

Министерство образования и науки Российской Федерации
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
Инженерно-физический факультет

Ю.А. Гужель

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Методические указания по курсовому проектированию
для студентов направления подготовки 18.03.01

Благовещенск

2019

ББК 35

Г 93

*Печатается по решению
редакционно-издательского совета
инженерно-физического факультета
Амурского государственного
университета*

Гужель Ю.А.

Процессы и аппараты химической технологии: Методические указания по курсовому проектированию для студентов направления подготовки 18.03.01 / Благовещенск: Амурский гос. ун-т, 2019. – 72 с.

В методических указаниях изложены задачи и тематика, объем и структура курсового проекта по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» для студентов направления подготовки 18.03.01 Химическая технология. Даны пояснения по содержанию и правилам оформления пояснительной записки и графической части, рекомендации, помогающие студентам анализировать варианты установок и методы их расчета, ориентироваться в научной и справочной литературе.

Приводится список литературы последних лет издания, включающий нормативные материалы, ОСТы и ГОСТы, необходимые при проектировании.

В авторской редакции

Рецензенты: А.А. Чудаков, главный специалист технического отдела ООО «Газпром переработка Благовещенск»
Г.Г. Охотникова, к.т.н., доцент кафедры химии и естествознания АмГУ.

© Амурский государственный университет, 2019

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
1. Общие положения.....	5
1.1 Содержание расчетно-пояснительной записки.....	5
1.2 Графическая часть курсового проекта	9
2. Особенности расчета и проектирования типовых установок	34
2.1 Теплообменные аппараты.....	34
2.2 Выпарные установки	41
2.3 Абсорбционные установки	44
2.4 Ректификационные установки	49
2.5 Сушильные установки	61
Библиографический список... ..	67
Приложения	69

ВВЕДЕНИЕ

Основная цель курсового проектирования заключается в систематизации, закреплении и расширении теоретических знаний и практических навыков курса.

Курсовой проект по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» является завершающим этапом работы студентов над изучаемой дисциплиной. Он включает расчет одной из типовых установок (выпарной, ректификационной, абсорбционной, сушильной и др.) и ее графическое оформление.

В ходе работы над курсовым проектом выполняются технологические, тепловые и гидравлические расчеты; по действующим стандартам, каталогам и справочной литературе проводится выбор аппаратуры для конкретных условий ее работы.

В целом курсовой проект должен представлять собой законченную проектную разработку установки. За результаты расчетов ответственность несет студент – автор проекта. Преподаватель – руководитель проекта – направляет работу студента, обеспечивает систематические консультации, на которых студент получает ответы на все возникающие у него вопросы и рекомендации по основным разделам разрабатываемого проекта.

Содержание проекта определяется заданием, оформленным на бланке установленной формы. Задание разрабатывается руководителем работы на основании утвержденной темы.

В пособии приведены уравнения, справочные данные и литературные источники, пользуясь которыми студенты выполняют расчеты, а также указаны последовательность и содержание этих расчетов.

В приложениях представлен образец оформления титульного листа расчетно-пояснительной записки, образец оформления основной надписи и спецификации, образец оформления технологической схемы.

1 Общие положения

Курсовой проект включает в себя:

- расчетно-пояснительную записку объемом 30-35 листов;
- графическую часть объемом 2 листа, состоящую из принципиальной технологической схемы и чертежа общего вида основного аппарата.

Окончательный состав и объем разделов пояснительной записки и графической части курсового проекта устанавливаются его руководителем.

1.1 Содержание расчетно-пояснительной записки

Основное содержание расчетно-пояснительной записки определяется заданием на курсовой проект. Расчетно-пояснительная записка оформляется в соответствии с основными требованиями СТО СМК 4.2.3.21-2018 «Оформление выпускных квалификационных и курсовых работ (проектов)».

Основные требования к оформлению текста:

- текст размещается на одной стороне листа белой бумаги формата А4;
- цвет шрифта – черный;
- размер шрифта – 14 (в таблицах может быть использован 12);
- гарнитура – Times New Roman;
- междустрочный интервал – полуторный (1,5);
- текст располагается по ширине (формату);
- с автоматическим переносом слов;
- абзацный отступ должен быть одинаковым по всему тексту и равен 1,25 см.

Текст работы следует печатать, соблюдая следующие размеры полей: правое – 10 мм, верхнее и нижнее – 20 мм, левое – 30 мм.

Разрешается использовать компьютерные возможности акцентирования внимания на определенных терминах, формулах, применяя шрифты разной гарнитуры (курсив, размер, жирность).

Листы расчетно-пояснительной записки должны иметь рамки и основные надписи согласно ГОСТ 2.104-2006. Расстояние от рамки до границ текста в начале и в конце строк не менее 3 мм, от верхней или нижней строки

текста до верхней линии рамки или до основной надписи – не менее 10 мм.

Абзацы в тексте начинают отступом, равным 12 мм.

Рамку следует оформлять, соблюдая следующие размеры полей: поле для брошюровки – не менее 20 мм; верхнее, нижнее и правое – не менее 5 мм.

Листы пояснительной записки должны быть сшиты в папку.

Страницы нумеруются арабскими цифрами с соблюдением сквозной нумерации по всему тексту. Номер страницы проставляется в центре нижней части листа без точки (нумерация страниц – автоматическая).

Титульный лист, задание к курсовому проекту, реферат и содержание включается в общую нумерацию страниц, без проставления на них номера страницы.

Расчетно-пояснительная записка должна содержать следующие обязательные структурные элементы:

- титульный лист;
- задание к курсовому проекту;
- реферат;
- содержание;
- введение;
- литературный обзор;
- технологическая часть;
 - описание технологической схемы установки;
 - расчетная часть, включающая технологические расчеты и выбор оборудования (определяется заданием к проекту);
- заключение;
- библиографический список;
- приложения (при необходимости).

Образец оформления титульного листа приведен в приложении 1.

Во введении указываются сущность, значение, области применения и пути дальнейшего развития рассматриваемого процесса. Необходимо также привести сравнительную характеристику аппаратов для его осуществления.

В разделе литературного обзора приводится общая характеристика и классификация процессов, протекающих в рассматриваемом оборудовании и установке. Описываются условия и протекания и движущую силу процесса. Приводятся данные по обоснованию выбора типа основного аппарата, типа контактного устройства (например, конструкции ситчатой тарелки и т.п.). Отражаются достоинства и недостатки режима работы аппарата, движения потоков в аппарате относительно друг друга и др.

В ходе работы над разделом необходимо провести анализ литературных данных и выбрать методы интенсификации процесса применительно к конструкции основного аппарата и специфическим особенностям того или иного процесса.

Раздел «Технологическая часть» является основным разделом расчетно-пояснительной записки.

При описании технологической схемы указываются ее преимущества по сравнению с другими существующими технологиями. Необходимо указать параметры и показатели процесса, дать характеристику выбранного оборудования, при необходимости привести эскизы, отметить методы поддержания заданных параметров процесса. Также следует проанализировать различные варианты схемы, позволяющие интенсифицировать основной процесс и повысить технико-экономические показатели.

После названия аппарата следует указывать его обозначение на схеме. Принципиальная технологическая схема производства выполняется как рисунок в соответствии с требованиями и размещается в данном разделе после первого упоминания в тексте. Кроме этого, принципиальная схема должна быть представлена и в графической части ВКР на листе формата А1.

Необходимо описать все аппараты, изображённые на схеме, и изобразить все аппараты, упомянутые в описании.

В расчетной части путем составления уравнений материального и теплового балансов определяют расходы, составы и температуры получаемых продуктов, тепловые нагрузки аппаратов, расходы теплоносителей – греющего пара, охлаждающей воды. Задачей этого раздела проекта является расчет основных размеров аппаратов (диаметра, высоты, поверхности теплопередачи и т.д.). Основанием для расчета и выбора оборудования являются материальные и тепловые балансы, параметры технологического режима его работы. На основании анализа литературных данных и рекомендаций данного пособия выбирается методика расчета размеров аппаратов. По уравнениям тепло- и массопередачи рассчитывают основные размеры аппаратов и затем выбирают стандартные. В этот же раздел включаются гидравлические расчеты аппаратов. Кроме основных аппаратов в установку входит вспомогательное оборудование: насосы, вентиляторы, газодувки, вакуум-насосы и т.п. Вспомогательное оборудование подбирают по каталогам или ГОСТам с учетом конкретных условий его работы.

Расчеты в записке должны сопровождаться пояснениями. Все расчетные формулы приводятся сначала в общем виде, нумеруются, затем дается наименование обозначений и указываются размерности всех входящих в формулу величин. Численные значения величин в формулу подставляют в том порядке, в каком они в ней записаны, и приводят результат расчета. Все расчеты должны быть выполнены в международной системе единиц СИ.

Закончив расчетную часть проекта, необходимо изложить основные результаты выполненной работы и дать анализ полученных результатов.

1.2 Графическая часть курсового проекта

В состав графической части проекта входит:

- а) принципиальная технологическая схема установки;

б) чертёж основного аппарата.

Все части выполняются на белых листах формата А1 (594x841 мм). Каждый лист должен иметь внутреннюю рамку и основную надпись. Внутренняя рамка формата выполняется сплошной линией на расстоянии 5 мм от внешней кромки (снизу, сверху и справа) и 20 мм с левой стороны формата. Пример оформления основной надписи приведён в Приложении 2.

Технологическая схема установки отражает окончательное техническое решение и выбор оборудования на основании проведённых расчётов. При выполнении 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.

В схеме представляется вся совокупность аппаратов и машин и их соединений, с помощью которых осуществляется данный технологический процесс с указанием места подачи сырья, вспомогательных материалов, вывода продукции, побочных продуктов, отходов.

Действительное пространственное расположение составных частей либо не учитывается совсем, либо учитывается приближённо. На схеме должно быть наименьшее количество изломов и пересечений линий. Аппараты изображаются с учётом 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.

Технологическая схема должна показывать обвязку аппарата и связь с остальными аппаратами. Направления потоков показываются стрелками, учитывая при этом агрегатное состояние потока. Пересекать изображения

аппаратов линиями трубопроводов не допускается. На каждом трубопроводе у места его отвода от магистрального или места его подключения к аппарату или машине необходимо проставлять стрелки, указывающие направления движения потока и условное обозначение стрелкой вида среды (газ или жидкость). Необходимо предусмотреть компактное расположение аппаратов на схеме и во избежание чрезмерно сложной обвязки можно не показывать резервные насосы, обводные линии, вспомогательные клапаны, задвижки и т.д.

Каждому аппарату присваивается обозначение, состоящее из букв и цифр. Следует использовать общепринятые буквенные обозначения аппаратов: К – колонна, А – абсорбер, Т – теплообменник, КХ – конденсатор-холодильник, И – испаритель, АВО – аппарат воздушного охлаждения, П – печь, Н – насос, С – сепаратор, Е – ёмкость, О – отстойник, Р – реактор, Ф – фильтр 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). Если начальные буквы оборудования совпадают (колонна и компрессор), можно использовать для обозначения две буквы, например, для компрессора – КП.

Перечень всего изображённого оборудования на схеме включают в спецификацию, которую располагают над основной надписью. Пример оформления спецификации приведён в приложении 2.

Оборудование и элементы схемы должны быть выполнены в соответствии со следующими стандартами:

ГОСТ 2.793-79. Элементы и устройства машин и аппаратов химических производств. Общие обозначения.

ГОСТ 2.782-96. Машины гидравлические и пневматические.

ГОСТ 2.784-96. Элементы трубопроводов.

ГОСТ 2.785-70. Арматура трубопроводная.

ГОСТ 2.788-74. Аппараты выпарные.

ГОСТ 2.789-74. Аппараты теплообменные.

ГОСТ 2.790-74. Аппараты колонные.

ГОСТ 2.792-74. Аппараты сушильные.

ГОСТ 2.795-80. Центрифуги.

ГОСТ 2.782-68 Насосы и вентиляторы.

ГОСТ 2.794-79 Устройства питающие и дозирующие.

ГОСТ 2.780-68 Конденсатоотводчики, емкости и т.п.

ГОСТ 3464-63 Обозначение трубопроводов для жидкостей и газов.

ГОСТ 2.784-7 Элементы трубопроводов.

ГОСТ 2.789-70 Арматура трубопроводная.

При отсутствии стандарта на данное изделие допускается его показывать схематически в виде конструктивного очертания, причем должны быть показаны основные технологические штуцера, загрузочные люки, входы выходы основных продуктов.

Допускается изображать изделия на схеме без строго соблюдения масштаба, но и без резкого нарушения соотношения габаритных размеров основных изделий.

Арматура, а также другие приборы, устанавливаемые на оборудовании, должны быть показаны на схеме в соответствии с их действительным расположением и изображены условно в соответствии с действующими стандартами.

В приложении 3 приведён пример оформления технологической схемы проекта.

Ниже приведены условные обозначения элементов принципиальной технологической схемы проекта.

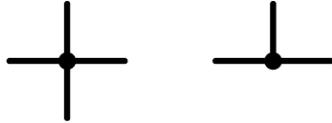
Элементы трубопроводов



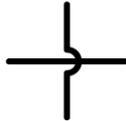
трубопроводы напора, слива, всасывания



линии дренажа, выпуска газа, отвода конденсата



соединение трубопроводов



пересечение трубопроводов без присоединения



ПОДВОД ЖИДКОСТИ



ПОДВОД ВОЗДУХА ИЛИ ГАЗА

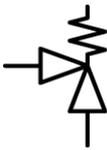
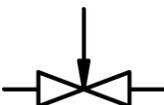
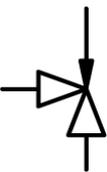
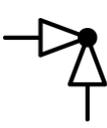


трубопровод в трубе



изолированные участки трубопроводов

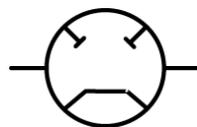
Арматура трубопроводная

	вентиль запорный проходной		вентиль предохранительный проходной
	вентиль запорный угловой		вентиль предохранительный угловой
	вентиль трехходовый		клапан дроссельный
	вентиль регулирующий проходной		клапан редуционный (вершина треугольника должна быть направлена в сторону повышенного давления)
	вентиль регулирующий угловой		задвижка
	клапан обратный проходной		кран проходной
	клапан обратный угловой		кран угловой

Насосы и двигатели



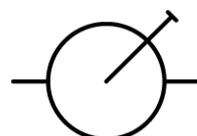
насос постоянной
производительности с
одним направлением
потока



насос-дозатор



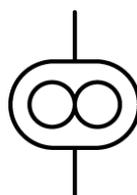
насос постоянной
производительности с
двумя направлениями
потока



насос ручной



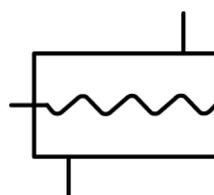
насос с регулируемой
производительностью
с одним направлени-
ем потока



насос
шестеренчатый



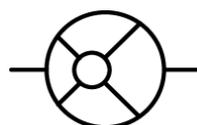
насос с регулируемой
производительностью
с двумя направлени-
ями потока



насос винтовой



компрессор



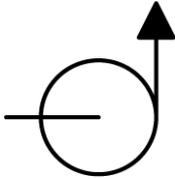
насос ротационный
лопастной
(пластинчатый)



насос радиально-поршневой



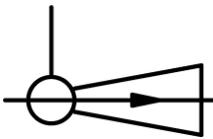
вентилятор центробежный



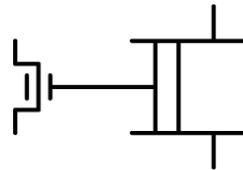
насос лопастной центробежный



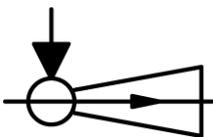
вентилятор осевой



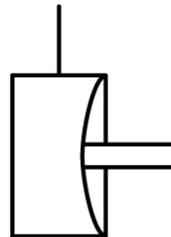
насос струйный (эжектор, инжектор, элеватор водоструйный и пароструйный)



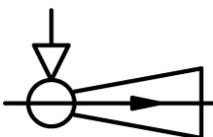
насос кривошипно-поршневой



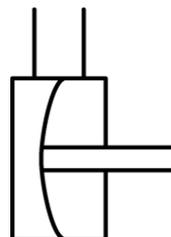
насос водоструйный



камера мембранная одностороннего действия

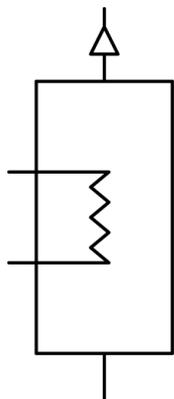


насос пароструйный

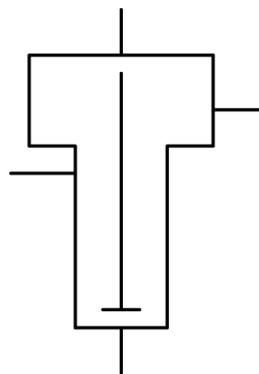


камера мембранная двухстороннего действия

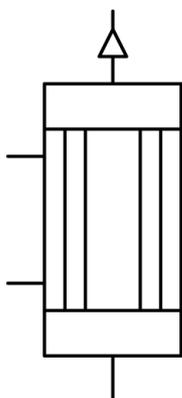
Аппараты выпарные



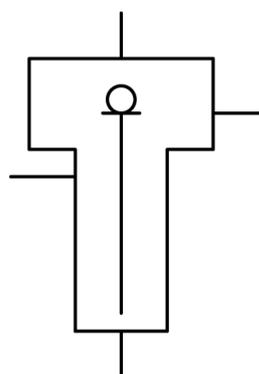
аппарат выпарной
общее обозначение



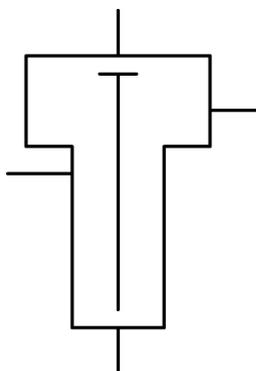
аппарат выпарной
пленочный с
восходящей
пленкой



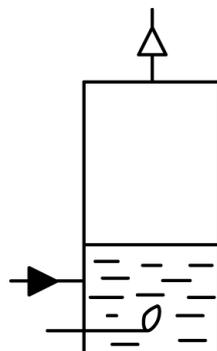
аппарат выпарной
с естественной
циркуляцией и с
соосной тепловой
камерой



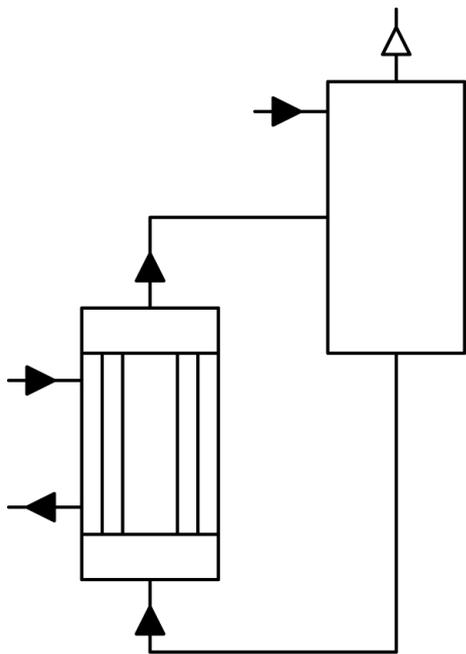
аппарат выпарной
пленочный
роторный



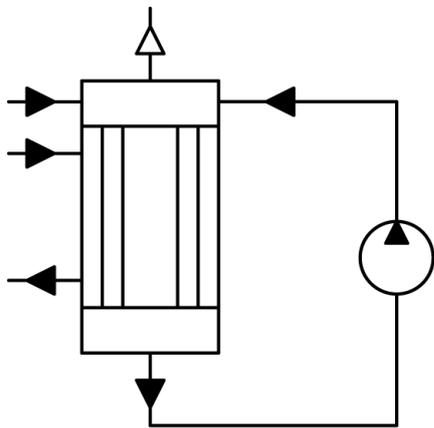
аппарат выпарной
пленочный со
свободно
падающей пленкой



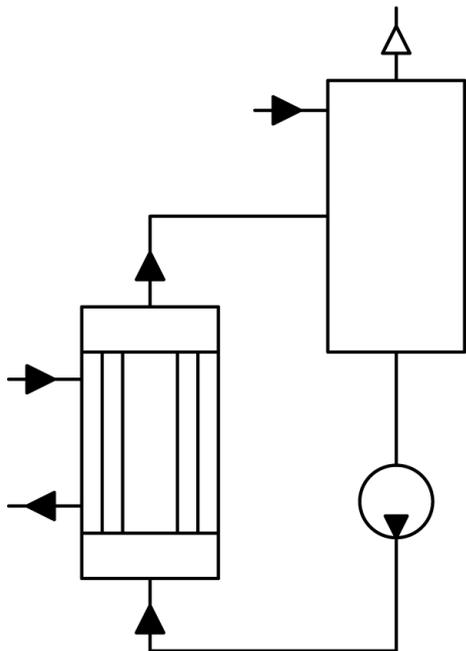
аппарат выпарной
с погружённым
горением



аппарат выпарной с естественной циркуляцией и с выносной тепловой камерой

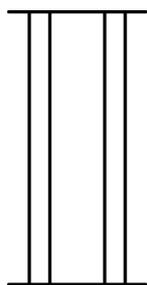


аппарат выпарной с принудительной циркуляцией и с соосной камерой

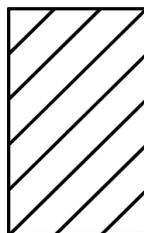


аппарат выпарной с принудительной циркуляцией и с выносной тепловой камерой

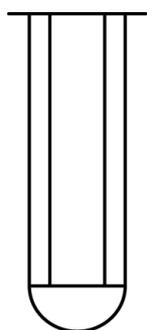
Аппараты теплообменные



элементы
трубчатые с
неподвижными
трубными
решетками



элементы трубчатые
витые



элементы
трубчатые с
плавающей
головкой



элементы трубчатые
спиральные



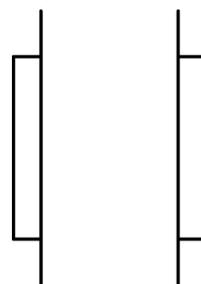
распределители
жидкости нагревающие
или охлаждающие



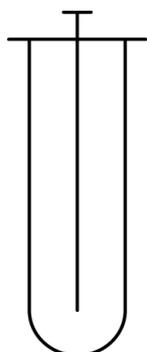
распределители газа
нагревающие или
охлаждающие



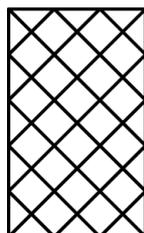
элементы
трубчатые с
U-образными
трубами



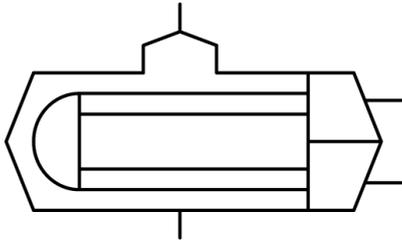
рубашки греющие или
охлаждающие



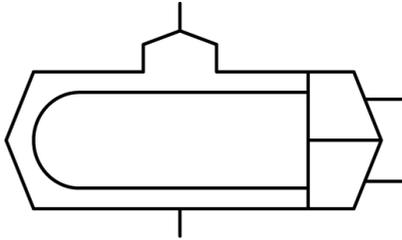
элементы
трубчатые с
трубками фильда



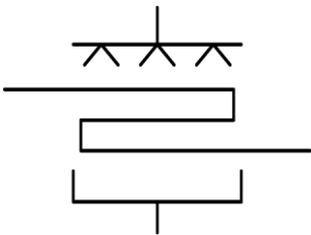
регенераторы тепла



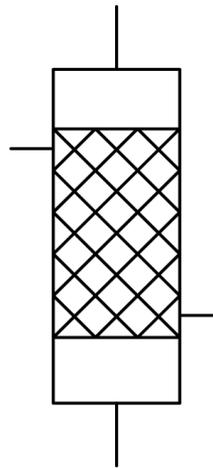
теплообменник кожухотрубчатый с паровым пространством, с плавающей головкой при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного



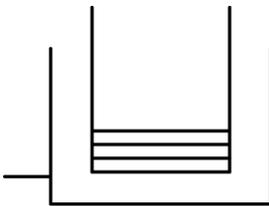
теплообменник кожухотрубчатый с паровым пространством, с U-образными трубами при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного



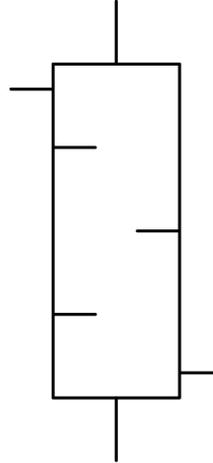
теплообменник оросительный



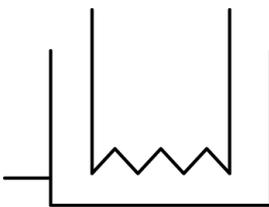
теплообменник регенеративный



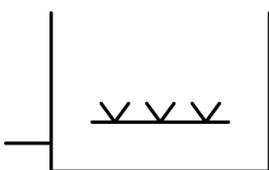
теплообменник погружной плоский



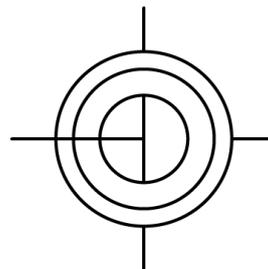
конденсатор смешения



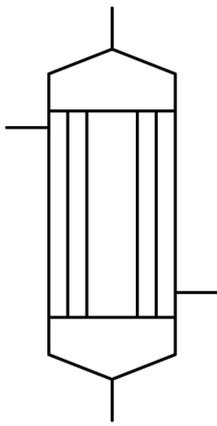
теплообменник погружной спиральный



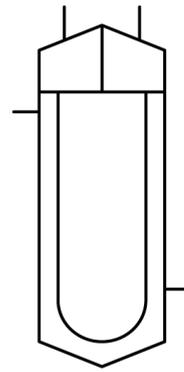
теплообменник с прямой теплопередачей



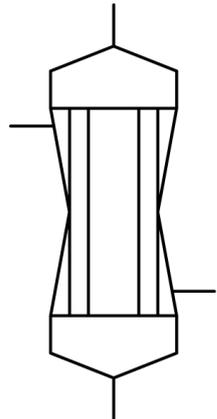
теплообменник листовой спиральный



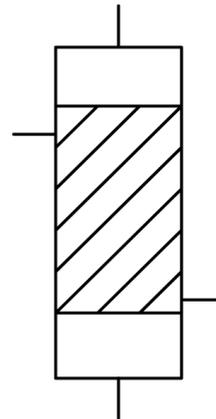
теплообменник кожухотрубчатый при давлении в трубах и межтрубном пространстве выше атмосферного



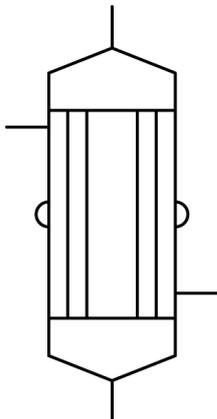
теплообменник кожухотрубчатый с U-образными трубами



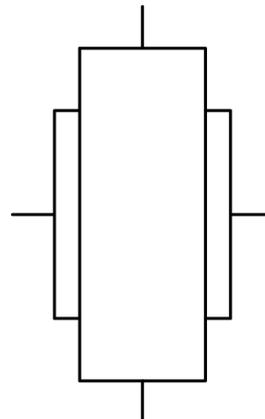
теплообменник кожухотрубчатый при давлении в трубах выше атмосферного, а в межтрубном пространстве ниже атмосферного



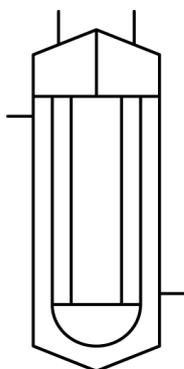
теплообменник кожухотрубчатый витой при давлении в трубах и межтрубном пространстве равном атмосферному



теплообменник кожухотрубчатый с температурным компенсатором



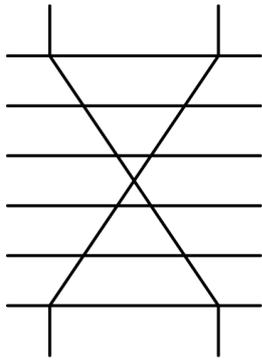
теплообменник с наружным обогревом



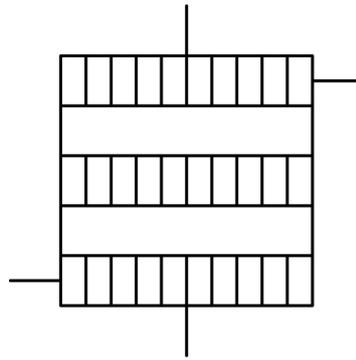
теплообменник кожухотрубчатый с плавающей головкой



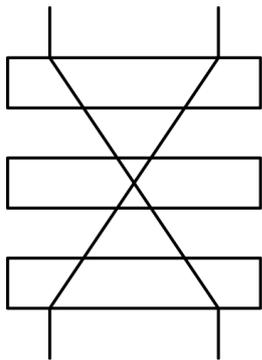
теплообменник с электрообогревом



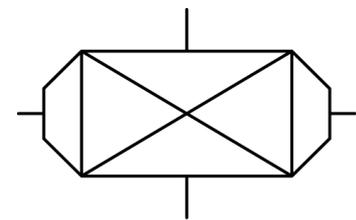
теплообменник
пластинчатый
разборный



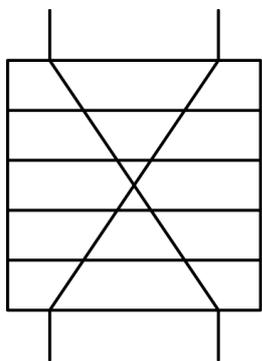
теплообменник
пластинчатый
ребристый



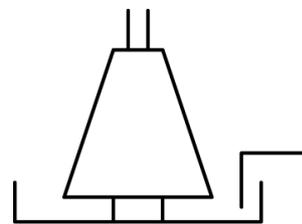
теплообменник
пластинчатый
полуразборный



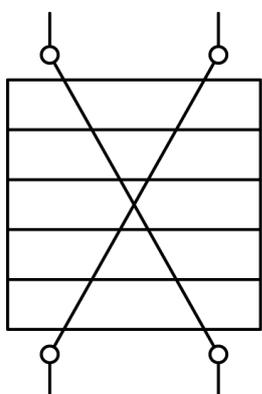
калорифер



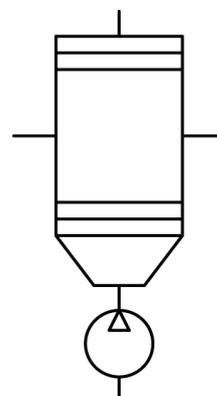
теплообменник
пластинчатый
блочный
сварной



градирня

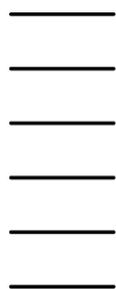


теплообменник
пластинчатый
цельносварной

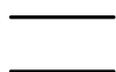


аппарат
воздушного
охлаждения

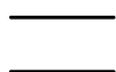
Аппараты колонные



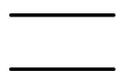
общее обозначение тарелок



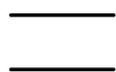
колпачковые тарелки



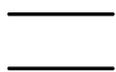
струйные тарелки



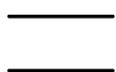
клапанные тарелки



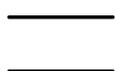
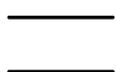
клапанные прямоточные тарелки



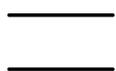
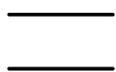
S-образные тарелки



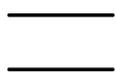
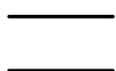
ситчатые тарелки



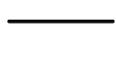
ситчатые тарелки с отбойными элементами



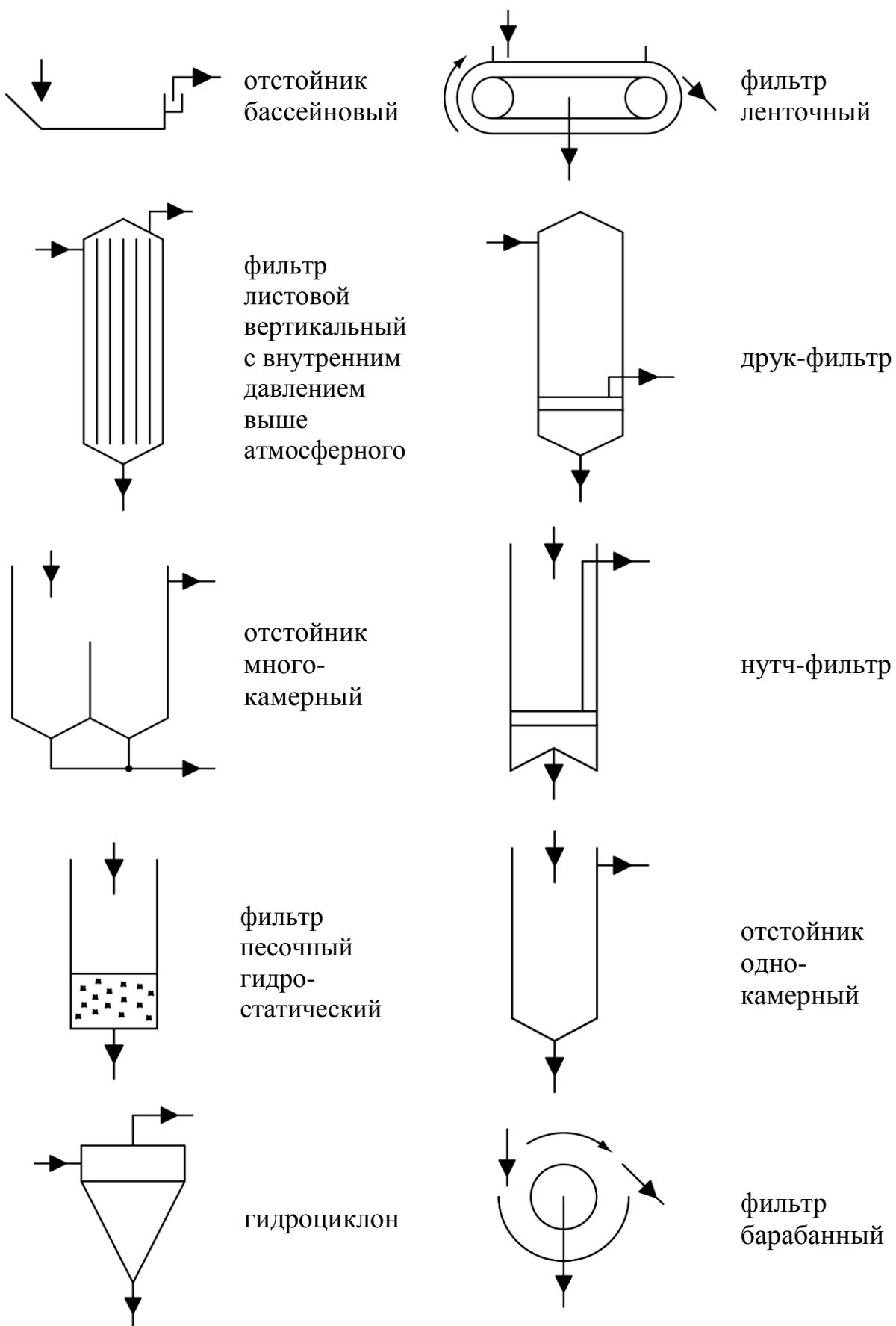
ситчато-клапанные тарелки



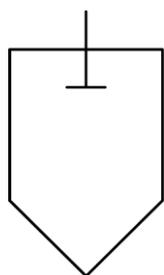
жалюзийно-клапанные тарелки



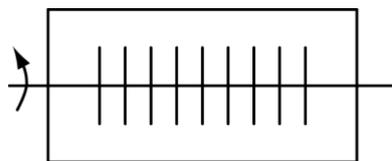
Отстойники и фильтры



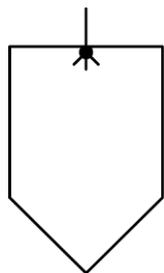
Аппараты сушильные



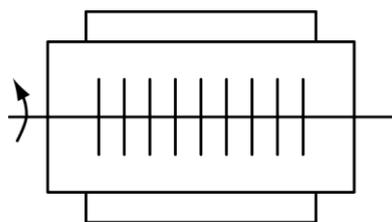
сушилка с
центробежным
распылением



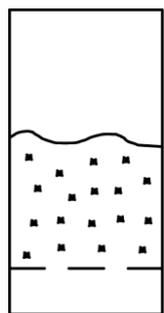
роторная
сушилка



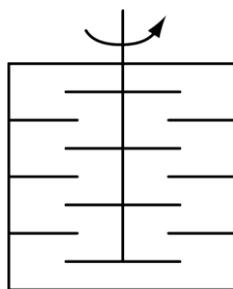
сушилка с
форсуночным
распылением



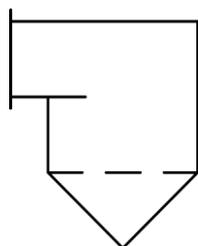
роторная
сушилка с
наружным
обогревом



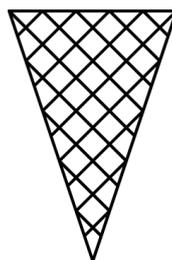
сушилка с кипящим
слоем



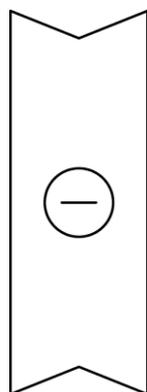
сушилка
полочно-
дисковая



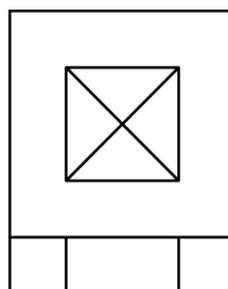
циклонная сушилка



сушилка
шахтная



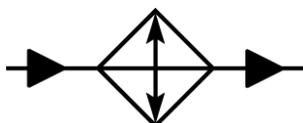
сублимационная
сушилка



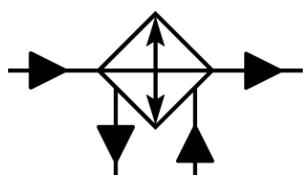
сушилка
камерная

Условные обозначения машин и аппаратов

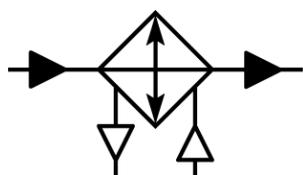
для жидкости:



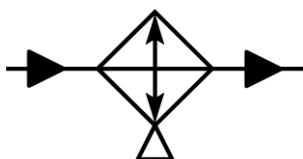
теплообменник с естественным охлаждением



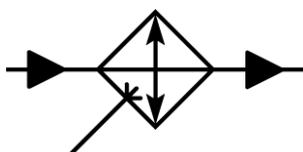
теплообменник с принудительным охлаждением жидкостью



теплообменник с принудительным охлаждением газом

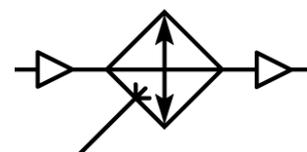
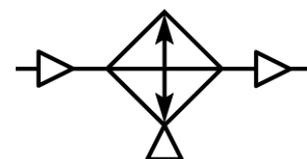
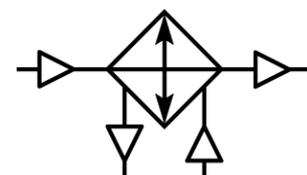
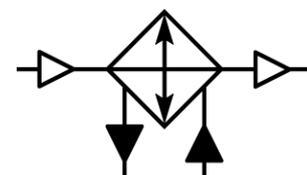
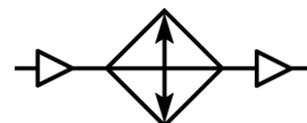


теплообменник с принудительным охлаждением вентилятором

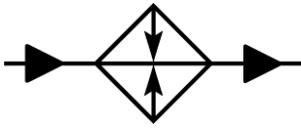


теплообменник с принудительным охлаждением впрыском

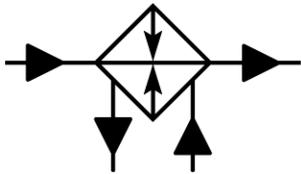
для газа (воздуха):



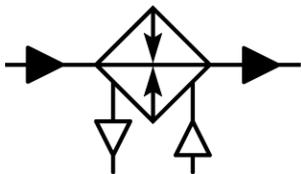
для жидкости:



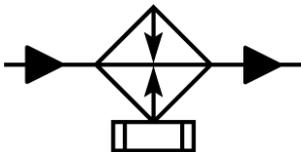
подогреватель с естественным обогревом



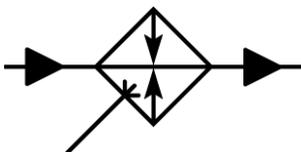
подогреватель с принудительным обогревом жидкостью



подогреватель с принудительным обогревом газом

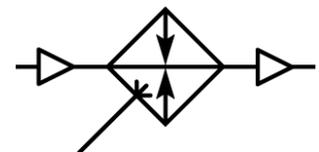
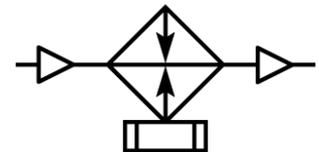
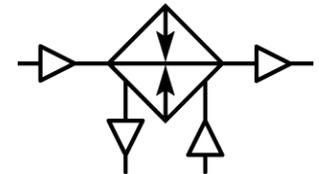
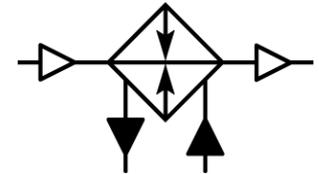
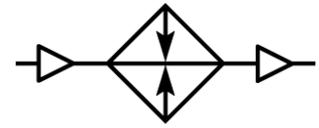


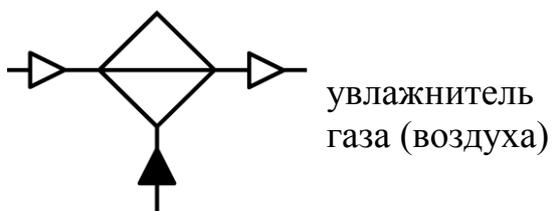
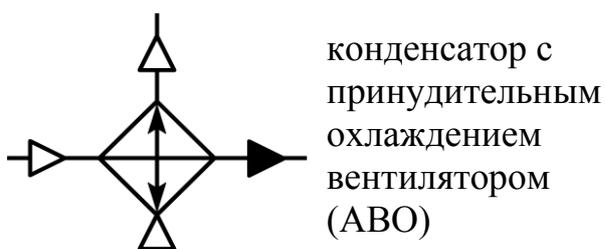
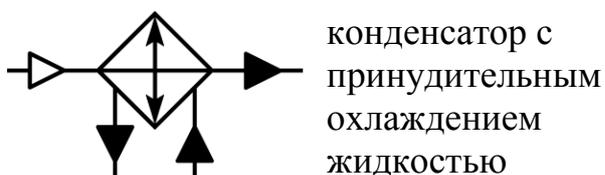
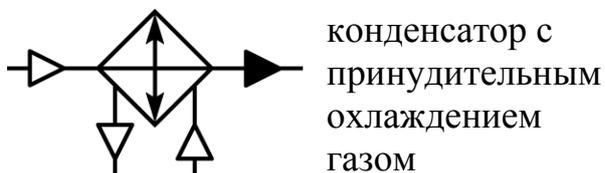
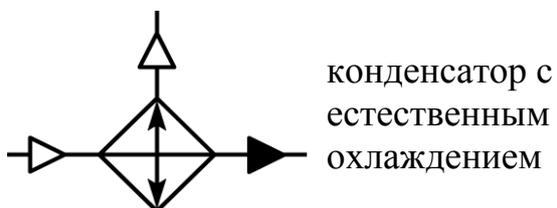
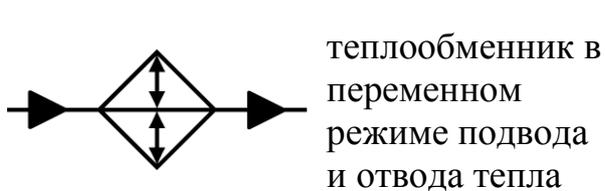
электроподогреватель

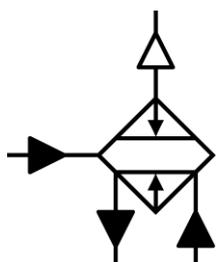


подогреватель с принудительным обогревом впрыском

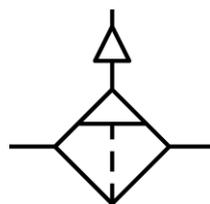
для газа (воздуха):



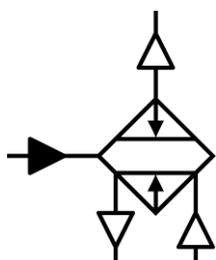




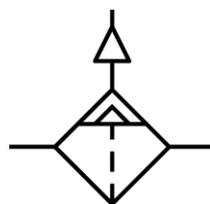
испаритель с
принудительным
обогревом жидкостью



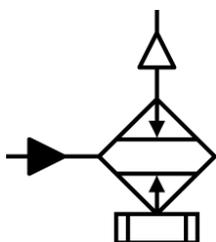
фильтр для
отделения газовых
фракций с ручной
очисткой



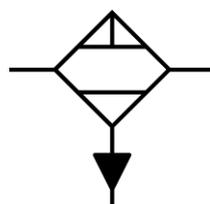
испаритель с
принудительным
обогревом газом



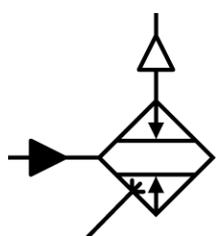
фильтр для
отделения газовых
фракций с
автоматической
очисткой



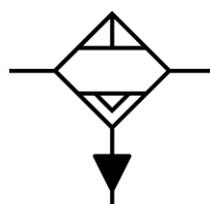
испаритель с
электрообогревом



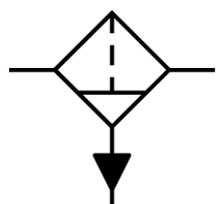
фильтр для
отделения жидкости
химическим
способом с ручным
спуском



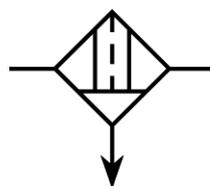
испаритель с
обогревом впрыском



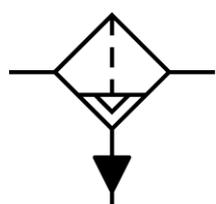
фильтр для
отделения жидкости
химическим
способом с
автоматическим
спуском



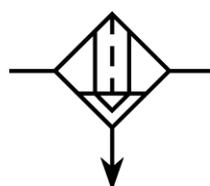
фильтр для отделения
жидкости с ручным
спуском



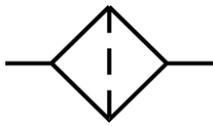
фильтр для
отделения твердых
фракций с ручной
очисткой



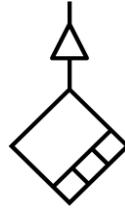
фильтр для отделения
жидкости с
автоматическим
спуском



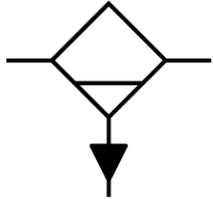
фильтр для
отделения твердых
фракций с
автоматической
очисткой



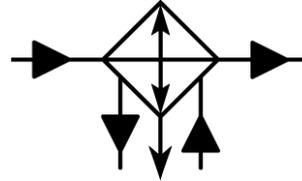
фильтр
полнопоточный



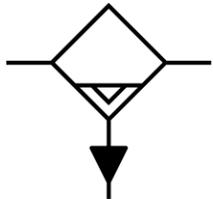
аппарат
сушильный
диэлектрически
й



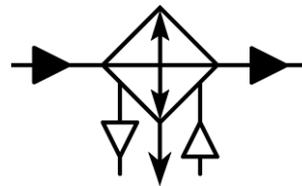
влагоотделитель
с ручным
спуском



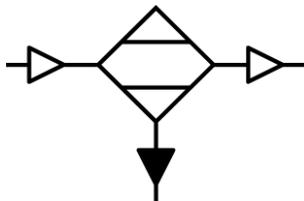
кристаллизатор
с охлаждением
жидкостью



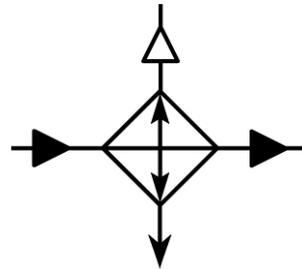
влагоотделитель
с автоматичес-
ким спуском



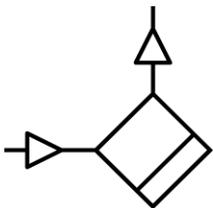
кристаллизатор
с охлаждением
газом



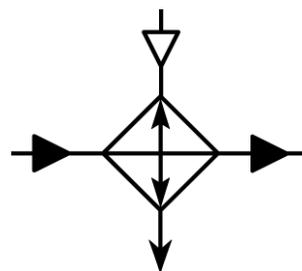
воздухо-
сушитель



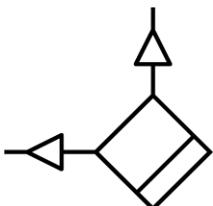
кристаллизатор
вакуумный



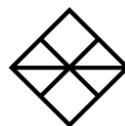
аппарат
сушильный для
газа



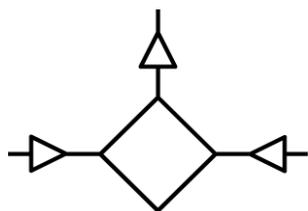
кристаллизатор
давления



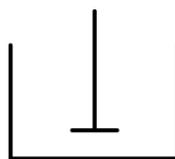
аппарат
сушильный
вакуумный



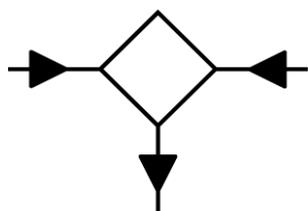
аппарат для
измельчения
твердых
материалов



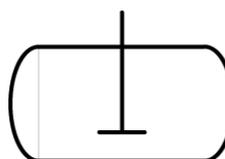
смеситель
газовый



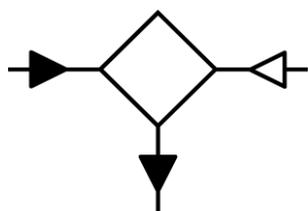
аппарат с
мешалкой
(лопастной,
пропеллерной,
турбинной, и т.п.)
для жидких сред
под атмосферным
давлением



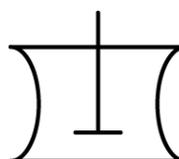
смеситель
жидкостный



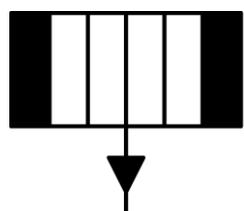
аппарат с
мешалкой с
внутренним
давлением выше
атмосферного



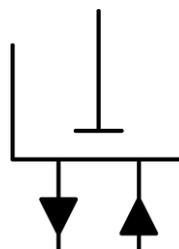
смеситель
жидкости и газа



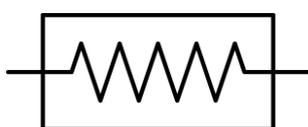
аппарат с
мешалкой с
внутренним
давлением ниже
атмосферного



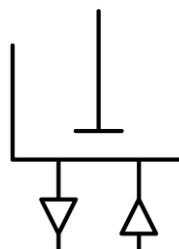
центрифуга
фильтрующая



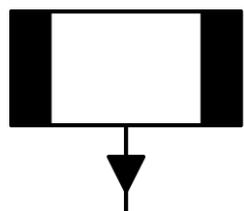
аппарат для
жидких сред с
мешалкой
имеющий
подогрев
жидкостью



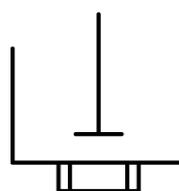
аппарат с
мешалкой для
пастообразных
материалов



аппарат для
жидких сред с
мешалкой
имеющий
подогрев газом



центрифуга-
отстойник



аппарат для
жидких сред с
мешалкой
имеющий
электрообогрев

Все оборудование на схеме вычерчивают сплошными тонкими линиями толщиной 0,3-0,5 мм, а трубопроводы и арматуру – сплошными основными линиями, т.е. в 2-3 раза толще, чем оборудование (ГОСТ 2.303-68 «ЕСКД. Линии»). Разводка трубопроводов к оборудованию прокладывается схематически, причем она должна отходить от основных магистральных трубопроводов, показанных выше или ниже оборудования горизонтальными линиями. На каждом, трубопроводе у места его отвода от магистрального трубопровода или места подключения к аппарату проставляют стрелки, указывающие направление движения потока и условное изображение вида среды (газ, жидкость).

Линии трубопроводов, а также расположенные на них арматуру и приборы следует показывать горизонтально и вертикально – параллельно линиям формата.

Условные изображения и обозначения трубопроводов, принятые на схеме, должны быть расшифрованы в таблице условных обозначений.

Пересечение изображения аппаратов и машин линиями трубопроводов не допускается.

Чертеж общего вида представляет собой основной вид аппарата с основными узлами и деталями и выполняется в соответствии с основными требованиями ГОСТ 2.118-73, 2.120-73, а также ГОСТ 2.106-96.

Чертеж выполняют с максимальным упрощением, предусмотренным ГОСТ 2.109-73 «ЕСКД. Основные требования к чертежам» на оформление рабочих чертежей. Расположение видов, разрезов, сечений выполняется по ГОСТ 2.305-68 «ЕСКД. Изображения – виды, разрезы, сечения». Надписи, техническую характеристику, технические требования и таблицы выполняют с соблюдением ГОСТ 2.136-68 «ЕСКД. Правила нанесения на чертежах надписей, технических требований и таблиц».

Чертеж общего вида должен содержать:

– изображение аппарата и его узлов с видами, разрезами и сечениями, а также текстовую часть и надписи, необходимые для понимания конструктивного устройства аппарата и принципа его работы;

– основные размеры;

– таблицу назначения штуцеров, патрубков и т.д.;

– техническую характеристику;

– технические требования;

– перечень составных частей изделия.

Масштаб чертежа аппарата, его сечений, разрезов и узлов выдерживаются по ГОСТ 2.302-68 «ЕСКД. Масштабы»: уменьшения 1:2; 1:2,5; 1:4; 1:5; 1:10; 1:15; 1:20 и т.д. Увеличения 2:1; 2,5:1; 4:1; 5:1; 10:1; 20:1; 40:1 и т.д.

Штуцера, патрубки, люки и т.п. на главном и сопряженном с ним видах обозначают условно на продолжении их осей или на полках линий-выносок прописными буквами русского алфавита, а на поле чертежа помещают таблицу назначения штуцеров. Над таблицей помещают заголовок «Таблица штуцеров».

Буквенные обозначения в алфавитном порядке присваиваются сначала видам, разрезам и сечениям, затем штуцерам и др.

В технической характеристике указывают назначение изделия (аппарата), объем аппарата – полный и рабочий, производительность, площадь поверхности теплообмена (если таковая имеется), максимальные рабочие давление и температуру среды, мощность привода, характеристику среды (взрывоопасность, токсичность и т.д.), массу аппарата и габаритные размеры (общая высота, наибольший размер в плане) и другие необходимые сведения.

В технических требованиях отмечается, в соответствии с какими документами осуществляется изготовление, испытание, контроль, (например, ОСТ 26-291-94 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические условия»). Указывается истинное расположение штуцеров, люков и других

внутренних и наружных устройств (например, согласно виду сверху), предъявляются требования к испытанию на прочность и плотность сварных швов и других видов соединений, указываются сведения о необходимости тепловой изоляции, окраски и других антикоррозионных покрытий, подлежит ли аппарат действию органов Ростехнадзора РФ.

Кроме того, на чертеже помещают перечень составных частей изделия. Все данные, вносимые в перечень составных частей изделия, следует записывать сверху вниз в порядке, предусмотренном ГОСТ 2.108-68 «ЕСКД. Спецификация»: составные (сборочные) единицы, детали, стандартные изделия, в том числе крепежные и прочие изделия.

Таблицы, техническую характеристику, технические требования и перечень составных частей располагают над основной надписью чертежа.

Последняя строка перечня не должна доходить до основной надписи на расстояние менее 10 мм.

В порядке исключения допускается размещение таблицы штуцеров слева от основной надписи, а перечня составных частей изделия – в конце пояснительной записки на отдельных листах.

2 Особенности расчета и проектирования типовых установок

2.1 Теплообменные аппараты

Особенностью начала расчета теплообменной аппаратуры с раздельным движением теплоносителей является выбор типа теплообменника; конструкционных материалов для изготовления его основных узлов – трубчатки, трубных решеток, днища, крышки, обечайки; направлений движения теплоносителей, отвечающих условиям процесса – давлению, температуре, их физико-химическим свойствам. Основная сложность и типичные ошибки содержатся, как правило, в расчете коэффициентов теплоотдачи.

Для выбора стандартного теплообменника предварительно определяется его поверхность на основании ориентировочного значения коэффициента теплопередачи, при этом учитываются особенности процесса – с изменением (или без) агрегатного состояния теплоносителей или одного из них.

Затем при известных геометрических размерах трубчатки, обечайки и т.д., взятых из каталогов или ГОСТов производится уточненный расчет коэффициентов теплоотдачи, теплопередачи и поверхности теплообмена. Последняя сравнивается с поверхностью принятого, стандартного теплообменника. При наличии значительного отклонения расчетной и принятой поверхностей теплообмена изменяются геометрические размеры или тип теплообменника и расчет повторяют. Примеры расчета теплообменников отражены в литературе.

Содержание теплового расчета

Определяют тепловую нагрузку Q теплообменного аппарата в соответствии с заданными условиями. Тепловой поток, необходимый для нагрева или охлаждения заданного расхода теплоносителя, равен:

$$Q = G_i \cdot c_i \cdot (t_{ik} - t_{in}),$$

где G_i – расход теплоносителя, кг/с;

c_i – удельная теплоемкость теплоносителя, Дж/(кг·К);

$t_{ин}$, $t_{ик}$ – начальная и конечная температуры теплоносителя, °С.

Обычно с индексом «1» обозначают параметры более горячего теплоносителя.

На основании уравнения теплового баланса $Q_1 = Q_2$ определяют расход другого теплоносителя. При изменении агрегатного состояния расход теплоносителя определяется из уравнения:

$$Q = G_{г.п} \cdot r_{г.п},$$

где $G_{г.п}$ – расход конденсирующегося пара, кг/с;

$r_{г.п}$ – удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг.

При известном расходе обоих теплоносителей из уравнения теплового баланса может быть рассчитана, например, температура $t_{2к}$, до которой нагревается охлаждающий агент.

При неизвестных конечных температурах их значения задаются, при этом разность на концах теплообменника должна составлять не менее 5°С (К) для обеспечения достаточной движущей силы теплопередачи. Температуру охлаждающей воды принимают в интервале 10-20°С.

Определяют среднюю разность температур теплоносителей при противоточном их направлении как среднелогарифмическую величину между большей $\Delta t_б$ и меньшей $\Delta t_м$ разностями температур теплоносителей на концах теплообменного аппарата

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{\ln \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}} \text{ при } \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м} > 2;$$

Если эти разности температур отличаются не более чем в два раза, то среднюю разность температур можно определить как среднеарифметическую между ними

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_б + \Delta t_м}{2} \text{ при } \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м} \leq 2;$$

В аппаратах со сложным взаимным движением теплоносителей, например при смешанном или перекрестном токе, в формулу расчета Δt_{cp} для противотока вводят поправку $\varepsilon_{\Delta t} < 1$.

Определяют средние температуры теплоносителей. Для теплоносителя, температура которого изменяется меньше, средняя температура определяется как среднеарифметическая между начальной и конечной температурами

$$t_{cp.i} = (t_{in} - t_{ik})/2$$

Тогда значение средней температуры другого теплоносителя можно получить, используя среднюю разность температур

$$t_{cp.j} = t_{cp.i} \pm \Delta t_{cp}$$

При изменении агрегатного состояния теплоносителя его температура постоянна вдоль всей поверхности теплопередачи и равна температуре кипения (или конденсации), зависящей от давления и состава теплоносителя.

Предварительно определяют ориентировочно ожидаемую площадь поверхности теплопередачи F_{op} по уравнению теплопередачи

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp}}$$

где K_{op} – ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, полученное практически для различных случаев теплообмена, Вт/(м²·К).

Из нескольких теплообменных аппаратов, имеющих площадь поверхности теплопередачи, близкую к F_{op} , следует в качестве первого варианта выбрать такой, который будет иметь необходимое значение критерия Рейнольдса или скорости потока в трубном пространстве:

$$\omega_{op} = \frac{Re_{op}\mu}{(d\rho)}$$

где Re_{op} – ориентировочное значение критерия Рейнольдса;

d – внутренний диаметр труб теплообменника, м;

μ , ρ – соответственно вязкость, мПа·с, и плотность, кг/м³, теплоносителя в трубном пространстве.

Для развитого турбулентного режима течения в трубках теплообменника следует принять $Re_{op} = 10000-15000$. Ламинарному режиму движения соответствует $Re_{op} < 2300$.

Ориентировочное сечение трубного пространства S_{op} для обеспечения желаемого режима движения теплоносителя в трубном пространстве равно

$$S_{op} = \frac{G}{(\rho \cdot \omega_{op})}$$

где G – массовый расход теплоносителя, направляемого в трубное пространство, кг/с.

При этом число труб, приходящееся на один ход, составит

$$n/z = \frac{G}{(0,785dRe_{op}\mu)}$$

где n – общее число труб теплообменника;

z – число ходов в трубном пространстве.

На основании расчетов F_{op} , S_{op} , n/z , обеспечивающих заданный режим, по каталогу выбирают вариант конструкции одноходового или многоходового кожухотрубчатого теплообменника.

Для выбранного варианта определяют скорость и число Рейнольдса для потоков теплоносителей в трубах и в межтрубном пространстве и рассчитывают уточненный коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где α_1, α_2 – коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м²·К);

r_1, r_2 – термические сопротивления загрязнений стенки, м²·К/Вт;

$\alpha_{ст}$ – теплопроводность материала стенки, Вт/(м²·К);

$\delta_{ст}$ – толщина стенки, м;

$\sum r_{ст}$ – суммарное термическое сопротивление стенки и ее загрязнений с обеих сторон, м²·К/Вт.

Составляют схему теплопередачи. В большинстве случаев коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 зависят от температуры

соприкасающейся с теплоносителем поверхности стенки $t_{ст}$ или от удельной поверхностной плотности теплового потока q , которые заранее неизвестны. В этих случаях при расчете процесса теплопередачи используют метод последовательных приближений. При этом исходят из условия, что при установившемся процессе теплопередачи количество тепла q_1 , отдаваемое более горячим теплоносителем, должно равняться количеству тепла $q_{ст}$, передаваемого через стенку и загрязнения, и количеству тепла q_2 , получаемого более холодным теплоносителем

$$q = q_1 = q_{ст} = q_2,$$

где $q_1 = \alpha_1(t_1 - t_{ст.1})$;

$q_{ст} = (t_{ст.1} - t_{ст.2}) / \sum r_{ст}$;

$q_2 = \alpha_2(t_{ст.2} - t_2)$;

t_1, t_2 – средние значения температуры горячего и холодного теплоносителей, °С;

$t_{ст.1}, t_{ст.2}$ – температура наружной поверхности загрязнений со стороны горячего и холодного теплоносителей.

В первом приближении задаются произвольным значением $t'_{ст.1}$, учитывая, что $t_1 > t_{ст.1} > t_2$. По выбранному критериальному уравнению рассчитывают α'_1 и вычисляют $q'_1 = \alpha'_1(t_1 - t'_{ст.1})$. Затем определяют первое приближение $t'_{ст.2} = t'_{ст.1} - \sum r_{ст} \cdot q'_1$.

Определив $t'_{ст.2}$, рассчитывают α'_2 и $q'_2 = \alpha'_2(t'_{ст.2} - t_2)$. Далее следует сопоставить величины q'_1 и q'_2 , определив их расхождение. Если расхождение составляет более 5%, то задают значение температуры стенки со стороны горячего теплоносителя $t''_{ст.1}$ и выполняют расчет во втором приближении. Если $q''_1 \neq q''_2$, расчет повторяется, пока не достигнуто $q_1 \approx q_2$. Для упрощения расчетов используют графический метод. По данным последнего расчета определяют коэффициент теплопередачи K .

На основании основного уравнения теплопередачи определяют расчетную площадь поверхности теплопередачи F_p . По каталогу выбирают теплообменный аппарат с поверхностью теплообмена $F = (1,15-1,20) \cdot F_p$. В

том случае, если необходимо устанавливать не один теплообменник, а несколько, их следует компоновать с последовательным движением потоков, чтобы не изменять принятые в расчете режимы движения.

Содержание гидравлического расчета

В гидравлическом расчете кожухотрубчатого теплообменника определяют гидравлическое сопротивление его трубного и межтрубного пространства. Для проектируемых теплообменников определяют диаметры штуцеров и рассчитывают в них скорости потоков, которые не должны превышать рекомендуемые значения.

Потери давления на преодоление сил трения и местные сопротивления в трубном пространстве рассчитывают по уравнению

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{z \cdot l}{d_3} \cdot \frac{\rho \omega^2}{2} + \sum \zeta \frac{\rho \omega^2}{2},$$

где λ – коэффициент трения;

z – число ходов;

l – длина труб, м;

d_3 – эквивалентный диаметр, м;

ω – скорость потока теплоносителя, м/с;

ρ – плотность теплоносителя кг/м³;

ζ – коэффициент местного сопротивления.

Коэффициент трения при изотермическом ламинарном режиме движения в трубах $\lambda = 64/Re$, при турбулентном режиме течения коэффициент трения определяется графически или по формуле

$$\lambda = 0,25 \left(\log \left[\frac{e}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \right)^{-2},$$

где e – относительная шероховатость труб.

Значения коэффициента ζ и определяющей скорости ω представлены в табл. 1.

Таблица 1 – Значения коэффициентов местных сопротивлений

Наименование	ζ	Определяющая скорость
Вход в камеру и выход из камеры	1,5	В штуцерах $\omega_{тр.шт}$
Поворот на 180°	2,5	В трубках $\omega_{тр}$
Вход в трубы и выход из труб	1,0	В трубках $\omega_{тр}$

Потери в трубном пространстве

$$\Delta p_{тр} = \lambda \frac{z \cdot l}{d_3} \cdot \frac{\rho_{тр} \omega_{тр}^2}{2} + [2,5(z - 1) + 2z] \cdot \frac{\rho_{тр} \omega_{тр}^2}{2} + 3 \frac{\rho_{тр} \omega_{тр.шт}^2}{2}$$

В межтрубном пространстве с сегментными перегородками потери давления на трение и местные сопротивления составляют

$$\Delta p_{мтр} = \frac{3m \cdot (x + 1)}{Re_{мтр}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_{мтр} \omega_{мтр}^2}{2} + 1,5x \frac{\rho_{мтр} \omega_{мтр}^2}{2} + 3 \frac{\rho_{мтр} \omega_{тр.шт}^2}{2}$$

где $\omega_{мтр}$ – скорость потока в межтрубном пространстве, м/с;

$\omega_{мтр.шт}$ – скорость потока в штуцерах межтрубного пространства, м/с;

m – число рядов труб, преодолеваемых потоком теплоносителя в межтрубном пространстве;

x – число сегментных перегородок.

Число рядов труб, преодолеваемых потоком теплоносителя в межтрубном пространстве, определяется по формуле

$$m = \sqrt{n/3},$$

где n – общее число рядов труб.

Скорость потока в межтрубном пространстве

$$\omega_{мтр} = \frac{G_{мтр}}{S_{мтр} \rho_{мтр}},$$

где $S_{мтр}$ – самое узкое сечение межтрубного пространства, м².

2.2 Выпарные установки

Процессы выпаривания в производстве химических продуктов чаще организуются непрерывно, в многоступенчатых установках, например, прямоточных.

Расчеты выпаривания аналогичны расчетам теплообменников, но следует учитывать специфику процессов: оба процесса теплопередачи – конденсация греющего пара и кипение раствора – протекают при изменении агрегатного состояния теплоносителей.

Размеры теплопередающих поверхностей аппаратов могут быть рассчитаны при известном распределении количеств выпариваемой жидкости в каждом корпусе, этим определяется концентрация раствора и движущая сила процесса (разность температур) по корпусам установки.

Особенность расчета состоит в том, что определение полезной разности температур в корпусах установки производится методом последовательного приближения.

При выборе типа аппарата и вспомогательных узлов установки используются каталоги и ГОСТы конструкционных материалов.

Содержание расчета

Составляют принципиальную технологическую схему выпарной установки. На схему наносят параметры потоков, указанных в задании, дополняя их по мере выполнения расчетов.

Определяют из уравнения материального баланса производительность установки по выпариваемой воде W , затем распределяют нагрузку по корпусам. В первом приближении на основании практических данных принимают, что производительность по выпариваемой воде распределяется по корпусам в соответствии с соотношением

$$W_1: W_2: W_3 = 1,0: 1,1: 1,2$$

Далее рассчитывают концентрации растворов в корпусах. Концентрация раствора в последнем корпусе должна соответствовать заданной концентрации упаренного раствора.

Производят распределение перепада давлений по корпусам. В первом приближении общий перепад давлений распределяют между корпусами поровну. Для каждого корпуса по давлению пара определяют его температуру, энтальпию, удельную теплоту парообразования.

Производят расчет температурных потерь по корпусам от гидравлических сопротивлений, концентрационной депрессии, гидростатического эффекта. Определяют сумму температурных потерь для всей установки в целом

$$\sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{г.с}} + \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г.эф}}$$

Определяют температуры кипения растворов и полезные разности температур $\Delta t_{\text{пол } i}$ в каждом корпусе и общую полезную разность температур для установки в целом

$$\Delta t_{\text{пол } i} = \Delta t_{\text{кип.}i} = \Delta t_{\text{г.п.}i}$$

$$\Delta t_{\text{пол уст}} = \sum \Delta t_{\text{пол.}i} = \Delta t_{\text{г.п.}} - t_0 - \sum \Delta t_{\text{пот.}}$$

где $t_{\text{г.п}}$ – температура греющего пара, поступающего в первый корпус, °С (К);

t_0 – температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе, °С (К);

$t_{\text{г.п } i}$ – температура греющего пара в i -м корпусе, °С (К);

$t_{\text{кип } i}$ – температура кипения раствора в i -м корпусе, °С (К);

n – число корпусов в установке.

Составляют тепловые балансы по корпусам. Расход греющего пара в 1-й корпус, производительность каждого корпуса по выпаренной воде и тепловые нагрузки по корпусам определяют путем совместного решения уравнений тепловых балансов по корпусам и уравнения баланса по воде для всей установки.

Если отклонение вычисленных нагрузок по испаряемой воде в каждом корпусе от предварительно принятых (W_1, W_2, W_3) составит более 5 %, то необходимо заново пересчитать концентрации, температурные потери и температуры кипения растворов, положив в основу расчета новое, полученное из балансовых уравнений, распределение нагрузок по испаряемой воде.

Производят расчет коэффициентов теплопередачи по корпусам. При этом в справочной литературе подбирают физико-химические характеристики растворов (плотность, теплопроводность, вязкость, теплоемкость). По этим данным рассчитывают коэффициенты теплоотдачи для конденсирующегося пара и кипящего раствора и затем определяют коэффициенты теплопередачи в каждом корпусе

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где α_1, α_2 – коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м²·К);

$\sum r_{ст}$ – суммарное термическое сопротивление стенки и ее загрязнений с обеих сторон, м²·К/Вт.

Производят в первом приближении распределение полезной разности температур $\Delta t_{пол. уст}$ по корпусам установки из условия равенства их поверхностей теплопередачи. Рассчитывают ориентировочные значения (первое приближение) поверхностей теплопередачи выпарных аппаратов по формуле

$$F_{ор} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{пол}}$$

Проверяют различие полезных разностей температур, рассчитанных ранее из условия равного перепада давлений в корпусах и найденных в первом приближении, исходя из условия равенства поверхностей теплопередачи. При значительном расхождении (более 5%) необходимо заново перераспределить давления (температуры) между корпусами установки и повторить расчет во втором приближении.

Выбирают выпарной аппарат по каталогу.

Выполняют ориентировочный расчет теплообменников – подогревателя исходного раствора и холодильника упаренного раствора. Выполняют расчет барометрического конденсатора и вакуум-насоса.

2.3 Абсорбционные установки

Расчет и проектирование абсорбционных установок начинается с обоснованного выбора типа аппарата (если по исходным данным к расчетам он не задан). При этом учитывается экономичность режима работы абсорбера по величине гидравлического сопротивления, рассчитывается оптимальный расход поглотителя на основании равновесных данных для заданной системы газ-жидкость.

Задачей технологического расчета абсорбционной установки является также определение основных размеров абсорбера – диаметра и рабочей высоты. Методы расчета аппаратов непрерывного контакта (насадочные, распылительные) и со ступенчатым контактом фаз (тарельчатые) – различны.

Расчет высоты рабочей зоны аппаратов с непрерывным контактом фаз можно производить по числу теоретических ступеней изменения концентрации (тарелок) и высоте, эквивалентной теоретической ступени, или с использованием числа и общей высоты единицы переноса.

Методы расчета числа реальных ступеней тарельчатых аппаратов различаются способами оценки эффективности ступени: по коэффициенту полезного действия или по методу кинетической кривой (метод Мерфи).

Диаметр абсорбера определяется расходом газовой фазы и рабочей фиктивной (отнесенной к свободному сечению аппарата) скоростью газа.

Примеры расчетов многокомпонентной абсорбции и абсорбции, сопровождающейся химической реакцией, приведены в специальной литературе.

Расчет процессов десорбции аналогичен расчету абсорбции.

Аппаратурное оформление абсорберов производится на базе ГОСТов и ОСТов.

Содержание расчета

Составляют принципиальную технологическую схему абсорбционной установки. На схему наносят параметры потоков (расход, температуру, концентрацию, давление газа), дополняя их по мере выполнения расчетов.

Для насадочных колонн выбирают тип насадки (если не указано в задании) и приводят ее характеристики.

Приводят данные о физико-химических свойствах инертного газа, абсорбента, поглощаемого компонента и его раствора в абсорбенте в зависимости от температуры и состава.

В справочной литературе находят экспериментальные данные о равновесных составах в системе жидкость-газ, на основании которых строят равновесную линию.

При низких концентрациях поглощаемого компонента в жидкой фазе для нахождения соотношения между равновесными жидкостью и газом можно использовать закон Генри $p^* = E \cdot x$, где p^* – парциальное давление компонента в газовой фазе над равновесной с газом жидкостью; E – коэффициент Генри, зависящий от температуры и от природы газа и жидкости; x – молярная доля компонента в жидкости.

В соответствии с законом Дальтона $p^* = y^* \cdot P$, поэтому получаем $y^* = m \cdot x$, где y^* – молярная доля компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью; $m = E/P$ – безразмерный коэффициент распределения; P – общее давление газовой смеси.

При абсорбции паров, образующих в жидкой фазе идеальный раствор, можно использовать закон Рауля $p^* = P \cdot x$, где p^* – парциальное давление компонента в парогазовой смеси над жидкостью в условиях равновесия; P – давление насыщенного пара чистого компонента.

При подстановке в это уравнение значения $p^* = y^* P$ получаем $y^* = P \cdot x / P$.

Равновесные составы в молярных долях y^* , x пересчитывают в относительные молярные концентрации Y^* , X или относительные массовые концентрации и представляют в виде таблицы. По данным таблицы равновесных составов строят линию равновесия.

Составляют материальный баланс абсорбера. Заданные концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе и в абсорбенте пересчитывают в

относительные (молярные или массовые) доли. Рассчитывают расход инертного газа G и поглощаемого компонента M . С использованием линии равновесия определяют содержание поглощаемого компонента в жидкости на выходе из абсорбера $X^*_к$, равновесное с поступающим в абсорбер газом. Вычисляют минимальный расход абсорбента:

$$L_{\text{мин}} = \frac{M}{X^*_к - X_{\text{н}}},$$

где $L_{\text{мин}}$ – теоретически минимальный расход поглотителя, кмоль/с;

$X^*_к$ – концентрация поглотителя на входе в абсорбер, равновесная с газом, поступающим в абсорбер, кмоль/кмоль;

$X_{\text{н}}$ – концентрация поглотителя на входе в абсорбер, кмоль/кмоль.

Рабочий расход жидкого поглотителя L определяют с учетом его избытка: $L = \varphi \cdot L_{\text{мин}}$,

где φ – коэффициент избытка поглотителя.

Концентрацию $X_{\text{к}}$ поглощаемого компонента в жидкой фазе на выходе из абсорбера определяют из соотношения $L = M / (X_{\text{к}} - X_{\text{н}})$.

Выполняют проверку правильности проведенных вычислений по уравнению материального баланса:

$$M = G(Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}) = L(X_{\text{к}} - X_{\text{н}}),$$

где G – расход инертного газа, кмоль/с;

L – расход абсорбента кмоль/с

$Y_{\text{н}}$, $Y_{\text{к}}$ – концентрации поглощаемого компонента в газе на входе в абсорбер и на выходе из него, кмоль/кмоль инертного газа;

$X_{\text{н}}$, $X_{\text{к}}$ – концентрации поглощаемого компонента в жидкой фазе на входе в абсорбер и на выходе из него, кмоль/кмоль поглотителя.

Строят рабочую линию в координатах $Y - X$.

Расчет диаметра абсорбера ведут по формуле

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785\omega}},$$

где V – объемный расход проходящего по колонне газа, м³/с;

ω – скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению абсорбера (рабочая скорость), м/с.

Скорость проходящего по тарельчатой колонне газа можно рассчитать по уравнению

$$\omega = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}}},$$

где $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкой фазы, кг/м³;

$\rho_{\text{г}}$ – плотность газовой фазы, кг/м³;

C – опытный коэффициент, зависящий от конструкции тарелок и расстояния между тарелками. Значения коэффициентов C для колонных аппаратов приведены в литературных источниках.

Для насадочных аппаратов рабочая скорость принимается $(0,75-0,9) \cdot \omega_3$ (ω_3 – скорость захлебывания) или определяется по эмпирической формуле для оптимального гидродинамического режима (начало подвисания).

Для тарельчатых аппаратов фиктивная скорость газа принимается 1 м/с.

Определяют высоту абсорбционной колонны. Высоту слоя насадки определяют по формуле

$$H_{\text{н}} = h_{0\text{y}} \cdot n_{0\text{y}},$$

где $n_{0\text{y}}$ – число единиц переноса;

$h_{0\text{y}}$ – общая высота единицы переноса.

При расчете высоты насадочного абсорбера, когда равновесная линия будет близка к прямой, число единиц переноса будет равно

$$n_{0\text{y}} = \frac{(Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}})}{\Delta Y_{\text{ср}}},$$

где $\Delta Y_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила массопередачи в абсорбере, рассчитывается следующим образом

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{(\Delta Y_{\text{б}} - \Delta Y_{\text{м}})}{\ln\left(\frac{\Delta Y_{\text{б}}}{\Delta Y_{\text{м}}}\right)},$$

где $\Delta Y_{\text{б}} = Y_{\text{н}} - Y_{\text{н}}^*$ – движущая сила на входе в абсорбер;

$\Delta Y_{\text{м}} = Y_{\text{к}} - Y_{\text{к}}^*$ – движущая сила на выходе из абсорбера.

При криволинейной равновесной зависимости число единиц переноса n_{0y} находят графическим построением или методом графического интегрирования.

Высота слоя насадки может быть рассчитана также по уравнению

$$H_H = h_э \cdot n_T,$$

где $h_э$ – высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), м;
 n_T – число теоретических тарелок.

Число ступеней, построенных между рабочими линиями и равновесной кривой, соответствует числу теоретических тарелок n_T . Величина $h_э$ определяется по эмпирическим уравнениям, полученным на основании обработки экспериментальных данных.

При известных критериальных зависимостях для расчета коэффициентов массоотдачи из основного уравнения массопередачи можно рассчитать поверхность контакта фаз и затем определить высоту насадки.

Коэффициент массопередачи K_y находят по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}},$$

где β_y, β_x – коэффициенты массоотдачи соответственно в газовой и жидкой фазах;
 m – коэффициент распределения.

Поверхность контакта фаз F может быть найдена из основного уравнения массопередачи

$$F = \frac{M}{(K_y \cdot \Delta Y_{cp})},$$

где M – расход поглощаемого компонента, кмоль/с.

Высоту насадки, необходимую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитывают по формуле

$$H = \frac{F}{(0,785 a_{уд} \psi D^2)},$$

где $a_{уд}$ – удельная поверхность насадки, m^2/m^3 ;

ψ – безразмерный коэффициент смоченности насадки.

Для тарельчатых абсорберов при определении числа тарелок используют метод теоретических тарелок, если известен средний КПД колонны, или метод кинетической кривой, по которому в зависимости от гидродинамического режима работы, конструкции и размера тарелки по эмпирическим уравнениям определяют ее эффективность.

Число действительных тарелок n можно определить также через суммарную площадь всех тарелок F и рабочую площадь одной тарелки f

$$n = \frac{F}{f}$$

Суммарную площадь тарелок абсорбера вычисляют из модифицированного уравнения массопередачи, в котором коэффициент массопередачи K_{yf} отнесен к единице рабочей площади тарелки

$$M = K_{yf} \cdot \Delta Y_{cp} \cdot F$$

Коэффициенты массопередачи β_{yf} и β_{xf} определяют по эмпирическим уравнениям. Пример использования этого метода для определения числа тарелок абсорбера приведен в литературе.

Рассчитывают гидравлическое сопротивление колонны.

Выполняют тепловой расчет холодильников для газа и абсорбента. Один из теплообменных аппаратов, рассчитывают подробно, другой – ориентировочно.

2.4 Ректификационные установки

Целью расчета ректификационной установки является определение:

– количеств получаемых дистиллята и кубового остатка по известным количествам исходной смеси и содержаниям низкокипящего компонента (НК) в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке (или необходимого количества исходной смеси по заданному количеству дистиллята или кубового остатка – одного из целевых продуктов);

– основных размеров – диаметра и высоты аппарата;

– расхода греющего пара в кубе (кипятильнике) и охлаждающей воды в дефлегматоре.

Количества исходных и конечных потоков жидкостей рассчитываются по уравнениям материального баланса.

Равновесные данные для определения движущей силы, или величины ей аналогичной (числа единиц переноса), являются справочными и определяются по литературным данным.

Также рассчитывают высоту и диаметр ректификационных колонн.

Для определения расчетной рабочей фиктивной скорости газа в тарельчатых аппаратах с тарелками различных конструкций рекомендуется различные зависимости.

Геометрические и конструктивные элементы тарелок и устройств насадочных колонн принимаются стандартными.

Содержание расчета тарельчатой колонны

Составляют принципиальную технологическую схему ректификационной установки. При разработке схемы следует стремиться к экономии энергии за счет использования теплоты отходящих потоков (кубового остатка, конденсата греющего пара). На схему наносят значения параметров потоков (температуры, давления, концентрации, расходов).

Составляют материальный баланс колонны, рассчитывают массовые и молярные расходы исходной смеси, дистиллята, кубового остатка.

В ректификационных колоннах исходная смесь в результате массообмена между противоточно движущимися паровой и жидкой фазами разделяется на два продукта: дистиллят, обогащенный более летучим компонентом, и кубовый остаток с преобладающим содержанием менее летучего компонента.

При выполнении расчетов процессов массопереноса приходится использовать различные способы выражения количества целевого компонента в фазах. Поэтому при анализе процессов массопередачи целевого компонента от одного потока носителя к другому необходимо внимательно

следить за видом представления концентраций этого компонента, которые должны быть приведены к единой системе величин и в равновесных соотношениях, и в уравнениях материальных балансов, и в уравнениях, описывающих кинетику массопередачи. Различные способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем жидкость – газ (пар), используемые при расчетах массообменных процессов, представлены в табл. 2.

Таблица 2 – Способы выражения состава фаз

Наименование способа выражения состава	Обозначение содержания компонента А	
	в жидкой фазе	в газовой фазе
Молярная доля, кмоль А / кмоль (А+В)	x	y
Массовая доля, кг А / кг (А+В)	\bar{x}	\bar{y}
Относительная молярная доля, кмоль А / кмоль В	X	Y
Относительная массовая доля, кг А / кг В	\bar{X}	\bar{Y}
Молярная объемная концентрация, кмоль А / м ³ (А+В)	C_x	C_y
Массовая объемная концентрация, кг А / м ³ (А+В)	\bar{C}_x	\bar{C}_y

Молярные доли (кмоль компонента / кмоль смеси) определяются по формулам:

$$y_A = \frac{\bar{y}_A / M_A}{\bar{y}_A / M_A + (1 - \bar{y}_A) / M_B}; \quad x_A = \frac{\bar{x}_A / M_A}{\bar{x}_A / M_A + (1 - \bar{x}_A) / M_B}$$

где M_A и M_B – молярные массы компонентов смеси, кг/кмоль.

Связь между молярными и массовыми (кг компонента/кг смеси) долями имеет вид

$$\bar{y}_A = \frac{M_A \cdot y_A}{M_A \cdot y_A + M_B (1 - y_A)}; \quad \bar{x}_A = \frac{M_A \cdot x_A}{M_A \cdot x_A + M_B (1 - x_A)}$$

Количество целевого компонента часто относят не к общему количеству смеси, а только к количеству инертного вещества-носителя. Это удобно, поскольку количество инертной фазы в процессах массопереноса обычно не изменяется. Относительные молярные доли компонента связаны с молярными его долями простыми соотношениями:

$$Y_A = y_A / (1 - y_A); X_A = x_A / (1 - x_A)$$

Связь между относительными массовыми долями и молярными его долями имеет вид

$$\bar{Y}_A = \frac{M_A \cdot y_A}{M_B (1 - y_A)}; \bar{X}_A = \frac{M_A \cdot x_A}{M_B (1 - x_A)}$$

Обычно при расчете бинарной ректификации заданы расход и состав исходной смеси, а также требуемые составы дистиллята и кубового остатка.

Исходя из этих данных, можно с помощью уравнений материального баланса определить расходы дистиллята и кубового остатка. Материальный баланс процесса непрерывной ректификации бинарных смесей можно представить системой уравнений

$$\begin{aligned} \bar{G}_F &= \bar{G}_D + \bar{G}_W; \\ \bar{G}_F \bar{x}_F &= \bar{G}_D \bar{x}_D + \bar{G}_W \bar{x}_W \end{aligned}$$

где \bar{G}_F , \bar{G}_D , \bar{G}_W – массовые расходы питания (исходной смеси), дистиллята и кубового остатка, кг/с;

\bar{x}_F , \bar{x}_D , \bar{x}_W – содержание низкокипящего компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые доли или проценты.

При анализе ректификации составы жидкой (x) и паровой (y) фаз принято рассматривать как число молей низкокипящего компонента, отнесенное к числу молей смеси. Поэтому материальный баланс процесса ректификации бинарных систем может быть представлен следующей системой уравнений

$$\begin{aligned} G_F &= G_D + G_W; \\ G_F x_F &= G_D x_D + G_W x_W \end{aligned}$$

где G_F , G_D , G_W – молярные расходы питания, дистиллята и кубового остатка, кмоль/с;

x_F , x_D , x_W – содержание низкокипящего компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, молярные доли или проценты.

Средние молярные массы питания, дистиллята и кубового остатка определяют по уравнению

$$M = x \cdot M_{\text{нк}} + (1 - x)M_{\text{вк}}$$

где $M_{\text{нк}}$ – молярная масса низкокипящего компонента;

$M_{\text{вк}}$ – молярная масса высококипящего компонента.

Составляют таблицу составов и расходов по форме (табл. 3):

Таблица 3 – Составы и расходы потоков

Поток	Средняя молярная масса, кмоль/кг	Состав				Расход			
		молярные доли		массовые доли		кмоль/с		кг/с	
Исходная смесь	M_F	x_F		\bar{x}_F		G_F		\bar{G}_F	
Дистиллят	M_D	x_D		\bar{x}_D		G_D		\bar{G}_D	
Кубовый остаток	M_W	x_W		\bar{x}_W		G_W		\bar{G}_W	

Для разделяемой смеси в справочной литературе находят данные по равновесию в системе жидкость – пар. Строят диаграммы $t - x$, y и $y - x$ и наносят равновесные линии. Определяют величину y_F^* – состав пара, равновесный составу исходной смеси x_F .

Определяют минимальное флегмовое число

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}$$

Рассчитывают рабочее флегмовое число

$$R = 1,3R_{\text{мин}} + 0,3$$

Составляют уравнения рабочих линий для верхней и нижней частей ректификационной колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1};$$

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_W;$$

Относительный молярный расход питания составляет

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$$

Рабочие линии наносят их на диаграмму $y - x$.

Рассчитывают средние концентрации жидких фаз в верхней x'_{cp} и нижней x''_{cp} частях колонны

$$x'_{\text{cp}} = \frac{(x_F + x_D)}{2};$$
$$x''_{\text{cp}} = \frac{(x_F + x_W)}{2}$$

Для рассчитанных составов определяют плотности жидких фаз в обеих частях колонны и среднюю плотность жидкости в колонне $\rho_{\text{ж}}$.

По уравнениям рабочих линий определяют средние концентрации пара в верхней y'_{cp} и нижней y''_{cp} частях колонны.

Средние температуры пара в верхней t'_{cp} и нижней t''_{cp} частях колонны определяют по диаграмме $t - x, y$.

Рассчитывают среднюю температуру пара по колонне

$$t_{\text{cp}} = \frac{(t'_{\text{cp}} + t''_{\text{cp}})}{2};$$

Определяют средние молярные массы M'_{cp} , M''_{cp} и плотности пара ρ'_{cp} , ρ''_{cp} в обеих частях колонны

$$\rho'_{\text{cp}} = \frac{273 \cdot M'_{\text{cp}}}{(t'_{\text{cp}} + 273) \cdot 22,4};$$
$$\rho''_{\text{cp}} = \frac{273 \cdot M''_{\text{cp}}}{(t''_{\text{cp}} + 273) \cdot 22,4};$$

Средняя плотность пара $\rho_{\text{п}}$ в колонне равна

$$\rho_{\text{п}} = \frac{(\rho'_{\text{cp}} + \rho''_{\text{cp}})}{2};$$

Определяют объемный расход проходящего через колонну пара $V_{\text{п}}$ при средней температуре в колонне $t_{\text{cp.п}}$

$$V_{\text{п}} = \frac{G_D \cdot (R + 1) \cdot 22,4 \cdot (t_{\text{cp.п}} + 273)}{M_D \cdot 273}$$

Вычисляют скорость пара в колонне и рассчитывают диаметр колонны. Скорость проходящего по тарельчатой колонне пара можно рассчитать по уравнению

$$\omega = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}}},$$

где C – опытный коэффициент, зависящий от конструкции тарелок и расстояния между тарелками. Значения коэффициентов C для колонных аппаратов приведены в литературных источниках.

Полученное значение диаметра округляют до ближайшего стандартного значения. Рассчитывают фактическую скорость пара в колонне

$$\omega_{\text{р}} = \frac{V_{\text{п}}}{0,785D^2}$$

Выбирают тип и исполнение тарелки, приводят ее техническую характеристику, рассчитывают скорость пара ω_0 в прорезях колпачка или в отверстиях ситчатой тарелки и минимально допустимую скорость пара $\omega_{0\text{min}}$.

Для ситчатых тарелок

$$\omega_0 = \frac{V_{\text{п}}}{S_{\text{св}}}$$

где $S_{\text{св}}$ – свободное сечение тарелки. Можно принять для ситчатых тарелок $S_{\text{св}} = 7-10 \%$.

Для колпачковых тарелок

$$\omega_0 = \frac{V_{\text{п}}}{(f_{\text{пр}} \cdot n)}$$

где $f_{\text{пр}}$ – площадь прорези одного колпачка (табл.4);

n – число колпачков.

Таблица 4 – Площадь прорезей одного колпачка

Диаметр колпачка $d_{\text{к}}$, мм	$f_{\text{пр}} \cdot 10^6, \text{ м}^2$		
	$f_{\text{пр}}=15 \text{ мм}$	$f_{\text{пр}}=20 \text{ мм}$	$f_{\text{пр}}=30 \text{ мм}$
60	1275	1840	–
80	1590	2300	–
100	2070	2990	–
150	–	4600	7950

Сравнивают значения ω_0 и ω_{0min} . Если ω_0 и ω_{0min} , уменьшают высоту прорези h или значение S_{cb} , или увеличивают скорость газа в колонне ω_p , уменьшив диаметр до ближайшего меньшего значения по стандарту. Приводят полную техническую характеристику тарелки.

Рассчитывают гидравлическое сопротивление барботажной тарелки для верхней и нижней частей колонны.

Проверяют правильность принятого расстояния между тарелками.

Определяют число тарелок в колонне. Для определения числа тарелок используют метод теоретических тарелок или метод кинетической кривой.

По методу теоретических тарелок расчет выполняется графически. Число ступеней, построенных между рабочими линиями и равновесной кривой, соответствует числу теоретических тарелок n_T . Затем определяют число действительных тарелок

$$n = n_T / \eta$$

где η – средний КПД тарелок.

Величина η определяется из графической зависимости $\eta = f(\mu\alpha)$, где μ – вязкость исходной смеси при средней температуре в колонне, мПа·с;

$\alpha = p_{нк}/p_{вк}$ – коэффициент относительной летучести компонентов исходной смеси; $p_{нк}$ и $p_{вк}$ – давления насыщенного пара низкокипящего и высококипящего компонента при той же температуре.

По методу кинетической кривой число действительных тарелок n находят графически по числу ступеней между рабочими линиями и кинетической кривой. Для построения кинетической кривой необходимы данные об эффективности тарелки, которая зависит от многих факторов и определяется по эмпирическим уравнениям.

Определяют высоту тарельчатой ректификационной колонны по формуле

$$H = (n - 1)h + H_B + H_H$$

где h – расстояние между тарелками, м;

H_B, H_H – расстояние соответственно между верхней тарелкой и крышкой колонны и между днищем колонны и нижней тарелкой, м.

Составляют тепловой баланс ректификационной колонны. Количество теплоты, отдаваемое конденсирующимся паром охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе, вычисляется по уравнению

$$Q_D = G_D(1 + R)r_D$$

где $r_D = \bar{x}_D r_{HK} + (1 - \bar{x}_D)r_{BK}$ – удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, Дж/кг;

r_{HK}, r_{BK} – удельные теплоты конденсации низкокипящего и высококипящего компонента при температуре вверху колонны, Дж/кг.

Тепловой поток, получаемый в кубе-кипятильнике от греющего пара, определяется по уравнению

$$Q_K = Q_D + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F + Q_{пот}$$

где c_D, c_W, c_F – удельные теплоемкости дистиллята, кубового остатка и питания, Дж/(кг·К);

t_D, t_W, t_F – соответствующие температуры, °С.

Тепловые потери $Q_{пот}$ принимают в размере 3-5 % от полезно затрачиваемой теплоты.

Определяют расход греющего пара, поступающего в куб-кипятильник, расход охлаждающей воды в дефлегматоре и в холодильниках дистиллята и кубового остатка, расход греющего пара в подогревателе исходной смеси.

Расчет одного из теплообменников, выполняют подробно, остальные теплообменные аппараты рассчитывают ориентировочно.

Содержание расчета насадочной колонны

Составляют принципиальную технологическую схему ректификационной установки. На схему наносят исходные данные, дополняя их по ходу выполнения расчета (расход, температуру, концентрацию потоков, давление пара).

Если не указано в задании к проекту, то выбирают тип насадки. Наибольшее распространение получила кольцевая насадка. Кольца малого

диаметра (до 50 мм) загружают навалом, более крупные кольца укладывают правильными рядами (регулярная насадка). Определяют характеристики насадки по литературным данным.

Выполняют расчет, как описано в расчете тарельчатой колонны:

– составляют материальный баланс колонны, рассчитывают массовые и молярные расходы исходной смеси, дистиллята, кубового остатка;

– для разделяемой смеси в справочной литературе находят данные по равновесию в системе жидкость – пар. Строят диаграммы $t - x$, y и $y - x$ и наносят равновесные линии;

– определяют минимальное флегмовое число;

– рассчитывают рабочее флегмовое число;

– составляют уравнения рабочих линий для верхней и нижней частей ректификационной колонны;

– рассчитывают средние концентрации жидких фаз в верхней $x'_{\text{ср}}$ и нижней $x''_{\text{ср}}$ частях колонны;

– определяют средние концентрации пара в верхней $y'_{\text{ср}}$ и нижней $y''_{\text{ср}}$ частях колонны;

– определяют средние температуры пара в верхней $t'_{\text{ср}}$ и нижней $t''_{\text{ср}}$ частях колонны по диаграмме $t - x$, y ;

– определяют средние молярные массы $M'_{\text{ср}}$, $M''_{\text{ср}}$ и плотности пара $\rho'_{\text{ср}}$, $\rho''_{\text{ср}}$ в обеих частях колонны.

Рассчитывают рабочую скорость пара ω_p для обеих частей колонны. При этом вначале определяют скорость пара ω_3 , соответствующую точке захлебывания по формуле

$$\log \left(\frac{\omega_3 a_{\text{уд}} \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)$$

Затем выбирают рабочую скорость пара $\omega_p = (0,7-0,8) \omega_3$.

Определяют диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны, выбирают стандартный размер аппарата, ориентируясь на большее значение диаметра.

Уточняют значение рабочей скорости для стандартной колонны.

Проверяют целесообразность применения выбранной насадки по величине плотности орошения

$$U = \frac{V_{\text{ж}}}{(0,785D^2)}$$

где U – плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;

$V_{\text{ж}}$ – расход жидкости, стекающей по колонне, $\text{м}^3/\text{с}$.

Плотность орошения не должна быть ниже 0,002-0,0045 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. При малой плотности орошения насадочные аппараты неэффективны, поэтому следует перейти на более крупную насадку, при которой допустима большая скорость газа.

Определяют высоту слоя насадки $H_{\text{н}}$ для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

Применяются несколько методов расчета высоты слоя насадки. Наибольшее распространение имеет метод расчета через число единиц переноса, по которому высоту слоя насадки определяют по формуле

$$H_{\text{н}} = h_{\text{оу}} \cdot n_{\text{оу}}$$

где $n_{\text{оу}}$ – число единиц переноса;

$h_{\text{оу}}$ – общая высота единицы переноса.

Число единиц переноса определяют методом графического интегрирования. Общая высота единицы переноса равна

$$h_{\text{оу}} = h_{\text{у}} + \frac{mh_{\text{х}}G}{L},$$

где $h_{\text{у}}$ – высота единицы паровой фазы;

$h_{\text{х}}$ – высота единицы переноса для жидкой фазы;

G/L – отношение расходов пара и жидкости, $\text{кмоль}/\text{кмоль}$;

m – средний тангенс угла наклона линии равновесия.

Отношение нагрузок по пару и жидкости G/L равно:

– для верхней части колонны

$$\frac{G}{L} = \frac{(R + 1)}{R}$$

– для нижней части колонны

$$\frac{G}{L} = \frac{(R + 1)}{(R + F)}$$

где $F = G_F / G_D$ – относительный молярный расход питания колонны.

Величину m можно найти спрямлением участков кривой равновесия.

При этом $m = (m_1 + m_2 + \dots + m_i) / i$, где m_1, m_2, \dots, m_i – тангенсы углов наклона прямых на отдельных участках;

i – число участков.

Величины единиц переноса в паровой фазе h_y и в жидкой фазе h_x определяют по эмпирическим соотношениям, приводимым в литературных источниках.

По другому методу определяют высоту насадки через число ступеней изменения концентрации и высоту, эквивалентную теоретической тарелке

$$H_H = h_э \cdot n_T,$$

где $h_э$ – высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), м;

n_T – число теоретических тарелок.

Величина $h_э$ определяется по эмпирическим уравнениям, полученным на основании обработки экспериментальных данных.

Число теоретических тарелок определяют графическим методом, как описано в расчете тарельчатой колонны.

Общая высота насадочной ректификационной колонны

$$H = hn + (n - 1)h_p + H_H + H_B$$

где h – высота насадки в одной секции, м;

n – число секций;

h_p – высота промежутков между секциями насадки, в которых устанавливаются распределительные тарелки, м;

H_B – высота сепарационного пространства над насадкой, м;

H_H – расстояние между дном колонны и насадкой, м.

Число секций в насадочной колонне определяется из условия, что отношение высоты слоя к диаметру колонны должно быть не более 2,5-3.

Значения H_B и H_H выбирают по табл. 5 в соответствии с рекомендациями.

Таблица 5 – Расстояние от днища и крышки колонны до тарелки в зависимости от диаметра колонны

Диаметр колонны, мм	H_B , мм	H_H , мм
400-1000	600	1500
1200-2200	1000	200
2400 и более	1400	2500

Приводится техническая характеристика тарелок для распределения жидкости, подаваемой на орошение колонны.

В литературе указаны конструкции и геометрические размеры распределительных тарелок и устройств для перераспределения жидкости между слоями насадки.

Рассчитывают общее гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в колонне.

Составляют тепловой баланс насадочной ректификационной колонны с дефлегматором. Рассчитывают количество теплоты, подводимой к подогревателю исходной смеси и к кубу-кипятильнику колонны, определяют расход греющего пара. Потери теплоты можно принять 3-5 %. Определяют расход воды в дефлегматоре и в холодильниках кубового остатка и дистиллята.

Выполняют расчет теплообменных аппаратов. Один из теплообменников, рассчитывают подробно. Порядок расчета теплообменных аппаратов приведен в соответствующем разделе данных методических указаний.

2.5 Сушильные установки

Целью расчета конвективных сушилок является определение расхода сушильного агента, его конечных параметров, расхода тепла, основных размеров сушилки данного типа.

Расчет производят применительно к определенной географической точке установки аппарата, поэтому вначале определяют параметры наружного воздуха.

Решением уравнений материального и теплового балансов находят расходы воздуха и тепла на его нагрев.

Метод расчета основных размеров сушилки зависит от ее типа.

Диаметр и длина барабанной сушилки определяются по нормалам, исходя из величины сушильного объема. Диаметр сушилки кипящего слоя определяется из уравнения расхода при рабочей скорости сушильного агента, соответствующей принятому числу псевдооживления. Высота кипящего слоя – из его объема по напряжению по влаге.

По расходу воздуха, характеристикам высушиваемого материала подбирается вентилятор, рассчитываются газоочистительные устройства.

Содержание расчета

Составляют принципиальную схему сушильной установки с сушильным аппаратом, калорифером и пылеулавливающим оборудованием. По мере выполнения расчетов на схему наносят параметры потоков.

Составляют материальный и тепловой балансы сушилки.

Определяют производительность по высушенному материалу, испаренной влаге, абсолютно сухому материалу. Определяют параметры сушильного агента на входе в сушилку и выходе из нее.

Рассчитывают расход сухого воздуха

$$L = \frac{W}{(x_2 - x_0)},$$

где L – расход сухого воздуха, кг/с;

W – расход влаги, удаляемой из высушиваемого материала, кг/с;

x_0 – влагосодержание атмосферного воздуха, кг/кг;

x_2 – влагосодержание отработанного сушильного агента, кг/кг.

Тепловой поток, получаемый воздухом в калорифере

$$Q = L(I_1 - I_0),$$

где I_0, I_1 – удельные энтальпии воздуха на входе в калорифер и на выходе из него, кДж/кг сухого воздуха.

Энтальпия воздуха на входе в сушилку равна

$$I_1 = I_0 + Q/L,$$

Из уравнения теплового баланса сушильной установки для нормального сушильного варианта следует

$$Q = L(I_2 - I_1) + \Sigma Q,$$

где I_2 – энтальпия воздуха на выходе из сушилки, кДж/кг;

ΣQ – суммарные потери теплоты в окружающую среду, на нагрев материала, транспортных устройств.

Для теоретической сушилки $Q_T = L(I_2 - I_0)$.

Удельный расход теплоты в теоретической сушилке определяют по уравнению

$$q_T = l(I_2 - I_0),$$

где $q_T = Q_T/W$ – удельный расход теплоты, кДж/кг;

$l = L/W$ – удельный расход воздуха, кг/кг.

Для реальной сушилки удельный расход теплоты равен

$$q = \frac{(I_1 - I_0)}{(x_2 - x_0)} = l(I_2 - I_0)$$

Разность удельных расходов теплоты в действительной и теоретической сушилках выражается через разность энтальпий сушильного агента на входе и выходе из сушилки

$$\Delta = q - q_T \frac{(I_1 - I_2)}{(x_2 - x_0)}$$

При отсутствии дополнительного подогрева в сушильной камере (нормальный сушильный вариант) удельные суммарные потери теплоты равны

$$\Delta = \frac{\Sigma Q}{W} = q_M + q_T + q_{\text{пот}} - c_B t_H,$$

где $q_m = (G_k/W)c_m(t_k - t_n)$ – удельный расход теплоты на нагрев высушиваемого материала, кДж/кг испаряемой влаги;

t_n – начальная температура поступающего в сушилку материала, °С;

t_k – конечная температура высушенного материала, °С;

c_m – удельная теплоемкость высушенного материала, кДж/(кг·К);

c_v – удельная теплоемкость влаги во влажном материале при температуре t_n , кДж/(кг·К);

q_T – удельный расход тепла на нагрев транспортирующих устройств, кДж/кг испаряемой влаги; в рассматриваемом случае $q_T = 0$;

$q_{пот}$ – удельные потери тепла в окружающую среду, кДж/кг испаряемой влаги.

Конечную температуру высушенного материала можно принять на 2-5 °С ниже температуры отработанного воздуха на выходе из сушилки.

Тепловые потери в окружающую среду $q_{пот}$ принимают равными 10-15 % от суммы всех остальных слагаемых теплового баланса.

На диаграмме $I - x$ строят рабочую линию сушки

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0)$$

Для построения рабочей линии сушки необходимо знать координаты минимум двух точек. Координаты одной точки (x_1, I_1) определяют параметры нагретого в калорифере воздуха на входе в сушильную камеру. При нагревании влагосодержание воздуха не изменяется $x_0 = x_1$. Для нахождения координат другой точки задаются произвольным значением x и определяют соответствующее значение I . Через две точки на диаграмме $I - x$ проводят линию сушки до пересечения с заданной температурой воздуха на выходе из сушилки t_2 . Точка пересечения линии сушки с изотермой t_2 соответствует параметрам отработанного сушильного агента (x_2, I_2) .

Рассчитывают скорость начала псевдооживления $\omega_{кр}$ для частиц среднего размера d_s , используя графическую зависимость $Lu = (Ar)$ при порозности слоя материала $\varepsilon = 0,4$ или эмпирическое уравнение

$$Re_{кр} = Ar / (1400 + 5,22\sqrt{Ar})$$

где $Re_{кр}$ – критерий Рейнольдса;

Ar – критерий Архимеда.

Рассчитывают $\omega_{вит}$ – скорость свободного витания наиболее мелких частиц размером d_{min} (скорость уноса, определяющую верхний предел допустимой скорости в псевдооживленном слое), пользуясь графической зависимостью $Lu = f(Ar)$ при $\varepsilon = 0,4$, или по эмпирическому уравнению

$$Re_{вит} = Ar / (18 + 0,575\sqrt{Ar})$$

Выбирают рабочую скорость ω сушильного агента в интервале изменения значений от $\omega_{кр}$ до $\omega_{вит}$. Эта скорость зависит от предельного числа псевдооживления $K_{пр} = \omega_{вит} / \omega_{кр}$. Если $K_{пр}$ более 40-50, то рабочее число псевдооживления $K_{\omega} = \omega / \omega_{кр}$ рекомендуется выбирать в интервале 3-7. При $K_{пр} < 20-30$ следует выбрать значение $K_{\omega} = 1,5-3$.

Определяют площадь поперечного сечения S и диаметр сушилки D по объемному расходу сушильного агента. Рассчитывают число отверстий в распределительной решетке и скорость воздуха в отверстиях решетки

$$n = 4SF_c / (\pi d_0^2) = D^2 F_c / d_0^2$$

где F_c – доля живого сечения решетки, принимаемая 0,02-0,1;

d_0 – диаметр отверстий распределительной решетки.

На основании экспериментальных данных по кинетике тепло- и массообмена определяют высоту h псевдооживленного слоя высушиваемого материала.

Рабочую высоту псевдооживленного слоя, обеспечивающую его гидродинамическую устойчивость работы, принимают, согласно опытным данным, $H = 4H_{ст}$. Высота зоны гидродинамической стабилизации $H_{ст}$ связана с диаметром отверстий распределительной решетки d_0 соотношением

$H_{ст} = 2d_0$, что обычно значительно превышает величину, рассчитанную по кинетическим закономерностям. При отсутствии опытных данных по кинетике тепло- или массообмена можно пользоваться объемным напряжением сушилок с псевдооживленным слоем по влаге A_v

$$V_{\text{сл}} = \frac{W}{A_V}; H = \frac{V_{\text{сл}}}{(0,785D^2)}$$

где $V_{\text{сл}}$ – объем псевдооживленного слоя.

Высоту сепарационного пространства сушилки H_c принимают в 4-6 раз больше высоты псевдооживленного слоя H .

Рассчитывают гидравлическое сопротивление сушилки и общее сопротивление установки. Производят расчет и выбор вспомогательного оборудования: циклона и вентилятора.

Выполняют тепловой расчет калорифера. Исходный атмосферный воздух подогревается водяным насыщенным паром в кожухотрубчатом теплообменнике.

Библиографический список

Общий

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.-М.: Химия, 1973.-752 с.
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.-М.: Химия, 1981.-560 с.
3. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию.-М.: Химия, 1991.-272 с.
4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 кн.-М.: Химия, 1995.
5. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии.-М.: Химия, 1968.-847 с.
6. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача.-М.: Химия, 1982.-696 с.

По теплообменным процессам и аппаратам

7. Исаченко И.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача.-М.: Энергия, 1975.-480 с.
8. Маньковский О.Н., Толчинский А.Р., Александров М.В. Теплообменная аппаратура химических производств.-Л.: Химия, 1976.-368 с.
9. Романков П.Г., Фролов В.Ф. Теплообменные процессы в химической технологии.-Л.: Химия, 1982.-с.
10. Стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения. Каталог.-М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978.-14 с.
11. Теплообменники кожухотрубчатые. ГОСТ 15118-79, ГОСТ 15119-79, ГОСТ 15120-79, ГОСТ 15121-79, ГОСТ 15122-79, ГОСТ 15149-79, ГОСТ 14245-79, ГОСТ 14246-79, ГОСТ 14247-79, ГОСТ 14248-79
12. Теплообменники типа «труба в трубе». ГОСТ 9930-78.
13. Теплообменники пластинчатые. ГОСТ 15518-78.
14. Теплообменники спиральные. ГОСТ 12067-72.

По выпарным процессам и аппаратам

15. Таубман Е.И. Выпаривание.-М.: Химия, 1982.-328 с.
16. Чернобыльский И.И. Выпарные установки.-Киевский университет, 1960.-262с.
17. Выпарные аппараты трубчатые. ГОСТ 11987-81.
18. Выпарные аппараты вертикальные трубчатые общего назначения.-: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1979.-38 с.

По абсорбционным и ректификационным процессам и аппаратам

19. Рамм В.М. Абсорбция газов.-М.: Химия, 1976.-656 с.
20. Пери Д. Справочник инженера-химика, т. 1.-Л.: Химия, 1969.-940 с.
21. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты.-М.: Химия, 1978.-280 с.
22. Колонные аппараты. Каталог-справочник.-М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978.-31 с.
23. Колонные тарельчатые аппараты с колпачковыми тарелками. ОСТ 26-01-282-74, ОСТ 26-808-73, ОСТ 26-1111-74.
24. Колонные тарельчатые аппараты с ситчатыми тарелками. ОСТ 26-805-73.
25. Колонные тарельчатые аппараты с решетчатыми тарелками. ОСТ 26-675-72, ОСТ 26-666-72.
26. Колонные тарельчатые аппараты с клапанными тарелками. ОСТ 26-02-1401-77.
27. Колонные аппараты с насыпной насадкой. ОСТ 26-705-73.

По процессам и аппаратам сушки

28. Плановский А.Н., Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсионных материалов в химической промышленности.-М.: Химия, 1979. 278 с.
29. Сушильные аппараты и установки. Каталог НИИХИММАШа.-М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1975.-64 с.
30. Сушилки барабанные. ОСТ 26-01-746-78, ОСТ 26-01-437-78, ОСТ 26-01-445-78, ОСТ 26-01-436-78, , ОСТ 26-01-442-78, ОСТ 26-01-443-78.

Образец оформления титульного листа

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего
образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Факультет инженерно-физический
Кафедра химии и естествознания
Направление подготовки 18.03.01 Химическая технология

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

на тему: _____

по дисциплине _____

Исполнитель
студент группы

(подпись, дата)

(ФИО)

Руководитель
доцент, канд. техн. наук

(подпись, дата)

(ФИО)

Нормоконтроль

(подпись, дата)

(ФИО)

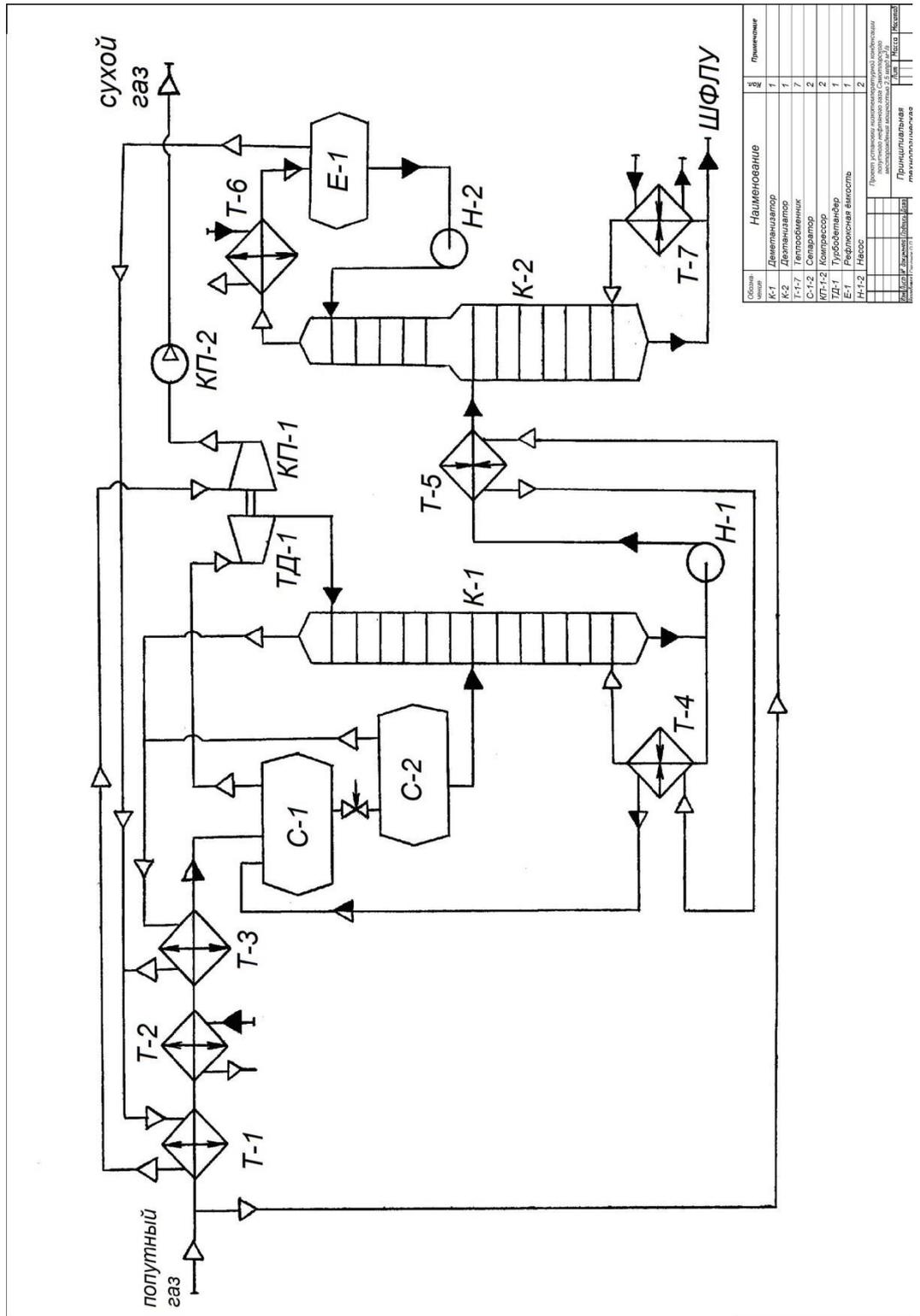
Благовещенск 201_

Образец оформления основной надписи и спецификации

20		110			10	45						
8	15	Обозначение	Наименование			Кол.	Примечание					
		К-1	Деметанизатор			1						
		К-2	Дезтанализатор			1						
		Т-1-7	Теплообменник			7						
		С-1-2	Сепаратор			2						
		КП-1-2	Компрессор			2						
		ТД-1	Турбодетандер			1						
		Е-1	Рефлюксная ёмкость			1						
		Н-1-2	Насос			2						
					Проект установки низкотемпературной конденсации попутного нефтяного газа Самотлорского месторождения мощностью 2,5 млрд м ³ /г							
					Принципиальная технологическая схема			Лит	Масса	Масштаб	5	
					5	5	5	17	18	15		
								Лист 1	Листов 1	5		
								ТюмГНГУ ТИ гр. ХТО-09-1				
					7	10	23	15	10	70	20	30
					185							
11 x 5 = 55												

В графе «Примечание» указывается тип аппарата, подобранного по стандарту. Например, насос ЦНСн ВАО2-450S4.

Образец оформления технологической схемы



Гужель Юлия Александровна,

доцент кафедры «Химии и естествознания» АмГУ, канд. техн. наук

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Методические указания по курсовому проектированию

для студентов направления подготовки 18.03.01

Изд-во АмГУ. Подписано к печати _____.____.2019.

Формат 60x84/16.

Усл. печ. л. 4.

Тираж 50. Заказ