

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Кузбасский государственный технический университет  
имени Т. Ф. Горбачева»

Институт химических и нефтегазовых технологий  
Кафедра технологии пластмасс, органических веществ и нефтехимии

Галина Глебовна Боркина

## **ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ МОНОМЕРОВ И ПОЛУПРОДУКТОВ ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА**

Методические материалы к практическим занятиям и  
самостоятельной работе

Рекомендовано учебно-методической комиссией  
направления подготовки 18.03.01 Химическая технология  
в качестве электронного издания  
для использования в образовательном процессе

Кемерово 2024

Рецензент: Котельникова Т.С. – кандидат химических наук, доцент кафедры технологии пластмасс, органических веществ и нефтехимии ФГБОУ ВО «Кузбасский государственный технический университет имени Т. Ф. Горбачева»

**Боркина, Г.Г. Химическая технология мономеров и полупродуктов органического синтеза:** методические материалы к практическим занятиям и самостоятельной работе по дисциплине «Химическая технология мономеров и полупродуктов органического синтеза» для обучающихся направления подготовки 18.03.01 «Химическая технология» профиля «Химическая технология органических веществ» всех форм обучения / сост. Г. Г. Боркина,; Кузбасский государственный технический университет имени Т. Ф. Горбачева. – Кемерово, 2024. – Текст : электронный.

Приведены примеры и задания, по расчету состава реакционных смесей, основных показателей эффективности химического процесса, проведения материальных расчетов, по составлению принципиальных технологических схем. Приведен перечень тем и заданий для самостоятельной работы студентов. Назначение издания –помощь студентам очной и заочной форм обучения в освоении дисциплины.

© Кузбасский государственный  
технический университет  
имени Т. Ф. Горбачева, 2024  
© Боркина Г.Г.,  
составление, 2024

## ОГЛАВЛЕНИЕ

1. Общие положения.....	3
2. Массовый, объемный и мольный состав исходных и реакционных смесей.....	3
3. Основные показатели эффективности химического процесса..	9
4. Материальный баланс химико-технологического процесса ....	12
5. Самостоятельная работа .....	22
Список рекомендуемой литературы.....	24
Приложения.....	28

## 1. Общие положения

Методические материалы предназначены для закрепления знаний обучающихся по дисциплине «Химическая технология мономеров и полупродуктов органического синтеза». Примеры и задания, приведенные в методических материалах, необходимы для приобретения навыков материальных расчетов, составления схем материальных потоков, на их основе принципиальных технологических схем и их описания. При этом, основное внимание уделено стадии химического превращения сырья (синтеза мономера), что позволяет обучающимся понять её значение и оценить роль технологических узлов в технологической схеме.

## 2. Массовый, объемный и мольный состав исходных и реакционных смесей

Ниже приведены основные понятия, необходимые для расчета состава реакционных смесей.

Количество вещества – величина, характеризующая численностью содержащихся в системе структурных единиц (молекул, атомов, ионов и др.). Обозначается  $n$ , единица измерения *моль* (*кмоль*).

Мольная масса – масса 1 моль вещества. Обозначается  $M$ , единица измерения *г/моль* (*кг/кмоль*):

$$M = \frac{m}{n}, \quad (2.1)$$

где  $m$  – масса, кг (т, г).

Мольный объем – объем 1 моль вещества. Обозначается  $V_m$ , единица измерения *л/моль* (*м<sup>3</sup>/моль*):

$$V_m = \frac{V}{n}, \quad (2.2)$$

где  $V$  – объём, м<sup>3</sup> (дм<sup>3</sup>, л).

Мольная доля компонента в смеси – отношение количества компонента  $A$  ( $n_A$ ), содержащегося в смеси, к общему количеству смеси ( $n$ ). Обозначается  $x_A$ , единица измерения *ед. (%)*:

$$x_A = \frac{n_A}{n} \quad (2.3)$$

Массовая доля компонента в смеси – отношение массы компонента А ( $m_A$ ) к общей массе смеси ( $m$ ). Обозначается  $\omega_A$ , единица измерения *ед. (%)*:

$$\omega_A = \frac{m_A}{m} \quad (2.4)$$

Объемная доля компонента в смеси – отношение приведенного (к обычным давлению и температуре смеси) объема компонента А ( $V_A$ ) к общему объему смеси ( $V$ ). Обозначается  $\varphi_A$ , единица измерения *ед. (%)*:

$$\varphi_A = \frac{V_A}{V} \quad (2.5)$$

Показатель «объемная доля» используется преимущественно для характеристики газовых смесей и, для газов, совпадает с показателем «мольная доля», если не учитывать отклонения реальных газов от идеального состояния.

Массовое соотношение компонента в смеси – отношение массы данного компонента к массе остальной части смеси.

Мольное соотношение компонента в смеси – отношение количества данного компонента к количеству остальной смеси.

Объемное соотношение компонента в смеси – отношение приведенного объема данного компонента к объему остальной смеси.

Массовая концентрация компонента – отношение массы компонента смеси ( $m_A$ ) к объему смеси. Обозначается  $\rho_A$ , единица измерения  $\text{кг/м}^3$  (*г/л*):

$$\rho_A = \frac{m_A}{V} \quad (2.6)$$

При выполнении расчетов химико-технологических процессов возникает необходимость перевода массового состава смеси в мольный и наоборот. Для перевода массового состава в мольный:

- принимают массу смеси за 1 кг или 100 кг (удобно, если массовые доли выражены в процентах), в том случае, если не дана масса исходной смеси;
- находят массу каждого компонента в 1 кг или в 100 кг смеси;

- делят массу компонента на его относительную молярную массу, определяя количество компонента (кмоль);

- делят число моль каждого компонента на сумму общего числа моль, получают молярные доли компонентов.

И наоборот, для пересчета молярных долей в массовые:

- принимают количество вещества смеси за 100 моль (в том случае, если не известно количество исходной смеси);

- определяют количество каждого компонента в 100 моль смеси;

- определяют массу каждого компонента, умножая количество компонента на его относительную молярную массу;

- находят массовые доли, находя отношение массы каждого компонента к общей массе смеси [1-5].

В качестве примера, определим массовые доли компонентов в двухкомпонентной смеси.

**Пример 2.1.** Определите массовые доли компонентов смеси, состоящей из 300 кг бензола и 200 кг толуола.

Решение. Общая масса вещества в смеси:

$$300 + 200 = 500$$

Массовые доли компонентов смеси:

$$\omega_{\text{бензол}} = 300/500 = 0,6$$

$$\omega_{\text{толуол}} = 200/500 = 0,4$$

С учетом того, что массовая доля всех компонентов смеси равна 1, долю последнего компонента можно определить по разнице:

$$\omega_{\text{толуол}} = 1 - 0,6 = 0,4$$

**Пример 2.2.** Переведите массовые доли компонентов смеси в молярные, используя данные из примера 2.1.

Решение. Молярная масса, кг/кмоль: бензола – 78, толуола – 92.

Количество каждого компонента:

$$n_{\text{бензола}} = 300/78 = 3,85 \text{ кмоль}$$

$$n_{\text{толуола}} = 200/92 = 2,17 \text{ кмоль}$$

Общее количество вещества:

$$n = 3,85 + 2,17 = 6,02 \text{ кмоль}$$

Молярные доли компонентов:

$$x_{\text{бензола}} = 3,85/6,02 = 0,64$$

$$x_{\text{толуола}} = 2,17/6,02 = 0,36$$

С учетом того, что мольная доля всех компонентов смеси равна 1, долю последнего компонента можно определить по разнице:

$$x_{\text{толуола}} = 1 - 0,64 = 0,36.$$

Технологические расчеты многих производств мономеров и полупродуктов органического синтеза требуют применения газовых законов. С помощью этих законов можно охарактеризовать любое состояние газа и установить взаимосвязь объема, давления и температуры. Если в расчетах не сообщаются параметры состояния газа, это означает, что приводимые объемы газов отнесены к нормальным условиям (273 К, 0,1013 МПа). При нормальных условиях мольный объем любого газа равен 22,4 м<sup>3</sup>/кмоль (закон Авогадро).

Для вычислений, связанных с массой, давлением, температурой и объемом газов, широко применяется уравнение Менделеева - Клапейрона для идеального газа:

$$PV = nRT = \frac{m}{M} RT \quad (2.7)$$

где  $P$  – давление газа, Па;  $V$  – объем газа, м<sup>3</sup>;  $n$  – количество вещества, моль;  $R$  – универсальная газовая постоянная, равная 8,314 кДж/(моль·К);  $T$  – температура, К.

Для двух разных состояний газа (если его количество, остается неизменным) применима пропорция:

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2} \quad (2.8)$$

Давление газовой смеси равно сумме парциальных давлений компонентов (закон Дальтона):

$$P = p_1 + p_1 + \dots + p_n \quad (2.9)$$

Объем газовой смеси равен сумме парциальных объемов компонентов:

$$V = v_1 + v_2 + \dots + v_n \quad (2.10)$$

Если известен объемный (или мольный) состав газовой смеси, то все ее физические константы (мольная масса, плотность,

теплоемкость и т. д.) подчиняются правилу аддитивности. К этому правилу довольно часто прибегают в расчетной практике. Так, средняя молярная масса газовой смеси равна (обозначается  $M_{\text{ср}}$ , единица измерения в кг/кмоль):

$$M_{\text{ср.}} = x_1 M_1 + x_2 M_2 + \dots + x_n M_n \quad (2.11)$$

Средняя плотность газовой смеси (аналогично определяют и плотность индивидуальных газов) равна (обозначается  $\rho_{\text{ср}}$ , единица измерения кг/м<sup>3</sup>):

$$\rho_{\text{ср.}} = \frac{M_{\text{ср.}}}{22,4} \quad (2.12)$$

Относительную плотность газа по воздуху определяют, как отношение его плотности к плотности воздуха (при обычных условиях плотность воздуха равна 1,293 кг/м<sup>3</sup>):

$$\Delta = \frac{\rho}{1,293} \quad (2.13)$$

Законы идеальных газов можно использовать в большинстве технологических расчетов. Однако, следует учитывать отклонения от закона идеального газа в тех случаях, когда могут возникнуть значительные ошибки. Уравнения состояния реального газа приведены в литературе [1-4].

**Пример 2.3.** Определите среднюю молярную массу и плотность (при нормальных условиях) газовой смеси следующего состава (х, %): CH<sub>4</sub> – 11,05; C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> – 1,28; C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> – 83,08; C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> – 4,59.

Решение. Молярные массы компонентов, кг/кмоль: CH<sub>4</sub> – 16, C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> – 26; C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> – 28; C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> – 30.

Средняя молярная масса газовой смеси:

$$M_{\text{ср.}} = 0,1105 \cdot 16 + 0,0128 \cdot 26 + 0,8308 \cdot 28 + 0,0459 \cdot 30 = 26,740 \text{ кг/кмоль.}$$

Средняя плотность газовой смеси:

$$\rho_{\text{ср.}} = 26,740 / 22,4 = 1,194 \text{ кг/м}^3.$$

**Пример 2.4.** Массовые доли компонентов в газе, получаемом при пиролизе бензина (в %): метан – 15; этилен – 40; этан – 5; пропилен – 20; бутены – 20. Определите состав газа в молярных долях, среднюю молярную массу и среднюю плотность газовой смеси.

Решение. Молярные массы компонентов, кг/кмоль:  $\text{CH}_4$  – 16,  $\text{C}_2\text{H}_4$  – 28;  $\text{C}_2\text{H}_6$  – 30;  $\text{C}_3\text{H}_6$  – 42;  $\text{C}_4\text{H}_8$  – 56.

Принимаем массу смеси за 100 кг, определяем массы каждого компонента (в кг):

$$m_{\text{метан}} = 0,15 \cdot 100 = 15 \text{ кг};$$

$$m_{\text{этилен}} = 40 \text{ кг};$$

$$m_{\text{этан}} = 50 \text{ кг};$$

$$m_{\text{пропилен}} = 20 \text{ кг};$$

$$m_{\text{бутены}} = 20 \text{ кг}.$$

Определяем количество вещества каждого компонента (в кмоль):

$$n_{\text{метан}} = 15/16 = 0,94;$$

$$n_{\text{этилен}} = 40/28 = 1,43;$$

$$n_{\text{этан}} = 50/30 = 1,67;$$

$$n_{\text{пропилен}} = 20/42 = 0,48;$$

$$n_{\text{бутены}} = 20/56 = 0,36.$$

Количество вещества смеси составит  $n_{\text{см.}} = 4,88$  кмоль.

Определяем мольные доли каждого компонента (в ед.):

$$x_{\text{метан}} = 0,94/4,88 = 0,19;$$

$$x_{\text{этилен}} = 0,29;$$

$$x_{\text{этан}} = 0,34;$$

$$x_{\text{пропилен}} = 0,10;$$

$$x_{\text{бутены}} = 0,07.$$

Средняя молярная масса газовой смеси:

$$\begin{aligned} M_{\text{ср.}} &= 0,19 \cdot 16 + 0,29 \cdot 28 + 0,34 \cdot 30 + 0,10 \cdot 42 + 0,07 \cdot 56 \\ &= 29,48 \text{ кг/кмоль}. \end{aligned}$$

Средняя плотность газовой смеси:

$$\rho_{\text{ср.}} = 29,48/22,4 = 1,32 \text{ кг/м}^3.$$

### Задания

2.1. В результате алкилирования бензола пропиленом получено 1525 кг алкилата. Определите массы компонентов, если их массовые доли в алкилате составляют (в % мас.): изопропилбензол – 30, диизопротилбензол – 10, триизопротилбензол – 5, бензол – остальное.

2.2. Определите объем ацетилена при нормальных условиях, если при температуре 25 °С и давлении 1,5 МПа его объем составляет 7 м<sup>3</sup>.

2.3. Воздух, подводимый к аппарату, содержит (в % об.): кислород – 21,1; азот – 77,5; водяные пары – 1,4. Определите объем кислорода, который нужно добавить, чтобы его концентрация в воздухе стала равной 25 % об.

2.4. Газовая смесь содержит в % масс.: водород – 45; кислород – 25; оксид углерода (IV) – 22; азот – 8. Количество смеси составляет 3050 кг. Рассчитайте конечный состав смеси в % масс. и % об., если удалено 320 кг CO<sub>2</sub>, 290 кг O<sub>2</sub> и добавлено 45 кг CH<sub>4</sub>.

2.5. Объемные доли компонентов в газе, получаемом при окислительном пиролизе метана (в %): водород – 48; метан – 13; оксид углерода (II) – 27; ацетилен – 9; оксид углерода (IV) – 3. Определите состав газа в мольных долях, среднюю молярную массу и среднюю плотность газовой смеси.

### 3. Основные показатели эффективности химического процесса

Изменение состава материальных потоков на стадии химического превращения определяется главными показателями этой стадии – степенью конверсии (превращения) сырья и выходом конечных продуктов.

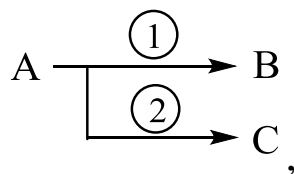
Степень конверсии исходного вещества – отношение количества (объема, массы) этого вещества, вступившего в химическое взаимодействие, к количеству (объему, массе) этого же вещества в потоке, поступающем в реактор (обозначается  $\alpha$ , единица измерения ед. (%)):

$$\alpha = \frac{n_{\text{превр.}}}{n_{\text{исх.}}} = \frac{m_{\text{превр.}}}{m_{\text{исх.}}} = \frac{V_{\text{превр.}}}{V_{\text{исх.}}} \quad (3.1)$$

Показывает, насколько полно в процессе используется исходное сырье.

Если в химическом превращении участвует несколько исходных веществ, то процесс характеризуется степенью конверсии каждого из них.

Если на стадии химического превращения протекают реакции:



где А – сырье, В – целевой продукт, С – побочный продукт, то выход целевого продукта – отношение его количества (объема, массы) к теоретически возможному количеству (объему, массе) в расчете на всё поданное сырье или к количеству (объему, массе) исходного сырья с учетом стехиометрических соотношений (обозначается  $y$ , единица измерения *ед. (%)*):

$$y = \frac{n_B}{n_{A_{\text{исх.}}}} = \frac{m_B}{m_{A_{\text{исх.}}}} = \frac{V_B}{V_{A_{\text{исх.}}}} \quad (3.2)$$

Как правило, на стадии химического превращения сырья целевой реакции сопутствует ряд побочных. Поэтому для определения фактического расхода сырья и выхода побочных продуктов используют такой показатель как селективность (избирательность).

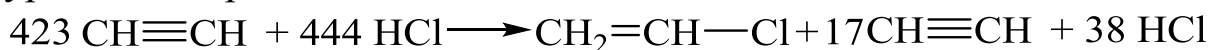
Селективность – это отношение количества (объема, массы) исходного сырья, израсходованного на целевую реакцию к общему количеству (объему, массе) превращенного сырья (обозначается  $C$ , единица измерения *ед. (%)*):

$$C = \frac{n_{A_1}}{n_{A_{\text{превращ.}}}} = \frac{m_{A_1}}{m_{A_{\text{превращ.}}}} = \frac{V_{A_1}}{V_{A_{\text{превращ.}}}} \quad (3.3)$$

Т.е. селективность показывает, какая доля превратившегося исходного вещества пошла на образование целевого продукта.

Кроме того, селективность определяют как отношение целевого продукта к теоретически возможному его количеству (объему, массе) в расчете на превращенное сырье или к количеству (объему, массе) превращенного сырья с учетом стехиометрических соотношений [1,4,5,6].

**Пример 3.1.** Определите степень конверсии реагентов, если уравнение процесса имеет вид:



Решение:

Количество превращенных реагентов:

Ацетилен  $423 - 17 = 406$  моль

Хлороводород  $444 - 38 = 406$  моль

Степень превращения реагентов:

Ацетилен

$$\alpha_{\text{ацетилен}} = \frac{n_{\text{превр.}}}{n_{\text{исх.}}} = \frac{406}{423} = 0,96 \text{ или } 96 \%$$

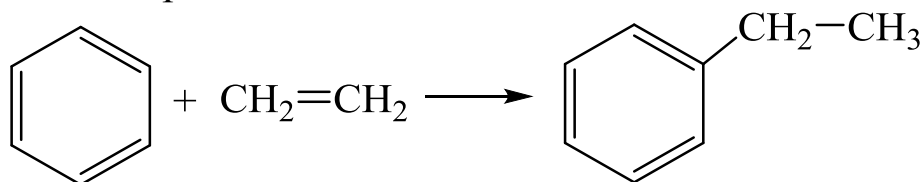
Хлороводород

$$\alpha_{\text{хлороводород}} = \frac{n_{\text{превр.}}}{n_{\text{исх.}}} = \frac{406}{444} = 0,91 \text{ или } 91 \%$$

**Пример 3.2.** В процессе алкилирования бензола этиленом селективность по этилбензолу равна 85 % при степени превращения бензола 30 %. Определите массу бензола, необходимую для получения 5000 кг этилбензола.

Решение: Молярные массы компонентов (в кг/кмоль):  $\text{C}_6\text{H}_6 - 78$ ,  $\text{C}_8\text{H}_{10} - 106$ .

Уравнение реакции:



1. По уравнению реакции составим пропорцию и определим массу бензола, необходимую для получения 5000 кг этилбензола:

$$\begin{array}{ll} m_{\text{бензол}} & - 5000 \text{ кг} \\ 78 \text{ кг/кмоль} & - 106 \text{ кг/кмоль} \end{array}$$

$$m_{\text{бензол}} = \frac{5000 \cdot 78}{106} = 3679,25 \text{ кг.}$$

2. С учетом селективности процесса из уравнения (3.3), найдем сколько бензола вступает в химические превращения (основная и побочные реакции):

$$m_{\text{бензолпревращ.}} = \frac{m_{\text{бензол}}}{C} = \frac{3679,25}{0,85} = 4328,53 \text{ кг}$$

3. С учетом степени превращения из уравнения (3.1), найдем массу бензола, необходимую для получения 5000 кг этилбензола:

$$m_{\text{бензолисх.}} = \frac{m_{\text{бензолпревращ.}}}{\alpha} = \frac{4328,53}{0,3} = 14428,43 \text{ кг.}$$

### Задания

3.1. Определите степень конверсии реагента, если уравнение процесса имеет вид:



3.2. Определите степень конверсии реагентов, если уравнение процесса имеет вид:



3.3. В результате дегидрирования 5500 кг этилбензола образуется 2910 кг стирола. Определите селективность процесса, если степень конверсии этилбензола составляет 60 %.

3.4. Определите массу этилена, образующегося при пиролизе 3500 м<sup>3</sup> пропана, если степень превращения пропана равна 80 %, селективность по этилену 42 %.

3.5. Степень превращения этилена в процессе его прямого окисления равна 25 %. Объем этилена, израсходованного в процессе, составляет 1500 м<sup>3</sup>. Определите селективность по этиленоксиду, если масса оксида этилена равна 500 кг.

3.6. В процессе получения дихлорэтана степень конверсии этилена равна 0,88, а селективность по дихлорэтану составила 90%, Определите объем этиленовой фракции, объемная доля этилена в которой равна 92%, необходимый для получения 1600 кг дихлорэтана.

## 4. Материальный баланс химико-технологического процесса

Основной задачей материального баланса химико-технологического процесса является определение расхода сырья и вспомогательных материалов для обеспечения заданной производительности по целевому продукту. Для решения этой задачи важно рассмотреть теоретические основы процесса; химизм процесса с количественной оценкой основной и побочных реакций; физико-химические характеристики сырья, полупродуктов и целевого продукта, необходимые для последующих расчетов; схему материальных потоков (или операционную блок-схему) и технологическую схему производства. Для получения необходимой информации, если она не приведена в задании, используют лек-

ционный материал, ряд литературных источников [7-20] и интернет - ресурсы.

Основой материального баланса являются законы сохранения массы вещества и стехиометрических соотношений. Теоретический материальный баланс рассчитывают на основе стехиометрического уравнения целевой реакции, и для его составления достаточно знать молярные массы реагирующих веществ. Практический материальный баланс учитывает состав исходного сырья и готовой продукции, наличие примесей, степень конверсии, селективность процесса, соотношение реагентов, потери сырья и готового продукта на всех стадиях производства. Практический материальный баланс составляют по уравнению основной суммарной реакции с учетом побочных реакций согласно закону сохранения массы вещества. Масса всех поступающих в аппарат материалов (приход) равна общей массе выходящих материалов (расход). Материальный баланс составляют на единицу массы основного продукта (кг, т) или единицу времени (ч, сут). Сравнение данных теоретического и практического материальных балансов позволяет выявить возможные пути усовершенствования данного процесса [4,6,21].

Для расчета материального баланса химико-технологического процесса рассчитывают балансы отдельных стадий процесса, в которых происходит изменение состава материальных потоков. В данном курсе рассматриваются материальные расчеты стадии химического превращения, на других стадиях учитываются только потери продукта, которые могут повлиять на результат расчета.

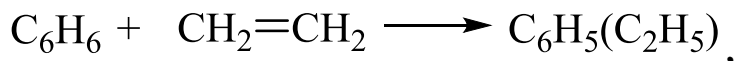
Следует отметить, что существуют различные приемы проведения материальных расчетов с различной степенью полноты в зависимости конкретной задачи и от набора исходных данных. Однако, при расчете материального баланса рекомендуется: во-первых, изобразить схему материальных потоков; во-вторых, точно (количественно) описать химизм процесса; в-третьих, после проведения материальных расчётов, итоги представить в виде таблицы.

**Пример 4.1.** По данным примера 3.2 составить материальный баланс стадии химического превращения бензола в этилбен-

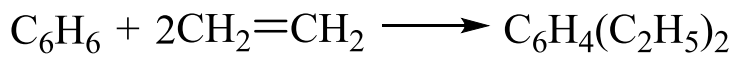
зол, если в качестве побочного продукта образуется диэтилбензол.

Исходные данные:

На данной стадии протекает целевая реакция:



и побочная реакция:



Составим схему материальных потоков, чтобы понять расход каких компонентов нужно определить:



1 – бензол; 2 – этилен; 3 – этилбензол; 4 – диэтилбензол,  $a, b, v, g, d$  – материальные потоки.

Согласно схеме на стадию химического превращения поступают реагенты – 14428,43 кг бензола и этилен (потоки  $a, b$ ), а со стадии выходят: 5000,00 кг этилбензола (целевой продукт, поток  $g$ ), диэтилбензол –побочный продукт (поток  $d$ ) и непревращенный бензол (поток  $v$ ). Принимаем, что этилен превращается полностью. Кроме того, известно, что на все реакции расходуется 4328,53 кг бензола из них на целевую идет 3679,25 кг.

Молярные массы компонентов (в кг/кмоль):  $\text{C}_6\text{H}_6$  – 78,  $\text{C}_8\text{H}_{10}$  – 106,  $\text{C}_{10}\text{H}_{14}$  – 134,  $\text{C}_2\text{H}_4$  – 28.

Решение:

Определим сколько бензола не превращается и выходит со стадии химического превращения (поток  $v$ ):

$$14428,43 - 4328,53 = 10099,90 \text{ кг.}$$

По разнице расхода бензола на все реакции и на целевую определим сколько бензола расходуется на побочную реакцию:

$$4328,53 - 3679,25 = 649,28 \text{ кг.}$$

По уравнению целевой реакции определим расхода этилена на образование этилбензола:

$$\begin{aligned} 3679,24 \text{ кг} & \text{ — } m_{\text{этилен}_1}, \text{ кг} \\ 78 \text{ кг/кмоль} & \text{ — } 28 \text{ кг/кмоль} \end{aligned}$$

$$m_{\text{этилен}_1} = \frac{3679,25 \cdot 28}{78} = 1320,75 \text{ кг}$$

По уравнению побочной реакции определим расхода этилена на образование диэтилбензола:

$$\frac{649,28 \text{ кг}}{78 \text{ кг/кмоль}} = \frac{m_{\text{этилен}_2}}{2 \cdot 28 \text{ кг/кмоль}}$$

$$m_{\text{этилен}_2} = \frac{649,28 \cdot 2 \cdot 28}{78} = 466,15 \text{ кг}$$

Тогда расхода этилена на все реакции составит (поток б):

$$1320,75 + 466,15 = 1786,90 \text{ кг.}$$

По уравнению побочной реакции определим сколько образуется побочного продукта – диэтилбензола (поток д):

$$\frac{649,28 \text{ кг}}{78 \text{ кг/кмоль}} = \frac{m_{\text{диэтилбензол}}}{134 \text{ кг/кмоль}}$$

$$m_{\text{диэтилбензол}} = \frac{649,28 \cdot 134}{78} = 1115,43 \text{ кг.}$$

Результаты расчетов сведем в таблицу:

Приход	кг	Расход	кг
Бензол	14428,43	Бензол	10099,90
Этилен	1786,90	Этилбензол	5000,00
		Диэтилбензол	1115,43
Итого:	16215,33		16215,33

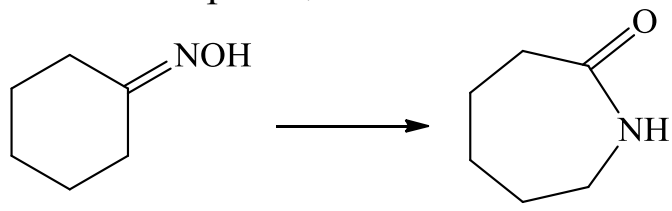
В пособии [21] приведены подробные примеры материальных балансов наиболее крупнотоннажных производств мономеров и полупродуктов органического синтеза (стирола, формальдегида, акрилонитрила, винилхлорида).

### Задания

4.1. По данным задачи 3.5 составить материальный баланс процесса, если в качестве побочной реакции идет окисление этилена до оксида углерода (IV) и воды.

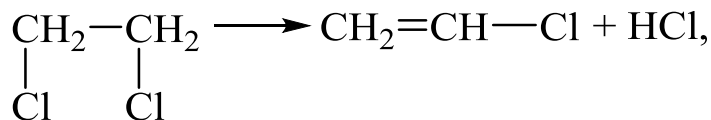
4.2 Составить материальный баланс стадии перегруппировки циклогексаноноксима в капролактам в присутствии олеума на

5000 кг капролактама. Состав циклогексаноноксима, в % мас.: циклогексаноноксим – 96,1, циклогексанон – 0,1, вода – 3,8. Состав олеума, в % мас.: серная кислота – 78, оксид серы (VI) – 22. Степень конверсии циклогексаноноксима – 98%, селективность – 98%, мольное соотношение оксим : олеум = 1 : 1,65. Необходимо учесть, что кроме основной реакции:

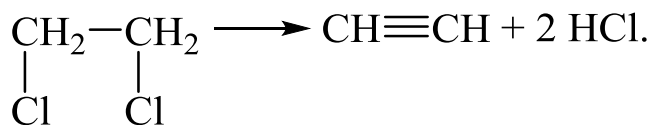


идет взаимодействие оксида серы (VI) с водой, присутствующей в сырье, с образованием серной кислоты.

4.3. Составить материальный баланс стадии дегидрохлорирования в производстве винилхлорида сбалансированным методом на 1000 кг винилхлорида. Согласно технологической схеме 1,2-дихлорэтан подается в печь дегидрохлорирования – трубчатый аппарат змеевикового типа, обогреваемый панельными горелками. Дегидрохлорирование проводят при 400-550 °С и 0,4 МПа при этом протекает целевая реакция:



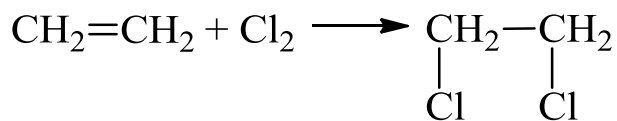
и побочная реакция:



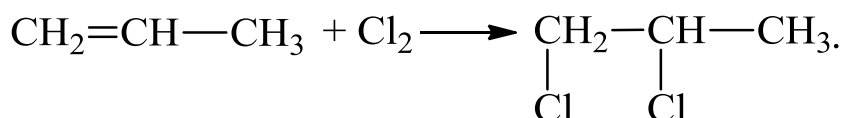
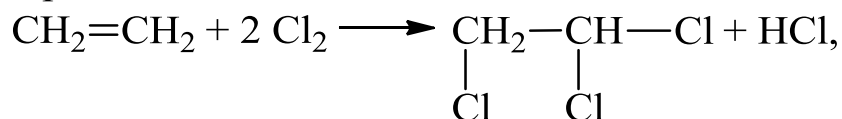
Степень конверсии 1,2-дихлорэтана за проход составляет 50%, селективность – 98%. Состав 1,2-дихлорэтана, подаваемого на пиролиз, в % мас.: 1,2-дихлорэтан – 99,95, вода – 0,05. Ацетилен в печи пиролиза практически полностью превращается в смолистые вещества, и на выходе из печи остаются только следы ацетилена. Примем, что 90% ацетилена переходит в смолы.

4.4. Составить материальный баланс стадии прямого хлорирования этилена в производстве винилхлорида сбалансированным методом на 1000 кг винилхлорида. Состав технического хлора, в % об.: Cl<sub>2</sub> – 85, N<sub>2</sub> – 10,5, O<sub>2</sub> – 3, CO<sub>2</sub> – 1,6. Состав этиленовой фракции, в % об.: C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> – 92, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> – 5, C<sub>3</sub>H<sub>6</sub> – 3. При хлорирова-

нии в присутствии катализатора – хлорида железа, протекает целевая реакция:



и побочные реакции:



Хлор в реакторе прямого хлорирования реагирует полностью, так как его присутствие в продуктах реакции недопустимо (взаимодействия хлора с углеводородами в трубопроводе может привести к воспламенению углеводородов). Степень конверсии этилена – 97 %, селективность – 96,7 %

Необходимо учесть, что в реакторе прямого хлорирования образуется только 50% 1,2-дихлорэтана, подаваемого на дегидрохлорирование, остальное синтезируется в реакторе окислительного хлорирования. По принципиальной технологической между трубчатой печью и реактором прямого хлорирования идет ректификация, поэтому нужно учесть потери дихлорэтана на ректификацию – 6 %.

При составлении схемы материальных потоков химико-технологического процесса, как правило, выделяют:

- стадию подготовки сырья;
- стадию химической переработки;
- стадию выделения и очистки целевого и побочных продуктов.

Если для проведения процесса в реакторе идет неполное превращение исходных продуктов, то на этом этапе может быть предусмотрена рециркуляция непревращенного сырья или вспомогательных материалов (например, растворителя). После анализа схемы материальных потоков составляется принципиальная технологическая схема процесса.

На технологической схеме указывают все аппараты и вспомогательное оборудование, теплообменники, насосы и компрессоры (газодувки), при этом нужно придерживаться обозначений

согласно прил.1. Аппараты на схеме располагают последовательно по ходу движения материальных потоков. Их обозначают слева направо в порядке расположения. Трубопроводы, соединяющие аппараты, изображают в виде чётких сплошных линий. На них стрелками указывают направление потоков, при этом на линиях движения жидкостей стрелки затемняют, а на линиях движения газов их оставляют контурными.

**Пример 4.2.** По описанию составить принципиальную технологическую схему производства стирола (аппараты изобразить согласно прил.1). Стирол получают дегидрированием этилбензола.

Свежий и рециркулирующий этилбензол вместе с небольшим количеством пара подают в испаритель 3 и теплообменник 4, где пары нагреваются горячей реакционной смесью примерно до 500 °С. Перегретый в трубчатой печи 1 до 700 °С водяной пар подается на смешение с парами этилбензола перед входом в реактор 5. Реакционная смесь на выходе из реактора имеет температуру около 500 °С. Она отдает свое тепло вначале в теплообменниках 4 и 3 для подогрева этилбензола и воды, затем в котле-утилизаторе 2. В котле-утилизаторе 2 получают технологический пар, который смешивается с этилбензолом перед испарителем 3. Реакционные газы после котла-утилизатора 2 охлаждают в системе холодильников 6 последовательно водой и рассолом, отделяют сепараторе 7 конденсат от газа (в основном водорода), который поступает в линию топливного газа. После этого в сепараторе 8 конденсат разделяют на водную и органическую фазы. Органическая фаза, называемая печным маслом, содержит стирол, не превращенный этилбензол, бензол, толуол.

Решение. По описанию определяем количество позиций аппаратов – 8, находим их изображение в прил. 1, и согласно описанию соединяем их материальными потоками, с указанием направления потоков (стрелкой). Принципиальная технологическая схема приведена в прил. 2.

**Пример 4.3.** Согласно рисунку в прил. 3 составить описание принципиальной технологической схемы.

Решение.

*Подготовка сырья.* Ацетилен компрессором 2 нагнетается в систему под давлением и охлаждается в рассольном холодильнике 4 (до 3 – 5 °С). После отделения в сепараторе 5 от сконден-

сировавшейся влаги ацетилен поступает на окончательную осушку в колонный аппарат 6, заполненный твердой щелочью. Осушенный ацетилен смешивается с хлороводородом в смесителе 7, оттуда газовая смесь поступает в реактор (контактный аппарат) 8.

*Химическая переработка.* Реактор 8 представляет собой кожухотрубчатый аппарат, который предварительно нагревают горячим маслом (до температуры выше  $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), циркулирующим в межтрубном пространстве аппарата.

В контактном аппарате 8, кроме основной реакции гидрохлорирования, протекают побочные, в частности, образование дихлорэтана, небольших количеств ацетальдегида из-за наличия следов влаги. Состав реакционных газов: винилхлорид, хлористый водород, ацетилен, ацетальдегид, дихлорэтан.

*Выделение и очистка продуктов.* Реакционные газы для удаления из них остатков хлористого водорода проходят последовательно скрубберы 9 и 10. После скруббера 10 контактный газ охлаждается в холодильнике 11. Далее газ поступает в осушитель 12, заполненный твердой щелочью. Здесь контактный газ полностью освобождается от остатков влаги.

Очистку винилхлорида от дихлорэтана и ацетальдегида проводят в дистилляционной тарельчатой колонне 13. Выходящий из верхней части колонны винилхлорид конденсируется в холодильнике 14, охлаждаемом рассолом (до температуры ниже  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ ). Жидкий винилхлорид самотеком поступает в куб аппарата 15. Верхняя часть этого аппарата представляет собой колонну-холодильник, охлаждаемую аммиаком (при испарении аммиака создается температура  $-55\text{ }^{\circ}\text{C}$ ). Здесь из винилхлорида отгоняются растворенный ацетилен и инертные газы. Из кубовой части аппарата 15 некоторое количество жидкости поступает на орошение колонны 13, а основная часть подается на окончательную очистку от ацетилена.

### **Задания**

4.1. По описанию составить принципиальную технологическую схему производства олефинов пиролизом бензина (аппараты изобразить согласно прил.1)

Сырьем служит низкокипящая фракция прямогонного бензина. По схеме пиролиз осуществляется в трубчатой печи 1, в горелки которой подают топливо и воздух. Тепло топочных газов

после их выхода из конвективной секции используют в теплообменниках 2, 3 и 4, где осуществляют соответственно перегрев водяного пара, идущего на пиролиз, подогрев и испарение бензина, и нагревание водного конденсата, используемого для получения пара. После этого топочные газы сбрасывают через дымовую трубу в атмосферу. Продукты пиролиза из печи поступают в «закалочный» аппарат 5; туда впрыскивается водный конденсат, за счет испарения которого происходит быстрое охлаждение смеси примерно на  $200^{\circ}\text{C}$ . Тепло горячих продуктов пиролиза используют вначале в котле-утилизаторе 6 с паросборником 7 для получения пара высокого давления. После чего в колонне 8 проводят их дальнейшее охлаждение за счет орошения циркулирующим «средним» маслом. В кубе колонны 8 собираются кокс и тяжелые продукты пиролиза (смолы), а с одной из нижних тарелок отбирают в жидком виде горячее «среднее» масло вместе со свежим конденсатом средних фракций продуктов пиролиза. Это масло подают в парогенератор 9, где за счет его тепла получают пар, идущий в теплообменник 2 и далее на пиролиз. Охлажденное «среднее» масло насосом 10 возвращают на орошение колонны 8, а часть его выводят из системы, направляя на дальнейшую переработку или используя в качестве топлива. Газ пиролиза вместе с парами других легких продуктов пиролиза и водяным паром выходит с верхней части колонны 8 и направляют в скруббер 11 для подогрева циркулирующего водного конденсата, за счет чего происходит конденсация водяного пара и «легкой» смолы пиролиза. Газ охлаждается до  $30 - 35^{\circ}\text{C}$  и направляется на сжатие и дальнейшее разделение. Смесь горячей воды и «легкого» масла из скруббера 11 поступает в сепаратор 12, где углеводороды отделяются в виде верхнего слоя и отводятся на дальнейшую переработку для выделения ароматических соединений (бензола, толуола, ксилолов).

Горячий водный конденсат циркуляционным насосом 13 частично подают на «закалку» продуктов пиролиза, а остальное его количество циркулирует через систему утилизации тепла 14, дополнительно охлаждается в холодильнике 15 и возвращается на охлаждение продуктов пиролиза в скруббере 11. Часть циркулирующей воды направляют на очистку от смолистых примесей,

после чего ее возвращают в систему водооборота и используют для получения пара, необходимого для пиролиза.

4.2. По описанию составить принципиальную технологическую схему производства винилацетата из уксусной кислоты и ацетилен (аппараты изобразить согласно прил.1)

Процесс включает две стадии: синтез и ректификацию. Свежий катализатор содержится в емкости 1. Из емкости в определенном количестве он ссыпается в камерный питатель 2, откуда с помощью «чистого» азота транспортируется в контактный аппарат 3. При пуске в нижнюю часть контактного аппарата (под сетку) газодувкой 4 подают «грязный» азот, с помощью которого катализатор переходит в псевдоожиженное состояние. При этом происходит отдувка катализаторной пыли. Запыленный азот из верхней части контактного аппарата по соответствующей линии поступает в циклон 5, в котором пыль по стенкам «сползает» в конусную часть и, по мере накопления, выгружается на сжигание. Азот сбрасывается в атмосферу. После отдувки пыли в систему подают «чистый» азот (с возвратом его в рецикл). Часть азота сбрасывается из системы до достижения в ней концентрации кислорода не более 1 % (об.), после чего сброс азота прекращают и начинают прогрев системы. После выхода системы на установленный температурный режим начинают основной технологический процесс.

Свежий ацетилен из магистрали подают во всасывающую линию «мокрой» газодувки 6. Газодувкой ацетилен подается в циклон-влагоотделитель 7, затем после окончательной осушки в скруббере-осушителе 8 поступает на смешение с циркулирующим ацетиленом, выходящим из холодильника 14. Смесь свежего и циркулирующего ацетилена поступает на всас «сухой» газодувки 9, компримируется до давления не более 0,17 МПа и поступает в испаритель уксусной кислоты 11. Газодувка 9 изолирована от остальной аппаратуры огнепреградительными насадочными колоннами 10, установленными на всасывающем и нагнетательном трубопроводах.

Для предотвращения образования взрывоопасной концентрации ацетилена в системе (более 70 % об.) начинают дозированную подачу «чистого» азота. Из испарителя 11 парогазовая смесь поступает в контактный аппарат 3. Аппарат снабжен внут-

ренным змеевиком для поддержания оптимальной температуры реакции. Смесь поступает под распределительную решетку с такой скоростью, чтобы поддерживать катализатор во взвешенном состоянии. При контакте с катализатором в системе протекает химическое взаимодействие ацетилена с уксусной кислотой с образованием винилацетата и побочных продуктов.

Реакционные газы очищаются от катализаторной пыли в фильтрах, встроенных в контактный аппарат, отдают свое тепло исходной смеси в теплообменнике 12 и поступают в скруббер 13, орошаемый захлажденным винилацетатом-сырцом. Несконденсировавшиеся газы окончательно освобождаются от паров винилацетата в рассольном холодильнике 14, после которого непрореагировавший ацетилен идет на рециркуляцию, а винилацетат вместе с продуктом из скруббера 13 поступает в емкость 15. Из этой емкости часть продукта подается на орошение скруббера, остальное количество – на ректификацию.

Часть оборотного ацетилена в смеси с азотом направляется на факельную установку с целью поддержания в рециркулирующем ацетилене концентрации кислорода не более 1 %.

4.3. Согласно рисунку в прил.4 составить описание принципиальной технологической схемы производства формальдегида дегидрированием метанола.

4.4. Согласно рисунку в прил.5 составить описание принципиальной технологической схемы производства фенола из изоприпилбензола (кумольным методом).

## 5. Самостоятельная работа

В рабочую программу курса включены следующие виды самостоятельной работы:

- проработка конспектов лекции и изучение теоретического материала по литературным источникам [7,8,10-17,20];
- самостоятельное решение типовых заданий по теме занятия [1-6,9,18,19,21-25].

Темы и содержание лекционного материала приведены в рабочей программе дисциплины, при проработке материала необходимо воспользоваться литературой [7,8,10-17,20], интернет-

источниками или лекционным материалом размещенным в системе электронного обучения. Кроме того, обучающимся необходимо самостоятельно рассмотреть дополнительный теоретический материал:

1. Базовое сырье для получения мономеров и полупродуктов органического синтеза. Развитие и становление промышленности нефтехимического и углехимического синтеза. Другие источники сырья [7-8; 10, стр.6-11].

2. Крекинг алканов, параметры процесса. Технология каталитического крекинга. Схема реакционного узла для проведения флюид-процесса [7-9,10 стр.30-34].

3. Способы получения винилхлорида. Галогенирование и гидрогалогенирование ненасыщенных соединений. Технология производства винилхлорида гидрохлорированием ацетилен. Технология сбалансированного метода синтеза винилхлорида на основе этилена [7-8,10,13-15, 20].

4. Обзор методов получения фенола: сульфонатный процесс, окислительное хлорирование бензола, окисление толуола, окисление бензола. Области применения фенола [7-8,10,13-15].

Решение типовых задач по теме практического занятия предусмотрено рабочей программой курса. Номера упражнений, примеры расчетов по темам и ссылки на литературу приведены в таблице:

№	Наименование темы	Номера упражнений, примеры
1	Массовый, объемный и мольный состав исходных и реакционных смесей	№ 5,6,8[1];
2	Основные показатели эффективности химических процессов	№ 25,27 [1]; № 2.25 5];
3	Материальный баланс химико-технологического процесса	№ 1.23 [5]; пример № 8 [21];
4	Тепловые расчеты химических процессов. Расчет термодинамических функций веществ, участвующих в процессе (метод структурных групп, метод Бенсона).	№ 1.1, 1.3 [6];
5	Принципы выполнения тепловых расчетов химико-технологического процесса	№ 65,66 [1]; пример № 10 [23];

6	Принципы расчета и подбора реактора в технологическом процессе	№ 54,57,182 [1];
---	--	------------------

Для решения заданий по темам 4-6 необходима литература [24,25].

### Список рекомендуемой литературы

1. Гутник, С. П. Примеры и задачи по технологии органического синтеза : учебное пособие для средних специальных учебных заведений / С. П. Гутник, Г. Л. Кадоркина, В. Е. Сосонко. – Москва : Химия, 1984. – 192 с. – Текст : непосредственный.
2. Трушкова, Л. В. Расчёты по технологии переработки нефти и газа : учебное пособие / Л. В. Трушкова, А. Н. Пауков. – Тюмень : ТюмГНГУ, 2013. – 124 с. – ISBN 978-5-9961-0675-2. – Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. – URL: <https://e.lanbook.com/book/41033> (дата обращения: 21.06.2024). – Режим доступа: для авториз. пользователей.
3. Сарданашвили, А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа : учебное пособие для студентов вузов и ссузов, обучающихся по направлениям подготовки, входящим в УГС «Химические технологии» / А. Г. Сарданашвили, А. И. Львова. - 3-е изд., стер. – Санкт-Петербург : Лань, 2017. – 256 с. – ISBN 978-5-81142-260-9.– Текст : непосредственный.
4. Гутник, С. П. Расчеты по технологии органического синтеза : учебное пособие для средних специальных учебных заведений / С. П. Гутник, В. Е. Сосонко, В. Д. Гутман. – Москва : Химия, 1988. – 272 с. – Текст : непосредственный.
5. Адельсон, С. В. Примеры и задачи по технологии нефтехимического синтеза : учеб. пособие для хим.-технол. специальностей вузов / С. В. Адельсон, П. С. Белов. – Москва : Химия, 1987. – 190 с. – Текст : непосредственный.
6. Тюрин, Ю. Н. Расчеты по технологии органических веществ : учебное пособие для химико-технологических специальностей вузов / Ю. Н. Тюрин ; Кузбасский государственный технический университет, Кафедра технологии органических веществ и нефтехимии. – Кемерово : КузГТУ, 2004. – 232 с. –

ISBN 589-0-7040-95. –

URL: <http://library.kuzstu.ru/meto.php?n=90141&type=utchposob:common> (дата обращения 14.06.2024). – Текст : электронный.

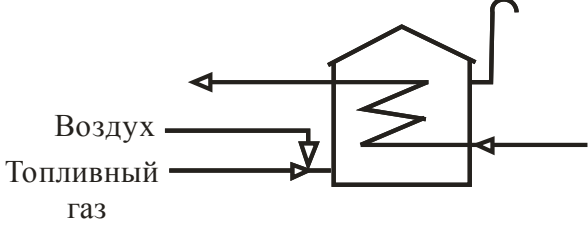
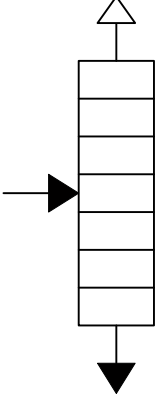
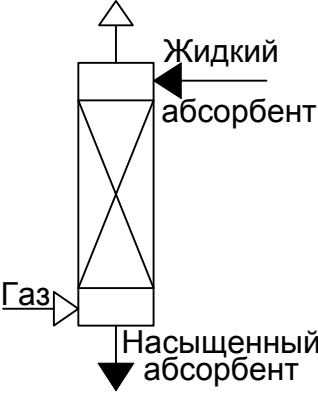
7. Платэ, Н.А. Основы химии и технологии мономеров: учеб. пособие / Н.А. Платэ, Е.В.Сливинский. – Москва : Наука: МАИК “Наука/Интерпериодика”, 2002. – 696 с. – ISBN 5-02-006396-7. – Текст: непосредственный.
8. Лебедев, Н. Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза : учебник для студентов химико-технологических специальностей вузов / Н. Н. Лебедев.- 4-е изд., перераб. и доп. / Репринт. изд. – Москва : Альянс, 2013. – 592 с. – ISBN 978-5-918-72035-6. – Текст : непосредственный.
9. Лебедев, Н. Н. Теория химических процессов основного органического и нефтехимического синтеза : учебник для студентов вузов / Н. Н. Лебедев, М. Н. Манаков, В. Ф. Швец ; под общ. ред. Н. Н. Лебедева. - 2-е изд., перераб. – Москва : Химия, 1984. – 375 с. – Текст : непосредственный.
10. Котельникова, Т. С. Химия и технология органических веществ : учебное пособие : по дисциплине «Химия и технология органических веществ» для студентов направления подготовки "Химическая технология" / Т. С. Котельникова, В. А. Журавлев. - 2-е изд. перераб. и доп. – Кемерово : КузГТУ, 2022. – 238 с. – ISBN 978-5-00137-354-4. – URL: <http://library.kuzstu.ru/meto.php?n=91915&type=utchposob:common> (дата обращения 14.06.2024). – Текст : электронный.
11. Журавлев, В. А. Основы нефтепереработки и нефтехимии : учебное пособие для студентов вузов / В. А. Журавлев, Т. С. Котельникова ; Кузбасский государственный технический университет им. Т. Ф. Горбачева. – Кемерово : КузГТУ, 2014. – 243 с. – ISBN 978-5-89070-949-3. – URL: <http://library.kuzstu.ru/meto.php?n=90054&type=utchposob:common> (дата обращения 14.06.2024). – Текст : электронный.
12. Переработка тяжелых нефтей и нефтяных остатков : гидрогенизационные процессы / под. ред. Х. Анчита, Дж. Спейт; пер. с англ. под ред. О. Ф. Глаголевой. – Санкт-Петербург : Профессия, 2012. – 384 с. – ISBN 978-5-918-84040-5. – Текст : непосредственный.

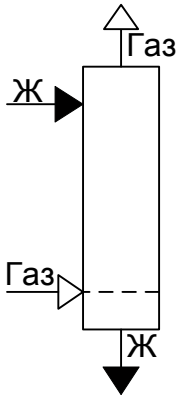
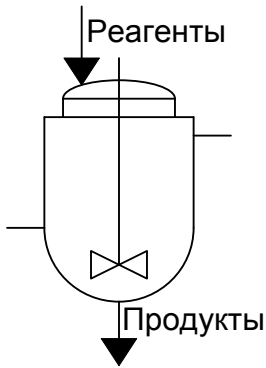
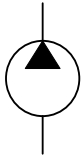
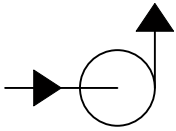
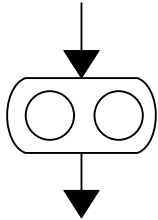
13. Тимофеев, В. С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза : учеб. пособие для студентов вузов, обучающихся по направлению подготовки «Химическая технология и биотехнология» / В. С. Тимофеев, Л. А. Серафимов, А. В. Тимошенко. - 3-е изд., перераб. и доп. – Москва : Высшая школа, 2010. – 408 с. – ISBN 506-0-0606-76. – Текст : непосредственный.
14. Адельсон, С. В. Технология нефтехимического синтеза : учебник для вузов / С. В. Адельсон, Т. П. Вишнякова, Я. М. Паушкин. - 2-е изд., перераб. – Москва : Химия, 1985. – 608 с. – Текст : непосредственный.
15. Юкельсон, И. И. Технология основного органического синтеза: учеб. пособие для хим.- технолог. специальностей вузов / И. И. Юкельсон. – Москва : Химия, 1968. – 846 с. – Текст : непосредственный.
16. Технология переработки нефти: учебное пособие для студентов вузов, обучающихся по специальности «Хим. технология природных энергоносителей и углеродных материалов» направления подгот. дипломиру. специалистов «Хим. технология орган. веществ и топлива» : в 2 частях. Ч. 2: Деструктивные процессы / В. М. Капустин, А. А. Гуреев. – Москва : КолосС, 2008. – 334 с. – ISBN 9785953205313. – Текст : непосредственный.
17. Соколов, Р. С. Химическая технология : учебное пособие для студентов вузов. В 2 томах. Т. 2: Металлургические процессы. Переработка химического топлива. Производство органических веществ и полимерных материалов / Р. С. Соколов. – Москва : ВЛАДОС, 2000. – 448 с. – ISBN 569-1-0035-77. – Текст : непосредственный.
18. Справочник химика. Т. 2: Основные свойства неорганических и органических соединений / Н. А. Абрамова [и др.]; редкол.: Б. П. Никольский (гл. ред.) [и др.]. - 3-е изд., испр. – Ленинград : Химия, 1971. – 1167 с. – Текст : непосредственный.
19. Краткий справочник физико-химических величин / сост.: Н. М. Барон [и др.] ; под ред. А. А. Равделя , А. М. Пономаревой. - 11-е изд., испр. и доп. – Москва : Аз-book, 2009. – 240 с. – ISBN 590-5-0340-30. – Текст : непосредственный.

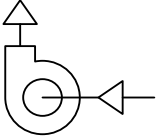
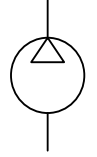
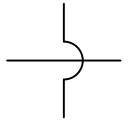
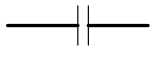
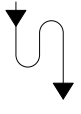


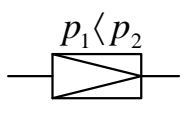

20. Промышленные хлорорганические продукты : справочник / под ред. Л. А. Ошина. Москва : Химия, 1978. –654 с. – Текст : непосредственный.
21. Журавлев, В. А. Расчет материальных балансов при проектировании производств органического синтеза : учебное пособие для студентов специальности 240401 «Хим. технология орган. Веществ» и для использования при курсовом и диплом. проектировании по дисциплине «Химия и технология орган. веществ» / В. А. Журавлев, Т. С. Котельникова ; Кузбасский государственный технический университет им. Т. Ф. Горбачева, Кафедра технологии органических веществ и нефтехимии. – Кемерово : КузГТУ, 2012. – 92 с. – ISBN 978-5-89070-837-0. – Текст : непосредственный.
22. Расчеты химико-технологических процессов : учебное пособие для студентов химико-технологических специальностей вузов / А. Ф. Туболкин [и др.]; под ред. И. П. Мухленова. - 2-е изд., перераб. и доп., стер.: [перепеч. с изд. 1982 г.]. – Москва : Альянс, 2015. – 248 с. – ISBN 978-5-91872-079-0. – Текст : непосредственный.
23. Тепловые расчеты : методические указания к практическим работам по дисциплине «Химия и технология органических веществ» для обучающихся направления подготовки 18.03.01 «Химическая технология», направленность (профиль) «Химическая технология органических веществ» / Кузбасский государственный технический университет им. Т. Ф. Горбачева ; Кафедра технологии органических веществ и нефтехимии ; составители: Т. С. Котельникова, В. А. Журавлев. – Кемерово : КузГТУ, 2020. – 30 с. – Текст : непосредственный.
24. Жоров, Ю. М. Термодинамика химических процессов. Нефтехимический синтез, переработка нефти, угля и природного газа : справочник / Ю. М. Жоров. Москва : Химия, 1985. –464 с. – Текст : непосредственный.
25. Лацинский, А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры : справочник / А. А. Лацинский, А. Р. Толчинский. - изд. 3-е, стер. – Москва : Альянс, 2008. –752 с. – ISBN 590-3-0342-46. – Текст : непосредственный.

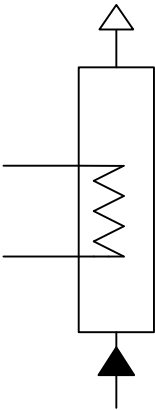
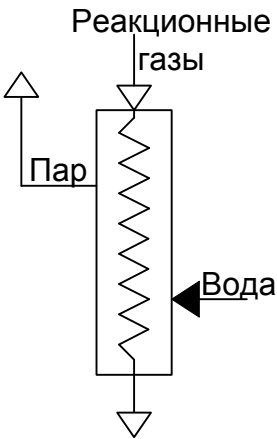
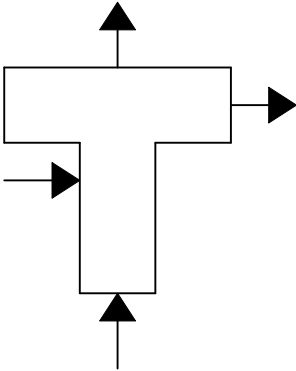
## Приложения

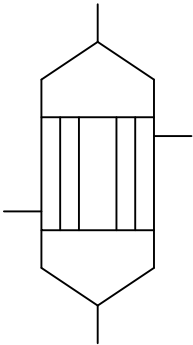
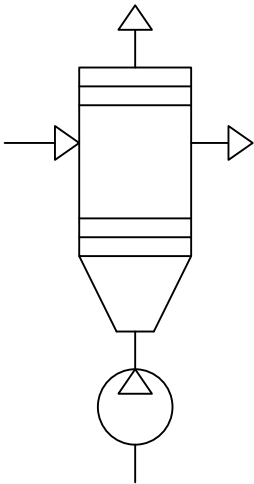
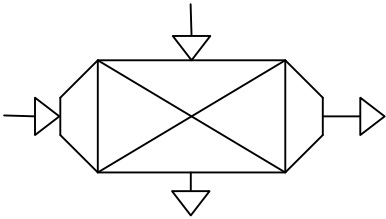
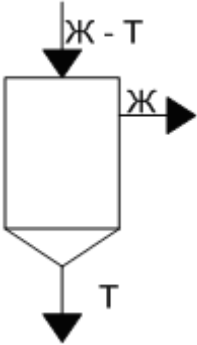
## Приложение 1

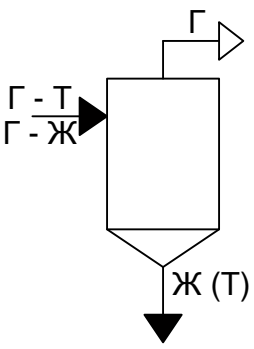
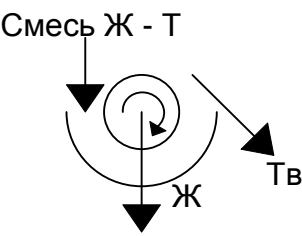
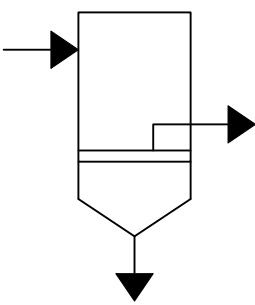
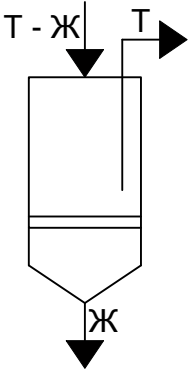
	<p>Трубчатая печь</p>
	<p>Ректификационная тарельчатая колонна</p>
	<p>Насадочный абсорбер</p>

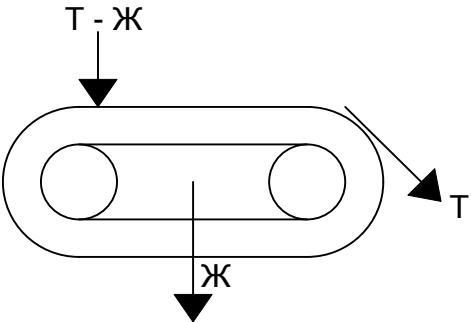
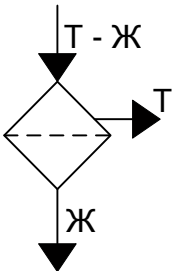
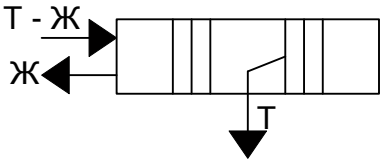
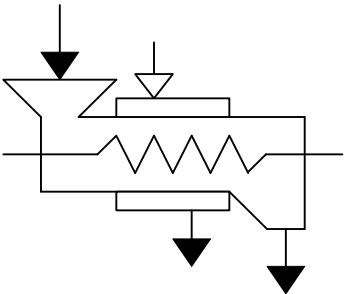
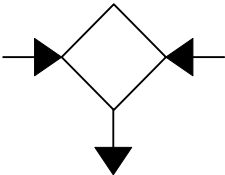
	<p>Барботажная реакционная колонна</p>
	<p>Аппарат периодический с рубашкой и мешалкой (или элемент каскада реакторов)</p>
	<p>Насос (общее обозначение)</p>
	<p>Насос центробежный</p>
	<p>Насос шестеренный</p>

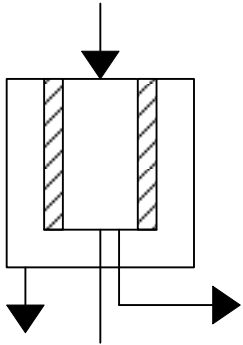
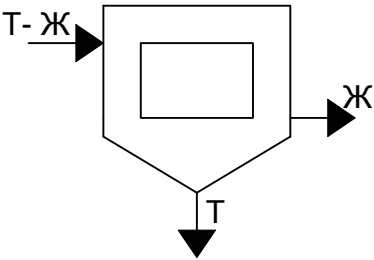
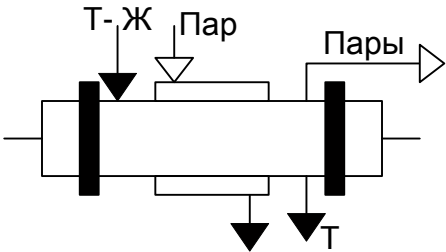
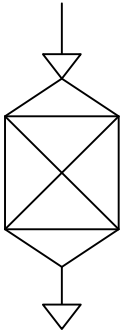
	Вентилятор
	Компрессор
	Пересечение трубопроводов
	Фланцевое соединение
	Гидрозатворы
	Вентиль запорный
	Клапан проходной (кран)
	Клапан редукционный
	Задвижка

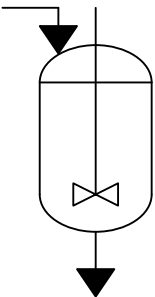
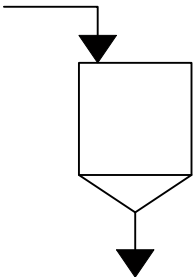
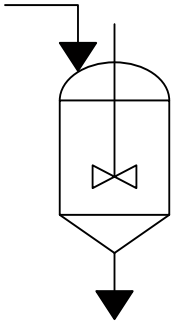
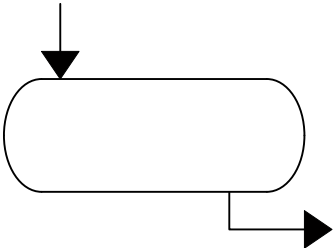
	<p>Аппарат выпарной</p>
	<p>Котел-утилизатор</p>
	<p>Аппарат выпарной пленочный с восходящей пленкой</p>

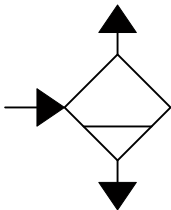
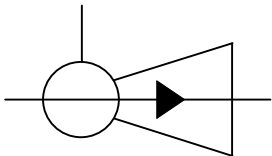
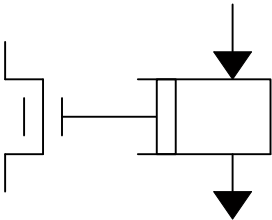

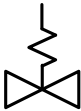

	<p>Аппараты теплообменные кожухотрубные</p>
	<p>Аппарат теплообменный с воздушным охлаждением</p>
	<p>Калорифер</p>
	<p>Отстойник</p>

	<p>Циклон</p>
	<p>Фильтр барабанный</p>
	<p>Друк-фильтр</p>
	<p>Нутч-фильтр вакуумный</p>

	<p>Фильтр ленточный</p>
	<p>Фильтр (общее обозначение)</p>
	<p>Фильтр-пресс</p>
	<p>Сушилка шнековая</p>
	<p>Смеситель</p>

	<p>Центрифуга фильтрующая</p>
	<p>Фильтр-сепаратор</p>
	<p>Сушилка барабанная</p>
	<p>Адиабатический реактор</p>

	<p>Аппарат без рубашки</p>
	<p>Емкости вертикальные с коническим днищем</p>
	
	<p>Емкости горизонтальные</p>

	Сепаратор
	Эжектор
	Насос поршневой
	Вентиль регулирующий
	Клапан предохранительный
	Клапан дроссельный

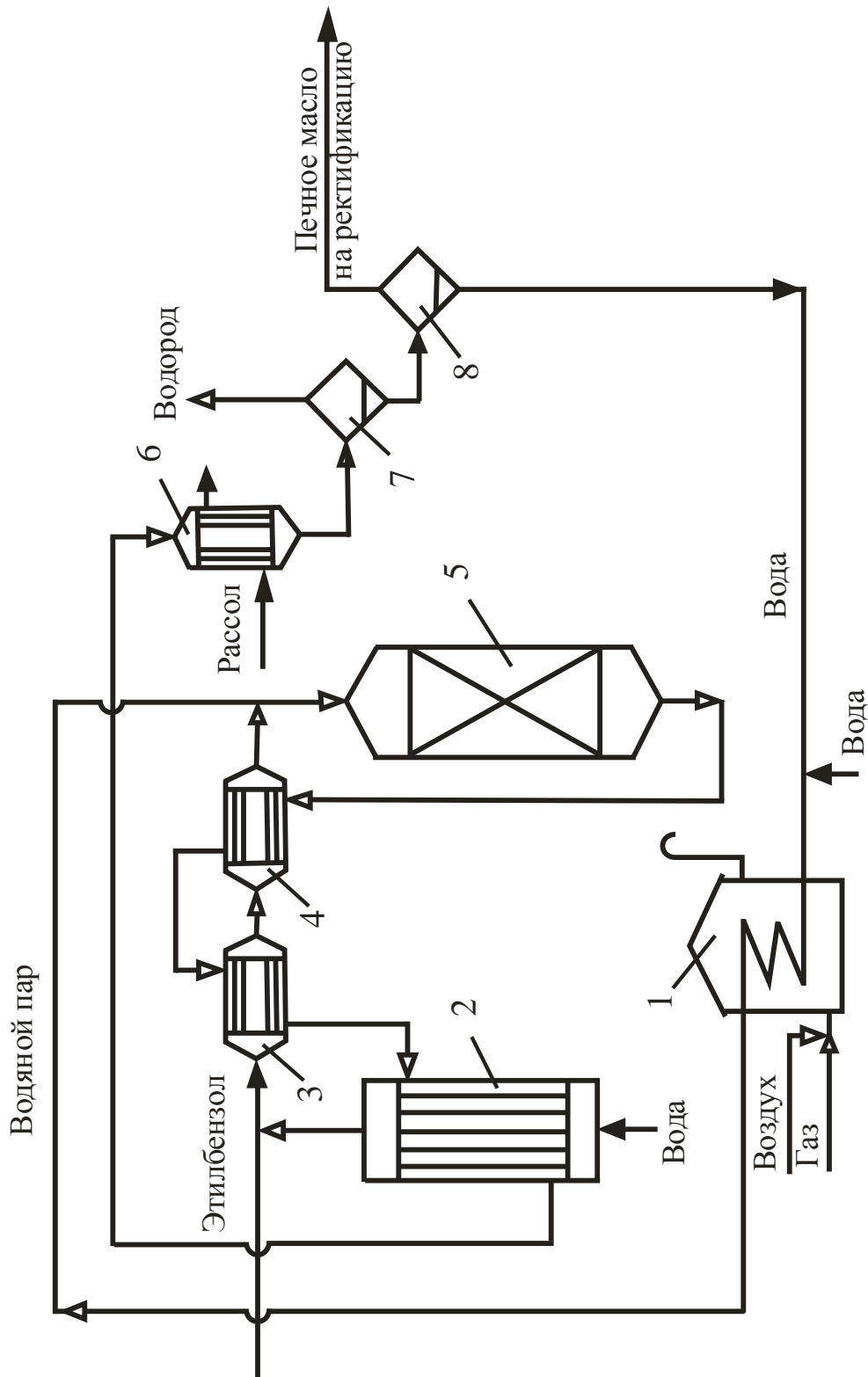


Рис. Технологическая схема производства стирола:  
1 – трубчатая печь; 2 – котел-утилизатор; 3 – испаритель; 4 – теплообменник; 5 – реактор;  
6 – холодильник; 7, 8 – сепараторы



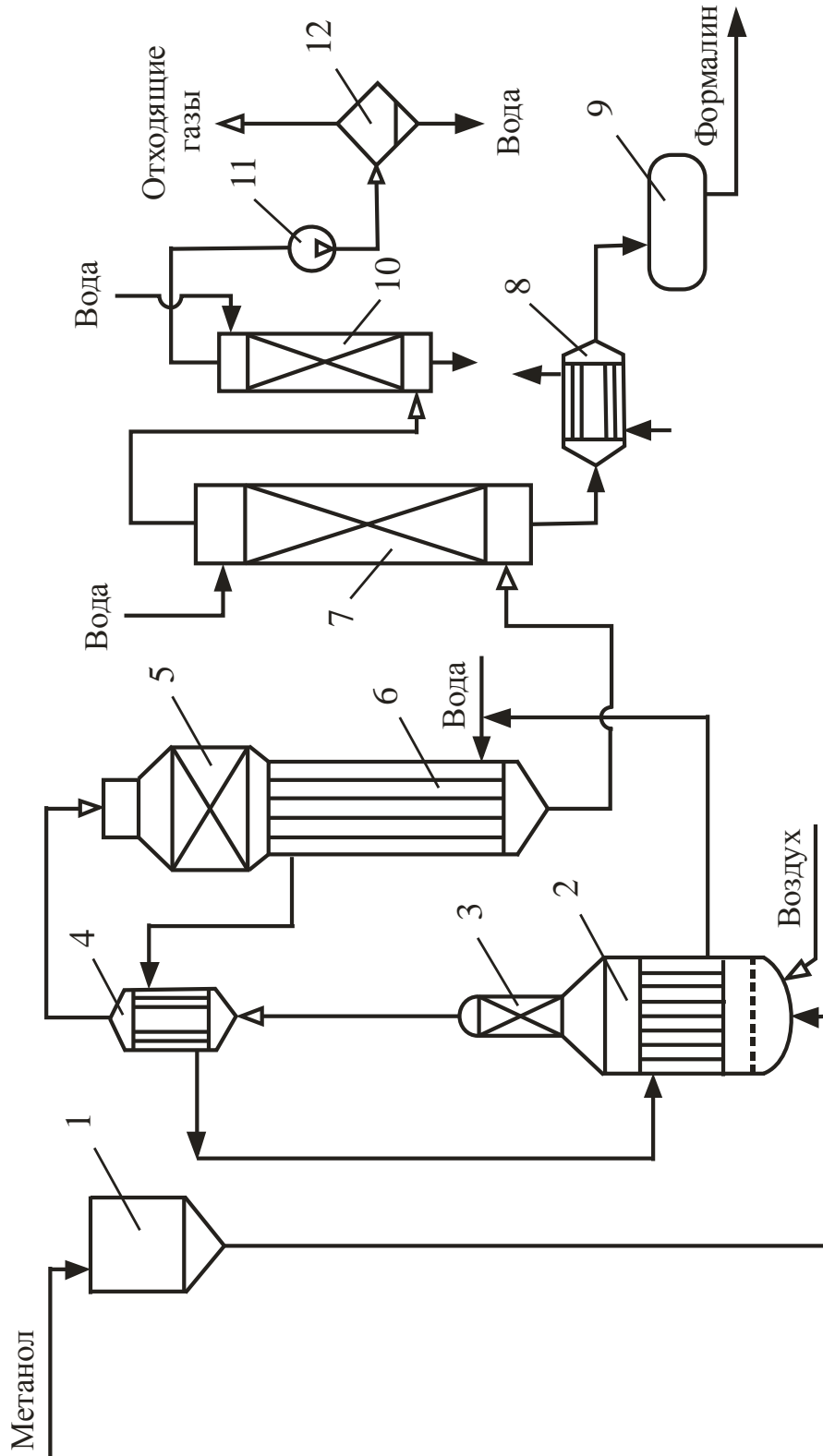


Рис. Технологическая схема окислительного дегидрирования метанола:

1 – напорный бак метанола; 2 – испаритель; 3 – брызгоуловитель; 4 – перегреватель; 5 – реактор; 6 – подконттактный холодильник; 7 – абсорбер; 8 – сборник формалина; 9 – скруббер; 11 – газодувка; 12 – сепаратор

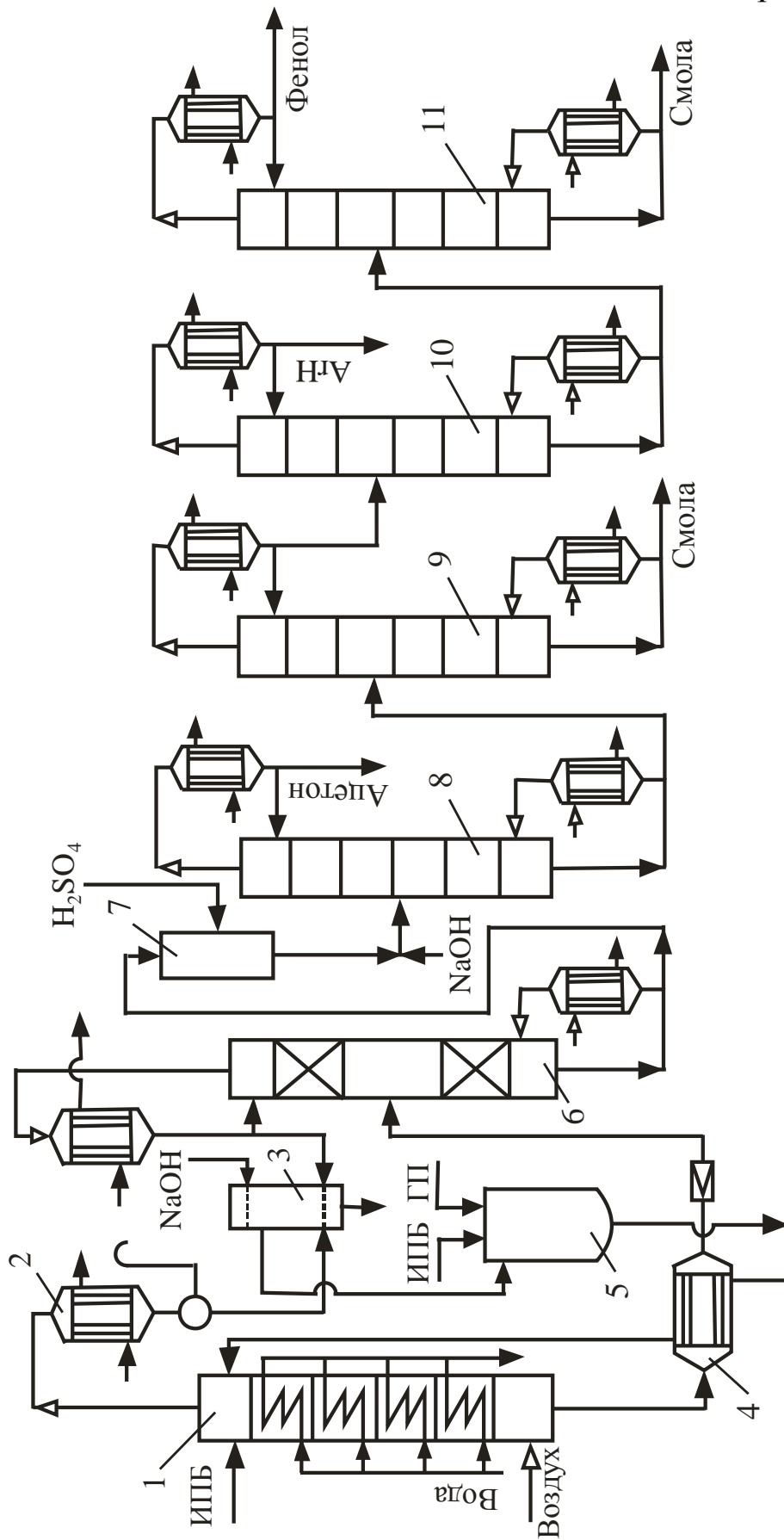


Рис. Технологическая схема кумольного метода получения фенола и ацетона:

1 – реакционная колонна; 2 – холодильник; 3 – промыватель-сепаратор; 4 – теплообменник; 5 – сборник; 6, 8, 9, 10, 11 – ректификационные колонны; 7 – узел кислотного разложения