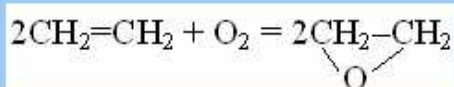




Министерство образования и науки Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное  
учреждение высшего образования  
«Уфимский государственный нефтяной технический университет»  
Кафедра нефтехимии и химической технологии



Приход			Расход		
Исходное вещество	кг	м <sup>3</sup>	Продукт	кг	м <sup>3</sup>
Этилен	1272	1018	Окись этилена	1000	510
Воздух			Этилен	637	510
в том числе			Кислород	9510	6657
кислород	9875	6912	Азот	32504	26003
азот	32504	26003			
<b>ИТОГО</b>	<b>43651</b>	<b>33933</b>	<b>ИТОГО</b>	<b>43651</b>	<b>33966</b>



## Расчет материального и теплового баланса химического процесса

*Методические указания к выполнению курсовой работы  
по дисциплине «Химический процесс»*  
для студентов, обучающихся по направлению подготовки бакалавров  
240100 Химическая технология  
(профиль «Химическая технология органических веществ»)

Уфа 2018

УДК 66.0(079)  
ББК 35.50  
М 54

Методические указания для выполнения курсовой работы по дисциплине профессионального блока «Химический процесс» включает теоретическую часть, дающую представление о видах материального баланса, о методике его составления и форме представления материального баланса, а также об особенностях составления материальных балансов для реакций различных технологических классов.

Учебное издание дает общие рекомендации к структуре и содержанию разделов курсовой работы (КР) по дисциплине «Химический процесс», основные правила оформления КР в соответствии с требованиями действующих стандартов по оформлению текстовых документов.

Пособие предназначено для студентов, обучающихся по направлению подготовки бакалавров 18.03.01 Химическая технология.

Составители:

Заиченко Н.В., канд. техн. наук;  
Ильина Е.Г., канд. техн. наук

Рецензент:

Самойлов Н.А., д-р техн. наук профессор;

© Уфимский государственный нефтяной технический университет, 2018

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение.....	4
1 Теоретическая часть.....	5
1.1 Расчет состава исходных и реакционных смесей.....	5
1.2 Виды материального баланса.....	7
1.3 Место материального баланса в проектной документации.....	8
1.4 Методика составления материального баланса.....	8
1.5 Основные технические и технологические показатели эффективности химического процесса.....	19
1.6 Особенности составления материальных балансов для реакций различных технологических классов.....	21
1.7 Принцип составления энергетического (теплового) баланса и тепловые расчеты химико-технологических процессов.....	30
2 Оформление курсовой работы.....	35
2.1 Оформление титульного листа.....	35
2.2 Изложение текста КР.....	36
2.3 Оформление таблиц и рисунков.....	41
2.4 Оформление списка использованных источников.....	43
2.5 Оформление технологической схемы .....	43
3 Содержание основных разделов КР.....	46
Список рекомендуемой литературы.....	49
Приложение А (справочное) Пример оформления титульного листа КР..	50
Приложение Б (справочное) Оформление перечня аппаратов и оборудо- вания, изображенных на технологической схеме.....	51
Приложение В (справочное) Условные графические обозначения аппа- ратов, оборудования и запорно-регулирующих устройств.....	52

## ВВЕДЕНИЕ

Целью функционирования любой производственной системы является получение продуктов в нужном количестве и требуемого качества при оптимальном использовании всех необходимых ресурсов. Для решения этих задач применяются различные расчетные методы, в основе которых лежат материальный баланс, связывающий расход сырья с количеством получаемого продукта, и энергетический баланс, позволяющий изыскать способы более рационального использования потребляемой энергии (например, путем использования вторичных энергетических ресурсов, образующихся на химических производствах и т.п.).

Одной из компетенций бакалавров по направлению 240100 Химическая технология является способность проектировать и эксплуатировать химикотехнологические системы (ХТС). В процессе проектирования ХТС проектировщик решает проблему ее структуры и определяет потребность в соответствующих ресурсах. Недостаточно спроектировать ХТС, необходимо доказать ее реализуемость, т.е. связать расход ресурсов с окупаемостью затрат на их приобретение и эксплуатацию будущего производства. При этом стоит иметь в виду тот факт, что основными составляющими себестоимости продукта являются стоимость сырья и энергии (в основном, тепловой).

Настоящие методические указания призваны обеспечить освоение студентами, обучающимися по направлению 240100 Химическая технология (профиль «Химическая технология органических веществ»), методик составления материальных и тепловых балансов для различных химических процессов.

## 1 Теоретическая часть

### 1.1 Расчет состава исходных и реакционных смесей

Состав смесей является важнейшим параметром технологического режима, оказывающим влияние на скорость химической реакции и сопровождающих ее физических процессов, качество продукта, безопасность ведения процесса и т.п. Изменение состава смесей происходит в процессах смешения, разделения и химического превращения. В первых двух случаях состав смесей изменяется в результате физических процессов смешения исходных веществ или разделения смесей на отдельные компоненты или фракции. В случае изменения состава смеси за счет химического превращения – количество исходных веществ уменьшается, а продуктов – увеличивается.

Принято называть поток реагентов на входе в реактор *исходной смесью*, а выходящий из реактора поток – *реакционной смесью*.

Различают качественный и количественный составы смесей.

*Качественный состав* включает перечень компонентов, содержащихся в исходной или реакционной смеси. Например, технический бензол содержит кроме бензола  $C_6H_6$  (полезный компонент) небольшое количество примеси в виде толуола  $C_6H_5CH_3$ .

*Количественный состав* – точные значения количеств веществ отдельных компонентов смеси. Количественный состав выражается в абсолютных (кг, кмоль,  $m^3$  и т.п.) и относительных (массовая, объемная, молярная доля, выраженная в долях или в %) единицах. Концентрация веществ (весовая, нормальная, объемная, молярность и т.д.) также является мерой относительного состава смесей веществ.

Чаще всего расчет химического процесса осуществляют с использованием относительных единиц для определения количественного состава смесей.

В химической технологии понятия «сырье» и «реагент» не всегда совпадают. *Реагент* – это полезный компонент сырья, который в результате химической реакции превращается в целевой продукт. Остальные компоненты сырья являются *примесями* к реагенту.

При пересчете относительного состава в абсолютный пользуются пропорцией или понятием процента как сотой доли числа.

Если один из реагентов подают в избытке, то его количество находят следующим образом. Предположим, что для реакции нужно взять 80 т  $O_2$  (из стехиометрического расчета). По технологии избыток кислорода должен составлять 12 %. Количество кислорода, которое необходимо взять (загрузку  $O_2$ ), рассчитывают по формуле  $80 \cdot 1,12 = 89,6$  т, в том числе избыток кислорода составит  $89,6 - 80 = 9,6$  т.

Если величина избытка задана как 120 % от стехиометрии, то загрузка кислорода будет равна  $80 \cdot (1+1,2) = 176$  т.

При расчете состава реакционной смеси пользуются законом стехиометрических соотношений: *вещества реагируют друг с другом в соотношениях,*

равных их стехиометрическим коэффициентам в уравнении реакции.

Состав реакционной смеси невозможно рассчитать без знания величины конверсии (превращения) реагентов, которая служит оценкой глубины протекания реакции или, что то же самое, степени использования реагента. Для реакции  $A + B = R + S$  конверсию можно рассчитать по реагенту  $A$  и  $B$ :

$$x_A = \frac{\text{количество превращенного реагента } A}{\text{количество поданного реагента } A} \cdot 100\%$$

$$x_B = \frac{\text{количество превращенного реагента } B}{\text{количество поданного реагента } B} \cdot 100\%.$$

Следует отметить, что конверсия по реагенту  $A$  не равна конверсии по реагенту  $B$ .

Количество превращенных реагентов определяют из материального баланса. С этой целью находят в приходной части материального баланса количество поданного в процесс «чистого» реагента, т.е. без примесей, и вычитают из него остаток реагента, приведенный в расходной части баланса.

Степень превращения можно рассчитать по известным значениям концентраций реагентов:

$$x_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}},$$

где  $C_{A0}$  и  $C_A$  – начальная и текущая концентрации реагента  $A$  соответственно.

Количество превращенного реагента  $A$  можно рассчитать:

$$x_A C_{A0} = C_{A0} - C_A,$$

а количество непревращенного реагента  $A$ :

$$C_A = C_{A0}(1 - x_A).$$

Если реакция протекает с изменением объема, то конверсию нужно рассчитывать по уравнению:

$$C_A = C_{A0} \frac{1 - x_A}{1 - \left( \frac{\Delta \nu}{\nu_A} \right) C_{A0} x_A},$$

где  $\Delta \nu = \sum_i \nu_i$  – изменение числа молей в реакции;

$\nu_A$  — стехиометрический коэффициент реагента  $A$ .

Расчет состава реакционной смеси необходимо начинать с определения ее качественного состава, а затем переходить к расчету количественного состава смеси.

Химические реакции чаще всего протекают при самых разных условиях, далеких от стандартных. Поэтому объемы газообразных и жидких смесей отличаются объемов этих смесей, рассчитанных для стандартных условий, а это, в свою очередь, сказывается при определении объемного состава смеси. Объем газообразных смесей при температуре и давлении реакции можно определить по формуле, полученной из уравнения состояния идеального газа:

$$V = V_0 \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0}, \text{ а плотность } - \rho = \rho_0 \frac{P}{P_0} \frac{T_0}{T},$$

где  $V_0$ ,  $\rho_0$  – объем и плотность газа при стандартных условиях ( $\rho_0$  приводится в справочной литературе);

$P_0 = 1$  атм,  $T_0 = 273$  К;

$P$ ,  $T$  – давление и температура газа при условиях реакции.

Плотность жидких веществ в зависимости от температуры приводится в справочной литературе.

## 1.2 Виды материального баланса

Расчет материального баланса является важнейшим этапом системного проектирования. На основании материального баланса рассчитываются:

- потребность предприятия в сырье и вспомогательных материалах;
- количество единиц и объем оборудования ХТС;
- количество единиц и объем емкостного парка ХТС;
- технологические, некоторые технические и экономические показатели эффективности функционирования ХТС;
- тепловой баланс ХТС как частный случай энергетического баланса;
- эксергетический баланс и экономико-математические модели ХТС для выполнения задач системного анализа.

В практике технологических расчетов составляется несколько материальных балансов: по участвующим в процессе веществам и степени надежности используемых для расчета баланса данных.

*По веществам, участвующим в процессе*, различают *общий*, или *брутто-баланс*, *баланс по компоненту*, или *частный баланс*, и *баланс по элементу*, или *элементный баланс*.

Общий баланс составляют по всем компонентам сырьевого и продуктового потоков, а частный баланс — по одному из компонентов сырья. Этот вид баланса является одним из этапов расчета общего баланса. К составлению элементного баланса прибегают в том случае, когда нельзя или сложно разделить покомпонентно сырьевые и продуктовые потоки. При этом выбирают тот элемент молекулы полезного компонента сырья, который в процессе химического превращения образует желаемую функциональную группу в молекуле продукта. Чаще всего такими элементами являются углерод – для углеводородных смесей сложного состава; азот — для нитросоединений или других азотсодержащих соединений, сера и др. Для составления элементного баланса достаточно определить содержание балансируемого элемента в известных массах сырьевой и продуктовой смесей. Указанные балансы могут быть составлены на основе теории (*теоретический баланс*) и производственной практики (*фактический баланс*). Более надежным для проектирования является фактический материальный баланс.

*Теоретический баланс* рассчитывают исходя из стехиометрии реакции и известных молекулярных масс реагентов и продуктов. Этот вид баланса со-

ставляют при проектировании производства нового продукта в условиях неполной информации о процессе. Теоретический баланс необходим в системном анализе при составлении экономико-математической модели процесса, а также сопоставительного анализа работы действующей установки в качестве основы для сравнения.

*Фактический материальный баланс* составляют на основе анализа работы лабораторных, пилотных, полупромышленных и промышленных установок. При изменении масштаба производства степень надежности данных возрастает. В этих балансах учитываются состав сырья и размер производственных потерь, которых нельзя избежать при массовом производстве продуктов. Производственные потери представляют собой расход сырья, материалов и готового продукта на разлив, утечку через неплотности аппаратов, емкостей и аппаратуры, потери при сливе и перекачках, унос из реакторов абгазами (отходящими газами), потери через вентиляционные линии и пр.

При расчете баланса величиной производственных потерь задаются исходя из данных работы аналогичных производств или среднестатистическим значением потерь для соответствующих процессов. Каждый технологический процесс превращения сырья в готовый продукт вносит свою долю в величину потерь. Статистика приводит следующие усредненные данные по величине потерь для различных процессов химической технологии: фильтрация – 1-2 %, сушка – 1-10 %, размол, дробление, смешение – 0,5 %, выпарка, дистилляция, ректификация – 5-15 %, упаковка – 0,5 % от загрузки сырья. Фактические потери на действующем производстве определяют по разности между загрузками сырья и выгруженными продуктами. Минимизация потерь возможна только при высоком уровне организации производства, высокой технологической дисциплине, а также при техническом и технологическом совершенстве ХТС на всех ее уровнях.

### **1.3 Место материального баланса в проектной документации**

Основным технологическим документом производства химического продукта является технологический регламент. Технологический регламент определяет оптимальный технологический режим, порядок проведения операций технологического процесса, обеспечивающий выпуск продукции требуемого качества, безопасные условия эксплуатации производства, а также требования по охране окружающей среды. Материальный баланс в технологическом регламенте помещается после описания технологической схемы и данных по правовой защите технологического процесса и основного оборудования.

### **1.4 Методика составления материального баланса**

Выбор метода расчета материального баланса зависит от типа принятой технологической схемы (прямая или циркуляционная) и технологического



класса реакций (простая или сложная, обратимая или необратимая).

Прежде чем приступить к составлению материального баланса, следует иметь четкое представление о самом процессе, его стадиях, составе сырья, организационной структуре процесса и условиях его протекания. Исходные данные для расчета баланса приводятся в проектном задании. Основой для них служит проектируемый объем выпуска готовой продукции (производительность установки) либо пропускная способность установки по исходному сырью в натуральных единицах за год (млн т/год или тыс. т/год). Остальные данные (конверсия, выход продуктов, химические схемы, вид и состав сырья, технологические схемы и т.д.) приводятся в соответствующих разделах технологического регламента.

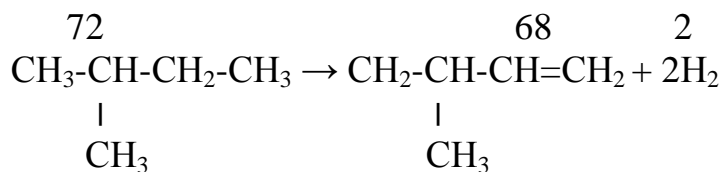
Алгоритм расчета материального баланса предусматривает выполнение следующего ряда операций:

1. Анализ исходных данных (проектное задание, технологический и экономический разделы технологического регламента) для получения необходимой информации о процессе, для которого рассчитывается материальный баланс.

2. Декомпозиция технологической схемы с целью выявления операторного состава и структуры.

3. Составление функциональной и операторной схем для определения числа и направлений материальных связей между подсистемами и операторами.

4. Составление химических уравнений реакций, протекающих в подсистеме (подсистемах) химического превращения. Каждую реакцию следует пронумеровать, затем этот номер использовать в описании стехиометрических расчетов. Сложные химические формулы веществ, участвующих в реакции, можно заменить буквами латинского алфавита. Например, вместо реакции



можно написать  $A \rightarrow B + 2C$ .

Над каждым компонентом уравнения реакции пишут его молекулярную массу. Руководствуясь законом сохранения материи ( $72 = 68 + 4$ ), можно проверить правильность написания стехиометрического уравнения и при необходимости уточнить уравнение.

5. Выявление типа технологической схемы и классификация химической реакции по типу механизма для выбора метода расчета баланса.

6. Составление схемы материальных потоков на основании функциональной или операторной схемы. В случае использования операторной схемы из нее исключают те операторы, в которых не изменяются состав и масса потока (подогреватели, холодильники, емкости и пр.). Схема материальных потоков является общепринятым методом количественного описания взаимо-

связи потоков сырья, продуктов, вспомогательных материалов и отходов на всем протяжении процесса. Эта схема представляет собой взвешенный ориентированный граф, вершинами которого служат подсистемы (операторы), а ребрами – материальные потоки, связывающие их. Направление потоков указывают стрелками. Материальные потоки, поступающие в подсистему (оператор), изображают прямыми линиями, сходящимися в вершине графа, а потоки, покидающие оператор (подсистему) – расходящимися линиями. Разрешается взамен схемы материальных потоков использовать операторные схемы. Над каждым потоком указывается «цена», т.е. все известные данные о потоке (масса, качественный и количественный составы, параметры состояния газов).

7. Определение качественного состава сырьевых и продуктовых потоков выполняется на основе анализа состава сырья, реакционной схемы и технологического показателя – конверсии (доли превращенного сырья). Например, если в системе протекает реакция  $A + B = R + S$ , а в качестве сырья используется смесь  $A + j$ , где  $j$  – инертная примесь, и сырье  $B$  не содержит примесей, то качественный состав исходной и реакционной смесей можно представить на следующей операторной схеме:

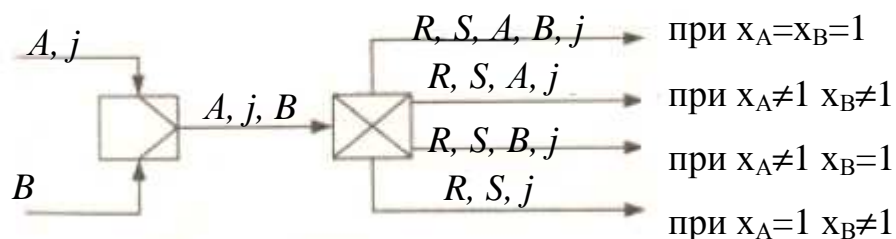
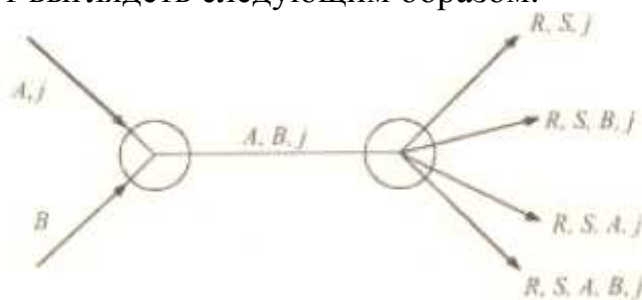


Схема материальных потоков для указанной системы, выполненная в форме графа, будет выглядеть следующим образом:



Схему материальных потоков составляют с целью определения структуры баланса и получения недостающих данных для его расчета. В качестве примера составления схемы материальных потоков баланса используем описание технологии производства метанола.

**Пример 1.** Свежую газовую смесь сжимают компрессором К-1 до 5 МПа, смешивают с циркуляционным газом и подают в теплообменники Т-1 и Т-2, где она нагревается до 230 °С за счет теплоты реакционной смеси. Нагретая газовая смесь поступает в контактный аппарат Р-1, заполненный окисным  $ZnO-Cu-Al_2O_3$ -катализатором. В реакторе протекает сложная реакция, включающая химические превращения:



Реакционная смесь, содержащая продукты реакции и непревращенное сырье, после выхода из реактора отдает свое тепло в теплообменниках Т-1 и Т-2 и через холодильник-конденсатор Х-1 поступает в сепаратор С-1. Здесь конденсат продукта реакции отделяется от непревращенных газов, которые циркуляционным компрессором К-1 дожимаются до давления свежего газа, смешиваются с ним и вновь поступают на реакцию. Жидкая фаза (метанол-сырец) поступает в сборник Е-1. Принципиальная технологическая схема производства представлена на рисунке 1.

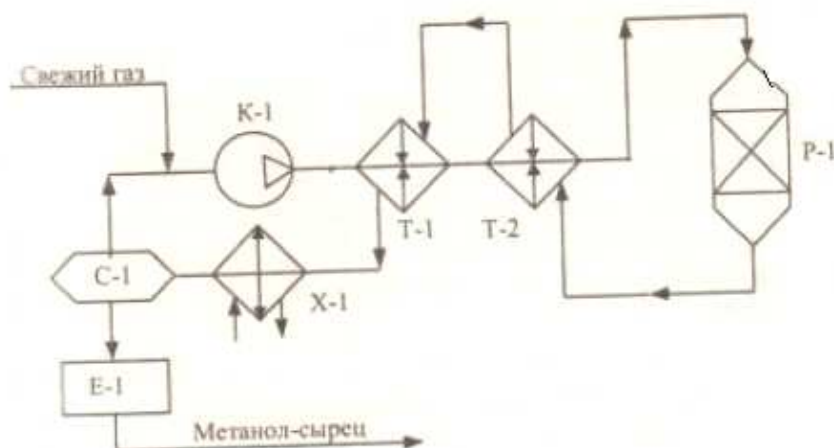


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема производства метанола

На основании описания составляем функциональную схему синтеза метанола, выполнив декомпозицию технологической схемы и расчленив ее на отдельные подсистемы (рисунок 2).

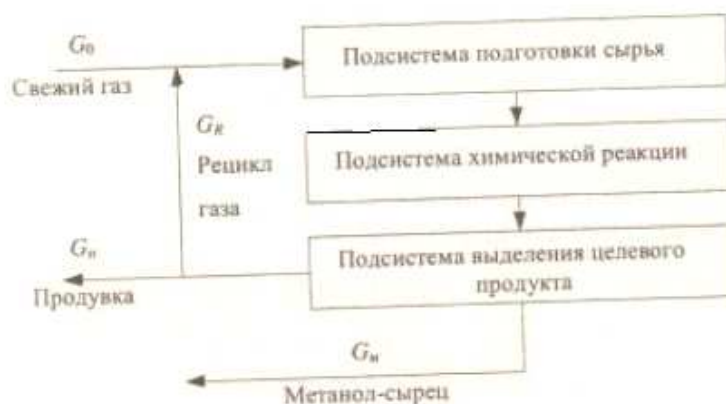


Рисунок 2 – Функциональная схема синтеза метанола

На схеме показаны все материальные потоки, поэтому ее можно ис-

пользовать для расчета материального баланса по уравнению:

$G_0 + G_R = G_M + G_R + G_{II}$ . Операторная схема синтеза метанола (рисунок 3) может быть получена из технологической схемы.

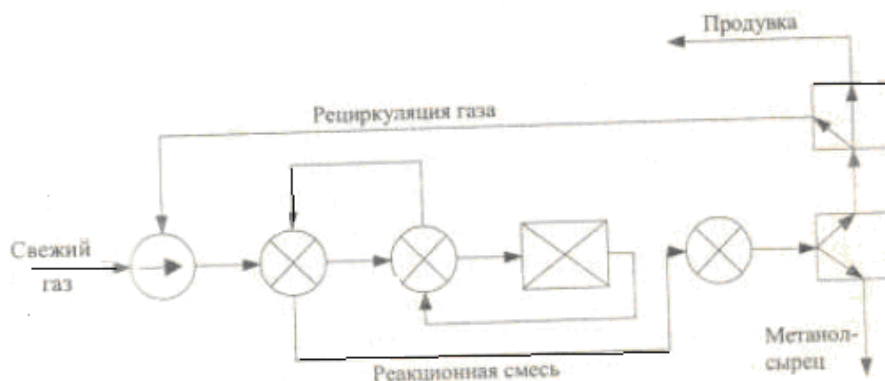
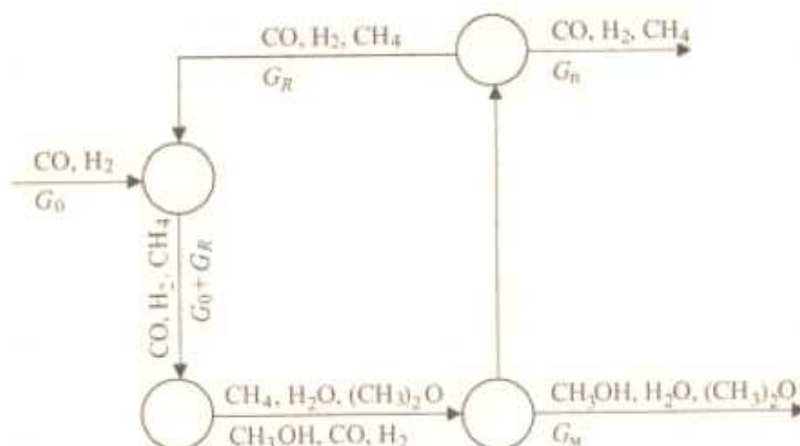


Рисунок 3 – Операторная схема синтеза метанола

Исключив из операторной схемы подогреватель, компрессор и холодильник, можно построить схему материальных потоков баланса с указанием «цены» каждого из них:



Если известны массы всех потоков на входе и выходе, то материальный баланс будет выглядеть так же, как и баланс, составленный для функциональной схемы:

$$G_0 + G_R = G_M + G_R + G_{II}$$

**8.** Подбор единиц расчета баланса, физических и химических констант, технологических показателей.

**9.** Расчет недостающих данных. Чтобы составить баланс нужно знать массу потоков, входящих в систему и покидающих ее. Масса каждого потока складывается из масс составляющих его компонентов. Если масса потока или отдельных его компонентов неизвестна, то прибегают к ее расчету, используя стехиометрию реакции и исходные данные о процессе. Расчет производят на основе стехиометрических уравнений реакций, оперируя количествами исходных веществ, расходуемых в реакции, и количествами получаемых продуктов. Вычисления ведут в расчете на чистые (100 %-ные) реагенты и продукты. Примеси сырья, исключенные из этой стадии расчета, учитывают при

составлении окончательного баланса.

Материальный баланс рассчитывают только в единицах массы (кг или т). Однако в качестве промежуточной единицы расчета лучше использовать киломоли, причем число киломолей, поданных в процесс или полученных в ходе процесса, следует считать с точностью до третьего или четвертого знаков, что в дальнейшем обеспечит лучшую сходимость приходной и расходной частей баланса. Перевод киломолей в килограммы выполняют только для компонентов потоков, представляющих внешние связи системы (вход-выход).

**10.** Составление общего материального баланса и представление его в удобной для выполнения дальнейших расчетов форме.

#### **1.4.1 Форма представления материального баланса**

Материальный баланс может быть представлен в форме уравнения, таблицы или диаграммы. Наиболее часто материальный баланс представляют в виде таблицы 1. Частный и элементарный балансы, а также экономико-математическую модель приводят обычно в форме уравнения.

Таблица материального баланса состоит из двух частей. Левая часть именуется приходной и обозначается словами «Приход». Здесь записываются все сырьевые потоки, поступающие в ХТС, подсистему или отдельный аппарат, с покомпонентной расшифровкой. Правая часть именуется расходной и обозначается словами «Расход». В этой части баланса записывают все потоки, покидающие ХТС, подсистему (установку) или отдельный аппарат. Сюда относятся потоки продуктов (целевого и побочных), непревращенного сырья и потери. Следует подчеркнуть, что массу непревращенного сырья, т.е. его остаток, записывают в расходной части. Израсходованное на реакцию сырье определяют как разность между поданным на переработку сырьем и его остатком, т.е. разность между приходной и расходной частями баланса. Таким образом, слово «Расход» для обозначения правой части баланса вовсе не означает, что здесь перечислены вещества, израсходованные в процессе. Просто наименование заимствовано технологией из бухгалтерской терминологии, но потеряло первоначальный смысл.

Таблица 1 – Материальный баланс производства...

Приход			Расход		
Компонент	кг/ч	% масс.	Компонент	кг/ч	% масс.
1			...		
...			...		

Под первым номером в расходной части баланса записывают целевой продукт, под последним – потери. Не следует размещать компоненты реакционных смесей как простую последовательность веществ. Лучше компоновать их по принадлежности к отдельным потокам: газообразному, жидкому или твердому.

Отдельные слагаемые приходной и расходной частей называют статьями баланса. Приходная часть должна равняться расходной. В случае неравенства частей баланса следует установить причины расхождения – «невязки» – баланса. Они могут быть разными: не принятые во внимание примеси сырья, неучтенные потери, в том числе испарение, утечки через неплотности, «мертвые» остатки в резервуарах, ошибки анализа при определении покомпонентного состава потоков, невысокий класс точности расходомерных устройств и т.п.

Среди других причин могут быть заимствование данных для расчета из источников разной степени надежности, ошибки в расчетах, связанные чаще всего с округлением результатов. Чтобы отличить элементарные арифметические ошибки от систематической ошибки счета определяют величину относительной погрешности, которая считается приемлемой, если составляет 2-3 %. Ниже дан пример расчета относительной погрешности.

**Пример 2.** Приход  $Y_1$ , составил 5,62 т, расход  $Y_2$  – 5,42 т. Найти относительную погрешность «невязки» баланса. Приближенным значением истинной величины статьи баланса будем считать среднее ее значение:  $\bar{Y} = \frac{Y_1 + Y_2}{2} = \frac{5,62 + 5,42}{2} = 5,52$  т. Тогда предельная абсолютная погрешность составит  $A = (5,62 - 5,42)/2 = 0,1$  т.

В этом случае истинный вес статьи баланса можно принять равным  $Y + A = (5,52 \pm 0,1)$  т. Относительная погрешность составит:

$$\delta = \frac{A}{Y} 100 = \frac{0,01}{5,52} 100 = 1,8 \text{ \%}.$$

Брутто-баланс рассчитывают только в единицах массы. Остальные столбцы таблицы используют для получения информации о составе потоков, выраженном в других абсолютных и относительных единицах (кмолях,  $\text{м}^3$ , % моль или % об., или  $\text{кмоль}/\text{м}^3$ ) для удобства последующих расчетов, поскольку указанную информацию лучше сосредоточить в одном месте.

Табличная форма баланса не дает возможности проследить связи между отдельными потоками и аппаратами, т.е. не позволяет выявить структуру системы или отдельных ее элементов. Указанный недостаток ликвидируется при использовании диаграммной формы баланса. В этом случае материальные потоки изображают в форме полос, толщина которых соответствует мощности потока (рисунок 4).

Технологические схемы классифицируют по ряду признаков: организационной структуре процесса, технологическим маршрутам материальных потоков, числу химических стадий, номенклатуре выпускаемой продукции, способам рекуперации энергии, уровню экологизации и др. Каждая схема обладает признаками нескольких классов. В методике расчета баланса для некоторого типа схем есть свои отличия. Прежде всего, это касается первых двух типов.

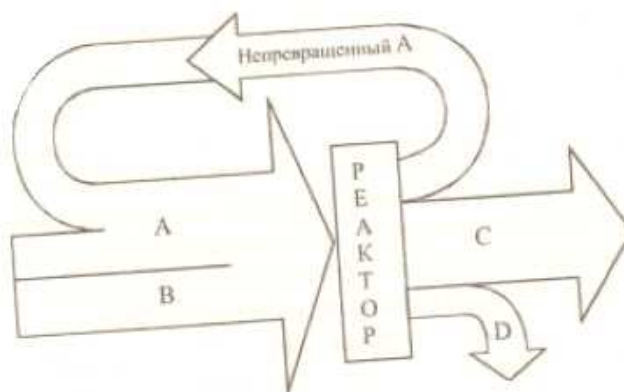


Рисунок 4 – Диаграмма материального баланса циркуляционного процесса

#### 1.4.2 Особенности составления материального баланса для различных типов технологических схем

В зависимости от организационной структуры процесса различают *периодические* и *непрерывные* схемы. В *периодической* схеме сырье загружают в реактор, где его выдерживают при заданных условиях до заданной конверсии. Продукты выгружают, и процесс повторяется снова. Все технологические операции, применяемые в подсистемах подготовки сырья и химического превращения, выполняются в одном аппарате последовательно. В связи с тем, что состав реакционной смеси в периодическом процессе изменяется во времени, расчет выполняют на весь производственный цикл аппарата. В качестве единицы расчета используют килограммы или тонны на цикл (кг/цикл или т/цикл).

Баланс можно составить не только на цикл работы реактора, но и на сутки, месяцы или год. Например, производительность периодического реактора составляет 5 т/цикл. Время производственного цикла – 6 ч. Тогда пересчитанная производительность реактора составит  $(5 \cdot 24) / 6 = 20$  т/сут или  $20 \cdot 340 = 6800$  т/год, где 340 – количество рабочих дней в году.

В *непрерывных* схемах технологические операции проводят в разных аппаратах (смесителях, реакторах, подогревателях, разделяющих устройствах и пр.) в потоке непрерывно движущегося через них сырья со скоростью, достаточной для обеспечения заданной конверсии. Методика расчета материального баланса для непрерывной схемы отличается от методики расчета баланса для периодического процесса только единицами измерения: баланс непрерывного процесса обычно рассчитывают в кг/ч. Расчет баланса во времени важен для непрерывно действующего оборудования.

В зависимости от технологических маршрутов сырья различают *прямые* и *циркуляционные* схемы. *Прямые* схемы используют для процессов с высокой конверсией сырья за один проход через реактор или один производственный цикл (рисунок 5). *Циркуляционные* схемы выбирают для процессов с низкой конверсией сырья, когда в реакционной смеси, кроме продуктов, будет содержаться непревращенное сырье. В этом случае продукты отделяют, а непревращенное сырье возвращают в реактор вплоть до его полного использо-



вания.

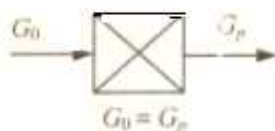


Рисунок 5 – Материальный баланс прямой схемы

Одним из недостатков циркуляционных схем является накопление в ре-  
цикле (возвращаемом сырье) инертных примесей сырья, которые по тем или  
иным соображениям не отделяют от сырья в подсистеме подготовки.

Количество примесей в таком случае увеличивается за счет многократ-  
ного добавления к рециклу потока свежего сырья взамен превращенного. Для  
поддержания постоянной концентрации примесей в рецикле часть рецирку-  
лируемого потока сбрасывают в процессе продувки, т.е. поток возвращаемого  
сырья делят на два: *рецикл* и *газ продувки*. Уравнения материального баланса  
без продувки и с продувкой имеют соответственно следующий вид:

$$G_0 + G_R = G_P + G_R \quad \text{и} \quad G_0 + G_R = G_P + G_R + G_{сбр}.$$

На рисунках 5 и 6 приведены структуры материальных балансов пря-  
мой и рециркуляционной схем. Очевидно, что специфика расчета процесса с  
рециркуляцией заключается в том, что полная загрузка реактора оказывается  
больше, чем прямой схемы, на величину потока рецикла. Главная задача рас-  
чета – определить по заданному количеству свежего сырья (часть сырья, еще  
не побывавшего в реакторе) или целевого продукта полную загрузку реакто-  
ра, необходимую для определения его основных размеров.

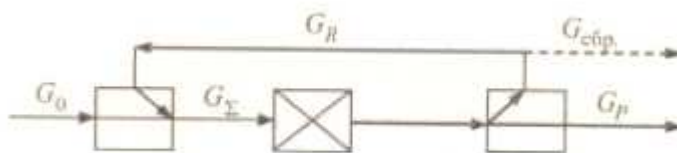


Рисунок 6 – Материальный баланс рециркуляционной схемы

Циркуляционная схема может включать один или несколько потоков  
рецикла. При установившемся состоянии количество вводимого в систему  
свежего сырья будет равно количеству отводимых из нее продуктов:

$$G_0 = G_P. \quad (1.4)$$

В этом случае полная нагрузка реактора

$$G_\Sigma = G_0 + G_R, \quad (1.5)$$

где  $G_0$  – загрузка реактора свежим сырьем взамен прореагировавшего (пря-  
мой поток);

$G_P$  – масса выводимых из системы продуктов;

$G_\Sigma$  – полная загрузка реактора (главный поток);

$G_R$  – поток рецикла (побочный поток).

Если для сброса инертных примесей сырья в системе организуется про-  
дувка, то поток рецикла уменьшается на величину массы сбрасываемого про-  
дукта  $G_{сбр}$ .



Работа схемы с рециклом характеризуется отношением степенью рециркуляции  $R$ , либо коэффициентом рециркуляции  $K_R$ . Отношение рециркуляции  $R$  показывает, какая доля главного потока после его разветвления возвращается в процесс:

$$R = \frac{\text{Побочный поток}}{\text{Главный поток}} = \frac{G_R}{G_\Sigma}. \quad (1.6)$$

Коэффициент рециркуляции  $K_R$  показывает, во сколько раз главный поток больше прямого:

$$K_R = \frac{\text{Главный поток}}{\text{Прямой поток}} = \frac{G_\Sigma}{G_0}. \quad (1.7)$$

Учитывая, что  $G_\Sigma = G_0 + G_R$ , можно записать:  $R = 1 - 1/K_R$  и  $K_R = 1/(1 - R)$ .

Коэффициент рециркуляции можно найти из выражения

$$K_R = \frac{G_\Sigma}{G_0} = \frac{G_\Sigma}{G_\Sigma - G_R} = \frac{1}{1 - G_R/G_\Sigma} = \frac{1}{1 - \alpha_R}, \quad (1.8)$$

где  $\alpha_R = G_R/G_\Sigma$  – массовая доля рецикла в общей загрузке реактора.

При установившемся состоянии коэффициент рециркуляции необходим для определения:

- полной загрузки реактора

$$G_\Sigma = K_R \cdot G_0 \quad (1.9)$$

• количеств (выходов) продуктов реакции при работе установки по циркуляционной схеме, так как при умножении значения выхода продуктов за один проход сырья через реактор на коэффициент рециркуляции получается пересчитанное значение выхода продукта в расчете на свежее сырье. В циркуляционных схемах количество продукта задают в виде его массового содержания в потоке реакционной смеси, полученной за один проход через реактор.

**Пример 3.** Для реакции  $A + B \rightleftharpoons R + S$  массовый состав потока реакционной смеси, % масс.:  $A - 50$ ;  $B - 10$ ;  $S - 15$ ;  $R - 25$ . Рассчитать полную загрузку реактора, поток рецикла и количество образовавшихся продуктов  $S$  и  $R$ , если загрузка реактора свежим сырьем равна 20 т.

#### **Расчет баланса.**

1. Масса реакционной смеси равна массе главного потока, поэтому  $\alpha_R$  может быть вычислена как доля реакционной смеси ( $A + B$ ), которую следует вернуть в процесс. Рассчитаем коэффициент рециркуляции:

$$K_R = \frac{1}{1 - \alpha_R} = \frac{1}{1 - (0,5 + 0,1)} = 2,5.$$

2. Определим полную загрузку реактора  $G_\Sigma = K_R \cdot G_0 = 2,5 \cdot 20 = 50$  т.

3. Найдем поток рецикла  $G_R = G_\Sigma - G_0 = 50 - 20 = 30$  т.

4. Продукта  $R$  образовалось:  $2,5 \cdot 25 = 62,5$  % или  $0,625 \cdot 20 = 12,5$  т; про-

дукта  $S$ :  $2,5 \cdot 15 = 37,5 \%$  или  $0,375 \cdot 20 = 7,5$  т.

Поток рецикла можно найти из разности  $(G_\Sigma - G_0)$  или выражения

$$G_R = G_\Sigma \left( 1 - \frac{1}{K_R} \right).$$

Гораздо сложнее будет расчет с более чем одним потоком рецикла, когда следует сохранить определенное соотношение между реагентами на входе в реактор, а конверсии реагентов при этом разные. Для такого случая загрузку одного из реагентов в свежем сырье (как правило, это ключевой компонент) принимают за постоянную величину, а затем рассчитывают загрузку второго реагента.

**Пример 4.** В реакторе протекает реакция  $A + B \rightarrow R + S$ , в котором реагенты  $A$  и  $B$  находятся в разных агрегатных состояниях. Реагенты загружают в нестехиометрическом соотношении, поэтому конверсия  $A$  отличается от конверсии  $B$ . Тогда в процессе образуются два потока рецикла: газа и жидкости. В связи с тем, что конверсии  $A$  и  $B$  неодинаковы, при смешении свежего и возвратного сырья нарушаются заданные пропорции между загрузками  $A$  и  $B$  на входе в реактор.

Введем следующие обозначения:

$$\varepsilon = G_{B0}/G_{A0};$$

$\alpha_A, \alpha_B$  – массовые доли рециклов  $A$  и  $B$  в полной загрузке реактора  $G_\Sigma$ ;

$C_A, C_B, C_R, C_S$  – массовое содержание компонентов  $A, B, R, S$  в реакционной смеси, полученной за один проход порции сырья через реактор, в процентах к сумме загрузок свежего сырья с реагентами  $A$  ( $G_{A0}$ ) и  $B$  ( $G_{B0}$ ).

Фиксируем значение загрузки свежего сырья  $A$  в реактор и сохраняем эту величину постоянной в ходе расчета. Тогда полная загрузка реактора определится как

$$G_\Sigma = G_{A0} + G_{B0} + \alpha_A \cdot G_\Sigma + \alpha_B \cdot G_\Sigma. \quad (1.10)$$

Из условия соблюдения определенного соотношения между реагентами следует:

$$G_{B0} + \alpha_B \cdot G_\Sigma = \varepsilon (G_{A0} + \alpha_A \cdot G_\Sigma), \quad (1.11)$$

где  $\alpha_A \cdot G_\Sigma, \alpha_B \cdot G_\Sigma$  – массы потоков рецикла непревращенного сырья  $A$  и  $B$ . Сумма  $(G_{A0} + \alpha_A \cdot G_\Sigma)$  и  $(G_{B0} + \alpha_B \cdot G_\Sigma)$  – полная загрузка реактора компонентами  $A$  и  $B$ .

Решаем систему уравнений (1.10) и (1.11) с двумя неизвестными ( $G_\Sigma$  и  $G_{B0}$ ). Из уравнения (1.11) определяем:

$$G_{B0} = \varepsilon (G_{A0} + \alpha_A \cdot G_\Sigma) - \alpha_B \cdot G_\Sigma, \quad (1.12)$$

подставив которое в уравнение (1.10), получим

$$G_\Sigma = G_{A0} + \varepsilon G_{A0} + \varepsilon \alpha_A \cdot G_\Sigma - \alpha_B \cdot G_\Sigma + \alpha_A \cdot G_\Sigma + \alpha_B \cdot G_\Sigma = G_{A0} + \varepsilon G_{A0} + \varepsilon \alpha_A \cdot G_\Sigma + \alpha_A \cdot G_\Sigma \quad \text{или} \quad G_\Sigma - \alpha_A \cdot G_\Sigma - \varepsilon \alpha_A \cdot G_\Sigma = G_{A0} + \varepsilon G_{A0},$$

$$G_\Sigma [1 - (\alpha_A + \varepsilon \alpha_A)] = G_{A0} (1 + \varepsilon),$$

$$G_\Sigma = \frac{(1 + \varepsilon) G_{A0}}{1 - (1 + \varepsilon) \alpha_A}. \quad (1.13)$$

Коэффициент рециркуляции в расчете на суммарную нагрузку реактора

свежим сырьем может быть получен из соотношения

$$K_R = \frac{G_{\Sigma}}{G_{A0} + G_{B0}} \quad (1.14)$$

Тогда сумма количеств (выходов) удаляемых из системы продуктов  $R = K_R C_R$ ,  $S = K_R C_S$ ,  $A = K_R C_A$ ,  $B = K_R C_B$  должна составить 100 %.

### 1.5 Основные технические и технологические показатели эффективности химического процесса

Расчет основных технологических показателей позволяет достаточно полно оценить технологическую целесообразность и экономическую эффективность химического производства. К числу наиболее важных технологических показателей, которые рассчитывают на основе материального баланса, относятся конверсия сырья (см. подраздел 1.1), выход продукта, селективность и расходные коэффициенты по сырью.

Показатель *селективности* применяется для оценки эффективности целевой реакции по сравнению с побочной в сложных процессах. В простых реакциях, сколько бы побочных продуктов в них ни получилось, понятие селективности не имеет смысла, т.к. реакция идет только в одном направлении, повлиять на соотношение продуктов невозможно и нет собственно выбора (select).

С точки зрения управления процессом очень важна *дифференциальная селективность* – отношение скорости целевой реакции к общей скорости процесса.

В технологических расчетах удобнее использовать *интегральную селективность* или *избирательную конверсию* (далее - селективность). Селективность  $S$  рассчитывают как долю реагента  $A$ , пошедшего на целевой продукт, от всего превращенного реагента  $A$ .

В понятие «превращенный реагент» ( $G_{np}$ ) включают: количество реагента  $A$ , превращенного в целевой продукт  $G_1$ ; количество реагента  $A$ , превращенного в побочные продукты  $G_2$ ; потери  $A$   $G_3$ , т.е.  $G_{np} = G_1 + G_2 + G_3$ .

Количества реагента  $A$ , пошедшее на целевую и побочные реакции, рассчитывают на основе стехиометрического уравнения и фактических выходов целевого и побочных продуктов.

Другая группа технологических показателей формируется из сопоставления фактически полученного  $G_{\phi}$  и теоретически возможного  $G_T$  количеств продуктов. В этой группе рассматривают два показателя: выход продукта по сырью  $B_c$  и выход продукта на превращенное сырье  $B_{прев}$ . Первый показатель является оценкой глубины протекания реакции и в этом смысле идентичен понятию общей конверсии. Второй показатель служит оценкой селективности процесса и идентичен избирательной конверсии.

*Выходом продукта* называют отношение фактически полученного целевого продукта к теоретическому, выраженное в процентах. *Теоретическим выходом* называют максимально возможное количество продукта, которое

может быть получено из поданного ( $G_{i0}$ ) или превращенного сырья ( $G_{i0} - G_K$ ) в соответствии со стехиометрическим уравнением целевой реакции. Побочные реакции и потери не учитываются. Теоретический выход вычисляют:

а) для необратимых реакций – из стехиометрического уравнения реакции;

б) в случае обратимых реакций – уравнения изотермы реакции для константы равновесия. Для обратимых реакций, кроме равновесного, определяют и обычный теоретический выход.

Следует четко различать «выход» как технологический показатель (отношение фактического к теоретическому) и «выход» как количество продукта (фактически полученное и теоретически возможное).

У простых реакций выход продуктов пропорционален общей конверсии. В сложных реакциях такая пропорциональность наблюдается только для консекутивной реакции с конечным целевым продуктом. В общем случае сложную реакцию характеризуют конверсией и селективностью, роль которой выполняет выход продукта на превращенное сырье.

Выход по сырью определяют по формуле

$$B_c = \frac{G_\phi}{G_T} 100 \%, \quad (1.15)$$

причем при расчете  $G_T$  используют количество поданного сырья  $G_{i0}$ .

Выход по превращенному сырью получают на основе того же уравнения, но только в качестве теоретического используют выход, рассчитанный исходя из превращенного сырья ( $G_{i0} - G_{iK}$ ):

$$B_{прев} = \frac{G_\phi}{G'_T} 100 \% \quad \text{или} \quad B_{прев} = xS, \quad (1.16)$$

Конверсию, селективность и выход можно вычислить как через массы, так и через киломоли соответствующих веществ. Сама величина показателя при этом остается одной и той же.

*Расходные коэффициенты по сырью ( $\gamma$ )* относятся к технико-экономическим показателям и характеризуют количество каждого вида сырья, израсходованного на получение 1 т (кг) целевого продукта. Коэффициент должен быть безразмерным, тем не менее, единицей измерения расходного коэффициента является тонна сырья на тонну продукта (т/т, кг/кг), т.к. логично говорить «израсходовано 3,5 кг бензола на 1 кг фенола».

Различают теоретический  $\gamma_i^T$  и фактический  $\gamma_i^\Phi$  расходные коэффициенты. *Теоретические расходные коэффициенты* рассчитывают из уравнения реакции, используя молекулярные массы реагентов и продуктов, а также стехиометрические коэффициенты. *Фактические расходные коэффициенты* находят из данных материального баланса, поделив количество  $i$ -го компонента сырья на количество полученного продукта:  $G_i/G_R$ .

Показатели конверсии и выхода продуктов рассчитывают, исходя из массы (киломолей) чистого реагента, которую находят, исключая из массы сырья массу примесей. Фактические же расходные коэффициенты рассчиты-

вают по количеству сырья, а не по чистому реагенту, что вполне логично, т.к. предприятие закупает не чистый реагент, а сырье.

Фактические расходные коэффициенты используют при расчете себестоимости продукции.

На основе материального баланса можно определить некоторые *технические показатели*, характеризующие эффективность функционирования оборудования, такие как производительность и пропускная способность.

*Производительность (П)* измеряется количеством продукта, произведенным за единицу времени (тыс. т/год, кг/ч, т/сут и т.п.). Ее получают из первой статьи расхода материального баланса.

*Пропускную способность* оценивают количеством сырья, переработанного аппаратом за единицу времени. Этот показатель считают по всем видам сырья (суммарный расход сырья в приходной части баланса) либо по отдельным его видам (статьи приходной части баланса).

## **1.6 Особенности составления материальных балансов для реакций различных технологических классов**

В методике расчета материальных балансов для разного класса реакций и технологических схем имеется ряд особенностей. По типу механизма в технологической классификации различают *необратимые* и *обратимые*, *простые* и *сложные* реакции. в основе расчета материального баланса необратимых реакций лежат законы сохранения массы и стехиометрических соотношений.

**1. Простые необратимые реакции.** Простые необратимые реакции протекают в одном направлении с образованием одного ряда продуктов. Рассчитать материальный баланс реакции типа  $A + B \rightarrow R_u + S$  не составляет труда, т.к. состав реакционной массы определяется только величиной конверсии и может быть рассчитан из стехиометрии реакции при известном составе потока питания реактора:

$$G_A + G_B = G_R + G_S + G_P \quad (1.20)$$

**2. Сложные необратимые реакции.** Сложные необратимые реакции протекают в одном направлении с образованием нескольких рядов продуктов. В этом классе различают реакции: параллельные, консекутивные (последовательные) и смешенного типа. При расчете баланса таких реакций для определения состава реакционной смеси, кроме конверсии, следует учитывать селективность процесса, т.е. распределение сырья между отдельными реакциями. Практика показывает, что с увеличением конверсии возрастает количество побочных продуктов. Поэтому обычно при выборе оптимального значения конверсии предварительно рассматривают корреляцию между конверсией и селективностью, причем оптимум конверсии не означает оптимума выхода продукта, поскольку на выбор влияет также величина рецикла непревращенного сырья.

В зависимости от класса реакции целевой продукт может быть получен в результате одной или нескольких реакций:

- 1)  $A + B \rightarrow R_u$  (целевая реакция);
- 2)  $A + B \rightarrow S$  (побочная реакция).

При расчете параллельной реакции следует определить расход сырья на обе реакции.

Уравнение материального баланса параллельной реакции записывается так:

$$G_A + G_B = G_R + G_S + G'_A + G'_B + G_P, \quad (1.21)$$

где  $G'_A$ ,  $G'_B$  – массы непревращенного сырья;  $G_R$ ,  $G_S$  – массы продуктов;  $G_P$  – потери.

В обе части уравнения должны входить массы инертных примесей. Следует отметить, что:

- при расчете материального баланса параллельных реакций необходимо вычислить расход реагента на все реакции, в которых он участвует;
- потери можно рассчитать по всем или по одному из видов сырья или продукта.

**3. Последовательная (консекутивная) реакция.** При расчете материального баланса консекутивной реакции возможны два случая:

- 1) целевой продукт  $R$  является промежуточным продуктом реакции



- 2) целевой продукт  $R$  является конечным продуктом реакции



*Расчет материального баланса процесса с консекутивной реакцией и целевым промежуточным продуктом*

В случае консекутивной реакции с целевым промежуточным продуктом фактически целевого продукта  $R_u$  ( $G_R^\phi$ ) будет получено меньше, чем его образовалось бы в результате реакции  $A + B \longrightarrow R_u$ , поскольку некоторая часть израсходуется в реакции  $R_u \longrightarrow S$ . Тогда материальный баланс реакции (1.22) можно записать следующим образом:

$$G_A + G_B = G_R^\phi + G_S^\phi + G'_A + G'_B + G_P, \quad (1.24)$$

где  $G_A$ ,  $G_B$  – массы участвующих в процессе реагентов;  $G'_A$ ,  $G'_B$  – массы непревращенных реагентов;  $G_R^\phi$ ,  $G_S^\phi$  – массы продуктов реакции;  $G_P$  – потери.

В свою очередь фактически полученный целевой продукт определяется по формуле  $G_R^\phi = G_{R1} - G_{R2}$ , где  $G_{R1}$ ,  $G_{R2}$  – массы целевого продукта  $R$ , образовавшегося в результате первой реакции консекутивной реакции (1.22) и

израсходованного во второй ее реакции, соответственно.

Если исходные данные содержат значения  $G_A$ ,  $G_B$  и конверсию реагента  $A$  и  $B$ , потери (в процентах от сырья или целевого продукта), а также выход конечного продукта на поданное или превращенное сырье, задача решается по следующему алгоритму:

- 1) определяется количество превращенного реагента  $A$  ( $B$ ):  $x_A \cdot G_{A0}$ ;
- 2) по разности определяется количество непревращенного реагента:  $G_{A0} - x_A \cdot G_{A0}$ ;

3) определяются потери реагента (если заданы). Например, потери реагента  $A$  составляют 3 % от превращенного реагента, т.е.  $G_P = 0,03 \cdot x_A \cdot G_{A0}$ , а количество реагента  $A$ , которое израсходуется в первой реакции консеккутивной реакции (1.22) составит  $x_A \cdot G_{A0} - G_{PA} = G_{A1}$ . Если заданы потери целевого продукта  $R$ , то сначала определяют общее количество продукта  $R$  ( $G_{R1}$ ), образовавшегося в первой реакции консеккутивной реакции (1.22), а затем находят величину его потерь  $G_{R1} \cdot P = G_P$ .

Общее количество продукта  $R$  ( $G_{R1}$ ), образовавшегося в первой реакции консеккутивной реакции (1.22), определяют, исходя из стехиометрии этой реакции и величины  $G_{A1}$ ; по выходу  $B_S$  конечного продукта  $S$  находится его фактическое количество  $G_S^\phi$ . Теоретическое количество  $G_S^T$  определяется из стехиометрии реакции  $A \rightarrow S$  (как бы минуя промежуточный продукт). Для расчета используется масса поданного (превращенного) реагента  $A$  за минусом потерь.

Определив  $G_S^\phi$  по стехиометрии второй реакции консеккутивной реакции (1.22), легко вычислить  $G_{R2}$  – количество промежуточного продукта, пошедшего на образование  $S$ .

Фактически полученное количество продукта  $R$  находится по формуле  $G_R^\phi = G_{R1} - G_{R2}$ . Если заданы потери целевого продукта  $R$ , то фактическое количество  $G_R^\phi = G_{R1} - G_{R2} - G_P$ . Расход второго реагента  $B$  определяется из стехиометрии первой реакции консеккутивной реакции (1.22), используя  $G_{A1}$ .

#### *Расчет материального баланса процесса с консеккутивной реакцией и целевым конечным продуктом*

В случае консеккутивной реакции с целевым конечным продуктом [реакция (1.23)] расход реагентов  $A$  и  $B$  будет определяться, исходя из фактически полученного продукта  $R$  ( $G_R^\phi$ ) и расхода продукта  $S$  на его образование  $G_{S2}$ . Общее количество  $S$ , образовавшегося на 1-й стадии, может быть найдено из суммы  $G_{S1} = G_S + G_{S2}$ , где  $G_S$  – масса непревращенного продукта  $S$ . Зная  $G_{S1}$  и используя стехиометрию первой реакции консеккутивной реакции

(1.23), рассчитываются  $G_A$  и  $G_B$ . В исходных данных может фигурировать пропускная способность по сырью или производительность по продукту.

**4. Смешанные реакции.** В смешанных последовательно-параллельных реакциях



Реагент  $B$  расходуется параллельно в обеих реакциях, реагент  $A$  – только в первой, образуя последовательность  $A \longrightarrow R \longrightarrow S$ , а целевой промежуточный продукт  $R$  частично превращается в  $S$  при реакции (1.27). Материальный баланс такого процесса может быть представлен в виде

$$G_A + G_{B1} + G_{B2} = G_R^{\Phi} + G_S^{\Phi} + G'_A + G'_B + G_P, \quad (1.28)$$

где  $G_R^{\Phi} = G_{R1} - G_{R2}$ .

В зависимости от комбинации исходных данных возможны несколько вариантов расчета недостающих для материального баланса величин. Так, если известны количества фактически полученного продукта  $S$  ( $G_S^{\Phi}$ ) и превращенного в реакциях (1.26) и (1.27) реагента  $B$ , то алгоритм расчета будет состоять из последовательного определения следующих величин:

- расхода  $B$  ( $G_{B2}$ ) в реакции (1.27) по величине фактически полученного продукта  $S$ ;
- расхода  $R$  ( $G_{R2}$ ) в реакции (1.27) по стехиометрии;
- расхода  $B$  ( $G_{B1}$ ) в реакции (1.26) по разности  $G_{B1} = G_{B \text{ прев}} - G_{B2} - G_P$ , где  $G_{B \text{ прев}}$  – количество превращенного  $B$ ;  $G_P$  – потери  $B$ ;
- расхода  $A$  ( $G_{A1}$ ) по стехиометрии реакции (1.26), исходя из количества  $G_{B1}$ ;
- фактически полученного  $R$  ( $G_R^{\Phi}$ ) в результате реакции (1.26) по расходу  $G_{B1}$  или  $G_{A1}$ .

Если известны выходы  $B_R$  и  $B_S$  по реагенту  $A$  и конверсия последнего  $x_A$ , то расчет выполняется по следующему алгоритму:

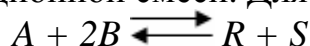
- задаемся количеством поданного в процесс реагента  $A$  ( $G_A$ ) и находим массу вступившего в реакцию реагента  $A$  ( $x_A \cdot G_A$ ) и непревращенного  $G'_A$ ;
- определяем по величине  $B_S$  фактически полученный продукт  $S$  ( $G_S^{\Phi}$ );
- определяем по величине ( $G_R^{\Phi}$ ) к стехиометрии реакции (1.27) расходы  $R$  ( $G_{R2}$ ) и  $B$  ( $G_{B2}$ ) на эту реакцию;
- находим по величине  $B_R$  фактически полученное количество продукта  $R$  ( $G_R^{\Phi}$ );



- определяем расход реагента  $B$  на реакцию (1.26) через ее стехиометрию и количество превращенного реагента  $A$  ( $x_A \cdot G_A$ ) или через количество образовавшегося в реакции (1.26) продукта  $R$  ( $G_R^\Phi + G_{R2}$ ).

**5. Обратимые реакции.** К обратимым относятся реакции, которые протекают в прямом и обратном направлениях с образованием одного (простая обратимая реакция) или нескольких (сложная обратимая реакция) рядов продуктов.

Если в необратимых реакциях величина максимальной конверсии определяется только временем пребывания потока в реакторе (временем реакции), то в обратимых реакциях максимальная степень превращения сырья ограничена состоянием равновесия, которое устанавливается в реагирующей системе при достижении равенства скоростей прямой и обратной реакций. Положение равновесия (равновесная конверсия) зависит от условий проведения процесса (температуры, давления, состава потока питания реактора). При их изменении равновесие смещается в сторону большей или меньшей конверсии, в соответствии с принципом Ле-Шателье. Поэтому для расчета материального баланса обратимой реакции кроме законов сохранения массы и стехиометрических соотношений используют выражение для константы равновесия, которое связывает между собой константу равновесия  $K_p$  с равновесным составом реакционной смеси. Для газовой реакции



уравнение для константы равновесия запишется в виде

$$K_p = \frac{P_R P_S}{P_A P_B^2}, \quad (1.29)$$

где  $P_A$ ,  $P_B$ ,  $P_R$ ,  $P_S$  – парциальные давления реагентов и продуктов в реакционной смеси к моменту равновесия.

Взамен парциальных давлений в уравнении можно использовать также значения концентраций или активностей компонентов системы.

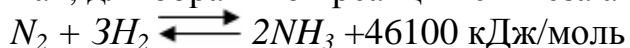
По закону Дальтона, парциальное давление  $i$ -го компонента

$$p_i = \pi \cdot y_i, \quad (1.30)$$

где  $\pi$  — общее давление смеси, ат;  $y_i$  — мольная доля  $i$ -го компонента в газовой фазе.

Уравнение для расчета константы равновесия берут из справочной литературы или составляют на основе уравнения стехиометрии реакции. Поскольку константа равновесия зависит от температуры, при расчете  $K_p$  следует воспользоваться уравнением для температурной зависимости константы, которое можно найти в справочниках термодинамических величин. Часто в справочниках выражение для константы равновесия приводят не в «классическом» виде [уравнение (25)]. Независимо от вида стехиометрического уравнения в числитель заносят концентрации (парциальные давления) тех реагентов, которые взаимодействуют с выделением тепла (экзоэффект), а в знаменатель — с поглощением тепла.

Так, для обратимой реакции синтеза аммиака

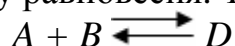


вместо  $K_p = \frac{p_{NH_3}^2}{p_{N_2} p_{H_2}^3}$  записывают  $K_p = \frac{p_{H_2}^3 p_{N_2}}{p_{NH_3}^2}$

Расчеты с использованием обеих формул приводят к одинаковым результатам, однако при поиске в литературе, например, зависимости от температуры следует точно установить, для какой системы записи приведено данное выражение.

Расчет материального баланса обратимой реакции начинают с определения равновесного состава реакционной смеси при заданных условиях синтеза. Решив его относительно равновесного содержания целевого продукта или любого компонента реакционной смеси, задаются степенью приближения к равновесию и находят фактический состав на выходе из реактора.

Решение задачи по определению состава равновесной смеси сводится к нахождению мольных долей ее компонентов, т.к. общее давление в системе обычно известно. Мольные доли компонентов в равновесной смеси чаще всего связывают с числом молей исходного вещества, прореагировавшего к моменту равновесия. Так, для реакции



положим, что количество молей реагентов  $A$  и  $B$  исходной смеси  $n_{A0}$  и  $n_{B0}$ ,  $X$  – число молей вещества  $A$ , прореагировавшего к моменту равновесия. Тогда в равновесной смеси  $n_A = n_{A0} - X$ ,  $n_B = n_{B0} - X$ ,  $n_D = X$ . Суммарное количество молей в системе

$$\sum n_i = n_A + n_B + n_D = (n_{A0} - X) + (n_{B0} - X) + X = n_{A0} + n_{B0} - X.$$

Парциальные давления каждого компонента в системе составляют:

$$p_A = \pi \frac{n_{A0} - X}{n_{A0} + n_{B0} - X}, \quad p_B = \pi \frac{n_{B0} - X}{n_{A0} + n_{B0} - X}, \quad p_D = \pi \frac{X}{n_{A0} + n_{B0} - X}$$

После подстановки выражений  $p_i$  в формулу для  $K_p$  получается квадратное уравнение:

$$K_p = \frac{X(n_{A0} + n_{B0} - X)}{\pi(n_{A0} - X)(n_{B0} - X)}.$$

Корень этого уравнения, удовлетворяющий условиям  $0 \leq X \leq n_{A0}$ ,  $B \leq n_{B0}$ , дает количества прореагировавших к моменту равновесия реагентов  $A$  и  $B$ .

В зависимости от стехиометрии реакции уравнения могут быть дробной или третьей и выше степеней. Решать такие уравнения можно методами последовательных приближений или с помощью математических пакетов для персонального компьютера. В состав исходной смеси можно включать любые (в том числе и заданные в условиях) количества исходных реагентов. Иногда расчет удобнее сначала выполнять на 1 кмоль реагента, а затем делать пересчет на реальную подачу.

Если стехиометрические коэффициенты в уравнении реакции равны единице, определение мольных долей компонентов не вызывает затруднений.

В более сложных случаях учитывают стехиометрию.

Например, в реакции  $2A \rightleftharpoons B$  к моменту равновесия прореагировало  $2Y$  молей реагента  $A$  ( $n_A = n_{A0} - 2Y$ ), однако образовалось  $Y$  молей продукта  $B$  ( $n_B = Y$ ). В реакции  $A \rightleftharpoons 2B$  прореагировало  $Y$  молей реагента  $A$ , образовалось же  $2Y$  молей продукта  $B$ .

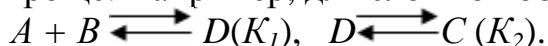
Необязательно за неизвестное  $X$  ( $Y$ ) принимать только прореагировавшие количества реагентов. Возможны три варианта математического описания равновесной смеси:

1. За неизвестное ( $X$  или  $Y$ ) принимают количество реагентов  $A$  и  $B$ , прореагировавших к моменту установления равновесия.

2. За неизвестное ( $X$  или  $Y$ ) принимают количество в равновесной смеси ключевого компонента, чаще всего промежуточного продукта.

3. За неизвестное ( $X$  или  $Y$ ) можно принять равновесную конверсию реагента (выраженную в долях от единицы).

Результаты вычислений во всех случаях одинаковы, однако математические выражения для констант равновесия в некоторых вариантах получаются проще. Например, для сложной обратимой реакции



Мольные доли компонентов в равновесной смеси можно выразить тремя способами (таблица 2).

Таблица 2 – Мольные доли компонентов в равновесной смеси

Компонент	Исходная смесь, кмоль	Равновесная смесь, кмоль		
		Вариант 1	Вариант 2	Вариант 3
$A$	$n_{A0}$	$n_{A0} - X$	$n_{A0} - X - Y$	$n_{A0} - n_{A0}X = n_{A0}(1 - X)$
$B$	$n_{B0}$	$n_{B0} - X$	$n_{B0} - X - Y$	$n_{B0} - n_{A0}X$
$C$		$Y$	$Y$	$n_{A0}XY$
$D$		$X - Y$	$X$	$n_{A0}X - n_{A0}XY = n_{A0}X(1 - Y)$
	$n_{A0} + n_{B0}$	$n_{A0} + n_{B0} - X$	$n_{A0} + n_{B0} - X - Y$	$n_{A0}(1 - X) + n_{B0}$

В варианте 1 принято:  $X$  – количество реагентов  $A$  и  $B$ ,  $Y$  – количество промежуточного продукта  $D$ , прореагировавших к моменту равновесия. Поэтому количество  $D$  в равновесной смеси определяется разностью ( $X - Y$ ) (образовалось минус израсходовалось).

В варианте 2 выражения для остаточных количеств исходных реагентов  $A$  и  $B$  получены из следующих соображений: реагент расходуется на промежуточный продукт ( $X$  моль), из которого в свою очередь образуется конечный продукт ( $Y$  моль). Следовательно, в равновесной смеси осталось ( $n_{A0} - X - Y$ ) моль реагента  $A$ .

В варианте 3 принято:  $X$  — равновесная конверсия реагента  $A$ ,  $Y$  — промежуточного продукта  $D$ .

Выражения для констант равновесия приведены ниже.

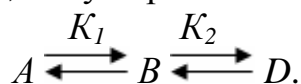
$$\text{Вариант 1: } K_1 = \frac{(X - Y)(n_{A0} + n_{B0} - X)}{\pi(n_{A0} - n_{B0})(n_{B0} - X)}, \quad K_2 = \frac{Y}{X - Y}.$$

$$\text{Вариант 2: } K_1 = \frac{X(n_{A0} + n_{B0} - X - Y)}{\pi(n_{A0} - X - Y)(n_{B0} - X - Y)}, \quad K_2 = \frac{Y}{X}.$$

$$\text{Вариант 3: } K_1 = \frac{X(1 - Y)[n_{B0} + n_{A0}(1 - X)]}{\pi(1 - X)(n_{B0} - n_{A0}X)}, \quad K_2 = \frac{Y}{1 - Y}.$$

Как видно, в варианте 2 получаются несколько более простые математические выражения. Несмотря на очевидную сложность варианта 3 несомненное его достоинство в том, что напрямую вычисляется равновесная конверсия реагентов.

Кроме обратимых параллельных реакций, которые рассматривались выше, могут протекать и последовательные реакции с обратимыми стадиями:



Напомним, что речь идет о процессах, проходящих одновременно и независимо в одном реакторе. Если реакции разделены во времени и пространстве, то материальный баланс составляется для двух отдельных обратимых реакций:  $A \rightleftharpoons B$  и  $B \rightleftharpoons D$ .

Решение, как и при всех обратимых реакциях, начнем с мольного состава равновесной смеси. Примем количества превращенных к моменту равновесия реагента  $A$  и промежуточного продукта  $B$  за  $X$  и  $Y$  соответственно. Мольные составы исходной и равновесной смеси приведены в таблице 3.

Таблица 3

Компонент	Исходная смесь, моль	Равновесная смесь, моль	Парциальное давление смеси
$A$	$I$	$I - X$	$\pi(I - X)$
$B$	-	$X - Y$	$\pi(X - Y)$
$D$	-	$Y$	$\pi Y$
	$\Sigma = 1$	$\Sigma = 1$	

Примечание - Количество промежуточного продукта  $B$  в равновесной смеси определяется разностью продуктов, образовавшихся на первой стадии ( $X$ ) и израсходованных на второй стадии ( $Y$ )

Выражения для констант равновесия имеют следующий вид:

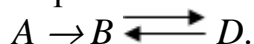
$$K_1 = X / (I - X), \quad K_2 = Y / (X - Y).$$

Эта система уравнений с двумя неизвестными легко решается относительно  $X$  и  $Y$ . Если стехиометрические коэффициенты в уравнениях не равны единице, то может получиться система квадратных или более сложных уравнений. Тогда система решается специальными математическими методами, после чего отбираются корни, удовлетворяющие следующим ограничениям:  $0 \leq X \leq I$ ;  $0 \leq Y \leq X$ .

Далее решение не представляет трудностей и, в зависимости от исход-

ных данных сводится к поиску поданного в процесс и не превращенного количества реагента  $A$  или выходов конечного и промежуточного продуктов. Разумеется, баланс, составленный на 1 кмоль, следует пересчитать на заданную нагрузку по сырью или выход продукта.

Встречаются также обратимые процессы с необратимыми стадиями, например:



Методика составления материального баланса такой реакции зависит от заданных условий.

1. Если заданы количество киломолей исходного реагента  $G_{A0}$ , его конверсия и константа равновесия  $x_A$ , можно предложить следующий ход решения.

Вычисляем количества превращенного ( $G_{A0} x_A$ ) и непревращенного  $G_{A0}(1 - x_{A0})$  реагента  $A$ . Тогда количество образовавшегося в результате реакции  $A \rightarrow B$  продукта  $B$  составит  $G_{B0} = G_{A0} x_A$ .

Если к моменту установления равновесия прореагирует  $X$  кмоль продукта  $B$ , являющегося исходным для обратимой реакции  $B \rightleftharpoons D$ , то составы исходной и равновесной смесей будут следующими (таблица 4).

Таблица 4

Компонент	Исходная смесь, моль	Равновесная смесь, моль	Парциальное давление
$A$	$G_{A0}$	$G_{A0} (1 - x_A)$	-
$B$	-	$G_{A0}x_A - X$	$\pi(G_{A0}x_A - X)/G_{A0}$
$D$	-	$X$	$\pi X/G_{A0}$
	$\sum G_{A0}$	$\sum G_{A0}$	-

Подставим выражения парциальных давлений для  $B$  и  $D$  в уравнение для константы равновесия  $K = X/(G_{A0}x_A - X)$  и вычислим значения равновесной конверсии  $X$ . Количество накопившегося продукта  $D$  и остаток непревращенного продукта  $B$  можно определить без труда.

Отметим, что несмотря на то, что реагент  $A$  не участвует в равновесной реакции, его непревращенное количество следует учесть при вычислении состава равновесной смеси и парциальных давлений. Таким же образом учитываются все примеси, поступающие с сырьем.

2. Если заданы количество и состав реакционной массы, то ход решения будет следующим.

Зная состав и количество реакционной смеси, которая фактически является равновесной, легко определить количества конечного продукта  $G_D$ , остатков промежуточного продукта  $G_B$  и непревращенного реагента  $G_A$ .

Количество конечного продукта  $D$  равно превращенному в результате реакции  $B \rightleftharpoons D$  промежуточному продукту  $B$ , независимо от того, обратима эта реакция или нет. Сумма непревращенного продукта  $G_B$  и конечного

продукта  $G_D$  в соответствии со стехиометрией реакции дает образовавшееся в необратимой стадии количество промежуточного продукта:  $G_{B0} = G_B + G_D$ .

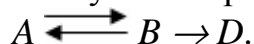
В свою очередь промежуточного продукта  $B$  образуется ровно столько, сколько прореагировало исходного реагента  $A$  в необратимой стадии:  $G_{Anp} = G_{B0}$ .

Поданное на реакцию количество реагента складывается из суммы количеств превращенного и непревращенного реагента  $A$ :

$$G_{A0} = G_{Anp} + G_A.$$

Таким образом, задача решается так же, как в случае необратимой последовательной реакции, без учета константы равновесия.

Интересным случаем является реакция, в которой обратимая стадия предшествует необратимой:



Здесь реакция  $B \rightarrow D$  выводит продукт обратимой стадии из сферы равновесия, что по принципу Ле-Шателье сдвигает равновесие реакции  $A \rightleftharpoons B$  вправо. Если равновесие обратимой стадии по термодинамическим причинам сильно сдвинуто вправо ( $K \gg 1$ ), то через определенное время конверсия исходного реагента  $A$  может приблизиться к единице (100 %). Если же  $K \ll 1$  (равновесие сдвинуто влево), то несмотря на действие реакции  $B \rightarrow D$  в реакционной смеси будет присутствовать значительное количество непревращенного реагента  $A$ . Такое искажение равновесия не позволяет обычным образом (через парциальные давления и константу равновесия) вычислить количество реагента  $A$ , израсходовавшееся к моменту установления равновесия.

Составить материальный баланс можно только тогда, когда известен состав реакционной смеси, т.е. как в случае необратимой последовательной реакций.

### **1.7 Принцип составления энергетического (теплового) баланса и тепловые расчеты химико-технологических процессов**

Как правило, материальный баланс предшествует тепловому. Однако в ряде случаев материальный баланс составляют с учетом тепловых явлений в системе. Подобная ситуация возникает, если один из компонентов реакции одновременно является теплоносителем или хладагентом или одна реакция потребляет тепло, выделяющееся при другой реакции. В качестве примера можно привести процесс газификации твердого топлива в присутствии водяного пара. Рассчитать состав дутья можно, зная лишь избыточное количество тепла, образующегося в генераторе в результате реакции горения угля. Другим примером является процесс отгонки незаполимеризовавшегося мономера из латекса водяным паром. В этом случае массу теплоносителя (пара) суммируют с массой сырья.

Энергетический (тепловой) баланс любого аппарата может быть представлен в виде уравнения, связывающего приход и расход энергии (тепла) процесса (аппарата). Энергетический баланс составляется на основе закона

сохранения энергии, в соответствии с которым в замкнутой системе сумма всех видов энергии постоянна. Обычно для химико-технологических процессов составляется тепловой баланс. Уравнение теплового баланса:

$$\Sigma Q_{np} = \Sigma Q_{расх} \quad (1.31)$$

или

$$\Sigma Q_{np} - \Sigma Q_{расх} = 0 \quad (1.32)$$

Применительно к тепловому балансу закон сохранения энергии формулируется следующим образом: *приход теплоты в данном аппарате (или производственной операции) должен быть равен расходу теплоты в том же аппарате (или операции).*

Для аппаратов (процессов) непрерывного действия тепловой баланс, как правило, составляют на единицу времени, а для аппаратов (процессов) периодического действия — на время цикла (или отдельного перехода) обработки.

Тепловой баланс рассчитывают по данным материального баланса с учетом тепловых эффектов (экзотермических и эндотермических) химических реакций и физических превращений (испарение, конденсация и др.), происходящих в аппарате с учетом подвода теплоты извне и отвода ее с продуктами реакции, а также через стенки аппарата.

Тепловой баланс подобно материальному выражают в виде таблиц и диаграмм, а для расчета используют следующее уравнение:

$$Q_T + Q_{Ж} + Q_G + Q_{\Phi} + Q_P + Q_{\Pi} = Q'_T + Q'_{Ж} + Q'_G + Q'_{\Phi} + Q'_P + Q'_{\Pi}, \quad (1.33)$$

где  $Q_T$ ,  $Q_{Ж}$ ,  $Q_G$  — количество теплоты, вносимое в аппарат твердыми, жидкими и газообразными веществами соответственно;  $Q'_T$ ,  $Q'_{Ж}$ ,  $Q'_G$  — количество теплоты, уносимое из аппарата выходящими продуктами и полупродуктами реакции и непрореагировавшими исходными веществами в твердом, жидком и газообразном виде;  $Q_{\Phi}$  и  $Q'_{\Phi}$  — теплота физических процессов, происходящих с выделением ( $Q_{\Phi}$ ) и поглощением ( $Q'_{\Phi}$ ) теплоты;  $Q_P$  и  $Q'_P$  — количество теплоты, выделяющееся в результате экзо- ( $Q_P$ ) и эндотермических реакций ( $Q'_P$ );  $Q_{\Pi}$  — количество теплоты, подводимое в аппарат извне (в виде дымовых газов, нагретого воздуха, сжигания топлива, электроэнергии и т.д.);  $Q'_{\Pi}$  — потери теплоты в окружающую среду, а также отвод ее через холодильники, помещенные внутри аппарата.

Величины  $Q_T$ ,  $Q_{Ж}$ ,  $Q_G$ ,  $Q'_T$ ,  $Q'_{Ж}$ ,  $Q'_G$  рассчитывают для каждого вещества, поступающего в аппарат и выходящего из него по формуле:

$$Q = Gc_p t, \quad (1.34)$$

где  $G$  — количество вещества;  $c_p$  — средняя теплоемкость этого вещества;  $t$  — температура, отсчитанная от какой-либо точки (обычно от 0 °С).

Теплоемкости газов [в Дж/(кмоль·К)], участвующих в процессе, для данной температуры в °С (или Т, К) можно подсчитать, пользуясь формулой:

$$c_p = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 T^3, \quad (1.35)$$

где  $a_0$ ,  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $a_3$  — коэффициенты, которые можно найти в справочной литературе.

Чаще всего приходится иметь дело со смесями веществ. Поэтому в

формулу (1.35) подставляют теплоемкость смеси  $c_{см}$ , которая может быть вычислена по закону аддитивности. Так, для смеси трех веществ в количестве  $G_1$ ,  $G_2$  и  $G_3$ , имеющих теплоемкости  $c_{p1}$ ,  $c_{p2}$  и  $c_{p3}$

$$c_{см} = \frac{G_1 c_{p1} + G_2 c_{p2} + G_3 c_{p3}}{G_1 + G_2 + G_3}. \quad (1.36)$$

Суммарная теплота физических процессов, происходящих в аппарате, может быть рассчитана по уравнению:

$$Q_{\phi} = G_1 r_1 + G_2 r_2 + G_3 r_3, \quad (1.37)$$

где  $G_1$ ,  $G_2$  и  $G_3$  — количества компонентов смеси, претерпевших фазовые переходы в данном аппарате;  $r_1$ ,  $r_2$ ,  $r_3$  — теплота фазовых переходов (конденсация, кристаллизация, растворение и т. д.).

Количество членов в правой части уравнения (1.37) должно соответствовать числу индивидуальных компонентов, изменивших в аппарате (в ходе процесса) свое фазовое состояние.

Аналогично рассчитывается расход теплоты на те физические процессы, которые идут с поглощением теплоты ( $Q'_{\phi}$ ): десорбция газов, парообразование, плавление, растворение и т.п.

Тепловые эффекты химических реакций могут быть рассчитаны на основе теплот образования или теплот сгорания веществ, участвующих в реакции. Так, по закону Гесса тепловой эффект реакции определяется как разность между теплотами образования всех веществ в правой части уравнения и теплотами образования всех веществ, входящих в левую часть уравнения.

Например, для модельной реакции:  $A + B = D + F + q_p$  изобарный тепловой эффект будет:

$$q_{обр}^0 = q_{обрD} + q_{обрF} - (q_{обрA} + q_{обрB}) \quad (1.38)$$

Изобарные теплоты образования из элементов различных веществ  $q_{обр}^0$  (или  $-\Delta H^0$ ) приведены в справочниках физико-химических, термохимических или термодинамических величин. При этом в качестве нормальных условий приняты: температура 25 °С, давление  $1,01 \cdot 10^5$  Па и для растворенных веществ концентрация 1 моль на 1 кг растворителя. Газы и растворы предполагаются идеальными.

Тепловой эффект реакции также равен сумме теплот образования исходных веществ за вычетом суммы теплот образования продуктов реакции:

$$\Delta H_0 = \sum (\Delta H_{обр})_{исх} - \sum (\Delta H_{обр})_{прод} \quad (1.39)$$

Изменение энтальпии реакции при увеличении температуры от  $T_1$  до  $T_2$  рассчитывают по закону Кирхгофа (предполагается, что в данном интервале температур молярные теплоемкости не зависят от температуры и нет фазовых превращений):

$$\Delta H_t = \Delta H_0 + \int_{T_0}^T c_p dT \quad (1.39a)$$

Для определения зависимости теплового эффекта реакции от темпера-



туры применяют уравнение Нернста:

$$q_p = q_p^0 + \Delta a_0 T \pm \frac{1}{2} \Delta a_1 T^2 \pm \frac{1}{3} \Delta a_2 T^3, \quad (1.40)$$

где  $\Delta a_0$ ,  $\Delta a_1$ ,  $\Delta a_2$  — разности соответственных коэффициентов уравнения 1.35) для продуктов реакции и исходных веществ. Значения этих коэффициентов для отдельных реакций приведены в различных справочниках.

Подвод теплоты в аппарат  $Q_{II}$  можно учитывать по потере количества теплоты теплоносителем, например, греющей воды ( $G_B$ ,  $c_{pB}$ )

$$Q_{II} = G_B c_{pB} (t_{нач} - t_{кон}) \quad (1.41)$$

пара

$$Q_{II} = Gr \quad (1.42)$$

или же по формуле теплопередачи через греющую стенку:

$$Q_{II} = K_T F (t_T - t_x) \tau, \quad (1.43)$$

где  $K_T$  — коэффициент теплопередачи;  $F$  — поверхность теплообмена;  $t_T$  — средняя температура греющего вещества (воды, пара и т. п.);  $t_x$  — средняя температура нагреваемого (холодного) вещества в аппарате;  $r$  — теплота испарения;  $\tau$  — время.

По этой формуле (1.43) и другим формулам теплопередачи можно также рассчитать отвод теплоты от реагирующей смеси в аппарате или потерю теплоты в окружающую среду  $Q_{II}$ . Эту статью расхода теплоты часто вычисляют по изменению количества теплоты хладагента, например, охлаждающего воздуха или воды.

Теплота (в Вт), полученная при сжигании топлива или при превращении электрической энергии в тепловую, подсчитывают по формулам: для пламенных печей

$$Q_{II} = G Q_H^P; \quad (1.44)$$

для электрических печей

$$Q_{II} = N \beta, \quad (1.45)$$

где  $G$  — расход топлива, м<sup>3</sup>/с или кг/с;  $Q_H^P$  — низшая теплота сгорания топлива, Дж/м<sup>3</sup> или Дж/кг;  $N$  — мощность печи, Вт;  $\beta$  — размерный коэффициент.

При подсчете теплоты сгорания топлива по его элементарному составу в технических расчетах чаще всего используется формула Менделеева:

$$Q_H^P = 339,3 \cdot C + 1256 \cdot H - 109(O - S) - 25,2(9H + W) QP, \quad (1.46)$$

где  $C$ ,  $H$ ,  $O$ ,  $S$  — соответственно содержание углерода, водорода, кислорода и серы % (масс);  $W$  — содержание влаги в рабочем топливе (с учетом содержания в нем  $A$  % золы  $N$  % азота), %(масс.).

Высшая теплота сгорания  $Q_G^P$  вычисляется при условии, что вся вода, образовавшаяся при сгорании, и влага, первоначально содержащаяся в топливе, конденсируется из отходящих газов в жидкость и охлаждается до первоначальной температуры, т.е. до температуры, с которой поступает топливо в топку; определяется по формуле:

$$Q_H^p = Q_H^p + 25,2(9H + W) \quad (1.47)$$

На основе элементарного состава топлива, теоретический расход воздуха  $G_b$  (в кг на 1 кг топлива) рассчитывается по уравнению:

$$G_{теор} = 0,116 C + 0,348 H + 0,0435 (S - O) \quad (1.48)$$

Количество тепла, вносимого влажным воздухом,  $I_{возд}$  можно подсчитать по формуле:

$$I_{возд} = \alpha G_{теор} (1,02 + 1,95x)t_{возд}, \quad (1.49)$$

где  $G_{теор}$  — теоретический расход воздуха (в кг), идущего на сжигание 1 кг рабочего топлива;  $\alpha$  — коэффициент избытка воздуха (практически обычно для твердого топлива  $\alpha$  берется от 1,3 до 1,7; для жидкого от 1,1 до 1,2 и для газообразного от 1,0 до 1,2). 1,02 — удельная теплоемкость воздуха; 1,95 — удельная теплоемкость водяных паров;  $x$  — влагосодержание воздуха (в кг) на 1 кг сухого воздуха;  $t_{возд}$  — температура воздуха, поступающего на сгорание.

## 2 Оформление курсовой работы

Курсовая работа является работой, которая завершает процесс освоения студентом дисциплины «Химический процесс».

Курсовая работа (КР) имеет следующие структурные элементы, располагаемые в указанной последовательности:

- титульный лист;
- задание на выполнение КР;
- содержание;
- определения, обозначения и сокращения (при необходимости);
- описание технологической схемы (химического процесса);
- принципиальная схема процесса;
- механизм химической реакции;
- стехиометрические уравнения реакции;
- расчет материального баланса;
- расчет теплового баланса.
- заключение;
- список использованных источников.

Тема КР в задании и на титульном листе бакалаврской работы должна полностью совпадать.

Текст КР печатается на одной стороне листа через 1,5 интервал с использованием периферийных устройств персональных компьютеров, размер полей: левое, верхнее и нижнее — 20 мм, правое — 10 мм. Шрифт «Times New Roman», кегль 14, выравнивание текста по ширине страницы, абзацный отступ первой строки 1,25 см. Рекомендуется в тексте устанавливать автоматический перенос слов.

Заголовки структурных элементов текстовой части КР: «СОДЕРЖАНИЕ», «ЗАКЛЮЧЕНИЕ» и «СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ», следует располагать в середине строки без точки в конце и

печатать прописными буквами полужирным шрифтом (в тексте эти заголовки указываются без кавычек).

Нумерация страниц КР должна быть сквозной, первой страницей является титульный лист. Номера листов КР проставляются арабскими цифрами по центру нижней части листов. Номера листов на титульном листе и задании не проставляются, номера листов проставляются с листа, следующего за заданием на выполнение КР.

## **2.1 Оформление титульного листа**

Титульный лист является первым листом КР. Номер листа на титульном листе не проставляют.

На титульном листе приводят следующие сведения:

- наименование учредителя: Министерство образования и науки Российской Федерации;
- официальное наименование вуза: Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Уфимский государственный нефтяной технический университет»;
- наименование выпускающей кафедры: Кафедра нефтехимии и химической технологии;
- наименование КР;
- слова «Курсовая работа»;
- шифр и наименование направления подготовки и строкой ниже в круглых скобках наименование профиля программы: 240100 Химическая технология (профиль «Химическая технология органических веществ»);
- инициалы, фамилию и подпись лица, выполнившего КР;
- инициалы, фамилии руководителя КР, его ученую степень и ученое звание;
- место и год выполнения КР.

При заполнении элементов титульного листа необходимо соблюдать следующие правила:

- все слова на титульном листе, кроме наименования должностей, пишутся полностью, без сокращений;
- перенос слов в наименовании КР, их подчеркивание не допускаются;
- точки ставятся только после инициалов;
- разряженный интервал между буквами слов не допускается.

Все подписи на титульном листе должны быть сделаны чернилами или пастой темного цвета (черного, синего или фиолетового) с указанием даты подписания. Дата должна быть указана в формате ЧЧ.ММ.ГГГГ (например, 25.12.2014).

В расшифровке подписи инициалы печатаются без пробела, перед фамилией – пробел, например: А.Б. Варламов.

Пример оформления титульного листа бакалаврской работы приведен в приложении А.

## 2.2 Изложение текста КР

Содержание КР делится на разделы и подразделы, которые могут разбиваться на пункты и подпункты.

Каждый раздел текстового документа начинается с нового листа и выделяется полужирным шрифтом.

Разделы и подразделы, пункты и подпункты должны быть пронумерованы. Номер раздела обозначают арабской цифрой без точки перед названием. Номер подраздела состоит из номеров раздела и подраздела, разделенных точкой; номер пункта подраздела состоит из номеров раздела, подраздела и пункта, разделенных точками. Аналогично строится и номер подпункта. Перед названием во всех случаях точка не ставится.

Внутри пунктов или подпунктов могут быть приведены перечисления.

Перед каждой позицией перечисления следует ставить дефис, нумерация строчными буквами русского или латинского алфавита с круглой скобкой. После каждого перечисления ставится точка с запятой, а после последнего перечисления – точка. Для дальнейшей детализации перечислений необходимо использовать арабские цифры с круглой скобкой. Запись первого уровня (дефис и буква) производится с абзацного отступа, а второго (цифра) – с двойного абзаца.

Например: Теплообменные аппараты классифицируются по следующим признакам:

- по направлению движения теплоносителей:
  - а) прямоточные;
  - б) противоточные;
  - в) смешанного типа;
- по способу компенсации температурных деформаций:
  - а) жесткой конструкции;
  - б) с компенсацией при помощи гибких элементов:
    - 1) линзовые;
    - 2) дисковые.

Наименования разделов и подразделов записывают в виде заголовков с прописной буквы с абзацного отступа. Расстояние между заголовками раздела, подраздела и текстом должно быть равно трем интервалам (одна пропущенная строка или одно нажатие на клавишу «Enter»). Наименование пунктов и подпунктов записывают с прописной буквы с абзацного отступа; строки между названием подпункта и текстом не пропускаются.

Переносы слов в наименованиях разделов, подразделов, пунктов и подпунктов не допускаются. Если заголовок раздела (подраздела, пункта, подпункта) не помещается на одной строке, то наименование заголовка должно быть продолжено на следующей строке с абзацного отступа, то есть с «красной строки». Не допускается переносить на нижестоящую строку текст заголовка, следующий после предлога.

Пример:

- а) не правильно:

### 3.1 Расчет материального баланса производства кумола по технологии Q-Max фирмы «UOP»

б) правильно:

### 3.1 Расчет материального баланса производства кумола по технологии Q-Max фирмы «UOP»

Точку в конце заголовков разделов и подразделов не ставят, а в конце пунктов и подпунктов ставят. Если заголовок расположен в конце листа, после него должно быть не менее одной-двух строк текста.

В тексте КР все слова пишутся без сокращений, кроме установленных правилами русской орфографии, пунктуации, разрешенных к применению в аннотациях, рефератах и в списках использованных источников по ГОСТ 7.12-93.

Некоторые сокращения, использованные в отдельных случаях, но не являющиеся общепринятыми, а также часто повторяемые специальные названия должны быть приведены в списке условных обозначений.

Слова «maximum» и «minimum» применяются в сокращенном виде только для индексов, например  $U_{\max}$ ,  $U_{\min}$ . В тексте эти слова следует писать по-русски: максимальный, минимальный.

Сокращения некоторых слов и словосочетаний, общепринятых в русском языке, приведены в таблице 5.

Таблица 5 – Перечень сокращений некоторых слов и словосочетаний, общепринятых в русском языке

Слово (словосочетание)	Сокращение	Условия применения
то есть	т.е.	В середине предложения
и тому подобное	и т.п.	В конце предложения
и так далее	и т.д.	То же
и многие другие	и мн. др.	»
и прочее	и пр.	»
и другие	и др.	»

Текстовую часть КР следует излагать четким и лаконичным языком, не допуская неоднозначного ее толкования. При изложении текста следует использовать стилистические выражения, используемые в технической документации и научных публикациях соответствующего профиля, не рекомендуется использовать стилистические выражения, применяемые в разговорной речи, а также избегать использования лишних вводных конструкций и громоздких стилизованных оборотов.

В КР должна использоваться терминология, установленная соответствующими стандартами, а при их отсутствии – общепринятая в научно-технической литературе.

При использовании в КР специальной терминологии, ее перечень и определения должны быть приведены в разделе «Перечень определений, обозначений и сокращений». При редком использовании специальных терминов

их определения приводятся при первом упоминании их в тексте КР и в выше-указанный перечень не включают.

В КР следует применять стандартизованные единицы физических величин, их наименования и обозначения в соответствии с ГОСТ 8.417-2002 (таблица 6). В тексте нельзя применять разные системы обозначения физических величин для одного и того же параметра. При необходимости наряду с единицами СИ в скобках можно указывать единицы ранее применявшихся систем.

Таблица 6 – Некоторые основные и производные единицы СИ

Наименование величины	Наименование единицы	Обозначение единицы	
		международное	русское
1	2	3	4
Длина	метр	m	м
Масса	килограмм	kg	кг
Время	секунда	s	с
Термодинамическая температура	кельвин	K	К
Температура Цельсия	градус Цельсия	°C	°C
Количество вещества	моль	mol	моль
Площадь	квадратный метр	m <sup>2</sup>	м <sup>2</sup>
Объем	кубический метр	m <sup>3</sup>	м <sup>3</sup>
Скорость	метр в секунду	m/s	м/с
Плотность	килограмм на кубический метр	kg/m <sup>3</sup>	кг/м <sup>3</sup>
Давление	паскаль	Pa	Па
Динамическая вязкость	Паскаль-секунда	Pa·s	Па·с
Удельная теплоемкость, удельная энтропия	джоуль на килограмм–кельвин	J/(kg·K)	Дж/(кг·К)
Энергия, работа, количество теплоты	джоуль	J	Дж

Наравне с единицами СИ допускаются к применению внесистемные единицы, указанные в таблице 7.

Таблица 7 – Некоторые внесистемные единицы, допустимые к применению наравне с единицами СИ

Наименование величины	Наименование единицы	Обозначение единицы	
		международное	русское
Масса	тонна	t	т
Время	минута	min	мин
	час	h	ч
	сутки	d	сут
Объем	литр	l	л
Энергия	киловатт–час	kW·h	кВт·ч

Числовые значения с обозначением единиц счета или единиц величин записывают цифрами, а числа без обозначения единиц величин (единиц счета) от единицы до десяти – словами.

Если в тексте приводится ряд числовых значений, выраженных в одной и той же единице физических величин, то её указывают только после последнего числового значения, например, 1,50; 1,75; 2,00 м.

Если приводится диапазон числовых значений величины, который выражен одной и той же единицей величины, то обозначение единицы величины указывается за последним числовым значением диапазона, за исключением знаков «%», «°C», «...°».

#### Примеры

1...от плюс 10 °C до минус 40 °C.

2 ...от 65 % до 72 %.

3...от 10 до 100 кг.

4...(0,1 – 0,2) мкм.

Уравнения, формулы и расчеты следует выделять из текста в отдельную строку. Если формула (уравнение, расчет) не уместится в одну строку, то оно должно быть перенесено после знака равенства (=) или после знаков сложения (+), вычитания (-), умножения (х) или деления (:), причем знак в начале следующей строки повторяют. При переносе формулы (уравнения, расчета) на знаке, символизирующем операцию умножения, применяют знак «х». Формулы (уравнения, в том числе стехиометрические уравнения) располагают в тексте с абзацного отступа и нумеруются сквозной нумерацией арабскими цифрами, которые записываются на уровне формулы (уравнения) справа в круглых скобках. Расчеты не нумеруются. Ссылки в тексте на формулу (уравнение) дают так же в скобках, например: «... по формуле (1)». Допускается нумерация формул (уравнений) в пределах раздела. В этом случае номер формулы (уравнения) состоит из номера раздела и порядкового номера, разделенных точкой, например: «... уравнение (3.1)».

Формулы (уравнения), помещаемые в приложениях, должны нумероваться отдельной нумерацией арабскими цифрами в пределах каждого приложения с добавлением перед каждой цифрой обозначения приложения, например: «... формула (В.1)».

Формулы (уравнения, расчеты) допускается записывать с использованием одного из математических редакторов (Microsoft Equation 3.0, MathCad) с высотой знаков не менее 3,5 мм или операционной системы Microsoft Word, а также вручную, чертежным шрифтом, высотой не менее 3,5 мм.

Обозначение символов и знаков, используемых в формулах и уравнениях, должно соответствовать национальному стандарту ГОСТ Р 54521-2011 и международному стандарту ИСО 80000-2:2009 Единицы и величины. Часть 2. Математические символы и знаки для применения в естественных науках.

Символы в формулах (уравнениях) и в тексте изображаются курсивом. Аналогичным образом изображаются символы величин (например, массы, расхода потока и др.) на различных схемах, графиках и таблицах.

Химические элементы, тригонометрические функции, индексы, математические константы, четко определенные операторы изображают без наклона (вертикально).

Пояснение значений символов и числовых коэффициентов, входящих в формулу (уравнение), следует приводить непосредственно под ней слева направо в той же последовательности, в которой они приведены в формуле (уравнении). Расшифровка символов, входящих в формулу (уравнение), выраженной в виде дроби, проводят в указанной последовательности сначала для числителя, а затем для знаменателя.

Первая строка расшифровки символов, входящих в формулу, должна начинаться со слова «где» без абзацного отступа и без знаков препинания после него. Например: Количество пара  $G_{пар}$ , кДж/ч, подаваемого на обогрев, вычисляют по формуле

$$G_{пар} = \frac{Q_{теплоподвод}}{c_{прод.гор.} \cdot t_{прод.гор.} + \Delta H_{конд.} - c_{прод.хол.} \cdot t_{прод.хол.}}, \quad (4.1)$$

где  $Q_{теплоподвод}$  – количество подводимого в испаритель тепла, кДж/ч;

$c_{прод.гор.}$ ,  $c_{прод.хол.}$  – теплоемкость горячей струи бензола и продуктов, подаваемых в испаритель соответственно, кДж/(кг·град);

$t_{прод.гор.}$ ,  $t_{прод.хол.}$  – температура горячей струи бензола и продуктов, подаваемых в испаритель соответственно, °С;

$\Delta H_{конд.}$  – энтальпия фазового перехода, кДж/кг.

Формулы (уравнения, расчеты), следующие одна за другой и не разделенные текстом, разделяют запятой.

## 2.3 Оформление таблиц и рисунков

Таблицы применяют для лучшей наглядности и удобства сравнения числовых значений показателей (параметров, размеров и т.п.).

Слово «Таблица» и номер указывается слева над таблицей без абзацного отступа. После него приводят номер таблицы и ее название, отделяя его от номера тире. Наименование таблицы должно отражать ее содержание, быть точным, кратким. Наименование записывают с прописной буквы. Если таблица выходит за формат страницы, то ее делят на части, помещая одну часть под другой, рядом или на следующей странице. При делении таблицы на части слово «Таблица», ее номер и наименование помещают только над первой частью таблицы, а над другими частями приводят слова «Продолжение таблицы» или «Окончание таблицы» с указанием ее номера.

Таблицы следует нумеровать арабскими цифрами сквозной нумерацией. Допускается нумеровать таблицы в пределах раздела. В этом случае номер таблицы состоит из номера раздела и порядкового номера таблицы, разделенных точкой.

На все таблицы должны быть приведены ссылки в тексте КР, при ссылке следует писать слово «таблица» с указанием её номера.



Таблицу, в зависимости от её размера, помещают под текстом, в котором впервые дана ссылка на неё, или на следующей странице, а, при необходимости, в приложении.

При отсутствии отдельных данных в таблице следует ставить прочерк (тире).

Цифры в графах таблиц должны проставляться так, чтобы разряды чисел по всей графе были расположены один под другим. В одной графе должно быть соблюдено одинаковое количество десятичных знаков для всех значений величин.

Допускается использовать в таблице шрифт «Times New Roman», кегль 12. Текст в таблице печатается через одинарный межстрочный интервал.

Пример оформления таблицы приведен ниже.

---

Таблица 3.2 – Параметры работы колонны

Наименование показателя	Значение	
	в режиме 1	в режиме 2
1 Давление в колонне, МПа, не более	0,5	0,8
2 Температура низа колонны, °С	220	235
3 Температура верха колонны, °С	170	185

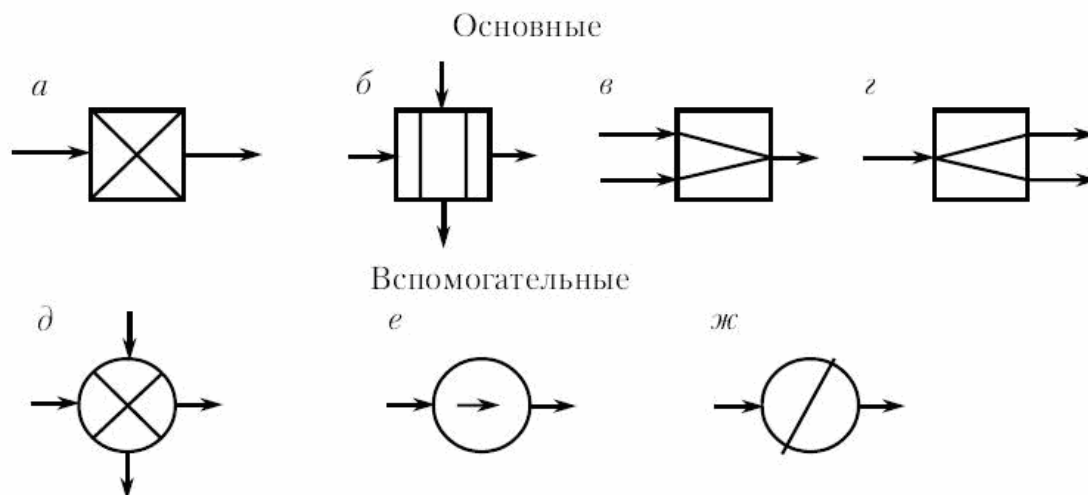
---

Рисунок (графический материал) в тексте КР обозначают словом «Рисунок» и нумеруют арабскими цифрами сквозной нумерацией. Допускается нумеровать рисунки в пределах раздела. В последнем случае номер рисунка состоит из номера раздела и его порядкового номера, разделенных точкой.

Слово «Рисунок» и его номер приводят под графическим материалом. Далее может быть приведено его тематическое наименование, отделенное тире.

При необходимости под графическим материалом помещают также поясняющие данные. В этом случае слово «Рисунок» и наименование графического материала помещают после поясняющих данных.

В тексте КР на каждый рисунок должна быть ссылка. При ссылках на рисунок следует писать: «... показаны на рисунке 1.7». Пример оформления рисунка приведен ниже.



*а* — химического превращения; *б* — массообмена; *в* — смешения; *г* — разделения; *д* — теплообмена; *е* — сжатия, расширения; *ж* — изменения агрегатного состояния

Рисунок 1.7 — Технологические операторы

## 2.4 Оформление списка использованных источников

В текстовой части КР обязательно должны быть приведены ссылки на использованные при ее составлении источники информации, библиографическое описание которых приводится в списке использованных источников в конце текстовой части КР.

Список использованных источников составляется в порядке цитирования в тексте КР. Не допускается включение в список источников, которыми студент лично не пользовался.

Ссылки на библиографические источники приводят в квадратных скобках: [1]. Библиографические записи в списке использованных источников оформляют согласно ГОСТ 7.1-2003. Допускается оформлять библиографические ссылки по ГОСТ Р 7.0.5-2008.

Список использованных источников оформляется следующим образом:

### СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1 ПБ 08-624-03. Правила безопасности в нефтяной и газовой промышленности.— Взамен ПБ 08-200-98; Введ. 05.06.2003.— СПб.: ДЕАН, 2003. — 316 с. — (Безопасность труда России).
- 2 ГОСТ Р ИСО 14010-98. Руководящие указания по экологическому аудиту. Основные принципы [Электронный ресурс]. — URL: <http://www.gost.ru/content/base/81163> (дата обращения: 23.02.2014).
- 3 Пономарев, С. В. Управление качеством продукции. Введение в системы менеджмента качества / С. В. Пономарев, С. В. Мищенко, В. Я. Белобрагин. — М.: Стандарты и качество, 2004. — 248 с.

- 4 Иванов, С. А. Мониторинг состава технологических сред в нефтегазовой промышленности: учебник с грифом УМО / С. А. Иванов. – М.: Академия, 2013. – 256 с.
- 5 Ананенков, А. Г. Техническое регулирование при эксплуатации объектов газовой промышленности / А. Г. Ананенков, Г. П. Ставкин, Е. И. Котельникова // Газовая промышленность. – 2003. – № 11. – С. 32–35.
- 6 Балаба, В. И. Техническое регулирование производства и обращения химической продукции / В. И. Балаба // Управление качеством в нефтегазовом комплексе. – 2005. – № 3. – С. 21–26.
- 7 Система технического регулирования в разрезе / А. Шалин [и др.] // Нефтегазовая вертикаль. – 2008. – № 6. – С. 32–34.
- 8 Яблоник, Л. Р. Моделирование акустических свойств диссипативных шумоглушителей / Л. Р. Яблоник // Техническая акустика [Электронный ресурс]: Электрон. журн. – 2009.- № 3. – URL: [http:// www.ejta.org](http://www.ejta.org) (дата обращения: 23.02.2014).
- 9 Adzic, M. Visualisation of the disintegration of an annular liquid sheet in a coaxial / M. Adzic // Opt. Diagnostics in Eng. – 2001. – Vol. 5 (1). – P. 27–38.
- 10 Татаренко, А.В. Критерий взрывоопасности для емкостей, содержащих летучую жидкость /А.В. Татаренко //Изв. вузов. Нефть и газ.- 1985.- № 6.- С. 62-66.
- 11 Вознесенская, Е.В. Двухступенчатая очистка фенолом маловязких фракций сернистых нефтей /Е.В. Вознесенская, В.И. Курнакова, С.Л. Рывкина // Процессы жидкостной экстракции и хемосорбции.- М.; Л., 1966.- С. 282-291.
- 12 Луус, Р.А. Исследование оборудования с пневмовакuumным приводом для захвата, перемещения и фиксации при обработке пористых и легкоповреждаемых строительных изделий: дис. ... канд. техн. наук: 05.05.04: защищена 09.11.82; утв. 11.05.83; 04820016743.- М., 1982.- 212 с.
- 13 А.с. 1007997 СССР, МКИ 3 В 25 15/00 Устройство для захвата неориентированных деталей типа валов /В.С. Ваулин, В.Г. Кемайкин (СССР).- № 3360585/25-08; заявлено 23.11.81; опубл. 30.08.83.
- 14 Пат. 2146031 Россия, МПК 7 В 26 В 3/347. Способ сушки полимерных лакокрасочных покрытий на металлических изделиях /А.М. Колчаев, В.В. Елистратов, В.Л. Козолий, В.И. Авраменко; Воен. автомоб. ин-т.- № 981099265/06;заявлено 13.05.98; опубл. 27.02.00, Бюл. № 6.

## 2.6 Оформление технологической схемы

Стандарты ЕСКД и ЕСТД жестко не регламентируют выполнение схем химико-технологических систем. Поэтому при графическом выполнении технологических схем рекомендуется руководствоваться следующими положениями.

1 Технологическая схема выполняется без соблюдения масштаба, однако необходимо придерживаться примерного соотношения габаритных размеров основного оборудования, приведенного на схеме.

2 Аппараты и оборудование на чертеже размещают с учетом последовательности движения потоков.

3 Аппаратура и оборудование на технологической схеме, как правило, располагаются по двум горизонтальным рядам: верхний ряд – аппаратура; нижний ряд – насосы, компрессоры и прочее перекачивающее оборудование. Магистральные трубопроводы могут располагаться как в верхней части листа (над оборудованием), так и в нижней части (под оборудованием).

4 Размещение аппаратов в своем ряду должно соответствовать относительно выбранной нулевой линии их действительному расположению по высоте.

5 Поступление сырья, продуктов и реагентов, как правило, изображается на левой стороне технологической схемы, вывод конечных продуктов – с правой стороны схемы. На этих линиях ставят соответствующие надписи. При этом нельзя пользоваться сокращенными словами и химическими формулами.

6 При наличии на установке параллельных технологических потоков (линий) на схеме изображается, как правило, один поток (одна линия).

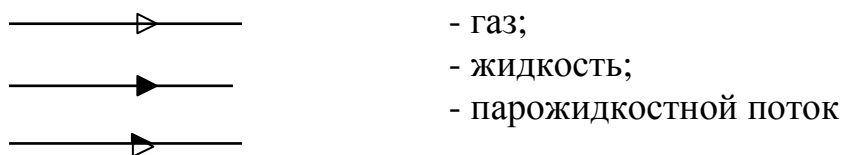
7 Аппараты и оборудование на схеме вычерчиваются сплошными тонкими линиями (0,3-0,5 мм), а трубопроводы и арматура – сплошными линиями в 2-3 раза толще, чем аппараты и оборудование. При этом расстояние между соседними параллельными линиями должно быть не менее 5 мм.

8 При пересечении линий трубопровода вертикальные оставляются неразрывными, а горизонтальные – прерываются. Пересечение линий с изображениями аппаратов не допускается. На линиях трубопроводов указываются основные запорные устройства.

9 Если технологическая схема размещается на нескольких листах, то на одном листе желательно разместить аппаратуру и оборудование, связанные в единый технологический узел (секция). На концах технологических трубопроводов, переходящих с одного листа на другой, указывается номер листа их продолжения.

10 Элементам технологической схемы присваивается буквенное обозначение, соответствующее начальной букве или буквам их наименования. Буквенные обозначения аппаратов и оборудования приведены в приложении Г. При наличии в схемах нескольких элементов одного названия используются численные индексы (например, К-1, Т-3, П-4). Буквенные обозначения проставляются непосредственно на изображении аппарата или в непосредственной близости от него.

11 На каждом трубопроводе у места его отвода от магистрального или места его подключения к аппарату и оборудованию проставляются стрелки, указывающие направление движения потока и условное обозначение вида среды.



Пример оформления таблицы с перечнем аппаратов и оборудования приведен в приложении Б.

Условные графические обозначения аппаратов строятся из элементов корпуса и элементов, осуществляющих сам процесс: давление в аппарате, как правило, отражается на конфигурации корпуса.

При отсутствии в настоящих методических указаниях условного графического обозначения аппарата, используемого в проектируемой технологической схеме, его обозначение находят в соответствующем ГОСТ, а при отсутствии стандарта изображают в виде конструктивного очертания корпуса и элементов, осуществляющих суть процесса.

Примеры условных графических изображений основных типов аппаратов и оборудования приведены в приложении В.

### **3 Содержание основных разделов КР**

В разделе «Описание технологической схемы (химического процесса)» дается текстовое описание и графическое изображение принципиальной схемы процесса. В технологической схеме приводятся все принципиально важные аппараты, включая перекачивающие и вакуумсоздающие устройства для одной нитки в случае параллельных потоков, и кратко сообщаются данные о конструкции аппаратов.

В конце раздела располагается таблица с перечнем аппаратов и оборудования.

В разделе «Механизм химической реакции» описывается механизм химической реакции, лежащей в основе данного химического процесса.

В разделе «Стехиометрические уравнения реакции» приводятся уравнения всех реакций (основных и побочных), протекающих при осуществлении химического процесса. На их основе составляются стехиометрические уравнения.

Стехиометрическое уравнение показывает количественные соотношения реагентов и продуктов химической реакции.

По существу, стехиометрическое уравнение представляет собой описание материального баланса реакции. Произведение стехиометрического коэффициента и молекулярной массы составляет массу участвующего в реакции компонента, следовательно, левая часть уравнения выражает общее количество исходных веществ, вступающих в реакцию, а правая часть – суммарное количество продуктов, образующихся в результате реакции. Стехиометрическое уравнение является основой при расчетах состава реагирующей смеси после химического превращения и составлении материального баланса химического процесса.

При балансовых расчетах сложных превращений важно учитывать все протекающие реакции и определять число независимых стехиометрических уравнений, позволяющих рассчитывать число всех компонентов, участвующих в превращении. В общем случае число таких уравнений должно быть равно числу неизвестных, т.е. числу исходных и конечных веществ, концентрацию которых после превращения необходимо определить. Но в каждом уравнении соблюдается поэлементный баланс, поэтому, когда известно общее число элементов  $\mathcal{E}$  в системе, предполагается наличие  $(\mathcal{E} - 1)$  независимых элементных балансов. Поэтому базисная система стехиометрических уравнений, однозначно и полно описывающая баланс процесса, должна содержать число стехиометрически независимых уравнений, определяемое формулой (для обменных реакций)

$$U = B - (\mathcal{E} - 1),$$

где  $U$  — число независимых уравнений;

$B$  — число исходных и конечных веществ, участвующих в превращении;

$\mathcal{E}$  — общее число элементов в системе. В это число могут входить не только химические элементы, но и устойчивые в реакции группы.

В окислительно-восстановительных реакциях соблюдается не только поэлементный баланс, но и баланс по электронам (изменение заряда участвующих веществ). В этом случае к поэлементному балансу необходимо добавить баланс зарядов, и тогда базисная система стехиометрических уравнений будет определяться формулой

$$U = B - \mathcal{E}.$$

При этом стехиометрически независимыми считаются уравнения, которые не могут быть получены линейной комбинацией других.

Для удобства технологических расчетов при составлении базисной системы стехиометрически независимые уравнения целесообразно использовать в такой форме, чтобы в каждом из них исходным оказалось одно и то же вещество. Такой прием облегчает расчет степени превращения исходных веществ.

В разделе «Расчет материального баланса» приводится расчет материального баланса реакционного узла химического производства. Материальный баланс рассчитывают на основании исходных данных и методики расчета (подразделы 1.4 и 1.6 методических указаний). Расчет сопровождается пояснениями, составляются необходимые схемы и таблицы.

В разделе «Расчет теплового баланса» приводится расчет теплового баланса реакционного узла химического производства. Тепловой баланс составляется на основе материального баланса.

В реакторе оптимальная температура принимается по литературным данным, в этих случаях следует давать ссылку на соответствующий источник. В адиабатическом реакторе температура отходящих продуктов вычисляется по характеристическому уравнению адиабаты.

По разнице приходящего и уходящего тепла вычисляется количество тепла, которое необходимо подвести (или отвести) в аппарат и включается в

приходную или расходную часть теплового баланса. При составлении теплового баланса химического процесса необходимо учесть тепловой эффект реакции и привести его расчет; а для процессов с фазовыми превращениями надо учитывать эффект фазовых переходов. Следует учитывать также потерю тепла в окружающую среду, которая принимается по литературным данным.

Указываются источники, откуда взяты теплоемкости потоков, или приводятся формулы, по которым они рассчитаны.

Результаты расчета теплового баланса оформляются в форме таблицы 8.

Таблица 8 – Тепловой баланс реактора

Материальный поток его компоненты	Масса потока, кг/ч	Температура потока, °С	Теплоемкость продуктов, кДж/кг·град.	Величина теплового потока, кДж/ч
1	2	3	4	5
1 Приход				
...				
n Количество подводи- мого тепла				
Итого:		-	-	
2 Расход				
...				
m Количество отводи- мого тепла				
Итого:		-	-	

В разделе «Заключение» определяется относительная погрешность расчета материального и теплового балансов по формулам:

$$\delta = \frac{|\sum G_{\text{прих}} - \sum G_{\text{расх}}|}{\sum G_{\text{прих}}} 100\% \quad (3.1)$$

$$\delta = \frac{|\sum Q_{\text{прих}} - \sum Q_{\text{расх}}|}{\sum Q_{\text{прих}}} 100\% \quad (3.2)$$

## СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

- 1 Бесков, В. С. Общая химическая технология: учебник / В.С. Бесков. - М.: Академкнига, 2005. - 452 с.
- 2 Лебедев, Н.Н. Химия и технология основного органического синтеза/ Н.Н. Лебедев.- М. Химия, 1988.-582 с.
- 3 Лебедев, Н.Н. Теория химических процессов основного органического и нефтехимического синтеза/ Н.Н. Лебедев, М.Н. Манаков, В.Ф. Швец.- М.: Химия, 1984. - 375 с.
- 4 Тимофеев, В.С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза/В.С., Тимофеев, Л.А. Серафимов. - М.: Высш. шк., 2003. - 536 с.
- 5 Общая химическая технология: в 2 ч.: учеб. для вузов / ред. И. П. Мухленов. - 4-е изд., перераб. и доп. - М.: Высш. шк. - 1984. - 519 с.
- 6 Справочник нефтехимика: в 2 т. /под ред. С.К. Огородникова. - Л.: Химия, 1978.- 1088 с.
- 7 Игнатенков, В.И., Примеры и задачи по общей химической технологии: учеб. пособие для вузов/ В.И. Игнатенков, В.С. Бесков.- М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. - 198 с.
- 8 Расчеты химико-технологических процессов: учеб. пособие для вузов / ред. И.П. Мухленов. - 2-е изд., перераб. и доп. - Л.: Химия, 1982. - 248 с.
- 9 Флореа, О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии/ О. Флореа, О. Смигельский.- М.: Химия, 1971. - 448 с.
- 10 Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Г.Г. Рабинович, П.М. Рябых и др.; под. ред. Е.Н. Судакова.- М.: Химия, 1979.-566 с.
- 11 Викторов, М.М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты/ М.М. Викторов. -Л.: Химия, 1977. - 360 с.
- 12 Рид, Р. Свойства газов и жидкостей/ Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд.- Л.: Химия, 1982.-591 с.
- 13 Бретшнайдер, Ст. Свойства газов и жидкостей/ Ст. Бретшнайдер.- М., Л.: Химия, 1966. - 534 с.



**Приложение А**  
(справочное)  
**Пример оформления титульного листа КР**

---

Министерство образования и науки Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Уфимский государственный нефтяной технический университет»  
Кафедра нефтехимии и химической технологии  
Кафедра нефтехимии и химической технологии

КР принята с оценкой	
За оформление	
За соблюдение графика	
За защиту	
Итоговая	

КУРСОВАЯ РАБОТА  
по дисциплине «Химический процесс»

**Расчет материального и теплового баланса процесса получения фенола  
и ацетона кумольным способом**

направление подготовки 18.03.01 Химическая технология  
профиль «Химическая технология органических веществ»

Студент гр. БТС-15-01

Л.И. Яхина

Доцент кафедры НХТ

Н.В. Заиченко

Уфа 2018

**Приложение Б**  
(справочное)  
**Оформление перечня аппаратов и оборудования, изображенных  
на технологической схеме**

Таблица А.1 – Буквенные позиционные обозначения аппаратов и оборудования

Наименование аппаратов и оборудования	Обозначения
Реакторы, регенераторы и т.п.	Р
Трубчатые печи, котлы-утилизаторы, топка под давлением и т.п.	П
Ректификационные колонны, абсорберы, десорберы, газофракционирующие колонны	К
Адсорберы и т.п.	Ад
Экстракторы	Эк
Отстойники	О
Сушилки	Сш
Мешалки, смесители	М
Емкости, баллоны, газгольдеры и т.п.	Е
Кристаллизаторы	Кр
Теплообменники, кипятильники, калориферы и т.п.	Т
Электроподогреватели и т.д.	Эт
Холодильники, конденсаторы и пр.	Х
Аппараты воздушного охлаждения	ХВ
Циклоны, сепараторы	Ц
Фильтры разных конструкций	Ф
Электрофильтры	ЭФ
Транспортеры, элеваторы, шнеки	Тр
Эжекторы	Эж
Инжекторы	Иж
Центрифуги	Цф
Трубы дымовые	Д

Таблица А.2 – Пример оформления перечня аппаратов и оборудования

Поз. обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
И1-И2	Испаритель	2	
П	Трубчатая печь	1	
Р	Реактор	1	
ХВ1-ХВ4	Аппараты воздушного охлаждения	4	
О	Отстойник	1	
Н1, Н2	Насос	2	

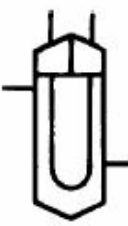

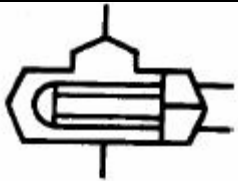






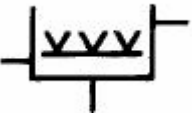
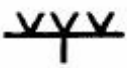
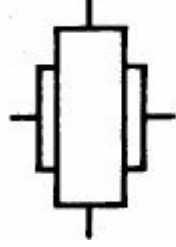
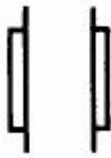


## Приложение В (справочное)

### Условные графические обозначения аппаратов, оборудования и запорно-регулирующих устройств

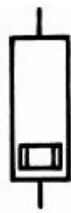
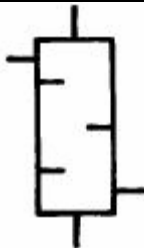





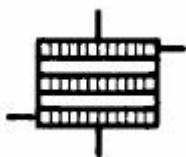
Таблица В.1 – Графическое обозначение теплообменных аппаратов и элементов теплообменника

С учетом типа аппарата (ГОСТ 2.789-74)		
Наименование	Условное обозначение	
	теплообменного аппарата	теплообменных элементов
1	2	3
1 Теплообменник кожухотрубный с неподвижными трубными решетками: а) давление в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного		
б) давление в трубах выше, а в межтрубном пространстве ниже атмосферного		
в) с температурными компенсаторами на кожухе при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного		
2 Теплообменник кожухотрубный с плавающей головкой при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного		

Продолжение таблицы В.1

1	2	3
3 Теплообменник кожухотрубный с U-образными трубами при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного		
4 Теплообменник кожухотрубный с паровым пространством при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного		-
5 Теплообменник погружной с плоскими зубчатыми элементами		
6 Теплообменник погружной со спиральными трубчатыми элементами		
7 Теплообменник оросительный		
8 Теплообменник с прямой теплопередачей		
9 Теплообменник с наружным обогревом		
10 Теплообменник регенеративный		

Продолжение таблицы В.1

1	2	3
11 Теплообменник с электрическим обогревом		-
12 Конденсатор смешения		-
13 Теплообменник листовой (спиральный)		-
14 Теплообменник листовой пластинчатый разборный		-
154 Теплообменник листовой пластинчатый полуразборный		-
16 Теплообменник листовой пластинчатый сварной блочный		-
17 Теплообменник листовой пластинчатый цельносварной		-
18 Теплообменник листовой пластинчатый ребристый		-

Продолжение таблицы В.1

1	2	3
19 Теплообменник листовой пластинчатый ламельный		-
20 Теплообменник с воздушным охлаждением		-
21 Калорифер		-
22 Градирня		-

Без учета типа аппарата (ГОСТ 2.793-79)

Наименование	Условное обозначение		Наименование	Условное обозначение	
	для жидкости	для воздуха (газа)		для жидкости	для воздуха (газа)
1	2	3	4	5	6
1 Аппараты теплообменные с естественным охлаждением			2 Аппараты теплообменные с принудительным охлаждением: а) жидкостью		
3 Подогреватели с принудительным обогревом: а) жидкостью			б) воздухом (газом)		
б) воздухом (газом)			в) впрыском		
в) впрыском			4 Подогреватели с естественным обогревом		

Окончание таблицы В.1

1	2	3	4	5	6
г) электрическим током			6 Конденсаторы с принудительным охлаждением: а) жидкостью		
5 Конденсаторы с естественным охлаждением			б) воздухом (газом)		
7 Испарители с естественным обогревом			8 Испарители с принудительным обогревом жидкостью		
9 Испарители с принудительным обогревом воздухом (газом)			10 Испарители с принудительным обогревом электрическим током		
11 Испарители с принудительным обогревом впрыском			12 Увлажнители воздуха (газа)		

Таблица В.2 – Графическое обозначение элементов корпусов, резервуаров и емкостей (ГОСТ 2.788-74)

Наименование	Условное обозначение элемента		
	Давление, под которым работает аппарат		
	атмосферное	выше атмосферного	ниже атмосферного
1	2	3	4
1 Обечайка			
2 Днище			

Окончание таблицы В.2





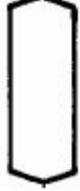

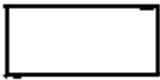







1	2	3	4
3 Перегородки, распределяющие потоки, на обечайках и днищах			
4 Резервуары и емкости горизонтальные			
5 Резервуары и емкости вертикальные			

Таблица В.3 – Графическое обозначение колонн и элементов массообмена в колонных массообменных аппаратах (ГОСТ 2.790-74)

Наименование	Условное обозначение	
	контактных устройств	соответствующей колонны
1	2	3
1 Колонна тарельчатая общего обозначения		
2 Колонна с колпачковыми тарелками		



Продолжение таблицы В.3

1	2	3
3 Колонна со струйными тарелками под давлением выше атмосферного		
4 Колонна с клапанными тарелками под вакуумом		
5 Колонна с прямоточными клапанными тарелками		
6 Колонна с тарелками с S-образными элементами		
7 Колонна с ситчатыми тарелками		
8 Колонна с ситчато-клапанными тарелками под атмосферным давлением		

Продолжение таблицы В.3

1	2	3
9 Колонна с ситчато-клапанными тарелками под давлением ниже атмосферного	-	
10 Колонна с ситчатыми тарелками с отбойными элементами		
11 Колонна с жалюзийно-клапанными тарелками		
12 Колонна с решетчато-провальными тарелками		
13 Колонна с вихревыми тарелками		
13 Колонна с насыпной насадкой		

Окончание таблицы В.3

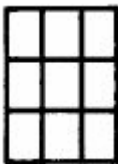
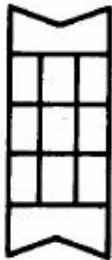

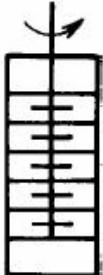

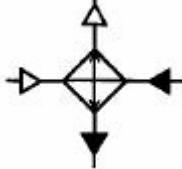
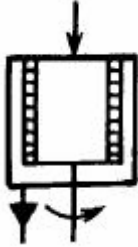


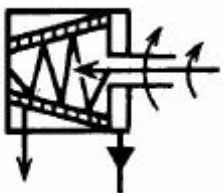
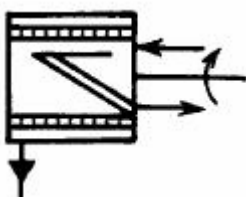
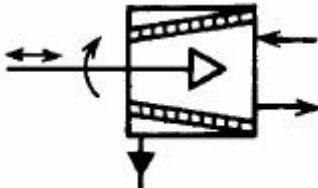
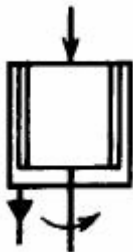


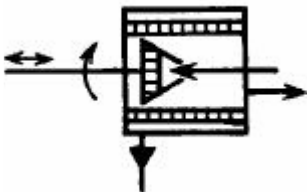
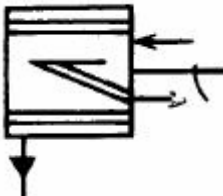
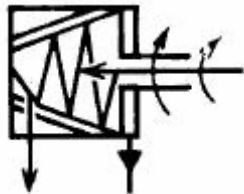


1	2	3
14 Колонна с регулярной насадкой под вакуумом		
15 Колонна с роторной насадкой под атмосферным давлением		
16 Аппарат колонный пульсационный	-	
Без учета типа аппарата (ГОСТ 2.793-79)		
1 Аппараты колонные	-	

Таблица В.4 – Графическое обозначение центрифуг (ГОСТ 2.795-80)

Наименование	Условное обозначение	Наименование	Условное обозначение
1	2	3	4
1 Центрифуги фильтрующие периодического действия с выгрузкой осадка: а) ручной		2 Центрифуги фильтрующие непрерывного действия с выгрузкой осадка: а) инерционной	

Продолжение таблицы В.4

1	2	3	4
б) гравитационной (под действием силы тяжести)		б) шнековой	
в) ножами (авто- матически)		в) вибрационной с горизонталь- ным коническим корпусом	
3 Центрифуги от- стойные периоди- ческого действия с выгрузкой осадка: а) ручной		г) вибрационной с вертикальным коническим кор- пусом	
б) гравитационной (под действием силы тяжести)		д) с пульсирую- щим поршнем	
в) ножами (автоматически)		4 Центрифуги отстойные не- прерывного дей- ствия со шнеко- вой выгрузкой осадка: а) горизонталь- ные	
5 Центрифуги с гидравлическим приводом ротора: а) неполнопоч- ные с внешним приводом		б) вертикальные	

Окончание таблицы В.4


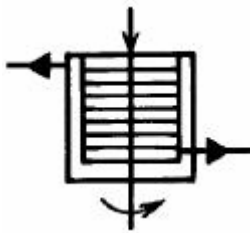

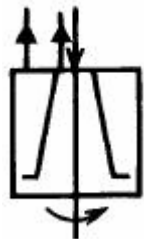

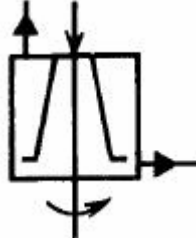
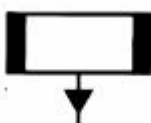
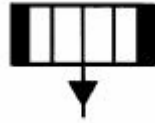













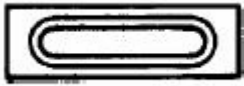
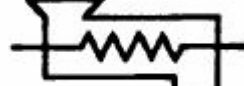
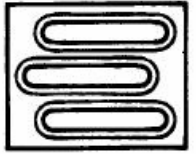
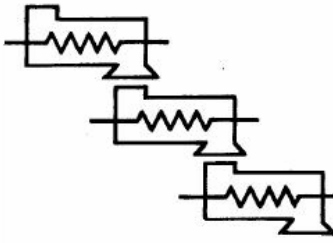
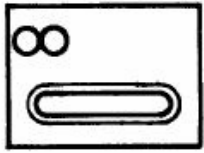
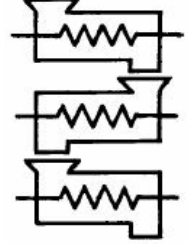
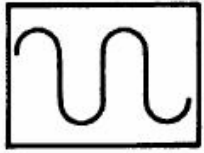

1	2	3	4
б) полнопоточные с внешним приводом		б) Сверхцентрифуги: а) трубчатые, периодического действия, с ручной выгрузкой осадка	
в) неполнопоточные с внутренним приводом		б) сепараторы периодического действия с ручной выгрузкой осадка	
г) полнопоточные с внутренним приводом		в) сепараторы непрерывного действия с гидравлической выгрузкой осадка	
Без учета типа аппарата (ГОСТ 2.793-79)			
1 Центрифуги отстойные		2 Центрифуги фильтрующие	
3 Сверхцентрифуги (сепараторы жидкостные)		-	-

Таблица В.5 – Графическое обозначение сушилок (ГОСТ 2.792-74)

Наименование	Условное обозначение	Наименование	Условное обозначение
1	2	3	4
1 Аппарат сушильный общего назначения		2 Шкафы сушильные: а) под атмосферным давлением	
3 Сушилki вальцовые: а) одновальцовая под атмосферным давлением		б) под давлением ниже атмосферного	

Продолжение таблицы В.5

1	2	3	4
б) двухвальцовая под атмосферным давлением		4 Сушилki распылительные: а) с центробежным распылением	
в) одновальцовая под давлением ниже атмосферного		б) с форсуночным распылением	
г) двухвальцовая под давлением ниже атмосферного		6 Сушилki шахтные: а) под атмосферным давлением	
5 Сушилка со взвешенным слоем: а) с кипящим слоем		б) под давлением выше атмосферного	
б) циклонные		в) под давлением ниже атмосферного	
7 Сушилki ленточные: а) одноленточные		8 Сушилki шнековые: а) одношнековые	
б) многоленточные		б) галерейные	
в) вальцеленточные		в) многоярусные	
г) петлевые		10 Сушилki барабанные: а) с вращающимся барабаном под атмосферным давлением	

Окончание таблицы В.5

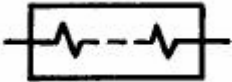

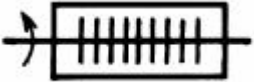
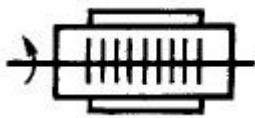
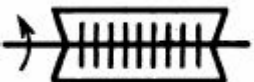
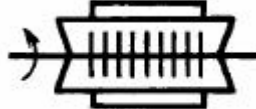


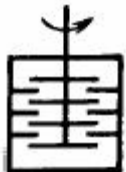
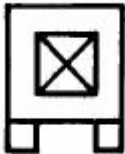
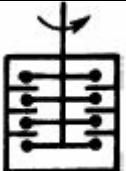

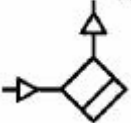
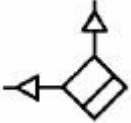


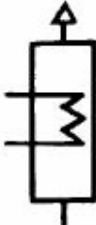

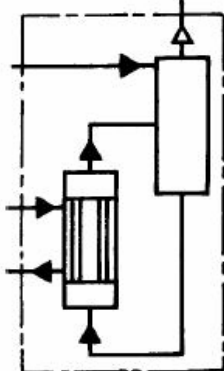
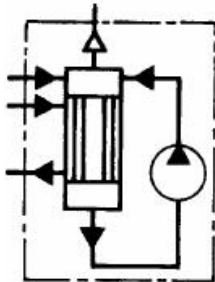
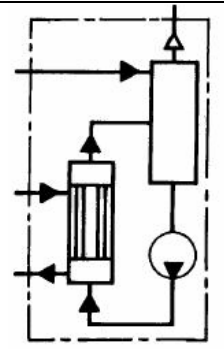

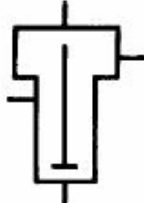
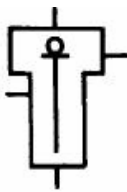
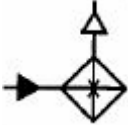
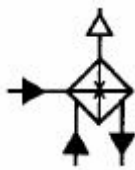
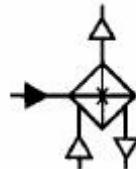
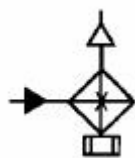
1	2	3	4
9 Сушилки вибрационные		б) с вращающимся барабаном под давлением ниже атмосферного	
11 Сушилки роторные: а) под атмосферным давлением		12 Сушилки роторные с наружным обогревом: а) под атмосферным давлением	
б) под давлением ниже атмосферного		б) под давлением ниже атмосферного	
13 Сушилки трубчатые		14 Сушилки сублимационные	
15 Сушилки полочные: а) полочно-дисковые		16 Сушилки камерные	
б) с опрокидывающимися полками		17 Сушилки туннельные	
Без учета типа аппарата (ГОСТ 2.793-79)			
1 Аппараты сушильные воздушные (газовые)		2 Аппараты сушильные вакуумные	
3 Аппараты сушильные электрические		4 Аппараты сушильные радиационные	

Таблица В.6 – Графическое обозначение выпарных аппаратов (ГОСТ 2.788-74)

Наименование	Условное обозначение	Наименование	Условное обозначение
1	2	3	4
1 Аппарат выпарной общего назначения		2 Аппарат выпарной с естественной циркуляцией с соосной тепловой камерой	
3 Аппарат выпарной с естественной циркуляцией с выносной тепловой камерой		4 Аппарат выпарной с принудительной циркуляцией с соосной тепловой камерой	
5 Аппарат выпарной с принудительной циркуляцией с выносной тепловой камерой		6 Аппараты выпарные пленочные со свободно падающей пленкой	
7 Аппараты выпарные пленочные с восходящей пленкой		8 Аппараты выпарные пленочные роторные	
Без учета типа аппарата (ГОСТ 2.793-79)			
1 Аппараты выпарные с естественным обогревом		2 Аппараты выпарные с принудительным обогревом жидкостью	
3 Аппараты выпарные с принудительным обогревом воздухом (газом)		4 Аппараты выпарные с принудительным обогревом электрическим током	



Окончание таблицы В.6

1	2	3	4
5 Аппараты выпарные с принудительным обогревом впрыском		-	-

Таблица В.7 – Графическое обозначение аппаратов с механическими перемешивающими устройствами (ГОСТ 2.793-79)


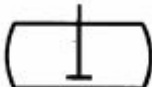
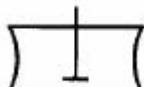
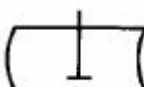
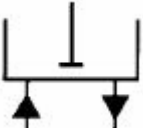
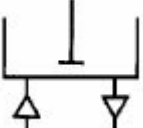
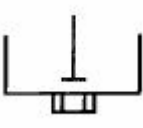
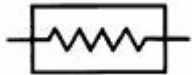
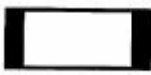
Мешалки лопастные, пропеллерные, турбинные и т.п. для жидких сред:			
под атмосферным давлением	с внутренним давлением выше атмосферного	с внутренним давлением ниже атмосферного	с внутренним давлением выше и ниже атмосферного
			
Мешалки лопастные, пропеллерные, турбинные и т.п. для жидких сред, имеющие подогрев, на примере мешалки под атмосферным давлением			
с обогревом жидкостью	с обогревом воздухом (газом)	с обогревом электрическим током	
			
Мешалки шнековые, якорные, валковые, тарельчатые и т.п. для пастообразных материалов		Мешалки для сыпучих материалов	
			

Таблица В.8 – Графическое обозначение насосов (ГОСТ 2.782-68)



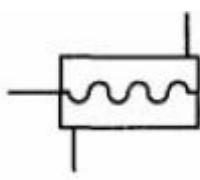



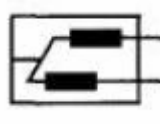
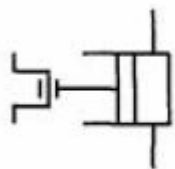
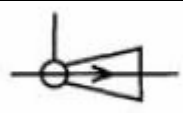
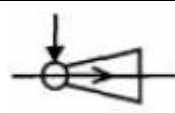
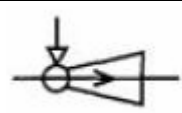
Центробежный лопа- стной	Шестеренный	Винтовой	Ручной
			
Пластинчатый	Радиально-поршневой	Аксиально- поршневой	Кривошипный
			
Струйные насосы			
Общего назначения	С жидкостным внешним потокком	С газовым внешним потокком	
			

Таблица В.9 – Графическое обозначение вентиляторов, компрессоров (ГОСТ 2.782-68)

Вентилятор центробежный	Вентилятор осевой	Компрессор
		

Таблица В.10 – Графическое обозначение трубчатых печей

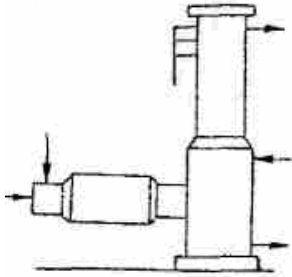
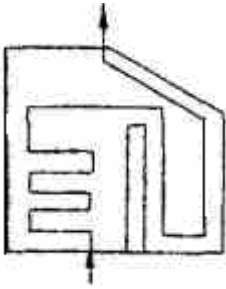
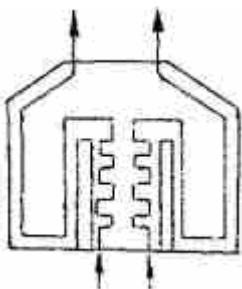
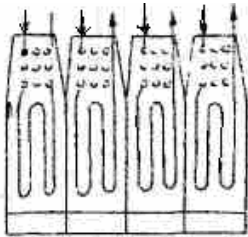
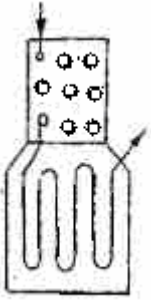
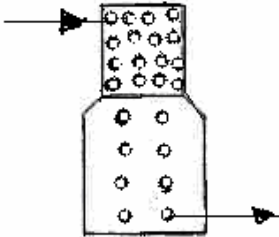
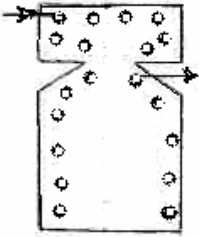



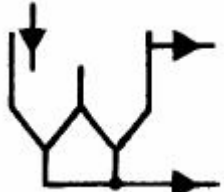
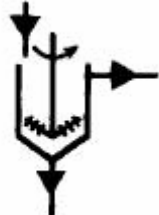

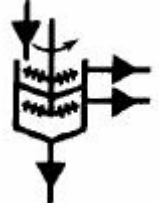
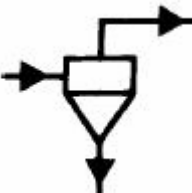

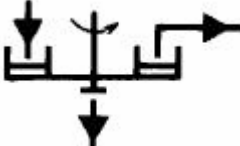
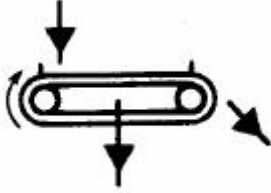
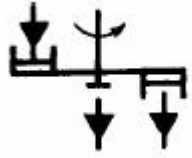
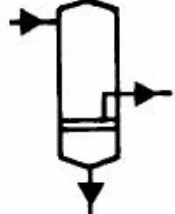
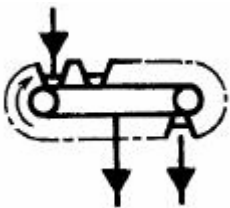

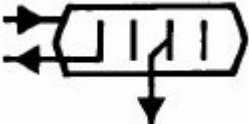
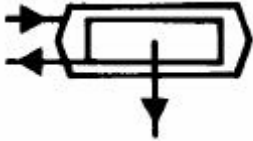
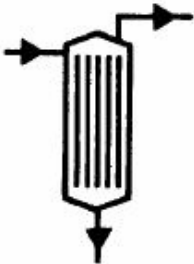
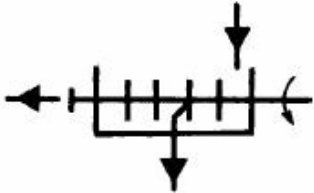

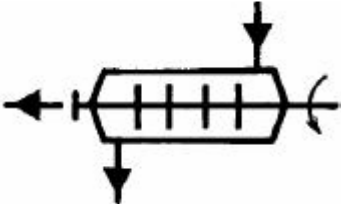

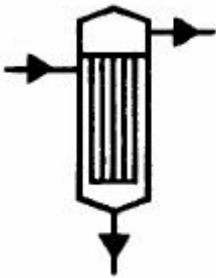
Печь под давлением	Печь с наклонными сводами		Печь типа В секционная с верхним отводом дымовых газов, вертикальными трубами радиантного змеевика
	однокамерная	двухкамерная	
			
Печь типа Ц, цилиндрическая с верхним отводом дымовых газов и вертикальными трубами радиантного змеевика	Печь типа З, узкокамерная, с верхним отводом дымовых газов, зональной регулировкой температуры по длине радиантного змеевика	Печь типа Г вертикальнофакельного типа или объемно-настильного сжигания топлива с горизонтальными трубами радиантного и конвекционного змеевиков	Дымовая труба
			

Таблица В.11 – Графическое обозначение фильтров и отстойников  
(ГОСТ 2.791-74)

Наименование	Условное обозначение	Наименование	Условное обозначение
1	2	3	4
1 Отстойник бассейный		2 Отстойник однокамерный	
3 Отстойник многокамерный		4 Сгуститель гребковый одноярусный	
5 Фильтр песочный гидростатический		4 Сгуститель гребковый многоярусный	
7 Гидроциклон		8 Фильтр барабанный	
9 Фильтр тарельчатый		10 Фильтр ленточный	
11 Фильтр ковшовый карусельный		12 Друк-фильтр	

Продолжение таблицы В.11

1	2	3	4
13 Фильтр ков- шовый конвей- ерный		14 Нутч-фильтр (вакуумный)	
15 Фильтр лис- товой горизон- тальный с попе- речными листа- ми и внутренним давлением выше атмосферного		16 Фильтр лис- товой горизон- тальный с про- дольными листа- ми и внутрен- ним давлением выше атмосфер- ного	
17 Фильтр лис- товой верти- кальный с внут- ренним давлени- ем выше атмо- сферного		18 Фильтр дис- ковый вакуум- ный	
19 Фильтр дис- ковый под дав- лением выше атмосферного с горизонтальны- ми дисками		20 Фильтр дис- ковый под дав- лением выше атмосферного	
21 Фильтр с гоф- рированными фильтроэlemen- тами		22 Фильтр па- тронный под давлением выше атмосферного	

Продолжение таблицы В.11

1	2	3	4
23 Фильтр-пресс с вертикальными плитами		24 Фильтр-пресс с горизонтальными плитами	
25 Сепаратор одноступенчатый		26 Сепаратор статистический (тарельчатый)	
27 Сепаратор двухступенчатый		28 Фильтр с противоточной промывкой	
29 Сепаратор трехступенчатый		30 Фильтр спиральный	
Без учета типа аппарата (ГОСТ 2.793-79)			
1 Фильтры для отделения жидких фракций с ручным спуском: а) для жидкости		2 Фильтры для отделения жидких фракций с автоматическим спуском: а) для жидкости	
б) для воздуха (газа)		б) для воздуха (газа)	
3 Фильтры для отделения жидких фракций химическим способом с ручным спуском		4 Фильтры для отделения жидких фракций химическим способом с автоматическим спуском	
5 Фильтры для отделения твердых фракций с ручной очисткой: а) для жидкости		6 Фильтры для отделения твердых фракций с автоматической очисткой: а) для жидкости	

Окончание таблицы В.11


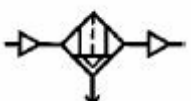
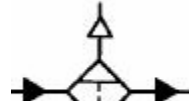
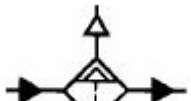
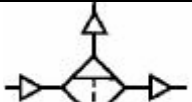

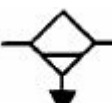
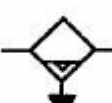


1	2	3	4
б) для воздуха (газа)		б) для воздуха (газа)	
7 Фильтры для отделения газовых фракций с ручной очисткой: а) для жидкости		8 Фильтры для отделения газовых фракций с автоматической очисткой: а) для жидкости	
б) для воздуха (газа)		б) для воздуха (газа)	
9 Влагоотделитель с ручным спуском		10 Влагоотделитель с автоматическим спуском	
11 Воздухосушитель		12 Фильтр полнопоточный	

Таблица В.12 – Арматура трубопроводная (ГОСТ 2.785-70)

Наименование	Обозначение	Наименование	Обозначение
1	2	3	4
1 Вентиль (клапан) запорный: а) проходной		4 Клапан предохранительный: а) проходной	
б) угловой		б) угловой	
в) трехходовой		5 Клапан дроссельный	
2 Вентиль, клапан регулирующий: а) проходной		6 Затвор поворотный	
б) угловой		7 Клапан редукционный.	
		Примечание - Вершина треугольника должна быть направлена в сторону повышенного давления	

Окончание таблицы В.12

1	2	3	4
3 Клапан обратный (клапан невозвратный): а) проходной		8 Клапан воздушный автоматический (вантуз)	
б) угловой		9 Задвижка	
Примечание - Движение рабочей среды через клапан должно быть направлено от белого треугольника к черному		10 Кран: а) проходной	
11 Кран четырехходовой		б) угловой	
13 Кран двойной регулировки		12 Кран концевой общего назначения: а) полное обозначение	
14 Смеситель общего назначения		б) упрощенное обозначение	