot 20 = 94\,886 \text{ кДж}.$$

Расход теплоты (кДж):

— на нагрев ацетона от 20 до 56 °С:

$$Q_{\text{ацетон}}^{\text{нагрев}} = G_{\text{практик}} \cdot c_{\text{а}} \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}) = 2270 \cdot 2,12 \cdot (56 - 20) = 173\,246 \text{ кДж};$$

— при испарении ацетона:

$$Q_{\text{ацетон}}^{\text{испар}} = G_{\text{практик}} \cdot q_{\text{а}} = 2270 \cdot 553,5 = 1\,256\,445 \text{ кДж};$$

— на перегрев ацетона до 800 °С:

$$Q_{\text{ацетон}}^{\text{перегрев}} = G_{\text{практик}} \cdot c_{\text{а}} \cdot (T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}) = 2270 \cdot 2,315 \cdot (800 - 56) = 3\,908\,336 \text{ кДж};$$

— по реакции:

$$Q_p = \frac{G_{\text{исх}} \cdot q_p \cdot 1000}{M_{\text{исх}}} = \frac{568 \cdot 83,7 \cdot 1000}{58} = 819\,683 \text{ кДж};$$

— с отходящими реакционными газами:

$$Q_{\text{газы}} = G_{\text{практ}} \cdot c_{\text{реакц. смеси}} \cdot T_{\text{реакц. смеси}} = 2270 \cdot 2,26 \cdot 800 = 4\,104\,160 \text{ кДж}.$$

Суммарный расход:

$$\begin{aligned} Q_{\text{расх}} &= Q_{\text{нагрев ацетон}} + Q_{\text{испар ацетон}} + Q_{\text{перегрев ацетон}} + Q_p + Q_{\text{газы}} = \\ &= 173\,246 + 1\,256\,445 + 3\,908\,336 + 819\,683 + 4\,104\,160 = 10\,261\,865 \text{ кДж}. \end{aligned}$$

Количество тепла, которое необходимо подвести в зону реакции:

$$Q = Q_{\text{расх}} - Q_{\text{прих}} = 10\,261\,865 - 94\,886 = 10\,166\,979 \text{ кДж}.$$

Следовательно, количество метана, необходимое для сжигания в зоне реакции, будет равно:

$$G_{\text{метан}} = \frac{Q}{r} = \frac{10\,166\,979}{890\,310} = 11,42 \text{ кмоль},$$

или в пересчете на природный газ:

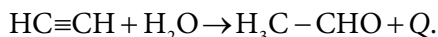
$$G_{\text{метан}} = 11,42 \cdot \frac{22,4}{0,98} = 261,18 \text{ м}^3.$$

#### **4.1.9.4. Пример расчета теплового баланса реактора газофазной гидратации ацетилен**

Производительность реактора газофазной гидратации ацетилен равна 35 000 кг ацетальдегида в час. Определить тепловой эффект реакции и массовый расход водного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство реактора для снятия выделяющегося тепла за счет испарения воды. Теплота парообразования воды равна 2262 кДж/кг. Теплоты образования реагентов и продуктов реакции: для ацетилен — 226,75 кДж/моль, для воды — 241,84 кДж/моль, для ацетальдегида — 166,0 кДж/моль.

**Решение**

Уравнение реакции:



Тепловой эффект реакции:

$$q_p = 166 - (-226,75 + 241,84) = 150,9 \text{ кДж/моль}.$$

Количество выделяющейся теплоты в расчете на секундную производительность реактора (тепловой поток):

$$Q_p = \frac{G_{\text{исх}} \cdot q_p \cdot 1000}{M_{\text{исх}}} = \frac{35\,000 \cdot 150,9 \cdot 1000}{44 \cdot 3600} = 33\,300 \text{ кВт.}$$

Массовый расход водного конденсата:

$$G_{\text{конденсат}} = \frac{Q_2}{r} = \frac{33\,300}{2262} = 14,7 \text{ кг/с.}$$

#### **4.1.9.5. Пример расчета теплового баланса реактора получения формальдегида**

В реактор получения формальдегида окислением метанола со спирто-воздушной смесью вносится 107 кВт теплоты. Суммарный тепловой эффект реакций окисления метанола равен 110 кДж/моль, а массовый расход метанола на окисление составляет 1500 кг/ч. Тепловой поток, вносимый контактными газами, равен 1140 кВт. Определить площадь поверхности теплообмена и массовый расход воды для отвода выделяющегося из слоя катализатора тепла через змеевиковый холодильник, если средний температурный напор равен 560 К, а температура воды на входе в холодильник и на выходе из него соответственно равна 20 °С и 60 °С. Коэффициент теплопередачи равен 390 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Теплоемкость воды — 4,19 кДж/(кг · К). Теплотери не учитывать.

**Решение**

Количество теплоты, выделяющейся за счет реакции окисления метанола:

$$Q_p = \frac{G_{\text{метанол}} \cdot q_p \cdot 1000}{M_{\text{метанол}}} = \frac{1500 \cdot 110 \cdot 1000}{32 \cdot 3600} = 1433 \text{ кВт.}$$

Общий приход теплоты:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{метанол}} + Q_p = 107 + 1433 = 1540 \text{ кВт.}$$

Количество отводимой теплоты (из условия):

$$Q_{\text{отвод}} = Q_{\text{прих}} - Q_{\text{конт. газы}} = 1540 - 1140 = 400 \text{ кВт.}$$

Площадь поверхности теплообмена:

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_{\text{отвод}}}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{400 \cdot 1000}{390 \cdot 560} = 1,83 \text{ м}^2.$$

Массовый расход охлаждающей воды:

$$G_{\text{охл}} = \frac{Q_{\text{отвод}}}{c_{\text{охл. воды}} \cdot (t_{2\text{ср}} - t_1)} = \frac{400}{4,19 \cdot (60 - 20)} = 2,4 \text{ кг/с.}$$

## 4.2. Тепловые расчеты процессов производства резинотехнических изделий

### 4.2.1. Тепловой расчет процесса вальцевания

Целью теплового расчета обычно является определение расхода охлаждающей воды, необходимого для отвода теплоты, выделяемой при переработке материала.

При постоянных параметрах вальцевания уравнение теплового баланса процесса имеет вид:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где  $Q$  — количество теплоты, выделяемое в материале за счет механической работы;  $Q_1$  — количество теплоты, уносимое материалом (тепло, затраченное на нагрев материала);  $Q_2$  — потери теплоты в окружающую среду;  $Q_3$  — количество теплоты, отводимое охлаждающей водой.

Все составляющие уравнения теплового баланса представляют собой количества энергии, отнесенные к одному и тому же промежутку времени. Удобнее всего в качестве такого временного интервала брать одну секунду. В этом случае количества энергии следует выражать в джоулях. Поскольку  $\text{Дж/с} = \text{Вт}$  есть единица мощности, то очевидно, что слагаемые уравнения теплового баланса есть не что иное, как мощности соответствующих тепловых потоков.

Количество теплоты  $Q$ , выделяемое в материале в единицу времени, определяется по зависимости

$$Q = N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2,$$

где  $N$  — электрическая мощность, потребляемая вальцами, Вт;  $\eta_1, \eta_2$  — КПД подшипников и передач соответственно ( $\eta_1 \approx \eta_2 \approx 0,95$ ).

Значение потребляемой мощности следует брать из опыта промышленной эксплуатации машин. Если же оно неизвестно, то величина  $Q$  (Вт) может быть рассчитана по формуле

$$Q = M_1 \cdot \omega_1 + M_2 \cdot \omega_2.$$

Здесь  $M_1, M_2$  — крутящие моменты, которые необходимо приложить к первому и второму валкам,  $\text{Н} \cdot \text{м}$ ;  $\omega_1, \omega_2$  — угловые скорости вращения валков,  $\text{с}^{-1}$ .

Для случая, когда диаметры валков одинаковы, крутящие моменты  $M_1, M_2$  (Н · м) находятся из соотношений:

$$M_1 = \mu_3 \cdot u_1 \cdot R^{3/2} \cdot h_0^{-1/2} \cdot L(5,95 - 1,45f),$$

$$M_2 = \mu_3 \cdot u_1 \cdot R^{3/2} \cdot h_0^{-1/2} \cdot L(13,92 - 6,52f),$$

где  $\mu_3$  — эффективная вязкость перерабатываемого материала, Па · с;  $u_1$  — окружная скорость переднего валка, м/с;  $R$  — радиус валков, м;  $h_0$  — зазор между валками, м;  $L$  — длина рабочей части валков, м;  $f$  — фрикция.

По определению фрикции  $\omega_2 = \omega_1 \cdot f$ , а  $\omega_1 = u_1 / R$ . С учетом этих равенств выражение для  $Q$  (Вт) принимает вид:

$$Q = M_1 \cdot \omega_1 + M_2 \cdot \omega_2 = \frac{\mu_3 \cdot u_1^2 \cdot R^{1/2} \cdot h_0^{-1/2} \cdot L(13,92f^2 - 7,97f + 5,95)}{\eta_1 \cdot \eta_2}.$$

Количество теплоты  $Q_1$  (Вт), уносимое с валков материалом в единицу времени:

$$Q_1 = G \cdot c(T_k - T_n),$$

где  $G$  — производительность вальцов, кг/с;  $c$  — удельная теплоемкость перерабатываемого материала, Дж/(кг · К);  $T_k, T_n$  — конечная и начальная температуры материала, К.

Потери теплоты  $Q_1$  в окружающую среду складываются из двух составляющих: потерь конвекцией ( $Q_k$ ) и потерь излучением ( $Q_{и}$ ):

$$Q_2 = Q_k + Q_{и}.$$

Количество теплоты (Вт), излучаемое поверхностью валков в единицу времени, рассчитывается по уравнению Стефана — Больцмана:

$$Q_{и} = K \cdot F \left[ \left( \frac{T_b}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 \right].$$

Здесь  $K$  — коэффициент излучения, Вт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>);  $F$  — площадь излучающей поверхности, м<sup>2</sup>;  $T_b, T_0$  — температуры излучающей поверхности и окружающей среды, К.

Так как диаметры валков и температуры их поверхностей могут быть различными, то последнюю формулу следует применять отдельно к каждому валку. Кроме того, коэффициенты излучения для чистого валка (обычно переднего) и покрытого смесью (заднего) также существенно отличаются друг от друга.



Таким образом,

$$Q_{\text{и}} = Q_{\text{и1}} + Q_{\text{и2}},$$

где  $Q_{\text{и1}}, Q_{\text{и2}}$  — энергии, излучаемые в единицу времени первым и вторым валком.

Учитывая, что  $F_1 = \pi \cdot D_1 \cdot L_1$  и  $F_2 = \pi \cdot D_2 \cdot L_2$ , где  $D_1, D_2$  — диаметры валков, а  $L_1, L_2$  — длины их рабочей части, получаем:

$$Q_{\text{и1}} = K_1 \cdot \pi \cdot D_1 \cdot L \left[ \left( \frac{T_{\text{в1}}}{100} \right)^4 + \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 \right],$$

$$Q_{\text{и2}} = K_2 \cdot \pi \cdot D_2 \cdot L \left[ \left( \frac{T_{\text{в2}}}{100} \right)^4 + \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 \right].$$

Следовательно,

$$Q_{\text{и}} = \pi \cdot L \cdot \left[ K_1 \cdot D_1 \left( \frac{T_{\text{в1}}}{100} \right)^4 + K_2 \cdot D_2 \left( \frac{T_{\text{в2}}}{100} \right)^4 - (K_1 \cdot D_1 + K_2 \cdot D_2) \cdot \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 \right].$$

Если температуры валков не сильно отличаются друг от друга, то можно принять, что  $T_{\text{в1}} = T_{\text{в2}} = T_{\text{в}}$ . В таком случае

$$Q_{\text{и}} = \pi \cdot L (K_1 \cdot D_1 + K_2 \cdot D_2) \left[ \left( \frac{T_{\text{в}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 \right].$$

Когда и диаметры валков одинаковы ( $D_1 = D_2 = D$ ), то

$$Q_{\text{и}} = \pi \cdot L \cdot D (K_1 + K_2) \left[ \left( \frac{T_{\text{в}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 \right].$$

Если первый валок считать чистым, а второй — покрытым слоем смеси, то для практических расчетов можно принять, что  $K_1 = 1,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ , а  $K_2 = 3,86 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ .

Количество теплоты, отдаваемое в единицу времени валками окружающему их воздуху за счет конвекции, находится по уравнениям:

$$Q_{\text{к1}} = \alpha_1 \cdot F_1 (T_{\text{в1}} - T_0),$$

$$Q_{\text{к2}} = \alpha_2 \cdot F_2 (T_{\text{в2}} - T_0),$$

где  $\alpha_1, \alpha_2$  — коэффициенты теплоотдачи от первого и второго валка к окружающему воздуху,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

В случае естественной конвекции:

$$\alpha_1 = 1,58 \left( \frac{T_{\text{в1}} - T_0}{D_1} \right)^{0,25},$$

$$\alpha_2 = 1,58 \left( \frac{T_{\text{в2}} - T_0}{D_2} \right)^{0,25},$$

где  $D_1, D_2$  — диаметры валков, м.

В общем случае  $Q_k$  (Вт) равно:

$$Q_k = 1,58 \cdot \pi \cdot L \left[ D_1^{0,75} (T_{\text{в1}} - T_0)^{1,25} + D_2^{0,75} (T_{\text{в2}} - T_0)^{1,25} \right].$$

Если можно считать, что  $T_{\text{в1}} = T_{\text{в2}} = T_{\text{в}}$ , то

$$Q_k = 1,58 \cdot \pi \cdot L \cdot (D_1^{0,75} + D_2^{0,75}) \cdot (T_{\text{в}} - T_0)^{1,25}.$$

Когда диаметры валков одинаковы ( $D_1 = D_2 = D$ ), то

$$Q_k = 3,16 \cdot \pi \cdot L \cdot D^{0,75} \cdot (T_{\text{в}} - T_0)^{1,25}.$$

Для теплообмена с принудительным обдувом валков

$$\alpha_1 = \alpha_2 = 2,32 \cdot (1 + 5\sqrt{v_{\text{возд}}}).$$

Здесь  $v_{\text{возд}}$  — скорость воздуха, м/с.

В упрощенном виде потери тепла в окружающую среду можно посчитать следующим образом. Потери тепла в окружающую среду складываются из двух составляющих: потерь конвекцией и потерь лучеиспусканием.

$$Q_2 = Q_k + Q_{\text{л}}.$$

Количество теплоты, отдаваемое валками окружающей среде за счет конвекции, находится по уравнению

$$\begin{aligned} Q_2^i &= Q_k + Q_{\text{л}} = \alpha_k \cdot F(T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}) + \alpha_{\text{л}} \cdot F(T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}) = \\ &= (\alpha_k + \alpha_{\text{л}}) \cdot F(T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}) = \alpha_{\Sigma} \cdot F \cdot (T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}) \end{aligned}$$

или

$$Q_2^i = \alpha_{\Sigma} \cdot \pi \cdot D \cdot L (T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}),$$

где  $D$  — диаметр валка, м;  $L$  — длина рабочей части валка, м;  $\alpha_{\Sigma}$  — суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и лучеиспусканием валка, расположенного в помещении ( $T_{\text{вал}} \leq 150$  °C), Вт/(м<sup>2</sup> · К),  $\alpha_{\Sigma} = 9,74 + 0,07 \cdot (T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}})$ ;  $T_{\text{вал}}$ ,

$T_{\text{возд}}$  — температуры валков и воздуха, К (практические данные);  $i$  — номер валка.

$$Q_2 = Q_1 + Q_2^2.$$

Количество теплоты  $Q_3$  (Вт), уносимое в единицу времени охлаждающей водой, находится из выражения

$$Q_3 = G_{\text{вод}} \cdot c_{\text{вод}} \cdot \Delta T,$$

где  $c_{\text{вод}} = 4,19 \cdot 10^3$  Дж/(кг · К) — удельная теплоемкость воды;  $G_{\text{вод}}$  — расход воды, к/с;  $\Delta T$  — разность температур воды на выходе из валков и в питающем трубопроводе, К.

Величину  $\Delta T$  рекомендуется брать равной примерно 3–6 К.

Подставив выражения для  $Q$ ,  $Q_1$ ,  $Q_2$  в исходное уравнение теплового баланса ( $Q_3 = Q - Q_1 - Q_2$ ), получим равенство, из которого может быть найдено значение расхода охлаждающей воды.

Расход охлаждающей воды можно определить из уравнения

$$G_{\text{вод}} = \frac{Q_3}{(c_{\text{вод}} \cdot T)}.$$

В производственных условиях его величина может достигать 20 м<sup>3</sup>/ч.

Приведенная выше методика теплового расчета процесса вальцевания пригодна лишь для проведения приближенных или ориентировочных расчетов. Это обусловлено тем, что выражение ( $Q_3 = G_{\text{вод}} \cdot c_{\text{вод}} \cdot \Delta T$ ) для количества теплоты, уносимого охлаждающей водой, предполагает, что соответствующая часть энергии практически мгновенно передается от вальцуемого материала к воде. Однако скорость теплопередачи в значительной степени зависит от величины существующих термических сопротивлений, условий теплоотдачи и гидродинамического режима течения воды. Поэтому разность температур воды на выходе и на входе в валок не является произвольной, а определяется указанными выше факторами.

### Пример теплового расчета процесса вальцевания

Определить расход охлаждающей воды при следующих условиях процесса: удельная массовая теплоемкость смеси — 1,625 кДж/(кг · К);

конечная и начальная температура смеси,  $t_k$ ,  $t_n$  — 50 °С и 23 °С соответственно;

$G_{\text{вал}}^{\text{час}} = 564,5$  кг/ч (данные взяты из технологических расчетов производительности вальцов);

$q = 0,2$  кВт · ч/кг или 720 кДж/кг резиновой смеси;

доля механической работы, превращающаяся в теплоту,  $\eta — 0,8$ ;  
 диаметр валков,  $D_1 — 63$  см;  
 длина рабочей части валков,  $L — 315$  см;  
 $c_{\text{вод}} = 4,19$  кДж/(кг · К);  
 разность температур воды на выходе из вальцов,  $\Delta t_{\text{охл. воды}} — 3$  °С;  
 коэффициенты излучения:  $K_1 = 1,3$  Вт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>),  $K_2 = 3,86$  Вт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>);  
 температура воздуха — 23 °С, температура валков — 50 °С.

### Решение

Уравнение теплового баланса

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где  $Q$  — количество теплоты, выделяемое в материале;  $Q_1$  — количество теплоты, уносимое материалом;  $Q_2$  — потери теплоты в окружающую среду;  $Q_3$  — количество теплоты, отводимое охлаждающей водой.

$$Q = N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2,$$

где  $N$  — электрическая мощность, потребляемая вальцами, Вт;  $\eta_1, \eta_2$  — КПД подшипников и передач соответственно ( $\eta_1 \approx \eta_2 \approx 0,95$ ).

При отсутствии практических данных об электрической мощности потребляемое вальцами количество тепла, выделяемое в материале при совершении механической работы, находим из следующего уравнения:

$$Q = q \cdot G_{\text{сек}} \cdot \eta,$$

где  $q$  — удельная работа, затраченная на получение 1 кг резиновой смеси, кДж · ч/кг (по опытным данным, обычно  $q = 0,2 \div 0,3$  кВт · ч/кг или  $720 \div 1080$  кДж/кг резиновой смеси);  $G_{\text{сек}}$  — секундная производительность

вальцов, кг/с  $\left( G_{\text{сек}} = \frac{G_{\text{час}}}{3600} \right)$ ,  $G_{\text{вал}}^{\text{час}} = 564,5$  кг/ч (данные взяты из технологических

расчетов производительности вальцов);  $\eta$  — доля механической работы, превращающаяся в теплоту ( $\eta = 0,8-0,9$ ).

$$Q = q \cdot G_{\text{сек}} \cdot \eta = 720 \cdot \frac{564,5}{3600} \cdot 0,8 = 90,32 \text{ кВт}.$$

Количество теплоты, затраченное на нагрев материала:

$$Q_1 = G_{\text{сек}} \cdot c \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) = \frac{564,5}{3600} \cdot 1,625 \cdot (50 - 23) = 6,88 \text{ кВт},$$

где  $G_{\text{сек}}$  — секундный расход паронитовой смеси, кг/с;  $c$  — удельная массовая теплоемкость смеси, 1,625 кДж/(кг · К);  $t_k, t_n$  — начальная и конечная температура смеси, 50 °С и 23 °С соответственно.

$Q_2$  — потери теплоты в окружающую среду складываются из тепловых потерь с каждого вала:

$$Q_2 = Q_2^1 + Q_2^2,$$

и рассчитываются следующим образом:

$$Q_2 = (Q_k^1 + Q_n^1) + (Q_k^2 + Q_n^2).$$

Количество теплоты, отдаваемое валками окружающей среде за счет конвекции, находится по уравнению

$$Q_k^i = \alpha_{\Sigma} \pi D L (T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}).$$

Коэффициенты теплоотдачи рассчитываются по формуле

$$\alpha_i = 1,58 \cdot \left( \frac{T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}}{D} \right)^{0,25}.$$

Так как диаметры валков одинаковы ( $D_1 = D_2 = D$ ), то

$$\alpha_{1,2} = 1,58 \cdot \left( \frac{323 - 296}{0,63} \right)^{0,25} = 1,58 \cdot 42,857^{0,25} = 4,04 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Диаметр валков,  $D_1$  — 63 см.

Длина рабочей части валков,  $L$  — 315 см = 3,15 м.

$$\begin{aligned} Q_k &= \alpha_{\Sigma} \cdot \pi \cdot D \cdot L (T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}) = \\ &= (4,04 + 4,04) \cdot 3,14 \cdot 0,63 \cdot 3,15 \cdot (50 - 23) = 1359,4 \text{ Вт} = 1,36 \text{ кВт}. \end{aligned}$$

Количество теплоты, отдаваемое валками окружающей среде за счет излучения, находится по уравнению:

$$Q_n = \pi \cdot L \cdot D (K_1 + K_2) \left[ \left( \frac{T_{\text{вал}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 \right],$$

$$K_1 = 1,3 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4), \quad K_2 = 3,86 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}^4),$$

$$\begin{aligned} Q_n &= 3,14 \cdot 3,15 \cdot 0,63 \cdot (1,3 + 3,86) \cdot \left[ \left( \frac{323}{100} \right)^4 - \left( \frac{296}{100} \right)^4 \right] = \\ &= 32,15 \cdot [108,85 - 76,77] = 32,15 \cdot 32,08 = 1,03 \text{ кВт}. \end{aligned}$$

Суммарная потеря тепла в окружающую среду:

$$Q_2 = 1,36 + 1,03 = 2,39 \text{ кВт.}$$

Тогда количество теплоты, уносимое охлаждающей водой, определим из формулы

$$Q_3 = Q - Q_1 - Q_2,$$

$$Q_3 = 90,32 - 6,88 - 2,39 = 81,08 \text{ кВт.}$$

Расход воды определим из уравнения

$$Q_3 = c_{\text{вод}} \cdot G_{\text{вод}} \cdot \Delta t_{\text{охл. воды}}.$$

Откуда

$$G_{\text{вод}} = \frac{Q_3}{(c_{\text{вод}} \cdot \Delta t_{\text{охл. воды}})},$$

где  $c_{\text{вод}} = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ ,  $\Delta t_{\text{охл. воды}} = 3 \text{ }^\circ\text{C}$  — разность температур воды на выходе из резиносмесителя,  $G_{\text{вод}}$  — расход воды, кг/с.

$$G_{\text{вод}} = \frac{Q_3}{(c_{\text{вод}} \cdot \Delta t_{\text{охл. воды}})} = \frac{(81,08 \cdot 10^3)}{4,19 \cdot 10^3 \cdot 3} \cdot \frac{3600}{1000} = 6,45 \cdot \frac{3600}{1000} = 23,22 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Таким образом, расход охлаждающей воды составил  $23,22 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

#### 4.2.2. Тепловой расчет периодического резиносмесителя

За счет интенсивной деформации резиновой смеси в смесительной камере выделяется значительное количество теплоты. Чтобы не допустить перегрева смеси, стенки смесительной камеры, роторы, а также верхний и нижний затвор охлаждаются водой. Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q = Q_1 + Q_2,$$

где  $Q$  — количество теплоты, выделившееся в смесительной камере за время смешения, Дж;  $Q_1$ ,  $Q_2$  — количество теплоты, затраченное на нагрев смеси и унесенное охлаждающей водой соответственно, Дж.

Отдельные составляющие уравнения теплового баланса находятся из соотношений:

$$Q = N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot t_2,$$

$$Q_1 = c \cdot M \cdot (T - T_0),$$

$$Q_2 = c_{\text{вод}} \cdot M_{\text{вод}} \cdot (T_{\text{вод}} - T_{\text{вод } 0}).$$

Здесь  $N$  — электрическая мощность, потребляемая электродвигателем привода резиносмесителя, Вт;  $\eta_1, \eta_2$  — КПД подшипников и передач;  $c_{\text{вод}}$ ,  $c$  — удельные теплоемкости смеси и воды, Дж/(кг · К);  $M$  — масса одной заправки резиносмесителя, кг;  $M_{\text{вод}}$  — масса воды, прошедшая за время  $t_2$  через охлаждаемые органы машины, кг;  $T_0, T$  — начальная и конечная температуры смеси, К;  $T_{\text{вод } 0}, T_{\text{вод}}$  — начальная и конечная температуры воды на выходе из резиносмесителя, К.

С учетом последних соотношений уравнение теплового баланса ( $Q = Q_1 + Q_2$ ) принимает вид:

$$N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot t_2 = c \cdot M \cdot (T - T_0) + c_{\text{вод}} \cdot M_{\text{вод}} \cdot (T_{\text{вод}} - T_{\text{вод } 0}).$$

Если обе части уравнения поделить на продолжительность смешения  $t_2$  (с),

то получим  $\left( G_{\text{вод}} = \frac{M_{\text{вод}}}{t_2} \right)$ :

$$N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2 = c \cdot \frac{M}{t_2} \cdot (T - T_0) + c_{\text{вод}} \cdot G_{\text{вод}} \cdot (T_{\text{вод}} - T_{\text{вод } 0}).$$

Если учесть, что

$$M = G \cdot \frac{t_{\text{ц}}}{60\alpha},$$

после подстановки массы смеси получаем равенство

$$N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2 = G \cdot \frac{c}{60\alpha} \cdot \frac{t_{\text{ц}}}{t_2} (T - T_0) + c_{\text{вод}} \cdot G_{\text{вод}} (T_{\text{вод}} - T_{\text{вод } 0}),$$

из которого находится искомое значение расхода охлаждающей воды, кг/с.

$$G_{\text{вод}} = \frac{60\alpha \cdot N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot t_2 - G \cdot c \cdot t_{\text{ц}} (T - T_0)}{60\alpha \cdot t_2 \cdot c_{\text{вод}} (T_{\text{вод}} - T_{\text{вод } 0})},$$

где  $\alpha = 0,85-0,90$  — коэффициент использования машинного времени;  $t_{\text{ц}}$  — продолжительность цикла смешения, мин;  $G$  — производительность резиносмесителя, кг/ч.

Также часовой расход охлаждающей воды можно найти из соотношения

$$G_{\text{вод}} = \frac{Q_2}{c_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \Delta t_{\text{H}_2\text{O}}},$$

где  $\Delta t_{\text{H}_2\text{O}}$  — разность температур воды на выходе из резиносмесителя.

Приведенный анализ теплового режима периодического резиносмесителя носит приближенный характер и пригоден только для ориентировочных расчетов, так как основное уравнение теплового баланса предполагает, что вся выделившаяся в камере теплота используется на нагрев смеси и охлаждающей воды. В действительности некоторая ее часть затрачивается на нагрев металлических деталей машины: смесительной камеры, роторов, затворов. Кроме того, здесь не учитывается то, что потребляемая при смешении мощность не постоянная, а является сложной функцией времени процесса.

### **Пример теплового расчета процесса смешения в роторном резиносмесителе**

Определить расход охлаждающей воды при следующих условиях:  
электрическая мощность, потребляемая электродвигателем привода резиносмесителя,  $N = 75$  кВт;

КПД подшипников и передач —  $\eta_1 = \eta_2 = 0,95$ ;

производительность резиносмесителя,  $G = 190,4$  кг/ч;

удельная теплоемкость смеси,  $c = 1,68$  Дж/(кг · К);

конечная и начальная температура резиновой смеси,  $T, T_0 = 115$  °С, 20 °С соответственно;

$\Delta t_{\text{H}_2\text{O}} = 6$  °С — разность температур воды на выходе из резиносмесителя;  
теплоемкость воды,  $c_{\text{вод}} = 4,19$  кДж/(кг · К).

### **Р е ш е н и е**

Уравнение теплового баланса

$$Q = Q_1 + Q_2,$$

где  $Q$  — количество теплоты, выделившееся в смесительной камере за время смешения, Вт;  $Q_1, Q_2$  — количество теплоты, затраченное на нагрев смеси и унесенное охлаждающей водой соответственно, Вт.

Количество теплоты (Вт), выделившееся в смесительной камере за время смешения (за цикл):

$$Q = N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2 = 75\,000 \cdot 0,95 \cdot 0,95 = 67,69 \text{ кВт},$$

где  $N = 75$  кВт,  $\eta_1 = \eta_2 = 0,95$ .

Количество теплоты, затраченное на нагрев резиновой смеси:

$$Q_1 = G \cdot c \cdot (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) = \frac{190,4}{3600} \cdot 1,68 \cdot (115 - 20) = 8,44 \text{ кВт},$$

где  $G = 190,4$  кг/ч — производительность резиносмесителя;  $c = 1,68$  Дж/(кг · К) — удельная теплоемкость смеси;  $T = 115$  °С,  $T_0 = 20$  °С — соответственно конечная и начальная температура резиновой смеси.



Количество теплоты, унесенное охлаждающей водой:

$$Q_2 = Q - Q_1 = 67,69 - 8,44 = 59,24 \text{ кВт.}$$

Часовой расход охлаждающей воды:

$$G_{\text{вод}} = \frac{Q_2}{c_{\text{вод}} \cdot \Delta t_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{59,24 \cdot 3600}{4,19 \cdot 6 \cdot 1000} = 8,48 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $c_{\text{H}_2\text{O}} = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ ;  $\Delta t_{\text{H}_2\text{O}} = 6^\circ\text{C}$  — разность температур воды на выходе из резиносмесителя.

Таким образом, расход охлаждающей воды составил  $8,48 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

#### 4.2.3. Тепловой расчет процесса каландрования

Целью теплового расчета процесса каландрования является определение расхода охлаждающей воды, необходимой для отвода теплоты, выделяемой при переработке материала.

При постоянных параметрах каландрования уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где  $Q$  — количество теплоты, выделяемое в материале за 1 с, кВт;  $Q_1$  — количество теплоты, уносимое материалом за 1 с, кВт;  $Q_2$  — потери теплоты в окружающую среду за 1 с, кВт;  $Q_3$  — количество теплоты, которое необходимо подвести с теплоносителем или отвести с охлаждающим агентом (водой) за 1 с, кВт.

Все составляющие уравнения теплового баланса представляют собой количества энергии, отнесенные к одному и тому же промежутку времени. Удобнее всего в качестве такого временного интервала брать одну секунду. В этом случае количества энергии следует выражать в джоулях. Поскольку  $\text{Дж}/\text{с} = \text{Вт}$  — единица мощности, то очевидно, что слагаемые уравнения теплового баланса есть не что иное, как мощности соответствующих тепловых потоков.

Количество энергии, выделяемое в материале в единицу времени, определяется по зависимости

$$Q = N \cdot \eta_1 \cdot \eta_2,$$

где  $N$  — электрическая мощность, потребляемая каландром, кВт;  $\eta_1, \eta_2$  — КПД подшипников и передач соответственно ( $\eta_1 \approx \eta_2 \approx 0,95$ ).

Значение потребляемой мощности следует брать из опыта промышленной эксплуатации машин. Если же оно неизвестно, то мощность  $N$  (кВт), потребляемая каландром, может быть рассчитана по уравнению

$$N = 0,736 \cdot i \cdot L \cdot q.$$

Здесь  $i$  — число валков каландра;  $L$  — длина рабочей части валков, см;  $q$  — потребляемая мощность, приходящаяся на 1 см рабочей длины валка, кВт/см.

В зависимости от типоразмера каландра удельная мощность  $q$  имеет следующие значения:

Тип каландра	$q$ , кВт/см
3-610-1730	0,25-0,28
4-610-1730	0,29-0,36
3-500-1250	0,145-0,150
4-500-1250	0,150-0,155

Для расчета потребляемой при каландровании мощности в одном зазоре между валками (затем  $N$  суммируется по всем зазорам) можно также использовать формулу

$$N = k \cdot \omega^{1,22} \cdot D^{1,92} \cdot h^{-0,32} \cdot f^{0,55} \cdot L,$$

где  $N$  — потребляемая мощность, кВт;  $k$  — коэффициент, зависящий от свойств перерабатываемого материала;  $\omega$  — угловая скорость вращения валков,  $\text{с}^{-1}$ ;  $D$  — диаметр валка, м;  $h$  — зазор между валками, м;  $f$  — фрикция;  $L$  — рабочая длина валков, м.

По данной формуле определяется мощность для каждого зазора, а результаты суммируются. Значения коэффициента  $k$  находятся опытным путем. Установлено, что при переработке натурального каучука  $k = 9,34$ ; при переработке синтетических каучуков: СКН —  $k = 11,55$ , смеси НК и СКБ —  $k = 7,58$ .

### Пример теплового расчета процесса каландрования резиновой смеси

Определить расход греющего пара  $G_{\text{пар}}$  при следующих условиях процесса: трехвалковый каландр 3-500-1250: длина рабочей части валков,  $L$  — 125 см;  $G_{\text{час}} = 600$  кг/ч резиновой смеси;

температура валков: верхнего — 90 °С, среднего — 80 °С, нижнего — 70 °С;

общий КПД привода и подшипников,  $\eta$  — 0,8;

разница начальной и конечной температур материала,  $\Delta T$  — 10 К;

удельная теплоемкость смеси,  $c$  — 1,68 кДж/(кг · К);

удельная мощность,  $q$  — 0,15 кВт/см (справочные данные).

**Решение**

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q_3}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}},$$

где  $i_{\text{п}}$  и  $i_{\text{к}}$  — теплосодержание пара и конденсата (кДж/кг) при давлении 3 атм (справочные данные),  $i_{\text{п}} = 2730$  кДж/кг,  $i_{\text{к}} = 559$  кДж/кг.

$$Q_3 = Q - Q_1 - Q_2,$$

где  $Q$  — количество теплоты, выделяемое в материале за 1 с, кВт;  $Q_1$  — количество теплоты, уносимое материалом за 1 с, кВт;  $Q_2$  — потери теплоты в окружающую среду за 1 с, кВт;  $Q_3$  — количество теплоты, которое необходимо подвести с теплоносителем или отвести с охлаждающим агентом (водой) за 1 с, кВт.

$$Q = N \cdot \eta = 0,736 \cdot i \cdot L \cdot q \cdot \eta = 0,736 \cdot 3 \cdot 125 \cdot 0,15 \cdot 0,8 = 33,12 \text{ кВт},$$

$$Q_1 = G_{\text{сек}} \cdot c \cdot \Delta T = \frac{600}{3600} \cdot 1,68 \cdot 10 = 2,8 \text{ кВт},$$

$$Q_2 = Q_2^1 + Q_2^2 + Q_2^3,$$

$$Q_2^i = \alpha_{\Sigma} \pi D L (T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}),$$

$$\alpha_{\Sigma} = 9,74 + 0,07 \cdot (T_{\text{вал}} - T_{\text{возд}}).$$

Отсюда имеем:

$$\alpha_1 = 9,74 + 0,07 \cdot (90 - 20) = 14,6 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07 \cdot (80 - 20) = 13,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

$$\alpha_3 = 9,74 + 0,07 \cdot (70 - 20) = 13,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

$$Q_2^1 = 14,6 \cdot 3,14 \cdot 0,5 \cdot 1,25 (90 - 20) = 2,006 \text{ кВт},$$

$$Q_2^2 = 13,9 \cdot 3,14 \cdot 0,5 \cdot 1,25 (80 - 20) = 1,637 \text{ кВт},$$

$$Q_2^3 = 13,2 \cdot 3,14 \cdot 0,5 \cdot 1,25 (70 - 20) = 1,295 \text{ кВт},$$

$$Q_2 = 2,006 + 1,637 + 1,295 = 4,94 \text{ кВт}.$$

Таким образом:

$$Q_3 = Q - Q_1 - Q_2 = 33,1 - 2,8 - 4,94 = 25,36 \text{ кВт}.$$

Расход греющего пара:

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q_3}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}} = \frac{25,36 \cdot 3600}{2730 - 559} = \frac{91\,296}{2171} = 42,05 \text{ кг/ч}.$$

Таким образом, расход греющего пара составил 42,05 кг/ч.

#### 4.2.4. Тепловой расчет процесса шприцевания

Общее уравнение энергетического баланса для установившегося режима работы червячной машины имеет вид:

$$Q + Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4,$$

где  $Q$ ,  $Q_1$  — количества энергии, подводимые к материалу за счет работы двигателя и подачи теплоносителя к цилиндру и головке соответственно;  $Q_2$  — энергия, уносимая материалом;  $Q_3$ ,  $Q_4$  — расход энергии за счет теплопотерь в окружающую среду и охлаждения червяка соответственно.

Отдельные составляющие уравнения выражаются зависимостями:

$$Q = N \cdot \eta,$$

$$Q_1 = G_{\text{пар}} \cdot (i_{\text{п}} - i_{\text{к}}),$$

$$Q_2 = G_{\text{сек}} \cdot c \cdot \Delta T_{\text{с}},$$

$$Q_3 = Q_{3\text{к}} + Q_{3\text{л}},$$

$$Q_4 = G_{\text{вод}} \cdot c_{\text{вод}} \cdot \Delta T_{\text{вод}}.$$

Здесь  $\eta = 0,8 \div 0,85$  — КПД привода;  $G_{\text{пар}}$  — секундный расход греющего пара;  $i_{\text{п}}$ ,  $i_{\text{к}}$  — энтальпии пара и конденсата;  $G_{\text{сек}}$  — секундная производительность машины;  $c$  — удельная теплоемкость перерабатываемого материала;  $\Delta T_{\text{с}}$ ,  $\Delta T_{\text{вод}}$  — интервалы изменения температуры материала и воды;  $G_{\text{вод}}$ ,  $c_{\text{вод}}$  — секундный расход воды и ее удельная теплоемкость;  $Q_{3\text{к}}$ ,  $Q_{3\text{л}}$  — потери энергии в окружающую среду конвекцией и лучеиспусканием.

Для червячных машин теплого питания:

$$N = 0,0048 \cdot D^2 \cdot n_{\text{max}} \text{ (кВт)}.$$

Для червячных машин холодного питания:

$$N = 0,0098 \cdot D^2 \cdot n_{\text{max}} \text{ (кВт)},$$

где  $n$  — частота вращения шнека,  $\text{мин}^{-1}$ ;  $D$  — диаметр шнека, см.

Последние величины рассчитываются по формулам:

$$Q_{3\text{к}} = \alpha \cdot F \cdot \Delta T,$$

$$Q_{3\text{л}} = K \cdot F \left[ \left( \frac{T_{\text{п}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{\text{о}}}{100} \right)^4 \right],$$

где  $\alpha$  — коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности рубашки цилиндра и головки;  $F$  — площадь поверхности теплоотдачи;  $\Delta T$  — перепад темпе-

ратур;  $K$  — коэффициент излучения ( $K = 1,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ );  $T_{\text{н}}$ ,  $T_{\text{о}}$  — температуры излучающей поверхности и окружающей среды соответственно, К.

В системе уравнений содержатся две существенно неопределенные величины: расход охлаждающей воды  $G_{\text{в}}$  и греющего пара  $G_{\text{пар}}$ . Одновременное их определение оказывается невозможным. Поэтому при проведении инженерных расчетов одну из них необходимо задать, например, по производственным или опытным данным. Тогда другая искомая величина определится решением общего уравнения энергетического баланса. А затем можно определить расход теплоносителя или хладагента.

### **Пример теплового расчета процесса экструзии резиновой смеси**

Определить расход воды  $G_{\text{вод}}$  при следующих условиях процесса:

максимальная частота вращения шнека червячной машины теплового питания,  $n_{\text{max}}$  —  $26,2 \text{ мин}^{-1}$ ;

диаметр шнека,  $D$  —  $9 \text{ см}$ ;

$G_{\text{час}} = 91,80 \text{ кг/ч}$  резиновой смеси;

общий КПД привода,  $\eta$  —  $0,85$ ;

разница начальной и конечной температур материала,  $\Delta T$  —  $6 \text{ К}$ ;

удельная теплоемкость резиновой смеси,  $c$  —  $1,68 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ ;

температуры излучающей поверхности ( $T_{\text{н}}$ ) и окружающей среды ( $T_{\text{о}}$ ) соответственно —  $325 \text{ К}$  и  $293 \text{ К}$ ;

диаметр материального цилиндра,  $D_{\text{ц}}$  —  $30 \text{ см}$ ;

длина рабочей зоны шнека,  $L$  —  $1,35 \text{ м}$ .

### **Р е ш е н и е**

Общее уравнение теплового баланса для установившегося режима работы червячной машины имеет вид:

$$Q + Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4,$$

где  $Q$  — количество тепла, выделяемое в перерабатываемом материале, кВт;  
 $Q_1$  — количество тепла, подводимое к материалу за счет теплоносителя, кВт;  
 $Q_2$  — количество тепла, уносимое материалом, кВт;  $Q_3$  — количество тепла, уходящее в окружающую среду, кВт;  $Q_4$  — количество тепла, уносимое охлаждающей водой, кВт.

Расчет  $Q$ :

$$Q = N \cdot \eta,$$

где  $\eta$  — КПД привода;  $N$  — мощность электропривода, кВт.

Для червячных машин теплого питания:

$$N = 0,0048 D^2 \cdot n_{\max} = 0,0048 \cdot 9^2 \cdot 26,2 = 10,18 \text{ кВт},$$

где  $n$  — частота вращения шнека,  $\text{мин}^{-1}$ ;  $D$  — диаметр шнека, см.

$$Q = N \cdot \eta = 10,18 \cdot 0,85 = 8,66 \text{ кВт}.$$

В качестве теплоносителя в рубашку подают охлаждающую воду,  $Q_1 = 0 \text{ кВт}$ .

Расчет  $Q_2$ :

$$Q_2 = G_{\text{сек}} \cdot c \cdot \Delta T_c,$$

где  $G_{\text{сек}}$  — секундный выпуск шприц-материала,  $\text{кг/с}$ ;  $c$  — удельная теплоемкость перерабатываемой резиновой смеси;  $\Delta T_c$  — интервалы изменения температуры материала.

$$Q_2 = G_{\text{сек}} \cdot c \cdot \Delta T_c = \frac{91,80}{3600} \cdot 1,68 \cdot 6 = 0,26 \text{ кВт}.$$

Расчет  $Q_3$ :

$$Q_3 = Q_{3к} + Q_{3л},$$

где  $Q_{3к}$ ,  $Q_{3л}$  — потери тепла в окружающую среду за счет конвекции и лучеиспускания.

$$Q_{3к} = \alpha \cdot F \cdot \Delta T,$$

$$Q_{3л} = K \cdot F \left[ \left( \frac{T_{\text{п}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{\text{о}}}{100} \right)^4 \right],$$

где  $\alpha$  — коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности рубашки цилиндра и головки;  $F$  — площадь, теряющая тепло;  $\Delta T$  — перепад температур;  $K$  — коэффициент излучения ( $K = 1,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ );  $T_{\text{п}}$ ,  $T_{\text{о}}$  — температуры излучающей поверхности и окружающей среды соответственно, К.

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot (T_{\text{п}} - T_{\text{о}}),$$

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot (325 - 293) = 11,98 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

$$F = \pi \cdot D_{\text{ц}} \cdot L = 3,14 \cdot 0,3 \cdot 1,35 = 1,27 \text{ м}^2,$$

$$Q_{3к} = \alpha \cdot F \cdot \Delta T = 11,98 \cdot 1,27 \cdot (325 - 293) = 487,5 \text{ Вт},$$

$$Q_{3л} = K \cdot F \left[ \left( \frac{T_{п}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{о}}{100} \right)^4 \right] = 1,3 \cdot 1,27 \left[ \left( \frac{325}{100} \right)^4 - \left( \frac{293}{100} \right)^4 \right] = 62,52 \text{ Вт},$$

$$Q_3 = 487,5 + 62,52 = 0,55 \text{ кВт}.$$

Расчет  $Q_4$ :

$$Q_4 = Q + Q_1 - Q_2 - Q_3 = 8,66 + 0 - 0,26 - 0,55 = 7,85 \text{ кВт}.$$

Расход воды:

$$G_{в} = \frac{Q_2}{c_{H_2O} \cdot \Delta t_{H_2O}} = \frac{7,85 \cdot 3600}{4,19 \cdot 6 \cdot 1000} = 1,12 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$c_{H_2O} = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ ,  $\Delta t_{H_2O} = 6 \text{ К}$  — разность температур воды на выходе из экструдера.

Таким образом, расход охлаждающей воды составил  $1,12 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

#### 4.2.5. Тепловой расчет процесса вулканизации

Целью расчета является определение расхода греющего пара при паровом обогреве или мощности нагревателя при электрообогреве.

Уравнение теплового баланса работающего прессы:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4,$$

где  $Q_1, Q_2, Q_3$  — количества теплоты, необходимые для нагрева пресс-форм, плит и изделий соответственно, Вт;  $Q_4$  — потери теплоты в окружающую среду, Вт.

Слагаемые данного уравнения определяются по зависимостям:

$$Q_1 = G_{пф} \cdot c_{пф} \cdot \Delta t_{пф},$$

$$Q_2 = G_{п} \cdot c_{п} \cdot \Delta t_{п},$$

$$Q_3 = G_{и} \cdot c_{и} \cdot \Delta t_{и},$$

$$Q_4 = Q_{4к} + Q_{4л}.$$

Здесь  $G_{пф}, G_{п}, G_{и}$  — массы пресс-форм, плит и изделий соответственно;  $c_{пф}, c_{п}, c_{и}$  — удельные теплоемкости материалов пресс-форм, плит и изделий;  $\Delta t_{пф}, \Delta t_{п}, \Delta t_{и}$  — соответствующие изменения температуры за время цикла;  $Q_{4к}, Q_{4л}$  — потери энергии в окружающую среду за счет конвекции и лучеиспускания.

Величина теплотерь определяется обычным образом:

$$Q_{4к} = \alpha \cdot F \cdot \Delta T,$$

$$Q_{4л} = K \cdot F \left[ \left( \frac{T_{п}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{о}}{100} \right)^4 \right],$$

где  $\alpha$  — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $F$  — площадь теплоотдающей поверхности плит и пресс-форм, м<sup>2</sup>;  $\Delta T$  — разность между температурой поверхности теплоотдачи и окружающей среды, К;  $K$  — коэффициент излучения ( $K = 1,3$  Вт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>));  $T_{п}$ ,  $T_{о}$  — температуры излучающей поверхности и окружающей среды соответственно, К.

Расход греющего пара:

$$G_{\text{пара}} = \frac{Q}{i_{п} - i_{к}},$$

где  $i_{п}$  и  $i_{к}$  — теплосодержание пара и конденсата (кДж/кг).

При электрообогреве

$$W = \frac{Q}{t_{ц}},$$

где  $W$  — мощность электронагревателя;  $t_{ц}$  — время цикла.

### Пример теплового расчета непрерывной вулканизации токами СВЧ

Определить мощность электронагревателя  $W$  для следующих условий процесса:

часовой выпуск изделия,  $G_{\text{час}}^{\text{изд}}$  — 91,80 кг/ч резиновой смеси;

разница между конечной и начальной температурой изделий,  $\Delta T_{\text{изд}}$  — 80 К;

удельная теплоемкость резиновой смеси,  $c$  — 1,68 кДж/(кг · К);

время цикла,  $t_{ц}$  — 2 ч.

### Решение

Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где  $Q$  — тепло, подводимое к СВЧ-вулканизатору, кДж/ч;  $Q_1$  — тепло, расходуемое на нагрев металлических частей вулканизатора плит и пресс-форм, кДж/ч;  $Q_2$  — тепло, затраченное на нагрев изделия (шнура), кДж/ч;  $Q_3$  — тепловые потери в окружающую среду, кДж/ч.

$Q_1 = 0$ , так как вулканизация токами ТВЧ и СВЧ — процесс непрерывный.

Расчет  $Q_2$ :

$$Q_2 = G_{\text{час}}^{\text{изд}} \cdot c \cdot \Delta T_{\text{изд}},$$



где  $G_{\text{час}}^{\text{изд}}$  — часовой выпуск изделий, кг/ч;  $c$  — теплоемкость материала изделий, кДж/(кг · К);  $\Delta T_{\text{изд}}$  — разность между конечной и начальной температурой изделий.

$$Q_2 = G_{\text{час}}^{\text{изд}} \cdot c \cdot \Delta T_{\text{изд}} = 91,80 \cdot 1,68 \cdot 80 = 12\,337,92 \text{ кДж/ч.}$$

Примем, что  $Q_3$  составляет 10 % от основных затрат тепла ( $Q_3 = 0,1(Q_1 + Q_2)$ ). Тогда

$$Q = Q_1 + Q_2 + 0,1(Q_1 + Q_2) = 0 + 12\,337,92 + 1233,79 = 13\,571,71 \text{ кДж/ч.}$$

Таким образом, мощность электронагревателя равна:

$$W = \frac{Q}{t_{\text{ц}}} = \frac{13\,571,71}{2 \cdot 3600} = 2 \text{ кВт.}$$

### Пример теплового расчета вулканизационного пресса

Определить расход греющего пара  $G_{\text{пар}}$  для следующих условий процесса:

удельная теплоемкость резиновой смеси,  $c$  — 1,68 кДж/(кг · К);

удельная теплоемкость стали,  $c_{\text{пф}}$  — 0,5 кДж/(кг · К);

температура вулканизации,  $T$  — 164 °С;

температура окружающей среды (воздуха),  $T_{\text{возд}}$  — 20 °С;

промежуточная температура, до которой охлаждается форма во время перезарядки,  $T_{\text{пр}}$  — 157 °С;

продолжительность цикла вулканизации,  $\tau$  — 720 с;

масса пресс-форм на одну загрузку пресса,  $G_{\text{пф}}$  — 164 кг;

масса вулканизуемых изделий на одну загрузку пресса,  $G_{\text{м}}$  — 0,48 кг;

теплосодержание пара и конденсата:  $i_{\text{п}} = 2776$  кДж/кг,  $i_{\text{к}} = 718,4$  кДж/кг;

поверхность теплопотерь при вулканизации от боковых, горизонтальных свободных от форм поверхностей плит пресса и боковых поверхностей пресс-форм при перезарядке,  $F$  — 3,48 м<sup>2</sup>.

**Решение**

Расход греющего пара:

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}},$$

где  $i_{\text{п}}$  и  $i_{\text{к}}$  — теплосодержание пара и конденсата (кДж/кг).

Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где  $Q$  — тепло, которое необходимо подвести к прессу, Вт;  $Q_1$  — расход тепла на промежуточный нагрев вулканизационных форм, Вт;  $Q_2$  — расход тепла

на нагрев вулканизационных изделий, Вт;  $Q_3$  — тепловые потери в окружающую среду, Вт.

Расчет расхода тепла на промежуточный нагрев вулканизационных форм:

$$Q_1 = \frac{G_{\text{пф}} \cdot c_{\text{пф}} (T - T_{\text{пр}})}{\tau},$$

здесь  $G_{\text{пф}}$  — масса пресс-форм на одну загрузку пресса, кг;  $c_{\text{пф}}$  — удельная теплоемкость материала пресс-форм (стали), плит и изделий;  $T$  — температура вулканизации, °С;  $T_{\text{пр}}$  — промежуточная температура, до которой охлаждается форма во время перезарядки, °С;  $\tau$  — продолжительность цикла вулканизации, с.

$$Q_1 = \frac{G_{\text{пф}} \cdot c_{\text{пф}} (T - T_{\text{пр}})}{\tau} = \frac{164 \cdot 500 \cdot (164 - 157)}{720} = 797,2 \text{ Вт.}$$

Расход тепла на нагрев вулканизационных изделий:

$$Q_2 = \frac{G_{\text{м}} \cdot c_{\text{м}} (T - T_{\text{возд}})}{\tau},$$

здесь  $G_{\text{м}}$  — масса вулканизуемых изделий на одну загрузку пресса, кг;  $c_{\text{м}}$  — удельная теплоемкости резины, плит и изделий;  $T$  — температура вулканизации, °С;  $T_{\text{возд}}$  — начальная температура (температура воздуха), °С;  $\tau$  — продолжительность цикла вулканизации, с.

$$Q_2 = \frac{G_{\text{м}} \cdot c_{\text{м}} (T - T_{\text{возд}})}{\tau} = \frac{0,48 \cdot 1680 \cdot (164 - 20)}{720} = 161,28 \text{ Вт.}$$

Тепловые потери в окружающую среду:

$$Q_3 = Q_{\kappa} + Q_{\lambda} = \frac{\alpha_{\Sigma} \cdot F (T - T_{\text{возд}})}{\tau} + \frac{K \cdot F \left[ \left( \frac{T}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{\text{возд}}}{100} \right)^4 \right]}{\tau},$$

где  $\alpha_{\Sigma}$  — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $F$  — площадь теплоотдающей поверхности плит и пресс-форм, м<sup>2</sup>;  $K$  — коэффициент излучения ( $K = 1,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ );  $T$ ,  $T_{\text{возд}}$  — температуры излучающей поверхности и окружающей среды (температура воздуха) соответственно, К.

$$\alpha_{\Sigma} = 9,74 + 0,07 \cdot (T - T_{\text{возд}}) = 9,74 + 0,07 (164 - 20) = 19,82 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

$$Q_{\kappa} = \frac{\alpha_{\Sigma} \cdot F (T - T_{\text{возд}})}{\tau} = \frac{19,82 \cdot 3,48 \cdot (164 - 20)}{720} = 13,79 \text{ Вт},$$

$$Q_{\text{л}} = \frac{K \cdot F \left[ \left( \frac{T}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{\text{возд}}}{100} \right)^4 \right]}{\tau} = \frac{1,3 \cdot 3,48 \left[ \left( \frac{437}{100} \right)^4 - \left( \frac{293}{100} \right)^4 \right]}{720} = 1,82 \text{ Вт},$$

$$Q_3 = Q_{\text{к}} + Q_{\text{л}} = 13,79 + 1,82 = 15,61 \text{ Вт},$$

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 797,2 + 161,28 + 15,61 = 974,09 \text{ Вт}.$$

Расход греющего пара:

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}} = \frac{974,09 \cdot 3600}{(2776 - 718,4) \cdot 1000} = 1,7 \text{ кг/ч}.$$

Таким образом, расход греющего пара составил 1,7 кг/ч.

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

*Альперт Л. З.* Основы проектирования химических установок : учеб. пособие / Л. З. Альперт. — Москва : Высш. школа, 1989. — 304 с. — ISBN 5-06-000508-9.

*Беркман Б. Е.* Основы технологического проектирования производств органического синтеза / Б. Е. Беркман. — Москва : Химия, 1970. — 366 с.

*Бесков С. Д.* Технохимические расчеты : учеб. пособие / С. Д. Бесков. — Москва : Высш. школа, 1966. — 520 с.

*Генкин А. Э.* Оборудование химических заводов : учебник для техникумов / А. Э. Генкин. — Москва : Высш. школа, 1986. — 280 с.

*Гуревич Д. А.* Проектные исследования химических производств / Д. А. Гуревич. — Москва : Химия, 1976. — 208 с.

Краткий справочник физико-химических величин / под ред. А. А. Равделя и А. М. Пономаревой. — Санкт-Петербург : «Иван Федоров», 2003. — 240 с. — ISBN 5-8194-0071-2.

*Лебедев Н. Н.* Теория химических процессов основного органического и нефтехимического синтеза : учеб. пособие / Н. Н. Лебедев, М. Н. Манаков, В. Ф. Швец. — Москва : Химия, 1984. — 376 с.

*Нейн Ю. И.* Основы проектирования химических установок: Содержание и оформление курсового проекта и выпускной квалификационной работы бакалавра : учеб. пособие / Ю. И. Нейн, Н. П. Бельская. — Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2019. — 124 с. — ISBN 978-5-7996-2552-8.

Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. — Москва : Химия, 1983. — 272 с.

Основы проектирования химических производств : учебник для вузов / В. И. Косинцев, А. И. Михайличенко, Н. С. Крашенинникова и др. ; под общ. ред. А. И. Михайличенко. — Москва : Академкнига, 2010. — 371 с. — ISBN 5-94628-131-3.

*Романков П. Г.* Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. — Санкт-Петербург : Химиздат, 2009. — 544 с. — ISBN 978-5-93808-165-9.

*Перевалов В. П.* Основы проектирования и оборудование производств тонкого органического синтеза : учеб. пособие / В. П. Перевалов, Г. И. Колдобский. — Москва : Химия, 1997. — 288 с. — ISBN 5-7245-0951-2.

*Тимонин А. С.* Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования : справочник : в 3 т. / А. С. Тимонин. Калуга : Изд-во Н. Бочкаревой, 2002.

*Шеин В. С.* Основные процессы резинового производства : учеб. пособие / В. С. Шеин, Ю. Ф. Шутилин, А. П. Гриб. — Ленинград : Химия, 1988. — 160 с.

*Учебное издание*

Нейн Юлия Ивановна  
Бельская Наталия Павловна

# ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ В ПРОЕКТИРОВАНИИ ХИМИЧЕСКИХ УСТАНОВОК

Учебное пособие

Заведующий редакцией *М. А. Овечкина*  
Редактор *Н. В. Чапаева*  
Корректор *Н. В. Чапаева*  
Компьютерная верстка *В. К. Матвеев*

Подписано в печать 22.06.2021 г. Формат 70 × 100  $\frac{1}{16}$ .  
Бумага офсетная. Цифровая печать. Усл. печ. л. 10,0.  
Уч.-изд. л. 13,54. Тираж 30 экз. Заказ 108

Издательство Уральского университета  
Редакционно-издательский отдел ИПЦ УрФУ  
620083, Екатеринбург, ул. Тургенева, 4  
Тел.: +7 (343) 389-94-79, 350-43-28  
E-mail: rio.marina.ovechkina@mail.ru

Отпечатано в Издательско-полиграфическом центре УрФУ  
620083, Екатеринбург, ул. Тургенева, 4  
Тел.: +7 (343) 358-93-06, 350-58-20, 350-90-13  
Факс: +7 (343) 358-93-06  
<http://print.urfu.ru>

Для заметок

---

Для заметок

---



