

**МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**

**Федеральное государственное автономное образовательное
учреждение высшего образования
«СЕВЕРО-КАВКАЗСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ
УНИВЕРСИТЕТ»**

Невинномысский технологический институт (филиал)

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И ОБОРУДОВАНИЕ

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ

к практическим занятиям для студентов направления
15.03.04 Автоматизация технологических процессов и произ-
водств

Невинномысск 2021

Методические указания разработаны в соответствии с требованиями Государственного образовательного стандарта в части содержания и уровня подготовки бакалавров по направлению 15.03.04 «Автоматизация технологических процессов и производств».

Указания содержат рекомендации по проведению практических занятий, примеры решения задач по темам дисциплины и список рекомендуемой литературы [1–11].

Составитель *доц. А.И. Свидченко*

Рецензент *доц. А.Л. Проскурнин*

Содержание

ПРЕДИСЛОВИЕ.....	4
ВВЕДЕНИЕ.....	6
Занятие 1. «Горизонтальные и вертикальные сосуды. Примеры расчета, проектирования и конструирования»	7
Занятие 2. «Трубопроводные системы. Примеры расчета, проектирования и выбора трубопроводов и арматуры».....	10
Занятие 3. «Отстойники, фильтры, центрифуги, циклоны, мешалки. Примеры расчета, проектирования и выбора типового оборудования»....	15
Занятие 4. «Теплообменные аппараты. Примеры расчета, выбора и поверки типовых и специальных аппаратов теплообмена».....	25
Занятие 5. «Тарельчатые и насадочные массообменные аппараты. Примеры расчета, проектирования и конструирования»	33
Занятие 6. «Реакторы. Примеры расчета, проектирования и конструирования».....	46
Занятие 7. «Оборудование для механических процессов. Примеры расчета, проектирования и выбора типового оборудования».....	48
Занятие 8. «Нормативно-технические документы для проектирования, изготовления и эксплуатации технологического оборудования».....	51
Рекомендуемая литература.....	52

ПРЕДИСЛОВИЕ

Методические указания составлены на современном научном уровне и рассчитаны на студентов, обладающих достаточной подготовкой по разделам дисциплин: информатика, математика, физика, основы компьютерной графики, и др.

Методические указания составлены для выполнения практических занятий курса «Технологические процессы и оборудование» с учетом требований стандарта третьего поколения ФГОС ВО для подготовки бакалавров направления 15.03.04 Автоматизация технологических процессов и производств.

При подготовке издания учтены основные изменения в программе дисциплины и тенденции ее развития.

В результате освоения материала методических указаний по дисциплине «Основы проектирования и оборудование» ОП студент приобретает следующие компетенции:

профессиональные: ПК-1: способностью собирать и анализировать исходные информационные данные для проектирования технологических процессов изготовления продукции, средств и систем автоматизации, контроля, технологического оснащения, диагностики, испытаний, управления процессами, жизненным циклом продукции и ее качеством; участвовать в работах по расчету и проектированию процессов изготовления продукции и указанных средств и систем с использованием современных информационных технологий, методов и средств проектирования; ПК-2: способностью выбирать основные и вспомогательные материалы для изготовления изделий, способы реализации основных технологических процессов, аналитические и численные методы при разработке их математических моделей, методы стандартных испытаний по определению физико-механических свойств и технологических показателей материалов и готовых изделий, стандартные методы их проектирования, прогрессивные методы эксплуатации изделий; ПК-3: готовностью применять способы рационального использования сырьевых, энергетических и других видов ресурсов, современные методы разработки малоотходных, энергосберегающих и

экологически чистых технологий, средства автоматизации технологических процессов и производств; ПК-16: способностью участвовать в организации мероприятий по повышению качества продукции, производственных и технологических процессов, техническому и информационному обеспечению их разработки, испытаний и эксплуатации, планированию работ по стандартизации и сертификации, а также актуализации регламентирующей документации; ПК-31: способностью выявлять причины появления брака продукции, разрабатывать мероприятия по его устранению, контролировать соблюдение технологической дисциплины на рабочих местах; ПК-32: способностью участвовать во внедрении и корректировке технологических процессов, средств и систем автоматизации, управления, контроля, диагностики при подготовке производства новой продукции и оценке ее конкурентоспособности; ПК-33: способностью участвовать в разработке новых автоматизированных и автоматических технологий производства продукции и их внедрении, оценке полученных результатов, подготовке технической документации по автоматизации производства и средств его оснащения.

Содержание методических указаний соответствует требованиям Федерального государственного образовательного стандарта высшего профессионального образования к содержанию дисциплины «Технологические процессы и оборудование» для студентов направления 15.03.04 Автоматизация технологических процессов и производств.

ВВЕДЕНИЕ

Приобретаемые компетенции ОП при освоении материала методических указаний – ПК-1, ПК-2, ПК-3, ПК-16, ПК-31, ПК-32, ПК-33. Изучив этот материал, бакалавр будет:

Знать	<ol style="list-style-type: none">1. Теоретические основы типовых процессов, протекающих в технологическом оборудовании.2. Устройство и работу основного технологического оборудования.3. Принципы проектирования технологического оборудования.
Уметь	<ol style="list-style-type: none">1. Собирать и анализировать исходные информационные данные для проектирования технологических процессов изготовления продукции.2. Применять способы рационального использования сырьевых, энергетических и других видов ресурсов.3. Использовать теоретические основы типовых процессов, протекающих в технологическом оборудовании
Владеть	<ol style="list-style-type: none">1. Способностью участвовать в организации мероприятий по повышению качества продукции, производственных и технологических процессов, техническому и информационному обеспечению их разработки, испытаний и эксплуатации.2. Способностью участвовать во внедрении и корректировке технологических процессов, средств и систем автоматизации, управления, контроля, диагностики.3. Принципами анализа технологических процессов и оборудования отрасли как объектов управления.

Ниже приведены материалы для выполнения практических заданий, рассматриваемые по основным темам дисциплины, согласно ФГОС ВО и рабочей учебной программы.

Занятие 1. «Горизонтальные и вертикальные сосуды. Примеры расчета, проектирования и конструирования»

Целью занятия является изучение принципов устройства, работы и проектирования сосудов для газов и жидкостей.

В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть емкости горизонтальные и вертикальные, резервуары, газгольдеры, в том числе:

- конструкцию оборудования и составных частей, включая узлы подсоединения средств контроля и автоматики;
- достоинства и недостатки отдельных решений;
- принципы использования по назначению;
- принципы безопасной эксплуатации;
- принципы материального оформления, проектирования и выбора оборудования по каталогу;
- особенности эксплуатации при использовании в качестве аппаратов (отстойников, сепараторов);
- номенклатуру параметров контроля и управления.

Завершая тему, рекомендуется рассмотреть числовые примеры проектирования сосудов. В качестве объектов проектирования рекомендуется рассмотреть емкости горизонтальные и вертикальные, резервуары.

Пример 1.1. Определить габаритные размеры горизонтальной емкости для хранения $V_p=110 \text{ м}^3$ жидкого минерального масла при атмосферном давлении и температуре до $50 \text{ }^\circ\text{C}$.

Решение

Схема к расчету емкости приведена на рисунке 1.1.

К габаритным размерам емкости относятся ее внутренний диаметр D и длина L .

При хранении жидкостей степень заполнения номинального объема V_n составляет $\varphi=0,85\div 0,9$. Примем степень заполнения $\varphi=0,88$. Тогда номинальный объем будет равен

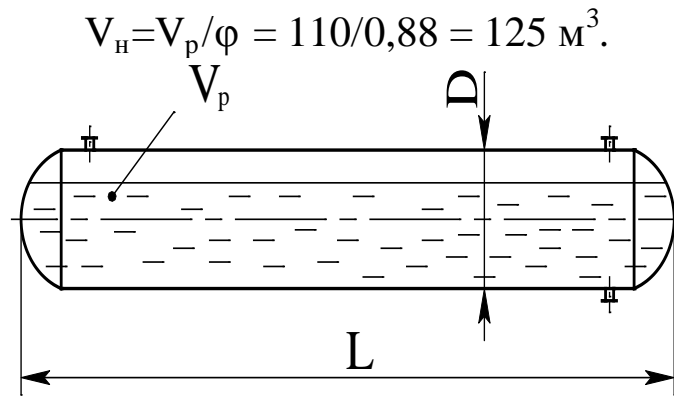


Рисунок 1.1 – Схема к расчету емкости

Рекомендуется согласовать полученное значение V_H с ближайшим по ГОСТ 13372–78* и принять стандартное значение. По стандарту предусмотрено $V_H = 125 \text{ м}^3$.

На следующем этапе следует задаться значением внутреннего диаметра D сосуда из стандартного ряда (400...20000 мм). Примем диаметр емкости $D = 3 \text{ м}$. Тогда ее длина будет равна

$$L \approx 4V_H / (\pi D^2) = 4 \cdot 125 / (3,14 \cdot 3^2) = 17,7 \text{ м},$$

где $\pi = 3,14$.

Затраты на изготовление сосуда будут близки к оптимальным при выполнении соотношения размеров $L/D = \langle 3...7 \rangle$. Проверим это условие

$$L/D = 17,7/3 = 5,9,$$

т.е. условие выполняется.

Если найденные габаритные размеры емкости не удовлетворяют вышеприведенному соотношению, то следует сделать новую попытку расчета.

Возможна и другая схема решения задачи, когда подбирается типовая горизонтальная емкость по данным каталога, например [4].

Найденные размеры емкости позволяют выполнить ее материальное оформление, прочностной расчет и подготовить чертежи общего вида для оформления заказа на изготовление.

Пример 1.2. Определить экономически наиболее выгодные размеры цилиндрического резервуара для хранения дизельного топлива при атмосферном давлении и температуре до $50 \text{ }^\circ\text{C}$ по следующим

исходным данным: номинальный объем сосуда $V_H = 10000 \text{ м}^3$; толщина металла стенки корпуса $\delta = 0,014 \text{ м}$; условная стоимость 1 м^3 металла $C_M = 10000 \text{ уе/м}^3$; условная стоимость 1 м сварки $C_{св} = 500 \text{ уе/м}$.

Решение

Схема к решению задачи приведена на рисунке 1.2.

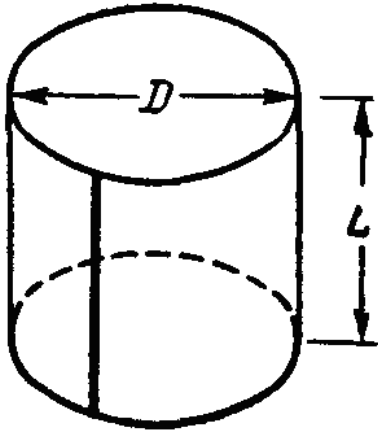


Рисунок 1.2 – Схема к решению задачи

Для простоты решения учитываются только стоимость металла и стоимость сварки сосуда с бока, а также сверху и снизу (замыкающие сварные швы). Функция стоимости Φ , которую необходимо свести к минимуму, есть стоимость металла и сварки в расчете на один сосуд. Она может быть выражена следующим уравнением:

$$\Phi(A, w) = \Phi = C_M \delta A + C_{св} w \rightarrow \min,$$

где A – площадь поверхности сосуда, м^2 ; w – длина швов сварки для одного сосуда, м .

Для минимизации функции нескольких переменных может быть применен метод неопределенных множителей Лагранжа. Это позволяет найти оптимальное решение для диаметра резервуара D в виде:

$$(\pi C_M \delta) D^4 + (2\pi C_{св}) D^3 - (4V_H C_M \delta) D - \frac{8V_H C_{св}}{\pi} = 0. \quad (1.1)$$

Поскольку D – единственная переменная в приведенном уравнении при заданных C_M , $C_{св}$, δ и V_H , ее можно определить.

Подсчитаем значения коэффициентов уравнения (1.1):

$$\pi \cdot C_M \cdot \delta = 3,14 \cdot 10000 \cdot 0,014 = 439,82;$$

$$2\pi \cdot C_{св} = 2 \cdot 3,14 \cdot 500 = 3141,59;$$

$$4V_H \cdot C_M \cdot \delta = 4 \cdot 10000 \cdot 10000 \cdot 0,014 = 5,6 \cdot 10^6;$$

$$\frac{8V_{\text{H}}C_{\text{св}}}{\pi} = \frac{8 \cdot 10000 \cdot 500}{3,14} = 1,273 \cdot 10^7.$$

Тогда получим уравнение в виде:

$$439,82 \cdot D^4 + 3141,59 \cdot D^3 - 5,6 \cdot 10^6 \cdot D - 1,273 \cdot 10^7 = 0.$$

Решение уравнения в системе MathCAD дает: $D_1 = 21,968$;

$D_2 = -2,277$; $D_3 = -13,4169 + 19,96 \cdot i$; $D_4 = -13,4169 - 19,96 \cdot i$.

Приемлемым является $D_1 = 21,968$ м.

Окончательно принимаем диаметр сосуда $D = 22$ м.

Высота резервуара будет равна

$$L = \frac{4V_{\text{H}}}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 10000}{3,14 \cdot 22^2} = 26,32 \text{ м.}$$

Найденные значения размеров сосуда обеспечивают его минимальную стоимость при изготовлении.

Цилиндрические резервуары изготавливают с толщиной листов плоской кровли $\delta \approx 2\text{--}3$ мм. Однако листы покрытия укладывают на балки из сортового проката. Поэтому использованная в расчетах величина $\delta = 0,014$ м для кровли является обоснованной.

Найденные размеры резервуара позволяют выполнить его материальное оформление, прочностной расчет и подготовить чертежи общего вида для оформления заказа на изготовление.

Занятие 2. «Трубопроводные системы. Примеры расчета, проектирования и выбора трубопроводов и арматуры»

Целью занятия является изучение принципов устройства, работы и проектирования трубопроводных систем.

В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть составные части трубопроводов, в том числе:

- разновидности труб, фасонных деталей и арматуры, узлы подсоединения средств контроля и автоматики;
- достоинства и недостатки отдельных решений;
- принципы использования по назначению;
- принципы безопасной эксплуатации;

- принципы материального оформления, проектирования и выбора элементов трубопроводных систем по каталогу;
- номенклатуру параметров контроля и управления.

Завершая тему, рекомендуется рассмотреть числовые примеры проектирования трубопроводов.

Пример 2.1. Определить режим движения воды при состоянии насыщения по трубопроводу (внутренняя задача гидродинамики), имеющему внутренний диаметр 125 мм, при объемном расходе $V = 88,2 \text{ м}^3/\text{ч}$. Температура воды $150 \text{ }^\circ\text{C}$.

Решение

Схема к расчету приведена на рисунке 2.1.

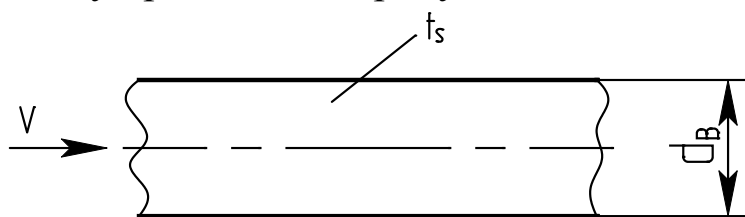


Рисунок 2.1 – Схема к расчету режима течения

Для определения режима течения потока необходимо рассчитать критерий (число) подобия Рейнольдса

$$Re = \frac{w d_B}{\nu},$$

где w – скорость потока, м/с; ν – кинематический коэффициент вязкости потока, $\text{м}^2/\text{с}$; d_B – внутренний диаметр трубопровода, м.

Скорость движения потока рассчитывают по формуле

$$w = \frac{4V}{\pi d_B^2} = \frac{4 \cdot 88,2}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,125^2} = 2 \text{ м/с},$$

где V – расход потока, $\text{м}^3/\text{с}$; $\pi = 3,14$.

Необходимое значение вязкости воды при $t_s = 150^\circ\text{C}$ принимается по справочным данным и составляет $\nu = 2,02 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$.

Режим движения воды будет ламинарным, если $Re < 2320$. В противном случае – режим турбулентный.

Критерий подобия Рейнольдса равен

$$Re = \frac{2 \cdot 0,125}{2,02 \cdot 10^{-7}} = 1,18 \cdot 10^6 > 2320,$$

т.о. режим течения воды в трубопроводе является турбулентным.

Пример 2.2. По трубопроводу подается вода при температуре $t = 70^\circ\text{C}$ в количестве $V = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$. Длина трубопровода $\ell = 1000 \text{ м}$, внутренний диаметр $d_b = 259 \text{ мм}$. Давление воды в начале линии $p_1 = 5 \text{ кгс/см}^2$. Отметка оси трубопровода в конечной точке на 2 м выше начальной. Определить полный напор и давление в начале и конце трубопровода. Шероховатость труб $\Delta = 5 \cdot 10^{-4} \text{ м}$. Потери напора на местных сопротивлениях принять равными 10% от потерь на трение.

Решение

Схема к расчету приведена на рисунке 2.2.

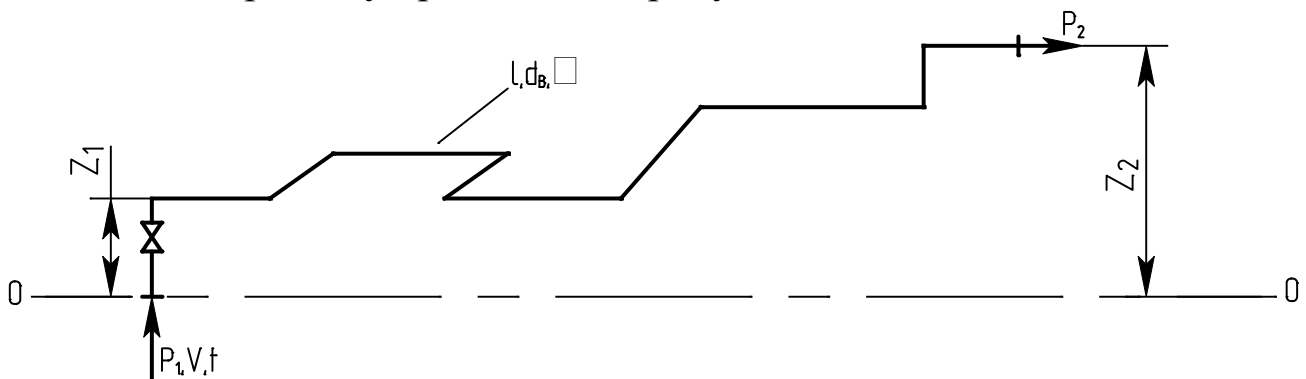


Рисунок 2.2 – Схема к расчету: 0–0 – плоскость сравнения (обозначения в тексте)

Для решения задачи необходимо использовать уравнение Бернулли для потока реальной жидкости в виде

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{п}},$$

где z_1, z_2 – отметки оси трубопровода в начальной и конечной точках, считая от плоскости сравнения 0 – 0, м; p_1, p_2 – давления в начальной и конечной точках трубопровода, Па; ρ – плотность потока, кг/м^3 ; g – ускорение свободного падения, м/с^2 ; $h_{\text{п}}$ – потери напора потоком среды в трубопроводе, м ст ж; w_1, w_2 – скорости потока в начальной и конечной точках трубопровода, м/с.

Полный напор в начальной точке трубопровода равен

$$h_1 = z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g}.$$

Полный напор в конечной точке трубопровода равен

$$h_2 = h_1 - h_{\text{п}} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}.$$

Потери напора вычисляются по формуле

$$h_{\text{п}} = h_{\text{тр}} + \sum_i h_{\text{мси}} = 1,1h_{\text{тр}},$$

где $h_{\text{тр}}$ – потери напора на трение, м ст ж.; $\sum_i h_{\text{мси}}$ – сумма потерь напора потоком на местных сопротивлениях ($i = \overline{1, n}$), м ст ж.

Потери напора на трение вычисляются по формуле

$$h_{\text{тр}} = \Delta P_{\text{тр}} / \rho g,$$

где $\Delta P_{\text{тр}}$ – потери давления потоком на преодоление сил трения, определяемые по формуле

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda_{\text{тр}} \frac{\ell}{d_{\text{в}}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2},$$

где $\lambda_{\text{тр}}$ – коэффициент трения, определяемый в зависимости от режима движения потока.

При турбулентном режиме течения потока может использоваться формула

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda_{\text{тр}}}} = -2 \cdot \lg \left[\frac{\Delta}{3,7d_{\text{в}}} + \left(\frac{6,81}{\text{Re}} \right)^{0,9} \right].$$

При этом критерий подобия Рейнольдса определяется при $w = w_1 = w_2$, поскольку диаметр трубопровода постоянный. Необходимые значения вязкости и плотности воды принимаются по справочным данным и составляют: $\rho = 977,81 \text{ кг/м}^3$; $\nu = 4,16 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$.

Давление в конечной точке трубопровода определяется из уравнения Бернулли

$$p_2 = \left(h_2 - z_2 - \frac{w_2^2}{2g} \right) \rho \cdot g.$$

Проведем расчеты по вышеописанной методике. Скорость движения потока

$$w = \frac{4V}{\pi d_B^2} = \frac{4 \cdot 200}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,259^2} = 1,055 \text{ м/с.}$$

Критерий подобия Рейнольдса

$$Re = \frac{w d_B}{\nu} = \frac{1,055 \cdot 0,259}{4,16 \cdot 10^{-7}} = 6,57 \cdot 10^5 > 2320,$$

т.е. режим течения турбулентный.

Тогда

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda_{\text{тр}}}} = -2 \cdot \lg \left[\frac{5 \cdot 10^{-4}}{3,7 \cdot 0,259} + \left(\frac{6,81}{6,57 \cdot 10^5} \right)^{0,9} \right] = 6,512,$$

откуда $\lambda_{\text{тр}} = 0,024$.

Найдем потери давления потоком на преодоление сил трения

$$\Delta P_{\text{тр}} = 0,024 \cdot \frac{1000}{0,259} \cdot \frac{977,81 \cdot 1,055^2}{2} = 50424,4 \text{ Па}$$

или $h_{\text{тр}} = 50424,1 / (977,81 \cdot 9,81) = 5,26 \text{ м ст ж.}$

Полные потери

$$h_{\text{п}} = 1,1 \cdot 5,26 = 5,79 \text{ м ст ж.}$$

Полный напор в начальной точке трубопровода ($z_1 = 0$)

$$h_1 = 0 + \frac{5 \cdot 9,81 \cdot 10^4}{977,81 \cdot 9,81} + \frac{1,055^2}{2 \cdot 9,81} = 51,19 \text{ м ст ж.}$$

Тогда полный напор в конечной точке трубопровода

$$h_2 = 51,19 - 5,79 = 45,40 \text{ м ст ж.}$$

Давление в конце трубопровода ($z_2 = 2 \text{ м}$)

$$p_2 = \left(45,4 - 2 - \frac{1,055^2}{2 \cdot 9,81} \right) \cdot 977,81 \cdot 9,81 = 41576,24 \text{ Па} = 0,416 \text{ МПа} = \\ = 4,24 \text{ кг/см}^2.$$

Найденные параметры трубопровода позволяют оформить его материальное исполнение, подобрать насос для перекачивания воды и составить заказ на поставку составных частей.

Занятие 3. «Отстойники, фильтры, центрифуги, циклоны, мешалки. Примеры расчета, проектирования и выбора типового оборудования»

Целью занятия является изучение принципов устройства, работы и проектирования аппаратов и машин для гидромеханических процессов.

В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть отстойники, фильтры, центрифуги, циклоны, мешалки, в том числе:

- конструкцию оборудования и составных частей, включая узлы подсоединения средств контроля и автоматики;
- достоинства и недостатки отдельных решений;
- принципы использования по назначению;
- принципы безопасной эксплуатации;
- принципы материального оформления, проектирования и выбора оборудования по каталогу;
- номенклатуру параметров контроля и управления.

Завершая тему, рекомендуется рассмотреть числовые примеры проектирования аппаратов и машин для гидромеханических процессов. В качестве объектов проектирования рекомендуется рассмотреть отстойники, фильтры, центрифуги, циклоны, мешалки.

Пример 3.1. Определить размеры отстойника для непрерывного осаждения отмученного мела в воде. Производительность отстойника по осветленной среде $V_{\text{осв}} = 122,2 \text{ м}^3/\text{сут}$; доля свободного объема среды $\varepsilon = 0,9$; скорость осаждения частиц $w_{\text{ст}} = 3,9 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$; температура суспензии $t = 20^\circ\text{C}$.

Решение

Для реализации процесса целесообразно использование цилиндрикоконического отстойника с гребковой мешалкой.

Схема к расчету приведена на рисунке 3.1.

К основным размерам отстойника относятся его диаметр D и высота рабочей части H .

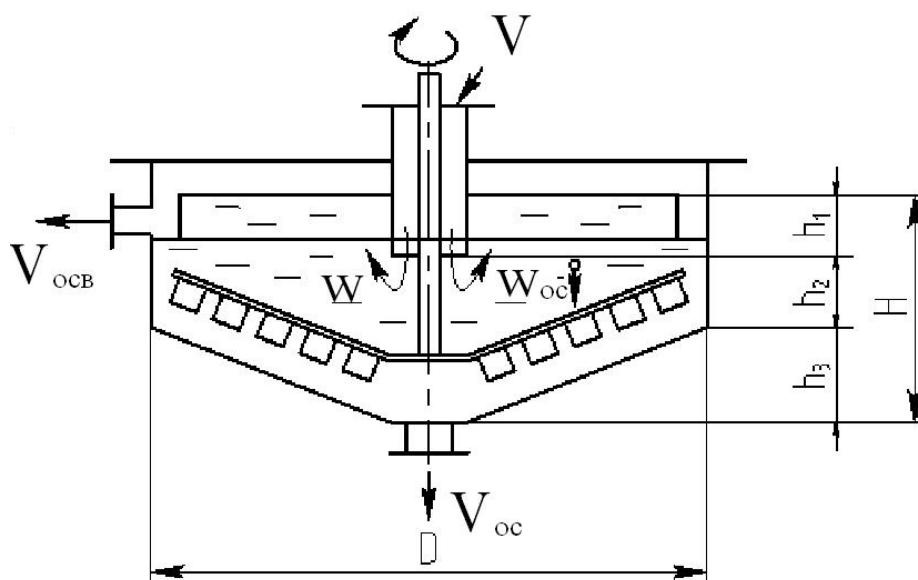


Рисунок 3.1 – Схема к расчету отстойника

Для решения задачи необходимо использовать закономерности осаждения частиц в вязкой среде и уравнение производительности отстойника в виде:

$$V_{\text{осв}} = F \cdot w_{\text{ос}},$$

где F – площадь осаждения частиц в аппарате (раздела фаз), м^2 ; $w_{\text{ос}}$ – фактическая скорость осаждения частиц, м/с .

Тогда необходимая площадь отстойника в плане будет равна

$$F = \frac{V_{\text{осв}}}{w_{\text{ос}}},$$

а диаметр аппарата равен, м

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}},$$

где $\pi = 3,14$.

Фактическая скорость осаждения частиц в отстойнике будет равна

$$w_{\text{ос}} = w_{\text{ст}} - w,$$

где w – скорость встречного движения воды снизу вверх (см. рисунок 3.1).

На практике рекомендуется принимать

$$w \leq \frac{w_{\text{ст}}}{2}.$$

Тогда

$$w_{oc} = w_{ст} - \frac{w_{ст}}{2} = \frac{w_{ст}}{2} = 3,9 \cdot 10^{-5} / 2 = 1,95 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

Найдем площадь отстойника

$$F = 122,2 / (24 \cdot 3600 \cdot 1,95 \cdot 10^{-5}) = 72,53 \text{ м}^2.$$

Диаметр отстойника

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 72,53}{3,14}} = 9,6 \text{ м.}$$

Окончательно примем $D = 10$ м. При этом скорость w несколько уменьшится, w_{oc} возрастет и отстойник будет иметь некоторый запас производительности.

Высота отстойника в соответствии со схемой равна

$$H = h_1 + h_2 + h_3,$$

где h_1 , h_2 – высоты, принимаемые конструктивно, м; h_3 – высота, обеспечивающая необходимый уклон, м.

Рекомендуемая величина уклона для отстойников данного типа h_3/R (R – радиус отстойника) составляет 0,15 м/м.

С учетом этого высота h_3 будет равна

$$h_3 = \frac{h_3}{R} \cdot \frac{D}{2} = 0,15 \cdot 10 / 2 = 0,75 \text{ м.}$$

Примем значения $h_1 = 0,6$ м, $h_2 = 0,4$ м.

Тогда

$$H = 0,6 + 0,4 + 0,75 = 1,75 \text{ м.}$$

Найденные размеры отстойника позволяют выполнить его материальное оформление, прочностной расчет и подготовить чертежи общего вида для оформления заказа на изготовление.

Пример 3.2. Необходимо отфильтровать суспензию на рамном фильтрпрессе и за $\tau = 3$ ч получить $V = 6 \text{ м}^3$ фильтрата. Константы уравнения фильтрования, отнесенные к 1 м^2 площади фильтра, имеют следующие значения: $K = 20,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$; $C = 1,45 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$. Определить требуемые размеры фильтрпресса.

Решение

Для решения задачи необходимо использовать основное уравнение фильтрования при $\Delta p = \text{const}$ (фильтрпресс) в виде

$$V^2 + 2 \frac{R_{\text{фп}} F}{r_0 x_0} V = 2 \frac{\Delta p F^2}{\mu r_0 x_0} \tau.$$

При этом известные константы уравнения фильтрования равны:

$$C = \frac{R_{\text{фп}}}{r_0 x_0}; \quad K = \frac{2 \Delta p}{\mu r_0 x_0}.$$

Тогда уравнение фильтрования приводится к виду

$$V^2 + 2C V F = K \tau F^2,$$

позволяющему определить площадь фильтрования и подобрать типовой фильтрпресс по каталогу.

После подстановки величин получим

$$6^2 + 2 \cdot 6 \cdot 1,45 \cdot 10^{-3} F = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3 F^2,$$

откуда $F = 77,4 \text{ м}^2$.

По каталогу принимаем ближайший больший фильтрпресс с $F = 83 \text{ м}^2$, имеющий 42 рамы размером $1000 \times 1000 \text{ мм}$.

Найденный типоразмер фильтра позволяет выполнить его материальное оформление, поверочный прочностной расчет и оформить заказ на изготовление.

Пример 3.3. Определить производительность отстойной центрифуги, работающей на осветлении минерального масла, если диаметр ротора $D_6 = 1 \text{ м}$, высота $H_6 = 0,5 \text{ м}$, ширина закраины $b_3 = 0,1 \text{ м}$, число оборотов ротора $n = 1200 \text{ об/мин}$. Температура суспензии $t = 20^\circ\text{C}$, плотность масла $\rho = 999,3 \text{ кг/м}^3$, вязкость $\nu = 51,4 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Наименьший диаметр частиц $d_{\text{ч}} = 2 \cdot 10^{-5} \text{ м}$ при плотности $\rho_{\text{ч}} = 1800 \text{ кг/м}^3$. Эффективность центрифуги принять равной $\xi_{\text{ц}} = 0,95$.

Решение

Схема к расчету приведена на рисунке 3.2.

Для решения задачи необходимо использовать закономерности отстойного центрифугирования.

Действительная производительность центрифуги V_d равна

$$V_d = V_T \cdot \xi_{ц},$$

где V_T – теоретическая производительность центрифуги, $\text{м}^3/\text{с}$; $\xi_{ц}$ – коэффициент эффективности центрифуги.

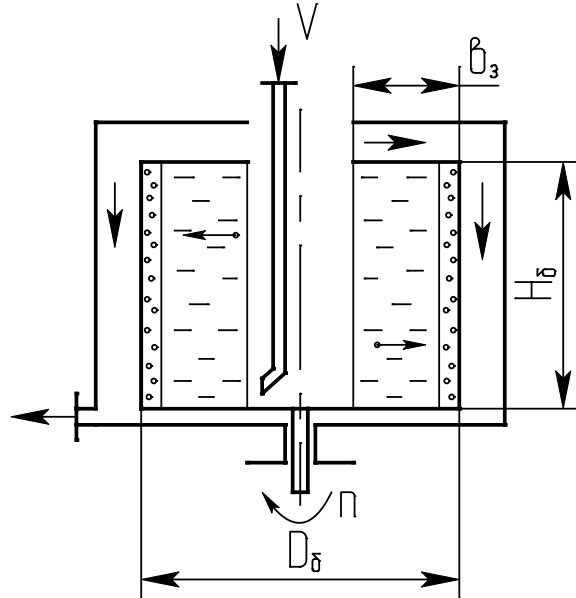


Рисунок 3.2 – Схема к расчету центрифуги

Теоретическая производительность рассчитывается по формуле

$$V_T = \Sigma \cdot w_{ос},$$

где Σ – индекс производительности центрифуги, м^2 ; $w_{ос}$ – скорость осаждения частиц под действием силы тяжести, $\text{м}/\text{с}$.

Индекс производительности рассчитывается по формуле

$$\Sigma = F_{ср} \cdot k_p^z,$$

где $F_{ср}$ – площадь срединного кольцевого сечения слоя жидкости в роторе центрифуги, м^2 ; k_p – фактор разделения; z – показатель степени, зависящий от режима осаждения частиц.

$F_{ср}$ равна

$$F_{ср} = \pi D_{ср} H_б,$$

где $D_{ср}$ – диаметр срединного сечения кольцевого слоя жидкости в роторе, м ; $H_б$ – высота ротора, м ; $\pi = 3,14$.

Средний диаметр определяется по формуле

$$D_{ср} = \frac{D + (D - 2b_3)}{2} = \frac{1 + (1 - 2 \cdot 0,1)}{2} = 0,9 \text{ м},$$

где b_3 – ширина закраины (кольца) ротора, м .

Тогда

$$F_{\text{cp}} = 3,14 \cdot 0,9 \cdot 0,5 = 1,413 \text{ м}^2.$$

Фактор разделения определяется по формуле

$$k_p \approx \frac{D_{\text{cp}} n^2}{1800} = \frac{0,9 \cdot 1200^2}{1800} = 720,$$

где n – число оборотов ротора, об/мин.

Скорость осаждения частиц определяется по формуле

$$w_{\text{ос}} = \frac{Re \cdot \nu}{d_{\text{ч}}},$$

где Re – критерий Рейнольдса, определяемый по критерию Архимеда Ar в зависимости от режима осаждения; ν – вязкость масла, $\text{м}^2/\text{с}$; $d_{\text{ч}}$ – диаметр частиц, м.

Для ламинарного режима осаждения частиц ($Ar \leq 3,6$)

$$Re = Ar/18.$$

При этом критерий Архимеда равен

$$Ar = \frac{d_{\text{ч}}^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho) g}{\nu^2 \rho} = \frac{(2 \cdot 10^{-5})^3 \cdot (1800 - 999,3) \cdot 9,81}{(51,4 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 999,3} = 2,38 \cdot 10^{-5},$$

где $\rho_{\text{ч}}, \rho$ – плотность частиц и масла, $\text{кг}/\text{м}^3$; g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$.

Поскольку значение $Ar < 3,6$, то режим осаждения частиц ламинарный. Для ламинарного режима осаждения $z = 1$.

Тогда

$$\Sigma = 1,413 \cdot 720^1 = 1017,36 \text{ м}^2;$$

$$Re = 2,38 \cdot 10^{-5} / 18 = 1,322 \cdot 10^{-6};$$

$$w_{\text{ос}} = \frac{1,322 \cdot 10^{-6} \cdot 51,4 \cdot 10^{-6}}{2 \cdot 10^{-5}} = 3,4 \cdot 10^{-6} \text{ м}/\text{с}.$$

Теоретическая производительность

$$V_T = 1017,36 \cdot 3,4 \cdot 10^{-6} = 3,459 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Действительная производительность центрифуги

$$V_d = 3,459 \cdot 10^{-3} \cdot 0,95 = 3,286 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Пример 3.4. Определить основные размеры циклона для очистки $G = 2000$ кг/ч влажного воздуха после распылительной сушилки, если наименьший диаметр частиц $d_{\text{ч}} = 80$ мкм. Температура воздуха равна $t = 100^\circ\text{C}$.

Решение

Схема к расчету циклона приведена на рисунке 3.3.

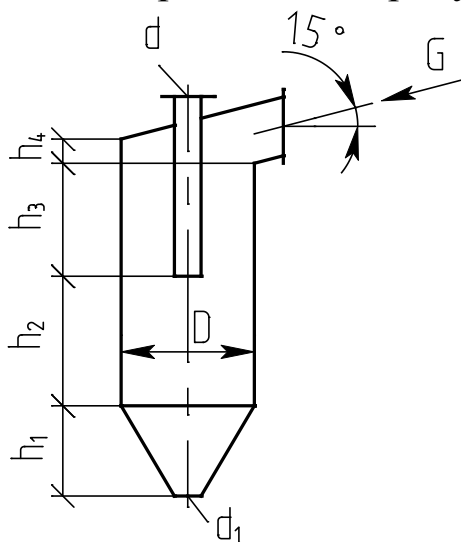


Рисунок 3.3 – Схема к расчету циклона

Для решения задачи целесообразно принять циклон типа ЦН – 15, способный осаждавать частицы диаметром до $d_{\text{ч}} = 80$ мкм.

К основным размерам циклона относятся его диаметр D , диаметры выхлопной трубы d , выпускного отверстия для частиц d_1 и характерные высотные размеры. Для типового циклона указанные размеры определяются в зависимости от диаметра цилиндрической части D .

Диаметр циклона определяют по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_y}},$$

где V – расход газа в циклоне, $\text{м}^3/\text{с}$; $\pi = 3,14$; w_y – условная скорость газа в циклоне, $\text{м}/\text{с}$.

Расход газа равен

$$V = G/\rho,$$

где G – массовый расход, $\text{кг}/\text{с}$; ρ – плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Плотность паров воды при $t = 100^\circ\text{C}$ сравнима с плотностью воздуха, поэтому плотность газа будет равна

$$\rho \approx \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,293 \cdot \frac{273,15}{373,15} = 0,95 \text{ кг/м}^3,$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при $T_0 = 273,15 \text{ К}$ и $p_0 = 0,1013 \text{ МПа}$; T – температура газа в циклоне, К .

Тогда

$$V = 2000 / (3600 \cdot 0,95) = 0,585 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Условную скорость газа в циклоне определяют по формуле

$$w_y = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\xi \rho}},$$

где Δp – допустимый перепад давления газа в циклоне, Па ; ξ – коэффициент сопротивления циклона.

Экономически целесообразный перепад давления в циклоне определяют из соотношения

$$\frac{\Delta p}{\rho g} = 55 \div 75 \text{ м},$$

где g – ускорение свободного падения, м/с^2 .

Коэффициент сопротивления циклона типа ЦН–15 по справочным данным составляет $\xi \approx 160$. Примем перепад давления в циклоне 73 м , т.е.

$$\Delta p = 73 \cdot 0,95 \cdot 9,81 = 680,3 \text{ Па}.$$

Условная скорость газа составит

$$w_y = \sqrt{\frac{2 \cdot 680,3}{160 \cdot 0,95}} = 2,99 \text{ м/с},$$

что согласуется с рекомендуемым значением $w_y = 2,5 - 4 \text{ м/с}$.

Диаметр циклона

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,585}{3,14 \cdot 2,99}} = 0,499 \text{ м}.$$

Рассчитанное значение диаметра циклона D округляют до ближайшего стандартного для сосудов и аппаратов. Принимаем $D = 0,5 \text{ м}$.

Остальные размеры циклона находят по следующим соотношениям: $d = 0,58D = 0,58 \cdot 0,5 = 0,29 \text{ м}$;

$$d_1 = (0,3 \div 0,4)D = 0,35 \cdot 0,5 \approx 0,18 \text{ м};$$

$$h_1 = 2D = 2 \cdot 0,5 = 1 \text{ м}; \quad h_2 = 0,825D = 0,825 \cdot 0,5 = 0,42 \text{ м};$$

$$h_3 = 0,775D = 0,775 \cdot 0,5 = 0,39 \text{ м}; \quad h_4 = 0,66 D = 0,66 \cdot 0,5 = 0,33 \text{ м}.$$

Полная высота циклона складывается из высот отдельных частей.

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 1 + 0,42 + 0,39 + 0,33 = 2,14 \text{ м}.$$

Найденные размеры циклона позволяют выполнить его материальное оформление, прочностной расчет и подготовить чертежи общего вида для оформления заказа на изготовление.

Пример 3.5. Бак диаметром $D = 900$ мм и высотой $H = 1100$ мм, снабженный мешалкой, заполнен на $\frac{3}{4}$ цилиндрическим маслом с плотностью $\rho = 930$ кг/м³ и вязкостью $\mu = 18$ Па·с. Определить мощность электродвигателя для трехлопастной пропеллерной мешалки, делающей $n = 180$ об/мин.

Решение

Схема к решению приведена на рисунке 3.4.

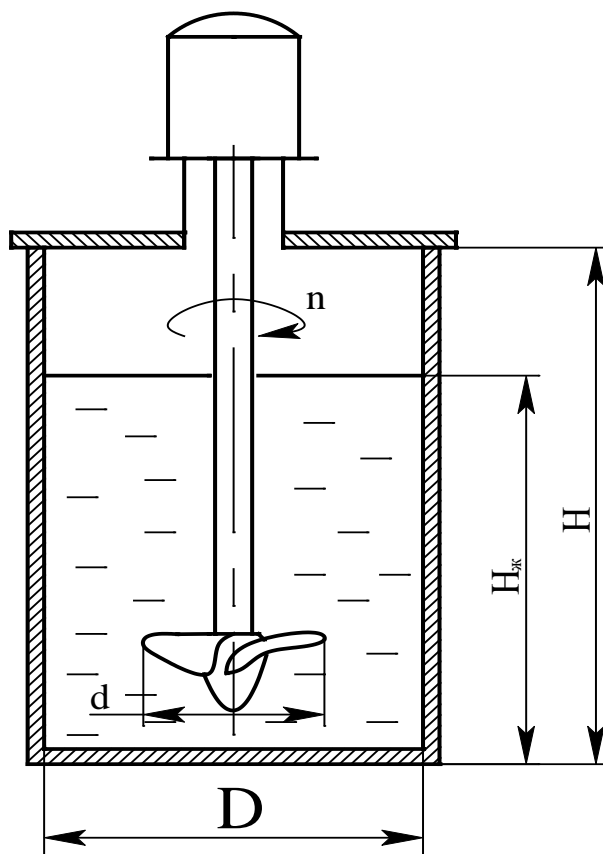


Рисунок 3.4 – Схема к расчету мешалки

Для решения задачи необходимо использовать закономерности перемешивания жидких сред (внешняя задача гидродинамики).

Мощность электродвигателя для привода вала мешалки при перемешивании рассчитывается по формуле

$$N_{\text{эл}} = \frac{N_p \beta}{\eta},$$

где N_p – рабочая мощность мешалки, затрачиваемая на перемешивание среды при установившемся режиме, Вт; β – коэффициент запаса мощности, зависящий от мощности электродвигателя ($\beta = 1,5 \div 2$); η – коэффициент полезного действия передачи ($\eta \approx 0,95$).

Рабочая мощность мешалки определяется по формуле, Вт

$$N_p = K'_N \cdot \rho \cdot n^2 \cdot d^5,$$

где K'_N – критерий мощности рассматриваемой мешалки; ρ – плотность перемешиваемой среды, кг/м³; n – число оборотов мешалки, с⁻¹; d – диаметр мешалки, м.

Критерий мощности мешалки, отличающейся от нормализованной (гидродинамически подобного ряда), рассчитывается по формуле

$$K'_N = K_N \cdot f_h \cdot f_d,$$

где K_N – критерий мощности нормализованной мешалки; f_h , f_d – поправки (коэффициенты), учитывающие отличие геометрических размеров мешалки от нормализованной.

Критерий мощности K_N определяется графически (или аналитически) с учетом типа мешалки и в зависимости от модифицированного критерия Рейнольдса Re_m

$$Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu},$$

где μ – динамический коэффициент вязкости, Па·с.

Графики зависимости $K_N = f(Re_m)$ приводятся в справочной литературе для различных типов мешалок.

Диаметр нормализованных мешалок ($f_d = 1$) принимается из соотношения

$$d = D/3 = 0,9/3 = 0,3 \text{ м},$$

где D – диаметр сосуда для перемешивания.

Для нормализованных мешалок соблюдается соотношение $H/D = 1$, где H – высота перемешиваемой жидкости.

В рассматриваемом примере $H_{ж}/D \neq 1$, поэтому необходимо рассчитать поправку

$$f_h = \left(\frac{H_{ж}}{D} \right)^h,$$

где h – показатель степени, зависящий от типа мешалки.

Для трехлопастной мешалки без отражательных перегородок внутри корпуса $h = 0,6$.

Тогда

$$H_{ж} = \frac{3}{4} \cdot H = \frac{3}{4} \cdot 1,1 = 0,825 \text{ м};$$

$$f_h = \left(\frac{0,825}{0,9} \right)^{0,6} = 0,9497.$$

Скорость вращения мешалки $n = 180 \text{ мин}^{-1} = 3 \text{ с}^{-1}$.

Критерий Рейнольдса

$$Re_m = \frac{3 \cdot 0,3^2 \cdot 930}{18} = 13,95.$$

По данным [1] критерий мощности нормализованной мешалки $K_N = 4,0$.

Критерий мощности рассматриваемой мешалки

$$K'_N = 4,0 \cdot 0,9497 \cdot 1 = 3,7988.$$

Рабочая мощность мешалки

$$N_p = 3,7988 \cdot 930 \cdot 3^3 \cdot 0,3^5 = 231,8, \text{ Вт.}$$

Примем коэффициент запаса мощности электродвигателя $\beta = 1,8$.

Тогда

$$N_{эл} = \frac{231,8 \cdot 1,8}{0,95} = 439 \text{ Вт} \approx 0,44 \text{ кВт.}$$

Занятие 4. «Теплообменные аппараты. Примеры расчета, выбора и поверки типовых и специальных аппаратов теплообмена»

Целью занятия является изучение принципов устройства, работы и проектирования аппаратов для реализации тепловых процессов.

В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть поверхностные теплообменные и выпарные аппараты, печи, котлы-утилизаторы, в том числе:

- конструкцию оборудования и составных частей, включая узлы подсоединения средств контроля и автоматики;
- достоинства и недостатки отдельных решений;
- принципы использования по назначению;
- принципы безопасной эксплуатации;
- принципы материального оформления, проектирования и выбора оборудования по каталогу;
- номенклатуру параметров контроля и управления.

Завершая тему, рекомендуется рассмотреть числовые примеры фрагментов проектирования оборудования для тепловых процессов.

Пример 4.1. Определить основные размеры витого змеевикового пароводяного теплообменника, предназначенного для подогрева воды в количестве $G_B = 800$ кг/ч от $t_1 = 6,5$ °С до $t_2 = 70$ °С, если внутренний диаметр труб змеевика $d_B = 27$ мм. В качестве горячего теплоносителя используется насыщенный водяной пар давлением $P = 0,5$ МПа. Определить также требуемый расход водяного пара.

Решение

Схема к расчету теплообменника приведена на рисунке 4.1.

К основным размерам рассматриваемого теплообменника относятся поверхность теплопередачи и длина змеевика, а также габаритные размеры аппарата.

Поверхность теплопередачи теплообменника определяют по формуле, m^2

$$F = Q / (k \cdot \Delta t_{cp}),$$

где Q – количество передаваемого в аппарате тепла от греющего пара к воде, Вт; k – коэффициент теплопередачи, Вт/($m^2 \cdot K$); Δt_{cp} – средняя разность температур теплоносителей в аппарате, °С.

Количество тепла Q определяют по формуле

$$Q \approx G_B \cdot C_{p,cp} (t_2 - t_1),$$

где G_B – расход нагреваемой воды, кг/с; $C_{p_{cp}}$ – средняя в интервале $\{t_1, t_2\}$ изобарная теплоемкость воды, кДж/(кг·К); t_1, t_2 – температуры воды на входе и выходе аппарата, °С.

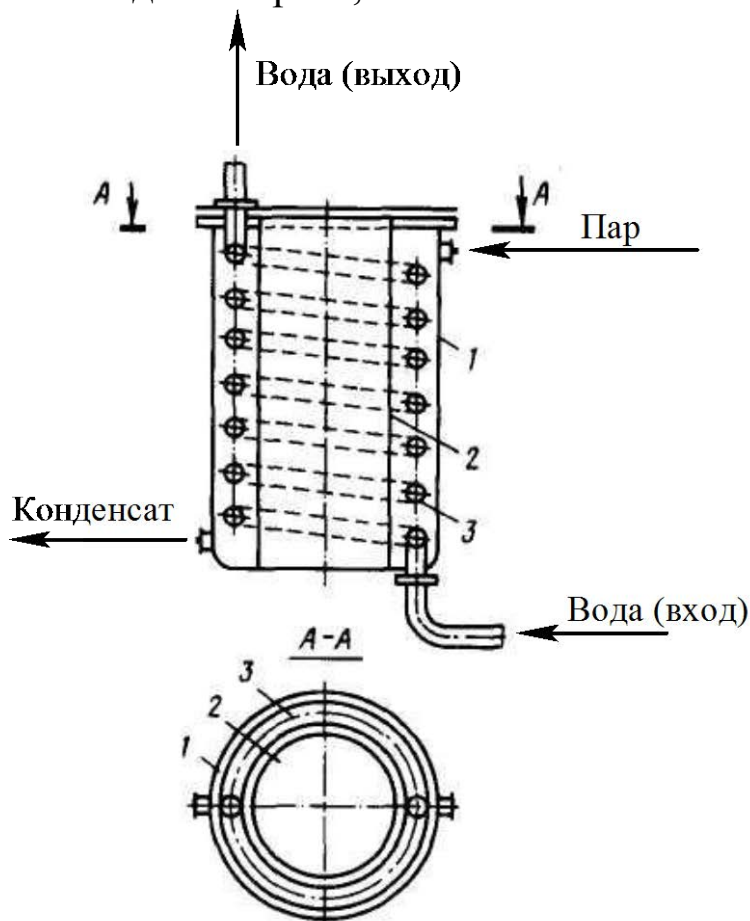


Рисунок 4.1 – Схема к расчету змеевикового теплообменника:

1 – сосуд; 2 – стакан; 3 – змеевик из трубы

Для воды по справочным данным при

$$t_{cp} = (t_1 + t_2) / 2 = (6,5 + 70) / 2 = 38,25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

изобарная теплоемкость воды равна $C_{p_{cp}} = 4,18$ кДж/(кг·К).

Тогда

$$Q = (800/3600) \cdot 4,18(70 - 6,5) = 58,98 \text{ кВт.}$$

Среднюю разность температур определяют по формуле

$$\Delta t_{cp} \approx (\Delta t_{\delta} - \Delta t_{m}) / \ln(\Delta t_{\delta} / \Delta t_{m}),$$

где $\Delta t_{\delta}, \Delta t_{m}$ – большая и меньшая разности температур между теплоносителями по концам аппарата, °С.

Разности температур равны

$$\Delta t_{\delta} = t_{вп} - t_1, \Delta t_{m} = t_{вп} - t_2,$$

где $t_{вп}$ – температура конденсирующегося водяного пара, °С.

По справочным данным для насыщенного водяного пара давлению $P = 0,5$ МПа соответствует $t_{\text{вп}} = 151,84$ °С.

Тогда

$$\Delta t_{\text{г}} = 151,84 - 6,5 = 145,34 \text{ °С};$$

$$\Delta t_{\text{м}} = 151,84 - 70 = 81,84 \text{ °С}.$$

Средняя разность температур составит

$$\Delta t_{\text{ср}} = (145,34 - 81,84) / \ln(145,34/81,84) = 110,6 \text{ °С}.$$

Коэффициент теплопередачи определяют по формуле

$$k = 1 / (1/\alpha_1 + \delta_1/\lambda_1 + S/\lambda_{\text{ст}} + \delta_2/\lambda_2 + 1/\alpha_2),$$

где α_1, α_2 – коэффициенты теплоотдачи к стенке и от стенки для теплоносителей, Вт/(м²·К); δ_1, δ_2, S – толщины термических отложений со стороны горячего и холодного теплоносителей и стенки трубы змеевика, м; $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_{\text{ст}}$ – коэффициенты теплопроводности отложений со стороны горячего и холодного теплоносителей и материала стенки трубы, Вт/(м·К).

Для чистого конденсирующего пара рекомендуется принимать $\alpha_1 = 5000$ Вт/(м²·К).

Для расчета α_2 воды необходимо предварительно установить режим движения потока.

Скорость воды равна

$$w = 4G_{\text{в}} / (\rho_{\text{в}} \cdot \pi \cdot d_{\text{в}}^2) = 4 \cdot 800 / (3600 \cdot 992,4 \cdot 3,14 \cdot 0,027^2) = 0,39 \text{ м/с},$$

где $\rho_{\text{в}} = 992,4$ кг/м³ – плотность воды в змеевике при ее средней температуре $t_{\text{ср}}$ (справочные данные).

Тогда критерий подобия Рейнольдса будет равен

$$Re = w \cdot d_{\text{в}} / \nu = 0,39 \cdot 0,027 / 6,75 \cdot 10^{-7} = 15600,$$

где $\nu = 6,75 \cdot 10^{-7}$ м²/с – коэффициент кинематической вязкости воды при ее средней температуре $t_{\text{ср}}$ (справочные данные).

Поскольку $Re = 15600 > 10000$, то режим движения потока устойчиво турбулентный и для расчетов α_2 следует использовать формулу

$$Nu = \alpha \cdot d_{\text{в}} / \lambda = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} (Pr/Pr_{\text{ст}})^{0,25},$$

где α – искомый коэффициент теплоотдачи для потока воды, Вт/(м²·К); λ – коэффициент теплопроводности воды при ее средней

температуре t_{cp} (справочные данные), Вт/(м·К); Pr , $Pr_{ст}$ – критерии подобия Прандтля при средних температурах воды и стенки трубы.

Температуру стенки трубы примем на 10 °С выше температуры воды (нагрев), т.е. $t_{ст} = t_{cp} + 10 = 38,25 + 10 = 48,25$ °С.

Тогда по справочным данным найдем:

$$\lambda = 0,6337 \text{ Вт/(м·К)}; Pr = 4,5; Pr_{ст} = 5,36.$$

Критерий подобия Нуссельта равен

$$Nu = 0,021 \cdot 15600^{0,8} \cdot 4,5^{0,43} (4,5/5,36)^{0,25} = 86,82.$$

Коэффициент теплоотдачи для воды в прямых трубах составит

$$\alpha = Nu \cdot \lambda / d_b = 86,82 \cdot 0,6337 / 0,027 = 2037,6 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Для реальных витых труб необходимо внести поправку на кривизну змеевика по формуле

$$\alpha_2 = \alpha \cdot x,$$

где x – коэффициент, учитывающий относительную кривизну змеевика, определяемый по формуле

$$x = 1 + 3,54 \cdot (d_b / D),$$

где D – диаметр витка змеевика, м.

Для нормализованных змеевиковых теплообменников $D = 350 \dots 1200$ мм.

Примем $D = 350$ мм, тогда

$$x = 1 + 3,54 \cdot (27/350) = 1,273.$$

Коэффициент теплоотдачи для воды будет равен

$$\alpha_2 = 2037,6 \cdot 1,273 = 2593,9 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Используем стальные трубы из углеродистой стали с толщиной стенки $S = 2,5$ мм. Тогда коэффициент теплопроводности стенки при ее средней температуре $t_{ст}$ составит $\lambda_{ст} = 48$ Вт/(м·К).

Для отложений, так называемые термические сопротивления стенок δ/λ , по справочным данным имеем:

– со стороны водяного пара $(\delta/\lambda)_1 = 0,0005$ (м²·К)/Вт;

– со стороны воды $(\delta/\lambda)_2 = 0,0004$ (м²·К)/Вт.

Тогда коэффициент теплопередачи в аппарате будет равен

$$k = 1 / (1/5000 + 0,0005 + 0,0025/48 + 0,0004 + 1/2593,9) = 650,4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Необходимая поверхность теплопередачи змеевика составит

$$F = 58,98 \cdot 10^3 / (650,4 \cdot 110,6) = 0,82 \text{ м}^2.$$

По справочным данным принимаем конструкцию нормализованного змеевикового теплообменного аппарата (рисунок 3.1), имеющего следующие характеристики:

– площадь поверхности теплообмена, м ²	F = 1;
– длина трубы змеевика, м	L = 11,4;
– диаметр змеевика, мм	D = 350;
– шаг витков змеевика, мм	ℓ = 50;
– количество витков	n = 10;
– диаметр корпуса, мм	D _к = 450;
– высота корпуса, мм	H _к = 705.

Требуемый расход водяного пара определяют по формуле

$$G_{\text{вп}} = Q/r_{\text{вп}},$$

где $r_{\text{вп}}$ – удельная теплота конденсации водяного пара при его температуре, кДж/кг.

По справочным данным для $t_{\text{вп}} = 151,84 \text{ °C}$ находим $r_{\text{вп}} = 2119,3$ кДж/кг.

Тогда

$$G_{\text{вп}} = 58,98 / 2119,3 = 0,028 \text{ кг/с}.$$

Найденные основные размеры теплообменника позволяют выполнить его материальное оформление и прочностной расчет.

Пример 4.2. Определить основные размеры котла-утилизатора, устанавливаемого после конвертора природного газа по следующим исходным данным: котел предназначен для охлаждения конвертированного газа с 970 °C до 371 °C и получения насыщенного водяного пара под давлением $P = 10,346 \text{ МПа}$ при $t = 314 \text{ °C}$; количество сухого газа, выходящего из конвертора, составляет $G_1 = 220748 \text{ кг/ч}$, отношение пар : газ равно $n = 0,58$.

Решение

Схема к расчету котла-утилизатора приведена на рисунке 4.2.

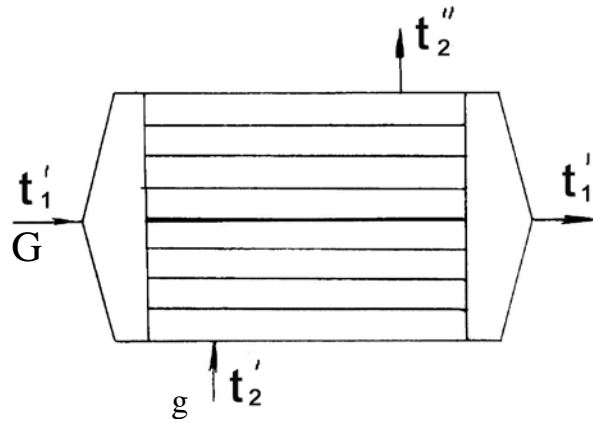


Рисунок 4.2 – Схема к расчету котла-утилизатора

Основной характеристикой котла-утилизатора, как теплового оборудования, является его поверхность теплопередачи, которая определяет габаритные размеры. Проведем расчет необходимой поверхности теплопередачи.

Примем к установке два параллельно работающих котла-утилизатора кожухотрубчатого типа.

Уравнение теплового баланса с учетом 1% потерь тепла в окружающую среду представим в следующем виде

$$0,99 \cdot (Q_1 - Q_2) = g \cdot (H_3 - h_4),$$

где Q_1 и Q_2 – теплота потока парогазовой смеси на входе и выходе из котла, кДж/ч; g – количество образующегося пара, кг/ч; H_3 – энтальпия получаемого водяного пара (по справочным данным составляет 2716,8 кДж/кг); h_4 – энтальпия питательной воды (по справочным данным составляет 1253,58 кДж/кг).

Количество тепла Q_1 найдем по формуле

$$Q_1 = (G + G \cdot n) \cdot C_p \cdot t_{\text{вх}},$$

где $C_p = 1,5332$ кДж/(кг·К) – изобарная средняя теплоемкость парогазовой смеси от 0 до 970 °С (справочные данные).

Тогда

$$Q_1 = (220748 + 220748 \cdot 0,58) \cdot 1,5332 \cdot 970 = 51871 \cdot 10^4 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла Q_2 найдем по формуле

$$Q_2 = (G \cdot C_{\Gamma} + G \cdot n \cdot C_{\Pi}) \cdot t_{\text{вых}},$$

где $C_{\Gamma} = 1,3482$ и $C_{\Pi} = 1,5608$ – изобарная средняя теплоемкость газа и пара от 0 до 370 °С, кДж/(кг·К) (справочные данные); $t_{\text{вых}}$ – температура на выходе, °С.

Тогда

$$Q_2 = (220748 \cdot 1,3482 + 220748 \cdot 0,58 \cdot 1,5608) \cdot 371 = 23824 \cdot 10^4 \text{ кДж/ч.}$$

Количество передаваемого тепла с учетом 1% потерь в окружающую среду равно

$$Q = 0,99 \cdot (Q_1 - Q_2),$$

или

$$Q = 0,99 \cdot (51871 \cdot 10^4 - 23824 \cdot 10^4) = 27767 \cdot 10^4 \text{ кДж/ч} = 77129 \text{ кВт.}$$

Количество пара, снимаемого с двух котлов-утилизаторов

$$g = Q / (H_3 - h_4)$$

или

$$g = 27767 \cdot 10^4 / (2716,8 - 1253,5) = 189756 \text{ кг/ч.}$$

Температурная схема движения теплоносителей в котле-утилизаторе имеет вид

$$\begin{array}{ccc} 314 \text{ }^{\circ}\text{C} & \leftarrow & 314 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \underline{970 \text{ }^{\circ}\text{C}} & \rightarrow & \underline{371 \text{ }^{\circ}\text{C}} \\ \Delta t_{\delta} = 656 \text{ }^{\circ}\text{C} & & \Delta t_{\text{м}} = 57 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{array} .$$

Так как $\Delta t_{\delta} / \Delta t_{\text{м}} = 11,5 > 2$, то средняя разность температур будет определяться по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = (\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}) / [\ln(\Delta t_{\delta} / \Delta t_{\text{м}})] = (656 - 57) / [\ln(656/57)] = 245 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Требуемая площадь поверхности теплообмена составит

$$F = Q / (K \cdot \Delta t_{\text{ср}}),$$

где K – коэффициент теплопередачи, принятый на основании производственного опыта, равен 490 Вт/(м²·К).

Тогда получим

$$F = 77129 \cdot 10^3 / (490 \cdot 245) = 642 \text{ м}^2.$$

Таким образом, с некоторым запасом принимаем два одинаковых кожухотрубчатых котла-утилизатора горизонтального типа с диаметром кожуха 1500 мм, трубками 25×2 мм и длиной 4 м. Площадь теплообмена котла-утилизатора равна $F = 330 \text{ м}^2$.

Найденные основные размеры котла-утилизатора позволяют выполнить его материальное оформление и прочностной расчет.

Занятие 5. «Тарельчатые и насадочные массообменные аппараты. Примеры расчета, проектирования и конструирования»

Целью занятия является изучение принципов устройства, работы и проектирования аппаратов для реализации массообменных процессов.

В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть тарельчатые и насадочные колонны, в том числе:

- конструкцию оборудования и составных частей, включая узлы подсоединения средств контроля и автоматики;
- достоинства и недостатки отдельных решений;
- принципы использования по назначению;
- принципы безопасной эксплуатации;
- принципы материального оформления и проектирования;
- номенклатуру параметров контроля и управления.

Завершая тему, рекомендуется рассмотреть числовые примеры проектирования массообменных аппаратов. В качестве объектов проектирования рекомендуется рассмотреть тарельчатые и насадочные колонны.

Пример 5.1. Составить материальный баланс и определить выходы ректификационной колонны, разделяющей бинарную смесь этанол – вода по следующим исходным данным: расход сырья $L = 300$ кмоль/ч; мольная концентрация НКК в сырье $X_L = 0,4$ долей; мольная концентрация НКК в дистилляте $Y_D = 0,95$ долей; мольная концентрация НКК в остатке $X_R = 0,015$ долей.

Решение

Материальный баланс колонны используется для расчета выходов процесса ректификации, т.е. количеств дистиллята и остатка в кмоль/ч.

Количество дистиллята определяют по формуле [3]

$$D = \frac{X_L - X_R}{Y_D - X_R} \cdot L = \frac{0,4 - 0,015}{0,95 - 0,015} \cdot 300 = 123,53 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество остатка определяют по формуле

$$R = \frac{Y_D - X_L}{Y_D - X_R} \cdot L = \frac{0,95 - 0,4}{0,95 - 0,015} \cdot 300 = 176,47 \text{ кмоль/ч.}$$

Контроль правильности расчета материального баланса проводится по условию:

$$L = D + R = 123,53 + 176,47 = 300 \text{ кмоль/ч,}$$

т.е. расчеты выполнены верно.

Материальный баланс ректификационной колонны приведен в таблице 5.1.

Таблица 5.1 Результаты расчета материального баланса, кмоль/ч

Приход	Расход
Сырье 300	Дистиллят 123,53 Остаток 176,47
Итого 300	Итого 300

Пример 5.2. Определить диаметр ректификационной колонны, разделяющей бинарную смесь этанол – вода по следующим исходным данным: наибольший расход паров $V_{сек} = 7,588 \text{ м}^3/\text{с}$; плотность жидкости в расчетном сечении $\rho_{ж} = 922,5 \text{ кг/м}^3$; плотность паров $\rho_{п} = 0,910 \text{ кг/м}^3$; рабочее давление близко к атмосферному; тип тарелок – колпачковые; расстояние между тарелками 0,5 м.

Решение

Диаметр ректификационной тарельчатой колонны определяют по формуле

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{сек}}{\pi \cdot W_{доп}}}, \text{ м,}$$

где $V_{сек}$ – объемный расход паров в расчетном сечении, $\text{м}^3/\text{с}$; $W_{доп}$ – допустимая скорость паров, м/с .

Величина $W_{доп}$ определяется по формуле

$$W_{\text{доп}} = 8,5 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}},$$

где $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³; $\rho_{\text{п}}$ – плотность паров, кг/м³;
 C – коэффициент, учитывающий условия ректификации.

Коэффициент C определяют по эмпирическому графику [3] с учетом вида массообменного процесса (ректификация), типа тарелок и расстояния между ними, рабочего давления в колонне. Для заданных условий ректификации $C = 980$.

Тогда

$$W_{\text{доп}} = 8,5 \cdot 10^{-5} \cdot 980 \cdot \sqrt{\frac{922,5 - 0,910}{0,910}} = 2,65 \text{ м/с.}$$

Диаметр колонны составит

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,588}{3,14 \cdot 2,65}} = 1,91 \text{ м.}$$

В соответствии с рядом стандартных диаметров сосудов и аппаратов принимается $D_{\text{к}} = 2 \text{ м}$.

Пример 5.3. Определить число действительных тарелок для ректификационной колонны, разделяющей бинарную смесь этанол – вода по следующим исходным данным: мольная концентрация НКК в дистилляте $Y_{\text{Д}} = 0,95$ долей; мольная концентрация НКК в остатке $X_{\text{Р}} = 0,015$ долей; мольная концентрация НКК в жидкости, стекающей из концентрационной секции в питательную $X_{\text{К}} = 0,3612$ долей; средний коэффициент относительной летучести в колонне $\alpha = 1,82$; средний коэффициент относительной летучести в концентрационной секции $\alpha_{\text{к}} = 1,81$; тип тарелок – колпачковые; расстояние между тарелками 0,5 м.

Решение

Для решения задачи используем методику [11]. Минимальное число тарелок в колонне определяется расчетным путем по формуле Фенске-Андервуда:

$$N_{\min} = \frac{\lg \left[\frac{Y_D(1 - X_R)}{X_R(1 - Y_D)} \right]}{\lg \alpha} - 1 = \frac{\lg \left[\frac{0,95 \cdot (1 - 0,015)}{0,015 \cdot (1 - 0,95)} \right]}{\lg 1,82} - 1 = 10,9.$$

Минимальное число тарелок в концентрационной секции равно:

$$N_{\min K} = \frac{\lg \left[\frac{Y_D(1 - X_K)}{X_K(1 - Y_D)} \right]}{\lg \alpha_K} = \frac{\lg \left[\frac{0,95 \cdot (1 - 0,3612)}{0,3612 \cdot (1 - 0,95)} \right]}{\lg 1,81} = 5,9.$$

Число теоретических тарелок, соответствующее рабочим флегмовому и паровому числам, рассчитывается по следующим формулам.

Для всей колонны:

$$N = 1,7 \cdot N_{\min} + 0,7 = 1,7 \cdot 10,9 + 0,7 = 19,23 \approx 20.$$

Для концентрационной секции:

$$N_K = 1,7 \cdot N_{\min K} + 0,7 = 1,7 \cdot 5,9 + 0,7 = 10,73 \approx 11.$$

Для отгонной секции:

$$N_O = N - N_K = 20 - 11 = 9.$$

Действительное число тарелок подсчитывается отдельно для концентрационной и отгонной секций по формулам:

$$N_{\text{кд}} = \frac{N_K}{\eta_K}, \quad N_{\text{од}} = \frac{N_O}{\eta_O},$$

где η_K , η_O – средние к.п.д. тарелок для концентрационной и отгонной секций, доли.

Для колпачковых тарелок, разделяющих заданную смесь, при межтарельчатом расстоянии 0,5 м средние к.п.д. тарелок равны: $\eta_K = 0,726$, $\eta_O = 0,73$ (расчет опущен).

Тогда

$$N_{\text{кд}} = \frac{N_K}{\eta_K} = \frac{11}{0,726} \approx 16, \quad N_{\text{од}} = \frac{N_O}{\eta_O} = \frac{9}{0,73} \approx 13.$$

Общее число тарелок в колонне равно

$$N_D = N_{\text{кд}} + N_{\text{од}} = 16 + 13 = 29.$$

Пример 5.4. Определить высоту тарельчатой ректификационной колонны, разделяющей бинарную смесь этанол – вода по данным, полученным в примерах 5.2, 5.3.

Решение

Схема к расчету высоты колонны приведена на рисунке 5.1.

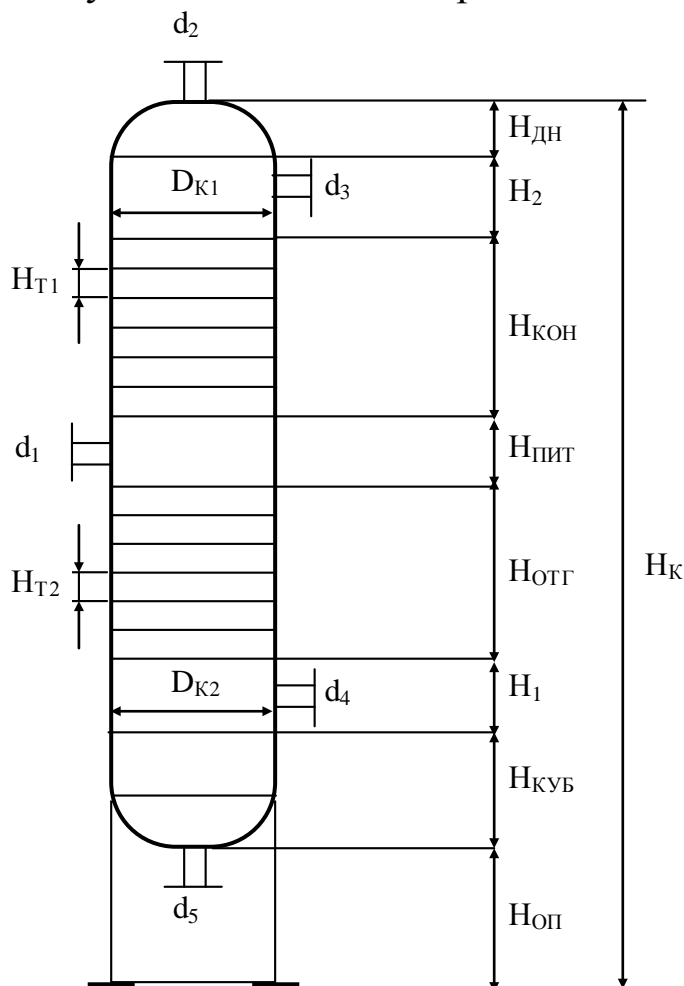


Рисунок 5.1 – Схема к расчету высоты колонны

В соответствии с рисунком 5.1 полная высота колонны вычисляется по формуле (в м)

$$H_k = H_{оп} + H_{куб} + H_1 + H_{отг} + H_{пит} + H_{кон} + H_2 + H_{дн},$$

где $H_{оп}$ – высота опорной части мантии (от опорного кольца до нижнего днища), принимаемая равной 2 ... 4 м; $H_{куб}$ – высота кубовой части, м; H_1 – высота от уровня жидкости в кубе до нижней тарелки, принимаемая равной 1 ... 1,5 м, но не менее $0,3 \cdot H_{куб}$; $H_{отг}$ – высота, занимаемая тарелками отгонной секции, м; $H_{пит}$ – высота секции пи-

тания, принимаемая равной 1...1,5 м; $H_{\text{кон}}$ – высота, занимаемая тарелками концентрационной секции, м; H_2 – высота от верхней тарелки, до верхнего днища, принимаемая равной 1,5...2 м; $H_{\text{дн}}$ – высота верхнего днища, м. Высоты отгонной и концентрационной секций определяются по формуле

$$H_{\text{отг(кон)}} = (N_{\text{од(кд)}} - 1) \cdot H_T.$$

Высоту эллиптического днища принимают равной $H_{\text{дн}} = 0,3 \cdot D_K$.

Высота кубовой части (минимально необходимая) рассчитывается исходя из времени пребывания в ней жидкости в пределах 3...5 мин.

Результаты расчета высотных размеров колонны приведены в таблице 5.2.

Таблица 5.2. – Высотные размеры колонны

Наименование		Величина, м
Опора	$H_{\text{оп}}$	3,0
Куб	$H_{\text{куб}}$	1,25
От куба до нижней тарелки	H_1	2,0
Отгонная секция	$H_{\text{отг}}$	6,0
Питательная секция	$H_{\text{пит}}$	1,5
Концентрационная секция	$H_{\text{кон}}$	7,5
От верхней тарелки до днища	H_2	2,0
Днище	$H_{\text{дн}}$	0,6
Общая высота	H_K	23,85

Найденные основные размеры ректификационной колонны позволяют выполнить ее материальное оформление и прочностной расчет.

Пример 5.5. Рассчитать процесс абсорбции и размеры насадочного аппарата по следующим данным: разделяемая смесь воздух - пары метанола; абсорбент – вода. Параметры процесса: $t = 20^\circ\text{C}$; $P = 0,1013$ МПа; расход сырья $G_r = 10$ т/ч; начальная концентрация метанола $y_n = 3\%$ объемн.; степень поглощения $\varphi = 98\%$; удельный расход поглотителя $\ell = 1,2$ кг/кг; начальная концентрация метанола в поглотителе $x = 0$; скорость газа принять равной $w = 0,75w_3$.

Решение

Схема к расчету абсорбера приведена на рисунке 5.2.

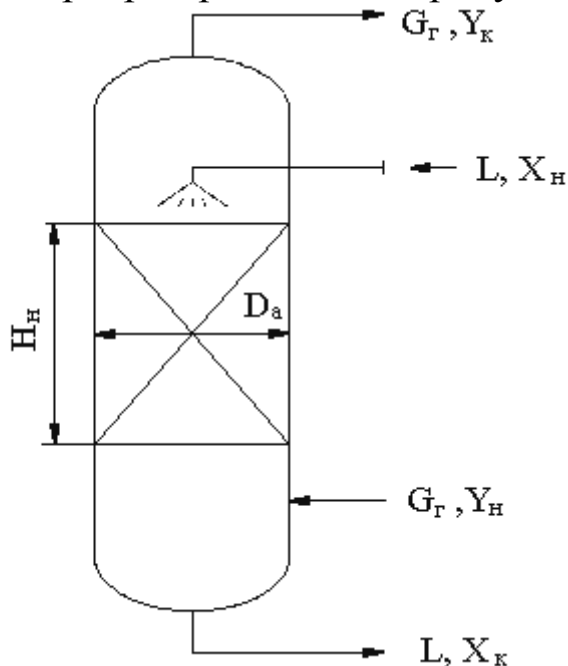


Рисунок 5.2 – Схема к расчету абсорбера

Диаметр абсорбера определим по формуле

$$D_a = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi w}},$$

где V_G – расход газа, $\text{м}^3/\text{с}$; $\pi = 3,14$; w – рабочая скорость газа, $\text{м}/\text{с}$.

Наиболее нагруженным является нижнее сечение аппарата, где расход газа равен

$$V_G = \frac{G_G}{\rho_G},$$

где G_G – расход газа, $\text{кг}/\text{с}$; ρ_G – плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Плотность компонентов газа при $t = 20^\circ\text{C}$ и $P = 0,1013 \text{ МПа}$ равна $\rho_B = 1,19 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\rho_M = 1,39 \text{ кг}/\text{м}^3$ [6].

Тогда

$$\rho_G = \rho_M \cdot y_H + \rho_B \cdot (1 - y_H) = 1,39 \cdot 0,03 + 1,19 \cdot (1 - 0,03) = 1,197 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Расход газа равен

$$V_G = \frac{10 \cdot 10^3}{3600 \cdot 1,197} = 2,32 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Скорость газа в режиме начала захлебывания слоя насадки (режим подвисяния, эмульгирования) для абсорбции и колец Рашига определим по формуле

$$\lg \left[\frac{w_3^2 \cdot f \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma})} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{L}{G_{\Gamma}} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}} \right)^{0,125},$$

где f – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; ε – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа} \cdot \text{с}$; L, G_{Γ} – расходы абсорбента и газа, $\text{кг}/\text{с}$.

В качестве насадки примем кольца Рашига $25 \times 25 \times 3$, уложенные в навал.

Тогда

$$f = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3; \quad \varepsilon = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3 [6].$$

Свойства жидкости примем по воде:

$$\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг}/\text{м}^3; \quad \mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с} [6].$$

Расход абсорбента

$$L = G_{\Gamma} \cdot \ell = 10 \cdot 1,2 = 12 \text{ т}/\text{ч} = 3,333 \text{ кг}/\text{с}.$$

Тогда

$$\lg \left[\frac{w_3^2 \cdot 200 \cdot 1,197 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot (998 - 1,197)} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{12}{10} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,197}{998 - 1,197} \right)^{0,125}$$

или $\lg(6,0416 \cdot 10^{-2} \cdot w_3^2) = -0,7683$, откуда $w_3 = 1,68 \text{ м}/\text{с}$.

Рабочая скорость газа равна

$$w = 0,75 \cdot 1,68 = 1,26 \text{ м}/\text{с}.$$

Тогда диаметр абсорбера равен:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,32}{3,14 \cdot 1,26}} = 1,53 \text{ м}.$$

По стандарту принимаем $D_a = 1,6 \text{ м}$, площадь сечения $F = 2,0106 \text{ м}^2$. При этом рабочая скорость газа $w = 1,154 \text{ м}/\text{с}$.

Высота слоя насадки. Для определения высоты слоя насадки используем метод единиц переноса [6]

$$H_n = n_{\text{оу}} \cdot h_{\text{ВЕП}},$$

где n_{oy} – число единиц переноса (по газовой фазе); $h_{веп}$ – высота единиц переноса, м.

Число единиц переноса определим графическим методом путем построения зависимости $1/(y - y^*) = f(x)$, т.е. графическим интегрированием выражения

$$n_{oy} = \int_{y_k}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}.$$

Предварительно составим уравнения рабочей линии и линии равновесия фаз.

Составы газовой фазы. Объемные (мольные) доли равны: $y_H = 0,03$; $y_K = (1 - \varphi) \cdot y_H = (1 - 0,98) \cdot 0,03 = 0,0006$.

Относительные массовые доли:

$$\bar{y}_H = \frac{M_M}{M_B} \cdot \frac{y_H}{1 - y_H} = \frac{32,04}{29} \cdot \frac{0,03}{1 - 0,03} = 0,0342 \text{ кг/кг},$$

$$\bar{y}_K = \frac{32,04}{29} \cdot \frac{0,0006}{1 - 0,0006} = 0,000664 \text{ кг/кг},$$

где $M_M = 32,04$ кг/кмоль; $M_B = 29$ кг/кмоль – мольные массы метанола и воздуха.

Составы жидкой фазы: $\bar{x}_H = 0$ – по условию;

$$\bar{x}_K = \frac{\bar{y}_H - \bar{y}_K}{\ell} = \frac{0,0342 - 0,000664}{1,2} = 0,028 \text{ кг/кг}.$$

Уравнение рабочей линии имеет вид:

$$\bar{y} = \bar{y}_K + \ell(\bar{x} - \bar{x}_H) \equiv 0,000664 + 1,2\bar{x};$$

в мольных единицах:

$$y = \frac{M_B}{M_M} \bar{y} = \frac{28}{32,04} \cdot \bar{y} \equiv 0,874\bar{y}.$$

Уравнение линии равновесия имеет вид:

$$\bar{y}^* = k \cdot \bar{x} \text{ или } y^* = \frac{M_{\text{воды}}}{M_M} \bar{y}^*, \text{ или } y^* = k \frac{M_{\text{воды}}}{M_M} \bar{x}^*,$$

где $k = \frac{E}{P}$ – константа фазового равновесия; E – константа Генри, МПа; P – давление, МПа.

По справочным данным для паров метанола в воде $E \approx 0,01032$ МПа [6].
Тогда

$$y^* = \frac{0,01032}{0,1013} \cdot \frac{18}{32,04} \cdot \bar{x} = 0,0573\bar{x}.$$

При этом $k = 0,1019$.

Используя полученные уравнения, выполним расчеты для построения графика. Результаты расчета приведены в таблице 5.3.

Таблица 5.3 – Результаты расчета для графического интегрирования

\bar{x}	\bar{y}	y	y^*	$\frac{1}{y - y^*}$
0	0,000664	0,00058	0	1730
0,0005	0,00126	0,0011	0,0000286	935
0,001	0,00186	0,00163	0,00006	637
0,002	0,00306	0,00268	0,000115	390
0,005	0,00666	0,00583	0,000286	180,9
0,01	0,01266	0,01107	0,000573	95,2
0,025	0,03	0,0262	0,00143	40,5
0,028	0,0342	0,0299	0,0016	35,4

По данным таблицы строим зависимость в координатах $\frac{1}{y - y^*} - y$, приведенную на рисунке 5.3.

По результатам графического интегрирования находим n_{oy} :

$$n_{oy} = F_{пл} \cdot m_1 \cdot m_2 = 40,89 \cdot 0,001 \cdot 100 \approx 4,09 \text{ единицы переноса,}$$

где $m_1 = 0,001$, $m_2 = 100$ – масштабы графика по осям координат.

Высота единицы переноса определяется по формуле

$$h_{веп} = h_1 + \frac{k}{\ell} \cdot h_2,$$

где h_1 , h_2 – высоты единиц переноса в газовой и жидкой фазах, м, определяемые ниже.

Высота единицы переноса в газовой фазах определяется по формуле

$$h_1 = \frac{8,13\varepsilon}{\psi \cdot f} \cdot \text{Re}_r^{0,25} \cdot \text{Pr}_r^{2/3},$$

где ψ – коэффициент смачиваемости насадки; Re_r , Pr_r – критерии Рейнольдса и Прандтля для газовой фазы.

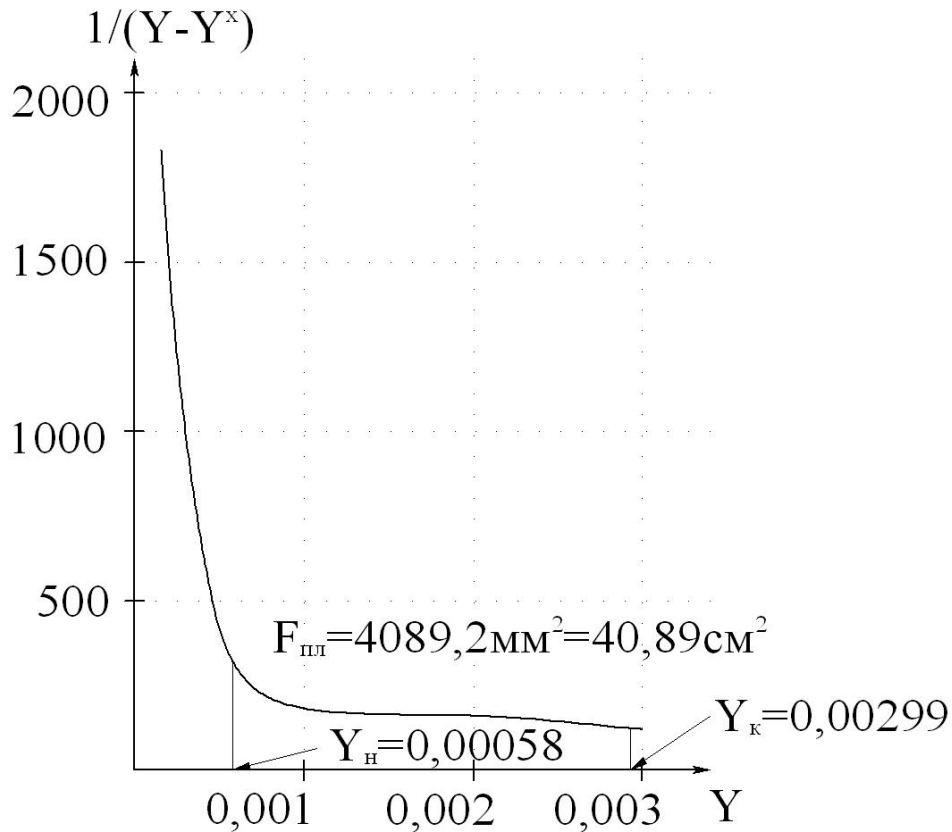


Рисунок 5.3 – Графическая зависимость для определения числа единиц переноса

Коэффициент смачиваемости находят по графику как функцию $\psi = f(u/u_{шт})$, где u – плотность орошения, определяемая по формуле

$$u = \frac{V_{ж}}{F},$$

где $V_{ж}$ – расход воды, $\text{м}^3/\text{ч}$, равный

$$V_{ж} = \frac{L}{\rho_{ж}},$$

где L – массовый расход воды, $\text{кг}/\text{ч}$, равный

$$L = G_B \cdot \ell,$$

где G_B – массовый расход воздуха, равный

$$G_B = V_B \cdot \rho_B,$$

где V_B – объемный расход воздуха, равный

$$V_B = V_\Gamma \cdot (1 - y_H) = 2,32 \cdot (1 - 0,03) = 2,2504 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тогда

$$G_B = 2,2504 \cdot 1,19 = 2,678 \text{ кг/с};$$

$$L = 2,678 \cdot 1,2 = 3,214 \text{ кг/с} = 11,57 \cdot 10^3 \text{ кг/ч};$$

$$V_{\text{ж}} = \frac{11,57 \cdot 10^3}{998} = 11,59 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Тогда

$$u = \frac{11,59}{2,0106} = 5,765 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Оптимальная плотность орошения равна

$$u_{\text{опт}} = b \cdot f = 0,093 \cdot 200 = 18,6 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}),$$

где $b = 0,093 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ – коэффициент, определяемый по справочным данным [8].

Найдем ψ :

$$\frac{u}{u_{\text{опт}}} = \frac{5,765}{18,6} \approx 0,31,$$

тогда по графику зависимости получим $\psi = 0,315$.

Критерий Рейнольдса

$$Re_\Gamma = \frac{4w_\Gamma}{f \cdot \mu_\Gamma},$$

где w_Γ – массовая скорость воздуха, равная

$$w_\Gamma = \frac{G_B}{F} = \frac{2,678}{2,0106} = 1,33 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

По справочным данным вязкость газа равна $\mu_\Gamma = 1,806 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Тогда

$$Re_\Gamma = \frac{4 \cdot 1,33}{200 \cdot 1,806 \cdot 10^{-5}} = 1473.$$

Критерий Прандтля

$$Pr_\Gamma = \frac{\mu_\Gamma}{\rho_\Gamma \cdot D_\Gamma},$$

где D_Γ – коэффициент диффузии метанола, равный

$$D_r = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}.$$

По справочным данным $D_0 = 1,33 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$.

Тогда

$$D_r = 1,33 \cdot 10^{-5} \cdot 1 \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 1,48 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\text{Pr}_r = \frac{1,806 \cdot 10^{-5}}{1,19 \cdot 1,48 \cdot 10^{-5}} = 1,025.$$

Высота единицы переноса в газовой фазе:

$$h_1 = \frac{8,13 \cdot 0,74}{0,315 \cdot 200} \cdot 1473^{0,25} \cdot 1,025^{2/3} = 0,601 \text{ м}.$$

Высота переноса в жидкой фазе

$$h_2 = 119 \cdot \delta_{\text{прив}} \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^{0,25} \cdot \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5},$$

где $\delta_{\text{прив}}$ – приведенная толщина пленки жидкости в слое насадки, м.

Критерий Рейнольдса равен

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4w_{\text{ж}}}{f \cdot \mu_{\text{ж}}},$$

где $w_{\text{ж}}$ – массовая скорость жидкости, равная

$$w_{\text{ж}} = \frac{L}{F} = \frac{3,214}{2,0106} = 1,598 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

По справочным данным вязкость воды $\mu_{\text{ж}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Тогда

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4 \cdot 1,598}{200 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 31,96;$$

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{998 \cdot 1,44 \cdot 10^{-9}} = 695,8.$$

Коэффициент диффузии метанола в жидкой фазе $D_{\text{ж}} \approx 1,44 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$ [6].

Толщина пленки

$$\delta_{\text{прив}} = \left(\frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} \cdot g} \right)^{0,33} = \left(\frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{998^2 \cdot 9,81} \right)^{0,33} = 5,168 \cdot 10^{-5} \text{ м}.$$

Высота единицы переноса в жидкой фазе:

$$h_2 = 119 \cdot 5,168 \cdot 10^{-5} \cdot 31,96^{0,25} \cdot 695,8^{0,5} = 0,386 \text{ м.}$$

Тогда

$$h_{\text{ВЕП}} = 0,601 + \frac{0,1019}{1,2} \cdot 0,386 = 0,634 \text{ м.}$$

Высота слоя насадки равна

$$H_{\text{н}} = 4,09 \cdot 0,634 = 2,59 \text{ м} \approx 2,6 \text{ м.}$$

Высота слоя до 3 м допустима. Остальные высотные размеры абсорбера принимаются конструктивно, как и для тарельчатой колонны.

Найденные основные размеры абсорбера позволяют выполнить его материальное оформление и прочностной расчет.

Занятие 6. «Реакторы. Примеры расчета, проектирования и конструирования»

Целью занятия является ознакомление с принципами конструктивного оформления химических реакторов. В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть наиболее представительные каталитические реакторы отрасли: гидрирования сернистых соединений, конверсии природного газа, CO, NH₃, окисления SO₂, синтеза аммиака, метанола и др.

При изучении материала в качестве источников информации рекомендуется использовать чертежи оборудования. В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть газожидкостные и адиабатические реакторы, в том числе:

- конструкцию оборудования и составных частей, включая узлы подсоединения средств контроля и автоматики;
- достоинства и недостатки отдельных решений;
- принципы использования по назначению;
- принципы безопасной эксплуатации;
- принципы материального оформления и проектирования;
- номенклатуру параметров контроля и управления.

Завершая тему, рекомендуется рассмотреть числовой пример проектирования одного из видов реакционного оборудования.

Пример 6.1. Определить основные размеры реактора конверсии СО по следующим исходным данным: производительность реактора составляет $V_p = 4,05 \text{ м}^3/\text{с}$, плотность потока газа при рабочих условиях $\rho_y = 8,508 \text{ кг}/\text{м}^3$, эквивалентный диаметр частиц катализатора марки 71–5М и его насыпная плотность равны $d_\varnothing = 6 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, $\rho_{\text{НАС}} = 1700 \text{ кг}/\text{м}^3$, расход сухого газа равен $V_{\text{СУХ.ГАЗ}} = 193026 \text{ м}^3/\text{ч}$, объёмная скорость подачи сырья на входе в реактор составляет $\nu = 2120 \text{ ч}^{-1}$.

Решение

Схема к расчету реактора приведена на рисунке 6.1.

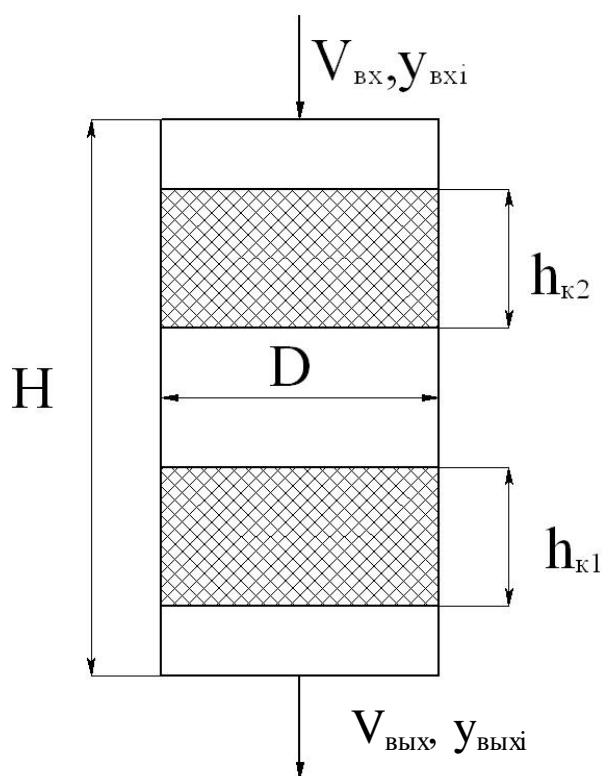


Рисунок 6.1 – Схема к определению размеров реактора: $V_{\text{ВХ}}, y_{\text{ВХi}}, V_{\text{ВЫХ}}, y_{\text{ВЫХi}}$ – объёмные расходы и составы входного и выходного потоков

Основными габаритными размерами реактора являются его диаметр и высота рабочей зоны. Найдем их.

Фиктивную скорость газа (на свободное сечение) рассчитаем по формуле

$$w_0 = \sqrt{0,0167 \cdot \rho_{\text{НАС}} \cdot d_\varnothing \cdot g / \rho_y} =$$

$$= \sqrt{0,0167 \cdot 1700 \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 / 8,508} = 0,44 \text{ м}/\text{с}.$$

Рабочую скорость газа в реакторе примем на 20% ниже допустимой

$$w = 0,8 \cdot w_0 = 0,8 \cdot 0,44 = 0,35 \text{ м/с.}$$

Тогда диаметр аппарата будет равен

$$D = \sqrt{4 \cdot V_p / (\pi \cdot w)} = \sqrt{4 \cdot 4,05 / (3,14 \cdot 0,35)} = 3,79 \text{ м.}$$

В соответствии с ГОСТ 9617–73* принимаем $D = 3,8 \text{ м}$.

Необходимый объём катализатора в реакторе определим по формуле

$$V_K = V_{\text{СУХ.ГАЗ}} / \vartheta = 193026 / 2120 = 91,05 \text{ м}^3.$$

Для определения номинального объёма аппарата необходимо учитывать степень заполнения катализатором $\varphi = 0,6$

$$V_0 = \frac{V_K}{\varphi} = \frac{91,05}{0,6} = 151,75 \text{ м}^3.$$

С учётом 15% резерва мощности внутренний объём реактора составит

$$V = \frac{V_0 \cdot (100 + k)}{100} = \frac{151,75 \cdot (100 + 15)}{100} = 174,51 \text{ м}^3,$$

где k – резерв мощности.

Площадь поперечного сечения реактора равна

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 3,8^2}{4} = 11,34 \text{ м}^2.$$

Высота рабочей части реактора равна

$$H = \frac{V}{S} = \frac{174,51}{11,34} = 15,38 \text{ м.}$$

Окончательно принимаем $H = 15,5 \text{ м}$.

Найденные габаритные размеры реактора позволяют приступить к его конструированию и прочностному расчету.

Занятие 7. «Оборудование для механических процессов. Примеры расчета, проектирования и выбора типового оборудования»

Целью занятия является изучение принципов устройства, работы и проектирования оборудования для механических процессов.

В качестве объектов изучения рекомендуется рассмотреть щековую дробилку, бегуны, барабанную мельницу, в том числе:

- конструкцию оборудования и составных частей, включая узлы подсоединения средств контроля и автоматики;
- достоинства и недостатки отдельных решений;
- принципы использования по назначению;
- принципы безопасной эксплуатации;
- принципы материального оформления, проектирования и выбора оборудования по каталогу;
- номенклатуру параметров контроля и управления.

Завершая тему, рекомендуется рассмотреть числовой пример фрагментов проектирования измельчителей.

Пример 7.1. Определить производительность бегунов и установочную мощность электродвигателя к ним по следующим исходным данным:

- число катков $Z = 2;$
- диаметр катков, мм $D = 600;$
- ширина катков, мм $b = 200;$
- расстояние между осями катков, мм $D_o = 600;$
- частота вращения катков относительно оси центрального вала, об/мин $n = 26;$
- масса катка, кг $G_k = 600;$
- измельчаемый материал – формовочная смесь;
- крупность помола продукта, мкм $d_k = 700 (7 \cdot 10^{-4} \text{ м});$
- насыпная плотность материала, кг/м³ $\rho_n = 1400;$
- коэффициент уплотнения материала за катками $\mu = 0,7;$
- коэффициент трения скольжения катка по материалу $f_c = 0,55;$
- коэффициент трения качения катка по материалу $f_k = 0,05.$

Решение

Схема к расчету приведена на рисунке 7.1.

Производительность бегунов определяется по формуле, кг/ч

$$G = 188,4 \cdot \mu \cdot D_o \cdot b \cdot d_k \cdot n \cdot \rho_n \cdot Z,$$

где обозначения и размерности величин (в СИ) соответствуют перечисленным в исходных данных.

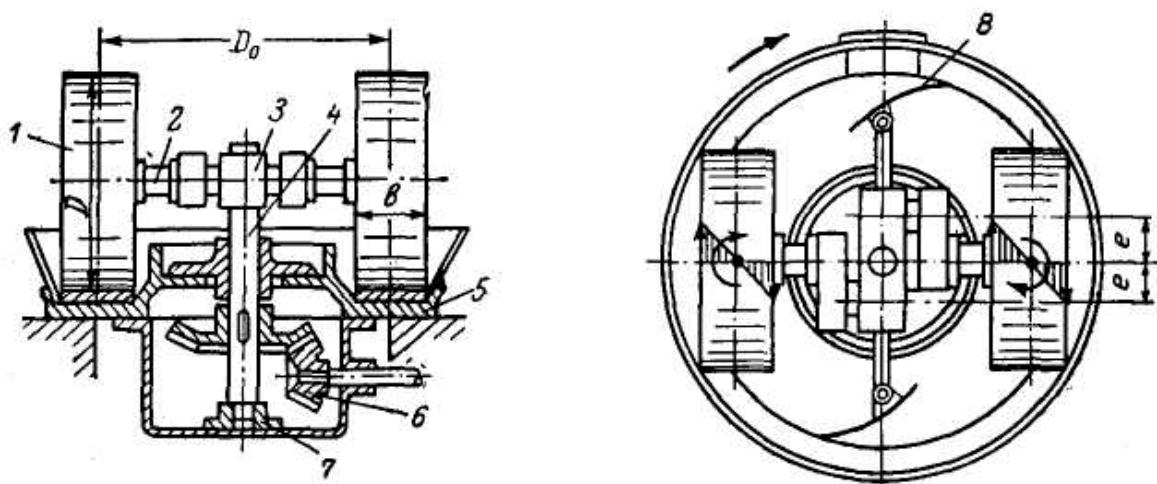


Рисунок 3.5 – Схема к расчету бегунов: 1 – катки; 2 – полуоси катков; 3 – водило; 4 – центральный вал; 5 – чаша; 6 – коническая пара; 7 – подпятник; 8 – скребки; e – эксцентриситет полуосей

Тогда

$$G = 188,4 \cdot 0,7 \cdot 0,6 \cdot 0,2 \cdot 7 \cdot 10^{-4} \cdot 26 \cdot 1400 \cdot 2 = 806,5 \text{ кг/ч.}$$

Установочная мощность двигателя к бегунам рассчитывается по формуле

$$N_d = (N_c + N_k) / \eta_m,$$

где N_c , N_k – мощности, затрачиваемые на преодоление сил трения скольжения и качения при работе бегунов, кВт; η_m – механический к.п.д. приводного механизма ($\eta_m = 0,7 \div 0,8$).

Мощность, затрачиваемая на преодоление сил трения скольжения катков о материал, равна

$$N_c = (188,4 \cdot G_k \cdot g \cdot f_c \cdot b \cdot n \cdot Z) / (3600 \cdot 10^3),$$

где g – ускорение свободного падения м/с^2 ; обозначения и размерности других величин (в СИ) соответствуют перечисленным в исходных данных.

Тогда

$$N_c = (188,4 \cdot 600 \cdot 9,81 \cdot 0,55 \cdot 0,2 \cdot 26 \cdot 2) / (3600 \cdot 10^3) = 1,762 \text{ кВт.}$$

Мощность, затрачиваемая на преодоление сил трения качения катков по материалу, подсчитывается по формуле

$$N_k = (G_k \cdot g \cdot f_k \cdot \pi \cdot D_0 \cdot n \cdot Z) / (60 \cdot 10^3 \cdot R),$$

где $R=D/2=600/2=300$ мм – радиус катка, м; $\pi = 3,14$; обозначения и размерности других величин (в СИ) соответствуют перечисленным в исходных данных.

Тогда

$$N_k = (600 \cdot 9,81 \cdot 0,05 \cdot 3,14 \cdot 0,6 \cdot 26 \cdot 2) / (60 \cdot 10^3 \cdot 0,3) = 1,602 \text{ кВт.}$$

Установочная мощность электродвигателя равна

$$N_d = (1,762 + 1,602) / 0,75 = 4,49 \text{ кВт.}$$

Дальнейшее проектирование бегунов связано с их материальным оформлением и выбором по каталогу соответствующего типоразмера оборудования.

Занятие 8. «Нормативно-технические документы для проектирования, изготовления и эксплуатации технологического оборудования»

Целью занятия является ознакомление с нормативно-техническими документами для проектирования, изготовления и эксплуатации технологического оборудования, а также с каталогами, стандартами, техническими условиями на типовое, стандартизованное и серийно выпускаемое оборудование.

Необходимо дать понятие о нормативных документах (Законы о промышленной безопасности, техническом регулировании, Правила Ростехнадзора и др.), а также о нормативно-технических документах (НТД) как источниках информации о машинах и оборудовании.

Каждый студент знакомится с одним (двумя) каталогами, (стандартами) на оборудование и составляет краткое резюме о назначении НТД, его содержании, разновидностях и типоразмерах оборудования.

В качестве источников информации рекомендуется использовать НТД для машин и оборудования химических производств.

Рекомендуемая литература

1. Луценко, О. В. Технологические процессы, производства и оборудование: учебное пособие / О. В. Луценко. — Белгород : Белгородский государственный технологический университет им. В.Г. Шухова, ЭБС АСВ, 2012. — 90 с. — ISBN 2227-8397. — Текст : электронный // Электронно-библиотечная система IPR BOOKS : [сайт]. — URL: <http://www.iprbookshop.ru/28408.html> — Режим доступа: для авторизир. пользователей
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. — М.: Химия, 2008. — 784 с.
3. Скобло А.И. и др. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. — М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000. — 677 с.
4. Поникаров И.И., Гайнуллин М.Г. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки. — М.: Альфа-М, 2006.— 608 с.
5. Поникаров И.И., Поникаров С.И., Рачковский С.В. Расчеты машин и аппаратов химических производств и нефтегазопереработки (примеры и задачи): Учебное пособие. - М: Альфа-М, 2008. - 720 с.
6. Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования. — Калуга: изд. Н. Бочкаревой, 2002. — Т.1, 852 с.; т.2, 1028 с.; т.3, 968 с.
7. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Под ред. Ю.И. Дытнерского — М.: Химия, 2008. — 496 с.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. — Л.: Химия, 1981. — 560 с.
9. Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок. — М.: Высш. шк., 1989. — 304 с.
10. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии.— Л.: Химия, 1991. — 352 с.

11. Свидченко А.И., Проскурнин А.Л. Ректификация бинарных смесей. Методика расчетная. Учебное пособие. – Ставрополь: Сев-КавГТУ, 2002. – 84 с.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И ОБОРУДОВАНИЕ

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ

к практическим занятиям для студентов направления
15.03.04 Автоматизация технологических процессов и производств

Составитель *доц. А.И. Свидченко*

Рецензент *доц. А.Л. Проскурнин*

Редактор

Подписано в печать. Формат 60 x 84 1/16
Уч.-изд. л. 2,5 Усл. печ. л. 3,0 Тираж Заказ №
ФГАОУ ВО «Северо-Кавказский федеральный университет»
Невинномысский технологический институт (филиал)

Отпечатано в типографии НТИ
357108, г. Невинномысск, ул. Гагарина, 1