

М. В. Шафеева

**ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ
И ОБОРУДОВАНИЕ ПРЕДПРИЯТИЙ
ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА**

**КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ ХИМИЧЕСКОГО
ОБОРУДОВАНИЯ НА ПРИМЕРЕ ВЕРТИКАЛЬНОГО
ТРУБЧАТОГО РЕАКТОРА**

Учебно-методическое пособие

**Санкт-Петербург
2026**

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
**«Санкт-Петербургский государственный университет
промышленных технологий и дизайна»
Высшая школа технологии и энергетики**

М. В. Шафеева

**ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ
И ОБОРУДОВАНИЕ ПРЕДПРИЯТИЙ
ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА**

**КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ ХИМИЧЕСКОГО
ОБОРУДОВАНИЯ НА ПРИМЕРЕ ВЕРТИКАЛЬНОГО
ТРУБЧАТОГО РЕАКТОРА**

Учебно-методическое пособие

Утверждено Редакционно-издательским советом ВШТЭ СПбГУПТД

Санкт-Петербург
2026

УДК 66.091.002.5:66.023.2(075)

ББК 35.115я7

Ш30

Рецензенты:

генеральный директор ООО «Проммонтажсервис НТ»

А. А. Таразанов;

кандидат химических наук, доцент кафедры органической химии Высшей школы технологии и энергетики Санкт-Петербургского государственного университета промышленных технологий и дизайна

А. В. Курзин

Шафеева, М. В.

Ш30 Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза. Курсовое проектирование химического оборудования на примере вертикального трубчатого реактора: учебно-методическое пособие / М. В. Шафеева. — СПб.: ВШТЭ СПбГУПТД, 2026. — 69 с.

Учебно-методическое пособие соответствует программам и учебным планам дисциплины «Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза» для студентов, обучающихся по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология», профиль «Химическая технология органических веществ».

В учебно-методическом пособии изложены основные требования к структуре и содержанию курсового проекта, рекомендации по написанию и правила оформления проекта. В качестве примера приведены краткие сведения о технологиях получения малеинового ангидрида, принципы проектирования вертикального трубчатого реактора получения малеинового ангидрида.

Учебно-методическое пособие предназначено для бакалавров очной формы обучения.

УДК 66.091.002.5:66.023.2(075)

ББК 35.115я7

© ВШТЭ СПбГУПТД, 2026

© Шафеева М. В., 2026

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	5
1. ТЕМАТИКА КУРСОВОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ.....	8
2. ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ И ПРЕДСТАВЛЕНИЮ РЕЗУЛЬТАТОВ КУРСОВОГО ПРОЕКТА	9
3. СТРУКТУРА РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ.....	10
3.1. Титульный лист	10
3.2. Задание	10
3.3. Содержание.....	11
3.4. Введение.....	11
3.5. Список условных обозначений и сокращений.....	11
3.6. Основная часть (технологическая часть проекта)	12
3.6.1. Общая характеристика промышленных методов получения целевого продукта, технико-экономическое обоснование места размещения производства	12
3.6.2. Характеристика исходного сырья, промежуточных и конечных продуктов	12
3.6.3. Физико-химические основы технологического процесса.....	13
3.6.4. Описание и схемы технологического процесса	13
3.6.5. Экологические аспекты производства	13
3.6.6. Охрана окружающей среды и техника безопасности.....	14
3.7. Расчетная часть проекта	14
3.7.1. Материальный баланс.....	14
3.7.2. Тепловой баланс	15
3.7.3. Технологический расчет основного аппарата.....	15
3.7.4. Механический расчет основного аппарата.....	16
3.7.5. Подбор вспомогательного оборудования	17
3.7.6. Проектирование вертикального трубчатого реактора получения малеинового ангидрида	17
3.8. Заключение	47
4. ГРАФИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ ПРОЕКТА	48
5. ОФОРМЛЕНИЕ РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ.....	49
5.1. Общие требования.....	49
5.2. Построение записки	49
5.3. Основной текст	50
5.4. Формулы и расчеты.....	50
5.5. Оформление рисунков	51
5.6. Таблицы.....	53
5.7. Нумерация страниц	54
5.8. Список использованной литературы.....	54
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	56
ПРИЛОЖЕНИЯ	58

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

c – теплоемкость

d, D – диаметр

E – энергия активации

F – мольный расход вещества

G – массовый расход вещества

l – длина

m – масса вещества

M – молярная масса вещества

M_r – относительная молекулярная масса вещества

N – производительность

p – давление газа

Q – количество теплоты

R – универсальная газовая постоянная

t – температура в градусах Цельсия

T – температура в градусах Кельвина

V – объем

$W_{об}$ – объемная скорость потока

φ – содержание вещества в исходном сырье

η – выход целевого продукта

x – степень превращения (конверсии) вещества

ρ – плотность

$\omega_{ср}$ – линейная скорость течения среды

ВВЕДЕНИЕ

Предприятия основного органического синтеза (ООС) обеспечивают сырьем различные малотоннажные производства, то есть предприятия тонкого органического синтеза (ТОС), тем самым определяя прогресс химической промышленности. Основной органический синтез включает производство органических продуктов и полупродуктов, среди которых следует отметить углеводороды (например, этилен и бутadiен), ароматические соединения (например, бензол и его гомологи), кислородсодержащие соединения (например, этанол, фенол, ацетальдегид, малеиновый ангидрид), хлорсодержащие (например, дихлорэтан и винилхлорид) и азотсодержащие (например, нитрил акриловой кислоты) органические вещества и многие другие. Химические продукты, относящиеся к тонкому органическому синтезу, не менее разнообразны и многочисленны. Это красители и полупродукты для них, лекарственные и душистые вещества, пестициды, поверхностно-активные вещества, пищевые добавки, ингибиторы коррозии и другие. Органических веществ, имеющих то или иное практическое применение, в мире известно уже несколько миллионов. К числу особенностей заводов ООС можно отнести многотоннажность, применение в технологии аппаратов большой единичной мощности (до 1 млн тонн в год), высокие капитало- и энергоемкость, многовариантность путей получения одного и того же конечного продукта, многообразие аппаратного оформления. А к числу особенностей ТОС относят многостадийность, трудности при масштабном переходе и сравнительно высокие удельные энерго- и трудозатраты, обусловленные зачастую низким съемом продукции с единицы объема реакторов, значительным количеством отходов, сложностью решения экологических вопросов [1].

Вклад химической промышленности России в ВВП ведущих стран мира в 2023 году составил 1,3 %, а по производству химической продукции в мире наша страна занимает 8 место. Так, например, малеиновый ангидрид (МА) является прекурсором для производства различных органических соединений. Его используют в таких отраслях промышленности, как строительная, фармацевтическая, пищевая, также в аналитической и агрохимии и многих других. Мировое производство МА составляет почти 3 млн тонн в год, и в ближайшее время прогнозируют рост мирового спроса. География производства довольно обширна и включает такие страны, как Китай, США, Японию, Германию, Саудовскую Аравию, Тайвань и другие. В России до 2022 года МА не производили. Все потребности полностью покрывались импортом. В апреле 2022 года в г. Тобольске запустили производство МА с годовой мощностью 45 тыс. тонн. В настоящее время заводу удалось не только покрыть потребности российского рынка в МА, но и часть экспортировать.

Малеиновый ангидрид (МА) является востребованным на российском рынке продуктом. МА используется, главным образом, для производства ненасыщенных полиэфирных смол, а также в агрохимии, фармацевтике.

Малеиновый ангидрид был впервые получен путем парофазного окисления бензола. Использование бензола в качестве исходного сырья для производства малеинового ангидрида было доминирующим на мировом рынке вплоть до 1980-х годов [2].

С 60–70-х годов прошлого столетия в промышленности стали производить малеиновый ангидрид из бутиленовой фракции, но относительно низкая селективность и стабильность катализатора сделали на тот момент этот процесс нерентабельным [2, 3]. Вскоре эти установки были переведены на бензол.

Очевидные преимущества бутана по экологичности и цене перед бензолом привели к тому, что произошла полная конверсия мощностей и переход на использование н-бутана в качестве сырья для производства МА. Дальнейшее распределение мировых мощностей производства МА имеет тенденцию к уменьшению доли бензольного метода.

Также МА синтезируют, используя технологию парофазного окисления н-бутана над псевдоожигенным оксидным ванадий-фосфорным катализатором [4]. Однако из-за таких ограничений, как повышенный унос катализатора в газовую фазу, трудности определения оптимального состава катализатора для работы в псевдоожигенном слое, технология использования стационарного катализатора остается преобладающей и составляет более 75 % от общего объема производства.

Химическая отрасль ориентирована на выпуск крупнотоннажной продукции, поэтому производство продукции тонкого органического синтеза в Российской Федерации на сегодняшний день составляет не более 10-15 % от общего объема производства химической продукции и его наращивание – стратегически важная задача. В условиях современного химического производства инженеру химику-технологу необходимо отвечать на сложные вопросы, связанные с выбором и обоснованием метода производства органического вещества, с созданием принципиальной технологической схемы производства, с проектированием и эксплуатацией технологических процессов и оборудования [5].

Курсовое проектирование является одним из важнейших этапов освоения дисциплины «Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза» и неотъемлемой частью в подготовке технологов химической отрасли. Основная цель курсового проекта заключается в расширении и закреплении теоретических знаний обучающихся в области проектирования предприятий и оборудования органического синтеза, в формировании умения применять полученные знания для решения прикладных задач. В ходе работы над курсовым проектом студенты изучают подробно технологии производства органических соединений, выполняют материальные, тепловые, механические расчеты основного и вспомогательного оборудования.

Задачами курсового проекта, в соответствии с вышеизложенным, являются:

- расширение, систематизация и закрепление знаний, полученных при изучении дисциплины;

- умение использовать учебную и научно-техническую литературу, периодические издания, стандарты;
- умение анализировать методы синтеза органических соединений и выбирать оптимальные;
- ознакомление с назначением, принципом действия и устройством химического оборудования предприятий органического синтеза;
- приобретение навыков выбора и расчетов технологического и конструкционного оборудования для синтеза органических веществ;
- формирование основных понятий о содержании, методах и организации технологического проектирования предприятий органического синтеза;
- овладение студентами навыков решения конкретных технических задач, возникающих при проектировании предприятий;
- развитие навыков самостоятельной творческой работы.

1. ТЕМАТИКА КУРСОВОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ

Перечень тем курсовых проектов утверждается на заседании кафедры и предлагается для выбора студентам.

Изменение выбранной темы допускается по инициативе самого студента или научного руководителя с письменным обоснованием необходимости замены. Кроме этого, студент может предложить собственную тему (при условии обоснования им ее целесообразности), предварительно согласовав ее название с преподавателем.

Тема должна отвечать учебным задачам дисциплины «Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза» и наряду с этим соответствовать реальным задачам будущей профессиональной деятельности. Тематика курсовых проектов должна быть разнообразной и отличаться исходными данными. Тема курсового проекта должна соответствовать содержанию дисциплины, быть комплексной, направленной на решение взаимосвязанных задач, объединенных общностью объекта. Вместе с тем один из частных вопросов темы должен быть разработан более подробно.

Примерные темы курсового проекта:

- «Проектирование вертикального трубчатого реактора получения малеинового ангидрида»;
- «Проектирование трубчатого адиабатического реактора со стационарным слоем катализатора производства стирола»;
- «Проект регламента по производству конкретного органического соединения произвольной химической реакцией»;
- «Проект регламента конкретного технологического процесса переработки сырья»;
- «Проект регламента по производству аллилхлорида хлорированием пропена»;
- «Проект регламента ректификации таллового масла».

2. ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ И ПРЕДСТАВЛЕНИЮ РЕЗУЛЬТАТОВ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Курсовой проект является самостоятельной учебной деятельностью, выполняемой под руководством преподавателя и состоящей из расчетно-пояснительной записки и графической части. Руководство и контроль выполнения, а также рецензирование и организация защиты курсового проекта возлагаются на кафедру. Оказание научно-консультационной и методической помощи студенту осуществляется преподавателем – руководителем проекта. Преподаватель обеспечивает систематические консультации в рамках практических занятий по расписанию, дает рекомендации по основным разделам разрабатываемого проекта, определяет степень его готовности. Законченный и полностью оформленный проект сдается на проверку преподавателю. После проверки и внесения исправлений проводится защита проекта. Оценивается курсовой проект с учетом качества выполнения, уровня защиты и степени самостоятельности при работе.

Проект выполняется обучающимися индивидуально или в составе малой группы (2-4 чел.), в зависимости от сложности темы проекта (определяется в каждом конкретном случае преподавателем). Также проект может быть выполнен с использованием фактического материала организаций, материала, собранного студентами в ходе учебных и производственных практик, результатов научных исследований сотрудников кафедры, аспирантов и студентов, применяя современные средства вычислительной техники и специализированного программного обеспечения. Проект должен отражать приобретенные теоретические знания и практические навыки, полученные студентами по общим и специальным разделам учебной дисциплины в рамках выбранной темы.

Результаты представляются в виде отчета, объемом до 40–50 тыс. печатных знаков. Отчет должен соответствовать требованиям, предъявляемым к оформлению курсовых проектов, принятым на кафедре органической химии.

Работа над избранной темой курсового проекта требует от студента знаний основ методологии исследования, творческого мышления, логики аргументации и изложения, прилежания.

3. СТРУКТУРА РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ

Курсовой проект состоит из двух основных частей: расчетно-пояснительной записки и графической части.

Расчетно-пояснительная записка по своему содержанию должна соответствовать заданию на проектирование. Графическая часть включает принципиальную технологическую схему установки на листе формата А3.

В расчетно-пояснительной записке материал располагается в следующем порядке:

- Титульный лист.
- Задание на курсовое проектирование.
- Содержание.
- Введение.
- Перечень условных обозначений и сокращений.
- Технологическая часть.
- Расчетная часть.
- Заключение.
- Список использованной литературы.

3.1. Титульный лист

Титульный лист должен содержать:

- название учебного заведения и кафедры;
- наименование учебной дисциплины, по которой выполнен курсовой проект;
- название темы курсового проекта;
- фамилию, имя, отчество студента;
- ученую степень, ученое звание, должность, фамилию и инициалы руководителя проекта;
- выходные данные (место и год написания курсового проекта).

Образец оформления титульного листа представлен в Приложении 1 настоящего учебно-методического пособия.

3.2. Задание

Задание на курсовое проектирование (Приложение 2) составляется руководителем и выдается студенту в начале семестра, в котором по учебному плану предусмотрен курсовой проект.

3.3. Содержание

В содержании перечисляются заголовки всех разделов и подразделов, список использованной литературы, приложения с указанием номеров страниц, с которых они начинаются. Заголовки «Содержания» должны точно повторять заголовки, приводимые в тексте курсового проекта. Образец представлен в Приложении 3.

3.4. Введение

Во введении к курсовому проекту обосновывается актуальность выбранной темы, ее значение для повышения эффективности производства и формулируются основные цель и задачи, поставленные перед студентом.

Рекомендуется следующая последовательность построения введения:

- 1) значение технологического процесса в мировой и российской химической промышленности;
- 2) современная характеристика состояния и перспективы развития данного производства;
- 3) основные направления использования получаемых продуктов;
- 4) обоснование новизны и эффективности предлагаемых проектных решений;
- 5) основные задачи, решаемые в курсовом проекте, их практическая значимость.

Объем введения не должен превышать 1-2 страниц текста. Пример «Введения» представлен в Приложении 4.

3.5. Список условных обозначений и сокращений

Условные обозначения и сокращения облегчают и ускоряют процесс чтения, способствуют снижению расхода бумаги, поскольку позволяют уменьшить объем текста. В список не включаются устойчивые аббревиатуры, общеупотребительные и общеизвестные сокращения, например, ООС, ТОС.

Список приводится в виде столбца. В списке после сокращения или условного обозначения через тире приводится его расшифровка.

Условные обозначения в списке указываются в алфавитном порядке, сначала в русской транскрипции, затем в латинской, в конце – в греческой.

Условные обозначения величин указываются с единицами в системе СИ, например,

N – производительность, м³/с;

P – давление, МПа;

t – температура, °С;
 T – температура, К;
 ρ – плотность газа, кг/м³.

3.6. Основная часть (технологическая часть проекта)

3.6.1. Общая характеристика промышленных методов получения целевого продукта, технико-экономическое обоснование места размещения производства

В данном разделе курсового проекта приводится краткий литературный обзор промышленных способов производства целевого продукта. Раскрываются технико-экономические достоинства и недостатки основных способов производства. В результате студент должен дать обоснование для выбора способа производства, обеспечивающего выработку целевого продукта хорошего качества при минимальной себестоимости. При этом следует учитывать степень комплексной переработки сырья и отходов производства, качество продукции, экологичность производства, сложность используемого технологического оборудования и т. д.

В технико-экономическом обосновании (ТЭО) места размещения производства необходимо рассмотреть следующее:

- обеспеченность предприятия сырьем, с указанием конкретных производств, находящихся в том же городе, регионе;
- обеспеченность топливом, водой, электроэнергией;
- наличие железнодорожных и водных транспортных развязок;
- наличие водных ресурсов;
- возможность переработки целевого продукта на месте его производства;
- возможность утилизации промышленных отходов;
- наличие трудовых ресурсов, возможность готовить квалифицированные кадры (вузы, колледжи и техникумы).

Каждый пункт следует конкретизировать с учетом рассматриваемого места размещения производства.

Пример технико-экономического обоснования места размещения производства представлен в Приложении 5.

3.6.2. Характеристика исходного сырья, промежуточных и конечных продуктов

На основании выбора наиболее оптимального метода производства составляется перечень исходных веществ, вспомогательных материалов, основных, промежуточных и побочных продуктов. Физические характеристики данных веществ, необходимые для проведения расчетов, например, такие, как молекулярная масса, плотность, насыпной вес, теплоемкость и т. д., могут быть

приведены в виде таблицы. Для каждого продукта, исходного реагента должны быть приведены наименования ГОСТов и ТУ, в соответствии с которыми выпускаются товарные формы продуктов или поставляются исходные реагенты.

3.6.3. Физико-химические основы технологического процесса

Необходимо рассмотреть физико-химические основы процесса, основные параметры (температура, давление, концентрации и соотношение исходных реагентов, химический состав сырья), в большей степени влияющие на выход и качество получаемой продукции. Для обоснования норм технологического режима можно привести данные по термодинамике, механизму и кинетике основных и побочных реакций.

3.6.4. Описание и схемы технологического процесса

В данном разделе приводится описание принципиальной технологической схемы установки в условиях нормального технологического режима без режима пуска и остановки. При описании технологической схемы, после названия аппарата следует указывать его обозначение на схеме. Принципиальная технологическая схема производства выполняется как рисунок на отдельном листе в соответствии с требованиями и прилагается после первого упоминания в тексте. Пример оформления технологической схемы приведен в разделе 5.5.

Необходимо описать все аппараты, изображенные на схеме, и изобразить все аппараты, упомянутые в описании. Все аппараты на схеме должны быть изображены строго в соответствии со стандартами на их условное обозначение. Если технология производства предусматривает несколько параллельно соединенных идентичных аппаратов, достаточно изобразить на схеме один с указанием их количества в спецификации.

При описании производства, схема которого включает несколько идентичных параллельных технологических линий, режим работы которых одинаков, достаточно описания одной линии.

3.6.5. Экологические аспекты производства

В любом производстве органических соединений можно выделить положительные и отрицательные стороны, влияющие на экосистему и здоровье человека. Так, например, в производстве стирола положительным аспектом является дальнейшее его использование в изготовлении строительных материалов с хорошими теплоизоляционными свойствами и стойкостью к воздействию влаги и химических веществ, что позволяет увеличить срок службы изделий и снизить потребность в их замене. В то же время к отрицательному аспекту можно отнести выбросы вредных веществ в атмосферу, таких как оксиды азота и серы, являющиеся причиной загрязнения воздуха и атмосферных осадков.

В данном курсовом проекте требуется рассмотреть как положительные, так и отрицательные экологические особенности рассматриваемого химико-технологического процесса.

Для минимизации отрицательных экологических последствий производства необходимо применять современные технологии очистки выбросов, контролировать использование и утилизацию продуктов производства, а также разрабатывать и внедрять более экологически безопасные процессы.

3.6.6. Охрана окружающей среды и техника безопасности

В данном разделе необходимо привести токсикологические характеристики используемого сырья, полупродуктов и конечных продуктов, а также данные об их пожаро- и взрывоопасности с обязательной ссылкой на источник, из которого эти данные взяты.

3.7. Расчетная часть проекта

3.7.1. Материальный баланс

Материальный расчет и материальный баланс являются важнейшими средствами анализа производственных процессов. Различают материальный баланс всего производства, отдельного процесса или отдельного аппарата.

Материальный расчет производства заключается в определении количества загружаемых и получаемых продуктов на каждой стадии технологического процесса с обоснованием расходных коэффициентов по сырью, составу и количеству отходов. Полученные результаты служат исходными данными для определения числа единиц необходимого оборудования, его размеров и производительности, а также для энергетических расчетов оборудования и определения расходов энергии на технологические нужды.

При составлении материальных балансов в качестве исходных могут быть использованы следующие данные:

- 1) мощность производства по готовому продукту или по сырью в млн тонн в год или тыс. тонн в год;
- 2) фактическое число часов работы установки в году с учетом продолжительности текущих и капитальных ремонтов;
- 3) основные технологические показатели процесса: расходные нормы реагентов на единицу целевого продукта, соотношение между исходными реагентами, температура, давление, конверсия и селективность. Конверсию и селективность можно принять на основе литературных или производственных данных;
- 4) технологические потери, которые принимают по литературным или производственным данным.

В основе материальных расчетов лежит закон сохранения масс:

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

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

Стехиометрическое уравнение для простой реакции, протекающей практически необратимо, представить можно в виде:

$$a \cdot A + b \cdot B = c \cdot C + d \cdot D,$$

где A и B – исходные реагенты;

C – целевой продукт;

D – побочный продукт реакции;

a, b, c, d – стехиометрические коэффициенты.

Материальный баланс данного процесса может быть представлен в общем виде следующим образом:

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

где G_A и G_B – массы исходных реагентов, кг;

G_C и G_D – массы целевого и побочного продуктов реакции, кг;

$G_{A, \text{ост}}$ и $G_{B, \text{ост}}$ – массы реагентов A и B , не вступивших в химическую реакцию, кг;

$G_{\text{прим}}$ – масса технических примесей, вносимых в реактор с исходными реагентами, кг;

$G_{\text{потери}}$ – масса механических потерь целевого продукта, кг.

Материальный баланс оформляется в виде сводной таблицы. Числовые значения в таблице желательно располагать так, чтобы классы чисел во всем столбце были точно расположены один под другим: единицы под единицами, десятки под десятками и т. д.

3.7.2. Тепловой баланс

Проведение химических процессов в строго определенных условиях и в большинстве случаев с подведением или отводом строго заданного количества тепла является обязательным условием. Обогрев или охлаждение осуществляется с помощью соответствующих теплоносителей или хладагентов. Также химическая реакция может сопровождаться выделением или поглощением теплоты, и, поэтому при обогреве реакторов должен учитываться тепловой эффект химической реакции. Тепловой баланс любого аппарата может быть представлен в виде уравнения, отражающего изменение теплосодержания материальных потоков. В общем виде уравнение выглядит так: $\Sigma Q_{\text{пр}} = \Sigma Q_{\text{расх}}$.

3.7.3. Технологический расчет основного аппарата

Существует два вида технологических расчетов: проектировочные и проверочные. Приступая к проектному расчету любого аппарата, необходимо представлять его роль в технологической схеме установки, а также цель расчета, после чего описать все известные исходные данные, выбрать и обосновать тип аппарата, подобрать методику и только тогда начинать расчет. Проектный расчет

заканчивается определением размеров и количества аппаратов, обеспечивающих требуемую производительность и гибкость ведения процесса в выбранных условиях и подбором стандартного оборудования по ГОСТ или ТУ.

Приступая к поверочному расчету того или иного аппарата, необходимо представить его подробную характеристику (тип, размеры, технологические параметры и т. д.) на основании производственных данных. Результатом поверочного расчета является ответ на вопрос – данный аппарат может или не может быть использован в предложенном варианте реконструкции производства.

Основным оборудованием производства являются реакторы, в которых протекают процессы, связанные с изменением состояния потоков. Выбор типа и обоснование режима работы реактора проводится на основании данных об агрегатном состоянии реагентов. Приводится количественная или качественная зависимость выхода целевого продукта и производительности аппарата по этому продукту от степени превращения сырья.

Расчет массообменного оборудования (адсорберов, экстракторов, кристаллизаторов, ректификационных колонн) включает в себя следующие разделы:

- материальный и тепловой балансы аппарата;
- определение химического или фракционного состава сырья и продуктов;
- расчет или обоснование температуры и давления;
- определение количества тарелок или высоты насадки;
- конструктивный и гидравлический расчет (высота и диаметр аппарата, диаметры штуцеров, расстояние между тарелками, гидравлическое сопротивление тарелки).

При проектировании теплообменной аппаратуры следует обосновывать вид и параметры теплоносителя или хладагента, принцип движения потоков, конструктивные особенности аппарата.

3.7.4. Механический расчет основного аппарата

Механический расчет предполагает расчет основных узлов и всех элементов аппарата (обечаяк, днищ, крышек, трубных решеток теплообменников, фланцевых соединений и крепежных деталей, перемешивающих устройств, лап и опор и т. д.) на прочность от внутреннего избыточного или наружного давления и внешних нагрузок. Надежность и прочность химической аппаратуры необходимо сочетать с ее экономичностью и малой металлоемкостью. Конструкция и элементы аппаратов должны рассчитываться на наибольшее допускаемое рабочее давление с учетом возможных температурных напряжений, особенностей технологии изготовления деталей, агрессивности рабочей среды и особенностей эксплуатации.

3.7.5. Подбор вспомогательного оборудования

Кроме основных аппаратов в установку входит вспомогательное оборудование: теплообменная и сепарационная аппаратура, отстойники, емкости, резервуары, насосы, компрессоры и др. Вспомогательное оборудование подбирают по ГОСТам, каталогам стандартов или нормам с учетом конкретных условий его работы.

3.7.6. Проектирование вертикального трубчатого реактора получения малеинового ангидрида

Расчетную часть проекта студент выполняет, используя исходные данные, представленные в Приложении 6. Задание состоит из 20 вариантов, номер которого студент может получить индивидуально у преподавателя. Остальные не указанные в таблицах данные, необходимость в которых возникает при выполнении расчетов, выбираются на основании литературных источников.

Для выполнения курсового проекта приведен пример расчета вертикального трубчатого реактора получения малеинового ангидрида окислением н-бутана с использованием оксидного ванадий-фосфорного катализатора (V-P-O) с различными добавками: Ti, Co, Nb, Mo.

Трубчатые реакторы (рис. 3.1) для каталитических превращений имеют целый ряд преимуществ: сохранение постоянной температуры процесса, долгий срок службы катализатора, высокая концентрация катализатора в единице реакционного объема, простота масштабирования, надежность в эксплуатации. Тем не менее, недостатки тоже присутствуют. Это трудности в загрузке и выгрузке катализатора, высокие капитальные вложения, повышенные гидравлические потери.

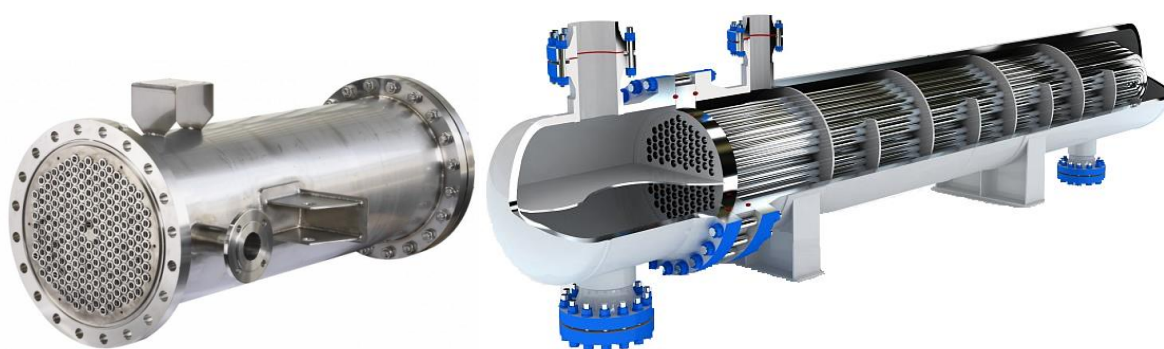


Рисунок 3.1 – Конструкция горизонтального трубчатого реактора

Реактор окисления н-бутана имеет вертикальную конструкцию, что способствует эффективному прохождению реагентов и снижает вероятность накопления нежелательных продуктов.

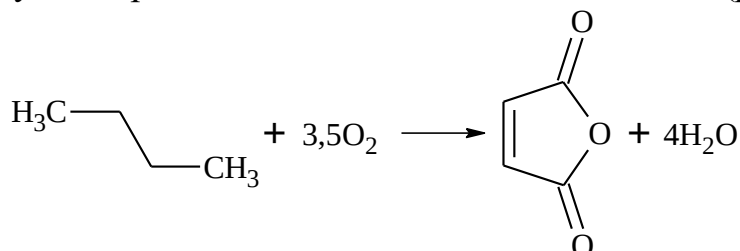
3.7.6.1. Материальный баланс

Исходные данные для расчета материального баланса стадии окисления н-бутана представляют в виде таблицы 3.1. Значения, обозначенные ...(троеточием), студенты заполняют согласно индивидуально заданию.

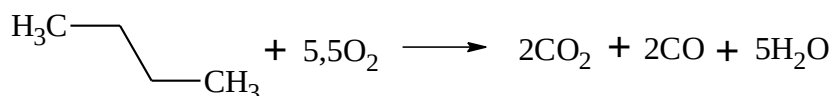
Таблица 3.1 – Исходные данные

Производительность по малеиновому ангидриду	N, м ³ /сутки	...
Содержание н-бутана в исходном сырье	$\varphi_{C_4H_{10}}$, % об.	...
Содержание воздуха в исходном сырье	$\varphi_{\text{воздух}}$, % об.	...
Выход малеинового ангидрида по н-бутану	$\eta_{C_4H_{10} \rightarrow C_4H_2O_3}$, %	...
Содержание кислорода в исходном воздухе	$\varphi_{\text{кислород}}$, % об.	...
Содержание азота в исходном воздухе	$\varphi_{\text{азот}}$, % об.	...
Степень превращения (конверсия) н-бутана	$x_{C_4H_{10}}$, %	...
Температура малеинового ангидрида в парах (температура реакции)	t_p , °C	...
Давление газа	p, Па	...

Окисление н-бутана происходит в соответствии со схемой (реакция 1):



Основная реакция сопровождается побочной реакцией горения сырья (реакция 2):



Материальный баланс любого технологического процесса или части его составляется на основании закона сохранения массы вещества:

$$\sum G_{\text{исх}} = \sum G_{\text{кон}}, \quad (1)$$

где $\sum G_{\text{исх}}$ – сумма масс исходных продуктов процесса;

$\sum G_{\text{кон}}$ – сумма масс конечных продуктов процесса в тех же единицах измерения.

Для составления материального баланса стадии окисления необходимо рассчитать производительность в м³/с, кг/с, моль/с.

Вначале пересчитывают производительность из м³/сутки в м³/с:

$$N_{C_4H_2O_3} = \frac{N_{C_4H_2O_3}}{86400}, \quad (2)$$

где N – производительность по малеиновому ангидриду, м³/сутки.

Затем пересчитывают производительность из м³/с в кг/с:

$$G_{C_4H_2O_3} = N_{C_4H_2O_3} \cdot \rho_{C_4H_2O_3}, \quad (3)$$

где $N_{C_4H_2O_3}$ – производительность по малеиновому ангидриду, м³/с;

$\rho_{C_4H_2O_3}$ – плотность малеинового ангидрида в парах, кг/м³.

При этом плотность малеинового ангидрида в парах выражают из уравнения состояния идеального газа (уравнение Менделеева – Клапейрона):

$$p \cdot V = \frac{m}{M} \cdot R \cdot T, \quad (4)$$

$$\rho = \frac{m}{V}, \quad (5)$$

$$\rho = \frac{p \cdot M}{R \cdot T}, \quad (6)$$

где p – давление газа, Па;

V – объем газа, м³;

m – масса газа, кг;

M – молярная масса, кг/моль

R – универсальная газовая постоянная, равная 8,314 Дж/(моль·К);

T – температура газа, К ($T = t \text{ } ^\circ\text{C} + 273$);

ρ – плотность газа, кг/м³.

В уравнение (6) подставляют температуру малеинового ангидрида в парах (температура реакции t_p), переведенную из градусов Цельсия в Кельвин.

Затем производительность пересчитывают из кг/с в моль/с:

$$F_{C_4H_2O_3} = \frac{G_{C_4H_2O_3}}{Mr_{C_4H_2O_3}}, \quad (7)$$

где $G_{C_4H_2O_3}$ – производительность по малеиновому ангидриду, кг/с;

$Mr_{C_4H_2O_3}$ – молекулярная масса малеинового ангидрида, кг/моль.

Далее рассчитывают приход.

Для этого мольный $F_{C_4H_{10}}$ и массовый $G_{C_4H_{10}}$ расходы н-бутана, подаваемого в реактор, с учетом выхода малеинового ангидрида, определяют по формулам:

$$\eta_{C_4H_2O_3}^{C_4H_{10}} = \frac{F_{C_4H_2O_3}}{1/|-1| \cdot F_{C_4H_{10},0}}, \quad (8)$$

$$F_{C_4H_{10},0} = \frac{F_{C_4H_2O_3}}{\eta_{C_4H_2O_3}^{C_4H_{10}}}, \quad (9)$$

$$G_{C_4H_{10},0} = F_{C_4H_{10},0} \cdot Mr_{C_4H_{10}}, \quad (10)$$

где $\eta_{C_4H_{10}O_3}$ – выход малеинового ангидрида по н-бутану, %;

$F_{C_4H_{10}O_3}$ – мольный расход малеинового ангидрида, моль/с;

$F_{C_4H_{10},0}$ – мольный расход н-бутана, подаваемого в реактор, моль/с;

$G_{C_4H_{10},0}$ – массовый расход н-бутана, подаваемого в реактор, кг/с;

$Mr_{C_4H_{10}}$ – молекулярная масса н-бутана, кг/моль.

Мольный расход воздуха, подаваемого в реактор, определяют по формуле:

$$F_{\text{воздух}} = \frac{\chi_{\text{воздух}} \cdot F_{C_4H_{10},0}}{\chi_{C_4H_{10}}}, \text{ так как } \chi = \varphi, \quad (11)$$

$$\text{то } F_{\text{воздух}} = \frac{\varphi_{\text{воздух}} \cdot F_{C_4H_{10},0}}{\varphi_{C_4H_{10}}}, \quad (12)$$

где $\varphi_{\text{воздух}}$ – объемная доля воздуха в исходном сырье, % об.;

$F_{C_4H_{10},0}$ – мольный расход н-бутана, подаваемого в реактор, моль/с;

$\varphi_{C_4H_{10}}$ – объемная доля н-бутана в исходном сырье, % об.;

$\chi_{\text{воздух}}$ – мольная доля воздуха в исходном сырье, % мол.;

$\chi_{C_4H_{10}}$ – мольная доля н-бутана в исходном сырье, % мол.

Так как воздух является смесью газов, определяют мольный $F_{O_2,0}$ и массовый $G_{O_2,0}$ расходы кислорода, который подается в реактор:

$$F_{O_2,0} = F_{\text{воздух}} \cdot \chi_{O_2} = F_{\text{воздух}} \cdot \varphi_{O_2}, \quad (13)$$

$$G_{O_2,0} = F_{O_2,0} \cdot Mr_{O_2}, \quad (14)$$

где $F_{\text{воздух}}$ – мольный расход воздуха, подаваемого в реактор, моль/с;

χ_{O_2} – мольная доля кислорода в воздухе, % мол.;

φ_{O_2} – объемная доля кислорода в воздухе, % об.;

$F_{O_2,0}$ – мольный расход кислорода, подаваемого в реактор, моль/с;

$G_{O_2,0}$ – массовый расход кислорода, подаваемого в реактор, кг/с;

Mr_{O_2} – молекулярная масса кислорода, кг/моль.

Мольный $F_{N_2,0}$ и массовый $G_{N_2,0}$ расходы азота, который подается в реактор, рассчитывают по формулам:

$$F_{N_2,0} = F_{\text{воздух}} \cdot \chi_{N_2} = V_{\text{воздух}} \cdot \varphi_{N_2}, \quad (15)$$

$$G_{N_2,0} = F_{N_2,0} \cdot Mr_{N_2}, \quad (16)$$

где $F_{\text{воздух}}$ – мольный расход воздуха, подаваемого в реактор, моль/с;

χ_{N_2} – объемная доля азота в воздухе, % мол.;

φ_{N_2} – объемная доля азота в воздухе, % об.;

$F_{\text{N}_2,0}$ – мольный расход азота, подаваемого в реактор, моль/с;

$G_{\text{N}_2,0}$ – массовый расход азота, подаваемого в реактор, кг/с;

Mr_{N_2} – молекулярная масса азота, кг/моль.

Следующим этапом является расчет расхода.

Мольный $F_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ и массовый $G_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ расходы н-бутана, который не прореагировал, с учетом конверсии н-бутана, рассчитывают по формулам:

$$F_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = (1 - x_{\text{C}_4\text{H}_{10}}) \cdot F_{\text{C}_4\text{H}_{10},0}, \quad (17)$$

$$G_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = F_{\text{C}_4\text{H}_{10}} \cdot Mr_{\text{C}_4\text{H}_{10}}, \quad (18)$$

где $x_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ – степень превращения н-бутана;

$F_{\text{C}_4\text{H}_{10},0}$ – мольный расход н-бутана, подаваемого в реактор, моль/с;

$G_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ – массовый расход н-бутана, который не прореагировал, кг/с;

$Mr_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ – молекулярная масса н-бутана, кг/моль.

Для дальнейших расчетов необходимо найти массовый расход н-бутана для каждой реакции. Расчет ведут по уравнениям реакций.

Массовый расход н-бутана для первой реакции определяют по формуле:

$$G_{\text{C}_4\text{H}_{10},1} = G_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3} \cdot \frac{Mr_{\text{C}_4\text{H}_{10}}}{Mr_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3}}, \quad (19)$$

где $G_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3}$ – массовый расход малеинового ангидрида, кг/с;

$Mr_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ – молекулярная масса н-бутана, кг/моль;

$Mr_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3}$ – молекулярная масса малеинового ангидрида, кг/моль.

Массовый расход н-бутана для второй реакции определяют по формуле:

$$G_{\text{C}_4\text{H}_{10},2} = G_{\text{C}_4\text{H}_{10},0} - G_{\text{C}_4\text{H}_{10}} - G_{\text{C}_4\text{H}_{10},1}, \quad (20)$$

где $G_{\text{C}_4\text{H}_{10},0}$ – массовый расход н-бутана, подаваемого в реактор, кг/с;

$G_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ – массовый расход н-бутана, который не прореагировал, кг/с;

$G_{\text{C}_4\text{H}_{10},1}$ – массовый расход н-бутана, затраченного на первую реакцию, кг/с.

Расчет массового расхода воды, которая выделилась в каждом процессе, ведут по соответствующим уравнениям реакций.

Массовый расход воды, выделившейся в первой реакции, рассчитывают по формуле:

$$G_{\text{H}_2\text{O},1} = G_{\text{C}_4\text{H}_{10},1} \cdot 4 \cdot \frac{Mr_{\text{H}_2\text{O}}}{Mr_{\text{C}_4\text{H}_{10}}}, \quad (21)$$

где $G_{\text{C}_4\text{H}_{10},1}$ – массовый расход н-бутана, затраченного на первую реакцию, кг/с;

Mr_{H_2O} – молекулярная масса воды, кг/моль;

$Mr_{C_4H_{10}}$ – молекулярная масса н-бутана, кг/моль.

Массовый расход воды, выделившейся во второй реакции, рассчитывают по формуле:

$$G_{H_2O,2} = G_{C_4H_{10},2} \cdot 5 \cdot \frac{Mr_{H_2O}}{Mr_{C_4H_{10}}}, \quad (22)$$

где $G_{C_4H_{10},2}$ – массовый расход н-бутана, затраченного на вторую реакцию, кг/с;

Mr_{H_2O} – молекулярная масса воды, кг/моль;

$Mr_{C_4H_{10}}$ – молекулярная масса н-бутана, кг/моль.

Таким образом, массовый расход воды, выделившейся в ходе протекания процесса, составляет:

$$G_{H_2O} = G_{H_2O,1} + G_{H_2O,2}, \quad (23)$$

где $G_{H_2O,1}$ – массовый расход воды, выделившейся в первой реакции, кг/с;

$G_{H_2O,2}$ – массовый расход воды, выделившейся во второй реакции, кг/с.

Массовый расход выделившегося оксида углерода (II) CO в ходе протекания побочной реакции (расчет ведется по уравнению побочной реакции) определяют по формуле:

$$G_{CO} = 2 \cdot Mr_{CO} \cdot \frac{G_{H_2O,2}}{5 \cdot Mr_{H_2O}}, \quad (24)$$

где Mr_{CO} – молекулярная масса оксида углерода (II), кг/моль;

$G_{H_2O,2}$ – массовый расход воды, которая выделилась во второй реакции, кг/с;

Mr_{H_2O} – молекулярная масса воды, кг/моль.

Массовый расход выделившегося оксида углерода (IV) в ходе протекания побочной реакции (расчет ведется по уравнению побочной реакции) определяют по формуле:

$$G_{CO_2} = 2 \cdot Mr_{CO_2} \cdot \frac{G_{H_2O,2}}{5 \cdot Mr_{H_2O}}, \quad (25)$$

где Mr_{CO_2} – молекулярная масса оксида углерода (IV), кг/моль;

$G_{H_2O,2}$ – массовый расход воды, которая выделилась во второй реакции, кг/с;

Mr_{H_2O} – молекулярная масса воды, кг/моль.

Расчет массового расхода кислорода на образование продуктов ведут по уравнениям соответствующих реакций.

Массовый расход кислорода на первую реакцию рассчитывают по формуле:

$$G_{O_2,1} = G_{C_4H_2O_3} \cdot 3,5 \cdot \frac{Mr_{O_2}}{Mr_{C_4H_2O_3}}, \quad (26)$$

где $G_{C_4H_2O_3}$ – массовый расход малеинового ангидрида, м³/с;

Mr_{O_2} – молекулярная масса кислорода, кг/моль;

$Mr_{C_4H_2O_3}$ – молекулярная масса малеинового ангидрида, кг/моль.

Массовый расход кислорода на вторую реакцию рассчитывают по формуле:

$$G_{O_2,2} = G_{CO} \cdot 5,5 \cdot \frac{Mr_{O_2}}{2 \cdot Mr_{CO}}, \quad (27)$$

где G_{CO} – массовый расход оксида углерода (II), выделившегося в ходе протекания процесса, кг/с;

Mr_{O_2} – молекулярная масса кислорода, кг/моль;

Mr_{CO} – молекулярная масса оксида углерода (II), кг/моль.

Массовый расход кислорода, выделившегося в ходе протекания процесса, определяют по формуле:

$$G_{O_2} = G_{O_2,0} - G_{O_2,1} - G_{O_2,2}, \quad (28)$$

где $G_{O_2,0}$ – масса кислорода, поступившего в реактор, кг/с;

$G_{O_2,1}$ – массовый расход кислорода, который расходуется на образование продуктов первой реакции, кг/с;

$G_{O_2,2}$ – массовый расход кислорода, который расходуется на образование продуктов второй реакции, кг/с.

После проведения расчетов материальный баланс процесса окисления н-бутана представляют в виде таблицы 3.2.

Таблица 3.2 – Материальный баланс процесса окисления н-бутана

Приход				Расход			
Наименование веществ	моль/с	кг/с	%	Наименование веществ	моль/с	кг/с	%
1. н-Бутан	...	...	...	1. н-Бутан	...	...	...
2. Воздух, в том числе:	...	...	...	2. Воздух, в том числе:	...	...	...
Кислород	...	...	...	Кислород	...	...	...
Азот	...	...	...	Азот	...	...	...
—	—	—	—	3. Малеиновый ангидрид	...	...	...
—	—	—	—	4. Оксид углерода (II)	...	...	...
—	—	—	—	5. Оксид углерода (IV)	...	...	...
—	—	—	—	6. Вода	...	...	...
Итого:	...	...	100	Итого:	...	...	100

3.7.6.2. Тепловой баланс

Исходные данные для расчета теплового баланса берут из таблиц Приложений 6 и 7 и представляют в виде таблицы 3.3.

Таблица 3.3 – Исходные данные

Температура реакции	$t_p, ^\circ\text{C}$	...
Температура исходного сырья на входе в реактор	$t_n, ^\circ\text{C}$	...
Температура теплоносителя на входе	$t_{\Gamma}^H, ^\circ\text{C}$	...
Температура теплоносителя на выходе	$t_{\Gamma}^K, ^\circ\text{C}$	...
Потери в окружающую среду	$Q_{\text{п}}, \%$	...
Стандартное изменение энтальпии при 298 К (для основной реакции)	$\Delta H^\circ_{\text{осн}}, \text{кДж/моль}$	...
Стандартное изменение энтальпии при 298 К (для побочной реакции)	$\Delta H^\circ_{\text{поб}}, \text{кДж/моль}$	...

Формула теплового баланса в общем виде выглядит следующим образом:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}}, \quad (29)$$

где $Q_{\text{прих}}$ – количество теплоты, поступающей в реактор, Дж/с;

$Q_{\text{расх}}$ – количество расходуемой теплоты, Дж/с.

А) Для составления теплового баланса вначале рассчитывают количество теплоты, поступающей в реактор, по формуле:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{х.р.}} + Q_{\text{реаг}}, \quad (30)$$

где $Q_{\text{х.р.}}$ – количество теплоты, выделяющееся в результате химических превращений, Дж/с;

$Q_{\text{реаг}}$ – количество теплоты, требуемое для нагрева сырья с исходной температуры до рабочей, Дж/с.

Для расчета требуемой тепловой нагрузки для нагрева сырья с исходной температуры до рабочей используют формулу:

$$Q_{\text{реаг}} = F \cdot C_{p,\text{см},0} \cdot \Delta t, \quad (31)$$

где F – мольный расход смеси исходных веществ, моль/с;

$C_{p,\text{см},0}$ – средняя молярная теплоемкость смеси исходных веществ, Дж/моль · К;

Δt – разность между конечной температурой сырья равной t_p и начальной температурой сырья t_n , К.

Среднюю теплоемкость смеси исходных веществ находят по формуле:

$$C_{p,см,0} = \frac{F_{C_4H_{10},0} \cdot C_{p,C_4H_{10},0} + F_{O_2,0} \cdot C_{p,O_2,0} + F_{N_2,0} \cdot C_{p,N_2,0}}{F_{C_4H_{10},0} + F_{O_2,0} + F_{N_2,0}}, \quad (32)$$

где $F_{C_4H_{10},0}$ – мольный расход н-бутана, подаваемого в реактор, моль/с;

$C_{p,C_4H_{10},0}$ – молярная теплоемкость н-бутана при температуре t_n , Дж/моль · К;

$F_{O_2,0}$ – мольный расход кислорода, подаваемого в реактор, моль/с;

$C_{p,O_2,0}$ – молярная теплоемкость кислорода при температуре t_n , Дж/моль · К;

$F_{N_2,0}$ – мольный расход азота, подаваемого в реактор, моль/с;

$C_{p,N_2,0}$ – молярная теплоемкость азота при температуре t_n , Дж/моль · К.

Для расчета молярной теплоемкости исходных веществ используют следующие формулы:

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \text{ (для органических соединений)}, \quad (33)$$

$$C_p = a + bT + \frac{c'}{T^2} \text{ (для неорганических соединений)}, \quad (34)$$

где C_p – молярная теплоемкость вещества (при постоянном давлении), Дж/(моль · К);

a, b, c – коэффициенты уравнения зависимости молярной теплоемкости от температуры $C_p = f(T)$;

T – температура вещества, К.

Коэффициенты уравнения зависимости молярной теплоемкости от температуры $C_p = f(T)$ для исходных веществ представлены в таблице 3.4.

Таблица 3.4 – Коэффициенты уравнения $C_p = f(T)$

Для неорганических соединений				
Соединение	a	$b \cdot 10^3$	$c' \cdot 10^{-5}$	–
Кислород	31,46	3,39	-3,77	–
Азот	27,88	4,27	–	–
Для органических соединений				
Соединение	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^6$	$d \cdot 10^9$
н-Бутан	0,47	385,38	-198,90	39,97

Полученные значения молярной теплоемкости представляют в виде таблицы 3.5.

Таблица 3.5 – Молярная теплоемкость исходных веществ при t_n

Соединение	C_p , Дж/(моль·К)
н-Бутан	...
Кислород	...
Азот	...

Рассчитав молярные теплоемкости исходных веществ при t_n , можно рассчитать среднюю теплоемкость смеси исходных веществ $C_{p,см,0}$ по формуле (32), а затем определить количество теплоты $Q_{реак}$, вносимое исходными реагентами по формуле (31).

Затем рассчитывают количество теплоты, выделяющееся в результате химических превращений, по формуле:

$$Q_{х.р.} = -\Delta H^\circ \cdot F = -\Delta H^\circ \cdot \frac{G}{Mr_{C_4H_{10}}}, \quad (35)$$

где ΔH° – изменение энтальпии реакции, Дж/моль;

F – мольный расход н-бутана в ходе реакций, моль/с;

G – массовый расход н-бутана в ходе реакций, кг/с (известно из материального баланса);

$Mr_{C_4H_{10}}$ – молекулярная масса н-бутана, кг/моль.

Для расчета изменения энтальпии для каждой реакции при температуре равной T используют следующую формулу:

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_{298} + \Delta C(T - 298), \quad (36)$$

где ΔH°_{298} – изменение энтальпии реакции при 298 К (стандартное изменение энтальпии), Дж/моль;

ΔC – изменение теплоемкости в ходе протекания реакции, Дж/(моль·К);

T – температура реакции, К.

Изменение теплоемкости в ходе протекания реакции рассчитывают по формуле:

$$\Delta C = \sum_{\text{продукты}} v_j \cdot C_{p,прод} - \sum_{\text{реагенты}} v_i \cdot C_{p,реак}, \quad (37)$$

где v_j, v_i – стехиометрические коэффициенты продуктов реакции и исходных веществ;

$C_{p,прод}, C_{p,реак}$ – молярные теплоемкости продуктов реакции и исходных веществ, Дж/(моль·К).

Изменение теплоемкости в ходе протекания первой реакции определяют по формуле:

$$\Delta C_1 = 4 \cdot C_{p,H_2O} + C_{p,C_4H_2O_3} - 3,5 \cdot C_{p,O_2} - C_{p,C_4H_{10}}, \quad (38)$$

где C_{p,H_2O} – молярная теплоемкость воды при температуре t_p , Дж/моль · К;

$C_{p,C_4H_2O_3}$ – молярная теплоемкость малеинового ангидрида, Дж/моль · К;

C_{p,O_2} – молярная теплоемкость кислорода при температуре t_p , Дж/моль · К;

$C_{p,C_4H_{10}}$ – молярная теплоемкость н-бутана при t_p , Дж/моль · К.

Изменение теплоемкости в ходе протекания второй реакции рассчитывают по формуле:

$$\Delta C_2 = 5 \cdot C_{p,H_2O} + 2 \cdot C_{p,CO} + 2 \cdot C_{p,CO_2} - 5,5 \cdot C_{p,O_2} - C_{p,C_4H_{10}}, \quad (39)$$

где C_{p,H_2O} – молярная теплоемкость воды при температуре t_p , Дж/моль · К;

$C_{p,CO}$ – молярная теплоемкость оксида углерода (II) при температуре t_p , Дж/моль · К;

C_{p,CO_2} – молярная теплоемкость оксида углерода (IV) при температуре t_p , Дж/моль · К;

C_{p,O_2} – молярная теплоемкость кислорода при температуре t_p , Дж/моль · К;

$C_{p,C_4H_{10}}$ – молярная теплоемкость н-бутана при температуре t_p , Дж/моль · К.

Результаты расчетов изменения энтальпии для каждой реакции необходимо представить в виде таблицы 3.6.

Таблица 3.6 – Изменение энтальпии реакций ΔH°_1 и ΔH°_2 при t_p

№ реакции	Дж/моль
1	$\Delta H^\circ_1 = \dots$
2	$\Delta H^\circ_2 = \dots$

Таким образом формула для расчета количества теплоты $Q_{x.p.}$, выделяющегося в результате химических превращений в единицу времени, будет выглядеть следующим образом:

$$Q_{x.p.} = (-\Delta H^\circ_1 \cdot \frac{G_{C_4H_{10},1} \cdot 1000}{Mr_{C_4H_{10}}}) + (-\Delta H^\circ_2 \cdot \frac{G_{C_4H_{10},2} \cdot 1000}{Mr_{C_4H_{10}}}), \quad (40)$$

Затем определяют количество теплоты $Q_{прих}$, поступающее в реактор, по формуле (30).

Б) Следующим этапом является расчет количества, расходуемой теплоты. Количество теплоты, выносимой из реактора, рассчитывают по формуле:

$$Q_{\text{расх}} = Q_{\text{прод}} + Q_{\text{п}} + Q_{\text{т}}, \quad (41)$$

где $Q_{\text{прод}}$ – количество теплоты, выносимое продуктами из реактора, Дж/с;

$Q_{\text{п}}$ – потеря теплоты в окружающую среду, Дж;

$Q_{\text{т}}$ – количество отводимой теплоты, Дж.

Для этого вначале необходимо рассчитать теплоту, выносимую из реактора продуктами реакции, по следующей формуле:

$$Q_{\text{прод}} = F \cdot C_{\text{р,см}} \cdot T, \quad (42)$$

где F – количество продуктов, моль/с;

$C_{\text{р,см}}$ – средняя молярная теплоемкость смеси продуктов, Дж/моль · К;

T – температура продуктов на выходе из реактора, К.

Количество продуктов F рассчитывают как сумму мольных расходов образующихся в ходе реакции малеинового ангидрида, воды, оксидов углерода (II) и (IV), непрореагировавших н-бутана, кислорода и не участвующего в реакции азота.

Среднюю теплоемкость смеси продуктов находят по формуле:

$$C_{\text{р,см}} = \frac{F_{\text{C}_4\text{H}_{10}} \cdot C_{\text{р,C}_4\text{H}_{10}} + F_{\text{O}_2} \cdot C_{\text{р,O}_2} + F_{\text{N}_2} \cdot C_{\text{р,N}_2} + F_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3} \cdot C_{\text{р,C}_4\text{H}_2\text{O}_3}}{F_{\text{C}_4\text{H}_{10}} + F_{\text{O}_2} + F_{\text{N}_2} + F_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3} + F_{\text{H}_2\text{O}} + F_{\text{CO}} + F_{\text{CO}_2}} + \\ + \frac{F_{\text{H}_2\text{O}} \cdot C_{\text{р,H}_2\text{O}} + F_{\text{CO}} \cdot C_{\text{р,CO}} + F_{\text{CO}_2} \cdot C_{\text{р,CO}_2}}{F_{\text{C}_4\text{H}_{10}} + F_{\text{O}_2} + F_{\text{N}_2} + F_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3} + F_{\text{H}_2\text{O}} + F_{\text{CO}} + F_{\text{CO}_2}}, \quad (43)$$

где $F_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$ – мольный расход непрореагировавшего н-бутана, моль/с;

$C_{\text{р,C}_4\text{H}_{10}}$ – молярная теплоемкость н-бутана при температуре $t_{\text{р}}$, Дж/моль · К;

F_{O_2} – мольный расход непрореагировавшего кислорода, моль/с;

$C_{\text{р,O}_2}$ – молярная теплоемкость кислорода при температуре $t_{\text{р}}$, Дж/моль · К;

F_{N_2} – мольный расход азота (не участвует в процессе, поэтому равен мольному расходу азота, поступившего в реактор), моль/с;

$C_{\text{р,N}_2}$ – молярная теплоемкость азота при температуре $t_{\text{р}}$, Дж/моль · К;

$F_{\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3}$ – мольный расход образующегося малеинового ангидрида, моль/с;

$C_{p,C_4H_2O_3}$ – молярная теплоемкость малеинового ангидрида, Дж/моль · К;

F_{H_2O} – мольный расход образующейся воды, моль/с;

C_{p,H_2O} – молярная теплоемкость воды при температуре t_p , Дж/моль · К;

F_{CO} – мольный расход образующегося оксида углерода (II), моль/с;

$C_{p,CO}$ – молярная теплоемкость оксида углерода (II) при температуре t_p , Дж/моль · К;

F_{CO_2} – мольный расход образующегося оксида углерода (IV), моль/с;

C_{p,CO_2} – молярная теплоемкость оксида углерода (IV) при температуре t_p , Дж/моль · К.

Для расчета молярной теплоемкости продуктов реакции используют те же формулы (33) и (34), что и для расчета молярной теплоемкости исходных веществ.

Коэффициенты уравнения зависимости молярной теплоемкости от температуры $C_p = f(T)$ для продуктов представлены в таблице 3.7.

Таблица 3.7 – Коэффициенты уравнения $C_p = f(T)$

Для неорганических соединений				
Соединение	a	$b \cdot 10^3$	$c' \cdot 10^{-5}$	–
Кислород	31,46	3,39	-3,77	–
Азот	27,88	4,27	–	–
Вода	30,00	10,71	0,33	–
Оксид углерода (II)	28,41	4,10	-0,46	–
Оксид углерода (IV)	44,14	9,04	-8,53	–
Для органических соединений				
Соединение	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^6$	$d \cdot 10^9$
н-Бутан	0,47	385,38	-198,90	39,97
Малеиновый ангидрид	-6,57	420,9	-359,6	116,5

Полученные значения молярной теплоемкости представляют в виде таблицы 3.8 и подставляют в формулу для расчета средней теплоемкости смеси продуктов $C_{p,см}$.

Таблица 3.8 – Молярная теплоемкость продуктов при t_p

Соединение	C_p , Дж/(моль·К)
н-Бутан	...
Малеиновый ангидрид	...
Кислород	...
Азот	...
Вода	...
Оксид углерода (II)	...
Оксид углерода (IV)	...

Потери теплоты в окружающую среду составляют 5 % и рассчитываются по формуле:

$$Q_p = Q_{\text{прих}} \cdot \frac{5}{100}, \quad (44)$$

где $Q_{\text{прих}}$ – количество теплоты, поступающей в реактор, Дж/с.

Для расчета количества теплоты Q_t , которую необходимо отвести, используют формулу:

$$Q_t = Q_{\text{прих}} - Q_{\text{прод}} - Q_p, \quad (45)$$

где $Q_{\text{прих}}$ – количество теплоты, поступающей в реактор, Дж/с;

$Q_{\text{прод}}$ – количество теплоты, выносимой из реактора продуктами реакции, Дж/с;

Q_p – потеря теплоты в окружающую среду, Дж/с.

По полученным данным составляют тепловой баланс, представленный в виде таблицы 3.9.

Таблица 3.9 – Тепловой баланс

Исходные данные	Приход		Исходные данные	Расход	
	Дж/с	%		Дж/с	%
Теплота, вносимая в реактор исходными продуктами реакции	...	...	Теплота, выносимая из реактора конечными продуктами реакции	...	...
Теплота реакции	...	...	Потеря теплоты в окружающую среду	...	...
—	—	—	Отводимая теплота	...	...
Итого:	...	100,00	Итого:	...	100,00

3.7.6.3. Расчет объема катализатора

Требуемый объем катализатора $V_{\text{кат}}$ в реакторе вычисляют по формуле:

$$V_{\text{кат}} = \frac{G_{\text{С}}}{\rho_{\text{Н}}^{20} \cdot \omega}, \quad (46)$$

где $G_{\text{С}}$ – производительность реактора по сырью, кг/с;

ω – объемная скорость подачи сырья, с^{-1} ;

$\rho_{\text{Н}}^{20}$ – насыпная плотность катализатора, кг/м^3 .

Для расчета используют производительность установки по н-бутану $G_{\text{С4Н10,0}}$, рассчитанную по формуле (10).

Объемной скоростью подачи сырья называют объем сырья, проходящий через единицу объема катализатора в секунду (минуту, час). В промышленных процессах каталитического окисления различного назначения объемная скорость подачи может быть в пределах от 1 до 2 ч^{-1} . Принимают объемную скорость подачи сырья равной 1 ч^{-1} .

Агрегатное состояние катализатора – твердый. Катализаторы, содержащие оксиды ванадия и фосфора, используют при окислении четырехуглеродных углеводородов таких, как н-бутаны, н-бутены, 1,3-бутадиен, или смесей молекулярным кислородом или кислородсодержащим газом с получением малеинового ангидрида. Состав ванадий-фосфорного катализатора: VO_2 – 53,9 %, P_2O_5 – 46,1 %.

3.7.6.4. Расчет поверхности теплообмена

В данной системе применяется эвтектическая смесь, состоящая из 40 % нитрита натрия, 53 % нитрата калия и 7 % нитрата натрия. Окисление н-бутана является экзотермической реакцией. Поэтому смесь предназначена для отвода полезного тепла реакции путем циркуляции соляного теплоносителя в межтрубном пространстве реактора. Расплав соли циркулирует с высокой скоростью для обеспечения строгого контроля температуры реакции. Система расплава солей применяется при высоких рабочих температурах от 120 до 550 $^{\circ}\text{C}$ и обладает хорошей термостойкостью (до 600 $^{\circ}\text{C}$) и высокой теплоемкостью.

Ориентировочную поверхность теплообмена рассчитывают по формуле:

$$F_{\text{ор}} = \frac{Q_{\text{Т}}}{k_{\text{ор}} \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (47)$$

где $Q_{\text{Т}}$ – тепловой поток или количество отводимой теплоты, Дж/с;

$k_{\text{ор}}$ – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$;

$\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур в трубчатом реакторе, $^{\circ}\text{C}$.

Среднюю разность температур в трубчатом реакторе рассчитывают по формуле:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} \right)}, \quad (48)$$

где Δt_6 и Δt_m – большая и меньшая разности температур соответственно.

При противотоке сырья и теплоносителя используют следующие формулы: $\Delta t_6 = t_r^k - t_n$; $\Delta t_m = t_r^H - t_k$ (рис. 3.2),

где t_n – температура сырья на входе;

t_k – температура реакционной смеси на выходе, равная t_p ;

t_r^H – температура теплоносителя на входе;

t_r^k – температура теплоносителя на выходе.

Теплопотери не учитываются.

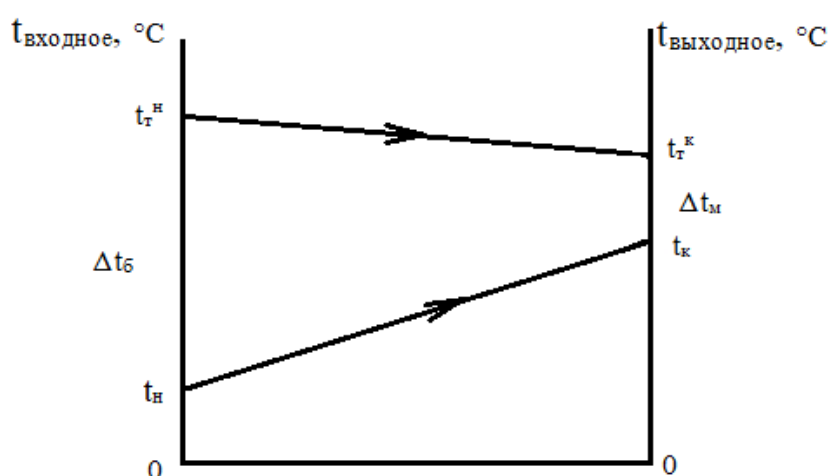


Рисунок 3.2 – Изменение температур сырья и теплоносителя

Коэффициент теплопередачи может быть определен следующим образом:

$$1/k = 1/\alpha_1 + \delta_{ст}/\lambda_{ст} + 1/\alpha_2 + R_{заг},$$

где $\delta_{ст}$ – толщина стенки, мм;

$\lambda_{ст}$ – коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/м · °C;

$\alpha_{1,2}$ – коэффициенты теплоотдачи внутренней и внешней стороны стенки, Вт/м² · °C;

$R_{заг}$ – коэффициент загрязнения стенки.

Для определения ориентировочной площади поверхности теплообмена аппарата задают значение коэффициента теплопередачи. Принимают $k_{ор} = 30$ Вт/(м² · °C).

За неимением необходимых данных для определения расчетной поверхности теплообмена, данный расчет упущен. Принимают расчетную поверхность теплообмена равную ориентировочной. Поверхности теплообмена (длину и наружный диаметр труб) выбирают по ТУ 3612-024-00220302-02 [6].

3.7.6.5. Механический расчет

Определения

Болт – крепежное изделие в виде стержня с наружной резьбой, как правило, с шестигранной головкой под гаечный ключ, образующее соединение при помощи гайки или иного резьбового отверстия.

Гайка – крепежное изделие с резьбовым отверстием, образующее разборное соединение с помощью винта, болта или шпильки.

Обечайка – открытый цилиндрический или конический элемент конструкции.

Опора – часть конструкции (сооружения), воспринимающая нагрузку от одних элементов (деталей) и передающая ее сосредоточенно на другие элементы или основание.

Патрубок – небольшой отрезок трубы, присоединенный (вальцованный, приклепанный, приваренный) к резервуару и другим конструкциям, служащий для подключения к ним трубопроводов и арматуры в целях отвода по нему газа, пара или жидкости.

Фланец – плоская деталь квадратной, круглой или иной формы с отверстиями для болтов, служащая для прочного и герметичного соединения труб.

Штуцер – дополнительная деталь для трубопровода, которая представляет собой патрубок малой длины. Он применяется для подключения арматурных устройств, приборов учета, контрольных приборов, различного оборудования.

Расчет толщины стенки обечайки аппарата

Обечайка является главным составным элементом корпуса реактора, это наиболее материалоемкий и ответственный элемент любого химического аппарата. Вертикальный трубчатый реактор получения малеинового ангидрида выполняют из цилиндрических обечаек. Цилиндрическая форма обечайки наиболее распространена в химическом аппаратостроении вследствие простоты изготовления, рационального расхода материалов и устойчивости внутреннему давлению благодаря равномерному распределению нагрузки по ее площади. Расчет толщины стенки обечаек производят в соответствии с ГОСТ 34233.2-2017 [7].

Исходные данные для расчета представляют в виде таблицы 3.10.

Таблица 3.10 – Исходные данные

Давление в аппарате, МПа	Линейная скорость течения среды, м/с	Материал обечайки
...	...	...

Исполнительную толщину S цилиндрической обечайки, нагруженной внутренним избыточным давлением, вычисляют по формуле:

$$S \geq S_p + c, \quad (49)$$

$$S \geq S_p + c_1 + c_2 + c_3, \quad (50)$$

где S_p – расчетная толщина стенки обечайки, м;

c – сумма прибавок к расчетной толщине стенки, м;

c_1 – прибавка для компенсации коррозии, м;

c_2 – прибавка для компенсации минусового допуска, м;

c_3 – прибавка для компенсации утонения стенки аппарата при технологических операциях, м.

Расчетную толщину обечайки определяют по формуле:

$$S_p = \frac{p \cdot D_v}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_p - P}, \quad (51)$$

где p – расчетное давление, МПа

$[\sigma]_p$ – допускаемое напряжение при растяжении, МПа;

φ – коэффициент прочности продольного сварного шва;

D_v – внутренний диаметр обечайки, м.

Формула (51) применима при нескольких условиях. Во-первых, для обечаек с $D_v \geq 200$ мм должно соблюдаться условие $(S-c)/D_v \leq 0,1$, для обечаек с $D_v < 200$ мм – $(S-c)/D_v \leq 0,3$. Проверку этого условия можно выполнить после вычисления S , c , D_v .

Во-вторых, расчетная температура обечайки из углеродистой стали не должна превышать 380 °С, из низколегированной – 420 °С, из аустенитной – 525 °С. Обечайка изготавливается из высокоуглеродистой нержавеющей конструкционной коррозионностойкой стали 12Х18Н10Т. Основными легирующими компонентами являются хром и никель, они исключают ржавление, обеспечивают металлу криогенные свойства (устойчивость к охлаждению) и высокую технологичность. Также сталь 12Х18Н10Т сохраняет свои характеристики в широком температурном диапазоне (сварные аппараты и сосуды, работающие под давлением при температуре от 196 до 600 °С, а при наличии агрессивных сред до 350 °С). Данное условие выполняется.

Коэффициент прочности продольного сварного шва берем равным $\varphi = 1$. Вид сварного шва – стыковой или тавровый с двусторонним сплошным проваром, выполняемый автоматической и полуавтоматической сваркой.

Прибавку на коррозию рассчитывают по уравнению:

$$c_1 = v \cdot \tau, \quad (52)$$

где v – скорость коррозии, мм/год;

τ – срок службы аппарата, год.

Балл коррозионной стойкости стали 12Х18Н10Т равен 6, то есть сталь относится к группе пониженно-стойких; скорость коррозии стали указанной марки равна $0,1 \div 0,5$ мм/год. Принимают скорость коррозии равную $v = 0,3$ мм/год, а срок службы реактора – 10 лет.

Прибавку для компенсации минусового допуска и прибавку для компенсации утонения стенки аппарата при технологических операциях принимаем равным $c_2 = 0,3$ мм по ГОСТ 19903-2015 [8] и $c_3 = 0,7$ мм по учебному пособию [9] соответственно.

Следовательно, прибавка к расчетной толщине стенки аппарата составляет:

$$c = c_1 + c_2 + c_3, \quad (53)$$

где c_1 – прибавка на коррозию, м;

c_2 – прибавка для компенсации минусового допуска, м;

c_3 – прибавка для компенсации утонения стенки аппарата при технологических операциях, м.

Объемную скорость потока определяют по уравнению Менделеева-Клапейрона, заменив количество вещества на мольный расход, а объем на объемный расход:

$$P \cdot V = F \cdot R \cdot T, \quad (54)$$

$$V = \frac{F \cdot R \cdot T}{P}, \quad (55)$$

где P – давление, Па;

V – объемный расход, м³/с;

F – мольный расход, моль/с;

R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль · К);

T – температура, К.

Площадь поперечного сечения реактора определяют из уравнения расхода:

$$f = \frac{W_{об}}{\omega_{ср}}, \quad (56)$$

где $W_{об}$ – объемная скорость потока, м³/с;

$\omega_{ср}$ – линейная скорость течения среды, м/с.

Определив сечение аппарата, находят его внутренний диаметр по формуле:

$$D_{в} = \sqrt{\frac{4 \cdot f}{\pi}}, \quad (57)$$

Рассчитанное значение внутреннего диаметра реактора округляют в большую сторону до минимального значения, предусмотренного ГОСТ 6533-78 [10].

Допускаемое напряжение при растяжении рассчитывают по формуле:

$$[\sigma]_p = \sigma^*_{доп} \cdot \eta, \quad (58)$$

где $\sigma^*_{доп}$ – нормативное допускаемое напряжение для заданного конструкционного материала при рабочей температуре (напряжения выбирают по ГОСТ 14249-94) [11];

η – коэффициент, учитывающий вид заготовки (в качестве заготовки используется листовой прокат).

Так, например, при расчетной температуре стенки аппарата равной 450 °С допустимое напряжение $\sigma^*_{\text{доп}}$ стали марки 12X18H10T будет равно $132 \cdot 10^6$ Па. Коэффициент, учитывающий вид заготовки (в качестве заготовки используется листовой прокат) принимают равным $\eta = 1$.

Таким образом, исходя из имеющихся данных, вычисляют толщину обечайки S_p по формуле (51).

Исполнительную толщину обечайки рассчитывают по формуле:

$$S = S_p + c, \quad (59)$$

Проверка условия применения расчетных формул осуществляется следующим образом:

$$\frac{S - c}{D} \leq 0,1, \quad (60)$$

Условие должно быть выполнено.

Далее выполняют расчет на прочность толщины стенки обечайки.

Условие прочности:

$$p \leq [p], \quad (61)$$

где $[p]$ – допустимое внутреннее избыточное давление, Па;

p – расчетное давление, Па.

Допустимое внутреннее избыточное давление:

$$[p] = \frac{2 \cdot (s - c) \cdot [\sigma]_p \cdot \varphi}{D + (s - c)}, \quad (62)$$

Расчет толщины стенки эллиптического днища (крышки)

Днище и крышка – составные части корпуса аппарата. Днище и крышка изготавливаются из того же материала, что и обечайка, то есть из стали 12X18H10T.

Исполнительную толщину днищ, работающих под внутренним избыточным давлением, определяют по формуле:

$$S_1 \geq S_{1p} + c, \quad (63)$$

где S_{1p} – расчетная толщина днища (крышки), м.

Расчетную толщину днища и крышки определяют по формуле:

$$S_{1p} = \frac{p \cdot R}{2 \cdot [\sigma]_p \cdot \varphi - 0,5 \cdot p'}, \quad (64)$$

где p – расчетное давление, Па;

R – внутренний радиус кривизны в вершине выпуклого днища (крышки), м;

$[\sigma]_p$ – допускаемое напряжение при растяжении, Па;

φ – коэффициент прочности продольного сварного шва.

Внутренний радиус кривизны в вершине выпуклого днища и крышки рассчитывают по формуле:

$$R = \frac{D_B^2}{4 \cdot h_B}, \quad (65)$$

где D_B – внутренний диаметр днища (крышки), м.

h_B – внутренняя высота эллиптической части.

Для эллиптических днищ:

$$h_B = 0,25 \cdot D_B, \quad (66)$$

Выполняют расчет на прочность толщины стенки днища и крышки.

Условие прочности:

$$p \leq [p], \quad (67)$$

где $[p]$ – допускаемое внутреннее избыточное давление, Па;

p – расчетное давление, Па.

$$[p] = \frac{2 \cdot (s_1 - c) \cdot [\sigma] \cdot \varphi}{R + 0,5 \cdot (s_1 - c)}, \quad (68)$$

В соответствии с ГОСТ 6533-78 [10] необходимо определить параметры крышки и днища и представить в виде таблицы 3.11.

Таблица 3.11 – Конструктивные размеры крышки/днища аппарата

D_B , м	h_1 , м	h_B , м	s , м	F , м ²	V , м ³	m , кг
...	...	...	...	...	...	...

На рисунке 3.3 изображено исполнение крышки (днища) аппарата по ГОСТ 6533-78 [10].

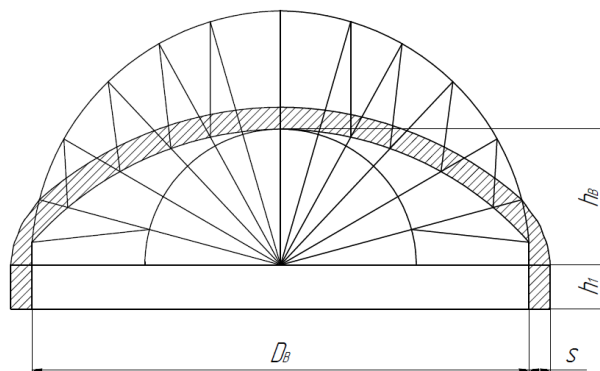


Рисунок 3.3 – Исполнение крышки (днища) аппарата по ГОСТ 6533-78

Конструкция аппарата

В соответствии с ГОСТ 15118-79 [12] определяют конструктивные размеры труб и трубной решетки (распределительной тарелки) и представляют данные в виде таблицы 3.12.

Таблица 3.12 – Конструктивные размеры труб и трубной решетки, мм

Диаметр аппарата				D ₀	Наружный диаметр труб	2R			
наружный	внутренний								
...	...			...	...	...			
Число отверстий под трубы в трубных решетках и перегородках, не менее									
По рядам						Общее в решетке, n _{отв}			
0	1	2	3	4	5		6	7	8
...	...	...	...	...	...		...	...	...

На рисунке 3.4 изображено исполнение трубной решетки аппарата по ГОСТ 15118-79 [12].

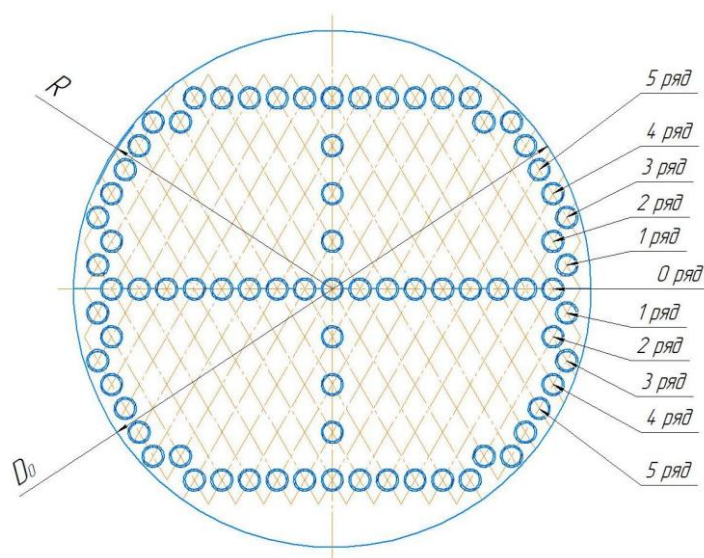


Рисунок 3.4 – Исполнение трубной решетки аппарата диаметром 159, 273 и от 400 до 1400 мм

Так как в трубном пространстве находится катализатор, необходимо проверить, достаточно ли объема труб, размеры которых были определены ранее. Это можно сделать, используя следующую формулу:

$$V_{\text{тр}} = \frac{r_{\text{тр,в}}^2 \cdot \pi}{2} \cdot h_{\text{тр}} \cdot n_{\text{отв}}, \quad (69)$$

где $r_{\text{тр,в}}$ – внутренний радиус труб, м;

$h_{\text{тр}}$ – высота труб, м;

$n_{\text{отв}}$ – общее число отверстий в решетке, шт.

При расчете $V_{тр}$ необходимо учитывать, что толщина стенки теплообменных труб составляет 2 мм. Если условие $V_{кат} < V_{тр}$ выполнено, тогда объем катализатора полностью помещается в трубное пространство.

В соответствии с ТУ 14-4-1374-86 (табл. 1) [13] выбирают сетку с номинальным размером стороны ячейки в свету 0,4 мм из высоколегированной проволоки стали марки 12Х18Н9Т, определяют ее параметры и сводят в таблицу 3.13.

Таблица 3.13 – Основные параметры сетки, мм

Наименование по ГОСТ (ТУ)	Размер стороны ячейки	Диаметр проволоки	Марка стали	Количество ячеек на 1 см ² , шт.
Сетка 04-12Х18Н9Т ТУ 14-4-1374-86	0,4	0,2	12Х18Н9	278

Подбор фланцев, прокладок

Для крышки и днища аппарата в соответствии с рассчитанными размерами подбирают фланцы стальные приварные встык, исполнение 1 и 2 (выступ-впадина), 3 и 4 (шип-паз) по ГОСТ 28759.3-90 [14], а также размер и количество болтов по ГОСТ 24379.1-80 [15].

Размеры фланцев представляют в виде таблицы 3.14.

Таблица 3.14 – Конструктивные размеры фланцев, мм

D	D ₁	D ₂	D ₃	D ₄	a	D ₅	a ₁
...	...	...	...	...	...	...	...
D ₆	D ₇	b	H	d	Болты, шпильки		Р _у , МПа
					Диаметр	Количество	
...	...	...	...	...	...	...	...

Выбранные фланцы изображены на рисунках 3.5, 3.6, 3.7, 3.8 [18].

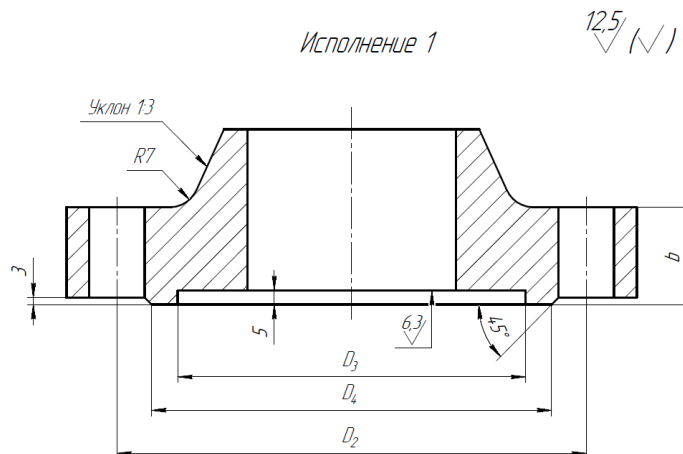


Рисунок 3.5 – Конструкция фланца с впадиной (исполнение 1)

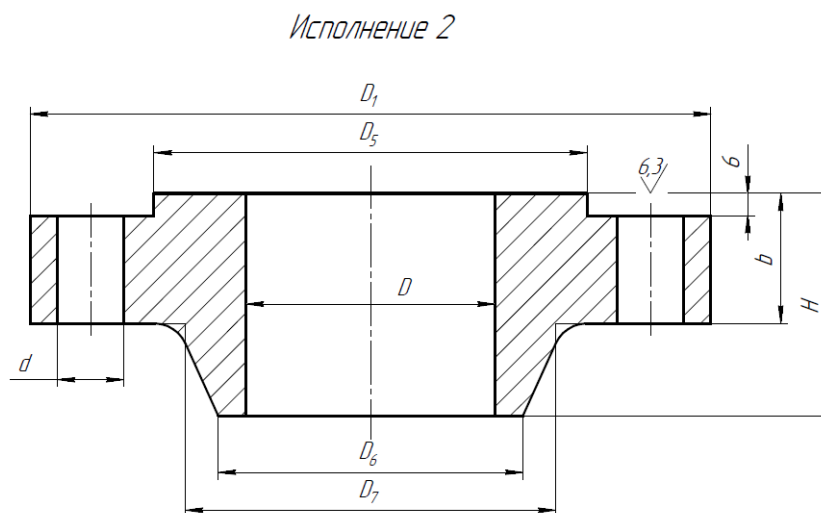


Рисунок 3.6 – Конструкция фланца с выступом (исполнение 2)

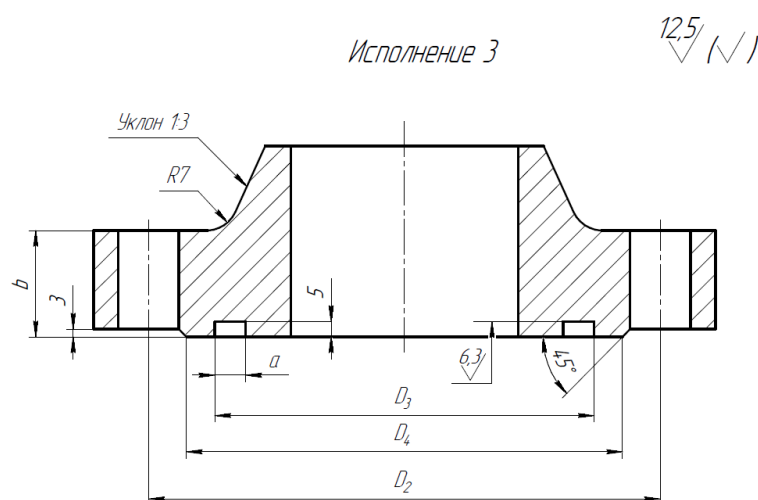


Рисунок 3.7 – Конструкция фланца с шипом (исполнение 3)

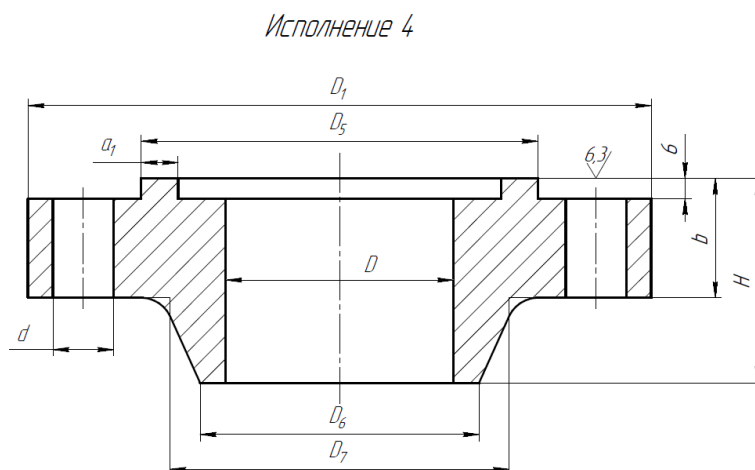


Рисунок 3.8 – Конструкция фланца с пазом (исполнение 4)

По ГОСТ 28759.6-90 [16] подбирают прокладку исполнения 1 из неметаллического материала – паронит, который выдерживает температуру с широким диапазоном от -50 °С до +490 °С. Паронит – плоский композиционный

уплотняющий прокладочный материал, изготавливаемый путем вулканизации и вальцевания под давлением смеси, состоящей из асбеста, каучука и порошкообразных наполнителей и имеющий слоистую структуру.

Вместо асбеста может применяться полиарамид, стекловолокно, графит. Так, например, прокладки ПУТГ (прокладки уплотнительные из терморасширенного графита) – это уплотнительные элементы, используемые для герметизации фланцевых соединений и других уплотнений в различных машинах, аппаратах и трубопроводах. Они изготавливаются из терморасширенного графита, армированного фольгой из нержавеющей стали.

Размеры фланцев представляют в виде таблицы 3.15.

Таблица 3.15 – Конструктивные размеры прокладки

D	D ₁	D ₂	P _y , МПа	S	m, кг
...	...	...	...	...	...

Конструкция прокладки изображена на рисунке 3.9.

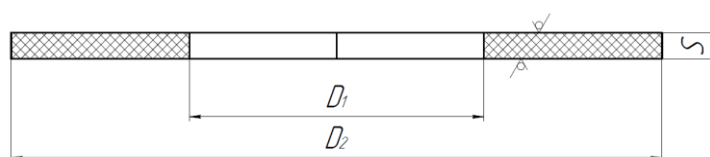


Рисунок 3.9 – Конструкция прокладки

Эффективную ширину прокладки определяют, руководствуясь РД 26-15-88 [17] и по формулам:

$$b_0 = b_{\text{п}} \text{ при } b_{\text{п}} \leq 0,015 \text{ м,} \quad (70)$$

$$b_0 = 3,8\sqrt{b_{\text{п}}} \text{ при } b_{\text{п}} > 0,015 \text{ м,} \quad (71)$$

где $b_{\text{п}}$ – ширина прокладки, м.

Размеры прокладок выбирают в зависимости от материала, из которого они изготовлены и диаметра аппарата D, также руководствуясь РД 26-15-88 [17].

Подбор и расчет штуцеров

Скорость газа и паров при абсолютном давлении больше 0,1 МПа рекомендуется в пределах от 10 до 25 м/с [18]. Допустимую скорость потока принимают равной 15 м/с.

Расчет диаметров штуцеров проводят по формуле:

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega_{\text{доп}}}}, \quad (72)$$

где V – объемный расход потока, м³/с;

$\omega_{\text{доп}}$ – допустимая скорость потока, м/с.

По формуле (72) рассчитывают диаметр штуцера для ввода сырья и диаметр штуцера для вывода газообразных продуктов.

Оптимальные значения скорости движения теплоносителя находятся в диапазоне от 0,2 до 3,0 м/с. Принимают допустимую скорость потока теплоносителя равной 0,2 м/с и также рассчитывают по формуле (72) диаметр штуцера для ввода/вывода теплоносителя.

Рассчитывают массовый расход теплоносителя по формуле:

$$G_T = \frac{Q_T}{(t_2 - t_1) \cdot c_T}, \quad (73)$$

где Q_T – количество теплоты, которую необходимо отвести, Дж/с;

c_T – мольная теплоемкость теплоносителя, Дж/(моль · К);

t_1 – начальная температура теплоносителя, К;

t_2 – конечная температура теплоносителя, К.

Для расчета мольную теплоемкость теплоносителя принимают равной 126 Дж/(моль · К).

Определяют объемный расход теплоносителя по формуле:

$$V_T = \frac{G_T}{\rho_{см}}, \quad (74)$$

где G_T – массовый расход теплоносителя, кг/с;

$\rho_{см}$ – плотность теплоносителя, кг/м³.

Для расчета плотность теплоносителя принимают равной 2,143 кг/м³ Дж/(моль · К).

Для трубопроводов, транспортирующих вещества групп А и Б технологических объектов взрывоопасности категории I, согласно «Правилам устройства и безопасной эксплуатации технологических трубопроводов» [19] не допускается применение фланцевых соединений с гладкой уплотнительной поверхностью.

По АТК 24.218.06-90 [20] выбирают все 4 штуцера одинаковые: штуцер тип 2 – исполнение 2 с фланцем на условное давление 0,6 МПа (рис. 3.10) и вносят данные в таблицу 3.16. Фланец стальной приварной встык соответствует ГОСТ 33259-2015 [21].

Таблица 3.16 – Конструктивные размеры штуцеров, мм

Штуцер для ввода сырья												
D _y	D	D ₁	D ₄	D ₆	b	d	n	l	H	d _H	S	m, кг
...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
Штуцер для вывода продуктов												
D _y	D	D ₁	D ₄	D ₆	b	d	n	l	H	d _H	S	m, кг
...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
Штуцер для ввода/вывода теплоносителя												
D _y	D	D ₁	D ₄	D ₆	b	d	n	l	H	d _H	S	m, кг
...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...

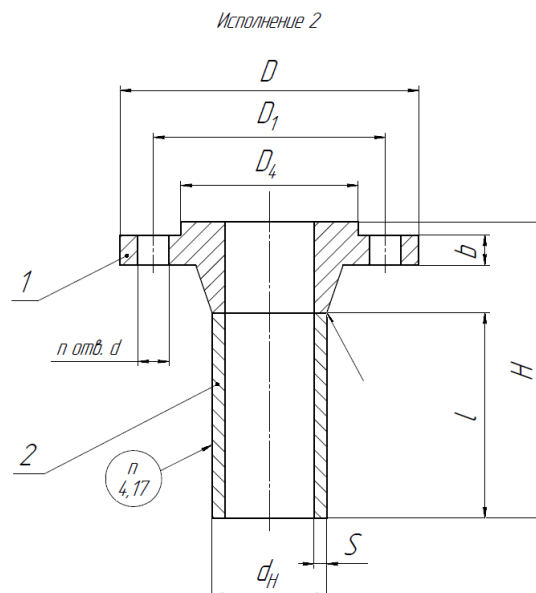


Рисунок 3.10 – Конструкция штуцера (тип 2, исполнение 2):
1 – фланец; 2 – патрубок

Подбор и расчет опор

Подбор и расчет опор начинают с определения массы обечайки корпуса аппарата:

$$m_{об} = V_{об} \cdot \rho = f_{об} \cdot H \cdot \rho, \quad (75)$$

где $\rho = 7850 \text{ кг/м}^3$ для стали 12X18H10T;

$f_{об}$ – площадь поперечного сечения, м^2 ;

H – высота обечайки аппарата, м;

$V_{об}$ – объем обечайки, м^3 .

Принимают соотношение высоты к диаметру обечайки равными 4:1, то есть $H = 4 \cdot D$.

Площадь поперечного сечения обечайки находят по формуле:

$$f_{об} = \frac{\pi(D_H^2 - D_B^2)}{4} = \frac{\pi((D_B + 2 \cdot S_0)^2 - D_B^2)}{4}, \quad (76)$$

где D_H – наружный диаметр обечайки, м;

D_B – внутренний диаметр обечайки, м;

S_0 – толщина стенки обечайки, м.

Определяют массы крышки и днища аппарата. Так как крышка и днище одинаковой конструкции с одинаковыми конструктивными размерами, их массы равны:

$$m_d = m_k,$$

где m_d – масса днища, кг;

m_k – масса крышки, кг.

Определяют массу штуцеров по формуле:

$$m_{ш} = m_{ш,с} + m_{ш,п} + m_{ш,т}, \quad (77)$$

где $m_{ш,с}$ – масса штуцера для ввода сырья, кг;

$m_{ш,п}$ – масса штуцера для вывода продуктов, кг;

$m_{ш,т}$ – масса штуцера для ввода/вывода теплоносителя, кг.

Определяют массу соединительных фланцев по формуле:

$$m_{ф} = m_{ф,1} + m_{ф,2} + m_{ф,3} + m_{ф,4}, \quad (78)$$

где $m_{ф,1}$ – масса фланца в исполнении 1, кг;

$m_{ф,2}$ – масса фланца в исполнении 2, кг;

$m_{ф,3}$ – масса фланца в исполнении 3, кг;

$m_{ф,4}$ – масса фланца в исполнении 4, кг.

Определяют массу двух распределительных тарелок по формуле:

$$m_{т} = 2 \cdot V_{т} \cdot \rho, \quad (79)$$

где $V_{т}$ – объем распределительной тарелки, м³;

$\rho = 7850$ кг/м³ для стали 12Х18Н10Т.

Определяют объем одной распределительной тарелки по формуле:

$$V = \left(\frac{\pi \cdot r_{вн}^2}{2} - \frac{\pi \cdot r_{тр,в}^2}{2} \cdot n \right) \cdot h, \quad (80)$$

где $r_{вн}$ – внутренний радиус корпуса, м;

$r_{тр,в}$ – внешний радиус трубы, м;

n – количество труб, шт;

h – толщина тарелки, м.

Внешний диаметр трубы и количество определяют по ГОСТ 15118-79 [12], толщину тарелки по ГОСТ 31842-2012 [22].

Площадь поперечного сечения трубы находят по формуле:

$$f_{тр} = \frac{\pi(d_{тр,н}^2 - d_{тр,в}^2)}{4}, \quad (81)$$

где $d_{н,тр}$ – наружный диаметр трубы, м;

$d_{в,тр}$ – внутренний диаметр трубы, м.

Определяют массу труб по формуле:

$$m_{тр} = V_{тр} \cdot n \cdot \rho = f_{тр} \cdot h_{тр} \cdot n \cdot \rho, \quad (82)$$

где $\rho = 7850$ кг/м³ для стали 12Х18Н10Т;

$f_{тр}$ – площадь поперечного сечения трубы, м²;

$h_{тр}$ – высота трубы, м;

n – количество труб, шт.;

$V_{тр}$ – объем трубы, м³.

Находят массу перегородок по формуле:

$$m_{\Pi} = V_{\Pi} \cdot n \cdot \rho = f_{\Pi} \cdot h_{\Pi} \cdot n \cdot \rho, \quad (83)$$

где $\rho = 7850 \text{ кг/м}^3$ для стали 12X18H10T;

f_{Π} – площадь поперечного сечения перегородки, м^2 ;

h_{Π} – толщина перегородки, м;

n – количество перегородок, шт.;

$V_{\text{тр}}$ – объем перегородки, м^3 .

Площадь поперечного сечения перегородки находят по формуле:

$$f_{\Pi} = \frac{\pi \cdot r_{\Pi}^2}{2}, \quad (84)$$

где r – радиус перегородки, м.

Массу неучтенных узлов и деталей принимают 10 % от массы перечисленных ранее узлов и деталей и рассчитывают по формуле:

$$m_{\text{пр}} = (m_{\text{об}} + m_{\text{к}} + m_{\text{д}} + m_{\text{ш}} + m_{\text{ф}} + m_{\text{т}} + m_{\text{тр}} + m_{\Pi}) \cdot 0,1, \quad (85)$$

где $m_{\text{об}}$ – масса обечайки корпуса аппарата, кг;

$m_{\text{к}}$ – масса крышки аппарата, кг;

$m_{\text{д}}$ – масса днища аппарата, кг;

$m_{\text{ш}}$ – масса штуцеров, кг;

$m_{\text{ф}}$ – масса соединительных фланцев, кг;

$m_{\text{т}}$ – масса распределительных тарелок, кг;

$m_{\text{тр}}$ – масса труб, кг;

m_{Π} – масса перегородок, кг.

Общую массу аппарата рассчитывают по формуле:

$$m_{\text{общ}} = m_{\text{об}} + m_{\text{к}} + m_{\text{д}} + m_{\text{ш}} + m_{\text{ф}} + m_{\text{т}} + m_{\text{тр}} + m_{\text{пр}} + m_{\Pi}, \quad (86)$$

где $m_{\text{об}}$ – масса обечайки корпуса аппарата, кг;

$m_{\text{к}}$ – масса крышки аппарата, кг;

$m_{\text{д}}$ – масса днища аппарата, кг;

$m_{\text{ш}}$ – масса штуцеров, кг;

$m_{\text{ф}}$ – масса соединительных фланцев, кг;

$m_{\text{т}}$ – масса распределительных тарелок, кг;

$m_{\text{тр}}$ – масса труб, кг;

$m_{\text{пр}}$ – масса неучтенных узлов и деталей, кг;

m_{Π} – масса перегородок, кг.

Далее рассчитывают массу воды при гидроиспытании по формуле:

$$m_{\text{в}} = \rho_{\text{в}} \cdot \left(H \cdot \frac{\pi \cdot D_{\text{в}}^2}{4} + V_{\text{д}} + V_{\text{к}} \right), \quad (87)$$

где $\rho_{\text{в}} = 1000 \text{ кг/м}^3$ для воды;

H – высота обечайки аппарата, м;

D_B – внутренний диаметр обечайки, м;

V_D – объем днища аппарата, м³;

V_K – объем крышки аппарата, м³.

Максимальная масса аппарата составляет:

$$m_{\max} = m_{\text{общ}} + m_B, \quad (88)$$

где $m_{\text{общ}}$ – общая масса аппарата, кг;

m_B – масса воды при гидроиспытании, кг.

Таким образом, максимальная нагрузка аппарата в Ньютонах составляет:

$$Q_{\max} = m_{\max} \cdot g, \quad (89)$$

где $m_{\max}$ – максимальная масса аппарата, кг;

g – ускорение свободного падения, м/с².

Определение нагрузки на одну лапу:

$$Q = \frac{Q_{\max}}{n}, \quad (90)$$

где $G_{\max}$ – максимальный вес аппарата, включающий в себя вес самого аппарата, футеровки, термоизоляции, трубопроводов и различных конструкций, опирающихся на аппарат, а также максимально возможный вес продуктов, заполняющих его, или вес воды при гидравлическом испытании;

n – число лап.

По ГОСТ 26296-84 [23] выбирают сварные опорные лапы подвесных вертикальных сосудов (рис. 3.11) и аппаратов и вносят данные в таблицу 3.17.

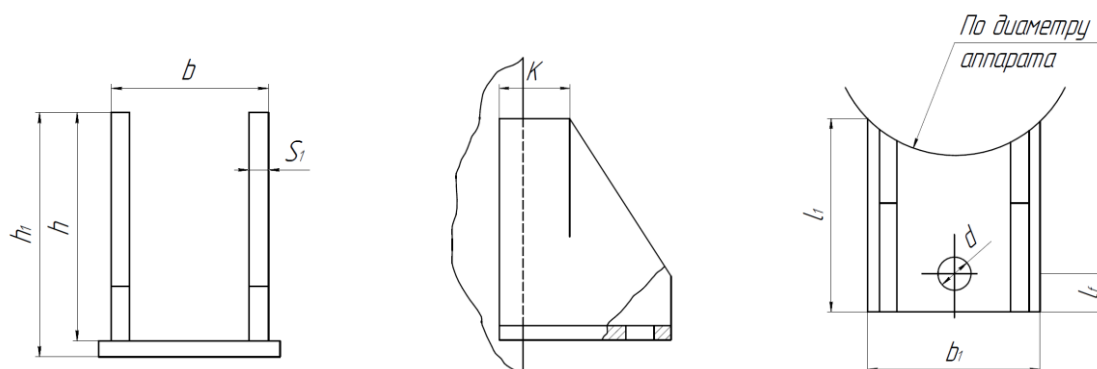


Рисунок 3.11 – Сварные опорные лапы

Таблица 3.17 – Параметры сварных опорных лап

Допускаемая нагрузка на опорную лапу, H	l_1	b	b_1	h	h_1	K	l_F , не менее	S_1	d	Катет сварного шва, t	Масса опорной лапы, G , кг
...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...

3.8. Заключение

В заключении необходимо дать краткие выводы о проделанной работе, привести итоговые расчетные значения параметров основного оборудования установки, сделать заключение о возможности использования результатов проекта на производстве. Пример оформления заключения приведен в Приложении 8.

4. ГРАФИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ ПРОЕКТА

Графическая часть курсового проекта – это принципиальная технологическая схема установки или чертеж общего вида основного оборудования, выполняемые с использованием графических редакторов (КОМПАС-3D, AutoCAD) на отдельном листе формата А3 (297 x 420 мм). Лист должен иметь рамку и основную надпись.

Технологическая схема установки отражает окончательное техническое решение проекта, выбор оборудования на основании проведенных расчетов.

В схеме представляется вся совокупность аппаратов и их соединений, с помощью которых осуществляется данный технологический процесс с указанием места подачи сырья, вспомогательных материалов, вывода продукции, побочных продуктов, отходов. Технологическая схема должна показывать обвязку аппарата и связь с остальными аппаратами.

Чертежи общего вида следует выполнять с учетом требований ЕСКД.

Каждый сборочный чертеж общего вида, а также перечень всего изображенного на технологической схеме оборудования сопровождают спецификацией. Спецификация представляет собой текстовый документ, определяющий состав основного аппарата, состоящего из двух и более сборочных единиц и деталей, и/или технологической схемы, состоящей из различного технологического оборудования. Спецификация оформляется на отдельных листах формата А4 в виде таблиц по ГОСТ 2.106-2019 и размещается в приложении к проекту.

При большом количестве составных частей оборудования спецификация может располагаться на нескольких листах. Спецификацию располагают над основной надписью.

Примеры чертежа общего вида вертикального трубчатого реактора получения малеинового ангидрида и спецификации представлены в Приложениях 9 и 10 соответственно.

5. ОФОРМЛЕНИЕ РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ

5.1. Общие требования

Расчетно-пояснительная записка выполняется на одной стороне стандартного листа формата А4 (210 x 297 мм) в редакторе «Word» 14-м кеглем через одинарный интервал шрифтом *Times New Roman*, прямым, выровненным по ширине. Жирный шрифт можно использовать для заголовков и внутритекстовых выделений. Мелкий шрифт (11-го или 12-го кегля) допускается только в таблицах. Абзацный отступ должен составлять 1,25 см.

5.2. Построение записки

Весь текст записки делят на разделы, подразделы и пункты. Разделы должны иметь сквозную нумерацию в пределах всей записки, выполненную арабскими цифрами без точки, например: «3» (третий раздел). После номера раздела в этой же строке следует название раздела без точки в конце названия.

Подразделы должны иметь нумерацию в пределах каждого раздела. Номера подразделов состоят из номера раздела и подраздела, разделенных точкой. В конце номера подраздела точка не ставится, например: «3.2» (второй подраздел третьего раздела). Пункты нумеруют арабскими цифрами в пределах каждого подраздела. Номер пункта состоит из номеров раздела, подраздела и пункта, разделенных точками. В конце номера пункта точка не ставится, например: «3.2.1» (первый пункт второго подраздела третьего раздела). При необходимости пункты могут быть разбиты на подпункты, которые должны иметь порядковую нумерацию в пределах каждого пункта, например: «3.2.1.1, 3.2.1.2, и т. д.». Следует отметить, что разбивка пунктов на подпункты усложняет восприятие записки.

Название разделов и подразделов записывают в виде заголовков. Заголовки можно размещать от абзацного отступа или по центру. Заголовки разделов можно набирать прописными буквами, а заголовки подразделов – строчными. При этом необходимо соблюдать принцип единообразия: заголовки, принадлежащие одной ступени рубрикации, должны быть оформлены одинаково.

Переносы слов в заголовках не допускаются. Если заголовок состоит из двух предложений, их разделяют точкой. В заголовки не включают сокращенные слова и аббревиатуры, а также химические, физические формулы. Подчеркивать заголовки не допускается. Нельзя заголовок оставлять на последней строке листа. После заголовка должно быть не менее трех строк текста. Заголовки необходимо отделять друг от друга и текста интервалом в одну строку.

5.3. Основной текст

Текст записки должен быть кратким и четким. При изложении обязательных требований в тексте должны применяться слова «должен», «следует», «необходимо» и производные от них.

Если в записке принята специфическая терминология или употребляются малораспространенные сокращения, новые символы, обозначения, то их перечень должен быть представлен в виде списка сокращений и условных обозначений, который размещают после введения, не включая дополнительно в содержание.

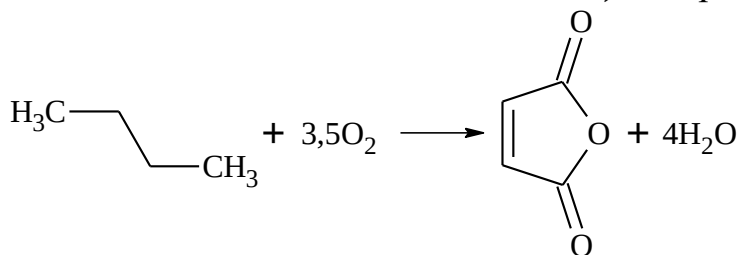
Ссылки в тексте на источник литературы приводят сразу после его упоминания в виде порядкового номера источника по списку литературы, заключенного в квадратные скобки, например: [5].

Все принимаемые в расчетах значения физических величин и другие справочные данные должны сопровождаться ссылками на источник литературы с указанием страницы, например, [5, с. 71].

Ссылки на рисунки и таблицы, приведенные в записке, указывают их порядковым номером, например, «Схема установки представлена на рис. 3.1», «Материальный баланс установки приведен в табл. 4.3».

5.4. Формулы и расчеты

Формулы органических соединений и химические реакции необходимо выполнять при помощи любого редактора химических формул (ACD/ChemSketch, ISIS/Draw, ChemWindow, Chem Office). Например,



Символы и индексы в химических формулах, знаки связей, выполненных с помощью Microsoft Word, пишутся без интервалов. Между знаками в уравнениях химических реакций (+, →, = и др.) и символами необходимо ставить пробел, например,



Расчетные формулы включаются в предложение как его равноправный элемент, поэтому в конце формул и в тексте перед ними знаки препинания ставят в соответствии с правилами пунктуации. Двоеточие перед формулой ставят, когда в тексте перед формулой есть обобщающее слово или этого требует построение текста.

Индексы следует писать без точки (например, Q_T – количество отводимой теплоты). Индексы, состоящие из двух сокращенных русских слов, следует писать так: первое сокращенное слово с точкой, второе без точки (например, $V_{с.г}$ – объемный расход сухого газа).

Формулы должны быть расположены по центру на отдельной строке, их не нужно отделять от текста сверху и снизу свободной строкой.

Значения символов и числовых коэффициентов, входящих в формулу, должны быть приведены непосредственно под формулой. Единицы физических величин в конце формулы ставить не следует, их указывают в расшифровке. Расшифровку начинают со слова «где», которое помещают с новой строки без двоеточия после него и без абзацного отступа, затем пояснения каждого символа, отделенных друг от друга точкой с запятой. Пример: массовый расход кислорода, выделившегося в ходе протекания процесса, рассчитывается по формуле:

$$G_{O_2} = G_{O_2,0} - G_{O_2,1} - G_{O_2,2},$$

где $G_{O_2,0}$ – масса кислорода, поступившего в реактор, кг/с;

$G_{O_2,1}$ – массовый расход кислорода, который расходуется на образование продуктов первой реакции, кг/с;

$G_{O_2,2}$ – массовый расход кислорода, который расходуется на образование продуктов второй реакции, кг/с.

Последовательность расшифровки символов должна соответствовать последовательности расположения этих символов в формуле.

Все расчеты выполняют в системе единиц СИ. Допускается производить расчет в других единицах с переводом конечного результата в систему СИ. Не допускается приведение окончательного результата вычислений без подстановки численных значений в формулу.

5.5. Оформление рисунков

Рисунки (принципиальные схемы установок, графики, диаграммы и т. д.) располагаются в записке непосредственно после текста, в котором они упоминаются впервые или на следующей странице. На все рисунки в записке должны быть даны ссылки. Нельзя помещать рисунки перед заголовком раздела или подраздела или в конце неполной страницы (в конце раздела). Рисунки отделяются от текста сверху и снизу двумя интервалами.

Все рисунки нумеруются последовательно арабскими цифрами в пределах раздела. Номер состоит из номера раздела и порядкового номера рисунка, разделенного точкой, например, Рисунок 1.2 (второй рисунок первого раздела).

Порядковый номер рисунка и его название размещают под рисунком. При этом вначале записывают слово «Рисунок», затем номер и название рисунка. Слово «Рисунок» и номер – полужирным шрифтом, после второго номера точка не ставится, номер от названия отделяется тире.

При необходимости после названия рисунка (технологической схемы) помещаются поясняющие данные. Для этого после названия рисунка ставится двоеточие, затем с новой строки указываются обозначения и их пояснения, разделенные точкой с запятой. В конце подрисуночной подписи точка не ставится.

Пример оформления названия рисунка и поясняющих данных:

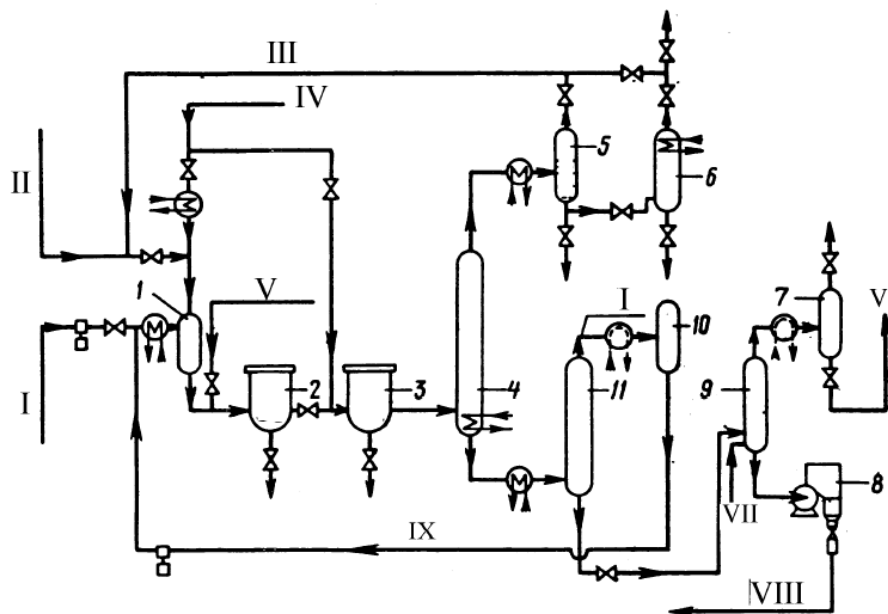


Рисунок 5.1 – Принципиальная технологическая схема получения бисфенола А:

1 – смеситель, 2 – реактор первой ступени, 4, 6, 9, 11 – ректификационные колонны; 5 – сепаратор; 7, 10 – сборники; 8 – гранулятор барабанного типа.

Потоки: I – фенол; II – метилмеркаптан; III – смесь хлорида водорода и метилмеркаптана; IV – ацетон; V – катализатор; VI – фенольная вода; VII – пар; VIII – бисфенол А; IX – рециркулирующий фенол

При выполнении принципиальной технологической схемы установки необходимо использовать стандартные условные изображения оборудования. В случае отсутствия стандарта на аппарат, его необходимо изображать схематически в виде конструктивного очертания. Все аппараты изображаются на схеме без строгого соблюдения масштаба, но и без резкого нарушения габаритных размеров.

Пространственное расположение составных частей либо не учитывается совсем, либо учитывается приближенно. На схеме должно быть наименьшее количество изломов и пересечений линий. Аппараты изображаются с учетом последовательности технологического процесса. Основные аппараты выполняются в виде эскиза сплошными основными линиями. Аппараты без принципиальных особенностей изображаются по наружным контурам.

Если в схеме установки предусмотрено несколько идентичных аппаратов, работающих параллельно, допускается изображать один. Действительное число аппаратов указывается в спецификации.

Направления потоков показываются стрелками, учитывая при этом агрегатное состояние потока. Пересекать изображения аппаратов линиями трубопроводов не допускается.

Каждому аппарату присваивается обозначение, состоящее из букв и/или цифр. Следует использовать общепринятые буквенные обозначения аппаратов: Р – реактор, Т – теплообменник, К – колонна, А – абсорбер, С – сепаратор, Е – емкость, О – отстойник, Ф – фильтр, Н – насос и т. д. Цифра после буквы показывает порядковый номер этого аппарата, начиная с первого, по ходу описания технологической схемы (например, К-1, Т-1, Н-1).

5.6. Таблицы

Цифровой материал в записке должен оформляться в виде таблиц. Таблицы нумеруют последовательно арабскими цифрами в пределах раздела.

Таблицы должны быть пронумерованы и подписаны (вверху таблицы) с выравниванием по левому краю печатного листа. Нумерация: первая цифра – номер главы, вторая – порядковый номер таблицы. Слово «Таблица» и номер – полужирным шрифтом, после второго номера точка не ставится, номер от названия отделяется тире.

Числовые значения разных величин располагают в таблице каждое посередине. Десятичные дроби в графах должны иметь одинаковую точность значений. Заголовки граф таблицы начинают с прописных букв. Например,

Таблица 2.1 – Исходные данные

Давление в аппарате, МПа	Скорость течения среды, м/с	Материал обечайки
0,2	0,1	12X18H10T

При переносе части таблицы на другую страницу над ней, справа, без отступа, пишут «Продолжение табл. 2.1» (если таблица на этой странице не завершается) или «Окончание табл. 2.1» (если таблица завершается). При переносе таблицы ее название (шапка) должна быть повторена на каждой новой странице.

Если цифровые или иные данные в какой-либо строке таблицы не приводят, то в ней ставят прочерк.

При необходимости допускается полная замена цифрового и буквенного материала в таблицах с 14 на 12 кегль.

Размерность цифрового материала, приведенного в таблице, приводится в соответствующих заголовках строк, граф и подзаголовках граф после запятой. Для сокращения текста заголовков строк, граф и подзаголовков граф отдельные понятия заменяют буквенными обозначениями, если они пояснены в тексте, например, «G, т/ч», «Q, кВт».

5.7. Нумерация страниц

Документ должен быть пронумерован.

Сквозная нумерация всей записки начинается с 4-й страницы (1-я страница – это титульный лист, 2-я и 3-я страницы задание на курсовое проектирование, на них номер не ставится). Номер страницы сквозной нумерации проставляется арабскими цифрами внизу по центру листа 14-м кеглем. Сквозной нумерации подлежат абсолютно все листы записки, включая приложения (если есть). В содержании записки проставляются номера страниц только сквозной нумерации.

5.8. Список использованной литературы

Список должен содержать перечень только тех источников, которые фактически использовались при выполнении проекта. Источники следует располагать в порядке появления ссылок в тексте записки, то есть начинать с [1], затем продолжать нумеровать [2] и т. д. Если ссылка на какой-то источник повторяется в тексте далее, то за ней остается прежний номер. Ссылки пишутся в квадратных скобках в одну линию с основным текстом. Они проставляются в конце цитируемой фразы или после результирующего слова («показано, найдено, установлено, обнаружено» и т. д.), например:

«Малеиновый ангидрид синтезируют, используя технологию парофазного окисления н-бутана над псевдоожигенным оксидным ванадий-фосфорным катализатором [5]».

«В работах [3, 4] учеными выявлены относительно низкие селективность и стабильность катализатора производства maleinonogo ангидрида из бутиленовой фракции, что делает этот процесс нерентабельным».

Сведения об источниках, включенных в список, необходимо давать в соответствии с требованиями ГОСТ Р 7.0.100-2018.

Некоторые примеры оформления источников приведены ниже.

Ссылка на книгу целиком:

1. Ошанина, О. В. Альтернативные методы получения продуктов основного органического синтеза / О. В. Ошанина, Л. Г. Брук, О. Н. Темкин. – М.: МИТХТ, 2002. – 106 с.

2. McMurry, J. E. Fundamentals of Organic Chemistry / J. E. McMurry // Belmont: Cengage Learning, 2010. – 672 p.

(в обоих примерах указано количество страниц в книге, при этом сначала пишется цифра, а затем сокращение «с.» по-русски или «p.» по-английски).

Ссылка на раздел книги:

3. Musa, O. M. Handbook of Maleic Anhydride Based Materials. Syntheses, Properties and Applications / O. M. Musa // Springer, 2013. – P. 7–58.

(здесь указан интервал страниц в книге, при этом сначала пишется сокращение «С.» по-русски или «Р.» по-английски, а затем значения интервала).

Ссылка на статью в научном журнале:

4. Faizan, M. Vanadium phosphorus oxide catalyst: Progress, development and applications / M. Faizan, R. Zhang, R. Liu // J. Ind. Eng. Chem. – 2022. – V. 110. – P. 27–67.

5. Шафеева, М. В. Синтез изоборнилперфторацилатов присоединением перфторалканкарбоновых кислот к камфену / М. В. Шафеева, М. А. Язвенко, А. И. Медведева, Ю. Г. Тришин // Бутлеровские сообщения. – 2001. – Т. 26, № 12. – С. 72–76.

(названия журналов можно писать полностью, а можно применять общепринятые сокращения – для химических журналов по Chemical Abstracts или по РЖХим; том в англоязычной литературе можно обозначать V. или Vol., но одинаково во всех ссылках).

Ссылка на электронные ресурсы:

7. Хахин, Л. А. Обзор современных технологий производства этилбензола // Тонкие химические технологии. 2025. – URL: <http://www.finechem-mirea.ru/jour/article/view/2307/2168> (дата обращения: 10.11.2025).

8. Фланцевые соединения: конструкции, размеры, расчет на прочность: [сайт]. – URL: <https://www.tstu.ru/book/elib/pdf/2011/kopteva-a.pdf> (дата обращения: 03.10.2025).

Ссылка на патенты:

9. Пат. № 2605550 Российская Федерация, МПК В01J 27/198(2006.01), В01J 27/199(2006.01), В01J 37/02(2006.01), В01J 35/00(2006.01), С07С 51/215. Улучшенный катализатор для окисления н-бутана в малеиновый ангидрид / Хаддад Муин С., Густаферро Р. А.; заявитель ИНЕОС. – № 2014120691/04; заявл. 22.10.2012; опубл. 20.12.2016. – 26 с.

Ссылка на ГОСТы:

10. ГОСТ Р 51771-2001. Аппаратура радиоэлектронная бытовая. Входные и выходные параметры и типы соединений. Технические требования. – Введ. 2002–01–01. – М.: Госстандарт России: Изд-во стандартов, 2001. – IV, 27 с.

БУДЬТЕ ВНИМАТЕЛЬНЫ! В ссылках должны четко соблюдаться правила пунктуации – простановка знаков / и //, тире, запятых, точек, двоеточий, а также место расположения инициалов у фамилий авторов.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Тимофеев, В. С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза: учебное пособие для вузов / В. С. Тимофеев, Л. А. Серафимов, А. В. Тимошенко – 3-е изд. перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 2010. – 408 с.
2. Платэ, Н. А. Основы химии и технологии мономеров: учеб. пособие / Н. А. Платэ, Е. В. Сливинский. – М.: Наука: МАИК «Наука/Интерпериодика», 2002. – 696 с.
3. Лебедев, Н. Н. Химия и технология основного органического синтеза / Н. Н. Лебедев. – М.: Химия, 1988. – 582 с.
4. Ошанина, О. В. Альтернативные методы получения продуктов основного органического синтеза / О. В. Ошанина, Л. Г. Брук, О. Н. Темкин. – М.: МИТХТ, 2002. – 106 с.
5. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х кн. / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 400 с.
6. ТУ 3612-024-00220302-02. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. – Введ. 2003-01-01. – ОАО «ВНИИнефтемаш», 2002. – 112 с.
7. ГОСТ 34233.2-2017. Сосуды и аппараты. Расчет цилиндрических и конических обечаек, выпуклых и плоских днищ и крышек. – Введ. 2018-08-01. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 2018. – 54 с.
8. ГОСТ 19903-2015. Прокат листовой горячекатаный. Сортамент. – Введ. 2016-09-01. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 2016. – 12 с.
9. Семакина, О. К. Машина и аппараты химических, нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств: учебное пособие / О. К. Семакина. – Томск: ТПУ, 2016. – 154 с.
10. ГОСТ 6533-78. Днища эллиптические отбортованные стальные для сосудов, аппаратов и котлов. Основные размеры. – Введ. 1980-01-01. – М.: ИПК Издательство стандартов, 1985. – С. 5.
11. ГОСТ 14249-94. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. – Введ. 1994-05-18. – М.: ИПК Издательство стандартов, 2003. – С. 40.
12. ГОСТ 15118-79. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. Размещение отверстий под трубы в трубных решетках и перегородках. Основные размеры. – Введ. 1979-04-10. – М.: ИПК Издательство стандартов, 1979. – 14 с.
13. ТУ 14-4-1374-86. Сетки тканые для мукомольной промышленности. – Введ. 1987-01-01. – М.: Минчермет СССР, 1986. – С. 2.
14. ГОСТ 28759.3-90. Фланцы сосудов и аппаратов стальные приварные встык. Конструкция и размеры. – Введ. 1992-01-01. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 1990. – С. 24.

15. ГОСТ 24379.1-80. Болты фундаментные. Конструкция и размеры. – Введ. 1982-01-01. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 2008. – 25 с.
16. ГОСТ 28759.6-90. Прокладки из неметаллических материалов. Конструкция и размеры. Технические требования. – Введ. 1992.01.01. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 1990. – 46 с.
17. РД 26-15-88. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность и герметичность фланцевых соединений. – Введ. 1989-07.01. – М.: ОАО «ВНИИнефтемаш», 1990. – С. 8.
18. Филиппов, В. В. Процессы и аппараты химической технологии: справочник / В. В. Филиппов, В. Д. Измайлов. – Самара: Самар. гос. техн. ун-т, 2001. – 54 с.
19. Субботин, А. И. Правила устройства и безопасной эксплуатации технологических трубопроводов (ПБ 03-585-03). Серия 03. Выпуск 25 / А. И. Субботин, А. А. Шаталов и др. – М.: ОАО «Научно-технический центр по безопасности в промышленности», 2007. – 152 с.
20. АТК 24.218.06-90. Штуцера для сосудов и аппаратов стальных сварных. Типы, основные параметры, размеры и общие технические требования. – Введ. 1995-12-01. – М.: ИПК Издательство стандартов, 1995. – 62 с.
21. ГОСТ 33259-2015. Фланцы арматуры, соединительных частей и трубопроводов на номинальное давление до PN 250. Конструкция, размеры и общие технические требования. – Введ. 2016-04-01. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 2016. – 107 с.
22. ГОСТ 31842-2012. Нефтяная и газовая промышленность теплообменники кожухотрубчатые. Технические требования. – Введ. 2014-01-01. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 2013. – 38 с.
23. ГОСТ 26296-84. Лапы опорные подвесных вертикальных сосудов и аппаратов. Основные размеры. – Введ. 1984-09-28. – М.: ИПК Издательство стандартов, 1984. – 15 с.
24. ГОСТ 2.106-2019. Единая система конструкторской документации. Текстовые документы. – Введ. 2019-04-29. – М.: ФГУП «Стандартинформ», 2019. – 39 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
**«САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ И ДИЗАЙНА»**

ВЫСШАЯ ШКОЛА ТЕХНОЛОГИИ И ЭНЕРГЕТИКИ

Институт технологии
Кафедра органической химии

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

по дисциплине «Основы проектирования и оборудование предприятий
органического синтеза»

на тему:

Проектирование вертикального трубчатого реактора получения малеинового ангидрида

Выполнил студент учебной группы № 145
Павлов Егор Сергеевич

(фамилия, имя, отчество)

Проверил доцент Шафеева Мария Владимировна

(должность, фамилия, имя, отчество)

Санкт-Петербург
2026

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования
**«САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ И ДИЗАЙНА»**
ВЫСШАЯ ШКОЛА ТЕХНОЛОГИИ И ЭНЕРГЕТИКИ

Институт технологии
Кафедра органической химии

ЗАДАНИЕ
на курсовой проект

по дисциплине Основы проектирования и оборудование предприятий
органического синтеза

Обучающегося _____

1. Тема курсового проекта Проектирование вертикального трубчатого
реактора получения малеинового ангидрида

2. Срок сдачи обучающегося законченного курсового проекта

3. Исходные данные по курсовому проекту

Производительность реактора по малеиновому ангидриду 10 м³/сут.

Состав исходного сырья, н-бутан – 1,7 % об.; воздух – 98,3 % об.

Выход малеинового ангидрида по н-бутану, 52 %

Состав воздуха: кислород – 21, азот – 79% об.

Конверсия н-бутана, 85 %.

4. Перечень подлежащих разработке вопросов и примерный календарный
график

Дата

Содержание выполняемых работ и заданий

	Лабораторные и промышленные способы получения органического соединения;
	характеристика исходного сырья, вспомогательных материалов и продуктов;
	целевое значение и области применения продукта;
	описание технологического процесса,

	принципиальные технологические схемы и их описание;
	расчеты материального баланса,
	расчеты теплового баланса,
	расчеты основного и вспомогательного оборудования;
	охрана окружающей среды и техника безопасности,
	технико-экономическое обоснование производства конкретного органического соединения.

5. Перечень иллюстративно-графического материала (с точным указанием обязательных чертежей)

Чертеж основного аппарата с выносными элементами

6. Рекомендуемая литература и справочные материалы

1. Тимофеев, В. С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза / В.С. Тимофеев, Л.А. Серафимов. – М.: Высшая школа, 2003. — 536 с.

2. Платэ, Н. А. Основы химии и технологии мономеров: учеб. пособие / Н. А. Платэ, Е. В. Сливинский. – М.: Наука: МАИК «Наука/Интерпериодика», 2002. –696 с.

3. Сутягин, В. М. Основы проектирования и оборудование производств органического синтеза: Учебное пособие / В.М. Сутягин, В.В. Бочкарев. – Томск: Изд-во ТПУ, 2009. – 188 с.

Руководитель КП _____
(ФИО, подпись)

Задание принял(а) к исполнению, _____
подпись обучающегося (дата)

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
1 Общие сведения об ацетальдегиде	7
2 Способы получения ацетальдегида	8
2.1 Гидратация ацетиленов.....	8
2.1.1 Получение ацетальдегида гидратацией ацетиленов паровым методом	8
2.1.2 Получение ацетальдегида гидратацией ацетиленов на ртутных катализаторах.....	11
2.2 Получение ацетальдегида из ацетиленов через бутилвиниловый эфир	14
2.3 Получение ацетальдегида окислительным дегидрированием этилового спирта.....	15
2.4 Получение ацетальдегида дегидрированием этанола	15
2.5 Получение ацетальдегида окислением этиленов	16
2.6 Новое в области синтеза ацетальдегида.....	21
3 Технологическая схема получения ацетальдегида	24
4 Характеристика сырья	29
5 Применение	30
6 Охрана труда и техника безопасности при промышленном производстве ацетальдегида.....	31
7 Охрана окружающей среды при промышленном производстве ацетальдегида и влияние ацетальдегида на человека.....	33
8 Техничко-экономическое обоснование.....	34
9 Расчетная часть	38
9.1 Материальный баланс установки	38
9.2 Расчет теплового баланса и основных размеров реактора окисления этиленов в ацетальдегид	47
9.3 Расчет основных размеров реактора	48
9.4 Расчет теплового баланса реактора	49
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	51
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	52
ПРИЛОЖЕНИЯ	54

ВВЕДЕНИЕ

Стирол (винилбензол, фенилэтилен) был выделен впервые в 1831 году из смолы амбрового дерева. В промышленном масштабе стирол стали производить с 1930-х гг. в Германии и США. Наличие больших производственных мощностей по производству мономерного стирола стимулировало расширение исследований по применению полистирола в новых областях, в частности, в производстве товаров массового потребления.

Общий объем мирового производства стирола в 2023 году составил 34 млн тонн. Основными странами-производителями являются Индонезия, Сингапур, Саудовская Аравия и другие. На протяжении последних трех лет в России наблюдается как спад, так и подъем производства стирола. Ежегодно в России производится до 700 тыс. тонн стирола. На рынке стирола доминирует Азиатско-Тихоокеанский регион, причем наибольшее потребление приходится на такие страны, как Китай, Япония, страны АСЕАН (Индонезия, Сингапур, Таиланд).

Большую часть стирола (около 90 %) в мировой промышленности получают дегидрированием этилбензола. Этот способ используют и в России. В оптимальных условиях проведения процесса селективность получения этилбензола составляет 99 %. Помимо этого, преимуществами процесса дегидрирования этилбензола являются экономичность и экологичность метода, простота используемого оборудования.

Стирол является одним из важнейших мономеров для производства синтетических каучуков и пластических масс. Примерно 70 % стирола используется в производстве полистирола (ПС) и пенополистирола (ППС). Из стирола также получают различные сополимеры: акрилонитрил-бутадиен-стирол (АБС) – 9 %, стирол-акрилонитрил (САН) – 1 %, бутадиен-стирольный каучук (БСК) – 5 %. Основное применение блоксополимеры находят в производстве обуви и адгезивов. Используются они также в асфальтовых смесях вместе с резиновой крошкой, полученной из вышедших из эксплуатации изделий. Подобный материал с улучшенными свойствами используется и как дорожное покрытие и как кровельный материал. Соплимеры этилен-бутилен-стирол и этилен-пропилен-стирол характеризуются широкой областью применения – от электроники и строительства до игрушек, бытовых изделий, мебельного производства. Все эти изделия длительное время выдерживают температуру до 110 °С, а также обладают повышенной стойкостью к воде, растворителям, кислотам, щелочам, средствам химической чистки. Ударопрочный АБС сополимер используют для интерьеров, облицовки холодильников, рефрижераторов. Стирол – исходный материал для всех марок полистирола (ПС, ПС-В – вспененный полистирол) и сополимеров стирола (АБС, САН, АСА – сополимер акрилового эфира, стирола и акрилонитрила).

Технико-экономическое обоснование места размещения производства на примере ПАО «Нижнекамскнефтехим»

Существуют следующие основные промышленные способы получения стирола:

- эпоксидирование пропилена гидропероксидом этилбензола (одновременное получение стирола и пропиленоксида; Халкон-процесс);
- каталитическое дегидрирование этилбензола.

Проведем сравнение процесса дегидрирования этилбензола и Халкон-процесса. Оба метода имеют высокий класс взрыво- и пожароопасности, т.к. используют для производства углеводороды, ЛВЖ, аппараты, работающие под давлением и при повышенной температуре. Каталитическое дегидрирование этилбензола является более экологичным, так как не производит в больших количествах веществ, не подвергающихся безопасной утилизации. Производительность обеих установок достаточно высока и удовлетворяет требуемой мощности. Совместное производство стирола с оксипропиленом имеет много стадий, требует более крупных затрат в исполнении и требует дополнительных ресурсов для утилизации побочных продуктов сжиганием.

Следовательно, наиболее предпочтительным методом производства стирола является каталитическое дегидрирование этилбензола в виду большей экологичности, простоты оборудования и меньших затрат. Этим методом получают более 90 % мирового объема стирола.

Крупнейшими производителями стирола в России являются ПАО «Нижнекамскнефтехим», АО «Сибур-Химпром», ПАО АНК «Башнефть», ООО «Газпром нефтехим Салават».

Рассмотрим технико-экономическое обоснование места размещения производства на примере ПАО «Нижнекамскнефтехим». Данное предприятие расположено в г. Нижнекамск (республика Татарстан, Приволжский федеральный округ). Преимуществами данного предприятия являются:

1. ПАО «Нижнекамскнефтехим» входит в группу компаний крупных нефтеперерабатывающих заводов «ТАИФ» и производит более 2 миллионов тонн химической продукции в год, в том числе этилбензол и пропилен, поэтому сам является поставщиком сырья. Железооксидные катализаторы, используемые в процессе получения стирола, поставляет «Стерлитамакский завод катализаторов» (республика Башкортостан).

1. Наличие автомобильной дороги и железнодорожных путей делает возможным доставку на производство сырья и выгрузку готовой продукции.

2. Завод расположен на берегу р. Кама, что обеспечивает снабжение необходимым количеством водных ресурсов.

3. Рядом расположенная Нижнекамская ТЭЦ-1 является источником электроэнергии.

4. Так как ПАО «Нижекамскнефтехим» является заводом по получению пластиков, то существует возможность переработки стирола в полистирол на месте.

5. В черте города есть несколько инженерных вузов, например, Нижегородский химико-технологический институт, Филиал Казанского государственного технологического университета, которые могут стать базой для подготовки высококвалифицированных кадров.

Таким образом, ПАО «Нижекамскнефтехим» является подходящим предприятием для производства стирола.

Исходные данные для расчетной части проекта

Параметры	Варианты																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Производительность по малеиновому ангидриду, N, м ³ /сутки	41	45	43	41	41	46	48	42	44	43	48	47	43	45	41	46	44	47	48	44
Содержание н-бутана в исходном сырье, $\varphi_{C_4H_{10}}$, % об.	1,4	1,5	1,6	1,7	1,7	1,8	1,9	2,0	2,1	2,2	2,3	2,4	2,5	2,6	2,7	2,8	2,9	3,0	3,1	2,5
Содержание воздуха в исходном сырье, $\varphi_{воздух}$, % об.	98,6	98,5	98,4	98,3	98,3	98,2	98,1	98,0	97,9	97,8	97,7	97,6	97,5	97,4	97,3	97,2	97,1	97,0	96,9	97,8
Выход малеинового ангидрида по н-бутану, $\eta_{C_4H_{10} \rightarrow C_4H_2O_3}$, %	50	55	57	52	51	60	64	53	58	52	67	65	54	59	52	61	55	62	63	57
Конверсия н-бутана, $x_{C_4H_{10}}$, %	78	78	79	79	80	80	81	81	82	82	83	83	84	84	85	85	86	86	87	87
Температура реакции, t_p , °C	440	450	460	455	450	455	460	450	455	460	450	455	445	440	450	455	460	440	450	445
Давление в аппарате, p, МПа	0,2	0,19	0,21	0,2	0,23	0,2	0,22	0,19	0,24	0,21	0,2	0,23	0,21	0,22	0,2	0,19	0,21	0,23	0,2	0,22
Объемная скорость подачи сырья, ω , с ⁻¹	1	1,3	1,5	1	1,1	1,7	1,9	1	1,2	1,4	1,6	1,8	1	1,3	1,5	1,1	1,7	1,9	1	1,2
Температура теплоносителя на входе, t_t^n , °C	530	540	550	545	540	545	550	540	545	550	540	545	540	530	540	545	550	530	540	535
Температура теплоносителя на выходе, t_t^k , °C	460	470	480	475	470	475	480	470	475	480	470	475	470	460	470	475	480	460	470	465

Постоянные величины

Содержание кислорода в исходном воздухе, $\varphi_{\text{кислород}}$, % об.	Содержание азота в исходном воздухе, $\varphi_{\text{азот}}$, % об.	Температура исходного сырья на входе в реактор, t_n , °С	Потери в окружающую среду, Q_n , %	Стандартное изменение энтальпии при 298 К (для основной реакции), $\Delta H^\circ_{\text{осн}}$, кДж/моль	Стандартное изменение энтальпии при 298 К (для побочной реакции), $\Delta H^\circ_{\text{поб}}$, кДж/моль	Насыпная плотность катализатора, ρ_n , кг/м ³	Линейная скорость течения среды, $\omega_{\text{ср}}$, м/с	Допустимая скорость потока, м/с
21	79	130	5	-1 240	-2 090	1200	0,1	15

Заключение

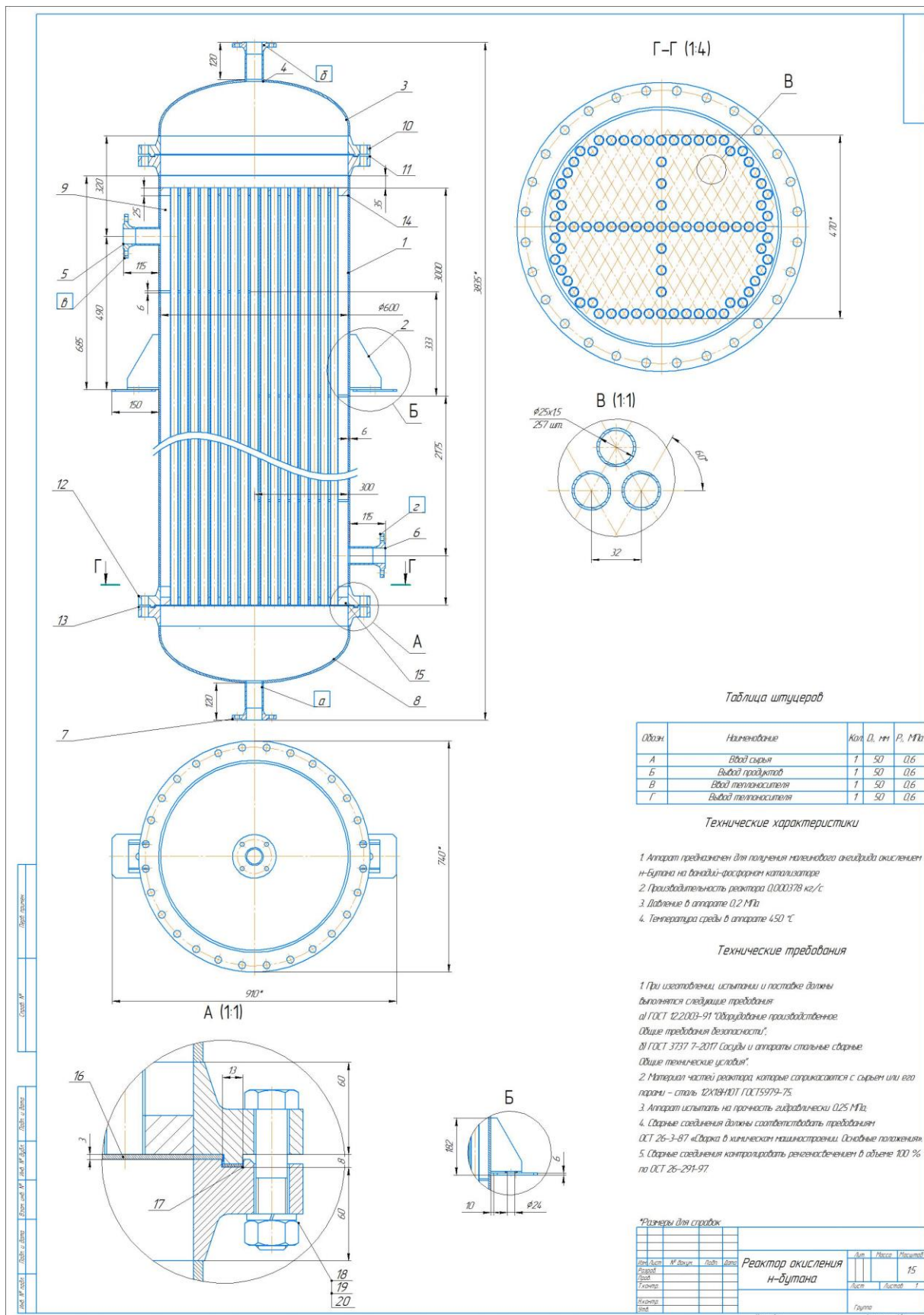
В ходе курсового проекта был рассмотрен процесс получения малеинового ангидрида с использованием ванадий-фосфорного катализатора. Помимо парофазного каталитического окисления бензола воздухом над стационарным оксидным ванадий-молибденовым катализатором существует метод парофазного окисления н-бутана над стационарным оксидным ванадий-фосфорным катализатором, который является более эффективным. Это обусловлено тем, что получают более чистый продукт.

По окончании выполнения проекта был спроектирован реактор, который может быть применен на предприятиях в области промышленного органического синтеза.

Рекомендуется использовать данный реактор на предприятии синтеза малеинового ангидрида парофазным окислением н-бутана над стационарным оксидным ванадий-фосфорным катализатором.

В курсовом проекте приведены материальный расчет, тепловой расчет и механический расчет, оформлена графическая часть: чертеж основного аппарата с выносными элементами, спецификация.

Чертеж общего вида трубчатого реактора окисления н-бутана



Форм.	Зона	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примеч.
				<u>Документация</u>		
А4			РОНБ.01.145.2025 ПЗ	Пояснительная записка	1	
А3			РОНБ.01.145.2025 СБ	Сборочный чертеж	1	
				<u>Сборочные единицы</u>		
Б4		1	РОНБ.01.145.2025 СБ	Корпус	1	
Б4		2	РОНБ.01.145.2025 СБ	Лапа опорная 2-16000	2	
				ГОСТ 26296-84		
Б4		3	РОНБ.01.145.2025 СБ	Штуцер 50-1,0-1-6-140-	1	
				12Х18Н10Т		
...		...	...	...	...	
				<u>Детали</u>		
Б4		4	РОНБ.01.145.2025 СБ	Днище 600-10-200	1	
				ГОСТ 6533-78		
...		...	...	...	...	
				<u>Стандартные изделия</u>		
		5		Гайка М20	56	
		...		...	...	
Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	РОНБ.01.145.2025 СП	
Разраб.	Разработчик				Реактор окисления н-бутана Спецификация	Лит.
Пров.	Петров И.В.					Лист
						Листов
Н.контр.					Группа 145	
УТВ.						

Учебное издание

Шадеева Мария Владимировна

Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза

Курсовое проектирование химического оборудования на примере вертикального трубчатого реактора

Учебно-методическое пособие

Редактор и корректор А. А. Чернышева
Техн. редактор Д. А. Романова

Темплан 2024 г., поз. 5214

Подписано к печати 22.01.26.	Формат 60x84/16.	Бумага тип № 1.
Печать офсетная.	Печ. л. 4,3.	Уч.-изд. л. 4,3.
Тираж 30 экз.	Изд. № 117.	Цена «С».
		Заказ №

Ризограф Высшей школы технологии и энергетики СПбГУПТД,
198095, Санкт-Петербург, ул. Ивана Черных, 4.