



Грозненский государственный  
нефтяной технический  
университет имени  
академика М.Д. Миллионщикова



Уфимский государственный  
нефтяной технический университет

# **КЛАССИФИКАЦИЯ И КОНСТРУКЦИЯ РЕАКТОРОВ, ПРИМЕНЯЕМЫХ В НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕЙ И НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ**

**УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКОЕ ПОСОБИЕ  
ПО ДИСЦИПЛИНЕ «ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ»**

Грозный - 2021

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**

**ГРОЗНЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ  
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ  
ИМЕНИ АКАДЕМИКА М.Д. МИЛЛИОНЩИКОВА**

**УФИМСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ  
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ**

---

**Х. Х. Ахмадова, Ж.Т. Хадисова, Э.У. Идрисова,  
М.А. Мусаева, М.Х. Магомадова, О.Ю. Белоусова, Р.Ш. Япаев**

**КЛАССИФИКАЦИЯ И КОНСТРУКЦИЯ РЕАКТОРОВ,  
ПРИМЕНЯЕМЫХ В НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕЙ И  
НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ**

**УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКОЕ ПОСОБИЕ  
ПО ДИСЦИПЛИНЕ «ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ»**

Грозный 2021



УДК 66.023  
ББК 35.115  
А 95

А 95 Ахмадова Х.Х. и др.

**Классификация и конструкция реакторов, применяемых в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности: учебно-методическое пособие** / Х.Х. Ахмадова, Ж.Т. Хадисова, Э.У. Идрисова, М.А. Мусаева, М.Х. Магомадова, О.Ю. Белоусова, Р.Ш. Япаев. – Грозный, Уфа: ГГНТУ, УГНТУ, РПК «СПЕКТР» (ИП Иноркаев Ваха Абу-Рашидович), г. Грозный, 2021. - 208 с.

Учебно-методическое пособие предназначено для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению подготовки бакалавров 18.03.01 – Химическая технология и магистров 18.04.01 - Химическая технология. Данное пособие выполнено в рамках «Дорожной карты сетевого взаимодействия ФГБОУ ВО «Уфимский государственный нефтяной технический университет» и ФГБОУ ВО «Грозненский государственный нефтяной технический университет имени академика М.Д. Миллионщикова» на период 2021-2025гг. (в рамках договора о стратегическом сотрудничестве между УГНТУ и ГГНТУ).

В учебно-методическом пособии приведены классификации, конструкции и примеры расчетов реакторов, применяемых в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности; собраны примеры и задания по расчету основных технологических параметров реакторов: размеры, количество загрузки сырья, тепловая нагрузка и др.

Пособие может быть использовано студентами при выполнении дипломных и курсовых работ, самостоятельной работы по дисциплине «Химические реакторы», а также быть полезным для инженерно-технических работников нефтеперерабатывающих предприятий и предприятий органического и нефтехимического синтеза.

**ISBN 978-5-6047711-4-3**

© Ахмадова Х.Х. и др., 2021

© Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Грозненский государственный нефтяной технический университет имени академика М.Д. Миллионщикова», 2021

© Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования Уфимский государственный нефтяной технический университет, 2021

© РПК «СПЕКТР» (ИП Иноркаев Ваха Абу-Рашидович)

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	6
Введение	7
1. Классификация химических реакторов	8
2. Факторы, влияющие на конструкцию химических реакторов	11
3. Основные требования к реакционным аппаратам	13
4. Типы химических реакторов по организации процесса, гидродинамическому и тепловому режиму	16
4.1 Типы реакторов по принципу организации процесса	17
4.2 Типы реакторов по гидродинамическому режиму	21
4.3 Типы реакторов по тепловому режиму	25
4.4 Способы осуществления оптимального температурного режима	30
5. Классификация реакторов по фазовому составу реакционной смеси	34
5.1 Реакторы для гомогенных процессов	35
5.1.1 Реактора для проведения газофазных реакций	36
5.1.2 Реакторы для проведения гомогенных реакций в жидкой фазе	40
5.1.3 Примеры конструкций реакторов жидкофазных процессов алкилирования бензола олефинами на $AlCl_3$	43
5.2 Конструкции реакторов для проведения гетерогенных каталитических процессов в системе газ-жидкость	48
5.2.1 Примеры конструкции реактора сернокислотного алкилирования для проведения газожидкофазных процессов	75
5.2.2 Особенности применения реакторов для проведения гетерогеннокаталитических процессов	77
6. Классификация реакторов по конструктивным характеристикам	90
7. Примеры конструкций реакторов с неподвижным слоем катализатора, применяемые в процессах нефтепереработки и нефтехимии	93
7.1 Адиабатические реакторы	94
7.2 Многослойные (полочные) реакторы	95

7.3 Трубчатые реакторы	95
7.4 Комбинированные реакторы	96
7.5 Проведение газофазных реакций в слое неподвижного катализатора	96
7.5.1 Примеры применения реакторов трубчатой конструкции	98
7.5.2 Применение реакторов со сплошной загрузкой катализатора	103
7.5.2.1 Конструкция реактора прямой гидратации этилена	105
7.5.2.2 Реактор гидратации этилена на цеолитсодержащем катализаторе	108
7.5.2.3 Реактор процесса риформинга	110
7.5.2.4 Реактор процесса дегидрирования изоамиленовой и бутеновой фракций	112
7.5.2.5 Реактор дегидрирования этилбензола	114
7.5.2.6 Реакторы гидроочистки	118
7.5.3 Конструкция реакторов полочного типа (секционированные)	120
7.5.3.1 Реактор каталитического дегидрирования этилбензола	121
7.5.3.2 Конструкция реактора гидроочистки с аксиальным вводом сырья	123
7.5.3.3 Конструкция реактора гидрокрекинга	123
7.5.3.4 Реактор алкилирования бензола этиленом на цеолитсодержащем катализаторе для получения этилбензола	125
7.5.3.5 Реактор синтеза изопропилбензола на цеолитсодержащем катализаторе	127
7.5.3.6 Конструкция реактора процесса синтеза МТБЭ	129
7.5.3.7 Реактора синтеза метанола	131
7.5.3.8 Полочный реактора синтеза ДМЭ	135
7.5.3.9 Реакторы для синтеза метанола при низком давлении	136
8. Конструкции реакторов для жидкофазных процессов	138
8.1 Реактора сернокислотного алкилирования	138
9. Реакторы с движущимся слоем катализатора	140



9.1 Примеры реакторов с движущимся слоем катализатора	140
10. Реакторы с кипящим слоем микросферического катализатора	142
10.1 Реактор каталитического крекинга установки Г- 43-107	142
10.2 Реактор с кипящим слоем катализатора в процессе дегидрирования	146
11. Методы и последовательность расчета реакторов	151
11.1 Элементы расчетов химических реакторов	152
11.2 Расчеты реакторов, классифицированных по организации потока	155
11.3 Задачи для самостоятельного решения	173
11.4 Расчеты реакторов емкостного типа	175
11.5 Определение элементов реактора	179
11.6 Задачи для самостоятельного решения	196
11.7 Примеры на тепловые расчеты	199
11.8 Задачи для самостоятельного решения	205
Список использованных источников	206



## Предисловие

*Целью* преподавания дисциплины «Химические реакторы» является подготовка будущих инженеров, химиков-технологов, имеющих глубокие знания в области научных основ и типовых закономерностей химических процессов в реакторах; ознакомление с классификацией и конструкцией химических реакторов; формирование у студентов знаний, умений и навыков в области разработки, расчета и оптимизации реакторов основных процессов нефтепереработки, органического и нефтехимического синтеза.

*Задачами* преподавания дисциплины «Химические реакторы» является усвоение студентами знаний по проектированию и расчету химических реакторов, особенностям аппаратурно-технологического оформления и конструкций реакторов основных процессов нефтепереработки, органического и нефтехимического синтеза.

Данное учебно-методическое пособие окажет помощь студентам в освоении современных технологий в области конструирования, проектирования, моделирования и подбора реакторов для нефтепереработки и нефтехимических процессов; при проведении технологических расчетов реакторного оборудования и выполнении самостоятельной работы по дисциплине «Химические реакторы».



## Введение

Химический реактор – это основной аппарат, в котором реализуется химический процесс, конструктивное оформление и принципы работы которого весьма разнообразны, что связано с многообразием технологических процессов технологии основного органического и нефтехимического синтезов.

В технологической схеме установки реактор связан с рядом других аппаратов, включающих блоки подготовки сырья и вспомогательных веществ, и блоки разделения продуктов реакции и выделения целевого продукта.

Конструкция и технологический режим работы реактора определяют экономическую эффективность технологического процесса в целом. Выбор конструкции и размеров химического реактора определяется природой сырья и продуктов процесса, скоростями протекающих химических реакций, интенсивностью процессов массо- и теплообмена.

В производствах основного органического и нефтехимического синтезов широко используются такие химические процессы как крекинг, окисление, гидратация и дегидратация, гидрирование и дегидрирование, галогенирование и дегалогенирование, алкилирование, изомеризация, этерификация, пиролиз, процессы полимеризации и поликонденсации. Подавляющее большинство перечисленных выше процессов проводят в присутствии катализатора, однако условия конкретных процессов могут существенно различаться. Это влияет на конструкцию реакционных аппаратов и обуславливает их многообразие.



## 1. КЛАССИФИКАЦИЯ ХИМИЧЕСКИХ РЕАКТОРОВ

Промышленный химический процесс – это экономически и экологически целесообразное производство требуемого продукта из исходного сырья. Химико-технологический процесс включает в себя ряд последовательных стадий: физические операции, подготавливающие исходные вещества для химической реакции (например, измельчение, нагревание и т.п.); собственно, химическое превращение; далее продукты реакции и непрореагировавшие реагенты перерабатывают, применяя различные способы разделения, очистки и т.п. (рис. 1).

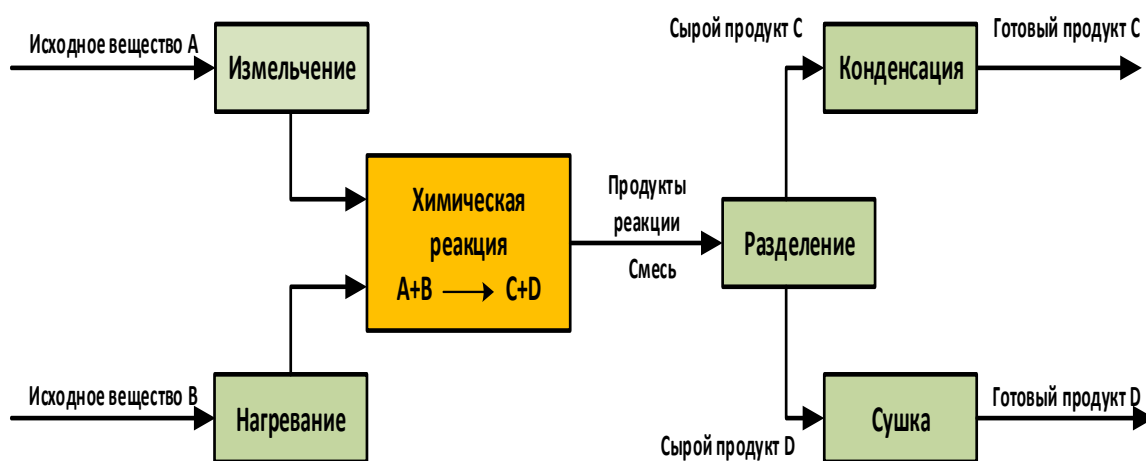


Рисунок 1 - Основные стадии химико-технологического процесса

В большинстве случаев химическая стадия является самой важной частью процесса. Поэтому основой любого химического процесса является химический реактор. Выбор типа и конструкции химического реактора, его расчет, создание системы управления его работой являются важными задачами химической технологии.

Конструирование реактора для каждого процесса является индивидуальным и не поддается шаблону: для проведения процесса можно предложить много разных конструкций.

В поисках оптимальной конструкции не обязательно останавливаться на наиболее дешевой. Реактор может иметь низкую стоимость, однако дополнительная переработка получаемых в нем продуктов будет стоить



довольно дорого. Поэтому при проектировании нужно учитывать экономичность всего процесса в целом.

Применяемые в промышленности реакторы по своему устройству могут быть самыми разнообразными: простой резервуар или емкость с мешалкой, полая или с насадкой колонна, доменная печь или сложный аппарат с катализатором, атомный реактор и многие другие.

Разнообразие химических реакторов затрудняет проведение их полной классификации. В зависимости от критерия, положенного в основу классификации, один и тот же реактор может быть отнесен к разным классам.

В производствах основного органического и нефтехимического синтеза, нефтеперерабатывающей промышленности применяются самые разнообразные химические реакторы, которые классифицируют по различным признакам: конструктивному оформлению, организации процесса, тепловому режиму работы реактора, по агрегатному состоянию реагентов, наличию и состоянию катализатора в реакторе.

В свою очередь химические реакторы по перечисленным признакам подразделяются:

***1. По организации процесса:***

*1.1. Непрерывно действующие;*

*1.2. Периодические;*

*1.3. Полунепрерывные.*

***2. По гидродинамическому режиму движения реагентов в реакционном объеме:***

*2.1. Реакторы полного вытеснения, в которых реакционная масса движется в реакторе без продольного перемешивания частиц.*

*2.2. Реакторы полного смешения, в которых происходит мгновенное смешение вновь поступивших в реактор частиц с уже имеющимися там частицами.*

*2.3. Реакторы промежуточного типа.*



### ***3. По тепловому режиму работы реактора:***

3.1. Изотермические, характеризующиеся постоянством температуры во всем реакционном пространстве;

3.2. Адиабатические, в которых отсутствует теплообмен с окружающей средой;

3.3. Политропические, в них тепловой режим определяется не только собственным тепловым эффектом процесса химического превращения вещества, но и теплотехническими и конструктивными факторами аппаратуры.

### ***4. По агрегатному состоянию реагентов:***

4.1. Реактор газофазных процессов;

4.2. Реакторы жидкофазных процессов;

4.3. Реакторы газожидкостных процессов;

4.4. Реакторы для химического превращения твердых веществ.

### ***5. По наличию катализатора:***

5.1. Реакторы каталитических процессов;

5.2. Реакторы некаталитических процессов.

### ***6. По конструктивному признаку реакторы подразделяются на:***

колонные, полочные, трубчатые, пластинчатые и т.п.

### ***7. По состоянию катализатора:***

7.1. Реакторы с неподвижным слоем катализатора;

7.2. Реакторы с компактным движущимся слоем шарикового катализатора;

7.3. Реакторы с псевдоожиженным слоем катализатора.

Следует отметить, что один и тот же реактор может попасть в разные классификационные группы.

При рассмотрении конструкций реакторов удобно использовать классификацию по двум признакам: агрегатному состоянию реагентов и наличию катализатора.

При подобной классификации все химические реакторы можно подразделить на следующие группы:



- 1). Реакторы для проведения гомогенных газовых реакций;
- 2). Реакторы для проведения гомогенных реакций в жидкой фазе;
- 3). Реакторы для проведения реакций в газовой фазе над твердыми катализаторами;
- 4). Реакторы для проведения реакций в газовой фазе над жидкими катализаторами;
- 5). Реакторы для переработки жидкостей и эмульсий над жидкими и твердыми катализаторами;
- 6). Реакторы для проведения реакций между газами и жидкостями над твердыми катализаторами.

Наиболее важными и распространенными в промышленности основного органического и нефтехимического синтеза являются реакторы, относящиеся к 3) и 4) группам. В промышленности синтетического каучука, полимеров широко применяются реакторы, относящиеся к группам 2) и 5).

## **2. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА КОНСТРУКЦИЮ ХИМИЧЕСКИХ РЕАКТОРОВ**

Основными факторами, определяющими конструкцию и особенности работы реакторов, являются:

- время пребывания реагентов в реакционной зоне;
- фазовое состояние реагентов;
- активность и агрегатное состояние используемых катализаторов;
- температура в различных точках реакционного пространства;
- давление в реакторе;
- гидродинамический характер потока реакционной смеси;
- теплообменные процессы в реакционном узле.

Влияние каждого из этих факторов на конструкцию реактора является важным, но в зависимости от характеристик и фазового состояния сырья и

катализатора, кинетических характеристик процесса, влияние некоторых факторов может быть более или менее определяющим:

### ***1. Агрегатное состояние реагирующих и образующихся веществ.***

Реакции могут протекать гомогенно (в газовой или жидкой фазах) или гетерогенно (системы газ – жидкость газ – твердое тело, жидкость – твердое тело, жидкость – жидкость, газ – жидкость – твердое тело).

### ***2. Температура и давление в реакционной зоне.***

Аппараты работают при температуре от  $-185^{\circ}$  до  $300^{\circ}\text{C}$ , давления до 200 мн/м<sup>3</sup>, глубоком вакууме.

В зависимости от температуры ведения процесса приходится применять те или иные теплоносители или хладагенты. Если, например, обогрев ведется паром высокого давления или радиацией от факела, то рационально формировать поверхность теплообмена реактора в виде змеевика, а при обогреве жидкостями – в виде рубашки.

Давление среды определяют форму и габаритные размеры аппарата, его материал, конструкцию перемешивающих устройств и сальников.

### ***3. Кинетические характеристики.***

Реакции могут протекать быстро или медленно, быть одно- или многоступенчатыми, высоко- или низкоселективными.

### ***4. Величины теплового эффекта и интенсивности теплообмена.***

Тепловой эффект реакции определяет необходимость теплообменной поверхности реактор, ее размеры. Иногда интенсивность тепловыделений бывает настолько большой, что имеющихся способов отвода тепла не хватает для поддержания заданной температуры реакции. В этом случае приходится соответствующими методами снижать скорость реакции.

### ***5. Интенсивность перемешивания реагирующих веществ.***

При перемешивании реагирующих веществ большинство химических процессов протекает значительно эффективнее. при взаимодействии, например, несмешивающихся жидкостей или жидкостей с твердым веществом



перемешивание является одним из главных факторов интенсификации процесса. В других случаях перемешивание обеспечивает лучший теплообмен. Реакционная масса перемешивается в основном с помощью специальных устройств, конструкция которых зависит от требуемой интенсивности перемешивания и от консистенции перерабатываемых продуктов.

**6. Химические свойства перерабатываемых веществ:** горючесть, взрывоопасность, способность образовывать с воздухом взрывоопасные смеси, агрессивность и токсичность, способность к самопроизвольной полимеризации, воздействия на материал контактного аппарата и наоборот.

**7. Непрерывность или периодичность ведения процесса** (они сказываются меньше, чем рассмотренные выше факторы).

**8. Наличие катализатора и его состояние.**

Катализатор, его активность, физическое состояние (газ, жидкость или твердое), форма и его особенности, подвижность или неподвижность в реакционной зоне существенно влияют на конструкцию реактора. Реакционный аппарат с псевдоожиженным слоем пылевидного катализатора заметно отличается по конструкции от реакционного аппарата, в котором зернистый катализатор находится в неподвижном слое или катализатор выполнен в виде сетки.

В соответствии со сказанным выше могут быть сформулированы общие требования к реакционным аппаратам, которые являются основой для расчета и конструирования.

### **3. ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К РЕАКЦИОННЫМ АППАРАТАМ**

**1. Конструкция реакционного аппарата должна обеспечивать устойчивость оптимальных параметров процесса:**

- время реакции (контакта);
- температуры (в различных точках реакционной зоны);
- давления;



- скорости массопередачи, особенно в гетерогенных процессах;
- активности катализатора в каталитических процессах.

2. Конструкция реактора должна обеспечивать **наилучшее использование тепла** экзотермических реакций или тепла, подводимого в реактор для нагрева реагирующих веществ до заданной температуры.

3. Аппараты должны обладать **надежностью конструкции** (механическая прочность, жесткость, устойчивость, герметичность), **изготавливаться из материалов**, стойких к действию реакционных сред и внешним воздействиям, а также не оказывающих влияние на реакционные среды.

4. Конструкция реактора должна предусматривать **простоту эксплуатации** (т.е. удобство обслуживания, монтажа и ремонта), а также **надежное управление процессом**.

5. Материалы для изготовления аппаратов должны быть **доступными и дешевыми**, а **технология изготовления** простой, **эксплуатационные затраты и количество обслуживающего персонала** должно быть минимальным.

6. Конструкция реактора должна обеспечить **безопасность его эксплуатации**, **наличие защищенных экранов, блокировочных и предохранительных устройств**, а также **плавность очертаний, хорошую окраску** и т. д.

Таким образом, требования, предъявляемые к реакционным аппаратам, являются требованиями **эксплуатационными, экономическими и требованиями техники безопасности**.

**Эксплуатационные требования включают:**

1. Максимальную производительность и интенсивность работы.

2. Высокий выход продукта и наибольшую селективность процесса. Они обеспечиваются оптимальными параметрами режима: температурой, давлением, концентрацией исходных веществ и продуктов реакций, а также возможностью наиболее эффективного применения катализатора.

Однако высокий выход продукта обычно находится в противоречии с интенсивностью работы реакторов. Поэтому в циклических схемах

преимущество отдают интенсивности, а в схемах с открытой цепью – высокой степени превращения при наибольшей селективности.

3. Минимальные энергетические затраты на перемешивание и транспортировку материалов через реактор, а также наилучшее использование тепла экзотермических реакций или тепла, подводимого в реактор для нагрева реагирующих веществ до оптимальных температур.

4. Легкую управляемость, устойчивость режима, надежность конструкции (прочность, жесткость, устойчивость, герметичность).

5. Простоту эксплуатации (т.е. простота конструкции и ремонтных операций, максимальная нормализация деталей и узлов).

***Экономические требования обуславливают:***

необходимость малой стоимости оборудования, минимальных эксплуатационных затрат, минимального количества обслуживающего персонала, низких затрат дефицитных материалов.

***Требования техники безопасности предполагают:***

безопасность эксплуатации аппаратов, наличие защитных экранов, блокировочных и предохранительных устройств, а также плавность очертаний, хорошую окраску и т.д.

Перечисленные требования учитываются при выборе модели реактора и его проектировании.

Основной задачей технолога является создание реакционного аппарата, отвечающего первым двум требованиям, однако при этом должны приниматься во внимание остальные требования, которые реализуются специалистами в области конструирования, монтажа и управления работой оборудования.

Необходимо отметить, что перечисленные требования взаимосвязаны и в значительной степени противоречивы; рациональность их определяется влиянием на себестоимость и качество продукции.

Инженер-проектировщик при рассмотрении вопросов выбора наилучшего типа промышленного реактора для заданной химической реакции; определения его основных размеров и подбора оптимальных рабочих условий процесса,



обычно исходит из двух условий: объема производства (т.е. потребной суточной производительности) и кинетики реакции.

В остальном же он располагает значительной свободой выбора. Он может остановиться на периодическом реакторе или одной из разновидностей реакторов непрерывного действия; в определенных пределах он может выбрать наилучшее, с его точки зрения, значение для начальных концентраций реагентов, рабочих температур и давлений; и, наконец, в ходе реакции он имеет возможность вносить изменения в некоторые из этих переменных.

### ***Что же является критерием выбора?***

Как правило, основным критерием, влияющим на решения проектировщика, являются экономические соображения (стоимость или прибыль) и агрегатное состояние вещества. Однако не следует обходить молчанием причины принятия данного критерия, как бы очевидны они не были. Несомненно, в химической промышленности действуют и другие взаимосвязанные факторы, не поддающиеся экономическому учету, важнейшим из которых является техника безопасности.

В условиях эксплуатации один процесс может оказаться безопаснее другого; он может быть менее пагубным в отношении воздействия на окружающую среду или более удобным для обслуживающего персонала. Однако этот фактор невозможно учесть в обычном критерии стоимости.

## **4. ТИПЫ ХИМИЧЕСКИХ РЕАКТОРОВ ПО ОРГАНИЗАЦИИ ПРОЦЕССА, ГИДРОДИНАМИЧЕСКОМУ И ТЕПЛОВОМУ РЕЖИМУ**

Реактор является основным элементом технологической схемы, от совершенства конструкции которого зависит качество выпускаемой продукции. Для всех реакторов существуют общие принципы, на основе которых можно найти связь между конструкцией аппарата и основными закономерностями протекающего в ней химического процесса.



Критериями, по которым классифицируют реакционную аппаратуру, являются периодичность или непрерывность процесса, его гидродинамический и тепловой режимы, физические свойства взаимодействующих веществ.

Как сказано выше, *по принципу организации процесса* химическая реакционная аппаратура может быть разделена на три группы:

- 1 – реактор непрерывного действия;
- 2 – реактор периодического действия;
- 3 – реактор полунепрерывного (полупериодического) действия.

*По гидродинамическому режиму* различают следующие типы:

- 1 – реактор вытеснения непрерывного действия (РВНД);
- 2 – реактор смешения непрерывного действия (РСНД);
- 3 – реактор промежуточного типа (с промежуточным гидродинамическим режимом).

*По тепловому режиму* работы реакторы делят на следующие типы:

- 1 – изотермический реактор;
- 2 – адиабатический реактор;
- 3 – политропический реактор.

Ниже кратко рассматриваются все указанные здесь типы реакторов.

#### **4.1 Типы реакторов по принципу организации процесса**

**Реактор непрерывного действия.** В реакторе непрерывного действия (проточном) все стадии процесса – подача реагентов, химическая реакция, вывод готового продукта – осуществляются одновременно, т.е. как бы параллельно друг другу.

В данном случае вспомогательные операции отсутствуют, поэтому такие реакторы характеризуются высокой производительностью. Современные крупнотоннажные производства реализуются в непрерывно-действующих реакторах.



Схема установки для непрерывного процесса приведена на рис. 2.

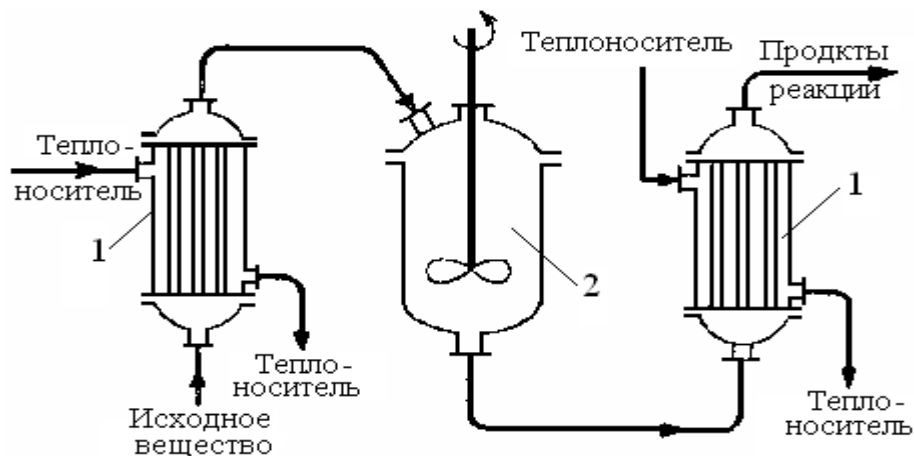


Рисунок 2- Установка для непрерывного процесса:  
1 – теплообменные аппараты; 2 – реактор

Характер изменения концентраций реагирующих веществ в реакционном объеме различен в разных точках объема аппарата, но постоянен во времени для одной и той же точки объема.

Реакторы непрерывного действия имеют непрерывное питание реагентами. Удаление продукта реакции также непрерывное.

За исключением периодов пуска и остановки реактор работает в постоянном стационарном режиме.

Для таких реакторов продолжительность реакции не может быть измерена непосредственно, так как обычно в реакционном пространстве изменяется не только состав, но и температура, число молей, объем и линейная скорость реагентов.

В этом случае вместо продолжительности реакции пользуются величиной времени контакта (пребывания). Время контакта определяется как отношение объема реакционной смеси в реакторе (необходимого объема реактора) к объемному расходу реагентов (питания).

**В реакторе периодического действия** все отдельные стадии процесса протекают последовательно в разное время. Характер изменения концентраций реагирующих веществ одинаков во всех точках реакционного объема, но различен во времени для одной и той же точки объема.



В реактор периодического действия все реагенты загружают до начала реакции, а смесь продуктов отводят по окончании процесса.

Параметры технологического процесса в периодически действующем реакторе изменяются во времени. Между отдельными реакционными циклами выполняют вспомогательные операции – загрузку реагентов и выгрузку продуктов, чистку реактора. Наличие этого вспомогательного времени обуславливает снижение производительности периодического реактора по сравнению с непрерывным. В реакторы периодического действия реагенты загружаются одновременно в начале операции.

После определенного времени, необходимого для достижения заданной степени превращения, выгружается продукт реакции.

Схема периодического процесса приведена на рис. 3, а реактор периодического действия на рис. 4.

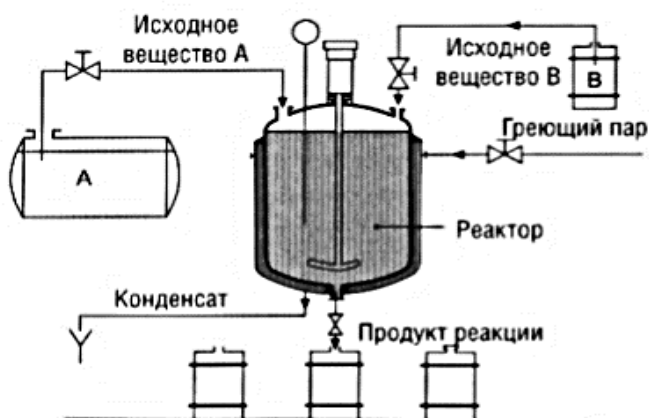


Рисунок 3 – Схема периодического процесса

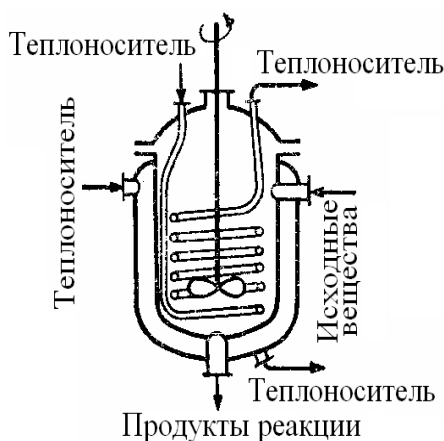


Рисунок 4 - Реактор периодического действия



В реактор периодического действия все реагенты загружают до начала реакции, а смесь продуктов отводят по окончании процесса.

Основные параметры химико-технологического процесса (состав, температура или давление) в периодически действующем реакторе изменяются во времени. Продолжительность реакции такого процесса можно измерить непосредственно.

**Реактор полунепрерывного (полупериодического) действия.** В реактор полунепрерывного (полупериодического) действия один из реагентов поступает непрерывно, а другой периодически. Возможны варианты, когда реагенты поступают в реактор периодически, а продукты реакции выводятся из него непрерывно, или наоборот.

Реактор полунепрерывного (полупериодического) действия работает в неустановившихся условиях (рис. 5).

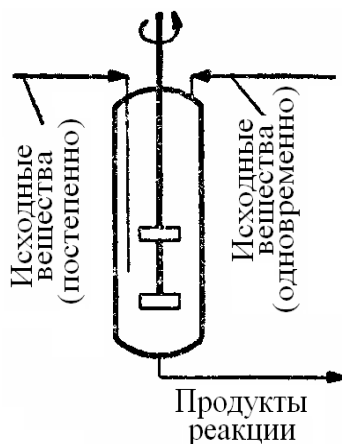


Рисунок 5 - Реактор промежуточного типа

Такой реактор можно рассматривать как непрерывно действующий аппарат, в котором потоки входящего и выходящего из реактора вещества не равны (вследствие чего изменяется общая масса реагирующих веществ в объеме), и, кроме того, как периодически действующий аппарат, в котором ввод одного из реагирующих веществ или вывод продукта реакции осуществляется периодически.

Реактор полупериодического действия характеризуется тем, что один из реагентов питания поступает непрерывно, а другой периодически. Однако



возможны и другие варианты. Например, реагенты подают в реактор периодически, а продукт реакции удаляют непрерывно. Такие реакторы работают в переходном режиме, основные параметры процесса изменяются во времени.

#### 4.2 Типы реакторов по гидродинамическому режиму

**Реактор полного вытеснения** (рис. 6) характеризуется переменной концентрацией реагирующих веществ по длине аппарата, наибольшей разницей концентраций на входе и выходе из реактора и, следовательно, наибольшей средней движущей силой процесса.

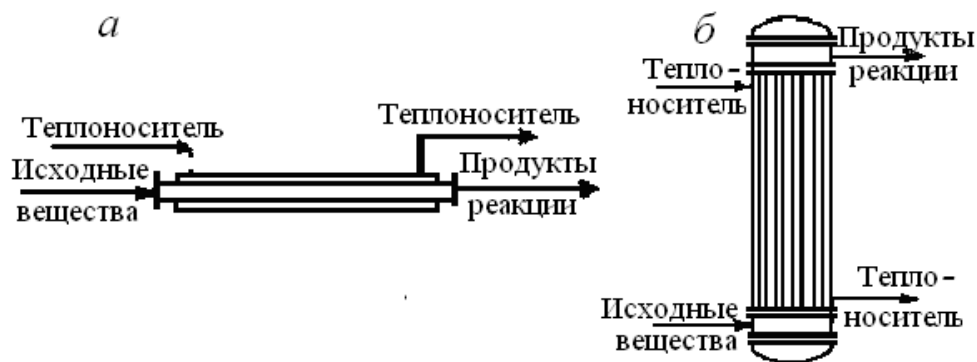


Рисунок 6 - Реактор вытеснения: а - однетрубный; б - многотрубный

Изменение концентрации в реакционном объеме (рис. 7, а) носит плавный характер, так как последующие реакционные объемы реагирующих веществ не смешиваются с предыдущими, а полностью ими вытесняются. Практически к режиму полного вытеснения можно приблизиться в реакторе с малым диаметром и большой длиной при относительно высоких скоростях движения реагирующих веществ.

Реакторы вытеснения находят широкое применение для проведения как гомогенных, так и гетерогенных каталитических процессов (например, окисления  $\text{NO}$  в  $\text{NO}_2$  и  $\text{SO}_2$  в  $\text{SO}_3$ , синтеза аммиака и метилового спирта, хлорирования этилена, сульфирования пропилена и бутилена и т. д.).



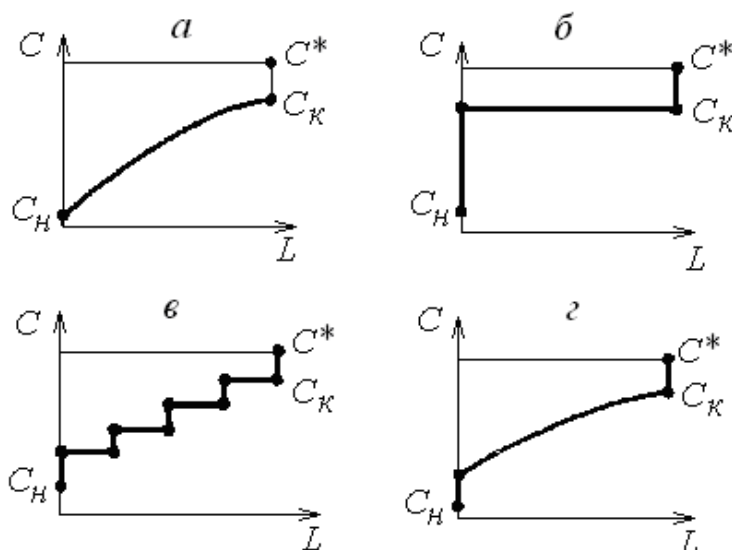


Рисунок 7 - Изменение концентрации веществ в реакторах:

$a$  – аппарат вытеснения;  $б$  – аппарат смешения;

$в$  – многосекционный аппарат смешения;  $г$  – аппарат промежуточного типа.

Концентрация:  $C$  – текущая;  $C_H$  – начальная;  $C_K$  – конечная;  $C^*$  – равновесная.

$L$  – длина (высота) аппарата

**Реактор полного смешения** (рис. 8) обычно снабжен каким-либо перемешивающим устройством и характеризуется постоянством концентрации реагирующих веществ во всем объеме реакторов в данный момент времени (рис. 7, б) вследствие практически мгновенного смешения реагирующих веществ в реакционном объеме. Поэтому изменение концентрации реагирующих веществ на входе в реактор носит скачкообразный характер.

Средняя движущая сила процесса в таком аппарате будет меньше, чем в аппарате полного вытеснения. Реакторы этого типа наиболее широко применяются для проведения таких процессов, как нитрование, сульфирование, полимеризация и др.

В некоторых случаях процесс химического превращения вещества проводится не в одном аппарате смешения, а в нескольких таких аппаратах, соединенных последовательно (рис. 8, г) или с применением различных сочетаний реакторов по режиму смешения.

Различные сочетания реакторов по их числу и режиму работы позволяют повысить производительность аппаратов и селективность химического процесса.



В каскаде реакторов изменение концентрации реагирующих веществ носит ступенчатый характер (рис. 6, в), так как продукт реакции предыдущего аппарата является исходным реагирующим веществом в последующем аппарате.

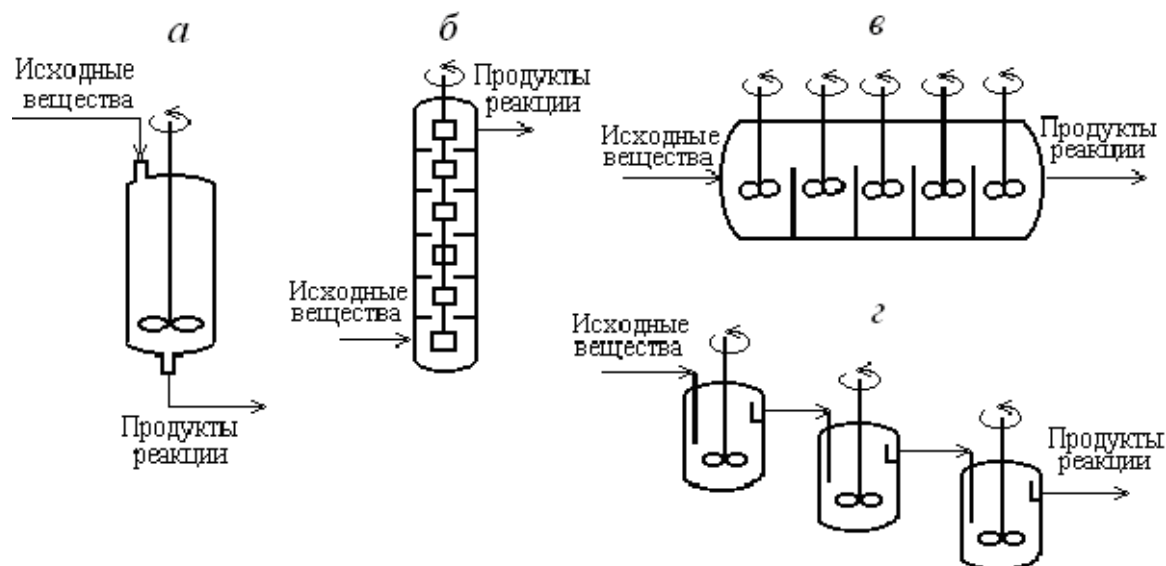


Рисунок 8 - Реакторы смешения:

*a* – одноступенчатый; *б* – вертикальный многоступенчатый; *в* – многосекционный горизонтальный; *г* – батарея аппаратов смешения

Гидродинамический режим работы каскада реакторов является промежуточным и зависит от числа аппаратов: с увеличением числа реакторов в каскаде он приближается к режиму вытеснения, а при уменьшении - к режиму смешения.

В каскаде увеличивается время пребывания реагирующих веществ по сравнению с одним реактором смешения, а также растет выход продуктов реакции по сравнению с реактором вытеснения.

**Каскад реакторов идеального смешения** представляет собой несколько последовательно соединенных проточных реакторов (секций) идеального смешения (рис. 9).

Реакционная смесь проходит через все секции. Можно рассматривать в качестве примера такой модели не только систему последовательно расположенных отдельных аппаратов, но и проточный реактор, тем или иным образом разделенный внутри на секции, в каждой из которых осуществляется





перемешивание реакционной смеси (рис. 10).

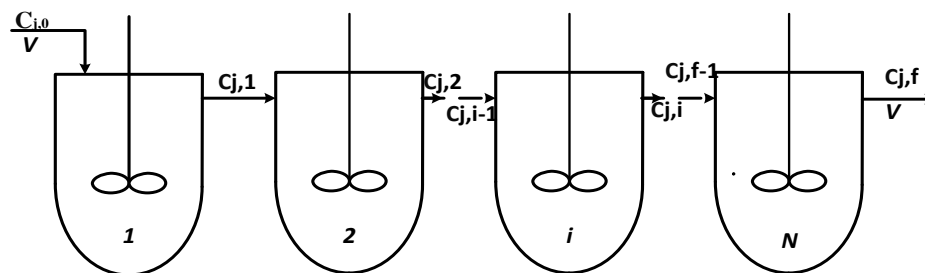


Рисунок 9 - Схема каскада реакторов идеального смешения

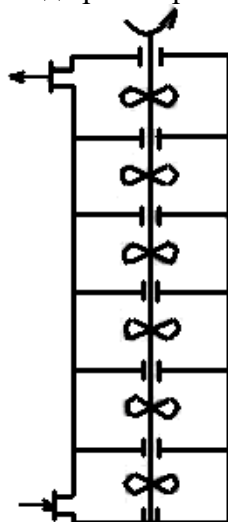


Рисунок 10 - Схема секционного аппарата с перемешиванием

Например, близка к такому типу аппарата тарельчатая барботажная колонна.

Для каскада реакторов идеального смешения должны выполняться следующие допущения об идеальности:

- в каждой секции каскада выполняются условия реактора идеального смешения, т.е. мгновенное изменение параметров процесса, равенство параметров во всех точках секции и в потоке, выходящем из нее;
- отсутствие обратного влияния: каждый последующий реактор не влияет на предыдущий.

На рис. 11 сравнивается характер изменения концентрации исходного реагента при прохождении реакционной смеси через различные реакторы.

В реакторе промежуточного типа (с промежуточным гидродинамическим режимом) нельзя осуществить полностью ни один из



перечисленных выше гидродинамических режимов движения реагирующих веществ.

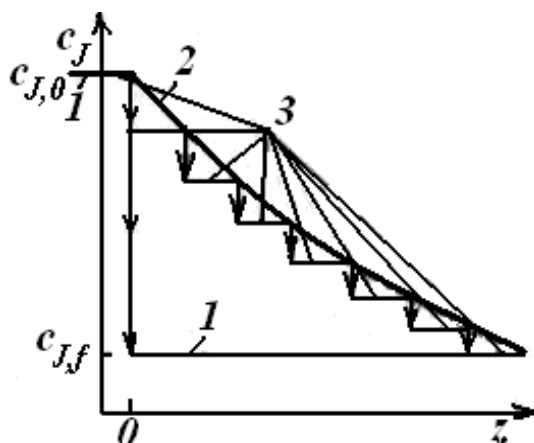


Рисунок 11 - Изменение концентрации реагента при прохождении реакционной смеси через последовательные секции единичного реактора идеального смешения (1), реактора идеального вытеснения (2) и каскада реакторов идеального смешения (3)

Средняя движущая сила процесса в таком аппарате больше, чем в аппарате полного смешения, но меньше, чем в аппарате полного вытеснения (рис. 6, 2).

Следует отметить, что значительная часть реакционной химической аппаратуры работает именно в этом гидродинамическом режиме.

Реакторы промежуточного типа применяют в тех случаях, когда процесс химического превращения вещества сопровождается большим тепловым эффектом или протекает при высоких концентрациях реагирующих веществ, а также в случае, когда одно из реагирующих веществ имеет низкую скорость растворения в реакционной смеси.

### 4.3 Типы реакторов по тепловому режиму

Характер распределения температуры в химическом реакторе чрезвычайно важен при анализе протекающих в нем процессов, так как **температура** — один из основных параметров технологического режима.

От температуры, **во-первых**, зависят состояние химического равновесия и предельно достижимая степень превращения реагентов (равновесная);



**во-вторых**, скорость химических реакций;

**в-третьих**, селективность при проведении сложных реакций.

В большинстве случаев температура оказывает существенное влияние на кинетику, статику химических реакций.

Нарушение равномерного распределения температуры в реакторе может привести к локальным разогревам, нежелательным побочным явлениям и т. д.

Изменение температуры в реакторе в целом или изменение распределения температуры по объему реактора происходит вследствие протекающих в нем процессов, сопровождающихся выделением или поглощением теплоты, а также вследствие теплообмена реактора с окружающей средой.

Протекающие в реакторах химические реакции сопровождаются тепловыми эффектами. Это тепловые эффекты от химических реакций и сопровождающих их физических явлений, таких, например, как процессы растворения, кристаллизации, испарения и т.п. Вследствие выделения или поглощения теплоты изменяется температура и возникает разность температур между реактором и окружающей средой, а в определенных случаях температурный градиент внутри реактора. Разность температур  $\Delta T$  является движущей силой теплообмена.

Существенное влияние на характер распределения температуры оказывает гидродинамическая обстановка в аппарате. Например, **в реакторе идеального смешения**, в силу допущений об идеальности, все параметры процесса, в том числе и температура, в данный момент времени одинаковы в любой точке реактора.

Напротив, **в реакторе вытеснения** температура может быть различной в разных точках аппарата. Интенсивность перемешивания влияет и на интенсивность теплообмена в аппарате.

Все тепловые явления необходимо учитывать при составлении теплового баланса химического реактора.

По тепловому режиму типы реакторов представлены изотермическим, адиабатическим и политропическими вариантами.

**Изотермический реактор** характеризуется постоянством температуры во всем реакционном объеме. В этом случае в любой точке реактора в результате теплообмена полностью компенсируется выделение или поглощение теплоты. Скорость реакции зависит только от состава. В таком реакторе скорость подвода или отвода тепла должна быть строго пропорциональна количеству тепла, выделенного или поглощенного в процессе химического превращения вещества. На практике такой тепловой режим может быть достигнут лишь в условиях полного перемешивания реагирующих веществ.

В качестве примера можно назвать реактор с кипящим слоем катализатора для получения изооктана, реактор серноокислотного алкилирования (рис. 12).

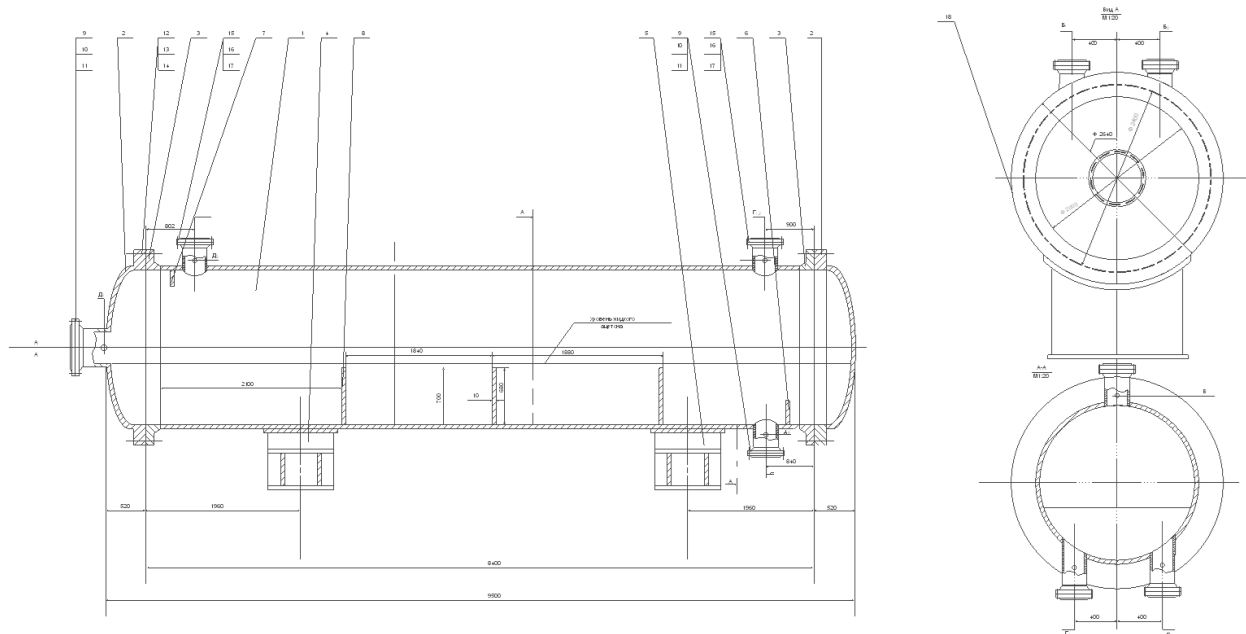


Рисунок 12 - Чертеж общего вида изотермического реактора:  
крышка; 2 - насадка; 3 - корпус из биметалла

Изотермический режим работы реактора используется более широко, чем адиабатический.

**Адиабатический реактор.** В таком реакторе полностью отсутствует теплообмен с окружающей средой. В нем вся теплота, выделяющаяся или поглощающаяся в результате химических процессов, расходуется на «внутренний» теплообмен – на нагрев или охлаждение реакционной смеси.



В адиабатическом реакторе теплота отводится (подводится) или самим реагирующим потоком, или движущимся катализатором в гетерогенно-каталитических процессах.

Все тепло реакции как бы аккумулируется самим реакционным объемом.

В адиабатическом реакторе имеет место наибольший перепад температур реагирующих веществ на входе и выходе из аппарата, который возрастает для экзотермических процессов и убывает - для эндотермических.

В газофазных процессах, где теплоемкость реагирующего потока мала, проведение реакций в адиабатическом режиме приводит к появлению значительного перепада температуры по длине реактора.

Изменение температуры реагирующей смеси достигается с помощью промежуточных теплообменников или путем ввода в различных точках реактора холодного (горячего) сырья или инертного вещества (например, азота, водяного пара).

Адиабатические процессы удобнее проводить в жидкой фазе, где реакционные потоки обладают большой теплоемкостью.

Конструкция этих реакторов проста, так для осуществления адиабатического режима достаточно иметь хорошую изоляцию.

Примером реакторов, работающих в адиабатическом тепловом режиме, могут служить реакторы для проведения процессов прямой гидратации этилена и дегидрирования бутиленов.

В некоторых случаях для получения высоких степеней превращения (или большей производительности реактора) осуществляют теплообмен с изменением температур во времени или в пространстве, или одновременно во времени и пространстве. Используемые при этом неадиабатические неизотермические реакторы называются **реакторами с программированным тепловым режимом**. Программирование может осуществляться автоматически, с помощью конструктивных приспособлений, которые обеспечивают изменение теплового потока во времени и в реакционном пространстве.

**В политропическом реакторе** тепловой режим (изменение температуры в реакционном объеме) будет определяться не только собственно тепловым эффектом процесса химического превращения вещества, но и теплотехническими и конструктивными факторами реакционной аппаратуры.

В реакторах с *промежуточным тепловым режимом* тепловой эффект химической реакции частично компенсируется теплообменом с окружающей средой, а частично вызывает изменение температуры реакционной смеси.

Адиабатический и изотермический режимы представляют собой предельные идеальные случаи. Однако режимы многих реакторов в производственных условиях приближаются к этим моделям.

В соответствии с изложенным, выбор оптимального теплового режима в реакторах и разработка методов его поддержания имеют большое практическое значение. В зависимости от теплового эффекта реакций, а также от оптимального температурного режима, который необходимо поддерживать в реакторе, от реакционной смеси либо отводят тепло, либо подводят или же температурный режим в реакторе сохраняется таким, каким он самопроизвольно устанавливается в соответствии с тепловым эффектом реакции.

Для каждого типа реактора составляют уравнения, отражающие работу реактора с учетом влияния температуры, – уравнения теплового баланса. Затем в эти уравнения вводят необходимые данные из уравнений материального баланса, так как тепловой баланс зависит от количества прореагировавшего исходного реагента, от массы реакционной смеси и др. показателей.

**Классификация реакторов по способу организации теплообмена.** В зависимости от способа организации теплообмена реакторы подразделяют на реакторы с внешним, внутренним и комбинированным теплообменом.

Особо следует выделить *автотермические реакторы*, в которых необходимая температура процесса поддерживается без использования внешних источников энергии. Обычно стремятся к тому, чтобы химические реакторы, особенно применяемые в крупнотоннажных производствах, были автотермическими.

#### 4.4 Способы осуществления оптимального температурного режима

Решение практической задачи проведения процесса в промышленном реакторе в соответствии с оптимальным температурным режимом зависит от многих факторов и прежде всего от теплового эффекта и кинетики реакции.

*Для эндотермических* (обратимых и необратимых) реакций целесообразно химический процесс проводить в реакторах с подводом теплоты, причем желательно обеспечить достаточно равномерное распределение температуры по объему реактора.

Распространенным типом аппаратов для проведения эндотермических реакций являются **трубчатые реакторы**, похожие по конструкции на кожухотрубные теплообменники.

В этих аппаратах трубное пространство представляет собой собственно реактор, в котором реагенты движутся в режиме вытеснения, а по межтрубному пространству проходит теплоноситель, например, топочные газы. Трубчатый реактор для проведения каталитических реакций, обогреваемый топочными газами (рис. 13), применяют, в частности, для паровой конверсии природного газа.

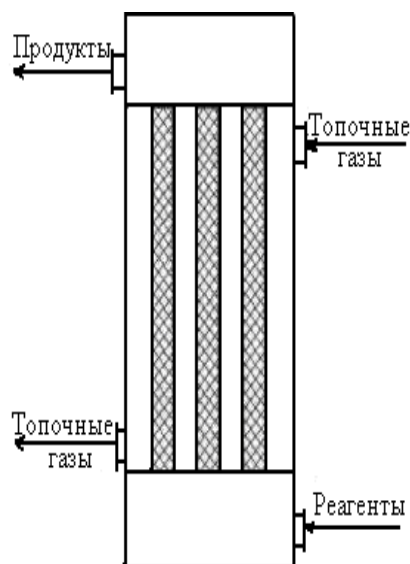


Рисунок 13 - Трубчатый реактор для проведения эндотермической реакции



Аналогичную конструкцию имеет ретортная печь для синтеза бутадиена из этилового спирта, в которой катализатор вместо труб располагают в ретортах – узких каналах с прямоугольным сечением.

В таких реакторах ширина поперечного сечения каналов, по которым движется реакционная смесь, должна быть невелика, чтобы получить достаточно равномерное распределение температуры по сечению. Так как в реальных реакторах гидродинамический режим отклоняется от режима идеального вытеснения, при котором в любом поперечном сечении условия выровнены, то температура в центре канала отличается от температуры у стенки.

В трубах большого диаметра температура на оси трубы существенно ниже температуры у стенки. Следовательно, и скорость реакции в той части реакционного потока, которая движется близко к оси трубы, ниже средней скорости в аппарате.

При проведении каталитических процессов можно наносить катализатор только на внутреннюю поверхность труб, что обеспечит примерно одинаковую температуру по всему реактору.

**Гомогенные эндотермические реакции** можно также осуществлять в реакторах с интенсивным перемешиванием и теплообменной поверхностью, так как и в этом случае будет обеспечено равномерное распределение температуры по реактору.

**Экзотермические реакции** проводят, как правило, либо в адиабатических условиях, либо в аппаратах с отводом теплоты.

При осуществлении необратимых экзотермических реакций рост температуры приводит однозначно лишь к увеличению скорости процесса. Для снижения энергетических затрат такие реакции выгодно проводить в **автотермическом режиме**, когда требуемая температура обеспечивается исключительно выделяющейся теплотой химической реакции без подвода энергии извне. Существуют две предельные температуры (нижняя и верхняя), между которыми целесообразно проводить процесс.



**Нижней предельной является температура**, при которой скорость экзотермической реакции (следовательно, и скорость выделения теплоты) достаточна для обеспечения автотермического режима. Ниже этой теплоты скорость тепловыделения меньше скорости отвода теплоты с реакционным потоком, выходящим из реактора, и температура в проточном адиабатическом аппарате будет падать.

**Верхнее предельное значение температуры** связано с побочными процессами (побочными химическими реакциями или побочными физическими явлениями), а также с жаропрочностью конструкционных материалов. Например, при проведении гетерогенных процессов обжига зернистого твердого материала повышение температуры выше некоторого предельного значения приводит к спеканию твердых частиц, а, следовательно, к увеличению времени их полного превращения и уменьшению производительности реактора.

Часто рост температуры ограничен прочностью конструкционных материалов и нецелесообразностью применения дорогостоящих жаропрочных материалов.

При проведении экзотермических процессов микробиологического синтеза повышение температуры ограничено жизнестойкостью микроорганизмов. Поэтому такие процессы целесообразно осуществлять в реакторах с отводом теплоты, а во избежание локальных перегревов лучше использовать реакторы, гидродинамический режим в которых приближается к идеальному смешению.

Интенсивное перемешивание в таких процессах не только обеспечивает равномерное распределение температуры, но и интенсифицирует стадии массопередачи кислорода из газовой фазы в жидкую фазу.

Обратимые экзотермические реакции нужно проводить в соответствии с линией оптимальных температур, т.е. понижая температуру в аппарате по мере роста степени превращения реагентов.

Такой режим неосуществим ни в адиабатических, ни в изотермических реакторах. При адиабатическом режиме рост степени превращения

сопровождается выделением теплоты и разогревом, а не охлаждением реакционной смеси; при изотермическом режиме температура остается постоянной и не меняется с ростом степени превращения.

Осуществить процесс строго *по линии оптимальных температур* чрезвычайно сложно. Это можно было бы сделать в реакторе с теплообменной поверхностью, работающем *в режиме вытеснения*, при условии, что количество теплоты, отводимое через стенку реактора, будет разным на различных участках аппарата.

Реагенты перед началом реакции следовало бы нагреть до высокой температуры, а сразу же после их поступления в аппарат предусмотреть отвод теплоты. Если реактор разбить по длине на несколько участков, то, чтобы обеспечить движение по линии оптимальных температур, на каждом из них количество отводимой теплоты должно быть немного больше количества теплоты, выделяющейся в ходе реакции.

Следует иметь в виду, что по мере увеличения степени превращения падает скорость реакции и, следовательно, уменьшается скорость тепловыделения.

Поэтому на участках реактора, где реакция завершается, нужно отводить меньше теплоты, чем на начальных участках.

Некоторым приближением к линии оптимальных температур является проведение процесса *в реакторе вытеснения*, находящемся внутри теплообменной трубки, по которой проходит холодный реагент.

Такая конструкция может быть применена, например, в колоннах синтеза аммиака.

Сравнительно простым способом приближения к оптимальному режиму является проведение процесса *в многосекционном реакторе вытеснения*, в котором каждая секция работает в адиабатическом режиме, и между секциями имеется промежуточное охлаждение.

Охлаждение реагентов между секциями адиабатического реактора можно вести не только косвенным теплообменом, но и введением свежей холодной реакционной смеси.

Возможным вариантом осуществления процесса по оптимальному температурному режиму является и применение **каскада реакторов смешения**, в каждом из которых поддерживается своя температура благодаря введению теплообменных поверхностей.

Для каждого из рассмотренных вариантов возможна дальнейшая оптимизация процесса – расчет оптимальных объемов секций, начальных температур, объемных расходов в байпасных линиях и т.д.

При такой оптимизации стремятся получить наиболее целесообразные экономические показатели процесса.

## **5. КЛАССИФИКАЦИЯ РЕАКТОРОВ ПО ФАЗОВОМУ СОСТАВУ РЕАКЦИОННОЙ СМЕСИ**

По фазовому составу реагирующей смеси реакторы подразделяют на **гомогенные** (служащие для проведения реакции в одной фазе) и **гетерогенные** (предназначенные для проведения химических превращений в многофазных системах).

Среди аппаратов для проведения гомогенных процессов различают реакторы для проведения **газофазных и жидкофазных** реакций (таблица 1).

Аппараты для проведения **гетерогенных процессов** подразделяют на газожидкостные реакторы, реакторы для проведения процессов в системах газ - твердое вещество, жидкость – твердое вещество и др.

Это группа реакторов для проведения гетерогенно-каталитических процессов является самой распространенной и важной в нефтепереработке и нефтехимии, и применяется для осуществления процессов алкилирования, сульфирования, нитрования, разложения гидропероксидов, этерификации, гидролиза.

Реакции проводятся как в аппаратах смешения, так и вытеснения в периодическом, полунепрерывном или непрерывных процессах.

Таблица 1

## Классификация реакторов по фазовому состоянию

Тип реактора	Фазовое состояние реагирующих веществ	Состояние катализатора	Примеры проведения процесса
Однофазный	Гомогенная газовая	-	Термический крекинг, висбрекинг, пиролиз, хлорирование
	Гомогенная жидкая	-	Гидролиз, процессы конденсации
Двухфазный	Жидкость-жидкость	-	Алкилирование, диоксановый синтез изопрена
	Газ-жидкость	-	Окисление, сульфирование, гидроформилирование, хлорирование
	Газ-твердый катализатор	Стационарный	Гидроочистка, каталитический риформинг, изомеризация, гидрирование и дегидрирование
		Псевдооживленный	Каталитический крекинг, дегидрирование бутана
		Стационарный	Процессы с участием ионнообменных смол
Трехфазный	Газ-жидкость-твердый катализатор	Стационарный	Гидрирование
		Движущийся	Гидрокрекинг тяжелого сырья
		Псевдооживленный	Синтез по Фишеру-Тропшу

## 5.1 Реакторы для гомогенных процессов

Реакторы для проведения гомогенных процессов делятся на газофазные (Г) и жидкофазные (Ж).

В таблице 2 приведена характеристика реакторов гомогенных процессов газо-и жидкофазных (Г и Ж).



Таблица 2

## Классификация реакторов гомогенных процессов по конструктивным формам

Тип реактора	Конструктивная форма	Гидродинамический режим движения реагентов	Агрегатное состояние реагентов	Поверхность теплообмена			Пример технологического применения
				без поверхности теплообмена	с наружной поверхностью	с внутренней поверхностью	
Трубчатые		ПВ	Г	-	+	-	Крекинг бензинов, полимеризация этилена
		ПВ	Ж	—	+	—	Алкилирование низших парафинов
		ПВ	Ж-Ж	—	+	—	Гидролиз хлорбензола

Примечание: ПВ – полное вытеснение; Г – газовая фаза; Ж – жидкая фаза

Реакторы данного типа, работающие в режиме смешения или вытеснения, широко применяются в таких многотоннажных процессах, как окислительный и высокотемпературный пиролиз метана с получением ацетилена; крекинг и пиролиз углеводородного сырья; алкилирование, окисление и нитрование низших парафинов, хлорирование метана, гидролиз хлорметана и др.

### 5.1.1 Реактора для проведения газофазных реакций

В газофазных процессах наибольшее применение находят реакторы вытеснения, которые применяются при осуществлении процессов высокотемпературного хлорирования пропилена, крекинге и пиролизе углеводородного сырья с получением олефинов, диенов, ароматических углеводородов, термическом деалкилировании гомологов бензола и нафталина.

Для проведения **газофазных реакций** (пиролиза, крекинга) в нефтехимической промышленности применяются трубчатые печи (рис. 14).



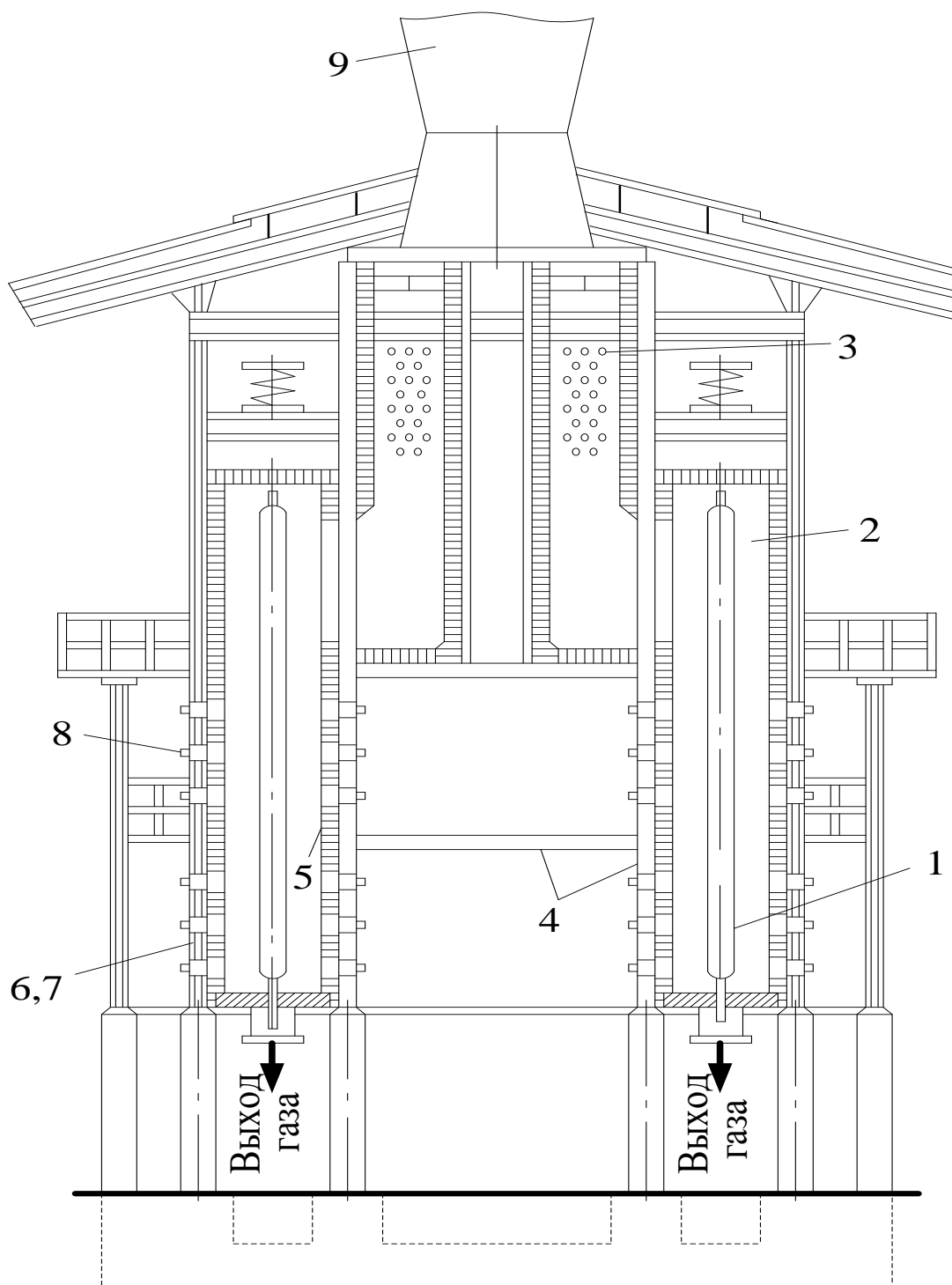


Рисунок 14 - Трубчатая печь пиролиза

1 - пиролизный змеевик; 2 - радиантная камера; 3 - конвекционная камера; 4 - каркас; 5 - навесная футеровка; 6 - термоизоляция; 7 - металлический кожух; 8 - горелка; 9 - дымовая труба.

Вертикальная трубная система печи имеет много преимуществ, возможны простые конструктивные решения при создании практически любого числа сырьевых потоков.



Потоки, направленные в отдельные трубчатые змеевики, могут пройти по змеевикам одинаковой конфигурации и находиться в одинаковых рабочих условиях.

Вертикально подвешенные змеевики свободно расширяются и сжимаются с изменением температуры в печи, поэтому в отличие от печей с горизонтальными трубчатыми змеевиками здесь не наблюдается прогиб труб между опорами и трение в опорах. Основной поток тепла радиации воспринимается, в первую очередь, трубчатыми змеевиками, поэтому слой огнеупорной футеровки не должен иметь большую толщину.

Печью аккумулируется сравнительно небольшое количество тепла, что позволяет легко производить зонное регулирование температуры и быстро устанавливать оптимальный технологический режим при максимальном выходе целевой продукции.

Малая тепловая инерционность дает возможность оперативно останавливать печь в случае аварии или перед ремонтом.

Современные трубчатые печи характеризуются применением беспламенных горелок и высокой степенью утилизации тепла дымовых газов и газов пиролиза. Эти печи, рассчитанные на большие производительности, имеют в одном корпусе несколько топочных камер (4-5) с панельными и беспламенными горелками, обогревающими с двух сторон вертикально расположенные трубы. Трубы, соединенные в виде змеевика, делят на четыре секции: секцию предварительного нагрева сырья, секцию перегрева водяного пара, подаваемого в сырье для уменьшения коксоотложения и вторичных процессов, высокотемпературную конвекционную и радиантную секции. Общая длина змеевика составляет 75-200м. Время пребывания сырья в змеевиках печи составляет порядка 0,2-0,8 с и ниже.

В настоящее время трубчатые печи имеют вертикальное расположение труб, что позволяет избежать температурную деформацию труб при нагреве до температуры более 1000°C; змеевик печи изготовлен из легированных сталей, содержащих до 30 % вес. хрома и никеля, что позволяет при температуре в



топочной камере печи 1150 - 1260° С достигать на наружной поверхности температуры в 1150°С; теплонапряженность такой печи достигает 80 000 ккал/м<sup>2</sup> час, т.е. в 2 раза выше, чем в печах старой конструкции.

Тепло отходящих дымовых газов используется для подогрева питательной воды и получения пара давлением до 12 ат, выработка которого достигает 4 - 5 т на 1 т выработанного этилена.

**Газофазные реакторы (реакторы смешения)** нашли применение, например, при хлорировании метана при 500-550 °С с получением смеси хлорсодержащих соединений. Реакционный аппарат работает в адиабатическом режиме, т. е. без наружного теплообмена (рис. 15).

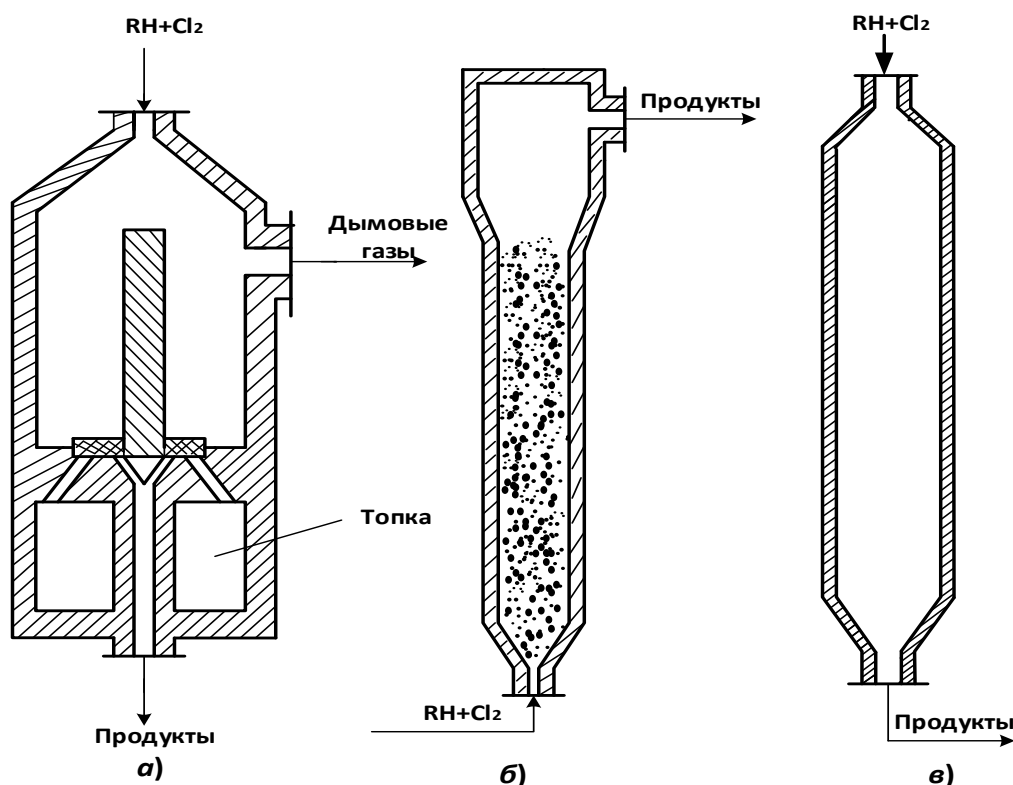


Рисунок 15 – Реакторы для газофазного хлорирования  
а) с насадкой-теплоносителем, б) с псевдоожиженным катализатора, в) с предварительным нагревом смеси

Перед проведением хлорирования часть метана сжигается для нагрева насадки реакционной камеры. Затем в реактор-хлоратор поступает смесь реагентов с температурой, обеспечивающей по тепловому балансу требуемую температуру в реакционной зоне. Стенки реактора изнутри облицованы огнеупорными материалами. Внутренняя насадка, аккумулирующая теплоту,





служит для увеличения динамической устойчивости технологического режима.

Время пребывания реагентов в реакционной зоне при разных процессах хлорирования составляет 0,1-0,2 с.

Реакторы смешения используются также в процессах высокотемпературного окислительного пиролиза метана, окисления и нитрования низших парафинов, термическом деалкилировании гомологов бензола и нафталина.

### 5.1.2 Реакторы для проведения гомогенных реакций в жидкой фазе

Этот тип реакторов используется в процессах этерификации, гидролиза, сульфирования, нитрования, алкилирования, разложения гидропероксидов, конденсации по карбонильной группе различных соединений и др.

Реакции проводятся как в аппаратах смешения, так и вытеснения в периодическом, полунепрерывном и непрерывном режимах. Реакторы смешения применяются в виде одиночных аппаратов или каскадов аппаратов с мешалками для обеспечения равномерного распределения реагентов по объему и достижения высоких коэффициентов теплопередачи.

На рис. 16 - 18 изображены реакторы для сульфирования жидких углеводородов с применением различных по конструкции мешалок.

В качестве сульфлирующего агента применяют обычно концентрированную серную кислоту, олеум или хлорсульфоновую кислоту.

Для поддержания одинаковой температуры в объеме реактора и создания развитой поверхности контакта фаз необходимо хорошее перемешивание реакционной смеси, что обеспечивается выбором конструкции мешалок и оптимальной скорости перемешивания. С целью интенсификации теплообменного процесса большое применение получили **реакторы типа «труба в трубе»**, составленные из нескольких последовательных секций с посекционной циркуляцией реакционной смеси. Такой реакционный узел работает подобно каскаду реакторов идеального смешения.

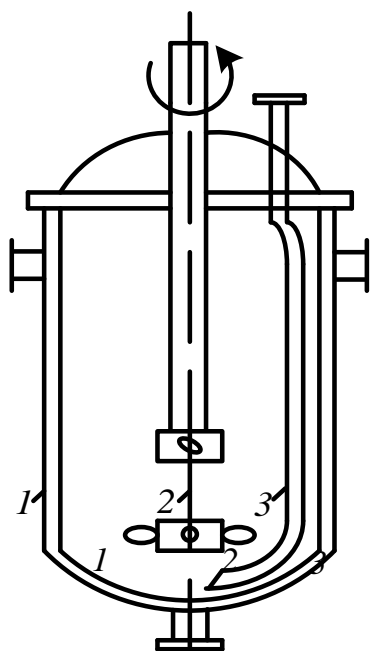


Рисунок 16 - Реактор для сульфирования жидких углеводородов в среде с небольшой вязкостью  
1 - рубашка; 2 - мешалка; 3 – сифон

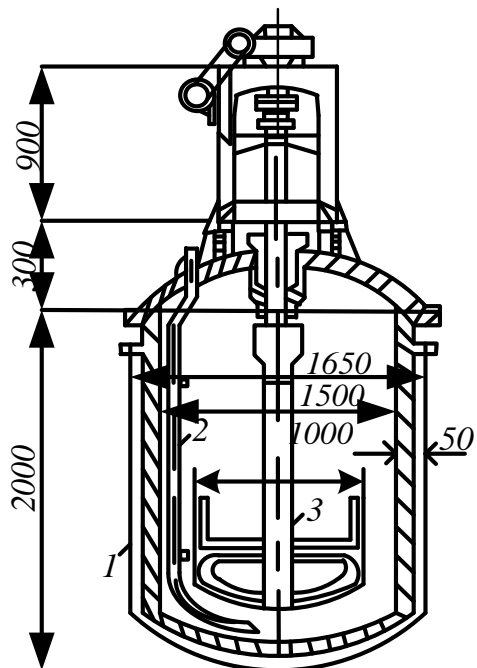


Рисунок 17 - Реактор для сульфирования в жидкой среде с повышенной вязкостью при низкой температуре:  
1 - рубашка; 2 - сифон для эвакуации; 3 – мешалка

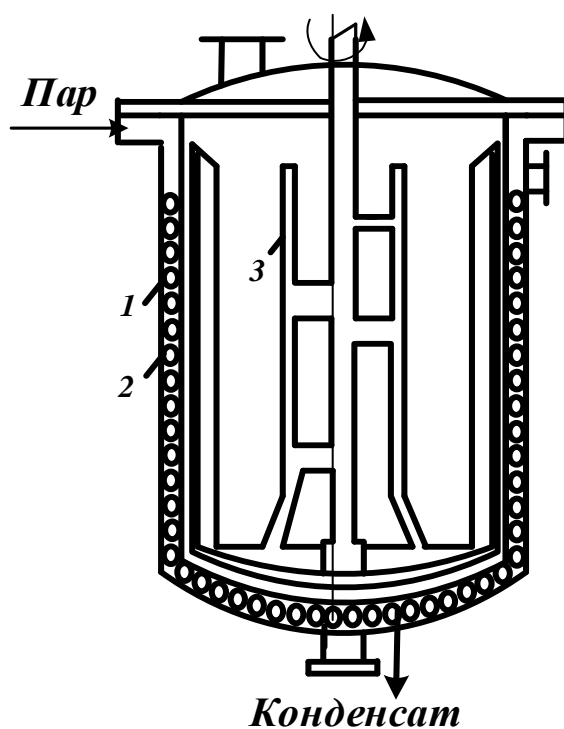


Рисунок 18 - Реактор для сульфирования в жидкой среде со средней вязкостью при высокой температуре:  
1 - рубашка; 2 - змеевик; 3 - мешалка

Для быстро протекающих жидкофазных процессов используются кожухотрубные реакторы или реакторы с внешним теплообменным устройством и принудительной циркуляцией (рис. 19).

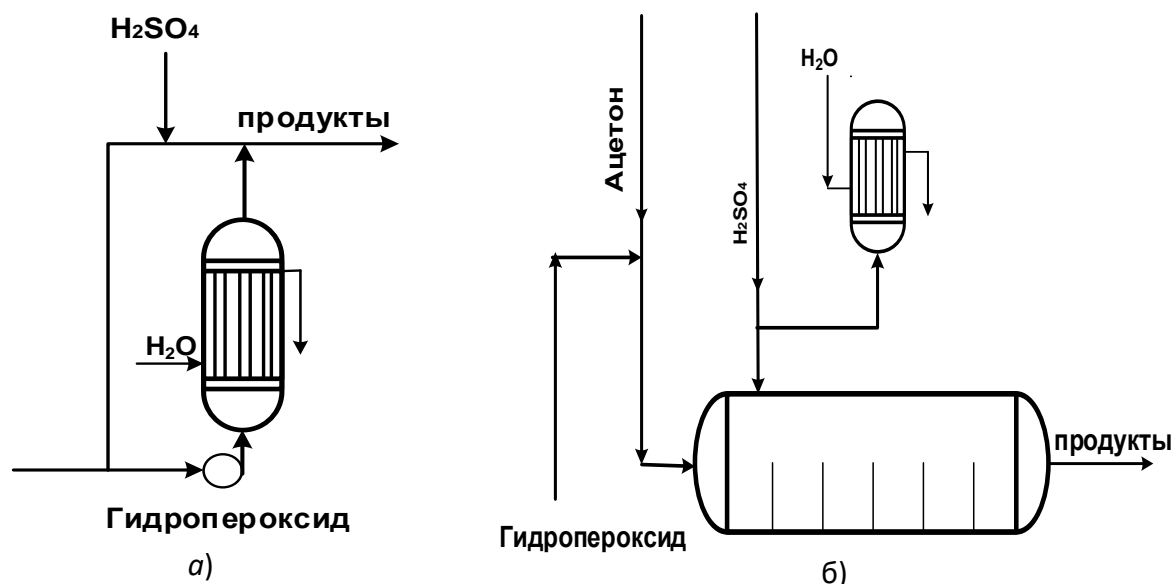


Рисунок 19 - Реакционные узлы для кислотного разложения гидропероксидов:  
 а - проточно-циркуляционная установка; б - установка с отводом теплоты за счет испарения ацетона

При кислотном разложении гидропероксида изопропилбензола на ацетон и фенол выделяется большое количество теплоты (316 кДж на 1 моль гидропероксида) за короткий промежуток времени (2-3 мин). В этом случае для съема выделяющейся реакционной теплоты применяется проточно-циркуляционная установка с отводом теплоты за счет испарения ацетона.

**Жидкофазные реакции** часто проводят в аппаратах с различными типами механических мешалок и теплообменных устройств.

Теплообменные устройства могут быть также выполнены в виде внутренних или наружных змеевиков.

Примерами нефтехимических процессов, протекающих в системе жидкость–жидкость, могут служить некоторые процессы алкилирования ароматических и парафиновых углеводородов, синтез деметилдиоксана из формальдегида и изобутилена (первая стадия получения изопрена).



В ряде гомогенных жидкофазных реакций, например, при этерификации спиртов кислотами, химический процесс совмещается с процессами разделения продуктов в одном реакционном узле (рис.20).

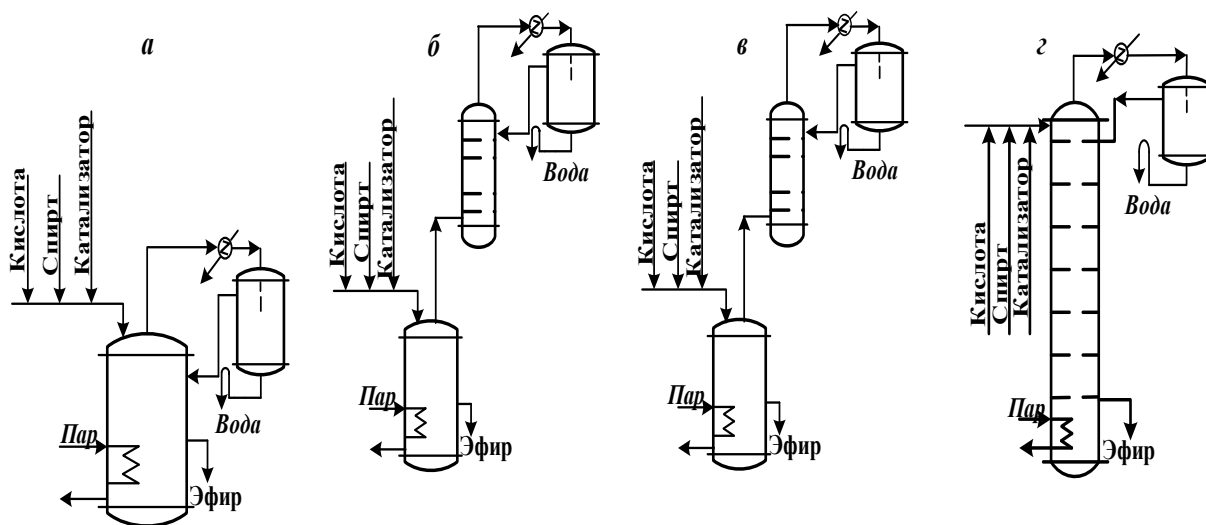


Рисунок 20 – Реакционные узлы для жидкофазных процессов этерификации, совмещенные с отгонкой азеотропной смеси:

а - куб с конденсатором; б - куб с дефлегмирующей колонной; в- куб с ректификационной колонной; г- реактор типа тарельчатой колонны

Первые три реактора – эфиризаторы – представляют собой аппараты достаточно большой емкости, обогреваемые паром через рубашку или змеевик. Жидкость в реакторе находится в состоянии кипения.

В реакторе типа тарельчатой колонны каждая тарелка играет роль реактора-эфиризатора и жидкость перетекает по колонне сверху вниз, находясь в состоянии кипения на каждой тарелке для обеспечения совмещения химической реакции с ректификацией.

### 5.1.3 Примеры конструкций реакторов жидкофазных процессов алкилирования бензола олефинами на $AlCl_3$

Процесс алкилирования бензола олефинами, катализируемый комплексом на основе  $AlCl_3$ , является жидкофазным и протекает с выделением тепла, т.е. реакции алкилирования бензола олефинами в присутствии  $AlCl_3$  проводят в системе Ж-Ж.

Для проведения процесса Ж-Ж применяют три типа реакторов.

На рис. 21 приведены примеры этих реакторов для алкилирования ароматических углеводородов в присутствии хлористого алюминия.

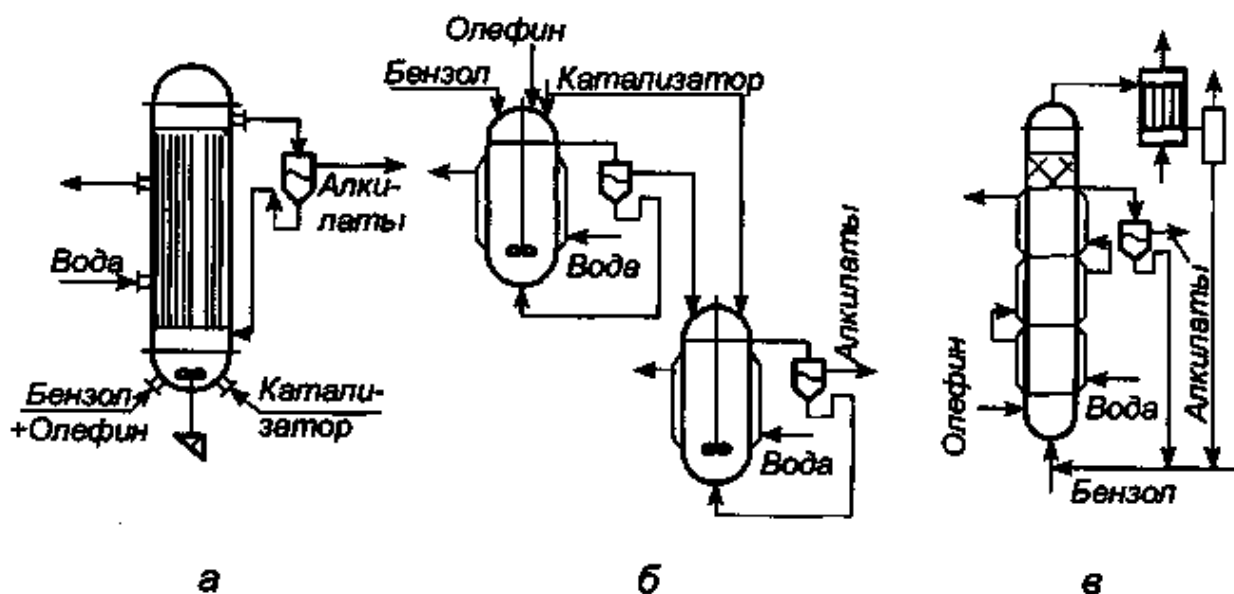


Рисунок 21 - Реакционные узлы для алкилирования ароматических углеводородов в присутствии хлористого алюминия

а - трубчатый реактор, б – каскад реакторов с мешалками; в – реактор колонного типа

Наиболее простым является *трубчатый аппарат* (рисунок 21, а), в нижней части которой размещается мощная мешалка, предназначенная для эмульгирования катализаторного раствора и реагентов. Такой тип аппарата часто используется при организации периодического процесса.

Реагенты (бензол и олефины), а также катализаторный раствор подают в нижнюю часть реактора.

Эмульсия поднимается вверх по трубам, охлаждаясь за счет воды, подаваемой в межтрубное пространство.

Продукты синтеза (алкилаты), непрореагировавшие бензол и олефины, а также катализаторный раствор выводятся из верхней части реактора и поступает в сепаратор.

В сепараторе происходит отделение катализаторного раствора от остальных продуктов (алкилата). Катализаторный раствор возвращается в реактор, а алкилаты направляются на разделение.

Время пребывания смеси в аппарате должно обеспечивать завершение реакции.

Для обеспечения непрерывности процесса может быть применен *каскад из 2-4 трубчатых реакторов*. На рис. 21, б представлен каскад из двух реакторов. Оба реактора представляют пустотелые аппараты с мешалками. Тепло отводится с помощью воды, подаваемой в «рубашки». Катализаторный раствор подают в оба реактора, реагенты – в верхнюю часть первого реактора.

При применении каскада реакторов с мешалками в первый реактор подают исходные реагенты, а реакционная масса через боковой перелив перетекает в следующий реактор, проходя предварительно сепаратор.

Реакционная масса из верхней части первого реактора поступает в сепаратор, из которого нижний (катализаторный) слой возвращается в реактор, а верхний – поступает в следующий реактор. Из верхней части второго реактора реакционная масса также поступает в сепаратор. Нижний (катализаторный) слой из сепаратора поступает в реактор, а верхний слой (алкилаты) направляются на разделение. Конверсия реагентов определяется числом реакторов. Процесс проводится при 40-60 °С.

Устройство каскада обусловлено тем, что в единичном реакторе смешения трудно избежать потерь алкилирующего агента с готовым продуктом. Время пребывания реакционной массы в каскаде при температуре реакции 40-60 °С составляет 50 мин.

*Непрерывное алкилирование ароматических углеводородов* газообразными олефинами можно проводить *в барботажных колоннах* (рис. 21, в). Жидкая реакционная масса, заполняющая колонну до бокового перелива, состоит из каталитического комплекса  $AlCl_3$ .

В нижнюю часть колонны подают сухой бензол и олефиновую фракцию, которая барботирует через слой жидкости, интенсивно ее перемешивая. Жидкая реакционная масса перетекает в сепаратор, где отстаивается более тяжелый каталитический комплекс, возвращаемый вниз алкилятора, а алкилат поступает на дальнейшую переработку.



На рис. 22 приведена конструкция основного аппарата – алкилятора - вертикального цилиндрического полого аппарата со сферическими днищами, выполненного из углеродистой стали.

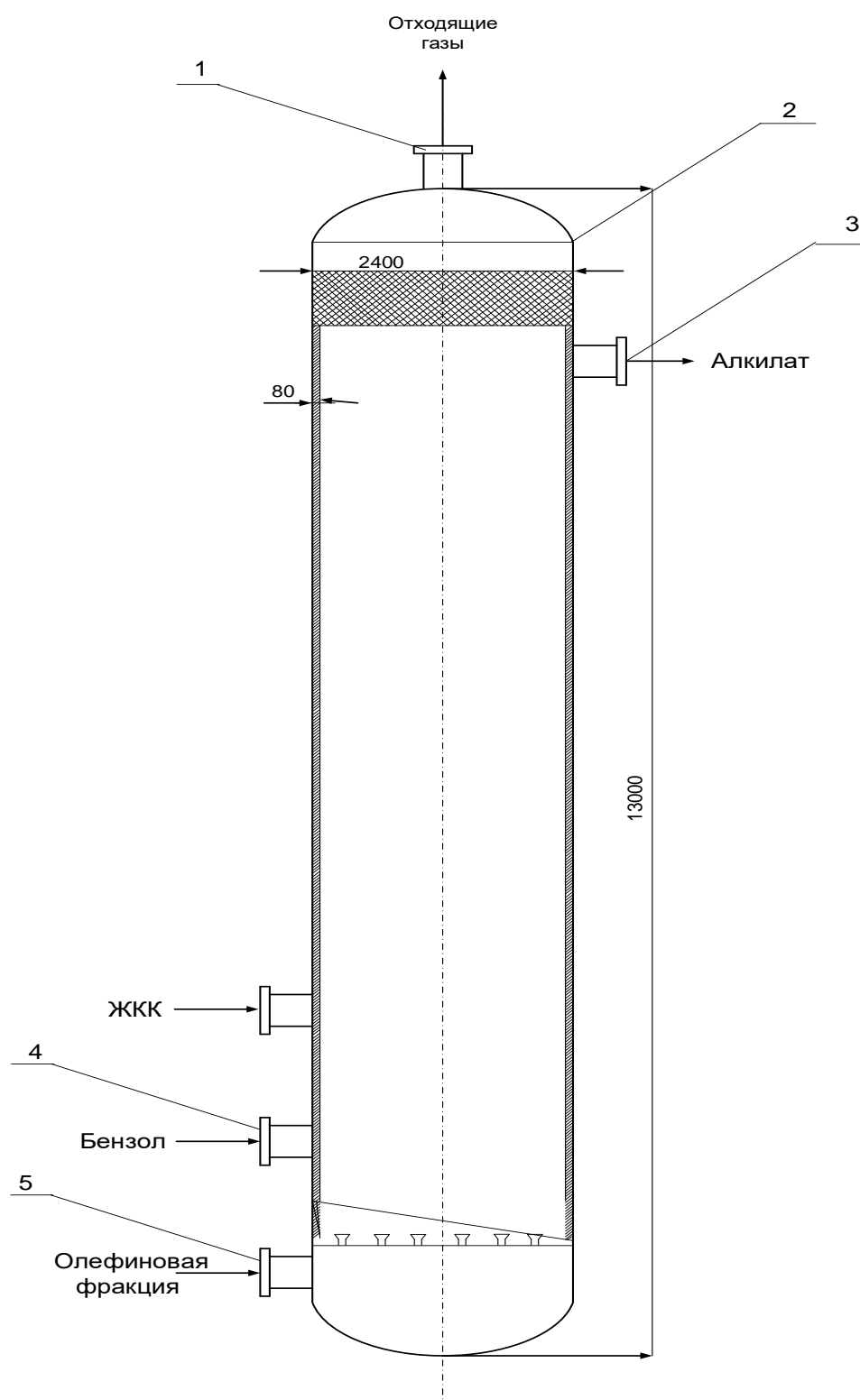


Рисунок 22 – реактор для алкилирования бензола олефинами в жидкофазным каталитическим комплексом ( $\text{AlCl}_3$ )



Внутренняя поверхность аппарата футерована кислотоупорной плиткой, эмалированной или футерованной графитовой плиткой для защиты от коррозии.

Сферические днища крепятся к обечайке при помощи плоских приварных фланцев с уплотнительной поверхностью типа «выступ - впадина», реактор заполнен смесью бензола с продуктами реакции и жидким алюминиевым комплексом (ЖАК).

Основное количество выделяющегося тепла отводят путем испарения некоторой части исходного бензола. Алкилирование ведут в присутствии жидкого катализаторного комплекса, содержащего 10-12 % хлорида алюминия, 50-60 % бензола и 25-30 % полиалкилбензолов.

Для образования хлороводорода, который является промотором реакции, в катализаторный комплекс добавляют воду, а также дихлорэтан или этилхлорид, при разложении которых выделяется хлороводород. Катализаторный комплекс, приготовленный в отдельном аппарате, направляют в алкилатор, куда снизу через распылитель подают олефиновую фракцию.

Верхняя часть колонны заполнена кольцами Рашига, которые играют роль каплеотбойника, остальная часть – катализаторным раствором.

Реагенты (бензол и олефины) подают в нижнюю часть колонны.

При работе на разбавленных фракциях олефинов желательно применять давление 0,5-0,6 МПа для облегчения конденсации бензола и поддерживать температуру 130-140 °С.

Однако увеличение температуры приводит к повышению степени смолообразования и, соответственно, дезактивации катализатора.

В связи с этим процесс целесообразно проводить при  $P = 0,15-0,20$  МПа и незначительном количестве отходящих газов. В этом случае температура не превышает 100°С и уменьшается смолообразование.

Катализаторный раствор вместе с продуктами алкилирования и непрореагировавшим бензолом выводят из верхней части колонны и направляют сепаратор. Нижний слой возвращают в колонну, а верхний слой (алкилатный) слой направляют на разделение



## **5.2 Конструкция реакторов для проведения гетерогенных процессов в системе газ- жидкость**

Гетерогенные процессы характеризуются наличием двух или более взаимодействующих фаз, поэтому они протекают с переносом вещества через поверхность раздела фаз.

Процессы с участием жидких и газообразных реагентов широко применяются в химической промышленности. К ним относятся адсорбция и десорбция газов, испарение и конденсация паров, полимеризация в газах с образованием жидких полимеров, и др.

Процессы, протекающие в системе газ – жидкость, широко распространены и в нефтехимической промышленности. К ним относятся: процессы окисления органических соединений молекулярным кислородом, синтез кумола и гидроперекиси кумола, процессы гидрирования, алкилирования, сульфирования, сульфатирования триоксидом серы, галогенирование, нитрование, гидратация, гидроформилирование, синтез уксусной кислоты из метанола и  $\text{CO}_2$  и др.

Химические процессы в системе газ-жидкость проводятся в реакторах смешения и вытеснения, а также каскаде реакторов или в секционированных аппаратах.

Примером реакторов для осуществления гетерогенных процессов между газами и жидкостями Г-Ж является большое многообразие различных конструкций реакционных устройств: колонные реакторы, пленочные реакторы, с насадкой, трубчатые, барботажные, с ситчатыми тарелками, с колпачковыми тарелками, реакторы с разбрызгиванием жидкости, полые, циклонные, реактор с распылением жидкости, пенные реакторы (рис. 23).

Основные условия достижения в них высоких степеней превращения, селективности процесса и устойчивости технологического режима заключаются в обеспечении хорошего контакта фаз и теплообмена в реакторе.

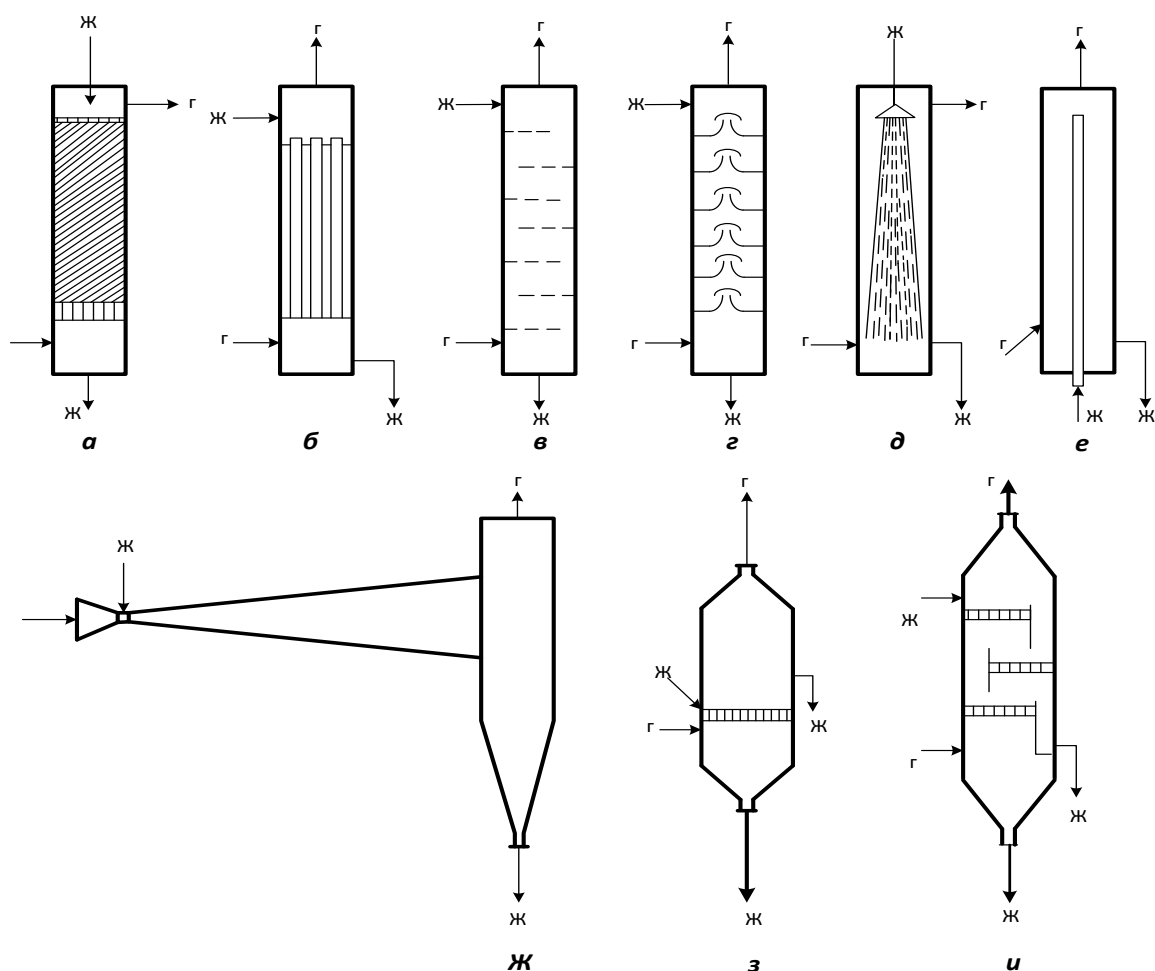


Рисунок 23 - Типы реакторов для гетерогенных процессов между газами и жидкостями (Г-Ж)

**a-e** – колонные реакторы; **a, б** – пленочные; **a** - с насадкой; **б** - трубчатые; **в,г** – барботажные; **в** – с ситчатыми тарелками; **г** – с колпачковыми тарелками; **д, е** – реакторы с разбрызгиванием жидкости; **д**-полый; **е** – циклонный; **ж** - реактор с распылением жидкости; **з, и** – пенные реакторы; Г-газ, Ж –жидкость

В зависимости от способа образования межфазной поверхности газожидкостные реакторы разделяют на три основные группы:

1. Барботажные реакторы, в которых поверхность раздела фаз образуется при введении газа в слой жидкости через газораспределительные устройства различной конструкции (барботеры) в слой жидкости (группа РБ);
2. Реакторы с механическим диспергированием газа, в которых вводимый в аппарат газ распределяется в жидкости различными механическими перемешивающими устройствами, мешалками и т.п. (группа РМ);
3. Пленочные реакторы, в которых контакт газа осуществляется с жидкостью, движущейся или находящейся в аппарате в виде тонкой пленки на стенках аппарата (группа РП).



4. Инжекционно-струйные реакторы, где газ подсасывается и диспергируется турбулентными струями жидкости.

В каждой группе реакторов могут быть аппараты различных типов, имеющие различную конструкцию, что в свою очередь определяет гидродинамику и тепло-и массообмен в реакторе.

Также при выборе типа реактора для системы газ-жидкость важнейшими факторами являются продолжительность реакции и соответственно требуемый рабочий объем (большой или малый), состав газа (чистый газ или смесь, например, воздух), рабочее давление в аппарате, величина теплового эффекта реакции.

Для перемешивания газожидкостной смеси в зоне реакции в принципе могут применяться механические перемешивающие устройства или барботаж, например, кислородсодержащего газа, вводимого в реакционную зону.

В зависимости от скорости химической реакции контактирование газа и жидкости в реакторах осуществляется также по-разному. При малой и средней скорости газ диспергируют с помощью барботеров. При быстром протекании реакции используется либо интенсивное механическое перемешивание фаз, либо диспергирование жидкости в виде пленки в газовой фазе.

### **Реакторы барботажные (группа РБ)**

Это большая группа реакторов, отличающаяся простотой конструкции, высокой эксплуатационной надежностью, и находящая широкое применение в химической, нефтехимической и других отраслях промышленности.

Общим признаком для реакторов этой большой группы является естественное диспергирование газа при подъеме его пузырей в жидкости. Движение жидкости или газожидкостной смеси в зависимости от конструкции реактора может быть различным. Реакторы барботажные (РБ) классифицируются по конструкции на реакторы барботажные колонные (РБК), реакторы барботажные газлифтные (РБГ) и реакторы барботажные змеевиковые (РБЗ).

Ниже рассматривается каждый тип этих реакторов системы газ-жидкость.



### ***Реакторы барботажные колонного типа***

Реакционные аппараты колонного типа с насадкой или тарелками, колонные барботажные реакторы (рис. 23, а-е) получили широкое применение в нефтехимических процессах. Эти реактора по конструкции мало отличаются от адсорбционных, ректификационных и других тепло-и массообменных аппаратов.

Реакторы такого типа выполняются в виде вертикальной колонны с размещенными внизу газораспределителями–барботерами. Колонна может быть пустотелой или секционированной горизонтальными перегородками 3, служащими промежуточными газораспределителями и уменьшающими продольную циркуляцию жидкости. Теплообменными устройствами служат размещенные внутри змеевики или стенки аппарата, заключенные в рубашку.

Сравнительная простота конструкции барботажных колонн позволяет проектировать их на большие объемы, допускает установку антикоррозионной футеровки и гарантирует высокую надежность в эксплуатации.

Характерным признаком работы барботажной колонны является неорганизованная и слабая циркуляция жидкости. Однако характерным признаком работы барботажной колонны является неорганизованная и слабая циркуляция жидкости, что не позволяет обрабатывать в барботажной колонне неоднородные жидкости или суспензии.

Пропускная способность колонн по газу лимитируется его приведенной скоростью (отнесенной к площади свободного сечения аппарата), которая обычно не превышает 0,1 м/с. При более высоких скоростях значительно возрастает газосодержание, что при заданном количестве обрабатываемой жидкости приводит к неопределенному увеличению общего объема реактора. Кроме того, при высоких скоростях газа возникают крупномасштабные пульсации, влекущие за собой пульсацию давлений и вибрацию аппарата.

Пропускная способность реакторов колонного типа по жидкости (при непрерывном процессе) определяется необходимым временем пребывания ее в колонне.

Возможность получения больших объемов является основной причиной частого использования этих колонн как аппаратов периодического действия.

При конвективном отводе теплоты через стенки, заключенные в рубашки, удельная площадь поверхности теплообмена (отнесенная к объему колонн) уменьшается с увеличением их диаметра, зачастую не обеспечивая необходимого съема теплоты реакции.

Крупногабаритные барботажные колонны (больших диаметров) нецелесообразно применять для проведения реакций с большим тепловым эффектом.

При конвективном отводе тепла через стенки, заключенные в рубашки, удельная поверхность теплообмена, отнесенная к единице объема, уменьшается с увеличением объема колонн, не обеспечивая необходимого съема тепла. Размещения внутри колонны большого числа дополнительных теплообменных элементов усложняет конструкцию аппарата. Способ отвода тепла за счет испарения части жидкости упрощает конструкцию колонны, но требует установки выносных теплообменных устройств. В целом агрегат получается конструктивно сложным, так как нарушается один из основных принципов проектирования теплообменных устройств там, где выделяется теплота, т.е. непосредственно в реакционном объеме.

При упрощенном подходе барботажные колонны, не секционированные горизонтальными перегородками, обычно относят к аппаратам идеального смешения по жидкой фазе и вытеснительного типа по газовой. При секционировании каждая секция рассматривается как аппарат идеального смешения.

На рис. 24 изображен *барботажный колонный реактор*. Жидкий реагент вводится в колонну 1 снизу, газовый - через барботер (газораспределительное устройство) 4, внутри колонны размещаются дополнительные газораспределительные решетки 2. Температурный режим реакции поддерживается подачей теплоносителя в рубашку 3 или установкой внутренних теплообменных змеевиков.

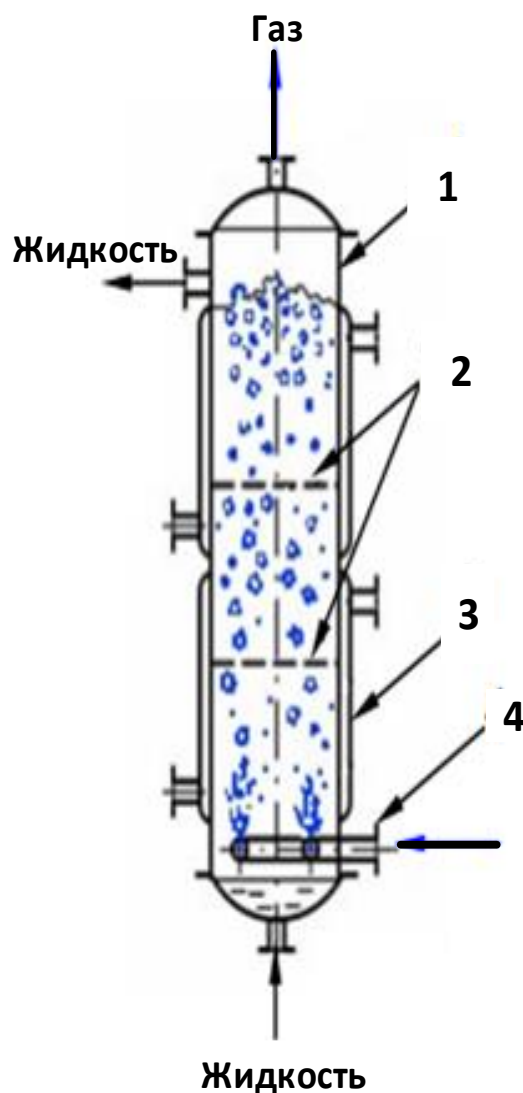


Рисунок 24 – Схема барботажного колонного реактора

1 – корпус; 2 – газораспределительные решетки; 3 – рубашка; 4 – барботер;  
 ————— направление подачи жидких реагентов и выхода жидких продуктов реакции  
 ————— направление движения газовой фазы

Барботажные колонны имеют простую конструкцию, имеют большой объём, часто используются как реактора периодического действия.

Использовать такие аппараты для проведения реакций с большим тепловым эффектом не целесообразно, так как удельная поверхность теплопередачи в них мала (особенно в реакторах с рубашками).

На рис. 25, 26 приведены конструкции барботажных реакторов с насадками для получения акрилонитрила из ацетилена и синильной кислоты, и колонного типа для получения изопропилбензола.



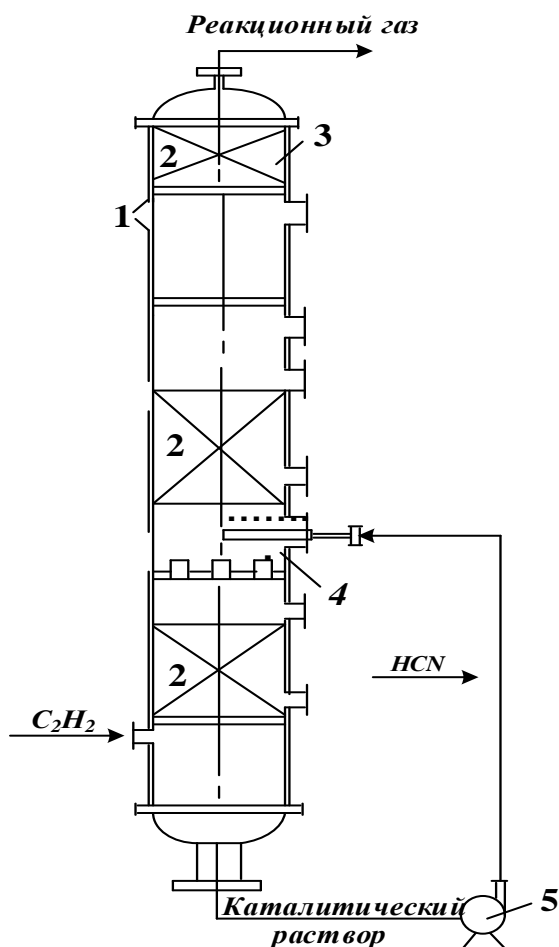


Рисунок 25 – Реактор для производства акрилонитрила

1 - паровая рубашка; 2 - насадка; 3 – тарелка для насадки; 4 – распределительная решетка для жидкости; 5 - насос

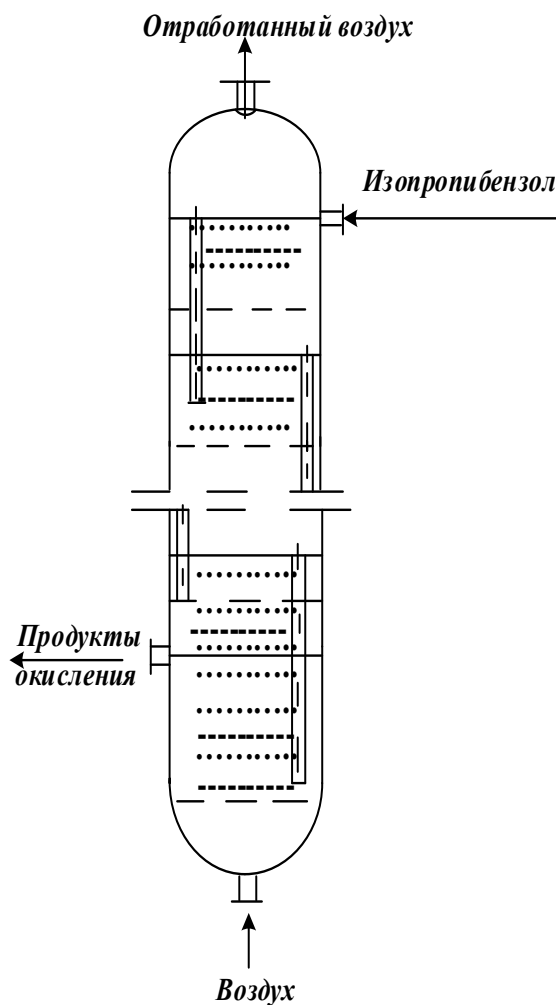


Рисунок 26 - Реактор колонного типа с барботажными тарелками

Например, реактор для получения акрилонитрила (рис.25) внутри облицован кислотоупорной плиткой. Температура реакции ( $70-90^{\circ}\text{C}$ ) поддерживается с помощью наружной паровой рубашки. Свежий ацетилен вместе с непрореагировавшим рециркулирующим ацетиленом вводят в колонну-реактор у ее основания. Затем ацетилен проходит через слой насадки противотоком каталитическому раствору ( $\text{CuCl}-\text{NH}_4\text{Cl}-\text{HCl}-\text{H}_2\text{O}$ ) и смешивается с HCN. Продукт реакции акрилонитрил удаляется вместе с побочными продуктами из верхней части колонны.

В насадочных реакторах насадка (кольца Рашига, Палля, Лессинга и др. засыпается на опорные решетки, имеющие отверстия для стока жидкости и



прохождения газа.

**Реактор колонного типа** для окисления изопропилбензола представляет собой секционированную колонну с барботажными тарелками (рис.26).

На каждой тарелке расположен змеевик водяного охлаждения для отвода теплоты реакции. ИПБ подается на верхнюю тарелку и по сливным трубам перетекает на низлежащие тарелки. Воздух поступает под нижнюю тарелку и поднимается вверх, барботируя через слой жидкости на каждой тарелке.

Температуру на каждой тарелке регулируют подачей воды в змеевик. Число секций окисления достигает 8-10.

На рис.27 приведено устройство колонны с колпачковыми и ситчатыми тарелками, которое представляет собой абсорбционную колонну с насадкой.

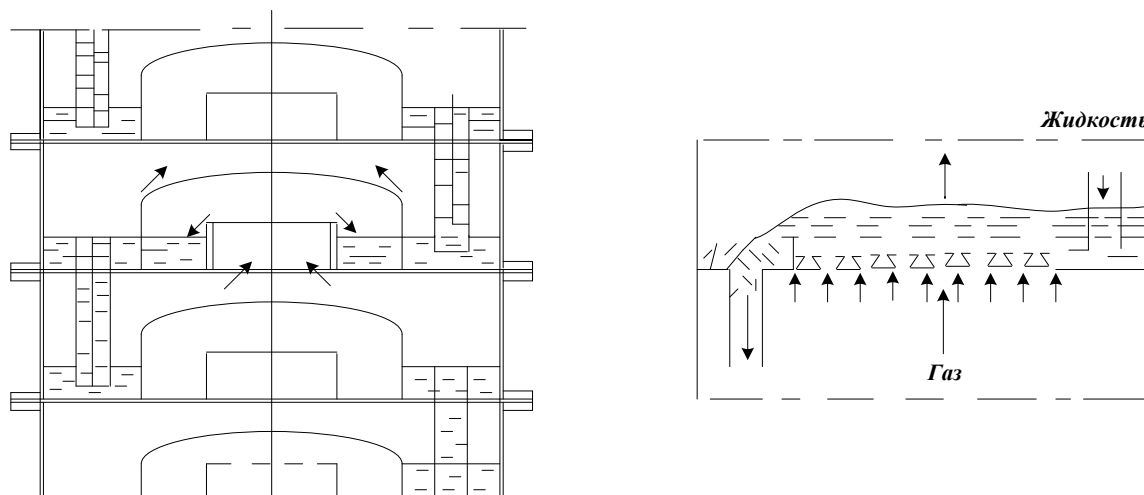


Рисунок 27 - Устройство колонны с колпачковыми и ситчатыми тарелками

Реакторы с тарелками колпачковыми и ситчатыми (рис. 26, 27) имеют заметные преимущества перед насадочными. Необходимый объем жидкости в реакторе такого типа может быть обеспечен соответствующим регулированием уровня на тарелках. При этом достигается хороший контакт между газами и жидкостью.

Реакторы с тарелками нашли применение в процессах окисления алкилароматических углеводородов в гидропероксиды, производстве спиртов сернокислотной гидратацией.





### ***Барботажные газлифтные и барботажные кожухотрубные реакторы***

Для экзотермических процессов с большим тепловым эффектом (сульфатирование спиртов  $\text{SO}_3$ , сульфатирование алкилароматических углеводородов в кислоты) в промышленности используются реакторы пленочного и газлифтного типа, которые обеспечивают высокую стенку контакта между газом и жидкостью и эффективный теплообмен через стенку аппарата.

Газлифтный реактор отличается от барботажной колонны тем, что внутри корпуса 1 установлены одна или несколько барботажных труб 2, в которые с помощью газораспределителя 3 вводится газ (рис. 28).

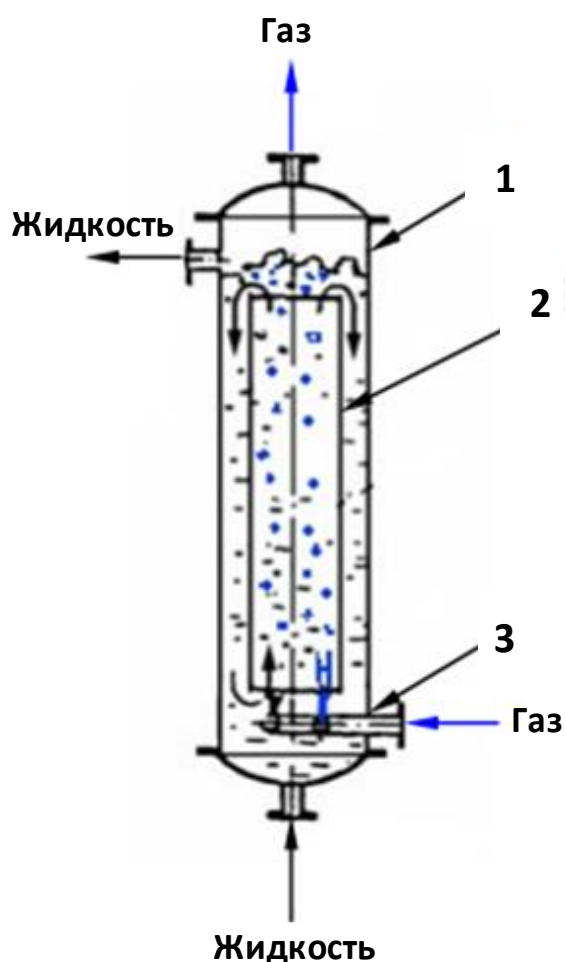


Рисунок 28 – Схема газлифтного реактора

1 – корпус, 2 – барботажная труба, 3 – барботер,  $\longrightarrow$  направление подачи жидких реагентов и выхода жидких продуктов реакции,  $\longrightarrow$  направление движения газовой фазы

В *газлифтном реакторе*, приведенном на рис. 28, скорость движения газожидкостной смеси значительно больше, чем в барботажных колоннах.

Это позволяет увеличить нагрузку таких аппаратов по газу, улучшить теплообмен между реагентами и встроенными теплообменными элементами или наружными рубашками, позволяет проводить реакции между газовой фазой и эмульсиями жидкостей с существенно - разными плотностями.

В барботажную трубу 2 через барботер 3 вводится газовый реагент. Жидкие реагенты подаются в нижнюю часть колонны и сверху реактора выводятся жидкие продукты реакции. При подаче газа в барботажной трубе образуется газожидкостная смесь, плотность которой меньше плотности однородной жидкости в циркуляционной зоне аппарата, поэтому барботажная труба работает как газлифт, и реагенты интенсивно циркулируют в аппарате.

Наглядным примером процесса, проводимого в барботажных колоннах, является процесс алкилирования ароматических углеводородов газообразными олефинами. Жидкая реакционная масса, заполняющая колонну до бокового перелива, состоит из каталитического комплекса  $AlCl_3$ . В нижнюю часть колонны подают сухой бензол и олефиновую фракцию, которая барботирует через слой жидкости, интенсивно ее перемешивая. Жидкая реакционная масса перетекает в сепаратор, где происходит отделение более тяжелого каталитического комплекса, который возвращается в зону реакции в низ алкилятора. Отделенный от катализатора  $AlCl_3$  алкилат поступает на дальнейшую переработку.

На рисунке 28 приведена наиболее простая конструкция газлифтного реактора, выполненного в виде колонны с центральной барботажной трубой.

Такой реактор, снабженный рубашкой на корпусе колонны, может быть использован для проведения химических реакций, сопровождающихся тепловым эффектом. Реактора этого типа, отличаясь простотой конструкции имеют один существенный недостаток – малую удельную поверхность теплообмена, величина которой уменьшается с увеличением диаметра колонны. Поэтому, применение в промышленности реакторов больших объемов,

выполненных в виде колонны с центральной барботажной трубой и рубашкой на корпусе, допустимо только при малых тепловых эффектах реакции.

Теплообменную поверхность реактора можно увеличить, применив специальную конструкцию барботажной трубы (рис. 29).

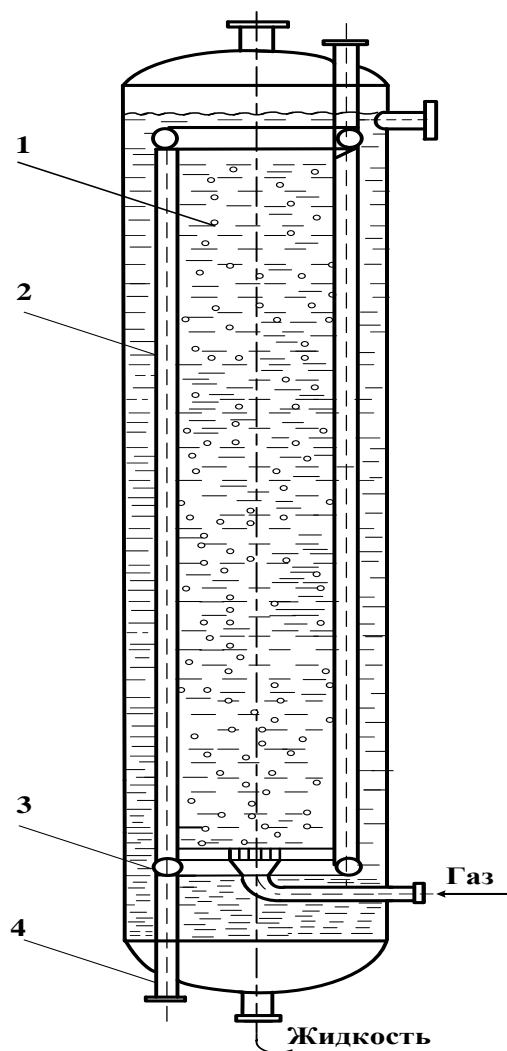


Рисунок 29 - Газлифтный реактор с центральной барботажной трубой

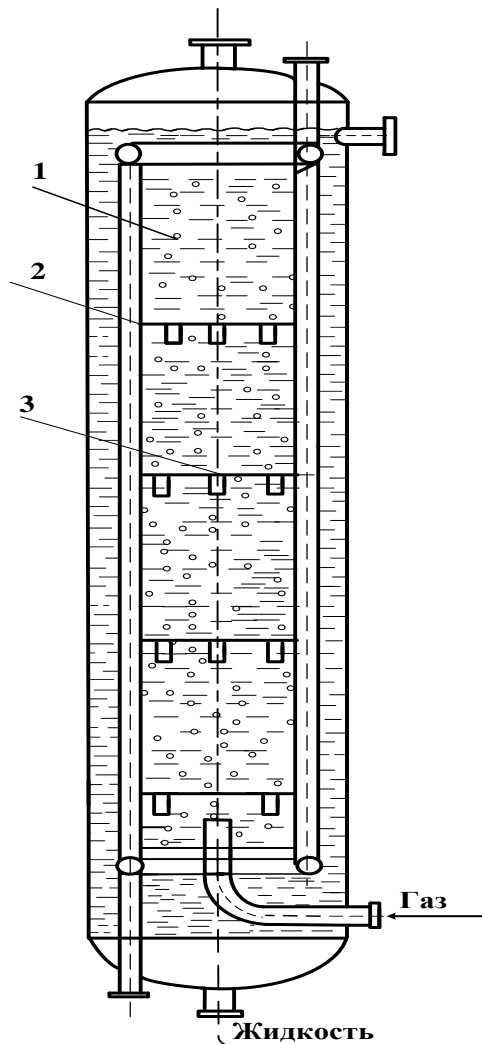


Рисунок 30 - Газлифтный, секционированный перегородками с газораспределительными патрубками

Конструкция секционированного газлифтного реактора, но с выносной зоной циркуляции и теплообмена, была разработана в институте хлорной промышленности (рис. 31).

В этом аппарате барботажная зона была выполнена в виде колонны 1, секционированной ситчатыми перегородками 2. В наружный циркуляционный контур включен теплообменник 3.



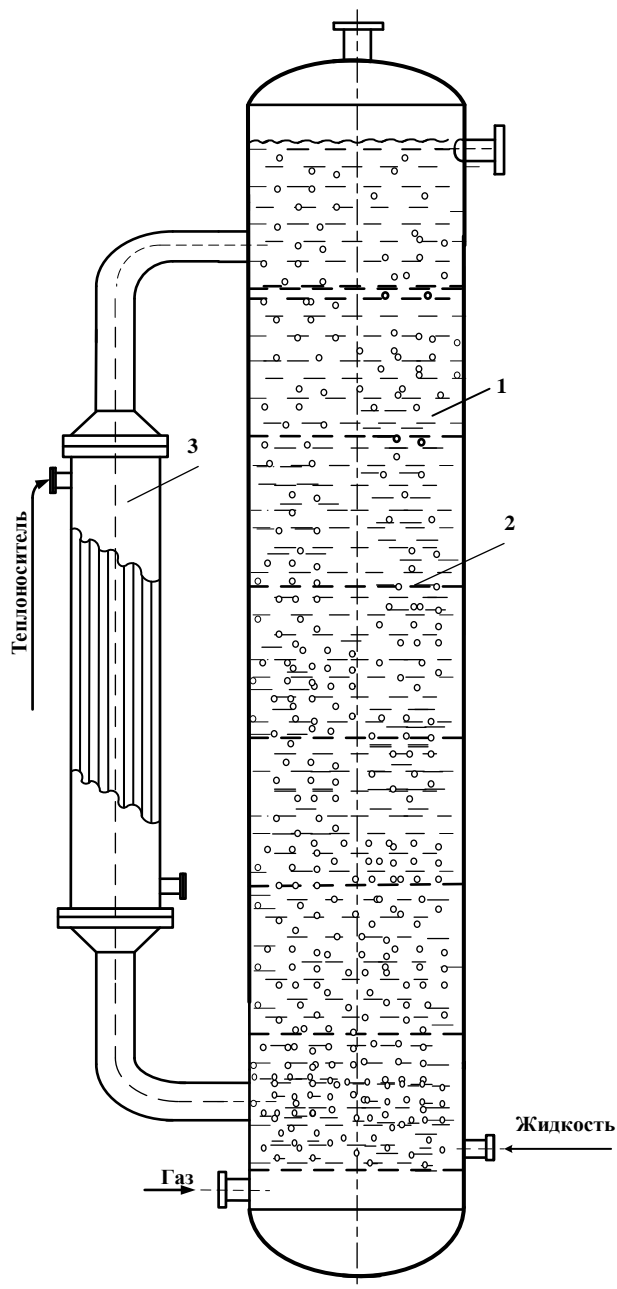


Рисунок 31 - Реактор, секционированный ситчатыми перегородками

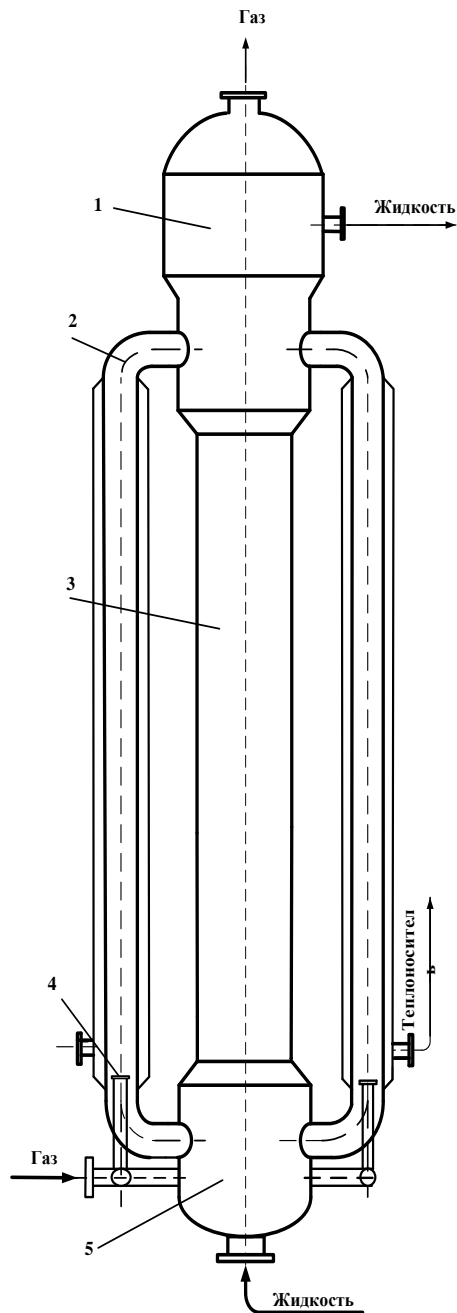


Рисунок 32 - Реактор, секционированный ситчатыми перегородками

В некоторых конструкциях теплообменники подсоединены к каждой ступени, ограниченной сверху и снизу ситчатыми перегородками. Возможность использования стандартных теплообменников упрощает технологию изготовления аппарата, а установка, например, блочных графитовых теплообменных устройств позволяет работать на коррозионных средах.

В таком реакторе газ проходит вместе с жидкостью через отверстия



перегородок, равномерно распределяясь по всему сечению барботажной зоны.

Прямоточное движение газа и жидкости обеспечивает устойчивый режим работы реактора без захлебывания при любых нагрузках по обоим фазам. Однако при монтаже реактора следует учитывать, что незначительное отклонение ситчатой перегородки от горизонтального положения нарушает равномерность распределения газа, особенно это ощутимо при больших диаметрах аппарата.

Усовершенствование удельной поверхности теплообмена привело к разработке конструкций многотрубных газлифтных реакторов.

Один из таких аппаратов, предложенный Кружаловым и Хчеяном, приведен на рис. 32. Он состоит из верхней 1 и нижней 5 цилиндрических емкостей, соединенных между собой вертикальными трубами. В центре находится циркуляционная труба 3, а по периферии – барботажные трубы 2. В каждой трубе 2 размещен барботер 4. Теплоноситель подается в рубашки, установленные на барботажных трубах. Не исключена возможность установки рубашки и на циркуляционной трубе.

Приведенные конструкции газлифтных реакторов, обладая большей удельной теплообменной поверхностью по сравнению с колонными аппаратами, имеют и свои недостатки, которые в основном заключаются в сложности изготовления и большой металлоемкости.

Конструктивно более совершенными являются газлифтные реакторы, в которых барботажные и циркуляционные трубы объединены в общем кожухе. Два варианта таких кожухотрубных газлифтных реакторов приведены на рис. 33. Реактор на рис. 33, а выполнен в виде трубчатого теплообменника с увеличенной по высоте верхней крышкой 1, где происходит отделение газа от жидкости. Закрепленные в трубных решетках трубы поделены на барботажные 2 и циркуляционные 3.

Нижние концы всех труб выведены под трубную решетку на длину  $l = (4,5 \div 5)d$ , где  $d$  – внутренний диаметр труб.



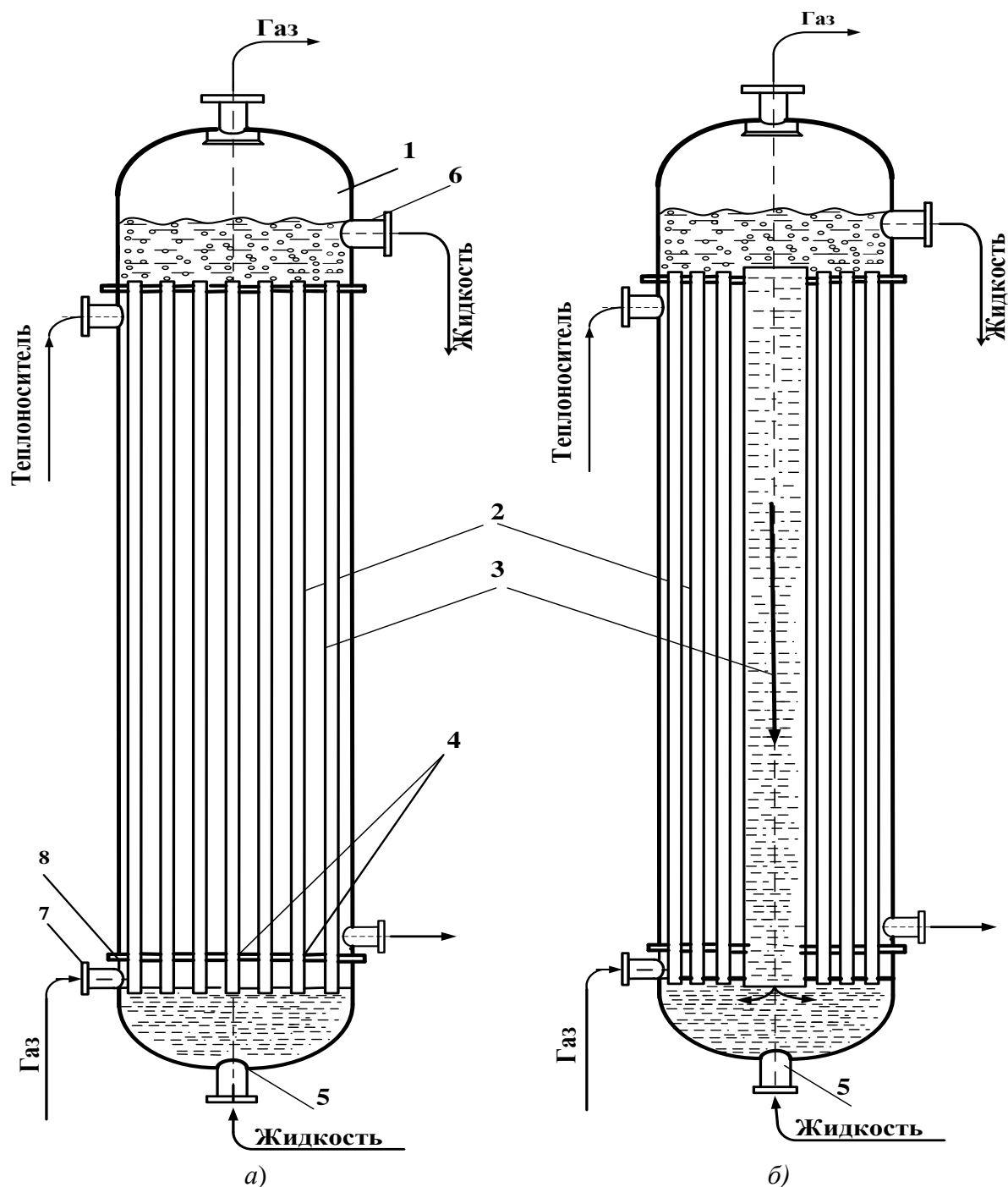


Рисунок 33 – Кожухотрубные газлифтные реакторы: а) – с равномерным распределением труб; б) - с центральной циркуляционной трубой

В стенках выступающих концов барботажных труб на расстоянии  $h = 4d$  от нижнего среза просверлены отверстия 4, расположенные на одном уровне.

Диаметр и количество отверстий в одной трубе выбираются исходя из условий работы газораспределителя. Жидкость вводится через штуцер 5 и, заполнив трубное пространство сливается через штуцер 6. При подаче в реактор



газа по штуцеру 7 под нижней трубной решеткой образуется газовый слой, отжимающий жидкость вниз до тех пор, пока не откроются отверстия 4 и газ не устремится через них в барботажные трубы. Для устранения волнения поверхности жидкости газ направляется под нижнюю трубную решетку отбойным листом 8. Межтрубное пространство реактора используется для подачи теплоносителя. В ряде случаев целесообразно устанавливать в реакторе циркуляционную трубу большего диаметра, как показано на рис. 33, б.

Установка одной или нескольких циркуляционных труб большого диаметра и увеличение диаметра барботажных труб позволяет изменить рабочий объем реактор и его теплообменную поверхность.

### ***Реактор барботажный змеевиковый (тип РБЗ)***

Наиболее распространенная конструкция змеевикового реактора (рис. 34) представляет собой ряд вертикальных труб 1, последовательно соединенных калачами 3.

В нижней части первой трубы установлен смеситель газа и жидкости 2. Последняя труба соединена с сепаратором 4, в котором происходит отделение газа от жидкости. В отличие от газлифтного трубчатого реактора в этом аппарате существует как восходящее движение газожидкостной смеси (в нечетных трубах), так и нисходящее (в четных трубах).

Устойчивые гидродинамические режимы наблюдаются при приведенных скоростях газа от 0,3 до 10 м/с и жидкости от 0,4 до 2 м/с.

Достаточно высокие скорости потоков позволяют обрабатывать в змеевиковом реакторе неоднородные жидкие системы с большой разницей плотностей фаз.

Для поддержания необходимых тепловых условий реакции теплоноситель можно подавать в рубашки, устанавливаемые на каждой трубе или помещать весь пучок труб в общее термостатическое пространство. Первый вариант позволяет изменять условия теплообмена по длине реактора и целесообразен

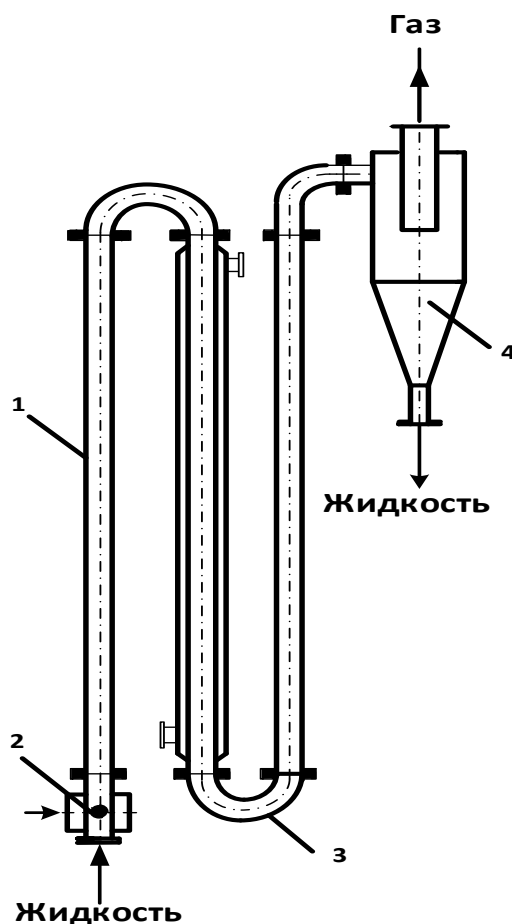


Рисунок 34 – Реактор барботажный змеевиковый (тип РБЗ)

тогда, когда для разогрева реактора применяется теплоноситель с высоким давлением.

Второй вариант дает возможность создавать более компактную конструкцию меньшей металлоёмкости, но она менее надежна в эксплуатации, особенно при высоких давлениях в трубном пространстве, вследствие более сложного узла последовательного соединения труб.

Змеевиковый реактор целесообразно применять для проведения химических реакций с малым временем превращения – не более 15-20 мин, в противном случае его длина и сопротивление становятся слишком большими. Особенно перспективно его применение для реакций, протекающих при высоких давлениях, так как при малых диаметрах труб (по сравнению с диаметрами барботажных колонн) толщина их стенок, рассчитанная из условия прочности, будет небольшой, что способствует лучшей передаче тепла через стенку.

С точки зрения математического моделирования этот реактор близок к





аппаратам идеального вытеснения.

### *Реакторы эрлифтного типа*

Для осуществления реакций в системе газ-жидкость также принимают реакторы эрлифтного типа. Такой аппарат состоит из двух частей: барботажной и циркуляционной.

Реактора этой конструкции применяются при проведении процесса окисления изопропилбензола (рис. 35).

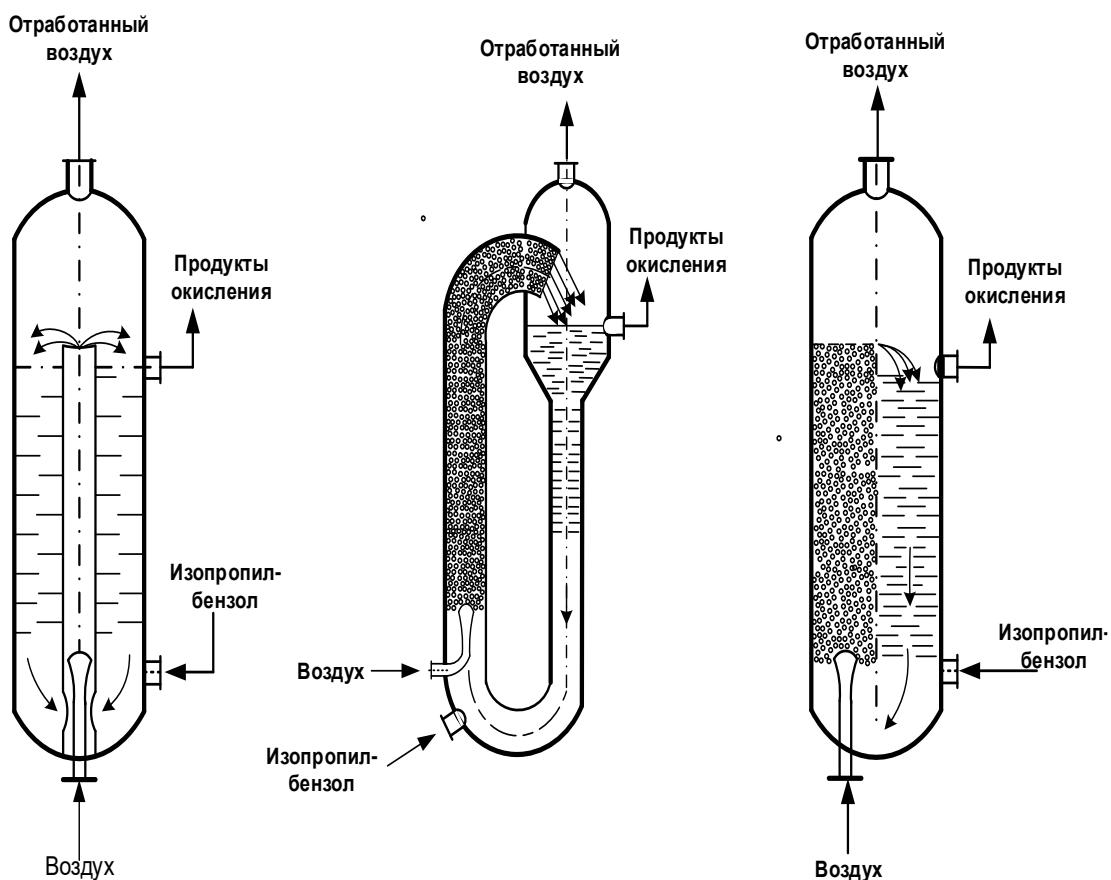


Рисунок 35 - Реактора эрлифтного типа

Для осуществления одного и того же процесса в системе газ- жидкость могут применяться реактора разных конструкций.

Например, для окисления **ИПБ** применяют реактора следующих типов: реактора колонного типа, реакторы с перемешивающим устройством, реакторы эрлифтного типа.



## Реакторы с механическим перемешиванием (группа РМ)

В реакторах с механическим перемешиванием газожидкостной смеси (мешалками разной конструкции) вследствие развитой турбулентности достигается наиболее тонкое диспергирование газа в жидкости, что обеспечивает высокую удельную площадь поверхности контакта фаз.

Такие реакторы целесообразно использовать в случаях, когда газожидкостная реакция протекает с достаточно большой скоростью и процесс лимитируется скоростью массопереноса, например, кислорода в жидкость, т.е. диффузионными факторами.

В классификацию включены два типа аппаратов, конструкции которых обеспечивают различное движение газожидкостной смеси.

**Реактор с мешалкой в свободном объеме (тип РМС).** Такой аппарат (рис. 36) выполняется в виде сосуда 1 с мешалкой 2, под которую через трубу-барботер 3 вводится газ.

Наиболее эффективными устройствами для диспергирования газа в жидкости считаются турбинные открытые мешалки с прямыми и изогнутыми лопастями. Такая мешалка создает в аппарате два циркуляционных контура газожидкостной смеси (над мешалкой и под ней). Пропускная способность по газу реакторов с мешалкой в свободном объеме ограничена режимом захлебывания, когда при достижении некоторого расхода газа, подаваемого в аппарат, избыточное его количество не диспергируется в жидкости, а, обтекая мешалку, поднимется вверх вдоль вала.

При перемешивании наиболее эффективными турбинными мешалками открытого типа этот режим наступает при скорости газа в свободном сечении аппарата 0,05-0,1 м/с, при условии, что критерий расхода газа  $Y_T / (n d_m) > 0,6:0,7$ , где  $n$ - частота вращения мешалки,  $s^{-1}$ ;  $d_m$ - ее диаметр, м.

При высоких расходах газовой фазы это заставляет увеличивать число оборотов и размеры мешалки, а, следовательно, и мощность, затрачиваемую на перемешивание.



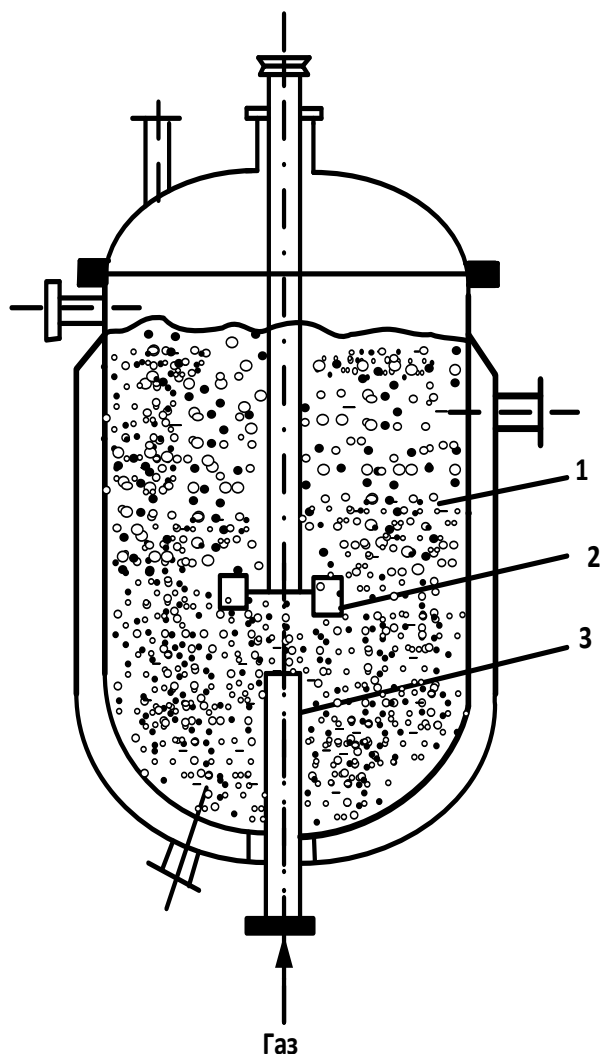


Рисунок 36 - Реактор с мешалкой в свободном объеме (тип РМС)

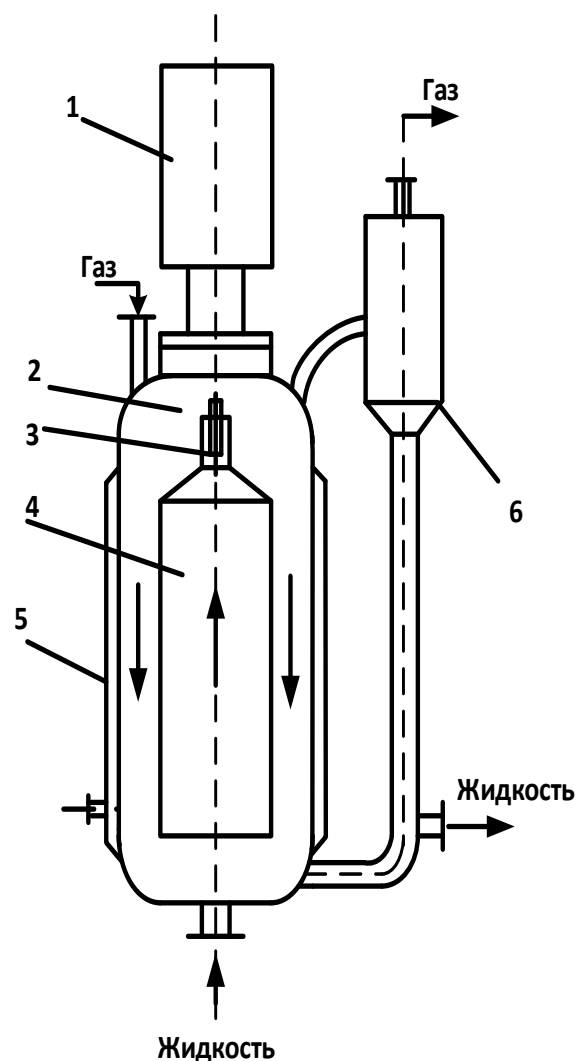


Рисунок 37 - Реактор с мешалкой в циркуляционном контуре (тип РМЦ)

**Реакторы с мешалками** можно компоновать в каскады. Теплообменными элементами в реакторах с мешалками в свободном объеме служат стенки сосуда, заключенные внутри аппарата. При проведении реакций с большим тепловым эффектом теплообменной поверхностью рубашки змеевиков часто оказывается недостаточно. В этом случае приходится значительно усложнять конструкцию, устанавливая дополнительные выносные теплообменники, через которые циркулирует реакционная жидкость, перекачиваемая насосом.

Реакторы с мешалками применяются главным образом в периодических процессах и малотоннажных производствах.



При математическом моделировании реакторы с мешалками рассматривают как аппараты идеального смешения.

Основным конструктивным недостатком реакторов с мешалками является необходимость герметизации узла ввода вала мешалки в аппарат. Этот узел значительно ухудшает эксплуатационную надежность реактора, особенно при работе с высокими давлениями. Для повышения надежности работы узла уплотнения в качестве привода используют герметические электродвигатели с экранирующей гильзой.

**Реактор с мешалкой в циркуляционном контуре (тип РМЦ).** Этот аппарат (рис. 37) имеет герметичный электропривод 1, установленный на крышке сосуда 2. Винтовая мешалка 3, размещенная в узкой части центральной трубы 4, создает интенсивную циркуляцию жидкости.

Изотермические условия реакции обеспечиваются вводом теплоносителя в рубашку 5. Газожидкостная смесь заполняет весь объем сосуда 2, а газ выводится из выносного сепаратора 6.

Диспергирование газа происходит как в зоне мешалки (за счет непосредственного воздействия ее лопастей на газовые пузырьки), так и в циркуляционном контуре (за счет турбулентных пульсаций жидкости). Поэтому в таких аппаратах удается получить наибольшую удельную межфазную поверхность системы газ-жидкость. Высокая скорость циркулирующей жидкости, достигающая 3 м/с, позволяет обрабатывать в них неоднородные системы с большой разностью плотностей фаз.

Теплообменными элементами в реакторе с циркуляционным контуром могут являться стенки сосуда, заключенные в рубашку, и центральный стакан, выполненный из кольцеобразно расположенных вертикальных труб, соединенных друг с другом пластинами-перемычками.

Реакторы с мешалкой в циркуляционном контуре считаются наиболее эффективными аппаратами для проведения химических превращений в системах газ-жидкость. Однако вследствие сложности конструкции. Особенно узла герметизации ротора привода вала мешалки, низкого к.п.д. электродвигателя с

экранирующей гильзой и ограничений по съему тепла аппараты большой емкости пока не имеют широкого применения в промышленности.

## Реакторы пленочные (группа РП)

### *Аппараты с пленочным течением жидкости*

Аппаратам с пленочным течением жидкости до сих пор уделялось мало внимания как химическим реакторам. Однако в ряде случаев они оказываются наиболее приемлемы устройствами для проведения химических превращений в системах газ-жидкость.

Эти реакторы предпочтительны в случаях быстрых реакций, когда доля реагента в газовой фазе мала. В случаях быстрых реакций время пребывания жидкости в аппарате, как правило, не более минуты, объемное соотношение расходов газа и жидкости, участвующих в реакции, очень велико, т.е. мала концентрация реагирующего компонента в газовой фазе.

Их целесообразно использовать при больших соотношениях объемных расходов газа и жидкости ( $V_g/V_{ж}$  до 1000).

При таком соотношении равномерное распределение газа и жидкости по сечению аппарата может быть обеспечено только за счет создания пленочного течения жидкой фазы. Пленочные газожидкостные химические реакторы позволяют работать при высоких тепловых эффектах.

Конструкции пленочных реакторов представлены четырьмя типами, и их различие обусловлено в основном характером движения жидкости в пленке:

- реакторы пленочные со стекающей пленкой (РПС);
- реакторы пленочные с восходящей пленкой (РПВ);
- реакторы пленочные с закрученным газожидкостным потоком (РПЗ);
- реакторы пленочные роторные (РПР).

В большинстве случаев реактора РП представляет собой *кожухотрубчатый аппарат*, в трубах которого происходит химическая реакция, в межтрубное пространство подается теплоноситель. Жидкость стекает



пленкой по стенкам трубок, газ поднимается по центру (РПС). Существуют так же аппараты с восходящей пленкой жидкости (РПВ).

### *Реактор со свободно стекающей пленкой (тип РПС)*

Наиболее совершенным устройством этого типа является кожухотрубный аппарат (рис. 38).

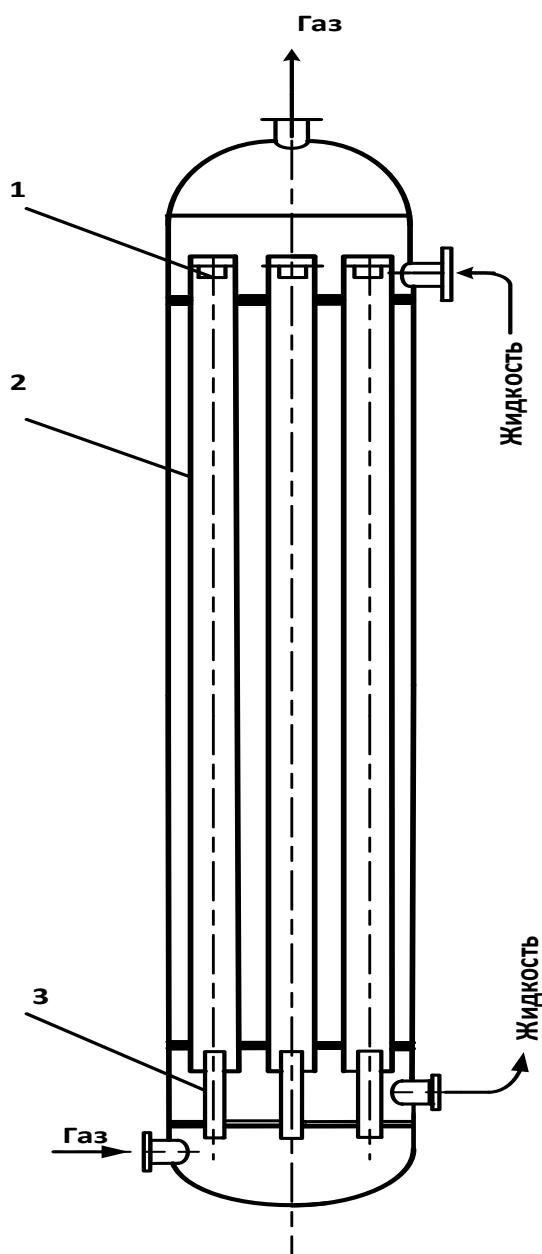


Рисунок 38 - Реактор пленочный со свободно стекающей пленкой (тип РПС)

Жидкость, подаваемая на верхнюю трубную решетку, равномерно распределяется по трубам 2 и в виде пленки, образованной оросителем 1,



стекает вниз. Газ вводится в каждую трубу через газовые патрубки 3 и движется навстречу жидкости. Съём тепла осуществляется теплоносителем, подаваемым в межтрубное пространство аппарата. Развитая поверхность теплообмена позволяет проводить в таких аппаратах реакции с большим тепловым эффектом.

Учитывая малое время пребывания жидкости в трубах, пленочные реакторы рекомендуются для проведения быстрых реакций, протекающих в диффузионной области. При необходимости время обработки жидкости можно увеличить за счет ее рецикла.

При математическом моделировании пленочные реакторы считают аппаратами идеального вытеснения как по жидкой, так и по газовой фазам. При исследовании и проектировании на них распространим метод элементного проектирования.

Преимуществами этих реакторов является простота их конструкции и высокая эксплуатационная надежность.

### ***Реактор с восходящей пленкой (тип РПВ)***

Этот реактор в отличие от типа РПС имеет в нижней части трубчатки дополнительную трубную решетку 1 (рис. 39). Жидкость подается на нижнюю трубную решетку и равномерно распределяется по трубам 2. Увлекаемая потоком газа, она в виде пленки течет вверх. В верхней части реактора размещен сепаратор- брызгоотделитель 3.

Распределительное устройство РПВ в значительно меньшей степени, чем РПС, влияет на работоспособность аппарата, так как быстрый газовый поток на значительном участке труб выравнивает распределение жидкости по периметру каждой из труб.

Скорость газа в трубах реактора может изменяться в широких пределах – от 10 до 50 м/с в зависимости от свойств газа и жидкости. Реактор с восходящей пленкой жидкости рекомендуется для проведения реакций, протекающих в диффузионном режиме, когда скорость процесса лимитируется массопередачей.



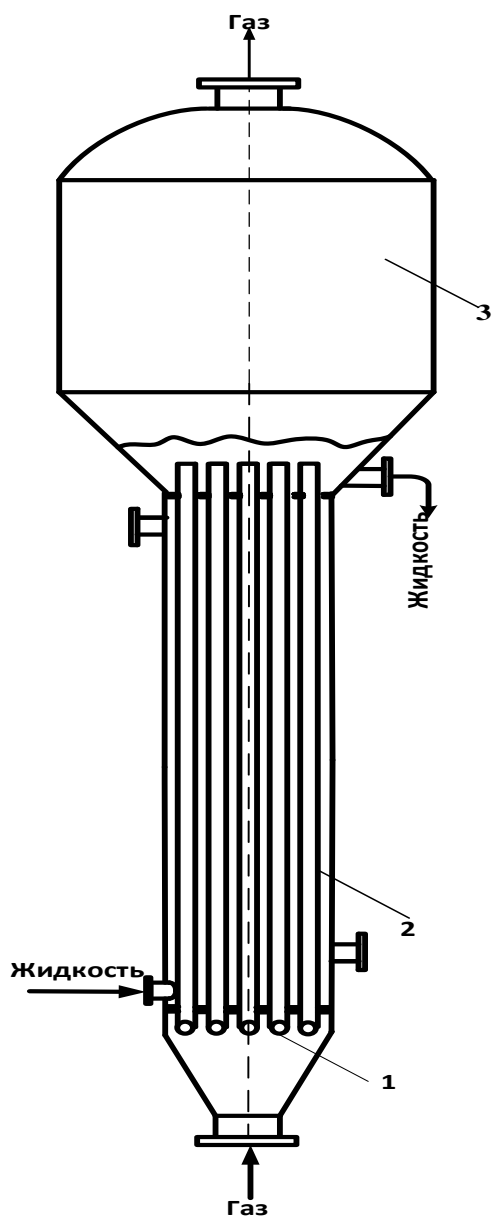


Рисунок 39 - Реактор пленочный с восходящей пленкой (тип РПВ)

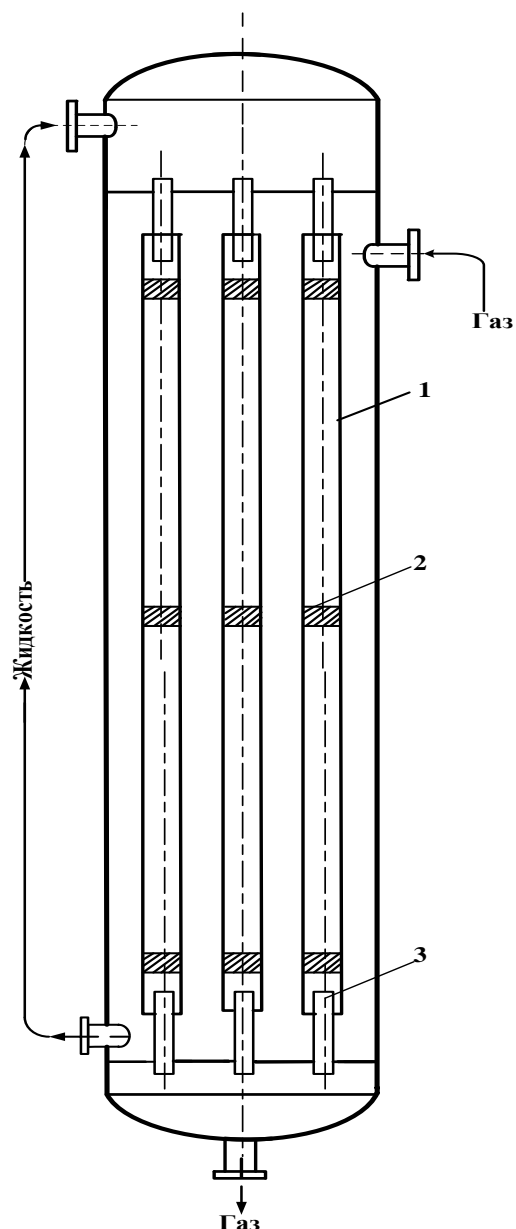


Рисунок 40 - Реактор пленочный с закрученным газожидкостным потоком (тип РПЗ)

Интенсивность массопередачи в РПВ в несколько раз выше, чем в аппаратах со стекающей пленкой. Недостатками этого типа реактора по сравнению с РПС являются более высокие сопротивления по газу.

### ***Реактор с закрученным газожидкостным потоком (тип РПЗ)***

Реактор этого типа (рис. 40) отличается от реактора со свободно стекающей пленкой тем, что внутри каждой трубы 1 установлены винтовые вставки – завихрители 2, сообщающие газовому потоку вращательное движение.





Жидкость, подаваемая сверху, отбрасывается после первого завихрителя к стенке трубы и, стекая по ней, также приобретает вращательное движение за счет касательного напряжения на границе раздела фаз.

Вследствие трения жидкости о стенки трубы крутка потоков уменьшается, и для ее сохранения необходимо устанавливать по длине трубы ряд завихрителей.

Нижний завихритель необходим для создания закрученного потока жидкости и газа перед сепарационным устройством 3.

Возможны конструкции реакторов и с восходящим прямоточным движением фаз, работающие при более высоких скоростях газа и, следовательно, с более высокой эффективностью массообмена. Но в этом случае сопротивление аппарата по газовой фазе выше, чем при сопротивлении при прямоточном нисходящем движении.

Учитывая малое время пребывания жидкости в зоне контакта с газом, реакторы типа РПЗ рекомендуются применять только для проведения реакций, протекающих в диффузорной области.

По сравнению с аппаратами РПС реактор с вихревым потоком имеет следующие преимущества:

- увеличенную в 2-3 раза эффективность массообмена между газом и жидкостью;
- увеличенный коэффициент теплоотдачи от закрученной жидкостной пленки к стенке трубы;
- меньшие минимально допустимые плотности орошения;
- пониженные требования к чистоте внутренних поверхностей труб и к условиям смачиваемости.

К недостаткам следует отнести усложнение конструкции за счет установки завихрителей и сепарационных устройств в каждой трубе и более высокое сопротивление.



## *Реактор пленочный роторный (типа РПР)*

Роторные пленочные аппараты, применяемые в промышленности для упаривания растворов, могут успешно использоваться и для проведения химических реакций между газом и вязкими жидкостями.

Основа конструкции такого аппарата (рис. 41) содержит традиционные элементы: кожух 1, заключенные в рубашку; вал 2 с лопастями 3 и распределитель жидкости 4. Лопасти могут быть жестко закрепленными или подвешенными на шарнирах. Для обработки высоковязких жидкостей широкое применение находят винтовые жестко закрепленные лопасти.

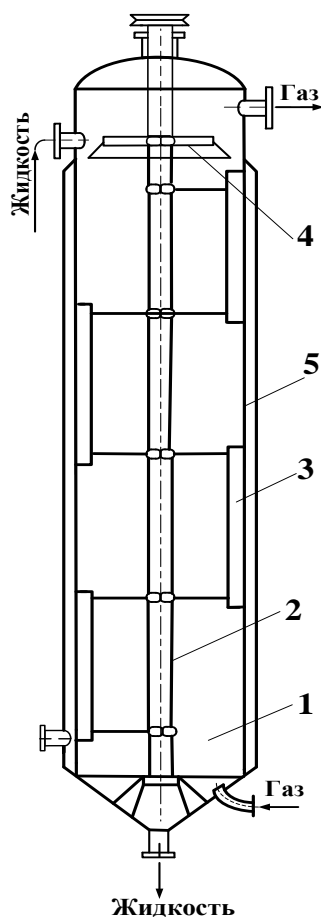


Рисунок 41 –  
Реактор пленочный  
роторный (тип РПР)  
1- кожух; 2 - вал; 3 -  
лопасти; 4 - распределитель  
жидкости; 5 - рубашка

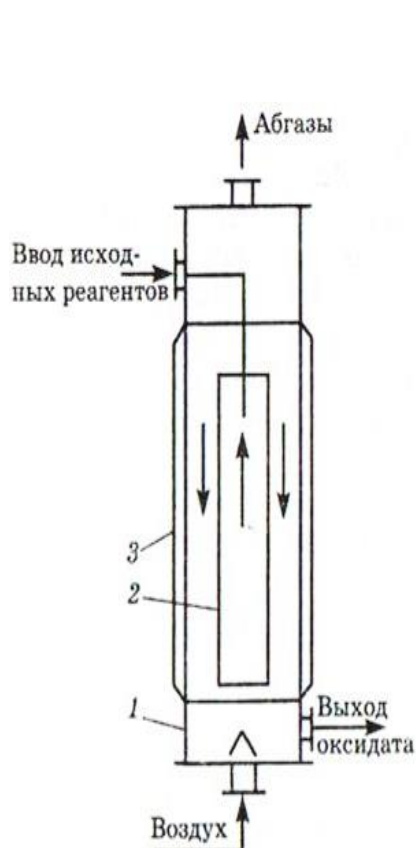


Рисунок 42 -  
Барботажный газлифтный  
реактор:  
1 - корпус; 2 - барботажная  
труба; 3 - рубашка

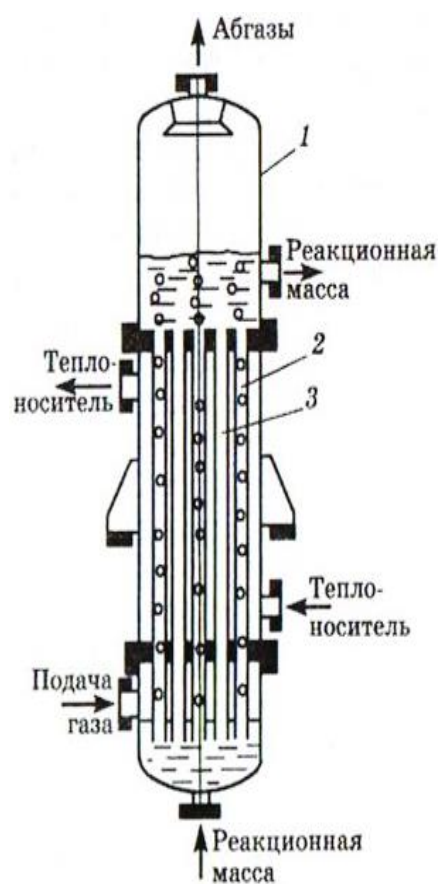


Рисунок 43 -  
Кожухотрубный газлифтный  
реактор:  
1 - сепарирующая часть; 2 -  
барботажные трубки; 3 -  
циркуляционные трубки

В отличие от аппаратов других типов в роторном пленочном реакторе свободная поверхность жидкости из-за воздействия лопастей непрерывно обновляется. Это приводит к существенной интенсификации процесса массопередачи.

Так время пребывания жидкости в реакторе роторном пленочном невелико, его целесообразно использовать для быстрых реакций, протекающих в диффузионной области.

При математическом моделировании реактор типа РПР рассматривается как аппарат идеального смешения по газовой фазе и вытеснения по жидкой.

На рис. 42 и 43 приведены конструкции барботажного газлифтного реактора и кожухотрубного газлифтного реактора.

Общий вид барботажного газлифтного реактора представлен на рис. 42. Такой тип реактора можно считать аппаратом смешения.

На рис. 43 изображен барботажный кожухотрубный газлифтный реактор, разработанный в Санкт-Петербургском технологическом институте и предназначенный для проведения реакций при контактировании газов с жидкой или с гетерофазной реакционной массой.

Конструкция барботажного кожухотрубчатого газлифтного реактора выполнена в виде трубчатого теплообменника с увеличенной верхней сепарирующей частью. Трубы являются или барботажными, или циркуляционными, причем, в аппаратах с малым количеством труб может быть одна центральная циркуляционная труба. В межтрубное пространство в зависимости от характера реакции может подаваться тепло – или хладагент.

Конструктивное исполнение газлифтных реакторов может быть различным, но независимо от конструкции в основу их работы всегда положен принцип циркуляционного контура, состоящего из восходящего потока и нисходящего потока жидкости с небольшим количеством захваченных ею газовых пузырей. Максимальная приведенная скорость газа в барботажных трубах, определяющая нагрузка аппарата по газу, составляет 2 м/с, что в пересчете на свободное сечение кожуха аппарата может дать скорость до 1 м/с.

Скорость циркулирующей жидкости может достигать 1-2 м/с.

Это позволяет обрабатывать в газлифтном реакторе не только однородные жидкие системы, но и тонкодисперсные суспензии с большим различием плотностей сплошной и дисперсной фаз.

Интенсивная циркуляция способствует лучшему теплообмену между жидкостью и теплообменными поверхностями, образованными стенками барботажных труб. Возможность размещения газ газлифтных аппаратах больших поверхностей теплообмена без нарушения циркуляции делает их наиболее эффективными устройствами для проведения реакций с высоким тепловым эффектом.

Следует отметить, что в отличие от барботажных колонн газлифтные реакторы при тех же габаритах имеют несколько меньший реакционный объем, так как межтрубное пространство используется для подачи в него хладагента. Однако, как барботажные колонны, газлифтные реакторы достаточно просты по конструкции и, следовательно, надежны в эксплуатации.

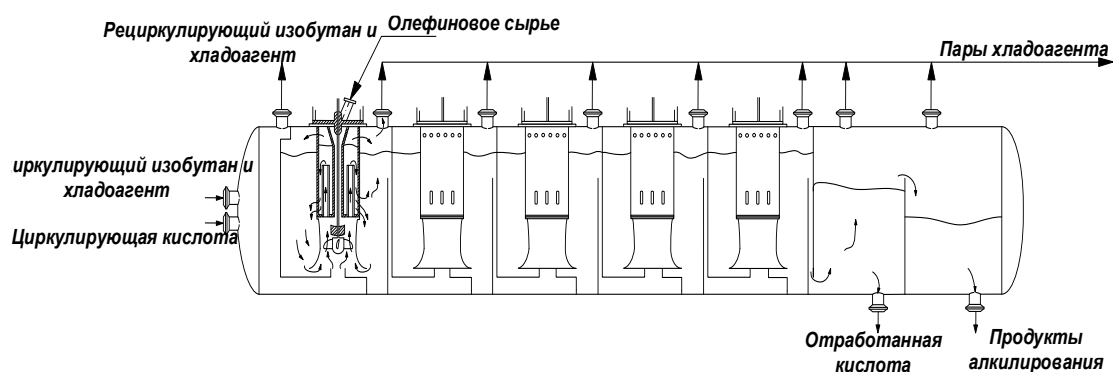
При математическом моделировании отдельную барботажную трубу газлифта можно принимать близкой к аппаратам идеального вытеснения как по жидкой, так и по газовой фазе, однако в целом реактор по жидкой фазе следует считать аппаратом идеального смешения.

### **5.2.1 Примеры конструкции реактора сернокислотного алкилирования для проведения газожидкофазных процессов**

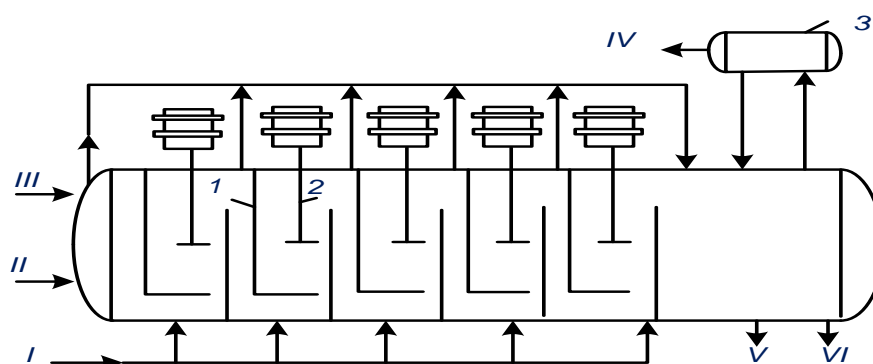
На рис.44, *а* приведен чертеж жидкофазного реактора сернокислотного алкилирования, на рис. 44, *б* чертеж общего вида каскадного реактора с внутренним охлаждением, который разделён на ряд секций (реакционные и отстойные зоны).

Реакционные и отстойные зоны объединены в корпусе одного аппарата и отделены друг от друга L-образными перегородками (1), не достигающими до дна, что позволяет продукту перетекать из одной секции в другую.





а)



б)

Рисунок 44 - Чертеж жидкофазного реактора сернокислотного алкилирования (а) и каскадного реактора с внутренним охлаждением (б):

1 - перегородка; 2 - пропеллерная мешалка; 3 – ресивер - сепаратор

Потоки: I - олефины; II - циркулирующая серная кислота; III – рециркулирующий изобутан и хладагент; IV - пары изобутана-хладагента (к компрессорам); V - серная кислота; VI - углеводородный поток

Реагенты предварительно не охлаждаются и изобутан перед подачей в контактор не смешивают с серной кислотой.

Эмульсия формируется посредством пропеллерных мешалок (2), расположенных в секциях. Олефиновое сырьё подаётся параллельными потоками в каждую секцию. Свежая и рециркулирующая кислота, а также жидкий изобутан поступают в первую секцию. Процесс алкилирования протекает по мере прохождения потока по секциям.

Температуру в реакторе регулируют частичным испарением изобутана в каждой секции. Пары изобутана отбираются компрессором, конденсируются и поступают в ресивер-сепаратор (3), откуда жидкий изобутан вновь возвращается в реактор.



Октановое число получаемого алкилата (при работе на бутан-бутиленовой фракции) по исследовательскому методу составляет 94-97 пунктов, а по моторному - 92-95.

Средние энергозатраты на производство 1 м<sup>3</sup> дебутанизированного алкилата - 50,9 кВт.

Основными преимуществами объёмного каскадного реактора являются: компактность; меньший расход жидкого изобутана по сравнению с горизонтальными контактными аппаратами за счёт открытого испарения; высокая концентрация изобутана во всех секциях реакционной зоны.

Кроме того, параллельная подача олефинового сырья, и последовательная подача циркулирующего изобутана в секции реактора приводит к повышению концентрации изобутана. Энергоёмкость каскадных реакторов по сравнению с горизонтальными контактными аппаратами значительно меньше.

Тем не менее, каскадные реакторы имеют следующие недостатки: в случае повреждения одной из секций нарушается работа всей системы; трудно установить стабильные низкие одинаковые температуры во всех частях реакторной системы; сравнительно быстро снижается соотношение «изобутан:олефины» от секции к секции вследствие испарения значительных количеств изобутана для поддержания низкой температуры в реакционной зоне.

### **5.2.2 Особенности применения реакторов для проведения гетерогеннокаталитических процессов**

При осуществлении каталитических процессов в промышленных условиях приходится решать ряд проблем. Так, в ряде случаев тепловые эффекты реакций оказываются настолько значимыми, что необходим интенсивный отвод выделяющегося в ходе реакции тепла для экзотермических реакций) или же, наоборот, подвод тепла (для эндотермических реакций).

При промышленном осуществлении процесса размеры реальных гранул катализатора могут варьироваться от нескольких десятков микрон до десятков



миллиметров. В связи с этим возникает необходимость учета как диффузионного переноса реагентов внутри зерен катализатора, так и массообмена между реакционной газовой фазой и внешней поверхностью зерен катализатора. В промышленных реакторах эти задачи зачастую являются ключевыми.

Наконец, при обратимой дезактивации катализатора необходимо периодическое восстановление его активности. Это возможно либо выводом дезактивированного катализатора из реактора и его регенерацией в отдельном аппарате, либо использованием системы из двух реакторов, в которой один находится в работе, а во втором в это время осуществляется регенерация катализатора (как например, выжиг кокса в процессах каталитического крекинга или дегидрирования изобутанов или изопентана).

Таким образом, при выборе аппаратного оформления для осуществления каталитических процессов определяющее значение имеют следующие факторы:

- тепловой эффект реакции;
- наличие обратимой дезактивации катализатора при протекании реакции;
- влияние диффузионного массопереноса и массообмена между газовой фазой и катализатором на показатели каталитического процесса.

Реакторы для проведения каталитических реакций на твердом катализаторе подразделяются на: аппараты с неподвижным (стационарным) слоем катализатора, аппараты с взвешенным (псевдоожиженным) слоем катализатора и на аппараты с движущимся слоем.

В практике наибольшее распространение имеют реакторы с неподвижным слоем катализатора – полочные (адиабатические) и трубчатые, а также реакторы с кипящим слоем катализатора (рис. 45).

По способу теплообмена можно выделить три основных типа реакторов с неподвижным слоем, схемы которых представлены на рис.45, а,б:

- адиабатические реакторы (нет теплообмена);
- реакторы с промежуточным отводом (подводом) тепла – многослойные (полочные) аппараты;



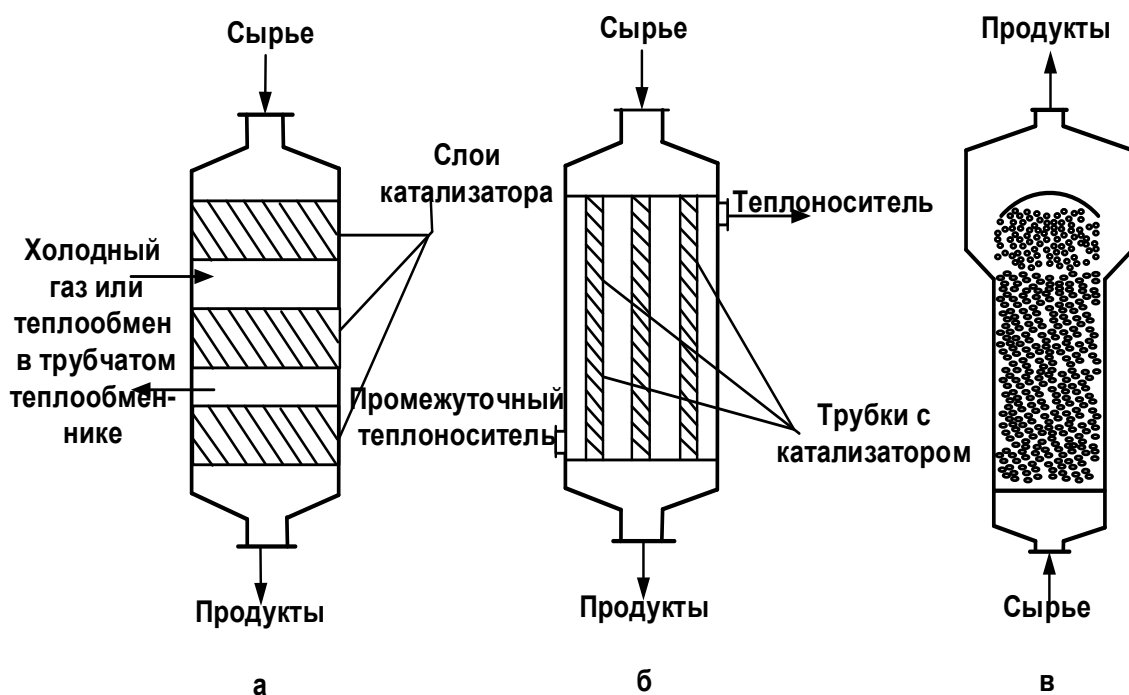


Рисунок 45 - Основные типы каталитических реакторов:  
 а - полочный, б - трубчатый, в - с кипящим слоем.

– реакторы с непрерывным отводом (подводом) тепла – трубчатые аппараты.

Наибольшее значение при выборе типа каталитического реактора имеет адиабатический разогрев реакционной смеси при осуществлении процесса.

Под адиабатическим разогревом  $\Delta T_m = (\Delta H_p) C_o / C_p$ , где  $(\Delta H_p)$ - тепловой эффект реакции, ккал/моль;  $C_o$ - начальная концентрация реагента, моль/м<sup>3</sup>;  $C_p$ - теплоемкость реакционной смеси, ккал/м<sup>3</sup>град.

Как правило, при адиабатических разогревах  $\Delta T_m < 300^\circ\text{C}$  используют реакторы полочного типа (рис. 45, а).

Чтобы избежать перегревов катализатора, между слоями проводят охлаждение реакционной смеси путем теплообмена с холодным газом (в трубчатых теплообменниках, секционированных реакторах), или добавляют холодный газ непосредственно в реакционную смесь.

При разогревах  $\Delta T_m = 300-700^\circ\text{C}$  используют преимущественно реактора трубчатого типа (рис. 45, б). В этом случае избыточное тепло отводится с помощью промежуточного теплоносителя.



В случае эндотермических процессов в трубчатых реакторах может подводиться к катализатору необходимому количеству тепла.

При адиабатических разогревах  $>700^{\circ}\text{C}$  используются реакторы с кипящим слоем катализатора (рис. 45, в). Размещая теплообменные поверхности (теплообменники) непосредственно в кипящем слое катализатора, удастся, например, поддерживать температуру в реакторе на уровне  $350\text{--}400^{\circ}\text{C}$ , даже если разогрев  $\Delta T_m$  достигает  $3000\text{--}3500^{\circ}\text{C}$ .

При дезактивации катализатора (например, за счет коксоотложения) предпочтительным является использование реакторов с кипящим или фонтанирующим (так называемый лифт-реактор) слоем катализатора, или реактора с движущимся слоем (рис. 46).

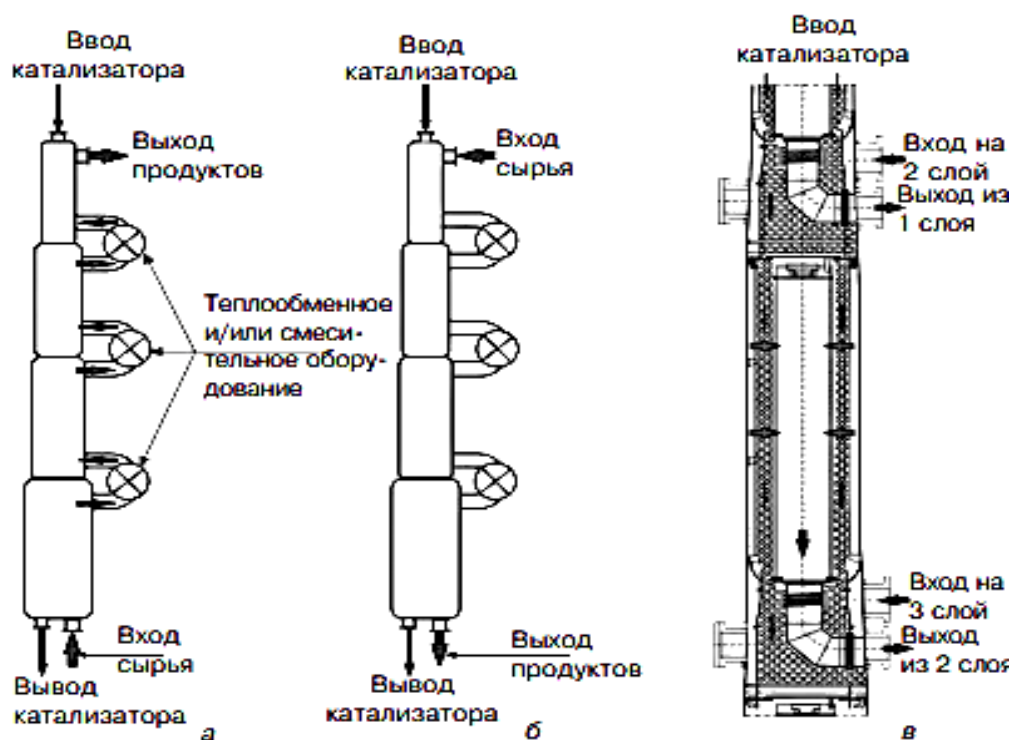


Рисунок 46 – Реактор с движущимся слоем катализатора  
*a* – встречное движение; *б* – спутное движение; *в* – конструкция реактора  
(для встречного движения)

Особенностью данных типов реакторов является возможность достаточно простого вывода дезактивированного катализатора из реактора и его регенерация в отдельном аппарате.

В реакторе с движущимся слоем катализатора возможно два варианта взаимного движения катализатора и реакционной смеси: встречное движение



(рис. 46, а) и спутное движение (рис. 46, б).

В случае встречного движения из реактора выводится катализатор, контактировавший в наиболее концентрированной по реагентам смеси, вследствие чего он наиболее закоксован.

В этом случае можно рассчитывать на то, что в реакторе находится наименее дезактивированный катализатор.

В случае спутного движения активность катализатора по высоте реактора изменяется более равномерно. В этом случае перепады температур между слоями катализатора будут минимальными.

В таких реакторах (рис. 46, в) катализатор движется непрерывно сверху вниз под силой собственного веса, а реакционная смесь может выводиться из реактора и охлаждаться (нагреваться) между слоями.

В целом, выбор типа реактора зависит от активности катализатора или его стабильности, а также от тепловыделения в ходе реакции.

В таблице 3 даны качественные критерии выбора между неподвижным и кипящим слоями катализаторов.

Таблица 3

Критерии выбора типа реактора для реализации  
промышленного процесса

Критерий выбора	Неподвижный слой катализатора	кипящий слой катализатора
Активность катализатора	Низкая	Высокая
Тепловыделение реакции	Слабое	Высокое
Стабильность катализатора	Активность постоянна или очень слабо меняется	Возможна дезактивация и регенерация катализатора

В практике наибольшее распространение имеют реакторы с неподвижным слоем катализатора – полочные (адиабатические) и трубчатые, а также реакторы с кипящим слоем катализатора.

В дальнейшем именно этим типам реакторов уделяем основное внимание.



**Реакторы с неподвижным зернистым слоем** в конструктивном отношении довольно просты и представляют собой колонные аппараты, в которых на специальных перфорированных решетках, пропускающих поток сплошной среды, размещается гранулированный катализатор (рис. 47).

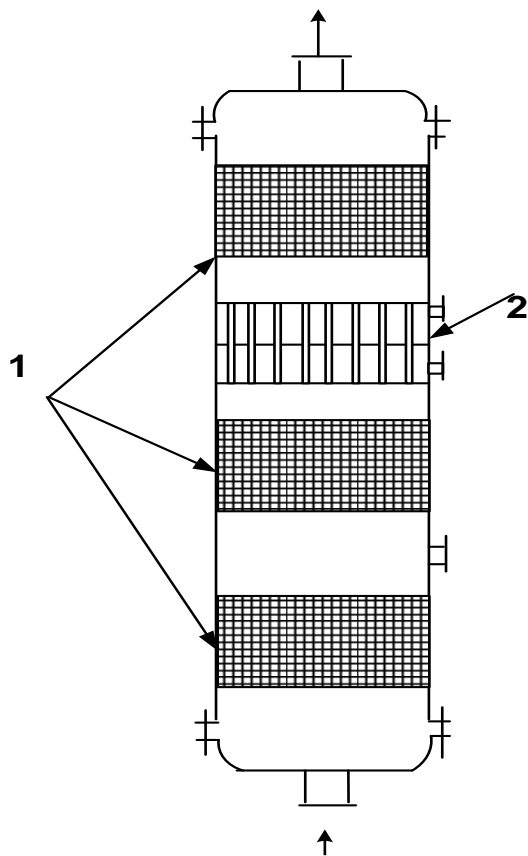


Рисунок 47 - Схема многослойного каталитического реактора  
1 - слои катализатора; 2 - теплообменник;  
→ направление подачи реагентов и выхода продуктов реакции.

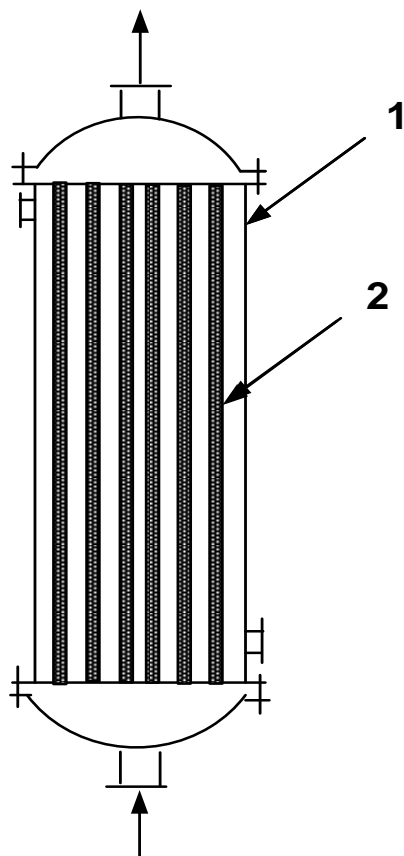


Рисунок 48 – Схема кожухотрубного каталитического реактора  
1 – корпус, 2 – трубки с катализатором,  
→ направление подачи реагентов и выхода продуктов реакции

На рисунке 47 представлена схема многослойного каталитического реактора с промежуточными теплообменными элементами.

Газовая реакционная смесь подается в реактор снизу, проходит через слои катализатора 1 и теплообменник 2, продукты реакции выходят через верхний штуцер. Если реакция сопровождается значительным тепловым эффектом и для отвода тепла требуется большая поверхность теплообмена, то катализатор размещают в трубках кожухотрубного реактора (рисунок 48). Реакционная смесь проходит по трубкам 1, в межтрубное пространство подается теплоноситель



для снятия тепла, выделяющегося в ходе реакции.

В нефтепереработке реакторы с неподвижным слоем катализатора применяются в процессе риформинга.

В этом процессе возможно использование двух типов аппаратов, различающихся направлением ввода сырья в слой катализатора: реактора с аксиальным и радиальным вводом (рис. 49 и 50). На рис. 49 приведен реактор с аксиальным вводом.

Сырьё вводится в реактор через штуцер 1, пройдя через слой катализатора 3, продукты удаляются через трубу 6. Для контроля температуры в реакторе размещается многозонная термopара 5.

Сырьё вводится в реактор через верхнее распределительное устройство 1, через скаллопы 5 (устройства для распределения газожидкостной смеси по объёму реактора, (2 – на рис. 50) проходит в слой катализатора 6, продукты реакции выводятся через центральную перфорированную трубу 7 (рис. 51). Реактора с радиальным вводом сырья изготавливаются также без футеровки с монометаллическим корпусом (рис. 50, 51).

Корпус аппарата и штуцеры для ввода и вывода сырья изготовлены из стали 1Х2М1. При проведении высокотемпературных каталитических процессов очень важно обеспечить равномерный тепло- и массообмен во всём реакционном пространстве.

Однако в неподвижном слое катализатора сложно избежать местных перегревов и застойных зон, в которых время пребывания реагентов много больше требуемого.

Этих недостатков в значительной мере лишены процессы, проводимые *во взвешенном или псевдоожиге* слое катализатора.

Частицы катализатора переходят во взвешенное состояние, когда силовое воздействие среды превосходит вес частицы. Слой взвешенных частиц ведет себя подобно жидкости, его легко перемещать из одного аппарата в другой, что особенно необходимо, если требуется непрерывная циркуляция катализатора между реактором и аппаратом



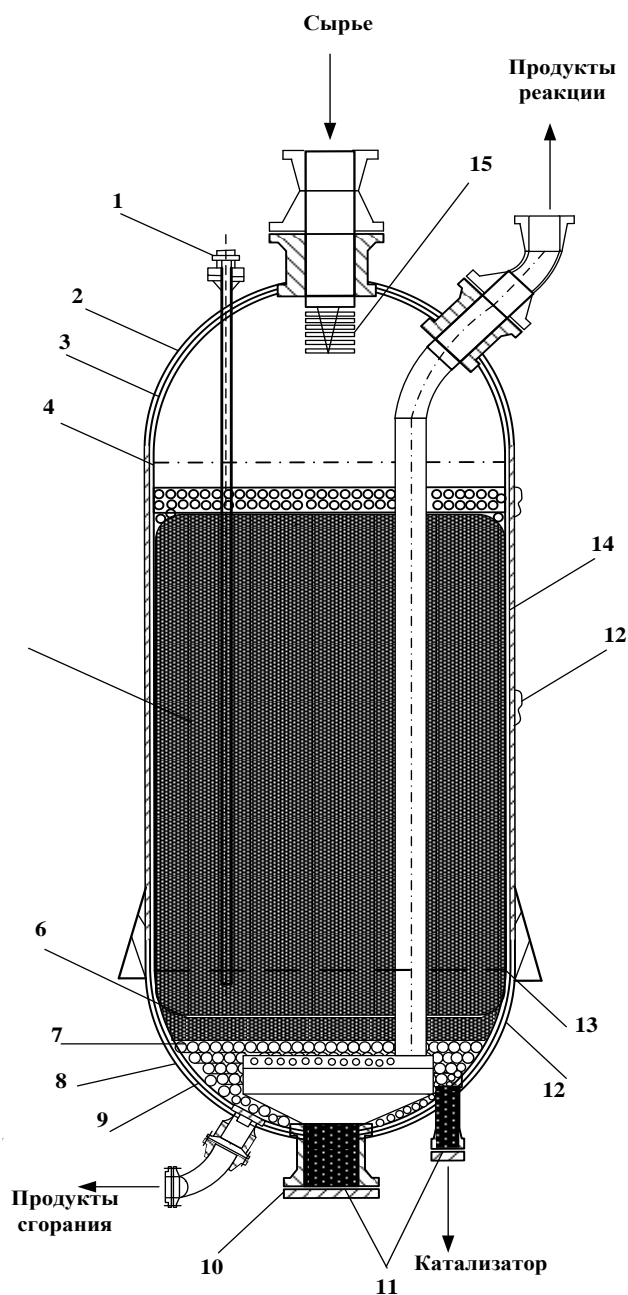


Рисунок 49 - Схема реактора с аксиальным(осевым) вводом сырья  
1- штуцер для многозонной термопары; 2 - термопары касания; 3 - футеровка; 4, 6, 7, 8 – фарфоровые шарики диаметром 20, 6, 13 и 20 мм соответственно; 5 - катализатор; 9 - опорная решетка; 10 - люк; 11 - легкий шамот; 12 - днище; 13 - опорное кольцо; 14 - корпус; 15 - распределитель

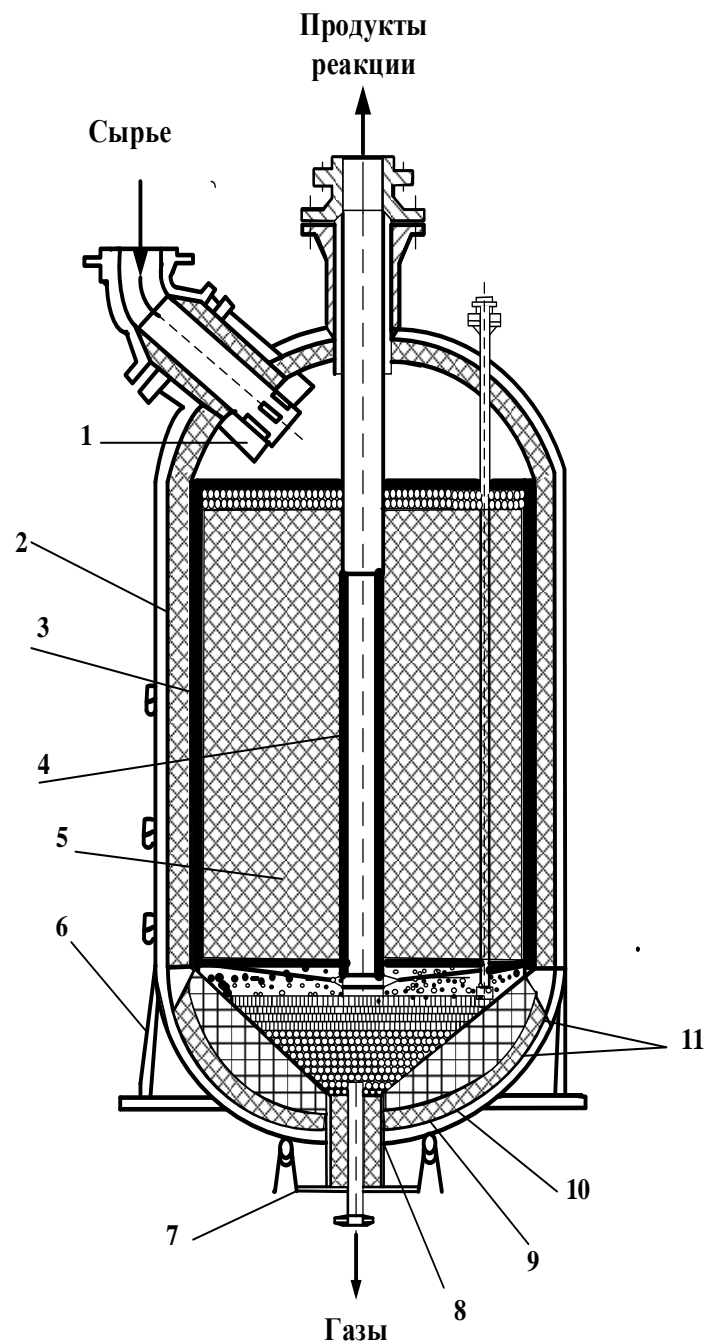


Рисунок 50 – Схема реактора с радиальным вводом сырья  
1 - распределитель; 2 - футеровка; 3 – перфорированный стакан; 4 – перфорированная труба; 5 - катализатор; 6 - опорное кольцо; 7 – люк для выгрузки катализатора; 8 - легкий шамот; 9 - днище; 10 – заполнитель; 11 - фарфоровые шарики 6, 13 и 20 мм; 12 - наружная термопара; 13 - корпус; 14 – фарфоровые шарики диаметром 20 мм; 15 – штуцер для термопары

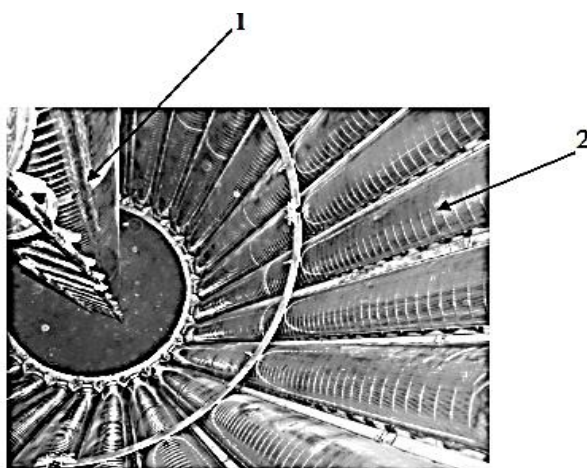


Рисунок 51 – Реактор с радиальным вводом сырья – вид сверху, без катализатора

1 – центральная перфорированная труба, 2 – скаллопы

для его регенерации; например, для выжигания кокса с катализатора крекинга или катализатора процесса дегидрирования изобутана.

На рис. 52 показан реактор взвешенного слоя.

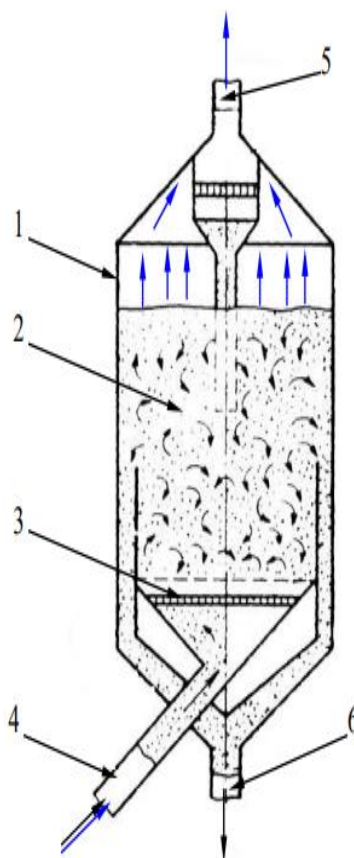


Рисунок 52 – Схема реактора с взвешенным слоем катализатора

1 – корпус, 2 – катализатор, 3 – распределительная решетка, 4 – патрубок для подачи регенерированного катализатора и сырья, 5 – патрубок для вывода продуктов реакции, 6 – патрубок для подачи катализатора на регенерацию, —→ направление подачи реагентов и выхода продуктов реакции, —→ направление подачи и выхода катализатора



По патрубку 4 в аппарат через распределительную решетку 3 поступает регенерированный катализатор и сырье.

Продукты реакции выходят из верхней части аппарата, из патрубка 6 на дне аппарата катализатор подается в регенератор.

В случае, если время пребывания катализатора и реагентов в зоне реакции должно быть небольшим, порядка 5 –7 секунд, используются лифт- реакторы. Например, в процессе каталитического крекинга углеводородов на цеолитсодержащем катализаторе.

Лифт-реактор представляет собой вертикальную трубу, в которой транспорт катализатора потоком паров сырья сочетается с протеканием химических реакций.

На рис. 53 изображен реакторно-регенераторный блок крекинга, включающий в себя лифт-реактор 7. Сырье подается в реактор снизу, увлекает с собой регенерированный катализатор, в сепараторе 5 происходит отделение продуктов от отработанного катализатора, катализатор ссыпается в регенератор 2, а газообразные продукты реакции выходят сверху.

В регенераторе 2 происходит выжигание кокса в потоке подаваемого воздуха. Для лучшего отделения катализатора в регенераторе и сепараторе установлены циклоны 1,4.

Для проведения реакции с очень малым временем контакта реагента и катализатора (около 0,5 –1,5 секунд) применяются реактора системы MSCC (рис. 54). В этом типе реактора зерна катализатора под некоторым углом пересекают поток парообразного сырья, время пролета катализатора и определяет время реакции.

Большая часть катализатора опускается под собственным весом в нижнюю, отпарную зону реактора, продукты реакции увлекают с собой только незначительную часть катализатора, который отделяется от газового потока под действием центробежных сил сначала в системе вихревого разделения расположенной внутри реактора, потом во внешнем циклоне.



Примером процесса с псевдоожиженным реактором является реакторный блок установки дегидрирования бутана (рис. 55).

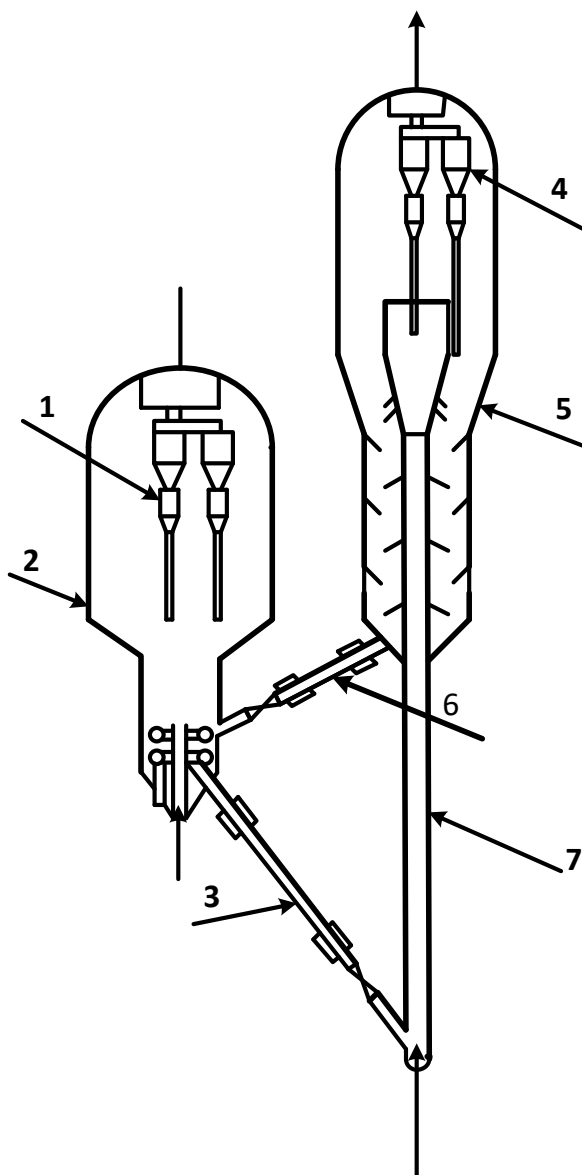


Рисунок 53 – Схема реакторно–регенераторного блока лифт-реактора крекинга.

1 – циклоны регенератора, 2 – регенератор, 3 – труба транспорта регенерированного катализатора, 4 – циклоны сепаратора, 5 – сепаратор, 6 – труба транспорта отработанного катализатора, направление подачи реагентов и выхода продуктов реакции, направление подачи газа на регенерацию и выхода газов регенерации





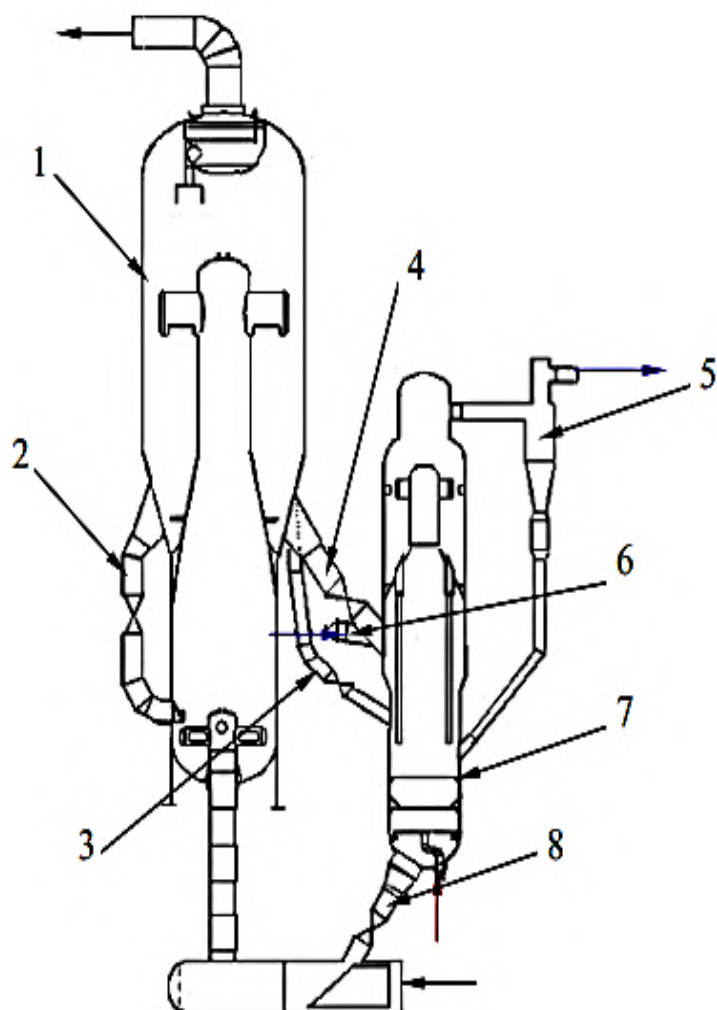


Рисунок 54 – Схема реакторно–регенераторного блока реактора крекинга системы MSCC.

1 – регенератор, 2 – труба циркулирующего катализатора, 3 – труба транспорта горячего катализатора в отпарную зону, 4 – труба транспорта регенерированного катализатора, 5 – циклон, 6 – труба подачи реагентов, 7 – реактор, 7 – труба транспорта отработанного катализатора,

- направление подачи реагентов и выхода продуктов реакции,
- направление подачи газа на регенерацию и выхода газов регенерации,
- направление подачи водяного пара



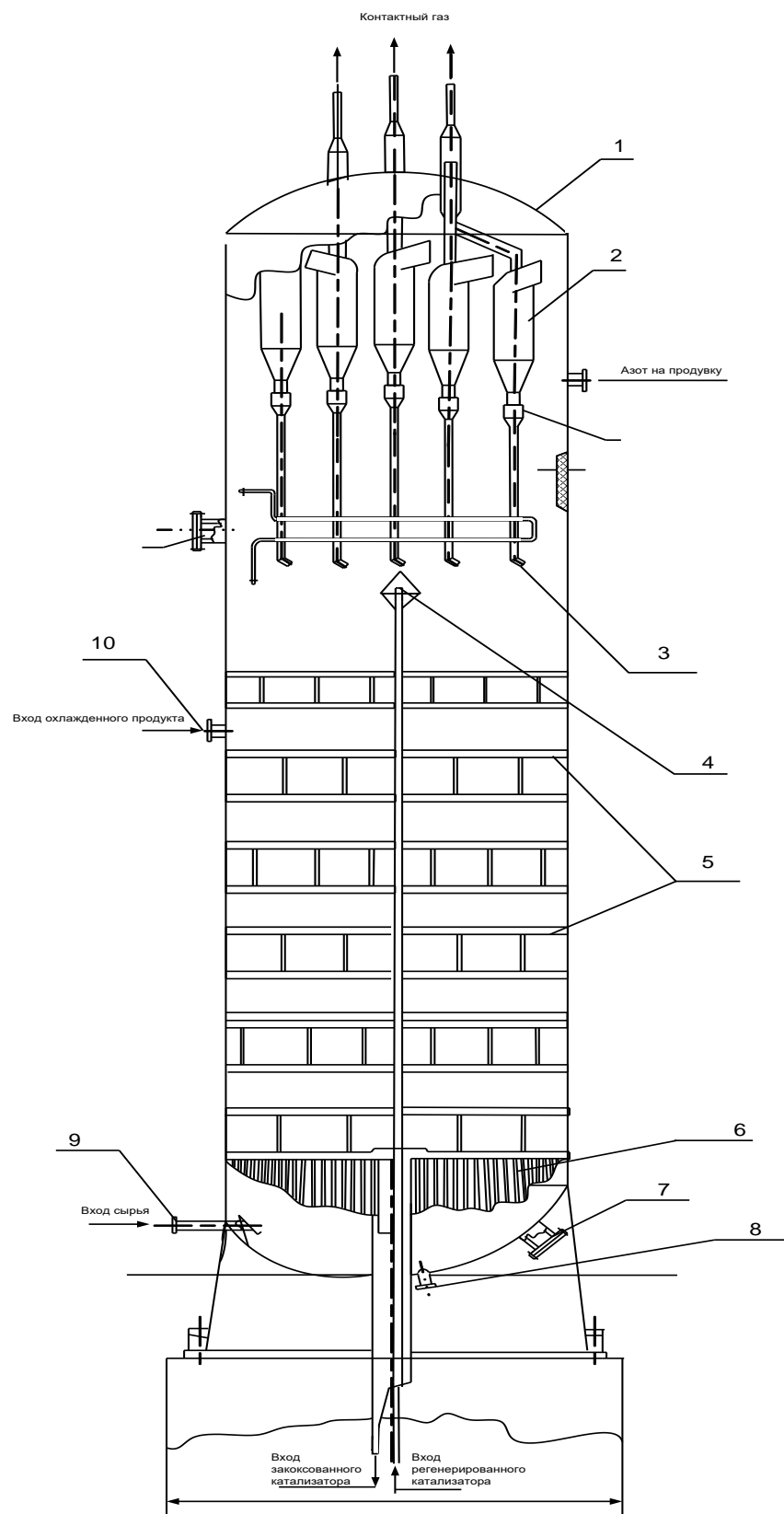


Рисунок 55 - Чертеж общего вида реактора дегидрирования с кипящим слоем оксихромового катализатора

корпус; 2 - циклоны; 3 - клапаны-мигалки; 4 - отражатель; 5 - секционнирующие решетки; газораспределительная решетка; 7 - штуцер для подачи азота; 8 - штуцер для вывода; штуцер для вывода сырья; 10 - вход охлажденного сырья



## 6. КЛАССИФИКАЦИЯ РЕАКТОРОВ ПО КОНСТРУКТИВНЫМ ХАРАКТЕРИСТИКАМ

Химические реакторы отличаются друг от друга и по ряду конструктивных характеристик, оказывающих влияние на расчет и изготовление аппаратов. По этому принципу классификации можно выделить такие типы реакторов:

- емкостные реакторы (автоклавы; реакторы-камеры; вертикальные и горизонтальные цилиндрические конверторы и т. п.);
- колонные реакторы (реакторы-колонны насадочного и тарельчатого типа;
- каталитические реакторы с неподвижным, движущимся и псевдоожиженным слоем катализатора; полочные реакторы);
- реакторы-теплообменники;
- реакторы типа реакционной печи (шахтные, полочные, камерные, вращающиеся печи) и т. д.

**Емкостные реакторы** — это полые аппараты, часто снабженные перемешивающим устройством (рис. 56, а).

Перемешивание газо-жидкостных систем может производиться барботированием газообразного реагента.

Теплообмен осуществляется через поверхность химических реакторов или путем частичного испарения жидкого компонента реакционной смеси.

К реакторам этого типа относят также аппараты с неподвижным или псевдоожиженным слоем (одним или несколькими) катализатора (рис. 53, б).

В многослойных реакторах теплообмен осуществляется смешением потоков реагентов или в теплообменных элементах аппарата.

В емкостных реакторах проводят непрерывные, периодические и полупериодические процессы. Колонные химические реакторы могут быть пустотелыми либо заполненными катализатором или насадкой (рис. 57).

Для улучшения межфазного массообмена применяют диспергирование с помощью разбрызгивателей, барботеров, механические воздействия (вибрация



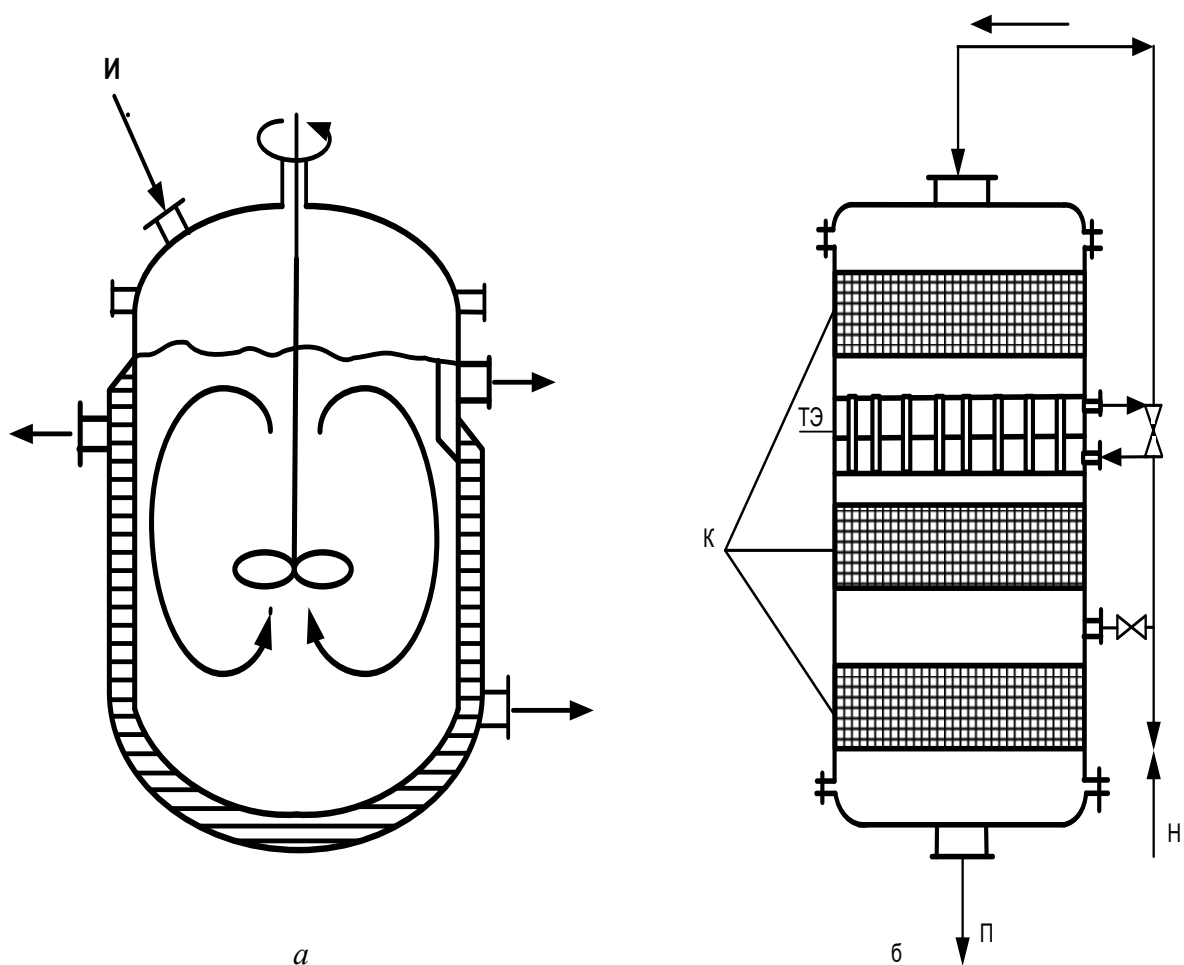


Рисунок 56 - Основные типы емкостных реакторов:

*a* – проточный емкостной реактор с мешалкой и теплообменной рубашкой, *б*- многослойный каталитический реактор с промежуточными и теплообменными элементами.

И – исходные вещества, П – продукты реакции; Т- теплоноситель; К-катализатор, Н- насадка, ТЭ – теплообменные элементы

тарельчатой насадки, пульсация потоков фаз) или насадки, обеспечивающей высокоскоростное пленочное движение фаз.

Реакторы данного типа используют в основном для проведения непрерывных процессов в двух- или трехфазных системах.

**Трубчатые химические реакторы** применяют часто для каталитических реакций с теплообменом в реакционной зоне через стенки трубок и для осуществления высокотемпературных процессов газификации.

При одновременном скоростном движении нескольких фаз в таких реакторах достигается наиболее интенсивный межфазный массообмен.



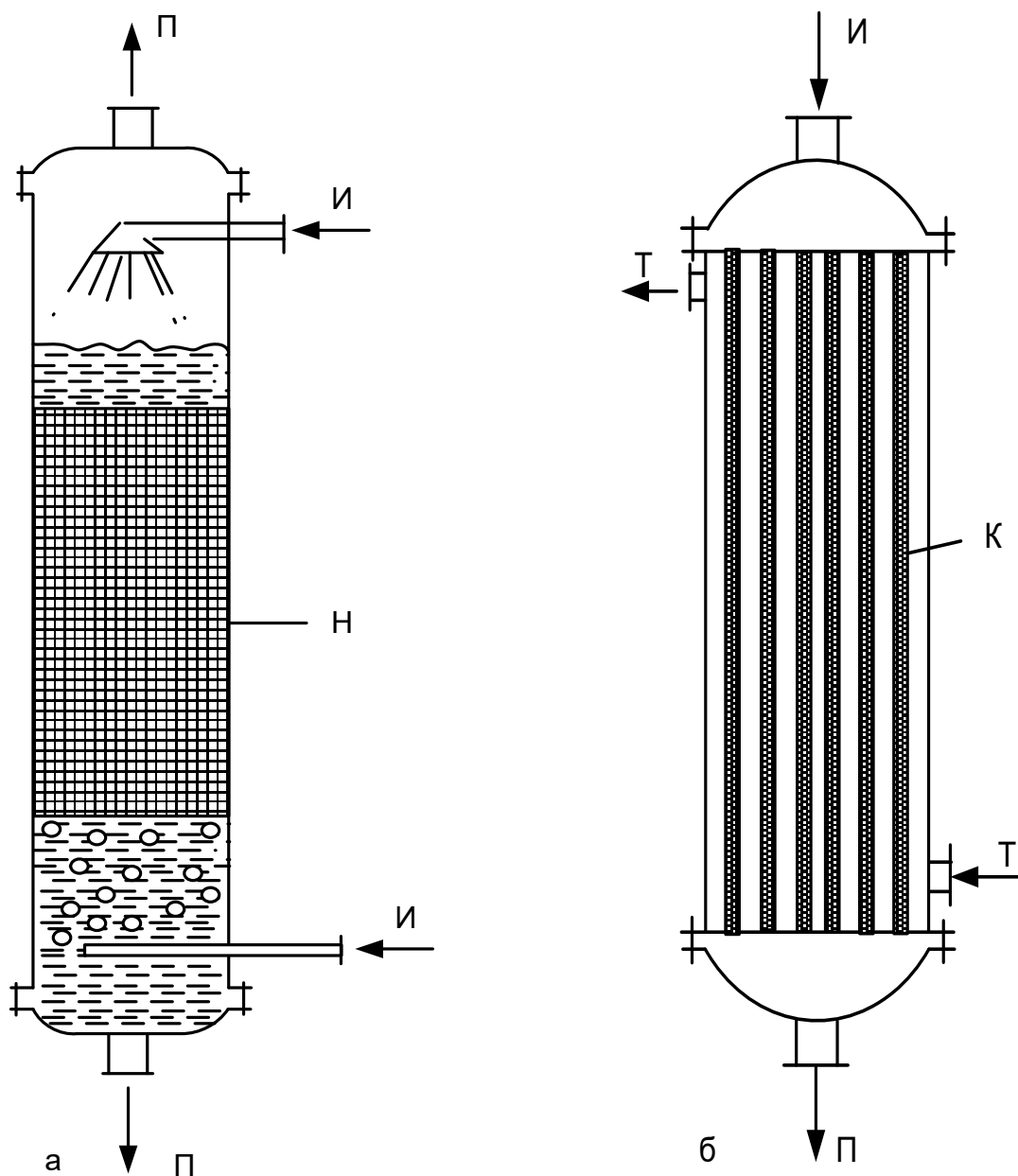


Рисунок 57 – Колонный реактор с насадкой для двухфазного процесса (а) и трубчатый реактор (б)  
 И - исходные вещества, П - продукты реакции, Т- теплоноситель, К – катализатор, Н - насадка

Специфическими особенностями отличаются реакторы для электрохимических, плазмохимических и радиационно-химических процессов.

Ниже подробно рассматриваются широко применяемые в настоящее время в нефтехимических процессах реактора по конструктивному признаку с неподвижным и псевдоожиженным слоем катализатора.



## 7. ПРИМЕРЫ КОНСТРУКЦИЙ РЕАКТОРОВ С НЕПОДВИЖНЫМ СЛОЕМ КАТАЛИЗАТОРА, ПРИМЕНЯЕМЫЕ В ПРОЦЕССАХ НЕФТЕПЕРЕРАБОТКИ И НЕФТЕХИМИИ

Реакторы с неподвижным слоем катализатора широко распространены при проведении гетерогенных каталитических процессов в различных областях химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности.

В связи с разнообразием процессов, реализуемых в реакторах с неподвижным зернистым слоем, разнообразны и конструкции таких аппаратов. Одной из основных проблем, с которой сталкиваются специалисты при разработке каталитических реакторов, является формирование оптимального диапазона температур в слое катализатора. Для этого в реакционном узле предусматривается отвод или подвод тепла (для экзо- и эндотермических процессов соответственно).

По способу теплообмена можно выделить три основных типа реакторов с неподвижным слоем, схемы которых представлены на рис. 58.

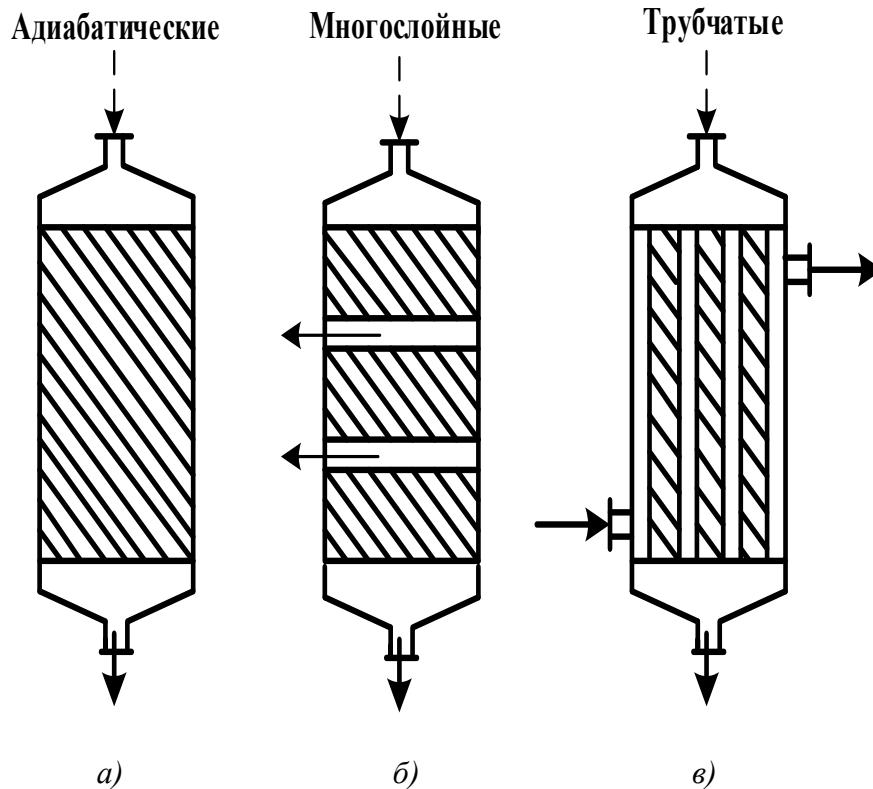


Рисунок 58 - Основные типы каталитических реакторов  
с неподвижным слоем катализатора

Это основные типы реакторов с неподвижным или стационарным слоем катализатора представляют:

- адиабатические реакторы (нет теплообмена);
- реакторы с промежуточным отводом (подводом) тепла – многослойные (полочные) аппараты;
- реакторы с непрерывным отводом (подводом) тепла – трубчатые аппараты.

Кроме того, применяются различные конструкции с более сложными способами отвода (подвода) тепла, например, комбинированные схемы.

### **7.1 Адиабатические реакторы**

Адиабатический реактор (single-bed reactor) представляет собой металлический цилиндр, в нижней части которого находится решетка, на которую насыпается катализатор в виде различного типа гранул: таблеток, шариков, зёрен неправильной формы и т. д. (рисунок 58, а).

Газовую реакционную смесь можно направлять в аппарат как сверху вниз, так и снизу вверх.

Стенки реактора теплоизолированы. В связи с отсутствием устройств для съема тепла в адиабатических реакторах осуществляются процессы с небольшими тепловыделениями и низкой чувствительностью к изменению температуры, а также процессы с небольшими степенями превращения.

При невысоких линейных скоростях газового потока и, соответственно, невысокой мощности такой реактор имеет небольшую высоту, что обеспечивает малые загрузки катализатора, низкое гидравлическое сопротивление слоя катализатора и уменьшает энергетические расходы по подаче газа в систему.

Эта конструкция используется в настоящее время, в основном, при создании экологически чистых технологий для каталитической очистки выходных газов от окислов азота и серы, сероводорода, органических веществ и т. д., а также при разработке малотоннажных процессов.

Дешевизна изготовления таких аппаратов обусловлена простотой конструкции.

## **7.2 Многослойные (полочные) реакторы**

Многослойный реактор (multibed reactor) представляет собой реактор с несколькими адиабатическими слоями катализатора и промежуточным отводом тепла между ними (рисунок 58, б).

Отвод тепла осуществляется либо с помощью встроенных или выносных теплообменников, либо добавлением холодной исходной газовой смеси между слоями.

Адиабатические аппараты с горизонтально расположенными слоями катализатора обеспечивают его загрузку до  $100 \text{ м}^3$  и используются при создании контактных аппаратов большой производительности для слабо экзотермических обратимых процессов, например, для производства серной кислоты и синтеза аммиака. Многослойная конструкция позволяет формировать оптимальный рабочий профиль температур.

## **7.3 Трубчатые реакторы**

В трубчатом реакторе (tubular reactor) отвод тепла осуществляется путем теплообмена реагирующей смеси с теплоносителем через стенку реактора (рисунок 58, в).

Катализатор загружается в трубки небольшого диаметра (2–8 см), в межтрубном пространстве циркулирует теплоноситель – водяной пар под давлением или расплав солей.

Сложность конструкции повышает стоимость таких аппаратов. Однако большим преимуществом трубчатых реакторов являются хорошие условия отвода тепла от катализатора, так как отношение поверхности теплоотдачи к объёму катализатора значительно выше по сравнению с многослойными аппаратами.



Несмотря на сложность конструкции, трубчатые аппараты эффективно используются для реализации ряда среднеэкзотермических процессов, например, процессов каталитического селективного окисления углеводородов.

Количество трубок в одном аппарате может достигать 10–20 тыс., при этом общая загрузка катализатора не превышает 30–40 м<sup>3</sup>.

## 7.4 Комбинированные реакторы

Комбинированные реакторы — это трубчатые реакторы, дополненные адиабатическими слоями катализатора. Наличие адиабатической части позволяет осуществить допревращение оставшегося исходного вещества при более высокой температуре по сравнению с трубчатым реактором.

Это становится возможным в силу того, что на выходе из трубчатой части реактора концентрации исходного реагента, а, следовательно, и тепловыделение уже невысоки. В результате более высокая (или равная) производительность может достигаться при меньшей загрузке катализатора.

Примером комбинированного реактора может служить реактор для получения формальдегида из метанола на окисных катализаторах.

## 7.5 Проведение газофазных реакций в слое неподвижного катализатора

При проведении газофазных реакций **в слое неподвижного катализатора**, который является весьма характерным для нефтехимии процессом, существует большое число разнообразных реакторных устройств, относящихся почти исключительно к классу реакторов с вытеснением потока.

В этой группе реакторов с неподвижным слоем катализатора наиболее широко применяются: колонные со сплошной загрузкой катализатора (рис. 58, а), колонные секционированные (полочные) (рис. 58, б) и реактора трубчатые (рис. 58, в).

**Трубчатые реактора** используются для проведения процессов сильно экзотермических, (например, окислительные, гидрогенизационные, синтез углеводородов из CO и H<sub>2</sub>) или эндотермических, (например, дегидрирование этилбензола или изопропилбензола).

Конструктивно трубчатые реактора выполняются подобно трубчатым теплообменникам (рис. 58, в).

Если катализатор находится в трубах, то такой реактор называется трубчатым, а реакторы с катализатором в межтрубном пространстве – кожухотрубными (кожухотрубчатыми).

**Трубчатые реакторы** используются для проведения как эндотермических (например, дегидрирование углеводородов и спиртов), так и экзотермических процессов (например, окисление углеводородов молекулярным кислородом, гидрогалогенирование ацетилена, окислительный аммонолиз пропилена и др.).

**Кожухотрубные** реакторы применяют главным образом при осуществлении внутреннего теплообмена, т.е. когда свежее сырье при поступлении в реактор проходит по трубам, охлаждая реакционную зону, и далее поступает в межтрубное пространство, наполненное катализатором.

**Катализатор** загружается в трубки, а через межтрубное пространство пропускается теплоноситель. Для улучшения теплоотдачи в межтрубном пространстве с помощью перегородок создается поперечное по отношению к трубкам движение теплоносителя.

В качестве **теплоносителя** используется - вода, водяной пар, газообразные продукты горения, ароматизированное нефтяное масло.

**Количество трубок** в реакторах может достигать нескольких тысяч, высота до 10 м. Диаметр трубок находится в пределах 20-50 мм. Реакторы имеют приспособления для удержания катализатора в трубках.

**Недостатком трубчатых реакторов**, ограничивающих область их применения является:

- невысокая доля полезного объема, занятого катализатором от общего объема реактора. При внутреннем диаметре трубок 20-50 мм эта величина составляет 40-55 %.

- большой расход металла на трубки;
- сложность загрузки и выгрузки катализатора;
- недостаточная в ряде случаев интенсивность теплообмена (как правило на начальных участках трубок);
- ограниченные возможности для создания оптимального температурного профиля в трубках.

Указанные недостатки приводят к постепенному вытеснению трубчатых реакторов в крупнотоннажных процессах более экономичными реакторами со сплошным неподвижным слоем катализатора.

### 7.5.1 Примеры процессов применения реакторов трубчатой конструкции

Примером применения реактора трубчатой конструкции является процесс синтеза метанола (рис. 59), окислительное дегидрирование метанола и окислительный аммонолиз пропилена в акрилонитрил (рис. 60), реактор полимеризации пропилена (рис. 61).

В этих процессах реактор представляет собой пучок трубок, помещенных в цилиндрический теплообменник (рис. 58, в; 59).

Конструкция реактора трубчатой конструкции процесс синтеза метанола приведена на рис. 59.

На рис. 61 приведена конструкция трубчатого реактора *процесса полимеризации олефинов*. Процессы полимеризации широко применяют для производства полимербензина, а также различных легких полимеров: три-, тетра-и пентамеров пропилена как исходного сырья для приготовления моющих средств. Полимеризацию олефинов можно проводить в присутствии фосфорной, серной или фтористоводородной кислот, фтористого бора и хлористого



алюминия.

Наиболее распространена фосфорная кислота на твердом носителе (кварце, кизельгуре, алюмосиликатах). Относительная глубина превращения олефинов в присутствии катализаторов следующая: изобутилена 100%; н-бутилена 90-100%, пропилена 70-90% и этилена 20-30%.

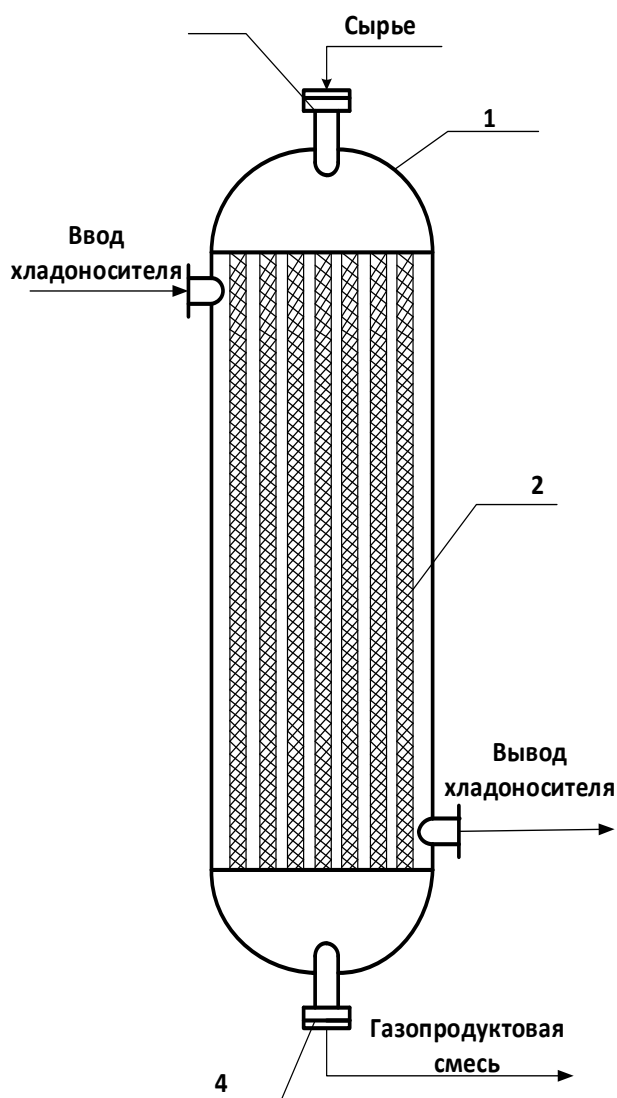


Рисунок 59 - Чертеж общего вида трубчатого реактора процесса синтеза метанола:

1 - корпус; 2 - трубки с катализатором;  
3 - входной патрубок; 4 - выходной патрубок.

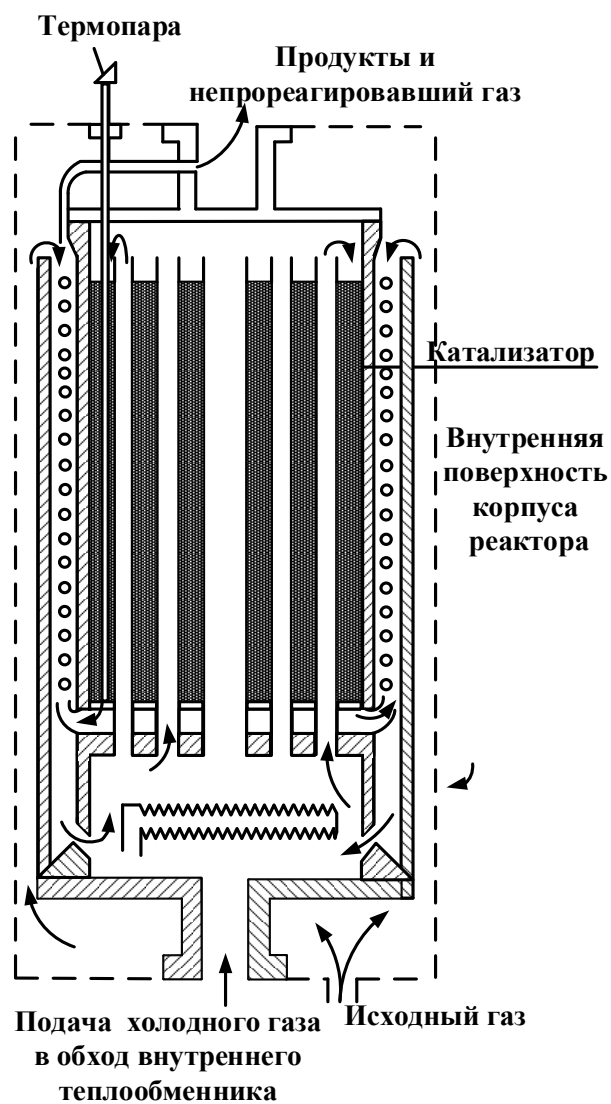


Рисунок 60 - Трубчатый реактор для окислительного дегидрирования метанола и окислительного аммонолиза пропилена.

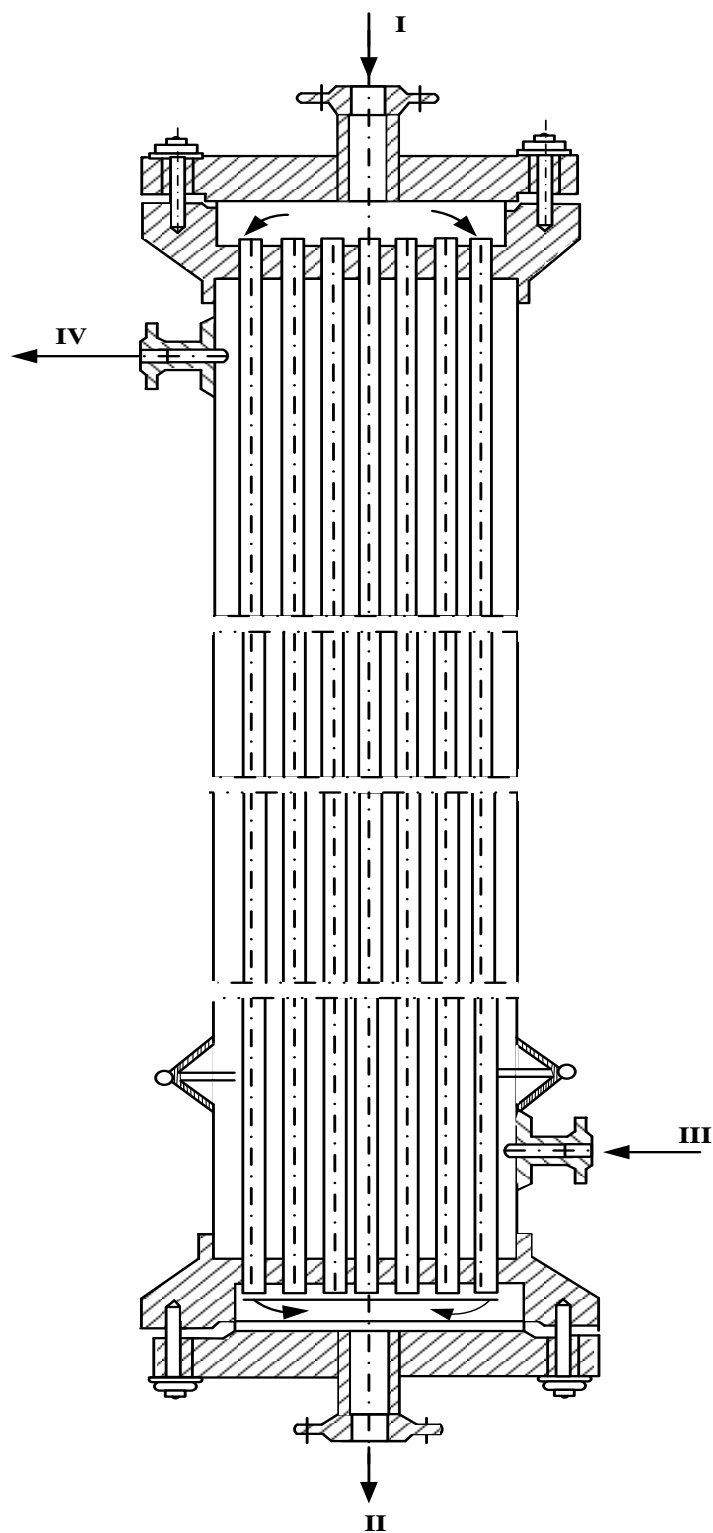


Рисунок 61 - Схема реактора трубчатого типа для полимеризации олефинов:  
 I - вход сырья; II - выход продуктов; III - вход холодной воды; IV - выход паров кипящей воды.

При полимеризации олефинов выделяется тепла около 370 ккал/кг пропилена и около 170 ккал/кг бутиленов. Процесс полимеризации проводят в реакторах трубчатого типа (рис. 61).



В реакторах трубчатого типа катализатор располагается в трубках диаметром 50-150 мм, между которыми циркулирует кипящая вода для снятия тепла реакции.

Разность температур продуктов на выходе и сырья на входе в реактор составляет 8-10 °С для реакторов трубчатого типа.

Так, процесс полимеризации пропан-пропиленовой фракции на ортофосфорной кислоте с целью получения тетрамеров пропилена в трубчатом реакторе осуществляется при следующих условиях:

Давление, атм	70—80
Температура, °С	
на входе сырья в реактор	180—210
на выходе продуктов из реактора	225—230
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup>	
по пропилену	0,6—0,65
по суммарному сырью	3,3—4,5
Глубина превращения пропилена, масс. %	80—90
Выход тетрамеров пропилена, масс. %	
на пропилен прореагировавший	70—80.

Для осуществления синтеза одного и того же продукта могут быть применены **трубчатые реактора разных конструкций.**

Как показано выше, трубчатые реакторы бывают разных вариантов: в одних конструкциях реакторов катализатор может находиться в трубках, омываемых хладагентом (трубчатый реактор с катализатором внутри труб).

В трубчатых реакторах другого типа слой катализатора может быть охвачен большим числом теплоотводящих трубок (трубчатый реактор с катализатором снаружи труб); при этом наиболее целесообразен противоточный теплообмен.

Для трубчатых реакторов можно использовать охлаждающую систему паровым котлом-утилизатором, подавая воду под давлением.



Например, в процессах синтеза метанола применяется несколько конструкций трубчатых реакторов.

**В трубчатых реакторах низкого давления** для получения метанола (рис. 62) катализатор находится в трубках, охлаждаемых кипящей водой.

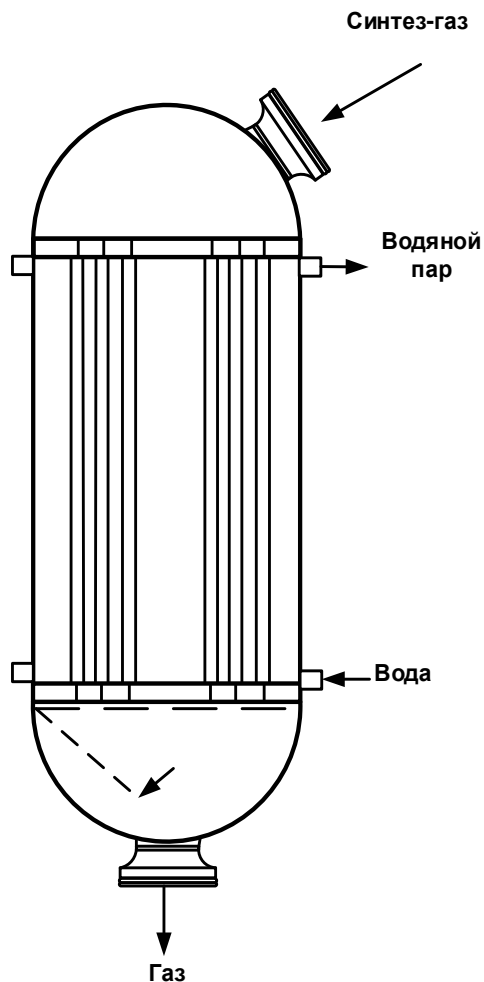


Рисунок 62 - Трубчатый реактор низкого давления с водяным охлаждением

Почти все выделяющееся тепло применяют для получения водяного пара.

Температура катализатора постоянна по всей длине реактора благодаря регуляторам давления, причем перегревы катализатора максимально исключены.

Данная система в отличие от других позволяет, кроме того, работать с минимальным количеством циркулирующего газа.

Экономические достоинства процесса в трубчатых реакторах, охлаждаемых водой, сильно проявляются при переработке синтез-газа, изготовленного из угля.



Использование указанных реакторов дает возможность сократить затраты энергии на циркуляцию газа (в связи с низкими коэффициентами рециркуляции – около 5:1), уменьшить размер аппаратов и трубопроводов.

В трубчатых реакторах, охлаждаемых водой, исключена возможность неконтрольного повышения температуры, вследствие чего они ведут себя достаточно хорошо в производственных ситуациях. Такие реактора более 20 лет используются в синтезе Фишера – Тропша.

Выгрузка отработанного катализатора из реактора также проходит очень просто – способом снятия колосниковых решеток.

В трубчатых реакторах синтеза метанола применяются варианты охлаждения и другими хладоагентами, например, смесью дифенила и дифенилоксида.

На рис.63 и 64 представлены схемы трубчатых реакторов синтеза метанола обоих типов.

При расчете и на стадии проектирования реакторов для синтеза метанола важно учитывать степень превращения газа на отдельных слоях катализатора, а также насыщенность метанола на выходе из реактора.

Необходимо большое внимание обратить на оптимальное распределение температур и температуре газа на выходе из реактора.

### **7.5.2 Применение реакторов со сплошной загрузкой катализатора**

Реактора со сплошным слоем катализатора (рис. 58, а), не секционированные, широко используются в нефтехимических производствах.

В таких аппаратах проводят реакции как в кинетической, так и переходной областях. Например, изомеризация парафинов, прямая гидратация этилена, дегидрирование этилбензола в стирол и изопропилбензола в  $\alpha$ -метилстирол), так и реакции в диффузионных областях (окисление спиртов в альдегиды и кетоны).

Для проведения реакций первого вида, сравнительно медленных требуются высокие слои катализатора, порядка нескольких метров.



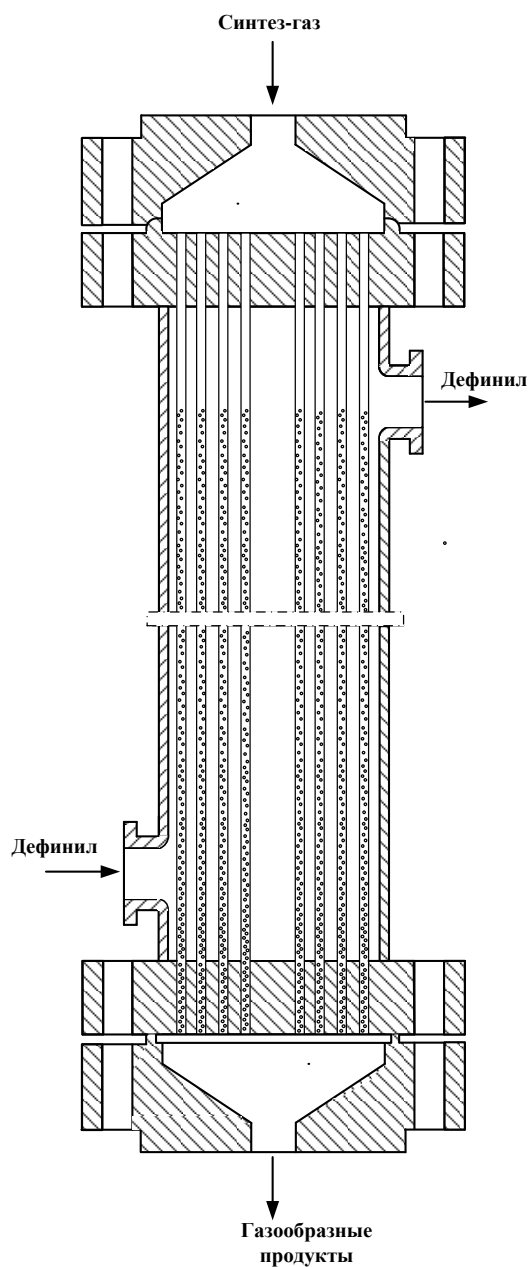


Рисунок 63 - Трубчатый реактор с катализатором внутри труб, охлаждаемый дефинилом

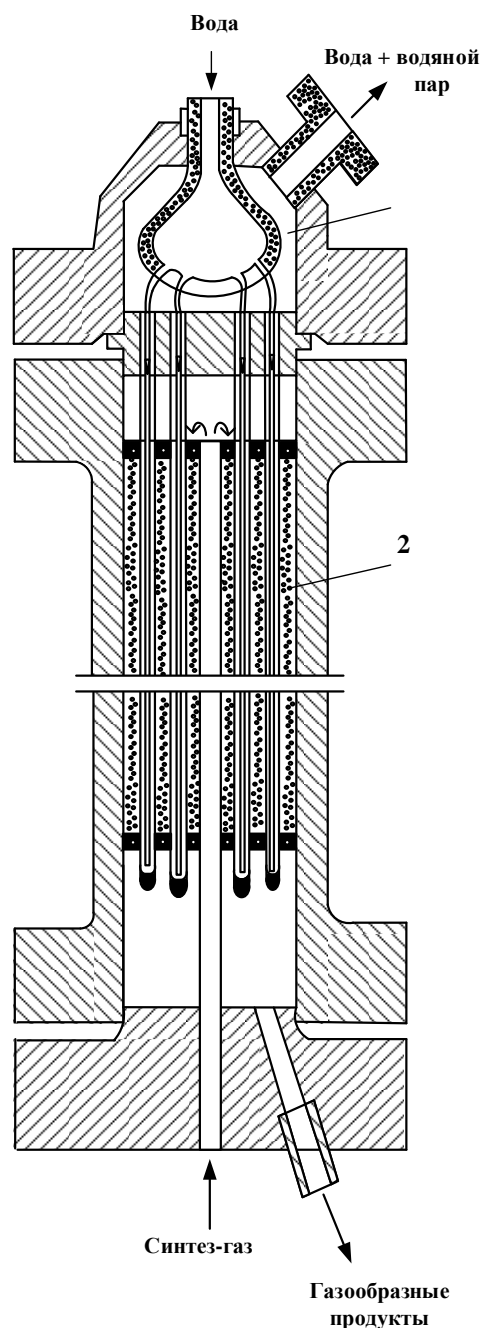


Рисунок 64 - Трубчатый реактор с катализатором снаружи труб, охлаждаемый водой под давлением  
1 - паровое пространство; 2- катализатор

Для реакций второго вида достаточны невысокие слои катализатора, порядка нескольких см, а в ряде случаев - просто сетки из каталитически активного металла. Например, при окислительном аммонолизе метана в производстве синильной кислоты.

Достоинство реакторов со сплошным слоем неподвижного катализатора заключается:



- полнота использования объема реактора;
- простота конструкции и удобство в эксплуатации;
- небольшой удельный расход металла;

Недостатки реакторов со сплошным слоем катализатора:

- трудности осуществления равномерного распределения подачи газа на слой катализатора и однородной работы слоя по сечению, возрастающего по мере увеличения диаметра аппарата.

Увеличение высоты слоя катализатора приводит к росту гидравлического сопротивления слоя катализатора. В этом случае применяют реакторы с радиальным потоком, преимущество которых является улучшение распределение газа по сечению слоя.

Важное значение для работы реакторов имеет входное распределительное устройство, задачей которого является равномерное распределение газового потока по сечению реактора. Роль распределительного устройства возрастает в реакторах большого диаметра, достигающего иногда нескольких метров и при малой высоте слоя катализатора.

Ниже приведены примеры конструкций реакторов со сплошной загрузкой катализатора.

#### **7.5.2.1 Конструкция реактора прямой гидратации этилена**

Реакция прямой гидратации этилена является гетерогенно-каталитической, осуществляется с применением в качестве катализатора фосфорной кислоты, нанесенной на носитель  $Al_2O_3$ .

Катализатор обладает малой механической прочностью и поэтому не способен работать в движущемся слое, соответственно для осуществления процесса используют реактор с неподвижным стационарным слоем катализатора.

Так как реакция экзотермическая, а тепловой эффект реакции мал, то тепло выделяется незначительное и степень конверсии мала.



Температура реакционной смеси на выходе из реактора увеличивается всего на 10-20<sup>0</sup>С, а эти изменения входят в пределы оптимальных температур.

В результате этого аппарат не нуждается в специальных условиях для охлаждения.

Катализатор не требует частой регенерации, поэтому нет необходимости постоянно выводить его из системы и возвращать в реактор. В реактор гидратации парогазовую смесь подают сверху. Подпитка свежей кислотой производится разбрызгиванием также сверху. Реакционные газы выводятся снизу реактора, который называют гидратором, исходя из названия проводимой в аппарате реакции.

Чертеж конструкции реактора приведен на рис. 65.

Реактор представляет собой стальной пустотелый цельнокованный цилиндрический аппарат внутренним диаметром 1260 -2200 мм и толщиной стенки 70 мм, футерованный слоем меди толщиной 12-15 мм (для предотвращения коррозии). В качестве усовершенствования реактор может быть изготовлен из биметалла сталь– медь. В реакторе имеются два съемных днища 1, которые герметично привинчиваются к корпусу.

В реактор загружается высоким слоем на опорную колосниковую решетку катализатор 5 (фосфорная кислота на носителе). Высота слоя катализатора ~ 7-8 м. Кроме того, для снижения уноса кислоты в нижнюю часть реактора загружают слой чистого носителя (без кислоты) высотой 1 м.

Линейная скорость газа 0,2 м/с; потери напора 3 – 4 кгс/см<sup>2</sup> (0,3 -0,4 МН/м<sup>2</sup>) в начале цикла работы и до 6 кгс/см<sup>2</sup> (0,6 МН/м<sup>2</sup>) в конце.

Работает реактор следующим образом.

Смесь олефина и паров воды, предварительно нагревается до температуры реакции (280-300<sup>0</sup>С), поступает сверху через штуцер 3, проходит слой катализатора 5 высотой до 7 м. Реакционная смесь, в которой содержится этиловый спирт, выводится из нижней части реактора через штуцер в нижнем днище.

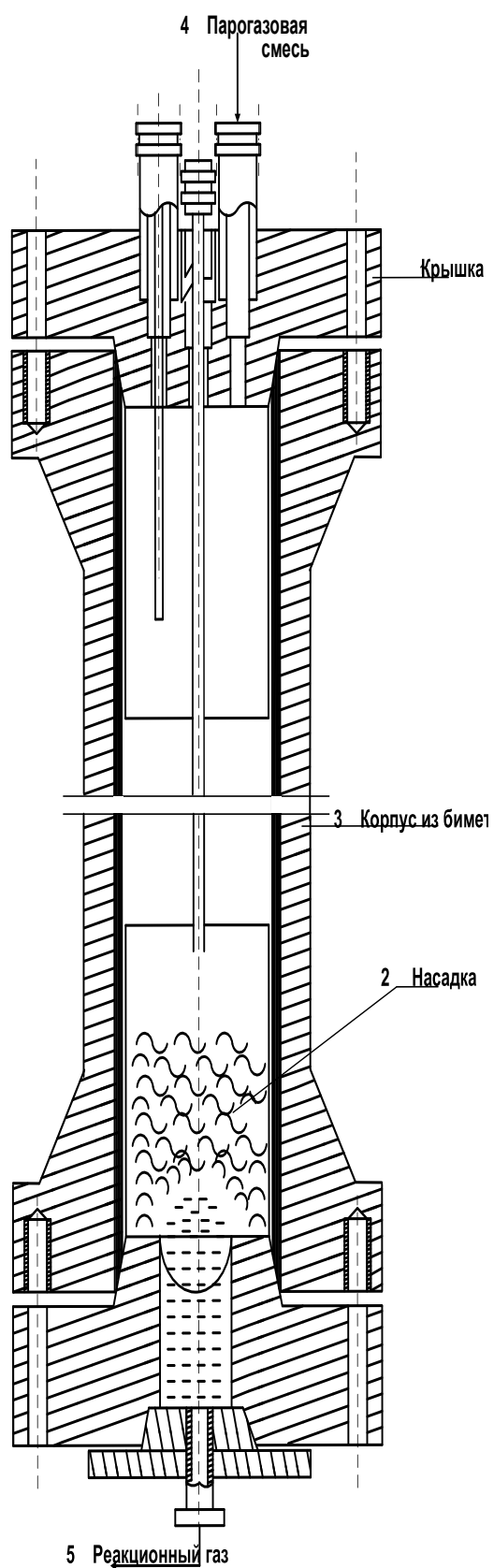


Рисунок 65 - Чертеж общего вида реактора процесса прямой гидратации этилена на фосфорнокислотном катализаторе



Для замера температуры реакции в верху реактора имеется карман для термопары 4. Температура внизу реактора измеряется чрез карман термопары, расположенный в центре реактора.

#### **7.5.2.2 Реактор гидратации этилена на цеолитсодержащем катализаторе**

Для проведения реакции гидратации на цеолитсодержащих катализаторах применяется гидрататор, с конструкцией аналогичной стандартному реактору с применением фосфорнокислотного катализатора. Конструкция реактора аналогична конструкции реактора прямой гидратации на фосфорнокислотном катализаторе (рис. 66).

Реактор представляет собой проточный цельнокованый цилиндрический аппарат корпуса 1, в который высоким слоем до 6-8 м на опорную колосниковую решетку насыпают катализатор 5.

В отличие от реактора фосфорнокислотной гидратации толщина стенок реактора в 2 раза меньше и имеет толщину 30-35 мм.

Смесь олефина и паров воды, нагретая до температуры реакции 280-300<sup>0</sup>С, поступает сверху через штуцер 3, проходит слой катализатора 5 высотой до 6-8 м. Реакционная смесь, в которой содержится этиловый спирт, выводится из нижней части реактора через штуцер 7.

В реакторе имеются два съемных днища 2, которые герметично привинчиваются к корпусу 1.

Для замера температуры реакции в верху реактора имеется карман для термопары 4. Температура внизу реактора измеряется чрез карман термопары, расположенные в центре реактора.

Процесс периодический, для непрерывного его осуществления необходимо два реактора, каждый из которых будет работать по циклу реакция – регенерация.



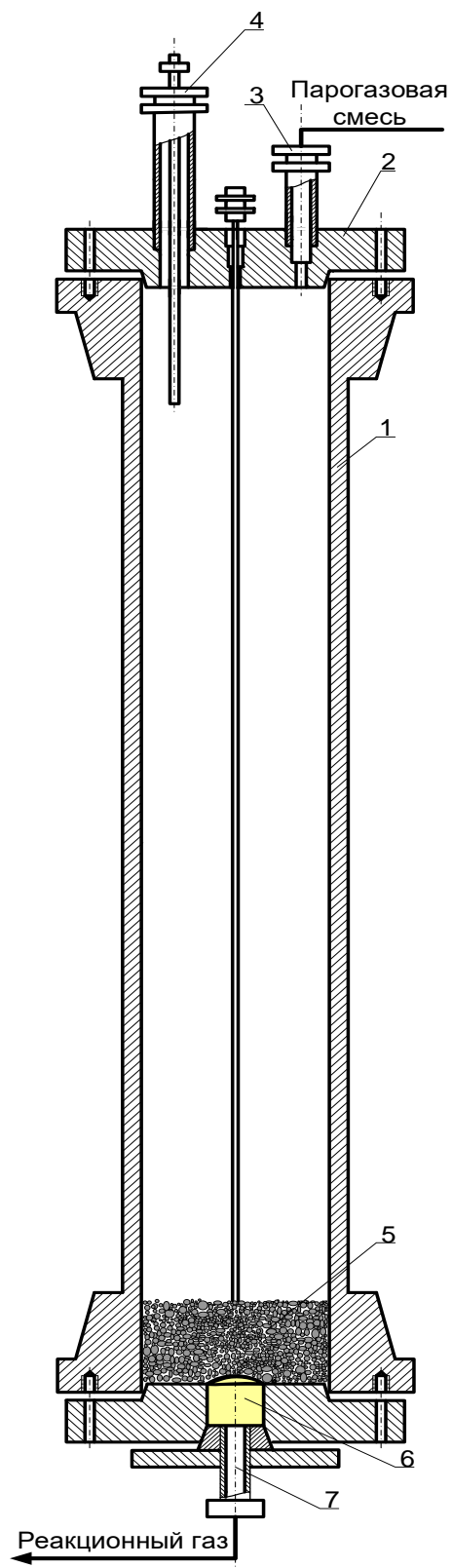


Рисунок 66 - Реактор гидратации на цеолитсодержащем катализаторе

1 - корпус; 2 - крышка, 3 - штуцер ввода парогазовой смеси этилена с водяным паром;  
 4 – штуцер для термопары; 5 – катализатор; 6 - насадка; 7 - штуцер для вывода реакционного  
 газа



Реакция гидратации этилена осуществляется при температуре 275 °С и давлении 4,5 МПа. Регенерация цеолитсодержащего катализатора (пентасила) производится при атмосферном давлении и температуре 500°С.

### 7.5.2.3 Реактор процесса риформинга

Каталитический риформинг осуществляется как с неподвижным, так и с движущимся катализатором слоем катализатора. На установке каталитического крекинга с неподвижным слоем катализатора гидроочищенное сырье подвергают предварительной очистке от сернистых соединений и других примесей, а затем направляют в каскад из 3- 4 адиабатических реакторов. После последнего реактора продукты направляются на блок разделения, состоящий из сепараторов высокого и низкого давлений.

Как сказано выше, в промышленности применяют реактора как с аксиальным (осевым), так и с радиальным вводом газосырьевой смеси (рис. 49 – 50, 67).

В первом случае (рис. 49) сырьевая смесь проходит через катализатор сверху вниз. Верхний штуцер снабжен устройством для равномерного распределения потока по всему сечению аппарата.

Во втором случае (рис. 50) от штуцера вниз по центру реактора проходит перфорированная труба, конец которой заглушен.

Газосырьевой поток проходит через катализатор от стенок ректора к штуцеру по радиусам. Для предотвращения уноса катализатора над и под слоем катализатора размещаются фарфоровые шары.

Имеются также реакторы с радиальным вводом газосырьевой смеси и с нижним выводом реакционной смеси

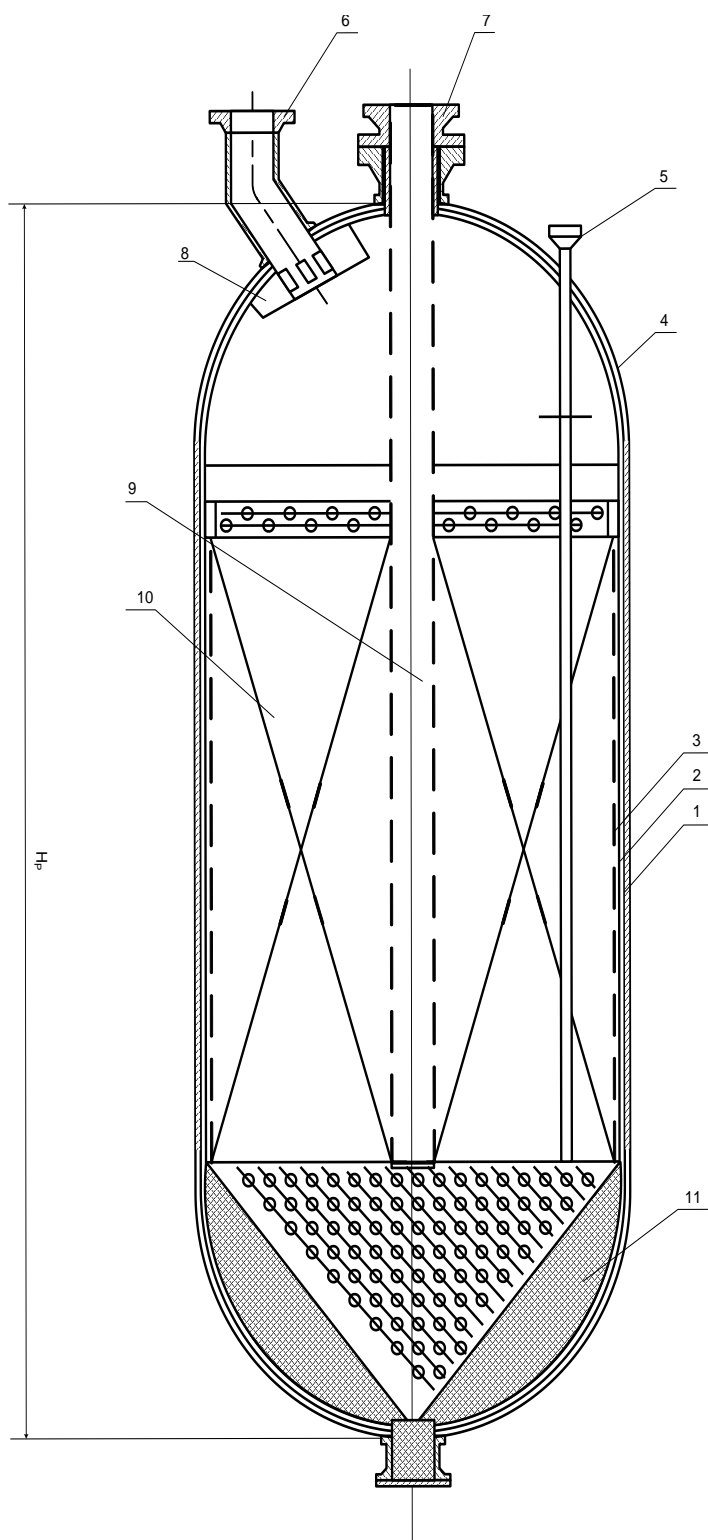


Рисунок 67 - Чертеж общего вида реактора риформинга с радиальным вводом сырья:

корпус; 2 - перфорированный стакан с сеткой; 3 - футеровка; 4 - днище; 5 - штуцер для термомпары; 6 - штуцер для ввода газосырьевой смеси; 7 - штуцер для вывода нефтепродуктов реакции; 8 - распределитель; 9 - перфорированный желоб с сеткой; 10 - катализатор; 11 - фарфоровые чашки.





#### **7.5.2.4 Реактор процесса дегидрирования изоамиленовой и бутеновой фракций**

Для проведения процессов дегидрирования используются адиабатические реакторы, в которых та или иная химическая реакция осуществляется без внешнего теплообмена. В аппаратах такого типа тепло, необходимое для осуществления эндотермической реакции дегидрирования изоамиленов, подводится за счет физического тепла перегретого водяного пара, вводимого в реактор с углеводородами.

Реактор представляет собой шаровой аппарат (рис. 68).

Внутри его установлены колесниковые решетки, на которые накладываются сетки из нержавеющей стали в 2-3 слоя, а в верхней части реактора расположен смеситель с распределителем для равномерного смешения парогазовой смеси по всему сечению катализатора. Реакция дегидрирования протекает с поглощением тепла, постоянно подводимого с перегретой парогазовой смесью. Перед входом в реактор производится смешение паров сырья с перегретым паром. Парогазовая смесь проходит слой катализатора сверху вниз.

При температуре  $550 - 650^{\circ}\text{C}$  протекает реакция дегидрирования изоамиленов в изопрен. Смесью парообразных амиленов с водяным паром проходит слой катализатора сверху вниз.

В нижней части реакторов системы смонтированы закалочные змеевики, предназначенные для снижения температуры контактного газа за счет циркуляции в змеевиках закалки водяного пара.

Контактный газ перед выходом из реактора охлаждается до  $540 - 550^{\circ}\text{C}$  путем впрыска водяного конденсата (закалка) и направляется в утилизатор, где охлаждается до  $250 - 260^{\circ}\text{C}$ .

Образовавшийся контактный газ из реактора 5 с температурой  $650^{\circ}\text{C}$  поступает в трубную часть котла – утилизатора для охлаждения до температуры  $200 - 270^{\circ}\text{C}$  за счет испарения водяного конденсата, подаваемого из водяной

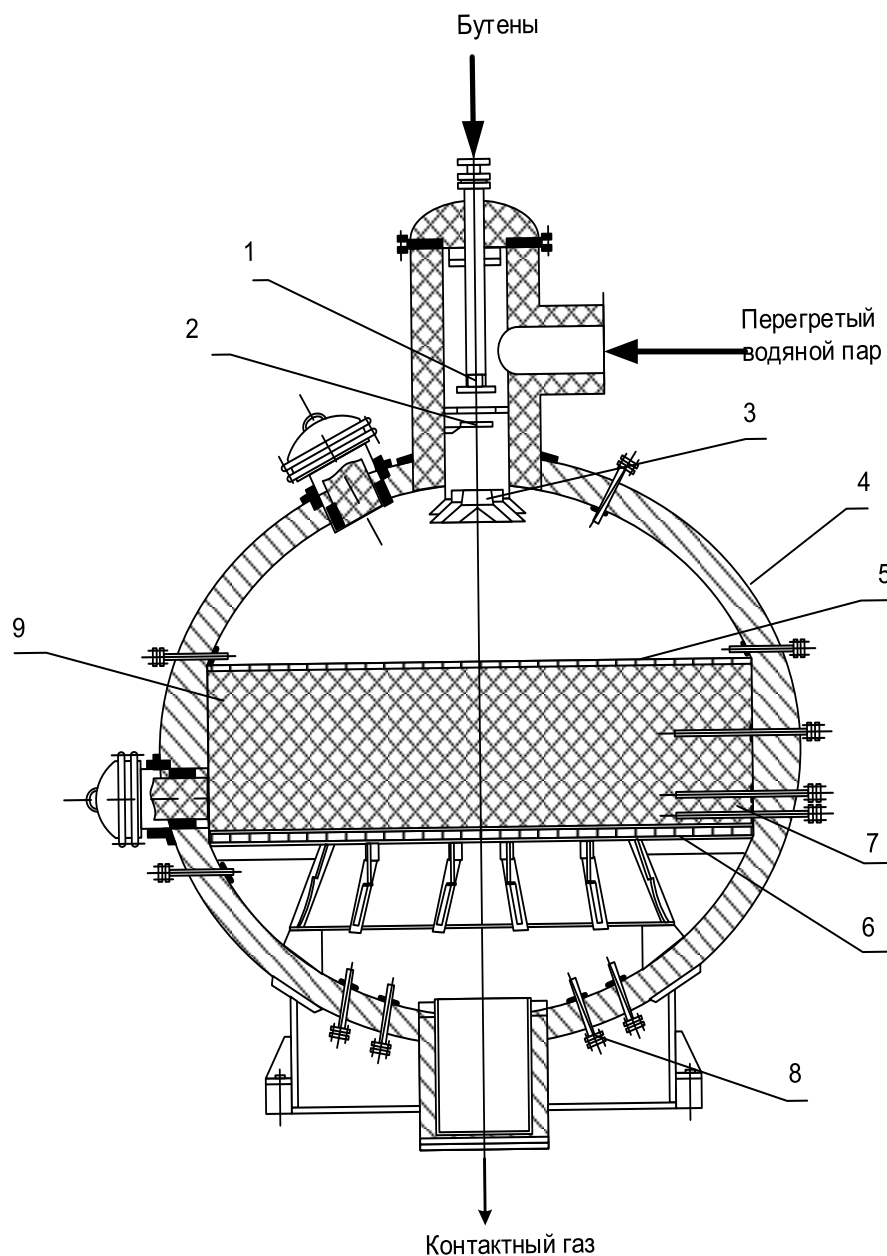


Рисунок 68 - Реактор адиабатического типа для дегидрирования изоамиленовой и бутеновой фракций

1 - завихритель; 2 - смеситель; 3 - распределитель потока газов; 4 - корпус; 5 - верхняя защитная решетка; 6 - нижняя опорная решетка; 7 - насадочные кольца; 8 - форсунки, распыливающие воду; 9 - слой катализатора

емкости в межтрубную часть котла – утилизатора.

Очень важно быстро и эффективно осуществлять смешение паров изоамиленов с перегретым водяным паром и свести до минимума время пребывания паров над катализатором.

В противном случае происходит термическое разложение изоамиленов.



Поэтому смеситель целесообразно размещать не в подводящей трубе, а непосредственно над слоем катализатора.

Катализатор дегидрирования изоамиленов регенерируется продувкой реактора воздухом в отсутствии углеродного питания, происходит частичное окисление восстановившихся окислов и выжигание отложившегося кокса. Таким образом, реактор для дегидрирования изоамиленовой фракции — это реактор адиабатического типа.

Так как катализатор требует периодической регенерации, необходимо иметь резервный реактор для переключения потока изоамиленов во время регенерации. Регенерация осуществляется путем продувки катализатора водяным паром давлением до 3 атм при температуре контактирования. Пар реагирует с коксом с образованием  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$ . Для полной регенерации предусмотрена продувка воздухом.

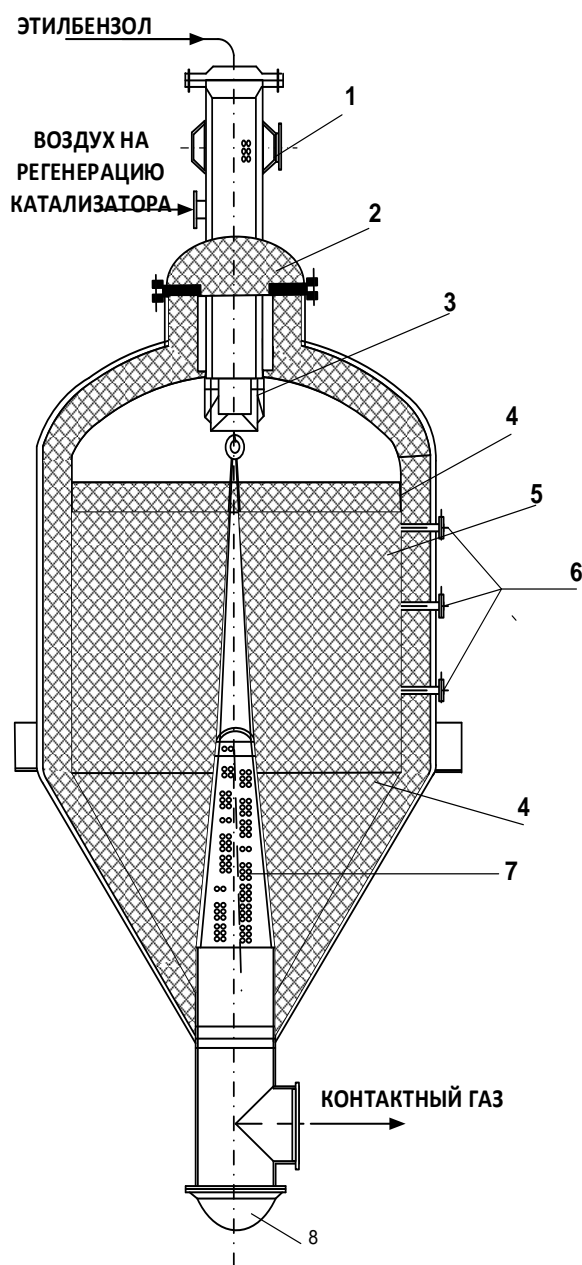
Реакторы большой мощности имеют сферический корпус диаметром до 6,5 м. Для процесса дегидрирования изоамиленов характерно применение слоев катализаторов небольшой высоты, так как необходимо обеспечить минимальную потерю напора в слое катализатора. С увеличением потери напора повышается давление  $P_1$ . Чем выше давление  $P_1$ , тем больше парциальное давление углеводородных паров и меньше выход изопрена.

#### **7.5.2.5 Реактор дегидрирования этилбензола**

Процесс дегидрирования этилбензола осуществляется в трубчатых изотермических или адиабатических реакторах со стационарным слоем катализатора. В реакторах трубчатого типа (рис. 69) тепло подводится путем непрямого теплообмена реакционной массы с теплоносителем — дымовыми газами или расплавами солей.

Применение изотермических реакторов в промышленности существенно ограниченное, вследствие, малой производительности (5-15 тыс. т/год) и сложности конструкции.

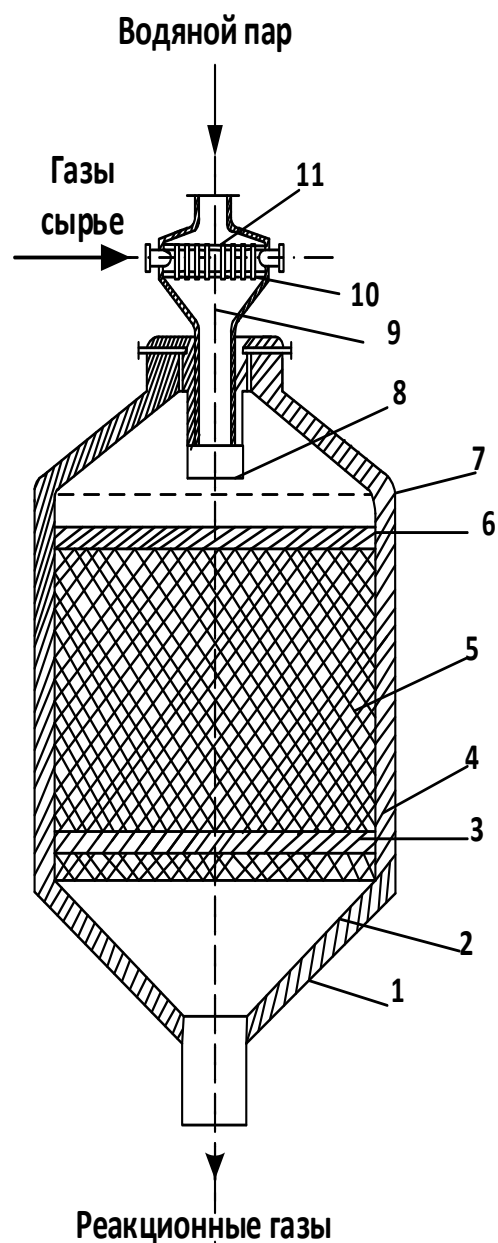




а)

Рисунок 69 (а)– Адиабатический реактор для дегидрирования этилбензола

1 - устройство для смешения паров воды и этилбензола; 2 - люк для загрузки катализатора; 3 - распределительное устройство; 4 - слой колец Рашига; 5 - слой катализатора; 6 - термопары; 7 - разгрузочный конус; 8 - люк для выгрузки катализатора



б)

Рисунок 69 (б)– Адиабатический реактор для дегидрирования этилбензола

1 - корпус; 2,7 – решетки; 3,4,6 – слои насадки; 5 - катализатор; 8 – распределительное устройство; 9 – смешительное устройство; 10 – сопла; 11 - трубки.

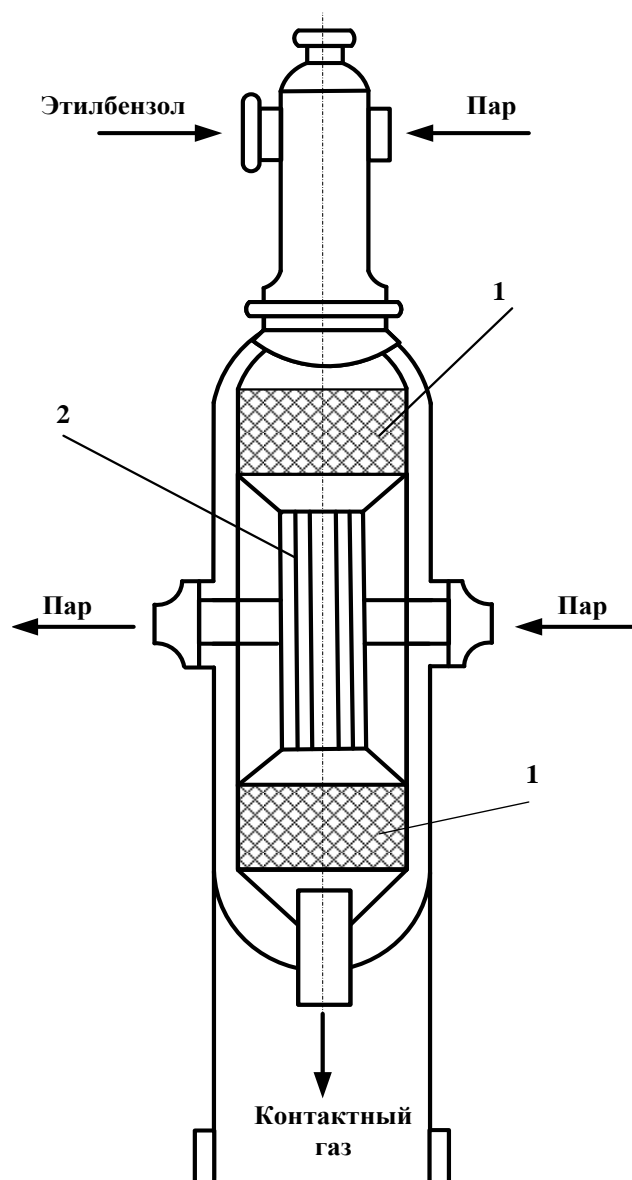


Рисунок 69, в – Двухступенчатый адиабатический реактор для дегидрирования этилбензола с промежуточным подогревом смеси  
1 - катализатор; 2 - межступенчатый подогреватель

Реакторы адиабатического типа, к которым относится реактор дегидрирования этилбензола, являются наиболее распространёнными (рис. 69 а, б, в).

В них тепло, необходимое для проведения реакции, подводится с перегретым водяным паром. Реактор дегидрирования этилбензола представляет собой аппарат цилиндрической формы с коническим днищем, изготовленный из обычной углеродистой стали и футерованный изнутри огнеупорным кирпичом. Диаметр реактора 4 м и общая высота 7,5 м (рисунок 69, а). В верхнюю часть



аппарата вмонтированы люк для загрузки катализатора, смеситель и распределитель паров по сечению аппарата. Реактор загружают керамическими кольцами Рашига и катализатором.

Для облегчения замены отработанного катализатора свежим в аппарат вставлен металлический полый конус; при подъеме конуса катализатор и насадочные кольца высыпаются через нижний люк.

Стенки конуса перфорированы для прохождения парой и газов. Загрузка колец и катализатора производится через верхний люк; конус предварительно опускают вниз для перекрытия выгрузного отверстия.

Внутри реактора на решетке размещаются слои насадки, обеспечивающей равномерное распределение газового потока по сечению реактора, между которыми помещен слой катализатора.

Применяемый в процессе дегидрирования этилбензола катализатор К-22 способен к саморегенерированию и может работать непрерывно в течение 1—2 месяцев, после чего его регенерируют, подавая в реактор воздух для выжигания отложившегося на зернах катализатора кокса.

При дегидрировании в одну ступень перегретый пар с температурой около  $750^{\circ}\text{C}$  и смесь паров этилбензола с водяным паром при  $560^{\circ}\text{C}$  поступают в верхнюю часть реактора. После смесительного устройства 1 и распределительного устройства 3 смесь при  $640^{\circ}\text{C}$  проходит через слой катализатора (5) сверху вниз. Реакционные газы проходят из нижней части реактора с температурой около  $590^{\circ}\text{C}$ . Таким образом, в одноступенчатом адиабатическом реакторе процесс протекает с отклонением от оптимальных условий по температуре на  $50^{\circ}\text{C}$

В целях улучшения температурных условий дегидрирования в адиабатических реакторах в условиях изотермических реакций, процесс осуществляют в несколько ступеней с дополнительным подогревом контактного газа в выносных или межступенчатых перегревателях после каждой ступени.

Так при двухступенчатом дегидрировании контактный газ после первой ступени подогревается до температуры, при которой парогазовая смесь

поступала в первую ступень.

За счет применения двухступенчатого дегидрирования конверсия этилбензола повышается до 60% при селективности 86%.

Из рассмотренных типов реакторов наиболее выгоден реактор, изображенный на рисунке 69, в. Использование двух ступеней качественно влияет на превращение исходных реагентов в продукт, а высокая селективность увеличивает избирательность.

#### **7.5.2.6 Реакторы гидроочистки**

Промышленные реакторы гидроочистки – это адиабатические реакторы с неподвижным слоем катализатора и с нисходящим аксиальным или радиальным потоком сырья.

В практике также нашли применение реакторы с кипящим слоем катализатора (реактор компании «Луммус»).

По направлению потоков реакторы разделяют на аппараты с аксиальным и радиальным вводом сырья. В основном, на всех отечественных промышленных установках гидроочистки используются реакторы с аксиальным вводом сырья - поток сырья перпендикулярен вертикальному сечению аппарата, направлен вдоль его оси.

Но существуют и установки, на которых в эксплуатации находятся реакторы с радиальным вводом сырья - поток сырья перпендикулярен вертикальному сечению аппарата, направлен по радиусу.

С учетом размещения катализатора аппараты делятся на односекционные и многосекционные. В аппарате с несколькими секциями катализатора между ними монтируют устройства для снятия теплоты реакции.

На рис. 70, 71 представлены конструкции реакторов гидроочистки (односекционный с аксиальным вводом сырья и двухсекционный).

В односекционном реакторе катализатор располагается между нижним и верхним слоем фарфоровых шаров разного диаметра.



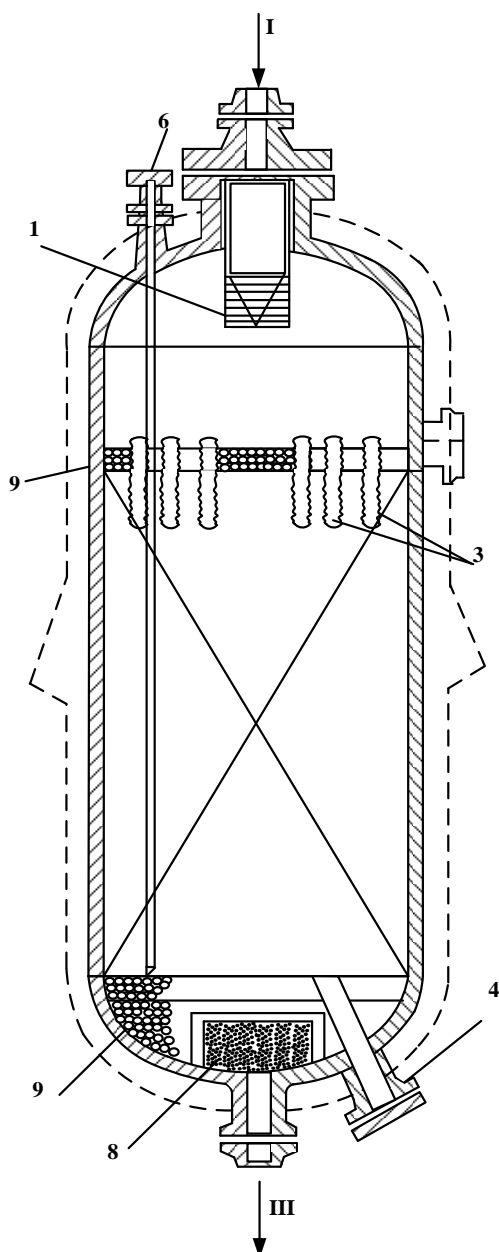


Рисунок 70 - Односекционный реактор гидроочистки с аксиальным вводом сырья:

1-гаситель; 3 - фильтр; 4 - штуцер для выгрузки катализатор; 5 – штуцер для термопары; 8 - сборник; 9 - фарфоровые шары. I – сырье; III - продукт

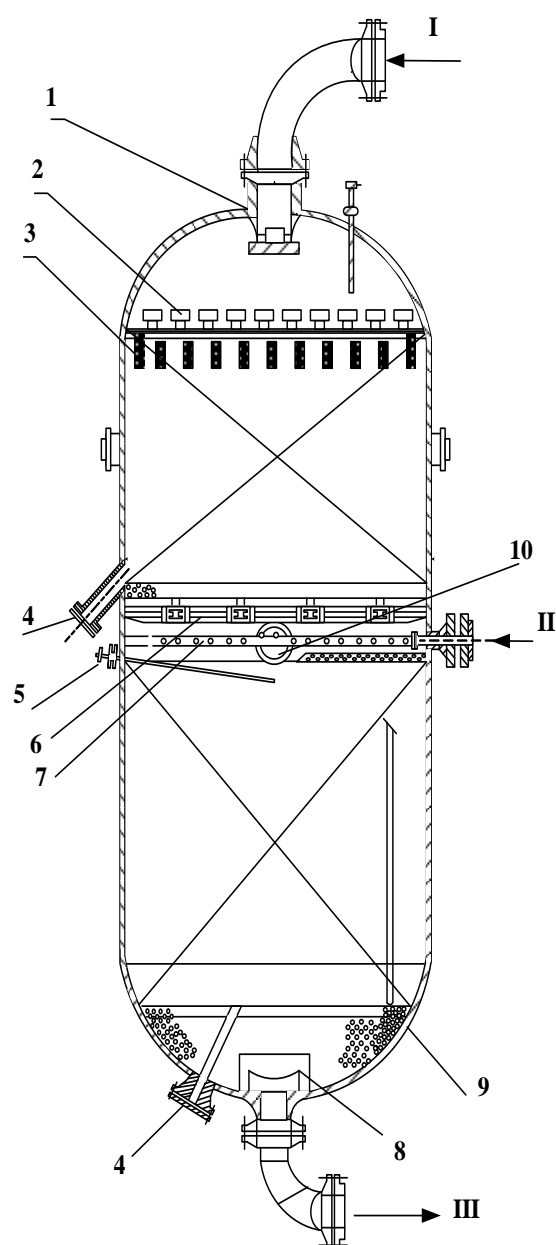


Рисунок 71 - Двухсекционный реактор гидроочистки с аксиальным вводом сырья:

1 - гаситель потока; 2 - распределительная решетка; 3 - фильтр; 4 – штуцер для выгрузки катализатора; 5 – колосниковые решетки; 6 – штуцер для термопары; 7 – охлаждающее устройство; 8 – сборник; 9 - фарфоровые шары; I – сырье; II – хладагент; III - продукт

Шары выполняют две функции: удерживают катализатор в стационарном слое от уноса и равномерно распределяют газо-сырьевую смесь по сечению реактора.





Катализатор загружают на слой фарфоровых шаров 9 диаметром от 5 до 16 мм, что обеспечивает равномерный вывод продуктов реакции и предотвращает спекание катализатора. Над катализатором также размещают фарфоровые шары 9 переменного диаметра (высота слоя около 150 мм), первая порция которых должна иметь диаметр, в 2-3 раза превышающий диаметр гранул верхнего слоя катализатора.

Фарфоровые шары не допускают шевеления катализатора при повышенных скоростях и защищают его от динамического воздействия паров.

### **7.5.3 Конструкция реакторов полочного типа (секционированные)**

Процессы, протекающие с большим изменением температуры смеси, проводят в реакторах секционированного типа (полочных).

В таких реакторах осуществляют процессы синтеза метанола из СО и Н<sub>2</sub>, парофазную гидратацию ацетилена в ацетальдегид и т.д.

Конструктивно секционированные реакторы выполняются в виде колонн, внутри которых на нескольких решетчатых полках или в специальных корзинах размещен катализатор.

Число секций (обычно не более 10) и распределение катализатора между ними подбираются исходя из величин перепада температуры по секциям и оптимального распределения степени превращения сырья по секциям.

Охлаждения (или нагревание) реакционной смеси между секциями проводится непосредственным смешением реакционного газа с холодным теплоносителем или впрыскиванием испаряющейся жидкости.

В качестве теплоносителей используют инертные вещества или компоненты реакционной смеси.

В колоннах невысокого и среднего давления подачи теплоносителя осуществляют через боковые вводы (рис. 72). В колоннах высокого давления (например, при синтезе метанола из СО и Н<sub>2</sub>) ввод горячего теплоносителя осуществляют по схеме, приведенной на рис. 73.



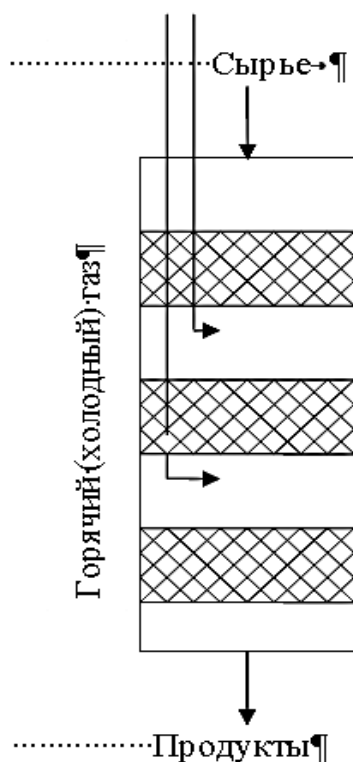


Рисунок 72 - Подача теплоносителя в колоннах невысокого и среднего давления

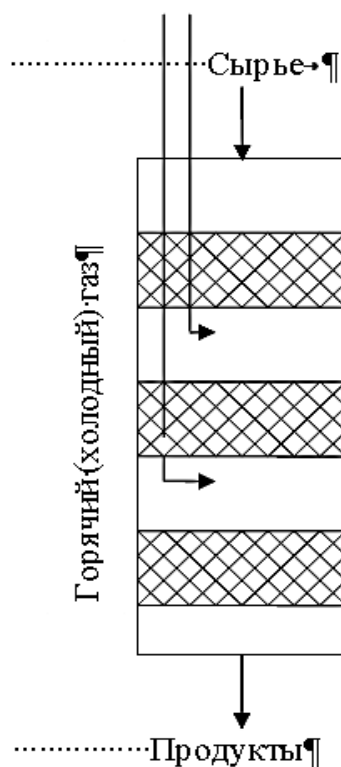


Рисунок 73 - Схема ввода горячего теплоносителя в колоннах высокого давления

Секционированные реакторы имеют следующие достоинства:

- простота поддержания оптимального температурного режима;
- невысокий удельный расход металла;
- простота и удобств обслуживания.

### 7.5.3.1 Реактор каталитического дегидрирования этилбензола

На рис. 74 приведен эскиз секционированного реактора, предназначенного для парофазного каталитического дегидрирования. Для установки выбран вертикальный цилиндрический стальной адиабатический реактор шахтного типа с двумя слоями катализатора и встроенным вертикальным двухходовым межступенчатым теплообменником с U-образными трубками.

При дегидрировании в одну ступень (один слой) перегретый пар с температурой около  $750^{\circ}\text{C}$  и смесь паров этилбензола с водяным паром при  $560^{\circ}\text{C}$  поступают в верхнюю часть реактора.



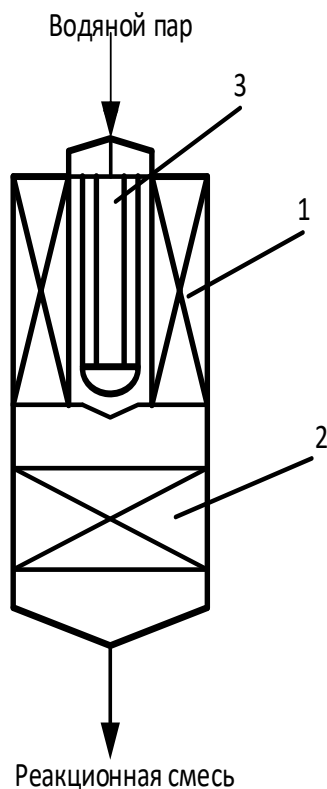


Рисунок 74 – Схема реактора дегидрирования  
1 - слой катализатора; 2 - слой катализатора; 3 - встроенный двухходовой межступенчатый теплообменник с U-образными трубками

После смесительного устройства 9 и распределительного устройства 8 смесь при  $640^{\circ}\text{C}$  проходит через слой катализатора сверху вниз. Реакционные газы проходят из нижней части реактора с температурой около  $590^{\circ}\text{C}$ .

Таким образом, в одноступенчатом адиабатическом реакторе процесс протекает с отклонением от оптимальных условий по температуре на  $50^{\circ}\text{C}$ .

В целях улучшения температурных условий дегидрирования в адиабатических реакторах в условиях изотермических реакций, процесс дегидрирования этилбензола в стирол в токе водяного пара осуществляют в несколько ступеней (в нескольких слоях) с дополнительным подогревом контактного газа в выносных или межступенчатых перегревателях после каждой ступени.



Так при двухступенчатом дегидрировании контактный газ после первой ступени подогревается до температуры, при которой парогазовая смесь поступала в первую ступень. За счет применения двухступенчатого дегидрирования конверсия этилбензола повышается до 60% при селективности 86%.

Использование двух ступеней качественно влияет на превращение исходных реагентов в продукт, а высокая селективность увеличивает избирательность.

### **7.5.3.2 Конструкция реактора гидроочистки с аксиальным вводом сырья**

На рисунке 71 приведена конструкция реактора процесса гидроочистки с аксиальным вводом сырья.

В двухсекционном реакторе верхний слой катализатора засыпается на колосниковую решетку 5, а нижний – на фарфоровые шары 9, заполняющие сферическую часть днища.

Для отвода избыточной теплоты реакции под колосниковой решеткой встроен коллектор для подачи холодного водородсодержащего газа.

### **7.5.3.3 Конструкция реактора гидрокрекинга**

Реакционные аппараты для гидрокрекинга конструируют с учетом высокого давления, а также коррозии. Реакторы представляют собой массивные цилиндрические аппараты с полусферическими (вследствие сложности штамповки толстостенного металла) днищами. Диаметр их от 1,2 до 4 м, толщина стенки 50-255 мм, высота 16-24 м.

Одна из многочисленных конструкций реактора гидрокрекинга приведена на рисунке 75. Реактор представляет собой секционированный по катализатору цилиндрический аппарат со сферическим днищем, выполненный из специальной стали и имеющий внутреннюю защитную футеровку из торкретбетона.



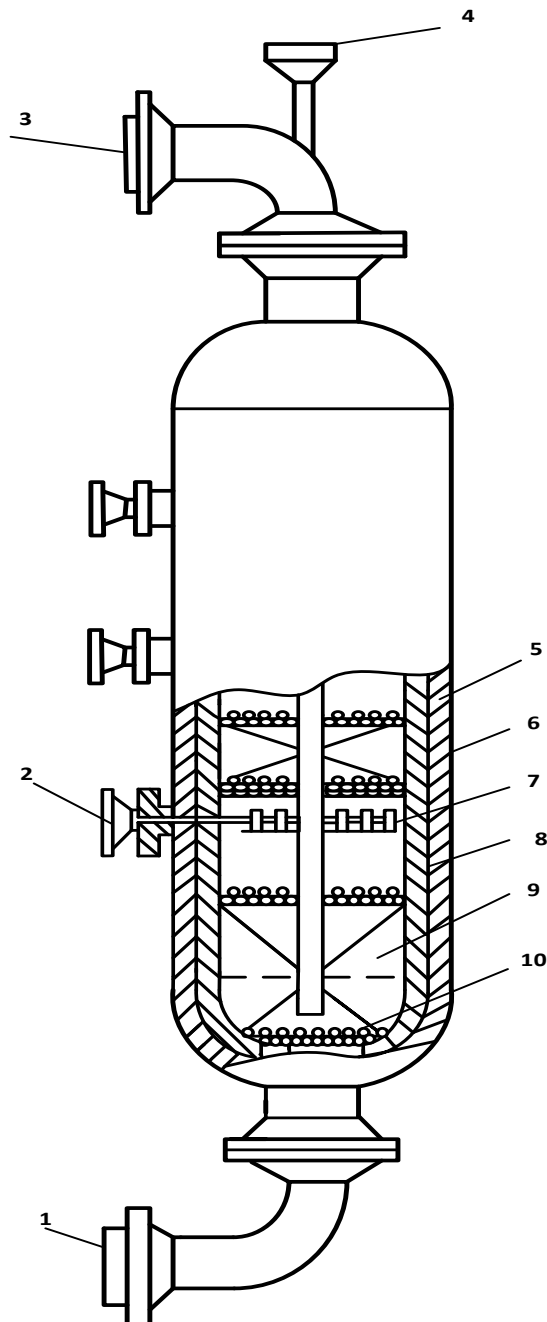


Рисунок 75 - Реактор гидрокрекинга

1 - штуцер для вывода газопродуктовой смеси; 2 - штуцер для ввода охлаждающего газа; 3 – штуцер для ввода газосырьевой смеси; 4 - штуцер для термомпары; 5 - решетка; 6 - корпус; 7 - распределительная тарелка; 8 - футеровка; 9 - катализатор; 10 - фарфоровые шары.

Тепловой эффект реакции снимается охлажденным водородсодержащим газом, непосредственно подаваемым через штуцер под распределительную решетку, на которой располагается катализатор. Катализатор загружают слоями. Газосырьевой поток направляют аксиально сверху вниз.



В верхней части реактора также размещаются фильтры, распределительная тарелка применяется для равномерного распределения жидкой фазы над слоем катализатора.

На тарелке равномерно помещают переточные патрубки, сверху защищенные козырьками.

Применяют аппараты с массивной стенкой, а также многослойные. В многослойных реакторах внутренний слой толщиной 13-19 мм сделан из высококачественной нержавеющей стали.

На внутренний корпус навивают еще несколько (например, 10) слоев толщиной 6-13 мм из высокопрочных сталей - углеродистых или низколегированных.

Применение многослойных реакторов позволяет сократить расход высоколегированных сталей и упрощает технологию изготовления этих аппаратов. Внутреннее устройство реакторов зависит от типа процесса.

При стационарном состоянии катализатора его размещают на решетках несколькими слоями; такой реактор сходен по конструкции с многосекционными реакторами гидроочистки.

#### **7.5.3.4 Реактор алкилирования бензола этиленом на цеолитсодержащем катализаторе для получения этилбензола**

Секционированный реактор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищами, разделенный на 3 секции для размещения катализатора. После каждой секции предусматривается зона для интенсивного смешивания горячих продуктов реакции и холодного потока этилена.

**Схема реактора для осуществления процесса алкилирования бензола этиленом на цеолитсодержащем катализаторе (пентасил) приведена на рис. 76.** Реактор процесса секционированной конструкции. Он представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищами,

разделенный на 3 секции для размещения охлаждения между ними.

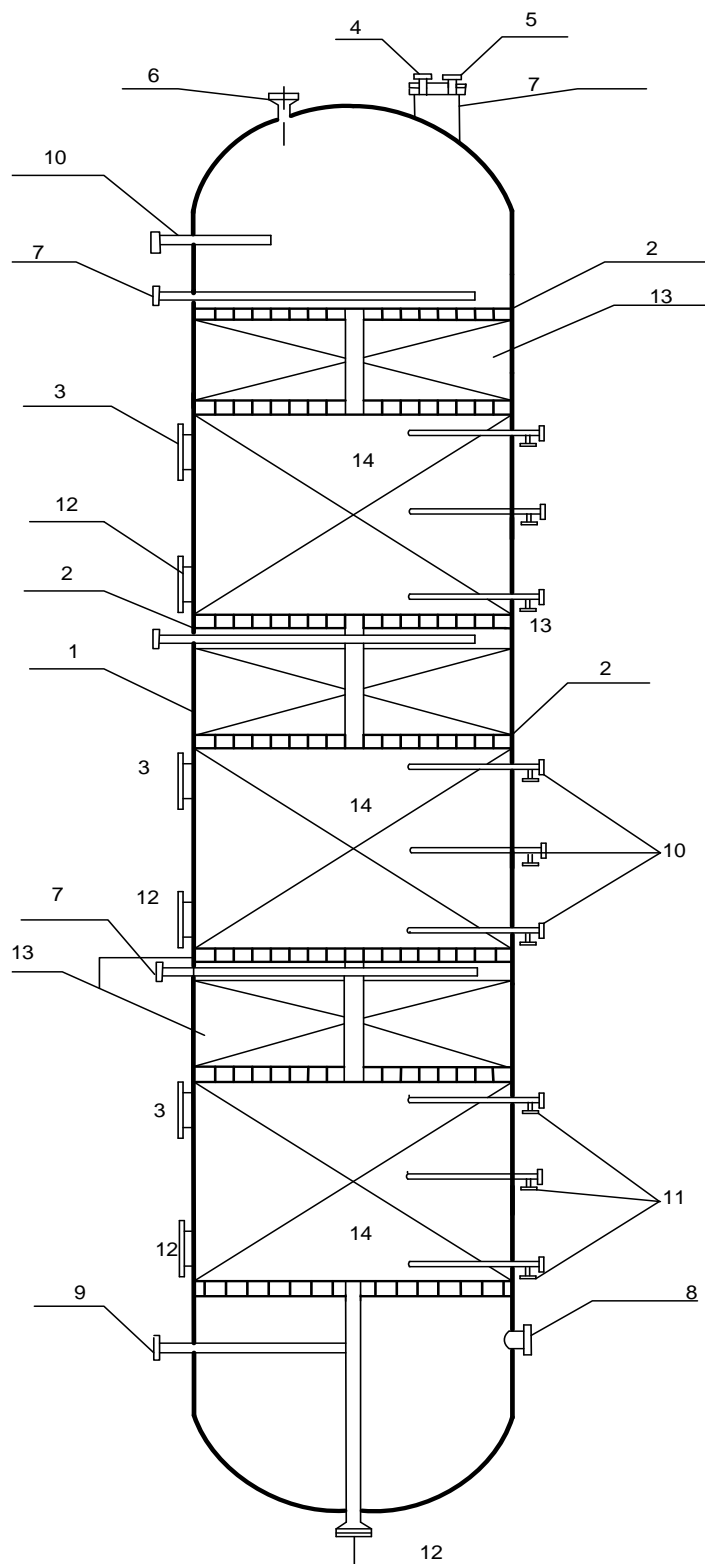


Рисунок 76 - Реактор алкилирования бензола этиленом на цеолитсодержащем катализаторе

1 - корпус; 2 - перфорированная решетка; 3 - люк для загрузки катализатора; 4 - воздушник; 5 - штуцер для ввода инертного газа; 6 - штуцер для предохранительного клапана; 7 - штуцер для ввода газосырьевой смеси; 8 - штуцер вывода ЭТБ; 9 - муфта для манометра; 10 - штуцер с гильзой для термопары; 11 - штуцер для отбора проб; 12 - люк для выгрузки катализатора; 13 - катализатор; 14 - насадка.



Секционирование реактора позволяет иметь высокое отношение бензол:олефин или изобутан : олефины в каждой секции при низком общем их соотношении в процессе, а также состав продуктов, близкий к получаемому на действующих промышленных установках.

В верхнюю часть реактора поступает бензол или изобутан, олефиновый компонент подается 3-4 параллельными потоками в каждую секцию, причем обеспечиваются условия, при которых каждая порция олефинов полностью превращается до точки новой подачи олефинов. После каждой секции предусматривается зона для интенсивного смешивания горячих продуктов реакции и холодного потока этилена.

Реактор снабжен по высоте штуцерами для ввода рецикла бензола, потоков холодного этилена 7, штуцерами для загрузки 3 и выгрузки катализатора 12.

Продукты реакции выводятся через штуцер 8 из нижней части реактора. Реактор снаружи изолируется от теплопотерь в окружающую среду.

Так как регенерация катализатора предполагается непосредственно в самом реакторе алкилирования, то в схеме предусматриваются два чередующихся реактора алкилирования, которые поочередно переключаются с режима реакции на режим регенерации катализатора. Над слоем катализатора необходима засыпка инертного материала в виде шарообразных частиц для обеспечения равномерного распределения потока реакционной смеси.

#### **7.5.3.5 Реактор синтеза изопропилбензола на цеолитсодержащем катализаторе**

Конструкция реактора, применяемого в процессе, приведена на рисунке 77.

Реактор – алкилатор представляет собой вертикальный секционированный цилиндрический аппарат с распределительной подачей смеси бензол:пропилен = 1: 1 в несколько зон при последовательной подаче через секции бензола. Цеолитсодержащий катализатор алкилирования бензола пропиленом загружают в четыре секции секционированного реактора. Достоинством стационарного



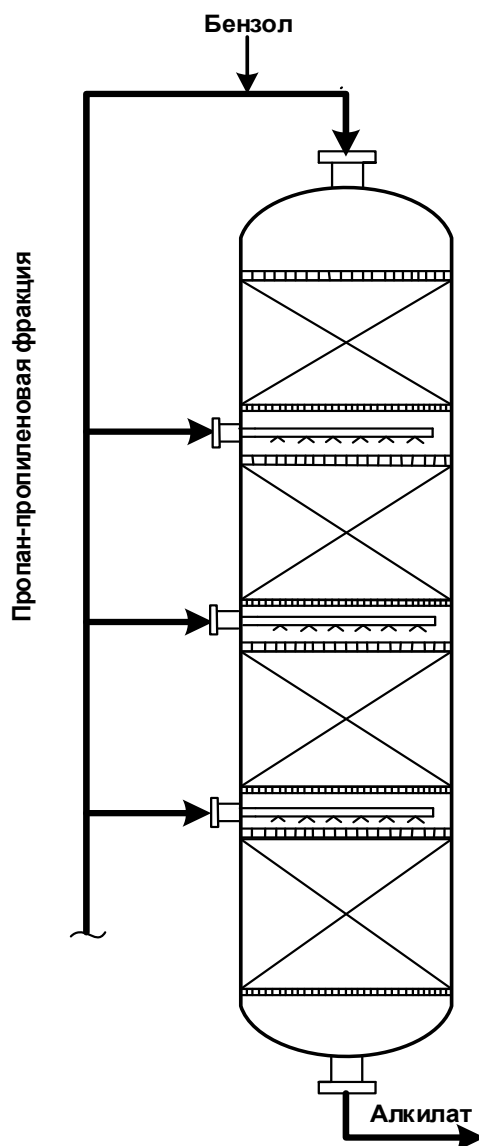


Рисунок 77 - Чертеж общего вида секционированного реактора для алкилирования бензола пропиленом на цеолитсодержащем катализаторе.  
 - штуцер ввода сырья; 2 - корпус; 3 - штуцер вывода алкилата;  
 штуцер ввода этан-этиленовой фракции

секционированного слоя является незначительный износ катализатора, простота конструкции аппарата, отсутствие системы пылеулавливания.

Но существенный недостаток - периодичность процесса. Активность катализатора снижается и его необходимо регенерировать. Для устранения этого недостатка устанавливают два попеременно работающих аппарата.

В реактор-алкилатор через верхний штуцер в первую секцию подается бензол в смеси с пропиленом. Попадая на катализатор сырьевая смесь вступает



при заданных условиях в реакцию алкилирования с образованием ИПБ и побочных продуктов реакции.

При прохождении реакции повышается температура процесса.

Чтобы этого не происходило и для поддержания температурного режима процесса в межсекционное пространство подается холодный поток пропилена через боковые штуцеры через газораспределительное устройство.

Катализатор в секциях находится на распределительных решетках с перфорацией, через которые проходит смесь продуктов реакции и сырья.

Алкилат, полученный в реакции алкилирования выводится через нижний штуцер реактора и поступает далее в переалкилатор.

#### **7.5.3.6 Конструкция реактора процесса синтеза МТБЭ**

Реализованные на практике технологии получения МТБЭ отличаются друг от друга в основном типом реакционного устройства.

Реактор синтеза МТБЭ проектируют с учетом достижения максимальной конверсии, близкой к термодинамической величине. Наиболее сложной проблемой при проектировании реактора является эффективный отвод тепла из зоны реакции.

Применяют следующие конструкции реакторов, обеспечивающие отвод тепла реакции:

- адиабатический реактор цилиндрического типа с внешним охлаждением циркулирующей реакционной смеси;
- трубчатый изотермический реактор;
- реактор реакционно-ректификационного типа с использованием тепла реакции для частичного испарения реакционной смеси.

Конструкция реактора реакционно-ректификационного типа с использованием тепла реакции для частичного испарения реакционной смеси, применяемого на проектируемой установке производства МТБЭ, приведена на рис. 78.



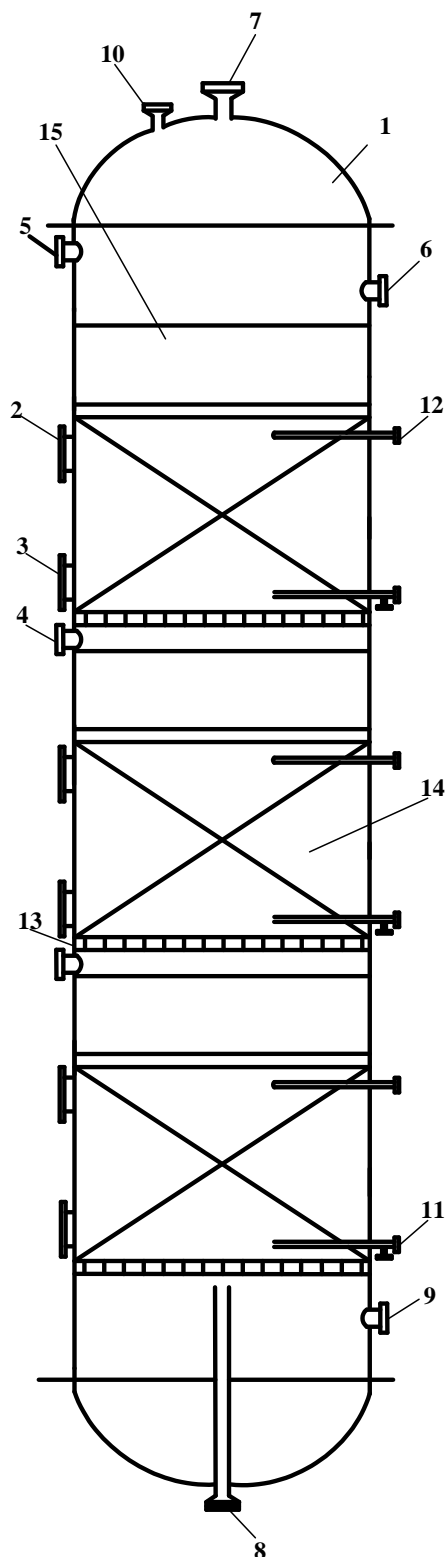


Рисунок 78 - Конструкция реактора Р-1 синтеза МТБЭ:

1 – корпус; 2 – люк для загрузки катализатора; 3 – люк для выгрузки катализатора; 4 – штуцер для ввода очищенного сырья; 5 – штуцер для ввода свежего метанола; 6 – штуцер для ввода отработанной ББФ из К-2; 7 – штуцер вывода отработанной ББФ из Р-1 в К- 2; 8 – штуцер вывода реакционной смеси; 9 – штуцер ввода горячего потока из колонны К-1; 10 – штуцер для предохранительного клапана; 11 – штуцера для отбора проб; 12 – штуцера для термомпар; 13 – перфорированная решетка; 14 – катализатор ионитный; 15 – секция ввода сырья.



Очищенная смесь ББФ и метанола из куба форконттактного реактора поступает в зону синтеза реактора Р-1, предварительно нагреваясь в теплообменнике и в подогревателе, а на верхний слой катализатора реактора синтеза Р-1 самотеком поступает жидкий продукт из куба верхней ректификационной колонны.

Одновременно в нижнюю часть реакционной зоны Р-1 поступают пары изобутилена, метанола и МТБЭ с верха нижней ректификационной колонны.

Синтез МТБЭ осуществляется в реакционной зоне в условиях двухфазных потоков пар – жидкость в присутствии катионитного катализатора при одновременном разделении продуктов реакции.

Для разделения продуктов реакции используется как тепло паров, поступающих из нижней ректификационной колонны, так и тепло реакции синтеза.

Температура в зоне реакции контролируется по наиболее горячей термопаре в нижнем слое катализатора.

#### **7.5.3.7 Реактора синтеза метанола**

Для синтеза метанола при высоком давлении используют реакторы полочного (шахтного) типа. Они имеют форму цилиндрического полого сосуда длиной 12,18 м и внутренним диаметром до 2 м.

Реакторы синтеза метанола изготавливают из высоколегированной стали для предотвращения однородной (взаимодействия водорода с углеродом стали) и карбонильной коррозии. Они представляют собой цельнокованные аппараты колонного типа. Так как реакция синтеза экзотермична, важную роль при выборе конструкции реактора играет метод теплоотвода.

Чаще всего применяются реакторы полочного типа с промежуточным вводом холодного газа и выносным или встроенным теплообменником.

Обычное число полок 5-6; при таком их числе перепад температур входа и выхода газа и на отдельных полках таков, что максимальная температура в



аппарате не превышает 380 - 390 °С. Для пуска агрегата используют встроенный электронагреватель или специальную печь.

На рисунке 79 приведен разрез колонны синтеза с встроенным теплообменником.

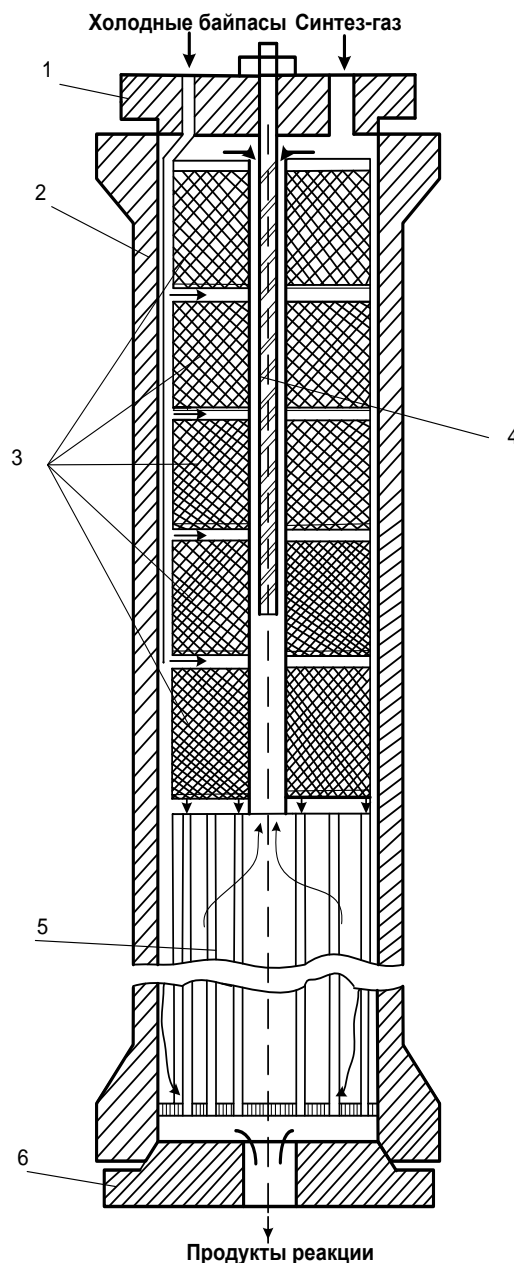


Рисунок 79 - Колонна синтеза полочного типа, совмещенная с теплообменником.

1,6 — крышки; 2 — корпус; 3 — катализатор; 4 — электронагреватель; 5 — встроенный теплообменный элемент.

Часть синтез-газа проходит по кольцевому зазору между «корзинами» 3 с катализатором и корпусом 2, охлаждая последний и поступает в теплообменный элемент 5, где нагревается реакционным газом, по центральной трубе



поднимается вверх и последовательно проходит сверху вниз через слои катализатора. После каждого слоя вводится холодный синтез-газ для снижения температуры.

Реакционный газ проходит теплообменный элемент 5, где отдает свое тепло синтез-газу, и выходит из реактора. По высоте реактора на каждой полке температура повышается за счет выделения тепла, но затем снижается за счет смешения с холодным газом. На рисунке 80 представлен полочный реактор со отводом тепла холодным газом.

Реактор располагает 7 слоями катализатора, между которыми для стабилизации заданной температуры подают холодный газ под давлением.

Температуры определяют термопарами, располагаемыми в трубах с кожухом (карманы). В полочных реакторах катализатор использует все поперечное сечение аппарата. Катализатор размещается слоями на горизонтальных колосниковых створках (полках), ниже которых располагаются так называемые смесители с отверстиями для холодного газа («холодные байпасы»). Подачу этого газа, подаваемого для управления температурой на отдельных полках, выполняют через крышку реактора.

Самое главное, чтобы холодный газ с помощью специализированной системы распределения был распределен более или менее равномерно по сечению реактора.

Распределители газа расположены в реакторе таким образом, чтобы не затруднять выгрузку катализатора из аппарата.

Существуют, кроме этого еще полочные реакторы, в которых находятся теплообменник и охлаждающие змеевики (рис. 81).

Для отвода тепла применяют много способов; имеется также много конструкций теплообменников.

В полочных реакторах иного типа газ вводится в слой катализатора не сверху вниз, а радиально и при этом выходит из центральной трубы или завихренным потоком.

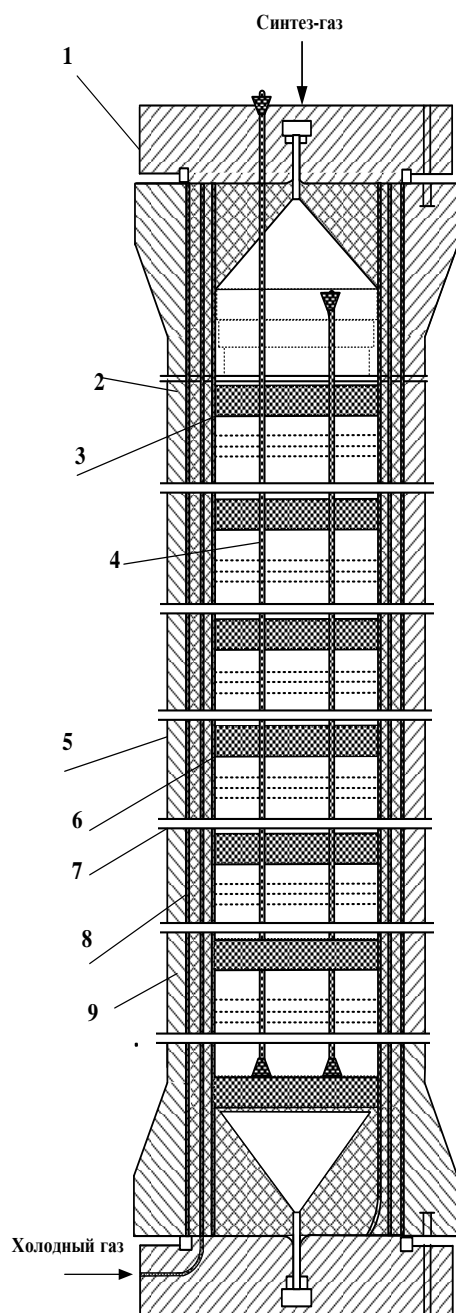


Рисунок 80 – Полочный реактор с поддувом холодного газа

1 - крышка; 2 - колосниковая решетка (полка) для катализатора; 3 - смеситель; 4 - карман для термопары; 5 - корпус; 6 - каталитическая коробка; 7 - слой катализатора; 8 - труба для подвода холодного газа (холодный байпас); 9 - теплоизоляция.

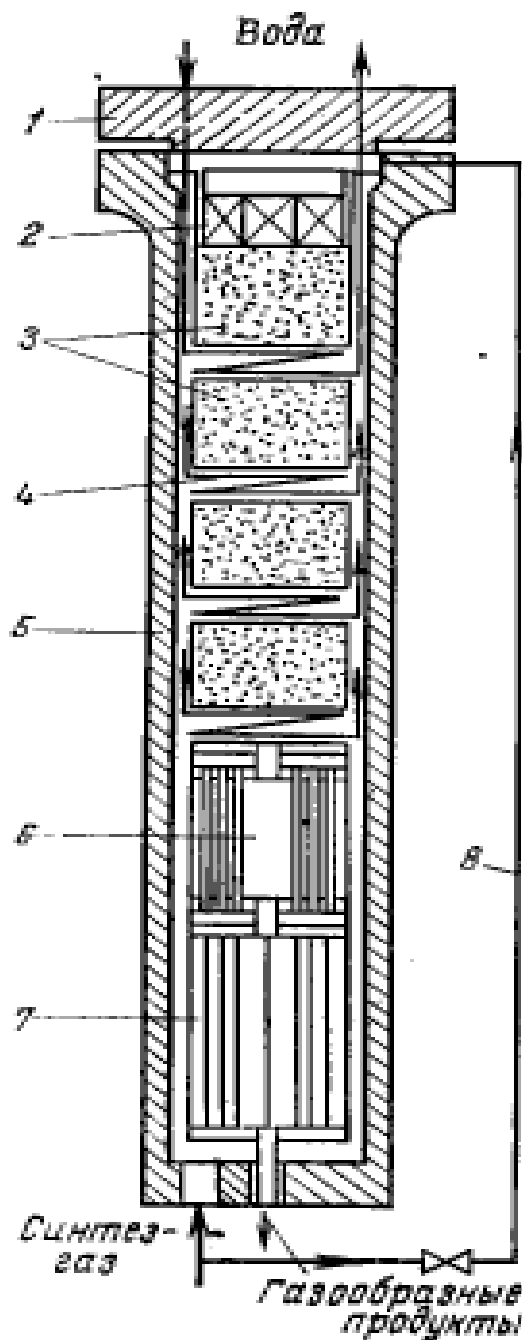


Рисунок 81 - Полочный реактор с охлаждающими змеевиками и теплообменником:

1 - крышка; 2 - пусковой подогреватель; 3 - каталитические слои; 4 - охлаждающий змеевик; 5 - корпус; 6 - изотермическая зона каталитического пространства; 7 - теплообменник; 8 - обходная газовая линия.

Дополнительная возможность (рис. 82) состоит в том, что газ, который вводится в катализатор, расположенный вдоль всего реактора, опускается сквозь весь слой и распределяется в сегментном проходе загруженного катализатора.

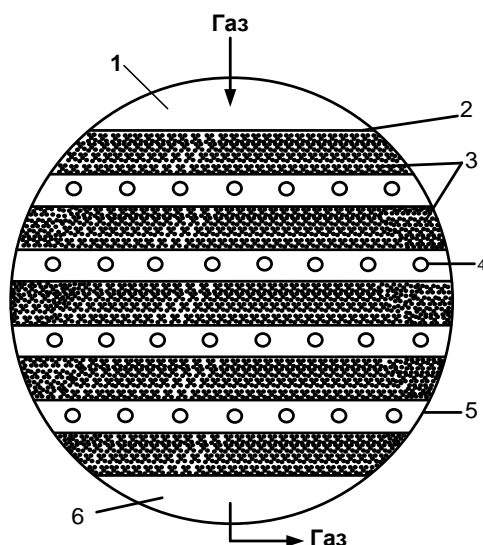


Рисунок 82 - Горизонтальный полочный реактор с поперечным потоком газа

1, 6 - продольные сегментные каналы для газа; 2 - колосниковая решетка для катализатора; 3 - катализаторные слои; 4 - ввод холодного газа; 5 - катализаторная коробка.

Выходит газ через сегментный канал, находящийся, с другой стороны. При этом значительно уменьшается сопротивление проходу газа, и именно поэтому можно применять мелкозернистый катализатор.

### 7.5.3.8 Полочный реактора синтеза ДМЭ

Основными аппаратами в синтезе ДМЭ служит полочный реактор из 4-х секций для экзотермических реакций, приведенный на рис.83, в котором на решетках уложен в четыре слоя катализатор в виде гранул размерами 5х5 мм.

От реактора синтеза метанола он отличается лишь способом размещения катализатора дегидратации метанола и циркулирующим агентом, используемым для охлаждения образующихся продуктов.

Реактор предназначен для получения газообразного ДМЭ из синтез-газа, поступающего со стадии конверсии природного газа.





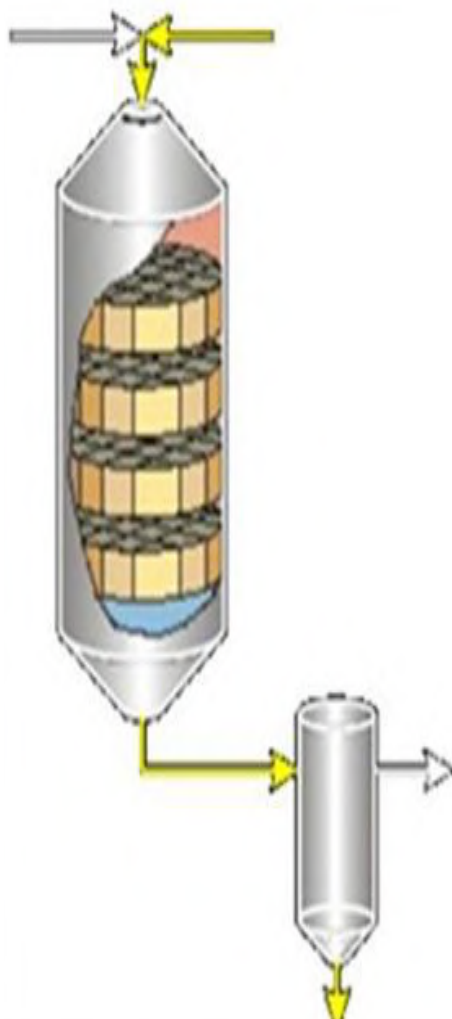


Рисунок 83 - Реактор полочного типа

Бифункциональный катализатор загружается в количестве  $6,2 \text{ м}^3$  в 4-полочную колонну синтеза ДМЭ. Распределение катализатора по слоям, будет следующим: на первую полку загружается  $0,5 \text{ м}^3$  катализатора, на вторую полку –  $0,9 \text{ м}^3$ , на третью –  $1,7 \text{ м}^3$ , на четвёртую –  $3,1 \text{ м}^3$ .

#### 7.5.3.9 Реакторы для синтеза метанола при низком давлении

Эти реакторы выполнены теми же, в сущности, элементами конструкции, что и реакторы высокого давления. Структура и изготовление их намного проще из-за мягких условий синтеза. Особое внимание важно уделить теплосъёму, так как катализаторы с содержанием меди по сравнению с цинк-хромовыми существенно чувствительны к колебаниям температуры. Аналогично синтезу высокого давления, в синтезе при низком давлении используют реакторы



шахтные (полочные) и трубчатые. Диаметр реакторов достигает 6 м при длине 8-16 м.

В шахтных реакторах (рис. 84) стандартно работают с охлаждением холодным газом.

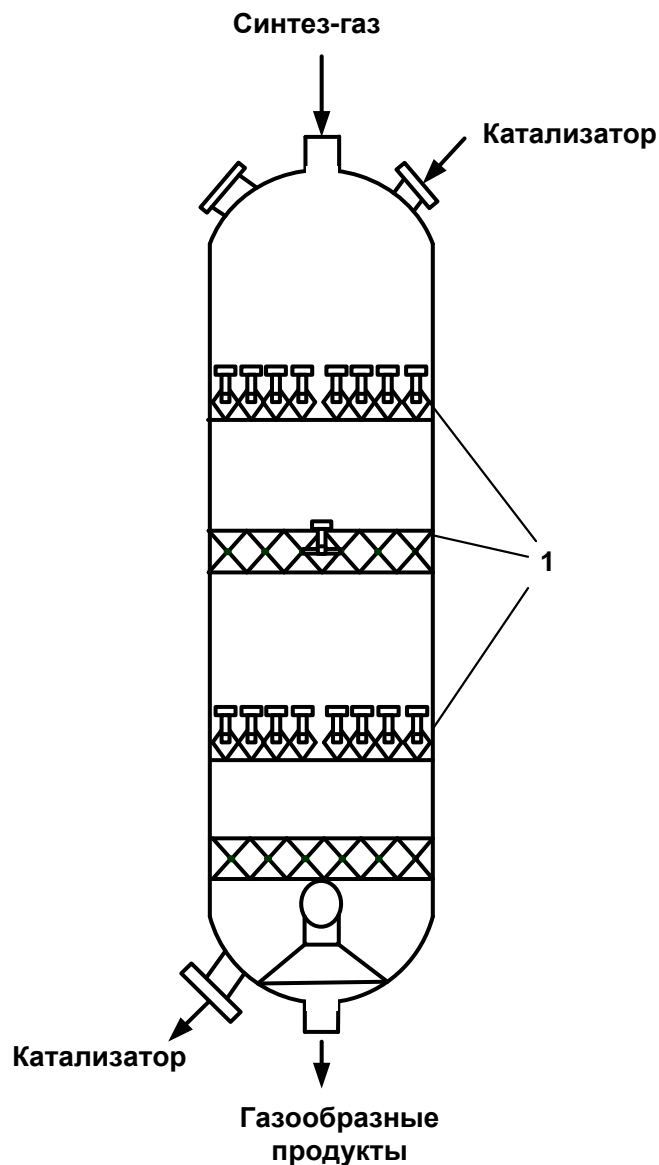


Рисунок 84 - Шахтный реактор для синтеза метанола при низком давлении, охлаждаемый холодным газом  
1 - распределители холодного газа

Долю выделяющегося тепла можно восстановить, получая водяной пар низкого давления или же подогревая воду, которая идет на питание парового котла. Таким же образом можно сочетать охлаждение холодным газом с добыванием водяного пара.



Данные процессы требуют жесткого регулирования, чтобы температуру в реакторе поддерживать в заданных узких пределах и гарантировать стабильную работу аппарата.

Колебания температуры на выходе из реактора ведут (как и в реакторах высокого давления с поддувом холодного газа) к колебаниям температуры на входе в аппарат.

Есть возможность работать и без поддува холодного газа и без восстановления пара, отводя выделяющееся тепло при помощи теплообменников, через которые курсирует холодный газ.

## **8. КОНСТРУКЦИИ РЕАКТОРОВ ДЛЯ ЖИДКОФАЗНЫХ ПРОЦЕССОВ**

### **8.1 Реактора сернокислотного алкилирования**

В процессе сернокислотного алкилирования в настоящее время используются три наиболее известных реактора алкилирования:

- горизонтальный каскадный реактор;
- горизонтальный контактный реактор с турбосмесителем;
- вертикальный струйный реактор.

Эти реактора обеспечивают оптимальные условия осуществления процесса сернокислотного алкилирования.

**Горизонтальный каскадный реактор фирмы Exxon Mobil Research & Engineering (США)** обладает рядом преимуществ: возможностью контроля температуры в реакторе за счёт термодинамически эффективной системы самоохлаждения с прямым испарением изобутана, более низким температурным режимом по сравнению с реактором с поверхностным охлаждением.

Многоступенчатая реакторная система обеспечивает высокую среднюю концентрацию изобутана и получение продукта более высокого качества. Наличие внутренних устройств упрощенной конструкции снижает стоимость реактора.



**Горизонтальный контактный реактор с турбосмесителем фирмы Du Pont Stratco (США)** также обладает рядом преимуществ.

Жидкость в контакторе циркулирует с высокой скоростью, что создает очень большую межфазную поверхность раздела реагирующих веществ и катализатора. Суммарный изобутан и прочие углеводороды в контакторе находятся в жидкой фазе, что способствует ускорению алкилирования.

Однако данные реактора обладают большим объемом 200 м<sup>3</sup> и 50 м<sup>3</sup> соответственно, ввиду чего возникают местные перегревы. Наличие мешалок сказывается на повышенном электропотреблении, а также на герметичности соединений. Большое время контакта от 5 до 20 мин ведут к образованию побочных продуктов реакции.

В отличие от указанных конструкций реакторов СКА реактор алкилирования изобутана олефинами **отечественной фирмы RANGROUP** обеспечивает улучшенные эксплуатационные характеристики алкилата и повышение надежности оборудования из-за отсутствия встроенных мешалок.

Данный реактор обеспечивает снижение капитальных затрат и улучшение промышленной безопасности за счет компактности реактора (объем 10 м<sup>3</sup>), значительное сокращение времени пребывания сырья в реакционной зоне (до 60 с), снижение инерционности системы, а также повышение скорости протекания реакции за счет использования инжекционных смесителей, упрощение обслуживания и ремонта, снижение эксплуатационных расходов, наличие гидроциклонов способных в кратчайшее время разделить смесь углеводородов и кислоты.

Кроме того, реактор является полностью российской разработкой, что исключает угрозы от внешних политических и экономических факторов.

Таким образом, результаты исследований позволяют рекомендовать реактор российского производства фирмы RANGROUP для реализации процесса алкилирования в ОАО «Газпром нефтехим Салават».



## 9. РЕАКТОРЫ С ДВИЖУЩИМСЯ СЛОЕМ КАТАЛИЗАТОРА

Реакторы с неподвижным твердым слоем катализатора плохо приспособлены для проведения весьма распространенных в нефтехимии циклических процессов, в которых имеются стадии контактирования и регенерации катализатора.

Более пригодны в этом отношении реакторы с подвижным слоем катализатора:

- с медленно движущимся плотным слоем;
- с псевдоожиженным (кипящим) слоем;
- с катализатором, движущимся в системе пневмотранспорте.

### 9.1 Примеры реакторов с движущимся слоем катализатора

Установки риформинга с движущимся слоем катализатора используют три реактора, выполненных в виде единой конструкции и расположенных один над другим.

На рис.85, 86 приведены технология CCR с каталитическим реактором конструкции фирмы UOP и технологии OCTANIZING лицензиара IFP.

Реакторы работают следующим образом. Катализатор из первого реактора (верхнего) перетекает во второй и из второго – в третий и далее в специальный регенератор. Например, катализатор R-274 на установке каталитического риформинга с движущимся слоем более активен, чем со стационарным и процесс проводится при температуре 490-540<sup>0</sup>С и давлении 0,35 МПа.

Он обеспечивает высокий выход бензина с низким содержанием бензола и высоким октановым числом (ИОЧ до 105), а также максимальный выход водорода

При понижении давления происходит увеличение выхода ароматических углеводородов и водорода, быстрое закоксовывание катализатора.



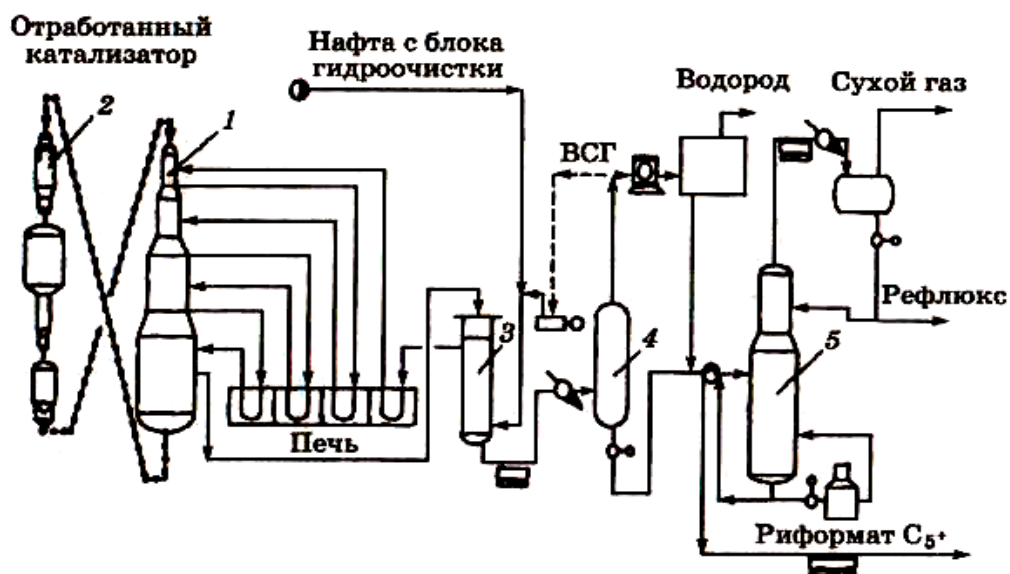


Рисунок 85 - Каталитический риформинг с непрерывной регенерацией катализатора при пониженном давлении (0,35 МПа) CCR фирмы UOP:

1 - реактор; 2 - регенератор; 3 – теплообменники; 4 - сепаратор;  
5 - стабилизационная колонна

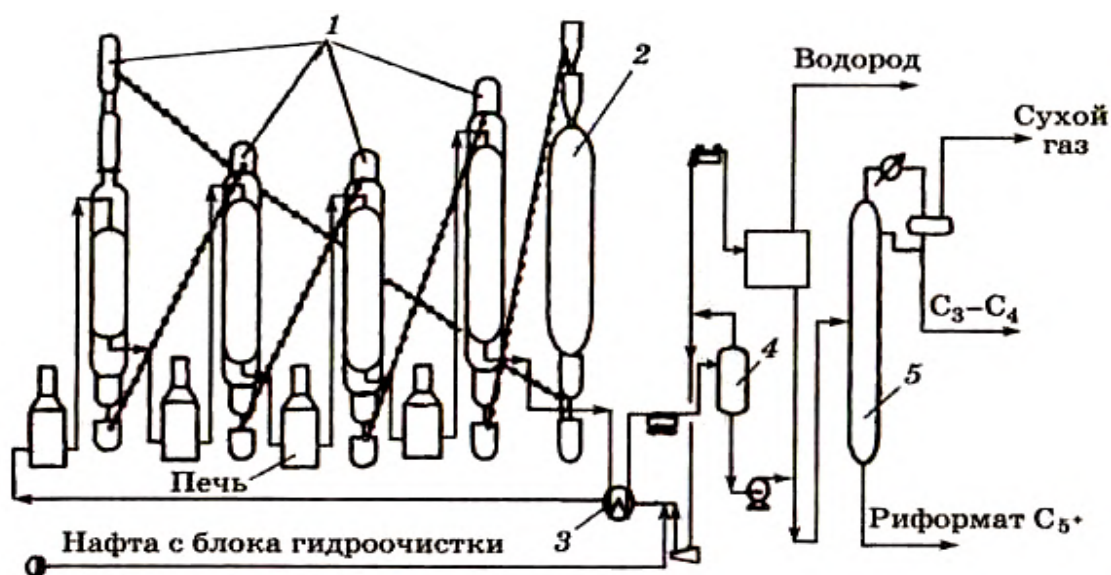


Рисунок 86 - Каталитический риформинг с непрерывной регенерацией катализатора при пониженном давлении (0,35 МПа) OCTANIZING (лицензиар "IFP"):

1 - реактор; 2 - регенератор; 3 – теплообменники; 4 - сепаратор;  
5 - стабилизационная колонна



## **10. РЕАКТОРЫ С КИПЯЩИМ СЛОЕМ МИКРОСФЕРИЧЕСКОГО КАТАЛИЗАТОРА**

На установках, оборудованных реакторами с кипящим слоем катализатора, реакцию и регенерацию проводят в отдельных аппаратах. Реакторы с кипящим слоем катализатора выполняются из стали, футерованной внутри специальным термостойким торкретбетоном. В зависимости от мощности производства реакторы бывают диаметром от 2,5 до 12 м и высотой до 45 м.

### **10.1 Реактор каталитического крекинга установки Г-43-107**

На рисунках 87, 88 и 89 приведены чертежи общего вида реакторно-регенераторного блока, реактора и регенератора установок Г-43-107.

**Реактор установки Г-43-107** (рис. 88) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения.

Аппарат состоит из зоны реакции(лифт-реактор), отстойной зоны и десорбции.

Парожидкостная смесь сырья и водяного пара подается в аппарат через узел ввода в основании лифт-реактора, где смешивается с катализатором, поступающим из регенератора. Контактируя с регенерированным горячим катализатором сырье подвергается катализу в лифт-реакторе и далее поступают в зону форсированного кипящего слоя.

Пары продуктов и закоксованный катализатор проходят инерционный сепаратор, в котором катализатор отделяется от паров продуктов. Пары продуктов в отстойной зоне проходят циклоны для улавливания каталитической пыли и поступают в ректификационную колонну.

Катализатор ссыпается в отпарную зону, где происходит отпарка с его поверхности адсорбированных углеводородов подачей водяного пара.

Десорбированный катализатор поступает в регенератор.



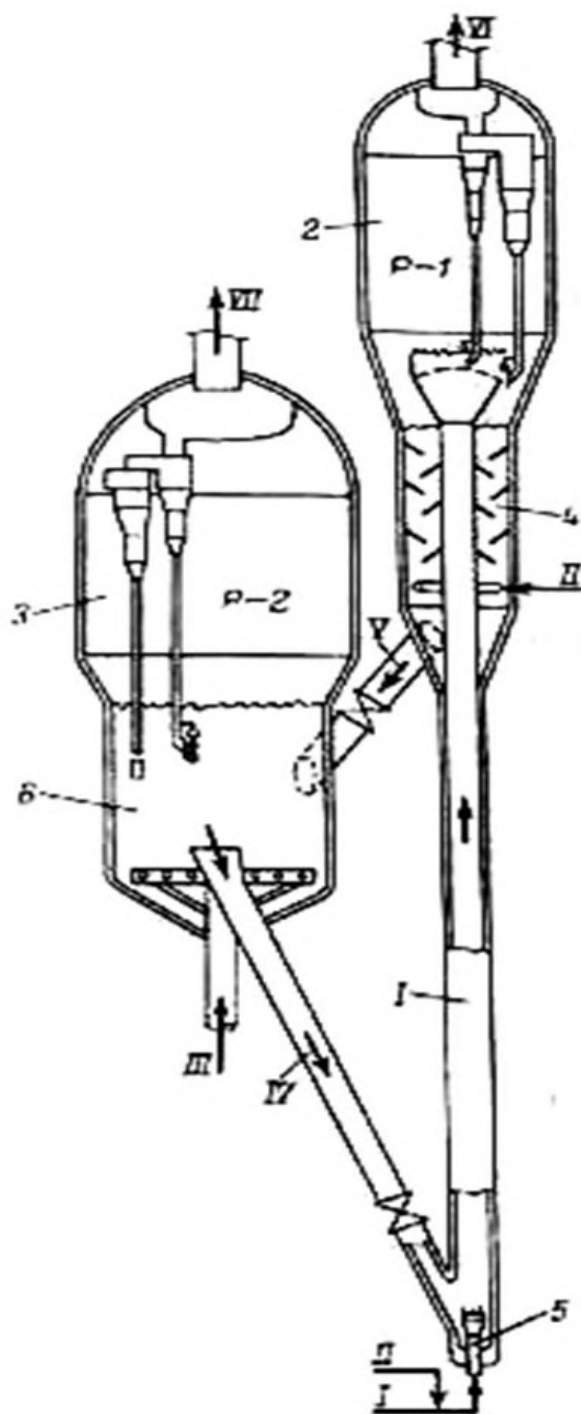


Рисунок 87 – Общий вид реакторно-регенераторного блока установки каталитического крекинга Г-43-107

1 – прямоточный реактор; 2,3 – сепарационные камеры; 4 - десорбер; 5 - сырьевая форсунка; 6 - регенерационная камера; I – сырье; II – водяной пар; III - воздух; IV – регенерированный катализатор; V - закоксованный катализатор; VI - продукты крекинга; VII – дымовой газ





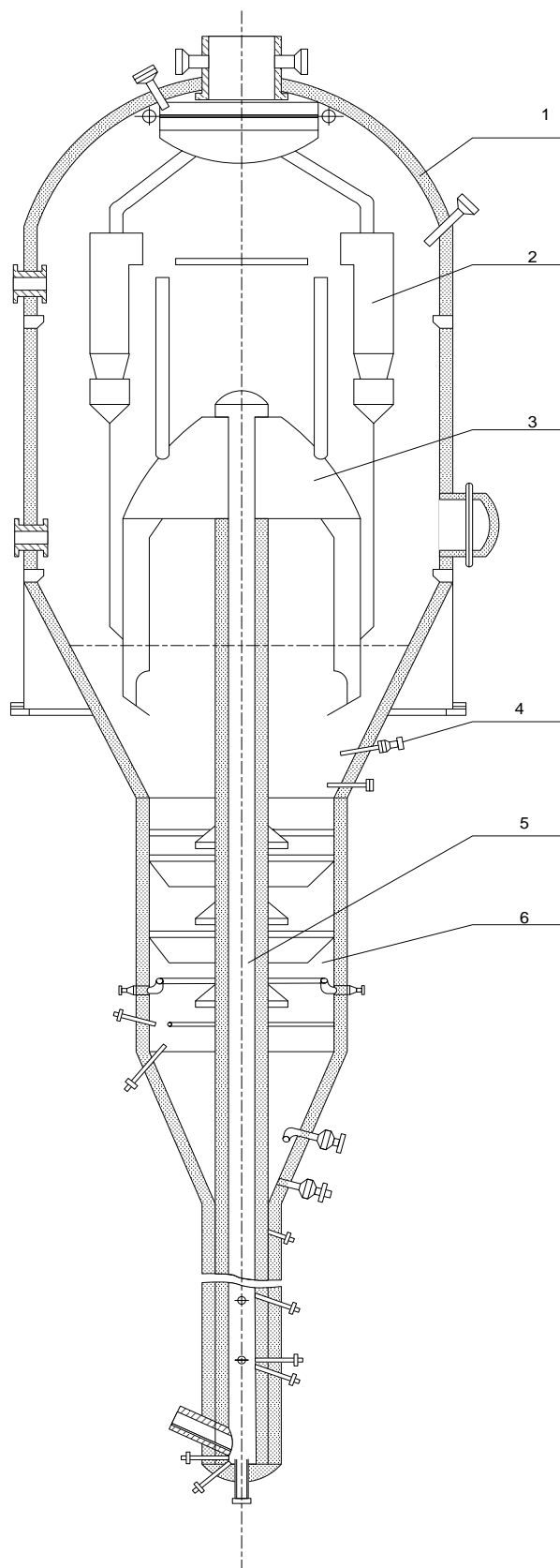


Рисунок 88 - Реактор каталитического крекинга установки Г-43-107  
 1 - торкретбетон, 2 - циклоны; 3 - инерционный сепаратор; 4 – форсунка водяного пара; 5 - ствол лифт-реактора; 6 - десорбер



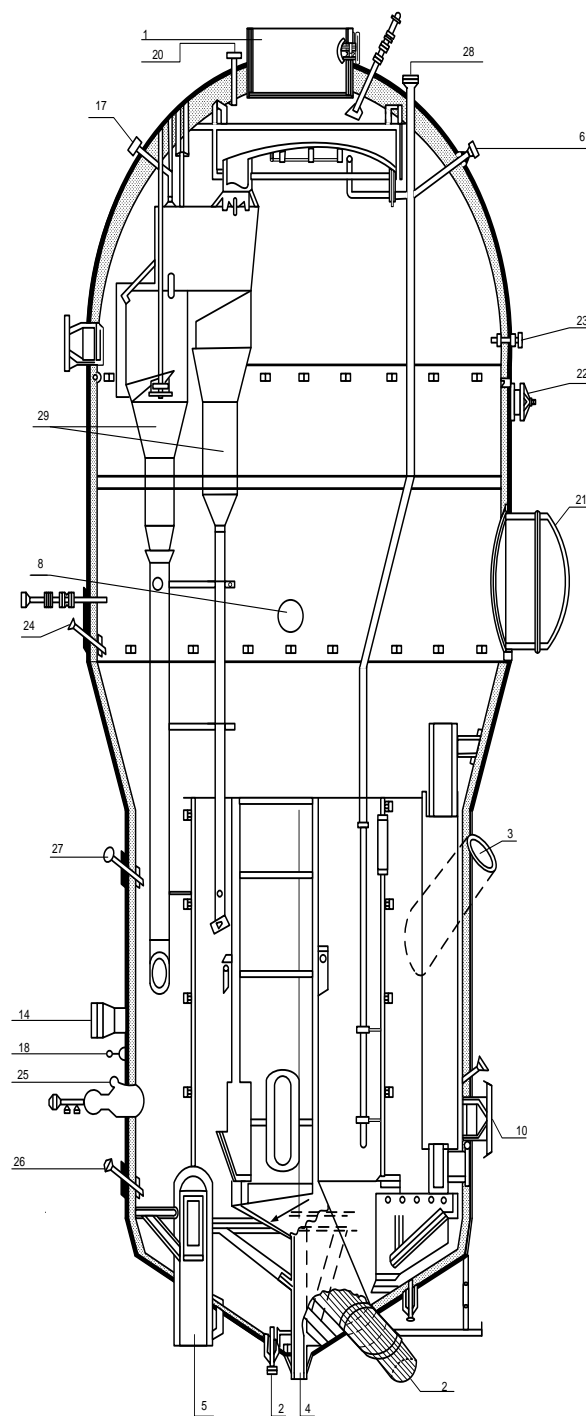


Рисунок 89 – чертеж общего вида регенератора установки Г-43-107

1 - штуцер вывода дымовых газов; 2 - штуцер вывода катализатора; 3 - штуцер ввода катализатора; 4 - штуцер ввода воздуха; 5 - штуцер ввода воздуха; 6 – ввод водяного пара; 7 - 10 - люки-лазы; 11-12 – штуцера для выгрузки катализатора; 13 – штуцер топливной форсунки; 14 – люк загрузки катализатора; 15-16 - штуцер конденсатной форсунки; 17 – штуцер вывода водяного пара в циклон первой ступени; 18 - штуцер-пробоотборник; 19-20 – штуцер замера давления; 21 - люк монтажный; 22 - штуцер монтажный; 23-27 – штуцер термопар для замера температур; 28 - штуцер ввода водяного пара; 29 - циклоны I и II-ой ступеней.



**Регенератор установки Г-43-107**, чертеж которого приведен на рис. 89, предназначен для регенерации катализатора путем выжига кокса в кипящем слое, представляет собой цилиндрический аппарат переменного сечения.

Корпус аппарата выполнен из стали и футерован торкрет-бетоном.

Регенератор состоит из двух секций:

- зоны кипящего слоя, в которой подачей воздуха выжигается кокс;
- отстойной зоны, в которой установлены циклоны для улавливания каталитической пыли из дымовых газов.

Зона кипящего слоя разделена цилиндрической перегородкой на две кольцевые зоны –внешнюю и центральную, что повышает эффективность выжига кокса.

Катализатор на обработку поступает во внешнюю зону, откуда перетекает в центральную зону через два переточных окна в верхней части перегородки.

Из центральной зоны катализатор выводится в нижнюю часть реактора. Дымовые газы из кипящего слоя поступают в зону сепарации, в которой установлены двухступенчатые циклоны.

Катализатор, уловленный в циклонах, возвращается в кипящий слой по опускным трубам.

В зоне кипящего слоя установлены топливные форсунки для разогрева катализатора во время пуска.

## **10.2 Реактор с кипящим слоем катализатора в процессе дегидрирования углеводородов**

Чертеж общего вида ректора и регенератора установки дегидрирования с кипящим слоем оксихромового катализатора с параллельным расположением аппаратов приведен на рис. 90.

Бутановая фракция, нагретая до  $550^{\circ}\text{C}$ , поступает под газораспределительную решетку реактора 5, создавая псевдоожиженный слой, и контактируется с регенерированным катализатором.



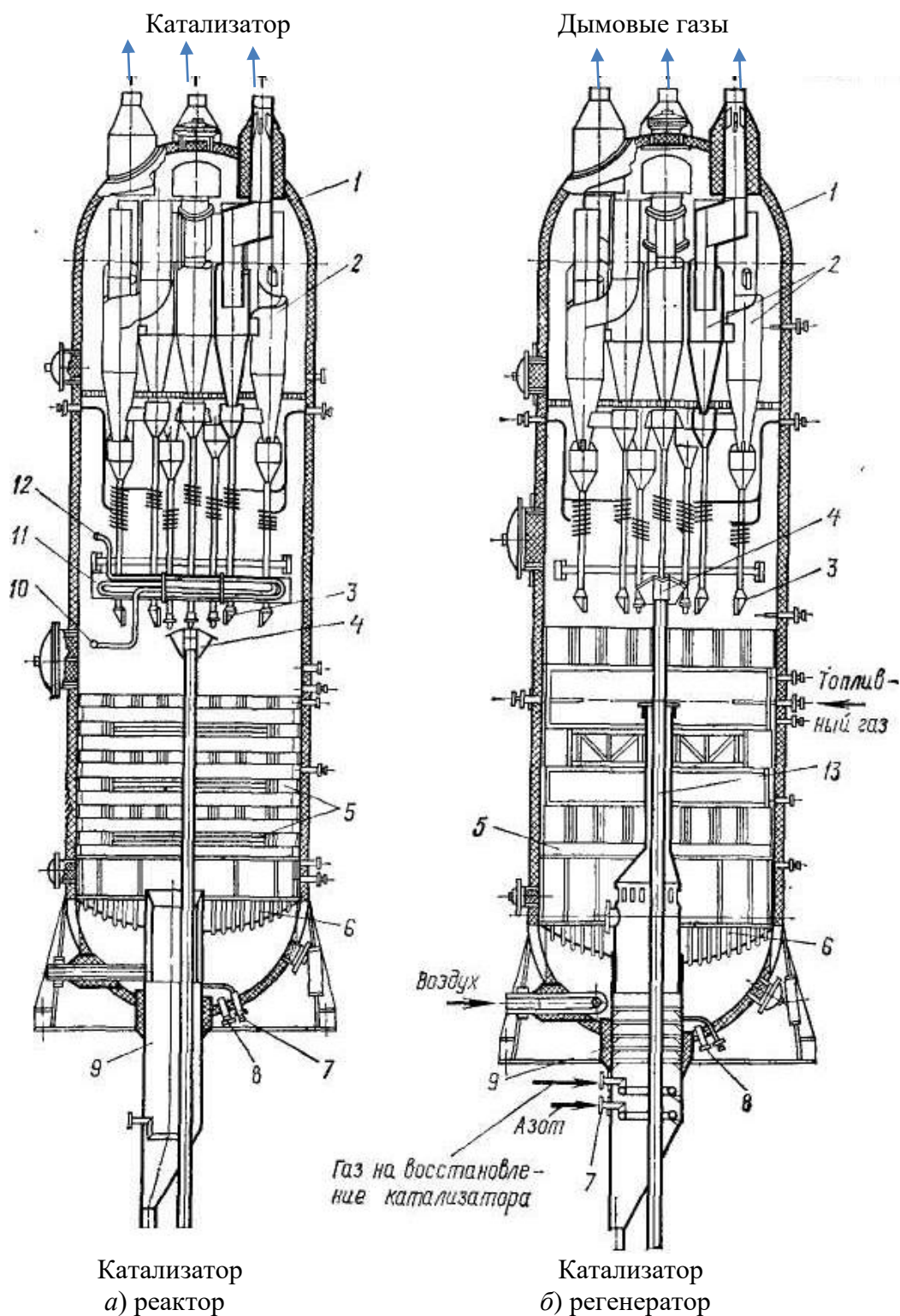


Рисунок 90 - Чертеж общего вида реактора и регенератора установки дегидрирования с кипящим слоем оксихромового катализатора с параллельным расположением аппаратов.

1 - корпус; 2 - циклоны; 3 - клапаны-мигалки; 4 - отражатель; 5 - секционирующие решетки; 6 - газораспределительная решетка; 7 - штуцер для подачи азота; 8 - штуцер для опорожнения; 9 - десорбер; 10 - штуцер для ввода охлаждающего сырья; 11 - закалочный змеевик; 12 - штуцер для вывода охлаждающего сырья; 13 - пневмоподъемник.

Закоксованный катализатор из реактора (рис. 90, *а*) проходит десорбер и направляется для выжига коксовых отложений в регенератор (рис. 90, *б*), в который подают воздух и топливный газ.

Регенерированный катализатор возвращается в реактор (*а*), а газы регенерации проходят котел утилизатор 10 и электрофильтр 12, после чего выбрасываются в атмосферу. Запуск и разогрев системы осуществляются при помощи воздуходувки и топки под давлением.

Из бункера катализатор транспортируется воздухом в регенератор (*б*) по специальной системе труб, и при помощи пневмоподъемника улаживается циркуляция между реактором и регенератором. После этого катализатор нагревается сначала горячим воздухом, нагнетаемым в регенератор (*б*) воздуходувкой через топку, а затем топливным газом, подаваемым в регенератор (*б*).

В процессе нормальной работы установки потери катализатора восполняются путем добавки его в регенератор (*б*) из бункера сжатым воздухом, нагнетаемым воздуходувкой.

Транспорт катализатора осуществляется двумя пневмоподъемниками в форме лиры, в которых катализатор аэрируется в нескольких точках по высоте напорного и подъемного стояков.

Такие устройства обеспечивают высокую концентрацию катализатора в пневмоподъемнике при линейной скорости транспортирующего агента 2—3 м/с.

Давление в реакторе (*а*), регенераторе (*б*) и пневмоподъемниках должно быть сбалансировано. Бутановая фракция поступает под газораспределительную решетку реактора (*а*) и проходит в противотоке с катализатором через секционирующие решетки. Контактный газ, покидающий псевдоожиженный слой, омывает установленные в отстойной зоне закалочные змеевики, охлаждаясь с 590 до 450-400°C. Роль хладоагента играет бутановая фракция, циркулирующая через змеевик и поглощающая дополнительное количество тепла перед поступлением в печь. Охлажденный контактный газ выводится через



двухступенчатые циклоны для отделения катализаторной пыли.

Предварительное частичное отделение катализатора происходит в отстойной зоне, высота которой должна быть достаточной для того, чтобы скорость частиц катализатора стала ниже скорости витания.

Вместе с тем, длина спускных стояков циклонов должна обеспечить надежный затвор, чтобы газ поступал в циклон через входной патрубок, а не через стояк. Концы спускных стояков оборудованы запорным устройством, называемым мигалкой или хлопушкой. Масса клапана 4 подбирается таким образом, чтобы он открывался после достижения определенной высоты (массы) слоя катализатора в спускном стояке. После опорожнения спускного стояка мигалка захлопывается, препятствуя проникновению газа через спускной стояк, в котором снова накапливается катализатор.

Регенерированный катализатор подается пневмоподъемником на верхнюю решетку реактора (а). Дополнительное восстановление катализатора предусмотрено на верхних решетках самим контактным газом, для чего число решеток в реакторе увеличено с 8 до 12.

Благодаря наличию секционирующих решеток контакт свежерегенерированного катализатора с газами ограничивается одной — тремя верхними решетками, и пары воды не попадают на нижележащие решетки.

Закоксованный катализатор с нижней решетки реактора (а) выводится по кольцевому зазору в десорбер и далее транспортируется на верхнюю решетку регенератора (б). Под нижнюю газораспределительную решетку регенератора (б) подается воздух, а в верхнюю часть псевдоожиженного слоя — топливный газ. Регенератор (б) секционирован шестью провальными решетками.

Температура в реакторе (а) регулируется изменением подачи топливного газа в регенератор (б) и кратности циркуляции катализатора, изменение кратности циркуляции катализатора необходимо также для поддержания оптимальной температуры в регенераторе (б). Установка секционирующих решеток в реакторе (а) и регенераторе (б) и закалочных змеевиков в реакторе (а)



позволила получить следующие показатели дегидрирования н-бутана при использовании отечественного алюмохромового катализатора ИМ-2201:

***Режим работы реактора (а)***

***следующий:*** Температура, °С:

сырья на входе в реактор.....540-550

псевдоожиженного слоя:

верх.....560-590

низ.....530-570

поступающего катализатора.....640-650

Объемная скорость, ч<sup>-1</sup>. ....150-180

Кратность циркуляции катализатора и сырья

(определяемая тепловым балансом) ..(14-16) : 1

Линейная скорость паров, м/с. ....(1,4-0,5)

Давление, МПа.....0,12

***Режим работы регенератора (б):***

Температура, °С:

регенерации .....660

после восстановления .....650





## 11. МЕТОДЫ И ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА РЕАКТОРОВ

Изготовлению каждого аппарата предшествует его проектирование (конструирование). В зависимости от значимости оборудования, его изученности, наличия типовых проектов или апробированных решений проектная организация проектирует в одну или две стадии.

Поскольку химические реакторы, как правило, не имеют прототипа, мало изучены и играют, определяющую роль в технологическом процессе, их проектируют в две стадии.

**I стадия** называется техническим проектом. На этой стадии решаются принципиальные вопросы и проводятся укрупненные расчеты. Технический проект содержит подробные разработки и конкретные решения конструкции оборудования, что позволяет тщательно разработать и проанализировать проект и избежать возможных ошибок.

***II стадия проектирования*** – рабочие чертежи. Рабочие чертежи составляются на базе уточненного и утвержденного технического проекта. Частным случаем являются расчеты, которые выполняются с целью проверки работы и оптимизации реакторов, находящихся в промышленной эксплуатации.

Основные данные для проектирования:

- производительность; состав исходной смеси;
- режим работы (непрерывный, периодический продолжительность операций);
- оптимальные условия проведения процесса ( $t, p, v$ )
- кинетические характеристики процесса (химические реакции);
- коррозионные и токсичные свойства сырья и получаемых продуктов;
- требования техники безопасности и др. данные.

Необходимо учитывать также следующие факторы:

- тепловой эффект и зависимость скорости реакций от температуры;
- наличие побочных реакций;
- изменение объема реагентов.





Основными задачами при расчете химического аппарата являются:

- 1) определение основных размеров аппарата, зависящие от размера его основных элементов, объема, поверхности теплообмена, количества катализатора и др.;
- 2) определение расхода воды, пара, электроэнергии и других теплоэнергетических средств.

Расчет химической аппаратуры обычно проводят в следующем порядке:

- технологический расчет;
- кинетический расчет;
- гидравлический расчет.

При проектировании химического реактора необходимо учитывать основные требования к нему, которые включают следующие принципы:

- 1) обеспечивать большую производительность при возможно более высокой степени превращения;
- 2) наиболее полно использовать энергию экзотермических реакций и теплоту, подводимую извне для проведения эндотермических реакций;
- 3) рационально расходовать энергию на транспортировку и смешение реагентов;
- 4) обеспечить простоту в устройстве и дешевизну при изготовлении;
- 5) обеспечить максимально возможный уровень механизации и автоматизации.

### **11.1 Элементы расчетов химических реакторов**

Расчет реакторов для проведения химического взаимодействия является основной частью технологического расчета производства. Этот расчет сводится к определению основных конструктивных размеров аппаратов и их числа. Размеры и число аппаратов как периодического, так и непрерывного действия определяются их производительностью.



**Производительность реакционного аппарата или установки** — количество целевого продукта (кг, т, м<sup>3</sup>), получаемого в единицу времени (с, ч, сутки, год). Зафиксированная производительность аппарата или установки называется **мощностью**.

**Объем рабочей части** (реакционной зоны) аппаратов непрерывного действия определяют по уравнению:

$$V_p = N_c \tau, \quad (11.1)$$

где  $N_c$  - секундная объемная производительность (м<sup>3</sup>/с),

$\tau$  - время, необходимое для проведения процесса, с.

Площадь поперечного сечения аппарата составляет (м<sup>2</sup>):

$$S = \frac{N_c}{w} \quad (11.2)$$

где  $w$  - скорость течения среды в аппарате, м/с.

Определив площадь сечения, легко найти диаметр аппарата (м):

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{1,274S} \quad (11.3)$$

Высота (длина) реакционной зоны аппарата равна (м):

$$H = \frac{V_p}{S} = w\tau \quad (11.4)$$

Для аппаратов, заполненных катализатором, объем рабочей части принимают равным объему катализатора  $V_k$  (м<sup>3</sup>), который определяют исходя из объемной скорости газа (жидкости) или производительности катализатора.

**Объемная скорость** — объем газовой смеси (жидкости), проходящей через единицу объема катализатора в единицу времени [м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup>•ч) или ч<sup>-1</sup>]:

$$V_{об} = \frac{V_{сырья}}{V_k} \quad (11.5)$$

откуда

$$V_k = \frac{V_{сырья}}{V_{об}} \quad (11.6)$$



**Производительность катализатора** — масса (объем) целевого продукта, снимаемого с единицы объема (массы) катализатора в единицу времени [кг/(м<sup>3</sup>·ч), м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup>·ч), кг/(кг·ч), м<sup>3</sup>/(кг·ч)]:

$$N_k = \frac{N_{\text{прод}}}{V_k} N_k = \frac{N_{\text{прод}}}{V_k} \quad (11.7)$$

Для периодических процессов общий реакционный объем аппаратов равен (м<sup>3</sup>):

$$V_k = \frac{V_{\text{сут}} \tau}{24 k_{\text{зап}}} \quad (11.8)$$

где  $V_{\text{сут}}$  — суточный объем перерабатываемых веществ,  $\tau$  — время технологического цикла (на проведение собственно процесса и вспомогательных операций),  $k_{\text{зап}}$  — коэффициент заполнения аппарата (принимается от 0,4 до 0,9).

Выбор конструкции промышленного реактора зависит прежде всего от следующих параметров: скорости протекания химических реакций (от времени пребывания в реакционной зоне), оптимальных условий тепло-и массообмена и оптимальных температуры и давления.

Так как на практике сложно удовлетворить все требования, предъявляемые к промышленному реактору, то определяющими являются экономические показатели.

Для расчета химического реактора используют их идеализированные модели, среди которых выделяют:

- а) периодический реактор полного смешения;
- б) непрерывный реактор идеального вытеснения;
- в) непрерывный реактор полного смешения.

Ниже приведены некоторые примеры их расчета.



## 11.2 Расчеты реакторов, классифицированных по организации потока

### Пример 1

Определить объем реактора идеального смешения для реакции протекающего без изменения объема реакционной массы.

*Дано:*

- реакция  $A \rightarrow 2S$ ;
- порядок реакции  $n=1$ ;
- объемный расход исходного вещества  $G_v = 0,25$  л/мин;
- начальная концентрация исходного вещества  $C_{A0} = 0,5$  моль/л;
- константа скорости реакции  $k = 0,15$  мин<sup>-1</sup>;
- степень превращения  $x_A = 0,52$ .

*Решение*

Так как реакция первого порядка, скорость реакции определяем по уравнению:

$$v_p = k \cdot C_A = k \cdot C_{A,0}(1 - x_A) = 0,15 \cdot 0,5(1 - 0,52) = 0,036 \frac{\text{моль}}{\text{мин} \cdot \text{л}} \quad (11.9)$$

В РИС-Н приравниваем объем реакционной массы к объему реактора, тогда по уравнению:

$$\frac{V}{G_v} = \frac{C_0 \cdot x}{v_p} \quad V = \frac{C_0 \cdot x \cdot G_v}{v_p} = \frac{0,5 \cdot 0,52 \cdot 0,25}{0,036} = 1,8 \text{ л} \quad (11.10)$$



### Варианты заданий примера 1

Варианты примера 1	1	2	3	4
1.Порядок реакции	<b>n=1</b>			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	0,23	0,26	0,265	0,258
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,45	0,48	0,51	0,52
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,155	0,153	0,156	0,159
5. Степень превращения $X_A$	0,50	0,56	0,58	0,60
<b>Варианты примера 1</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
1.Порядок реакции	<b>n=1</b>			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	0,27	0,275	0,28	0,285
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,46	0,485	0,515	0,53
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,16	0,18	0,20	0,25
5. Степень превращения $X_A$	0,51	0,515	0,52	0,53
<b>Варианты примера 1</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>
1.Порядок реакции	<b>n=1</b>			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	0,29	0,22	0,21	0,225
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,445	0,425	0,545	0,56
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,148	0,135	0,215	0,225
5. Степень превращения $X_A$	0,54	0,545	0,535	0,555
<b>Варианты примера 1</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>
1.Порядок реакции	<b>n=1</b>			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	0,270	0,275	0,245	0,235
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,44	0,46	0,58	0,59
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,15	0,14	0,24	0,23
6. Степень превращения $X_A$	0,52	0,51	0,54	0,58



## Пример 2

Определить объем реактора идеального смешения для обратимой реакции протекающего без изменения объема реакционной массы.

**Дано:**

- реакция  $2A \leftrightarrow R+S$ ;
- порядок реакции  $n=2$ ;
- объемный расход исходного вещества  $G_V = 4,8 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;
- начальная концентрация исходного вещества  $C_{A,0} = 1,5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$ ;
- константа скорости прямой реакции  $k_1 = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$ ;
- константа равновесия  $K_p = 9$ ;
- требуемая степень превращения  $x_A = 0,8$  от равновесной.

**Решение**

Объем реактора, в котором проводится данная реакция, определяем из базового уравнения для РИС-Н:

$$\tau = \frac{C_0 - C}{v_p}; \quad V = \tau \cdot G_v \quad (11.11)$$

Так как реакция обратимая, составляем кинетическую модель для данной реакции:

$$v_p = -k_1 \cdot C_A^2 + k_{-1} C_R \cdot C_S, \text{ т. к. } C_A = C_{A,0}(1 - x'_A) \text{ и } C_R = C_S = \frac{1}{2} C_{A,0} \cdot x'_A$$

С учетом вышеизложенного выражаем время реакции:

$$\tau = \frac{x'_A}{k_1 \cdot C_{A,0}(1 - x'_A)^2 - \frac{1}{4} k_{-1} C_{A,0} \cdot x'^2_A} \quad (11.12)$$

где  $x'_A$  - фактическая степень превращения;

$k_{-1}$  - константа скорости обратной реакции.

В этом уравнении неизвестными величинами являются фактическая степень превращения и константа скорости обратной реакции.

Константу скорости обратимой реакции определяем из уравнения:



$$k_{-1} = \frac{k_1}{Kp} = \frac{2 \cdot 10^{-3}}{9} = 0,23 \cdot 10^{-3} \quad (11.13)$$

Для определения равновесной степени превращения используем константу равновесия, выраженную через концентрации веществ:

$$Kp = \frac{C_R^* \cdot C_S^*}{C_A^{*2}} = \frac{(C_{A,0} \cdot x_A^*)^2}{(C_{A,0}(1 - x_A^*))^2} = \frac{x_A^{*2}}{4(1 - x_A^*)^2} \quad (11.14)$$

где  $x_A^*$  - равновесная степень превращения.

Подставляя в данное выражение значения константы равновесия, получаем  $x_A^* = 0,85$ . Так как требуемая степень превращения равна 0,8, то фактическая степень превращения будет равна:

$$x_A' = 0,8x_A^* = 0,68 \quad (11.15)$$

Тогда время реакции будет равно:

$$\tau = \frac{0,68}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,5(1 - 0,68)^2 - 0,22 \cdot 10^{-3} \cdot 1,5 \cdot 0,68^2 \cdot \frac{1}{4}} = 0,7 \text{ ч} \quad (11.16)$$

С учетом полученного времени реакции объем реактора составит:

$$V = \tau \cdot G_v = 4,8 \cdot 0,7 = 3,36 \text{ м}^3 \quad (11.17)$$



## Варианты заданий примера 2

Варианты примера 2	1	2	3	4
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	4,8	4,6	4,45	4,25
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	1,45	1,48	1,51	1,52
4. Константа равновесия $K_p$ , м <sup>3</sup> /(кмоль·с)	$2,155 \cdot 10^{-3}$	$2,153 \cdot 10^{-3}$	$2,156 \cdot 10^{-3}$	$2,159 \cdot 10^{-3}$
5. Требуемая степень превращения $X_A$ , от равновесной	0,70	0,76	0,78	0,80
<b>Варианты примера 2</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	4,27	4,275	4,28	4,285
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	1,46	1,485	1,515	1,53
4. Константа равновесия $K_p$ , м <sup>3</sup> /(кмоль·с)	$2,16 \cdot 10^{-3}$	$2,18 \cdot 10^{-3}$	$2,20 \cdot 10^{-3}$	$2,25 \cdot 10^{-3}$
5. Требуемая степень превращения $X_A$ , от равновесной	0,81	0,815	0,82	0,83
<b>Варианты примера 2</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	0,29	0,22	0,21	0,225
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	1,445	1,425	1,545	1,56
4. Константа равновесия $K_p$ , м <sup>3</sup> /(кмоль·с)	$2,148 \cdot 10^{-3}$	$2,135 \cdot 10^{-3}$	$2,215 \cdot 10^{-3}$	$2,225 \cdot 10^{-3}$
5. Требуемая степень превращения $X_A$ , от равновесной	0,84	0,845	0,835	0,855
<b>Варианты примера 2</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	4,270	4,275	4,245	4,235
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	1,44	1,46	1,58	1,59
4. Константа равновесия $K_p$ , м <sup>3</sup> /(кмоль·с)	$2,15 \cdot 10^{-3}$	$2,14 \cdot 10^{-3}$	$2,24 \cdot 10^{-3}$	$2,23 \cdot 10^{-3}$
5. Требуемая степень превращения $X_A$ , от равновесной	0,92	0,81	0,84	0,88

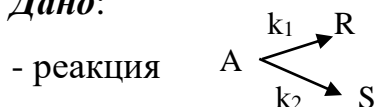




### Пример 3

Определить объем реактора смешения и достигаемую степень превращения вещества А при условии, что производительность (П) по продукту R составляет 4,8 кмоль/ч.

**Дано:**



- объемный расход исходного вещества  $G_V = 100$  л/мин;

- начальная концентрация исходного вещества  $C_{A0} = 1,6$  моль/м<sup>3</sup>;

- константа скорости прямой реакции  $k_1 = 0,28$  л/(моль\*мин);

- константа скорости обратной реакции  $k_2 = 0,12$  л/(моль\*мин).

**Решение**

По заданной производительности определяем концентрацию по продукту R. Для этого переведем производительность в моль/мин.

$$\Pi = \frac{4,8 \cdot 1000}{60} = 80 \text{ моль/мин.} \quad G_R = \frac{\Pi}{G_V} = \frac{80}{100} = 0,8 \text{ моль/л} \quad (11.18)$$

Скорость изменения концентрации продукта R в реакторе смешения можно выразить так:

$$\frac{C_R}{\tau} = k_1 \cdot C_A^2 \quad \text{или} \quad C_A^2 = \frac{C_R}{k_1 \cdot \tau} \quad (11.19)$$

Из базового уравнения для РИС-Н получаем:

$$\frac{C_A - C_{A,0}}{\tau} = v_p \quad \text{где} \quad v_p = -(k_1 + k_2) \cdot C_A^2 \quad (11.20)$$

$$C_A - C_{A,0} = \frac{-(k_1 + k_2) \cdot \tau \cdot C_R}{\tau \cdot k_1} = \frac{-(k_1 + k_2) \cdot C_R}{k_1}; \text{ следовательно,}$$

$$C_A = C_{A,0} - (k_1 + k_2) \cdot C_R / k_1 = 1,6 - (0,28 + 0,12) \cdot 0,8 / 0,28 = 0,46 \text{ моль/л.}$$

Определяем степень превращения по уравнению:

$$x_A = \frac{C_{A,0} - C_A}{C_{A,0}} = \frac{1,6 - 0,46}{1,6} = 0,7 \quad (11.21)$$

Определяем время пребывания исходя из базового уравнения:

$$\tau = \frac{C_A - C_{A,0}}{-(k_1 + k_2) \cdot C_A^2} = \frac{0,46 - 1,6}{-(0,28 + 0,12) \cdot 0,46^2} = 13,5 \text{ мин.} \quad (11.22)$$



Определяем объем реактора:

$$V = \tau \cdot G_v = 100 \cdot 13,5 = 1350 \text{ л.} \quad (11.23)$$

### Варианты заданий примера 3

Варианты примера 3	1	2	3	4
1.Производительность по продукту R, кмоль/ч	5,0			
2.Объемный расход исходного вещества $G_v$ , л/мин	100,23	100,26	100,27	100,258
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	1,45	1,48	1,51	1,52
4. Константа скорости прямой реакции $k_1$ , л/ моль · мин	0,255	0,253	0,256	0,259
5.Константа скорости обратной реакции $k_2$ , л/ моль · мин	0,12	0,125	0,129	0,13
Варианты примера 3	5	6	7	8
1.Производительность по продукту R, кмоль/ч	5,45			
2.Объемный расход исходного вещества $G_v$ , л/мин	100,27	100,275	100,28	100,285
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	1,46	1,485	1,515	1,53
4. Константа скорости прямой реакции $k_1$ , л/ моль · мин	0,26	0,28	0,20	0,25
5.Константа скорости обратной реакции $k_2$ , л/ моль · мин	0,115	0,115	0,152	0,153
Варианты примера 3	9	10	11	12
1.Производительность по продукту R, кмоль/ч	6,0			
2.Объемный расход исходного вещества $G_v$ , л/мин	100,44	100,425	100,54	100,56
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	1,148	1,135	1,215	1,225
4. Константа скорости прямой реакции $k_1$ , л/ моль · мин	0,24	0,245	0,235	0,255
5.Константа скорости обратной реакции $k_2$ , л/ моль · мин	0,125	0,118	0,152	0,153



### Пример 4

Рассчитать объем реактора смешения для получения максимального количества продукта **R**, а также определить селективность и производительность по продукту **R**.

*Дано:*

- реакция:  $A \rightarrow R \rightarrow S$
- объемный расход исходного вещества  $G_V = 18 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;
- начальная концентрация исходного вещества  $C_{A0} = 4,8 \text{ моль/л}$ ;
- константа скорости прямой реакции  $k_1 = 5 \text{ мин}^{-1}$  и  $k_2 = 1,8 \text{ мин}^{-1}$ .

*Решение*

Для получения максимального количества продукта **R** необходимо выводить реакционную массу из реакционной зоны в момент, когда концентрация вещества **R** максимальна, что соответствует оптимальному времени пребывания в реакционной зоне.

Из базового уравнения для реактора смешения для продукта **R** запишем выражение:

$$\frac{C_R + C_{R,0}}{\tau} = v_p(R) \quad v_p(R) = k_1 \cdot C_A + k_2 \cdot C_R, \text{ и при условии, что } C_{R,0} = 0$$

получаем выражения для определения концентрации продукта **R** на выходе из реактора:

$$C_R = \frac{k_1 \cdot \tau \cdot C_{A,0}}{(1 + k_1 \tau)(1 + k_2 \tau)}. \quad (11.24)$$

Оптимальное время пребывания реакционной массы в зоне реакции определяем по формуле:

$$\tau = \frac{1}{\sqrt{k_1 \cdot k_2}} = \frac{1}{\sqrt{5 \cdot 1,8}} = 0,33 \text{ мин.} \quad (11.25)$$

Рассчитываем степень превращения вещества **A** по формуле:

$$x_A = \frac{k_1 \cdot \tau}{1 + k_1 \cdot \tau} = \frac{5 \cdot 0,33}{1 + 5 \cdot 0,33} = 0,62 \quad (11.26)$$

Определяем концентрацию **R** на выходе из реактора:



$$C_R = \frac{k_1 \cdot \tau \cdot C_{A,0}}{(1 + k_1 \tau)(1 + k_2 \tau)} = \frac{5 \cdot 0,33 \cdot 4,8}{(1 + 5 \cdot 0,33)(1 + 1,8 \cdot 0,33)} = 1,86 \text{ моль/л.}$$

Определяем производительность по продукту R.

$$\Pi = G_v \cdot C_R = 18 \cdot 1,86 = 33,48 \text{ моль/л.} \quad (11.27)$$

Рассчитываем объем реактора смешения:

$$V = \tau \cdot G_v = \frac{0,33 \cdot 18 \cdot 1000}{60} = 99 \text{ л.} \quad (11.28)$$

Определяем селективность по продукту R:

$$\Phi_{A \rightarrow R} = \frac{C_R}{C_{A,0} \cdot x_A} = \frac{1,86}{4,8 \cdot 0,62} = 0,63. \quad (11.29)$$

#### Варианты заданий примера 4

Варианты примера 4	1	2	3	4
1.Объемный расход исходного вещества $G_v$ , м <sup>3</sup> /ч	18,8	18,6	18,45	18,25
2.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	4,45	4,48	4,51	4,52
3. Константа скорости прямой реакции равновесия $k_1$ , мин <sup>-1</sup>	5,155	5,153	5,156	5,057
4. Константа скорости прямой реакции равновесия $k_2$ , мин <sup>-1</sup>	1,70	1,76	1,78	1,80
Варианты примера 4	5	6	7	8
1.Объемный расход исходного вещества $G_v$ , м <sup>3</sup> /ч	18,4	18,3	18,7	18,85
2.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	4,15	4,18	4,4	4,56
3. Константа скорости прямой реакции равновесия $k_1$ , мин <sup>-1</sup>	5,175	5,183	5,188	5,157
4. Константа скорости прямой реакции равновесия $k_2$ , мин <sup>-1</sup>	1,73	1,75	1,77	1,84
Варианты примера 4	9	10	11	12
1.Объемный расход исходного вещества $G_v$ , м <sup>3</sup> /ч	17,5	17,3	17,75	17,35
2.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	4,25	4,30	4,35	4,50
3. Константа скорости прямой реакции равновесия $k_1$ , мин <sup>-1</sup>	5,19	5,195	5,198	5,159
4. Константа скорости прямой реакции равновесия $k_2$ , мин <sup>-1</sup>	1,70	1,685	1,675	1,684



### Пример 5

Определить объем реактора идеального вытеснения для реакции протекающего без изменения объема реакционной массы.

**Дано:**

- реакция  $A \rightarrow S$ ;
- порядок реакции  $n=1$ ;
- объемный расход исходного вещества  $G_V = 30$  л/мин;
- начальная концентрация исходного вещества  $C_{A0} = 0,2$  моль/л;
- константа скорости реакции  $k = 0,25$  мин<sup>-1</sup>;
- степень превращения  $X_A = 0,82$ .

**Решение**

По базовому уравнению РИВ определяем время реакции:

$$\begin{aligned}\tau &= C_{A,0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{v_p} = C_{A,0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{k C_A (1 - x_A)} = \frac{1}{k} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(1 - x_A)} = \\ &= \frac{1}{0,25} [\ln(1 - 0,98) - \ln(1 - 0)] = 15,64 \text{ мин.} \quad (11.30)\end{aligned}$$

Рассчитываем объем РИВ:

$$\tau = \frac{V}{G_V}; \quad V = G_V \cdot \tau = 30 \cdot 15,64 = 469,2 \text{ л.} \quad (11.31)$$



## Варианты заданий примера 5

Варианты примера 5	1	2	3	4
1.Порядок реакции	n=1			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	30,2	29,3	28,7	25,6
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,25	0,28	0,21	0,22
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,255	0,253	0,256	0,259
5. Степень превращения $X_A$	0,80	0,86	0,88	0,86
<b>Варианты примера 5</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
1.Порядок реакции	n=1			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	29,27	29,275	29,28	29,285
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,26	0,285	0,215	0,253
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,26	0,28	0,24	0,255
5. Степень превращения $X_A$	0,81	0,815	0,52	0,53
<b>Варианты примера 5</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>
1.Порядок реакции	n=1			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	30,29	30,22	30,21	30,225
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,245	0,225	0,245	0,26
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,128	0,235	0,218	0,230
5. Степень превращения $X_A$	0,84	0,845	0,835	0,855
<b>Варианты примера 5</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>
1.Порядок реакции	n=1			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , л/мин	30,270	29,275	30,245	30,235
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , моль/л	0,24	0,25	0,258	0,259
4. Константа скорости реакции $k$ , мин <sup>-1</sup>	0,15	0,14	0,24	0,23
6. Степень превращения $X_A$	0,82	0,81	0,84	0,88



### Пример 6

Определить производительность реактора по продукту **R** рассчитать объем реактора идеального вытеснения для полученной производительности, если данная реакция проводится в РИС-Н.

**Дано:**

- реакция  $2A \rightarrow R$ ;
- порядок реакции  $n=2$ ;
- объемный расход исходного вещества  $G_V = 3,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;
- начальная концентрация исходного вещества  $C_{A,0} = 0,5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$ ;
- константа скорости реакции  $k = 2,3 \text{ л}/(\text{моль} \cdot \text{мин})$ ;
- $V_{\text{РИС-Н}} = 0,4 \text{ м}^3$ .

**Решение**

Определим время пребывания в реакторе смешения:

$$\tau = \frac{V}{G_V} = (0,4/3,6) \cdot 60 = 6,7 \text{ мин.} \quad (11.32)$$

Из базового уравнения для реактора смешения находим

$$v_p = \frac{C_A - C_{A,0}}{\tau}, \text{ где } v_p = -kC_A^2, \text{ находим значение } C_A = 0,15 \text{ кмоль}/\text{м}^3$$

Рассчитываем степень превращения вещества A:

$$x_A = \frac{C_{A,0} - C_A}{C_{A,0}} = \frac{0,5 - 0,15}{0,5} = 0,7 \quad (11.33)$$

Находим производительность по продукту **R**:

$$П_R = G_0 \cdot G_{A,0} \cdot x_A / \nu_A = 3,6 \cdot 0,5 \cdot 0,7 / 2 = 0,63 \text{ кмоль}/\text{ч.} \quad (11.34)$$

Рассчитываем время пребывания в реакторе идеального вытеснения:

$$\tau_{\text{РИВ}} = \frac{x_A}{k \cdot C_{A,0}(1 - x_A)} = \frac{0,7}{2,3 \cdot 0,5 \cdot (1 - 0,7)} = 2,3 \text{ мин.} \quad (11.35)$$

Определяем объем реактора вытеснения по формуле:

$$V_{\text{РИВ}} = G_v \cdot \tau_{\text{РИВ}} = (3,6 \cdot 2,03) \frac{1000}{60} = 121,8 \text{ л.}$$



### Варианты заданий примера 6

Варианты примера 6	1	2	3	4
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	3,8	3,6	3,45	3,25
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	0,45	0,48	0,51	0,52
4. Константа скорости реакции $k$ , кмоль /м <sup>3</sup>	2,145	2,15	2,17	2,16
5. Объем реактора, $V_{\text{рис-н}}$	0,40	0,46	0,48	0,45
<b>Варианты примера 6</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	3,27	3,28	3,30	3,29
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	0,46	0,485	0,515	0,53
4. Константа скорости реакции $k$ , кмоль /м <sup>3</sup>	2,16	2,18	2,20	2,25
5. Объем реактора, $V_{\text{рис-н}}$	0,51	0,515	0,52	0,53
<b>Варианты примера 6</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	3,29	3,22	3,21	3,225
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	0,445	0,425	0,545	0,56
4. Константа скорости реакции $k$ , кмоль /м <sup>3</sup>	2,148	2,135	2,215	2,225
5. Объем реактора, $V_{\text{рис-н}}$	0,44	0,445	0,435	0,455
<b>Варианты примера 6</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V$ , м <sup>3</sup> /ч	3,270	3,275	3,245	3,235
3.Начальная концентрация исходного вещества $C_{A0}$ , кмоль/м <sup>3</sup>	2,44	2,46	2,58	2,59
4. Константа скорости реакции $k$ , кмоль /м <sup>3</sup>	2,15	2,14	2,24	2,23
5. Объем реактора, $V_{\text{рис-н}}$	0,42	0,41	0,44	0,48



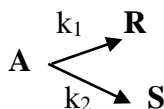


## Пример 7

Определить мольную нагрузку на реактор по веществу А и степень превращения в реакторе вытеснения.

**Дано:**

- реакция



- порядок реакции  $n = 2$ ;

- объемный расход исходного вещества  $G_v = 6 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;

- концентрация продукта **R** на выходе из реактора равна  $2,5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$ ;

- константа скорости реакции  $k_1 = 0,3 \text{ мин}^{-1}$ ,  $k_2 = 0,2 \text{ мин}^{-1}$ ;

-  $V_{\text{РИВ}} = 300 \text{ л}$ .

**Решение**

Определяем мольную нагрузку на реактор

$$N_{A,0} = G_v \cdot C_{A,0} \quad (11.37)$$

Неизвестную начальную концентрацию вещества **A** на входе в реактор определяем из уравнения:

$$C_R = \frac{k_1}{k_1 + k_2} \cdot C_{A,0} [1 - \exp(-(k_1 + k_2) \cdot \tau)]. \quad (11.38)$$

Находим время пребывания:

$$\tau = \frac{V_{\text{РИВ}}}{G_v} = \frac{300 \cdot 60}{6 \cdot 1000} = 3 \text{ мин.}$$

Рассчитываем начальную концентрацию вещества **A**:

$$\begin{aligned} C_{A,0} &= \frac{C_R}{\frac{k_1}{k_1 + k_2} \cdot C_{A,0} \{1 - \exp[-(k_1 + k_2) \cdot \tau]\}} = \\ &= \frac{2,5}{\frac{0,3}{0,3 + 0,2} \{1 - \exp[-(0,3 + 0,2) \cdot 3]\}} = 5,43 \text{ кмоль}/\text{м}^3 \end{aligned} \quad (11.39)$$

Находим мольную нагрузку на реактор: (11.40)

$$N_{A,0} = G_v \cdot C_{A,0} = 6 \cdot 5,43 = 32,58 \text{ кмоль}/\text{ч}.$$

Определяем концентрацию вещества **A** на выходе из реактора, исходя из базового уравнения для реактора вытеснения:



$$\frac{dC_A}{d\tau} = -(k_1 + k_2) \cdot C_A. \quad (11.41)$$

Интегрируя это уравнение и решая относительно  $C_A$ , получаем:

$$C_A = C_{A,0} \cdot e^{-(k_1+k_2) \cdot \tau} = 5,43e^{-(0,3+0,2) \cdot 3} = 1,21 \text{ кмоль/м}^3. \quad (11.42)$$

Рассчитываем степень превращения вещества А:

$$x_A = \frac{C_{A,0} - C_A}{C_{A,0}} = \frac{5,43 - 1,21}{5,43} = 0,78. \quad (11.43)$$

### Варианты заданий примера 7

Варианты примера 7	1	2	3	4
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V, \text{м}^3/\text{ч}$	5,8	5,6	5,45	5,25
3.Концентрация продукта R, кмоль/м <sup>3</sup>	0,45	0,48	0,51	0,52
4. Константа скорости реакции	$k_1 = 0,3 \text{ мин}^{-1}$ и $k_1 = 0,2 \text{ мин}^{-1}$			
5. Объем реактора, ВРИВ, л	300,50	300,46	300,48	300,45
Варианты примера 7	5	6	7	8
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V, \text{м}^3/\text{ч}$	5,27	5,28	5,30	5,29
3.Концентрация продукта R, кмоль/м <sup>3</sup>	0,46	0,485	0,515	0,53
4. Константа скорости реакции	$k_1 = 0,3 \text{ мин}^{-1}$ и $k_1 = 0,2 \text{ мин}^{-1}$			
5. Объем реактора, ВРИВ, л	300,55	300,54	300,52	300,53
Варианты примера 7	9	10	11	12
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V, \text{м}^3/\text{ч}$	5,29	5,22	5,21	5,225
3.Концентрация продукта R, кмоль/м <sup>3</sup>	0,445	0,425	0,545	0,56
4. Константа скорости реакции	$k_1 = 0,3 \text{ мин}^{-1}$ и $k_1 = 0,2 \text{ мин}^{-1}$			
5. Объем реактора, ВРИВ, л	0,44	0,445	0,435	0,455
Варианты примера 7	13	14	15	16
1.Порядок реакции	n=2			
2.Объемный расход исходного вещества $G_V, \text{м}^3/\text{ч}$	3,270	3,275	3,245	3,235
3.Концентрация продукта R, кмоль/м <sup>3</sup>	2,44	2,46	2,58	2,59
4. Константа скорости реакции	$k_1 = 0,3 \text{ мин}^{-1}$ и $k_1 = 0,2 \text{ мин}^{-1}$			
5. Объем реактора, ВРИВ, л	300,42	300,41	300,44	300,48



### Пример 8

Определить время пребывания реакционной смеси в РИВ, где протекает реакция второго порядка с константой скорости  $k = 2,5 \text{ м}^3 / (\text{кмоль} \cdot \text{ч})$ ,  $C_{\text{вх}}(A) = 4 \text{ кмоль/м}^3$ , а  $X_A = 0,8$ .

**Решение.**

Расчет производим по формуле:

$$\tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) = \frac{1}{k C_{\text{вх}}(A) \cdot (1 - X_A)} = \frac{1}{2,5 \cdot 4 \cdot (1 - 0,8)} = 0,4 \text{ ч.} \quad (11.44)$$

### Варианты заданий примера 8

Варианты примера	1	2	3	4
1.Порядок реакции	n=2			
2.Константа скорости $k$ , $\text{м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{ч}$	2,1	2,7	2,4	2,8
3.Концентрация продукта $C_{\text{вх}}(A)$ , $\text{кмоль/м}^3$	4,5	4,8	4,1	4,2
4. Степень превращения $X_A$	0,86	0, 85	0,83	0,84
Варианты примера	5	6	7	8
1.Порядок реакции	n=2			
2.Константа скорости $k$ , $\text{м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{ч}$	2,9	2,6	2,5	2,3
3.Концентрация продукта $C_{\text{вх}}(A)$ , $\text{кмоль/м}^3$	4,5	4,6	4,4	4,4
4. Степень превращения $X_A$	0,81	0, 88	0,89	0,87
Варианты примера	5	6	7	8
1.Порядок реакции	n=2			
2.Константа скорости $k$ , $\text{м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{ч}$	2,2	2,4	2,6	2,8
3.Концентрация продукта $C_{\text{вх}}(A)$ , $\text{кмоль/м}^3$	4,55	4,58	4,51	4,52
4. Степень превращения $X_A$	0,815	0, 818	0,825	0,835
Варианты примера	5	6	7	8
1.Порядок реакции	n=2			
2.Константа скорости $k$ , $\text{м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{ч}$	2,15	2,45	2,55	2,25
3.Концентрация продукта $C_{\text{вх}}(A)$ , $\text{кмоль/м}^3$	4,65	4,62	4,54	4,56
4. Степень превращения $X_A$	0,855	0, 825	0,855	0,865



### Пример 9

Определить объем  $V$  и основные размеры (длину  $L$  и диаметр  $D$ ) РИВ, если его производительность по продукту  $m_{\text{пр}}^{\tau} = 1000$  кг/ч, выход продукта (по величине он совпадает со степенью превращения  $X$ ) равен 60 %, плотность смеси  $\rho_{\text{см}} = 1100$  кг/м<sup>3</sup>, ее вязкость  $\mu = 3 \cdot 10^{-3}$  Па·с, время пребывания 30 мин.

#### Решение

Для нахождения объема РИВ воспользуемся следующей формулой, решаемой относительно  $V$

$$V = \tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) \cdot V^{\tau} = \tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) \frac{m_{\text{см}}^{\tau}}{p_{\text{см}}} = \tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) \frac{m_{\text{см}}^{\tau}}{p_{\text{см}} X} = \frac{30}{60} \cdot \frac{1000}{1100 \cdot 0,6} = 0,76 \text{ м}^3. \quad (11.45)$$

В РИВ поток должен двигаться в турбулентном режиме. Для расчета диаметра аппарата примем

$$Re = \frac{wD\rho_{\text{см}}}{\mu} = 3000, \quad \text{откуда } D = \frac{Re \cdot \mu}{w \cdot \rho_{\text{см}}}, \quad (11.46)$$

Выражаем  $w$  через известные величины:

$$W = \frac{V_{\tau}}{0,78D^2} = \frac{m_{\text{пр}}^{\tau}}{0,78 D^2 p_{\text{см}} X}, \quad (11.47)$$

Подставим полученное значение скорости в выражение для расчета диаметра  $D$ .

После преобразований и сокращений имеем расчетную формулу:

$$D = \frac{m_{\text{пр}}^{\tau}}{0,78 Re \mu X} = \frac{1000/3600}{0,78 \cdot 3000 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 0,6} = 0,066 \text{ м} \quad (11.48)$$

Длина трубчатого реактора составит:

$$L = \frac{V}{0,78D^2} = \frac{0,76}{0,78 \cdot 0,066^2} = 224 \text{ м}. \quad (11.49)$$



### Варианты заданий примера 9

Варианты примера	1	2	3	4
1. Производительность по продукту $m_{\text{пр}}$ , кг/ч	1000	1200	1300	1400
2. Выход продукта X, %	60	61	65	63
3. Плотность смеси $\rho_{\text{см}}$ , кг/м <sup>3</sup>	1100	1050	1040	1020
4. Вязкость $\mu$ , Па·с,	$3 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$	$3,5 \cdot 10^{-3}$	$3,2 \cdot 10^{-3}$
5. Время пребывания $\tau_{\text{пр}}$ , мин.	30	25	27	29
Варианты примера	5	6	7	8
1. Производительность по продукту $m_{\text{пр}}$ , кг/ч	950	980	985	990
2. Выход продукта X, %	60	62	63	64
3. Плотность смеси $\rho_{\text{см}}$ , кг/м <sup>3</sup>	1200	1150	1130	1120
4. Вязкость $\mu$ , Па·с,	$3 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$	$3,5 \cdot 10^{-3}$	$3,2 \cdot 10^{-3}$
5. Время пребывания $\tau_{\text{пр}}$ , мин.	31	35	28	30
Варианты примера	9	10	11	12
1. Производительность по продукту $m_{\text{пр}}$ , кг/ч	1050	1500	1350	1450
2. Выход продукта X, %	62	64	66	65
3. Плотность смеси $\rho_{\text{см}}$ , кг/м <sup>3</sup>	1050	1070	1030	1020
4. Вязкость $\mu$ , Па·с,	$3,5 \cdot 10^{-3}$	$2,3 \cdot 10^{-3}$	$3,0 \cdot 10^{-3}$	$3,1 \cdot 10^{-3}$
5. Время пребывания $\tau_{\text{пр}}$ , мин.	22	24	25	23
Варианты примера	13	14	15	16
1. Производительность по продукту $m_{\text{пр}}$ , кг/ч	1300	1250	1180	1200
2. Выход продукта X, %	60	61	61,5	62
3. Плотность смеси $\rho_{\text{см}}$ , кг/м <sup>3</sup>	1000	990	995	1020
4. Вязкость $\mu$ , Па·с,	$3,4 \cdot 10^{-3}$	$2,8 \cdot 10^{-3}$	$3,2 \cdot 10^{-3}$	$3,7 \cdot 10^{-3}$
5. Время пребывания $\tau_{\text{пр}}$ , мин.	60	65	70	75



### 11.3 Задачи для самостоятельного решения

1. Жидкофазная реакция типа  $A \rightarrow 2S$  имеет константу скорости, равную  $4,5 \text{ ч}^{-1}$ . Объемный расход исходного вещества с концентрацией  $0,8 \text{ моль/л}$  составляет  $14,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Рассчитать суточную производительность по продукту **R** для реактора идеального смешения объемом  $3 \text{ м}^3$ .

2. В непрерывном реакторе смешения проводится последовательная реакция типа  $A \rightarrow R \rightarrow S$  с константами скоростей  $k_1 = 0,5 \text{ ч}^{-1}$  и  $k_2 = 0,8 \text{ ч}^{-1}$ . Исходная концентрация вещества **A** равна  $5 \text{ кмоль/м}^3$ . Продукты **R** и **S** на входе в реактор отсутствуют. Рассчитать необходимый объем реактора смешения для максимального выхода целевого продукта **R**, степень превращения исходного реагента, селективность и выход по целевому продукту, если объемный расход составляет  $2,4 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

3. Процесс описывается последовательной реакцией типа  $A \rightarrow R \rightarrow S$  с константами скоростей  $k_1 = 0,12 \text{ л/(моль/мин)}$  и  $k_2 = 0,8 \text{ л/(моль/мин)}$ . Объемный поток вещества **A** равен  $3,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Концентрация вещества **A** на входе в реактор составляет  $3,4 \text{ моль/л}$ , а степень его превращения –  $0,48$ . Определить концентрации веществ **R** и **S** на выходе из реактора и объем реактора смешения.

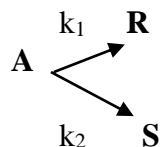
4. Процесс описывается последовательной реакцией типа  $A \rightarrow R \rightarrow S$  с константами скоростей  $k_1 = 0,24 \text{ л/(моль/мин)}$  и  $k_2 = 0,18 \text{ л/(моль/мин)}$ . Объемный поток вещества **A** равен  $3,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Процесс проводится в реакторе смешения объемом  $240 \text{ л}$ . Концентрация вещества **A** на входе в реактор составляет  $3,4 \text{ моль/л}$ . Определить концентрации всех веществ на выходе из реактора, степень превращения вещества **A** и селективность по продукту **R**.

5. Процесс описывается последовательной реакцией типа  $A \rightarrow R \rightarrow S$  с константами скоростей  $k_1 = 0,18 \text{ л/(моль/мин)}$  и  $k_2 = 0,06 \text{ л/(моль/мин)}$ . Объемный поток вещества **A** равен  $40 \text{ л/мин}$ . Процесс проводится в реакторе смешения объемом  $260 \text{ л}$ . Концентрация вещества **A** равно  $2,4 \text{ моль/л}$ . Определить



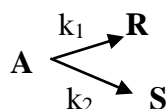
производительность реактора по продукту **R**, степень превращения вещества **A** и селективность по продукту **R**.

6. Процесс описывается параллельной реакцией типа:



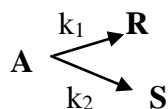
с константами скоростей  $k_1 = 0,18$  л/(моль/мин) и  $k_2 = 0,06$  л/(моль/мин). Объемный поток вещества **A** равен 40 л/мин. Процесс проводится в реакторе смешения объемом 250 л. Концентрация вещества **R** на выходе из реактора равно 1,2 моль/л. Определить концентрацию вещества **A** на входе в реактор и степень превращения вещества **A**.

5. Процесс описывается параллельной реакцией типа:



с константами скоростей  $k_1 = 0,28$  л/(моль/мин) и  $k_2 = 0,12$  л/(моль/мин). Поток вещества поступает с концентрацией 1,6 моль/л. Процесс проводится в реакторе смешения объемом 200 л. Степень превращения вещества **A** составляет 0,8. Определить допустимый расход вещества **A**.

6. Процесс описывается параллельной реакцией типа:



с константами скоростей  $k_1 = 0,28$  л/(моль/мин) и  $k_2 = 0,12$  л/(моль/мин).

Поток вещества поступает с концентрацией 1,6 моль/л. Процесс проводится в реакторе смешения объемом 140 л.

Степень превращения вещества **A** составляет 0,7.

Определить производительность реактора по продукту **R**.



## 11.4 Расчеты реакторов емкостного типа

### Пример 1

Для переработки  $70 \text{ м}^3$  реакционной массы в сутки намечено установить три реактора-котла. Рассчитать объем аппаратов, если продолжительность реакции составляет два часа.

#### *Решение.*

Принимаем предварительно  $\eta = 0,7$  (окончательное значение КПД реактора может быть установлено после точного подсчета вспомогательного времени  $\tau_{\text{всп.}}$ ).

Общее время цикла работы реактора:

$$\tau_{\text{всп}} = \tau_p / \eta = 2 / 0,7 = 2,85 \text{ ч.} \quad (11.50)$$

При коэффициенте заполнения аппарата  $\varphi = 0,8$  и запасе производительности,  $a = 0,15$  расчетный объем реактора составит:

$$V_p = \frac{V_c(1 + a)\tau_{\text{ц}}}{24\eta\varphi} = \frac{70 \cdot 1,15 \cdot 2,86}{24 \cdot 3 \cdot 0,8} = 4 \text{ м}^3. \quad (11.51)$$

Принимаем по приложению 1 аппараты типа IV-РН с расчетным объемом  $4 \text{ м}^3$  (3,984).

Диаметр внутреннего сосуда -1600 мм. Высота цилиндрической части сосуда -1400 мм. Конструктивно реактор представляет собой аппарат с рубашкой и нижним спуском, нижнее днище сферическое.





## Приложение

		Диаметр внутреннего сосуда	Высота цилиндрической части сосуда	Наименование аппарата
$V_n$	$V_p$	D	H	Тип III-PT: аппарат с рубашкой и трубой, передавливание нижнее, днище сферическое
1,0	1,015	1000	1100	
1,6	1,665	1200	1250	
2,5	2,528	1400	1400	
3,2	3,168	1400	1800	
4,0	3,984	1600	1400	Тип IV-PH: аппарат с рубашкой и нижним спуском, нижнее днище сферическое
5,0	5,302	1800	1400	
6,3	5,307	1800	1800	
8,0	7,996	2000	1800	
10,0	9,919	2200	1800	
12,5	11,65	2200	2250	
16,0	15,95	2400	2650	
20,0	19,30	2400	3400	
25,0	26,20	2600	4000	
1,0	0,999	1000	1000	Тип VII P – VIII P: аппарат с рубашкой и нижним спуском, нижнее днище коническое
2,0	2,055	1200	1500	
2,5	2,520	1200	2000	
3,2	3,328	1400	1800	
4,0	4,040	1600	1600	
5,0	5,226	1800	1600	
6,3	6,251	1800	2000	
8,0	8,161	2000	2100	
10,0	10,032	2000	2100	



## Пример 2

Рассчитать максимальную тепловую нагрузку реактора периодического действия при мономолекулярной реакции (первого порядка) со степенью превращения реагирующих веществ  $x = 95\%$ .

Расчетная емкость реактора  $4 \text{ м}^3$ , плотность реагирующей массы  $900 \text{ кг/м}^3$ , а удельная теплота реакции  $1,7 \times 10^5 \text{ Дж/кг}$ ; время реакции 2 ч.

### *Решение.*

При степени превращения  $x = 95\%$  конечная концентрация реагирующих веществ  $x_{\text{л}} = 5\%$ . В соответствии с уравнением для реакции первого порядка имеем:

продолжительность реакции  $\tau_p$  до заданной степени превращения:

$$X = \frac{x_0 - x}{X_0} \quad (11.52)$$

рассчитывается по уравнениям:

для реакции нулевого порядка

$$\tau_p = \frac{x_0 - x}{K_0} \quad (11.53)$$

для реакции первого порядка

$$\tau_p = \frac{1}{K_1} 2,3 \lg \frac{x_0}{x} \quad (11.54)$$

Для реакции второго порядка

$$\tau_p = \frac{1}{K_2} \cdot \frac{x_0 - x}{x_0 x} \quad (11.55)$$

Где  $x$  – концентрация реагирующего вещества в момент  $\tau_p$ ;

$x_0$  – начальная концентрация реагирующего вещества А.

Для реакции первого порядка имеем:

$$\tau_p = \frac{2,3}{K_1} \lg \frac{x_0}{x_{\text{л}}} \quad (11.56)$$



$$2 = \frac{2,3}{K_1} \lg \frac{100}{5} ; \quad (11.57)$$

$$\text{Откуда } K_1 = \frac{2,3 \lg 20}{2} = 1,5 \text{ 1/ч} \quad (11.58)$$

Тепло, выделявшееся в процессе реакции при степени превращения  $x=95\%$

$$Q_p = V_p \varphi \rho (x_o - x) \cdot q = 4 \cdot 0,8 \cdot 900 \cdot (1 - 0,05) \cdot 1,7 \cdot 10^5 = 4,69 \cdot 10^8 \text{ Дж.}$$

Максимальная тепловая нагрузка аппарата может быть рассчитана по уравнению  $Q = \frac{Q_p}{\Delta \tau} \cdot \frac{1 - e_1^{-k} \cdot \Delta \tau}{1 - e_1^{-k} \cdot \tau}$  для реакции первого порядка. (11.59)

Пренебрегая теплом испарения и потерями и принимая время начального периода находим:

$$\begin{aligned} \Delta \tau &= 0,05 \tau_p = 0,1 \text{ ч ,} \\ Q &= \frac{Q_p}{\Delta \tau} \cdot \frac{1 - e_1^{-k} \cdot \Delta \tau}{1 - e_1^{-k} \cdot \tau_p} = \frac{4,69 \cdot 10^8}{0,1 \cdot 3600} \cdot \frac{1 - e^{-1,5} \cdot 0,1}{1 - e^{1,5 \cdot 2}} = \frac{4,69 \cdot 10^8}{360} \cdot 0,145 = \\ &= 189000 \text{ Вт} = 189 \text{ кВт.} \end{aligned} \quad (11.60)$$



## 11.5 Определение элементов реактора

### Пример 1

Время пребывания углеводородов при получении ацетилена электрокрекингом равно 0,001 с, объемный расход газов пиролиза равен 25500 м<sup>3</sup>/ч, скорость газов в реакционной камере составляет 900 м/с. Определить площадь сечения, высоту и объем реакционной камеры электродугового реактора.

**Решение.** Секундная объемная производительность реактора (по газам электрокрекинга):

$$25500 : 3600 = 7,08 \text{ м}^3/\text{с} \quad (11.61)$$

Объем реакционной камеры:

$$7,08 \cdot 0,001 = 0,0071 \text{ м}^3 \quad (11.62)$$

Площадь сечения реакционной камеры:

$$7,08 : 900 = 0,0079 \text{ м}^2 \quad (11.63)$$

Высота реакционной камеры:

$$0,0071 : 0,0079 = 0,9 \text{ м} \quad \text{или} \quad 900 \cdot 0,001 = 0,9 \text{ м} \quad (11.64)$$

### Варианты заданий примера 1

Варианты	1	2	3	4	5
Время пребывания углеводородов $\tau$ , с	0,002	0,003	0,004	0,0035	0,0025
Объемный расход газов пиролиза, кг/ч	27800	31200	25400	24200	21500
Скорость газов в реакционной камере, м/с	870	920	880	910	890
Варианты	6	7	8	9	10
Время пребывания углеводородов $\tau$ , с	0,0015	0,0017	0,0018	0,0025	0,0045
Объемный расход газов пиролиза, кг/ч	24500	22800	23600	24900	28500
Скорость газов в реакционной камере, м/с	970	930	980	940	950



(11.65)

					<b>5</b>
Объемная скорость подачи этилена, ч <sup>-1</sup>	1930	1960	1910	1950	1970
Объемный расход этилена, м <sup>3</sup> /ч	26700	23850	22500	24000	24500
<b>Варианты</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>
Объемная скорость подачи этилена, ч <sup>-1</sup>	1990	1980	1920	1940	2000
Объемный расход этилена, м <sup>3</sup> /ч	25700	26950	21400	26700	29300
<b>Варианты</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>
Объемная скорость подачи этилена, ч <sup>-1</sup>	2000	2100	1800	1870	1890
Объемный расход этилена, м <sup>3</sup> /ч	25000	26000	24000	27000	28000
<b>Варианты</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>
Объемная скорость подачи этилена, ч <sup>-1</sup>	1890	1850	1840	1830	1860
Объемный расход этилена, м <sup>3</sup> /ч	25200	21300	22600	27500	28500



### Пример 3

Производительность реактора окисления метанола составляет 3500 кг формалина в час; массовая доля формальдегида в нем равна 37%. Диаметр сечения аппарата 1,4 м, высота слоя контактной массы 75 мм. Определить производительность 1 кг и 1 л контактной массы. Насыпная плотность катализатора равна 600 кг/м<sup>3</sup>.

#### Решение

Производительность реактора по целевому продукту — формальдегиду:

$$3500 \cdot 0,37 = 1295 \text{ кг/ч} \quad (11.66)$$

Объем катализатора в реакторе

$$V = \pi D^2 H / 4 = 0,785 D^2 H: \quad (11.67)$$

$$0,785(1,4)^2 \cdot 0,075 = 0,115 \text{ м}^3 \text{ или } 115 \text{ л}$$

Производительность 1 л катализатора:

$$1295 : 115 = 11,3 \text{ кг/(л} \cdot \text{ч)} \quad (11.68)$$

Масса катализатора в реакторе:

$$0,115 \cdot 600 = 69 \text{ кг}$$

Производительность 1 кг катализатора:

$$1295/69 = 18,8 \text{ кг/(кг} \cdot \text{ч)}.$$

#### Варианты заданий примера 3

Варианты	1	2	3	4	5
Производительность реактора окисления, $G_{\text{р.о.м.}}$ , кг/ч	3720	4545	3600	3550	3520
Массовая доля формалина, $\omega_{\text{фор.}}$ , %	40	45	35	37	39
Диаметр сечения аппарата $d$ , м	1,5	1,6	1,9	1,8	1,7
Высота слоя контактной массы $H_{\text{к.м.}}$ , мм	65	70	75	68	69
Насыпная плотность катализатора, $\rho_{\text{н.к.}}$ , кг/м <sup>3</sup>	610	630	605	620	640



### Пример 4

Производительность установки платформинга по жидкому сырью составляет 2000 т/сут. Объёмный расход смеси паров сырья и циркуляционного водорода равен 2,57 м<sup>3</sup>/с в условиях процесса. Объемная скорость жидкого сырья, имеющего плотность 748 кг/м<sup>3</sup> составляет 1,53ч<sup>-1</sup>; линейная скорость парогазовой смеси в сечении реактора равна 0,39 м/с. Определить общий объем катализатора в реакторах и диаметр реактора.

#### Решение

1. Объёмный расход жидкого сырья на установке платформинга:

$$\frac{2000 \cdot 1000}{24 \cdot 748} = 111,4 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (11.69)$$

2. Объем катализатора в реакторах:

$$\frac{11,4}{1,53} = 7,28 \text{ м}^3 \quad (11.70)$$

3. Диаметр реактора:

$$D = \sqrt{\frac{2,57}{0,39}} = 2,7 \text{ м} \quad (11.71)$$

### Варианты заданий примера 4

Варианты	1	2	3	4	5
Производительность установки платформинга, кг/сут	3720	4545	3600	3550	3520
Объёмный расход смеси паров сырья и циркуляционного водорода, м <sup>3</sup> /с	40	45	35	37	39
Объемная скорость жидкого сырья, ч <sup>-1</sup>	1,55	1,60	1,52	1,65	1,58
Плотность сырья, кг/м <sup>3</sup>	755	746	758	740	740
Линейная скорость парогазовой смеси, м/с	0,40	0,43	0,46	0,520	0,54



### Пример 5

Предварительную полимеризацию стирола проводят последовательно в реакторах объемом по 12 м<sup>3</sup>. Время пребывания реакционной массы в каждом аппарате 18 ч, коэффициент заполнения аппаратов 0,8. Определить общее число реакторов для обеспечения производительности установки 1500 кг/ч при общей степени конверсии 95 %.

Плотность стирола и реакционной массы в реакторах принять 904 кг/ч.

#### *Решение*

1. Определяем массу стирола, поступающего на установку:

$$g_{\text{ст}} = \frac{G}{\alpha_{\text{ст}}} = \frac{1500}{0,95} = 1578,947 \text{ кг/ч.} \quad (11.72)$$

2. Определяем полный объем, занимаемый реакционной массой:

$$V = \frac{g_{\text{ст}} \cdot \tau}{\rho \cdot \varphi} = \frac{1578,947 \cdot 18}{904 \cdot 0,8} = 39,3 \text{ м}^3. \quad (11.73)$$

3. Определяем число аппаратов:

$$n = \frac{V}{V_p} = \frac{39,3}{12} = 3,3 \text{ или 4 реактора.} \quad (11.74)$$





### Варианты заданий примера 5

Варианты	1	2	3	4	5	6
1.Производительность установки по стиролу, кг/ч	1600	1400	1550	1700	1650	1800
2.Степень конверсии стирола, %	95	93	94	93	91	92
3.Объемы реакторов, м <sup>3</sup>	14	11	13	10	9	12
4.Плотность стирола, кг/м <sup>3</sup>	907	910	915	920	908	905
Варианты	7	8	9	10	11	12
1.Производительность установки по стиролу, кг/ч	1900	1950	2000	2300	2100	2150
2.Степень конверсии стирола, %	96	87	90	90,8	91,2	90,5
3.Объемы реакторов, м <sup>3</sup>	14	19	20	25	23	18
4.Плотность стирола, кг/м <sup>3</sup>	907	920	912	914	921	918
Варианты	13	14	15	16	17	18
1.Производительность установки по стиролу, кг/ч	1200	1240	1280	1340	1390	1400
2.Степень конверсии стирола, %	90	95	91	96	93	94
3.Объемы реакторов, м <sup>3</sup>	21	23	25	27	30	24
4.Плотность стирола, кг/м <sup>3</sup>	915	925	930	940	950	955
Варианты	19	20	21	22	23	24
1.Производительность установки по стиролу, кг/ч	1920	1980	2100	2200	2150	2350
2.Степень конверсии стирола, %	93	96	98	94	92	95
3.Объемы реакторов, м <sup>3</sup>	30	35	21	22	24	26
4.Плотность стирола, кг/м <sup>3</sup>	917	915	920	930	960	945



### Пример 6

Полимеризацию стирола ведут в колонном аппарате до степени конверсии 97 %. Производительность установки 2050 кг/ч полистирола, степень конверсии на первой стадии форполимеризации 75 %. Определить количество теплоты, выделяющейся на каждой стадии. Тепловой эффект полимеризации стирола 70 кДж/моль.

#### Решение

1. Определяем массовый расход стирола в первый форполимеризаторе:

$$G_{\text{п}}^I = \frac{G}{\alpha_{\text{общ}}} = \frac{2050}{0,97} = 2113,4 \text{ кг/ч.} \quad (11.75)$$

2. Определяем количество стирола, образовавшегося в первом форполимеризаторе:

$$G_{\text{п}}^I = G_{\text{ст}}^I \cdot \alpha^I = 2113,4 \cdot 0,75 = 1585,05 \text{ кг/ч.} \quad (11.76)$$

3. Определяем количество полистирола, образовавшегося во первом форполимеризаторе:

$$Q^I = \frac{G_{\text{п}}^I \cdot q}{M} = \frac{1585,05 \cdot 70 \cdot 1000}{104 \cdot 3600} = 296,35 \text{ кВт.} \quad (11.77)$$

4. Определяем количество полистирола, образовавшегося во втором форполимеризаторе:

$$Q_{\text{п}}^{II} = G - G_{\text{п}}^I = 2050 - 1585,05 = 464,94 \text{ кг/ч.} \quad (11.78)$$

5. Определяем количество теплоты, выделившейся во втором форполимеризаторе:

$$Q^{II} = \frac{G_{\text{п}}^{II} \cdot q}{M} = \frac{464,95 \cdot 70 \cdot 1000}{104 \cdot 3600} = 86,93 \text{ кВт.} \quad (11.79)$$



### Варианты заданий примера 6

Варианты	1	2	3	4	5	6
Производительность установки по стиролу, кг/ч	2050	2100	2450	2700	2600	2800
Степень конверсии стирола на первой стадии форполимеризации, %	75	73	74	76	71	72
Степень конверсии стирола в колонном аппарате, %	97	95	93	96	98	91
Тепловой эффект полимеризации стирола, кДж/моль	70	65	68	67	71	74
Варианты	7	8	9	10	11	12
Производительность установки по стиролу, кг/ч	2500	2150	2200	2300	2700	3000
Степень конверсии стирола на первой стадии форполимеризации, %	76	74	76	78	70	72
Степень конверсии стирола в колонном аппарате, %	94	96	98	92	93	97
Тепловой эффект полимеризации стирола, кДж/моль	72	75	69	70	80	77
Варианты	7	8	9	10	11	12
Производительность установки по стиролу, кг/ч	2350	2950	2400	2650	2750	3100
Степень конверсии стирола на первой стадии форполимеризации, %	73	72	75	76	74	71
Степень конверсии стирола в колонном аппарате, %	92	94	96	93	98	91
Тепловой эффект полимеризации стирола, кДж/моль	74	72	73	79	75	77



### Пример 7

Определить загрузку реагентов и суммарный объем реактора для обеспечения производительности установки 2800 кг *каучука* в час ( $G$ ) и съем каучука с 1 м<sup>3</sup> реактора, если плотность латекса равна 1020 кг/м<sup>3</sup>, а 62% конверсия ( $a$ ) достигается за 15 ч.

#### Решение

1. Определяем расход углеводородной фазы, подаваемой на установку:

$$G_{ув} = \frac{G}{a} = \frac{2800}{0,62} = 4516 \text{ кг/ч.} \quad (11.80)$$

2. Определяем расход подаваемой на установку воды

$$G_B = G_{ув} \cdot 1,8 = 4516 \cdot 1,8 = 8129 \text{ кг/ч.} \quad (11.81)$$

3. Определяем полный объем, занимаемый реакционной массой

$$V_p = \frac{(G_{ув} + G_B) \cdot \tau}{\rho} = \frac{(4516 + 8129) \cdot 15}{1020} = 186 \text{ м}^3. \quad (11.82)$$

4. Определяем съем каучука с 1 м<sup>3</sup> реакционного объема:

$$G = \frac{G}{V_p} = \frac{2800}{186} = 15,1 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{ч)}. \quad (11.83)$$



### Варианты заданий примера 7

Варианты	1	2	3	4	5	6
Производительность установки по каучуку( $G$ ), кг/ч	2850	2900	2650	2700	2800	2600
Степень конверсии ( $a$ ), %	63	65	64	66	61	62
Плотность латекса, кг/м <sup>3</sup>	1040	1050	1070	1060	1080	1090
Расход подаваемой на установку воды, кг/ч	$1,5G_{ув}$	$1,9G_{ув}$	$1,7G_{ув}$	$1,6G_{ув}$	$1,8G_{ув}$	$1,3G_{ув}$
Продолжительность достижения заданной конверсии, ч	16	20	18	15	17	14
Варианты	7	8	9	10	11	12
Производительность установки по каучуку( $G$ ), кг/ч	2500	2550	2575	2850	2520	2540
Степень конверсии, %	67	63,5	65,6	67,3	64,2	64,4
Плотность латекса, кг/м <sup>3</sup>	1030	1020	1025	1030	1035	1055
Расход подаваемой на установку воды, кг/ч	$1,2G_{ув}$	$1,4G_{ув}$	$1,45G_{ув}$	$1,3G_{ув}$	$1,35G_{ув}$	$1,55G_{ув}$
Варианты	13	14	15	16	17	18
Производительность установки по каучуку( $G$ ), кг/ч	2750	2450	2770	2480	2430	2350
Степень конверсии, %	64,6	64,5	64,6	67,1	64,4	64,7
Плотность латекса, кг/м <sup>3</sup>	1000	980	925	950	990	1100
Расход подаваемой на установку воды, кг/ч	$1,7G_{ув}$	$1,75G_{ув}$	$1,85G_{ув}$	$1,9G_{ув}$	$1,95G_{ув}$	$1,35G_{ув}$
Варианты	19	20	21	22	23	24
Производительность установки по каучуку( $G$ ), кг/ч	2800	2300	2700	2500	2600	2400
Степень конверсии, %	61	63	65	67	66	64
Плотность латекса, кг/м <sup>3</sup>	1030	1020	1010	1040	1060	1050
Расход подаваемой на установку воды, кг/ч	$1,4G_{ув}$	$1,25G_{ув}$	$1,8G_{ув}$	$1,3G_{ув}$	$1,5G_{ув}$	$1,6G_{ув}$



### Пример 8

Массовый расход стирола на установке эмульсионной полимеризации  $G = 1700$  кг/ч, объемная доля стирола в смеси, поступающей на полимеризацию  $x_{\text{ст}} = 35$  %. Определить число реакторов для проведения непрерывного процесса, если время пребывания смеси в каскаде реакторов  $\tau = 3$  ч, объем каждого реактора  $V_p = 6$  м<sup>3</sup>, коэффициент заполнения реактора  $\varphi = 0,81$ . Плотность стирола  $\rho_{\text{ст}} = 904$  кг/м<sup>3</sup>.

#### Решение

1. Определяем расход эмульсии:

$$g_{\text{э}} = \frac{G}{x_{\text{ст}}} = \frac{1700}{0,35} = 4857,14 \text{ кг/ч.} \quad (11.84)$$

2. Определяем количество воды в эмульсии:

$$g_{\text{в}} = g_{\text{э}} - G = 4857,14 - 1700 = 3157,14 \text{ кг/ч.} \quad (11.85)$$

3. Определяем объемный расход стирола:

$$U_{\text{ст}} = \frac{G}{\rho_{\text{ст}}} = \frac{1700}{904} = 1,881 \text{ м}^3/\text{ч.} \quad (11.86)$$

4. Определяем объемный расход воды:

$$U_{\text{в}} = \frac{g_{\text{в}}}{\rho_{\text{ст}}} = \frac{3157,14}{998} = 3,163 \text{ /ч.} \quad (11.87)$$

5. Определяем суммарный объем стирола и воды на реакцию:

$$V = V_{\text{ст}} + V_{\text{в}} = U_{\text{ст}} \cdot \tau + U_{\text{в}} \cdot \tau = 1,881 \cdot 3 + 3,163 \cdot 3 = 15,132 \text{ м}^3.$$

6. Определяем количество реакторов:

$$n = \frac{V}{V_p \cdot \varphi} = \frac{15,132}{6 \cdot 0,81} = 3,11 \approx 4 \text{ реактора} \quad (11.88)$$



### Варианты заданий примера 8

Варианты	1	2	3	4	5	6
Производительность установки по стиролу ( $G$ ), кг/ч	1700	1900	1650	1500	1800	1600
Объемная доля стирола в смеси, ( $x_{ст}$ ), %	36	34	38	39	35	32
Плотность стирола $\rho_{ст}$ , кг/м <sup>3</sup>	904	905	907	906	908	909
Объем каждого реактора в каскаде $V_p$ , м <sup>3</sup>	16	14	12	18	20	22
Время пребывания смеси в каскаде реакторов $\tau$ , ч	3	2	1,8	1,5	1,7	1,4
Варианты	7	8	9	10	11	12
Производительность установки по стиролу ( $G$ ), кг/ч	1500	1550	1575	1850	1520	1540
Объемная доля стирола в смеси, ( $x_{ст}$ ), %	37	33,5	35,6	37,3	34,2	34,4
Плотность стирола $\rho_{ст}$ , кг/м <sup>3</sup>	903	902	902,5	903	903,5	905,5
Объем каждого реактора в каскаде $V_p$ , м <sup>3</sup>	10	12	13	15	17	19
Время пребывания смеси в каскаде реакторов $\tau$ , ч	2,1	2,3	2,2	2,4	2,6	2,5
Варианты	13	14	15	16	17	18
Производительность установки по стиролу ( $G$ ), кг/ч	1750	1850	1950	2000	2200	2300
Объемная доля стирола в смеси, ( $x_{ст}$ ), %	34,6	44,5	44,0	37,1	34,4	34,8
Плотность стирола $\rho_{ст}$ , кг/м <sup>3</sup>	900,5	908,2	902,5	905,0	909,0	910,0
Объем каждого реактора в каскаде $V_p$ , м <sup>3</sup>	11	14	17	16	15	13
Время пребывания смеси в каскаде реакторов $\tau$ , ч	3,3	2,7	2,8	2,5	2,7	2,4



### Пример 9

Производительность установки полимеризации винилацетата (ВА)  $G_{\Pi} = 600$  кг/ч. На вход в первый полимеризатор подают винилацетат (ВА) и метанол в соотношении 23:1 (масс. ч). Единичный объем первого реактора  $V_p^I = 5$  м<sup>3</sup>, а второй  $V_p^{II} = 18$  м<sup>3</sup>. Массовая доля поливинилацетата (ПВА) в растворе, отбираемом после каскада  $x_{\Pi} = 20\%$ . Полимеризацию ведут до  $\alpha = 65$  %-ной конверсии мономера. Определить коэффициент заполнения реакторов, если время пребывания реакционной массы в каждом аппарате равно  $\tau = 4$  ч, плотность реакционной массы в первом аппарате  $\rho^I = 950$  кг/м<sup>3</sup>, а во втором  $\rho^{II} = 820$  кг/м<sup>3</sup>.

#### Решение

1. Определяем массовый расход реактора на выходе из второго реактора:

$$G = \frac{G_{\Pi}}{x_{\Pi}} = \frac{600}{0,2} = 3000 \text{ кг/ч.} \quad (11.89)$$

2. Определяем объем реакционной массы:

$$V_{p.m}^{II} = \frac{G \cdot \tau}{\rho^{II}} = \frac{3000 \cdot 4}{820} = 14,634 \text{ м}^3. \quad (11.90)$$

3. Определяем коэффициент заполнения второго реактора:

$$\varphi^{II} = \frac{V_{p.m}^{II}}{V_p^{II}} = \frac{14,634}{18} = 0,813. \quad (11.91)$$

4. Определяем массовый расход ВА на входе в первый реактор:

$$G_{BA}^I = \frac{G}{\alpha} = \frac{600}{0,65} = 923,1 \text{ кг/ч.} \quad (11.92)$$

5. Определяем массовый расход метанола на входе в первый реактор:

$$G_M^I = \frac{G_{BA}^I \cdot \eta_M}{\eta_{BA}} = \frac{923,1 \cdot 1}{23} = 40,134 \text{ кг/ч.} \quad (11.93)$$

6. Определяем объем реакционной массы в первом реакторе:

$$V_{p.m}^I = \frac{(G_{BA}^I + G_M^I) \cdot \tau}{\rho^I} = \frac{(923,1 + 40,134) \cdot 4}{950} = 4,06 \text{ м}^3. \quad (11.94)$$





7. Определяем коэффициент заполнения первого реактора:

$$\varphi^I = \frac{V_{p.m}^I}{V_p^I} = \frac{4,06}{5} = 0,812. \quad (11.95)$$

### Варианты заданий примера 9

Варианты	1	2	3	4	5	6
Производительность установки по винилацетату <b>ВА</b> ( $G_n$ ), кг/ч	700	900	650	500	800	600
Массовая доля <b>ПВА</b> в растворе, ( $x_n$ ), %	26	24	28	22	23	21
Степень конверсии полимеризации <b>ВА</b> $\alpha$ , %	63	61	66	67	69	62
Плотность реакционной массы в первом аппарате $\rho^I$ , кг/м <sup>3</sup>	940	955	970	960	980	950
Плотность реакционной массы во втором аппарате $\rho^I$ , кг/м <sup>3</sup>	810	815	830	840	825	835
Объем первого реактора . $V_p^I$ , м <sup>3</sup>	5,5	3,5	4	5	6	4,5
Объем второго реактора . $V_p^{II}$ , м <sup>3</sup>	16	14	12	18	20	22
Время пребывания реакционной массы в каждом реакторе $\tau$ , ч	4,2	4,1	3,8	3,5	3,7	3,4
Варианты	7	8	9	10	11	12
Производительность установки по винилацетату <b>ВА</b> ( $G_n$ ), кг/ч	650	680	710	750	820	850
Массовая доля <b>ПВА</b> в растворе, ( $x_n$ ), %	20	26	23	28	21	24
Степень конверсии полимеризации <b>ВА</b> $\alpha$ , %	60	63	64	65	61	62
Плотность реакционной массы в первом аппарате $\rho^I$ , кг/м <sup>3</sup>	915	925	930	935	940	955
Плотность реакционной массы во втором аппарате $\rho^I$ , кг/м <sup>3</sup>	820	810	825	815	830	835
Объем первого реактора . $V_p^I$ , м <sup>3</sup>	6	6,5	4,5	5,5	5,0	3,5
Объем второго реактора . $V_p^{II}$ , м <sup>3</sup>	12	14	10	13	17	15
Время пребывания реакционной массы в каждом реакторе $\tau$ , ч	4,0	3,9	3,6	3,45	3,75	3,65



## Пример 10

Объемная скорость газов в реакционной камере газофазного хлоратора  $280 \text{ ч}^{-1}$ , суммарный объемный расход метана и хлора  $560 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Определить диаметр  $D$  и высоту  $H$  реактора, если соотношение  $H/D$  равно  $2,5 : 1$ .

### Решение

Объем реакционной камеры

$$560 : 280 = 2 \text{ м}^3.$$

По формуле

$$V = \pi D^2 H / 4 \quad (11.95)$$

определяем диаметр камеры с учетом соотношения  $H/D$ :

$$D = \sqrt{\frac{2}{0,785 \cdot 2,5}} = 1,01 \text{ м} \quad (11.96)$$

и высоту реактора:

$$H = 2,5 \cdot 1,01 = 2,52 \text{ м}. \quad (11.97)$$

### Варианты заданий примера 10

Варианты	1	2	3	4
Объемная скорость газов в реакционной камере, $\text{ч}^{-1}$	250	260	240	270
Суммарный объемный расход метана и хлора, $\text{м}^3/\text{ч}$	600	570	580	590
Соотношение $H/D$	3,5:1	2,5:1	2,8:1	3,0:1
Варианты	5	6	7	8
Объемная скорость газов в реакционной камере, $\text{ч}^{-1}$	230	235	245	250
Суммарный объемный расход метана и хлора, $\text{м}^3/\text{ч}$	620	630	640	650
Соотношение $H/D$	3,6:1	2,7:1	2,9:1	3,5:1
Варианты	9	10	11	12
Объемная скорость газов в реакционной камере, $\text{ч}^{-1}$	255	265	275	280
Суммарный объемный расход метана и хлора, $\text{м}^3/\text{ч}$	550	560	585	565
Соотношение $H/D$	3,7:1	3,8:1	3,4:1	3,2:1
Варианты	13	14	15	16
Объемная скорость газов в реакционной камере, $\text{ч}^{-1}$	240	235	255	265
Суммарный объемный расход метана и хлора, $\text{м}^3/\text{ч}$	620	610	530	540
Соотношение $H/D$	3,0:1	3,3:1	3,7:1	3,4:1



### Пример 11

В реактор жидкофазного хлорирования парафина (средняя молекулярная масса 296) поступает в час  $250 \text{ м}^3$  электролитического хлора, объемная доля хлора в котором 98 %. Выход хлорпарафина 80 %. Определить число реакторов, если плотность реакционной массы равна  $1120 \text{ кг/м}^3$ . Время пребывания массы в реакторе 4 ч. Диаметр реактора 1800 мм, а высота 3300 мм. Коэффициент заполнения 0,75.

#### Решение

Исходя из средней молекулярной массы парафина найдем его формулу.

Общая формула парафинов  $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ .

$$12n + (2n + 2) \cdot 1 = 296, n = 21, \text{ следовательно: } \text{C}_{21}\text{H}_{44}.$$

#### Уравнение реакции



Найдем объем хлора в электролитическом хлоре:

$$V_x = V_{\text{э.х.}} \phi = 250 \cdot 0,98 = 245 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (11.99)$$

Рассчитаем массы

Масса хлора

$$m_x = \frac{V_x \cdot M_x}{V_m} = \frac{245 \cdot 71}{22,4} = 776,56 \text{ кг/ч}. \quad (11.100)$$

Рассчитаем массу парафина:

$$m_{\text{п}} = \frac{m_x \cdot M_{\text{п}}}{M_x} = \frac{776,56 \cdot 296}{71} = 3237,49 \text{ кг/ч}. \quad (11.101)$$

Найдем массу хлорпарафина:

$$m_{\text{х.п.}}^1 = \frac{m_{\text{п}} \cdot M_{\text{х.п.}}}{M_{\text{п}}} = \frac{3237,49 \cdot 330,5}{296} = 3614,8 \text{ кг/ч}. \quad (11.102)$$

Масса хлорпарафина с учетом выхода:

$$m_{\text{х.п.}} = m_{\text{х.п.}}^1 \eta = 3614,8 \cdot 0,8 = 2891,84 \text{ кг/ч}. \quad (11.103)$$



Объем хлорпарафина

$$V_{\text{х.п.}} = \frac{m_{\text{х.п.}} \cdot \tau}{\rho} = \frac{2891,84 \cdot 4}{1120} = 10,33 \text{ м}^3 \quad (11.104)$$

Объем реактора определяется по формуле:

$$V_p = \frac{\pi D^2 H}{4} = 0,785 D^2 H = 0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 3,3 = 8,4 \text{ м}^3 \quad (11.105)$$

Объем реакционной части

$$V_{\text{р.ап.}} = V_p k = 8,4 \cdot 0,75 = 6,3 \text{ м}^3 \quad (11.106)$$

Определим число реакторов:

$$N = \frac{V_{\text{р.м.}}}{V_{\text{р.ап.}}} \approx 2. \quad (11.107)$$

### Варианты заданий примера 11

Варианты	1	2	3	4
Объемная доля хлора, ф %	92	93	97	95
Коэффициент заполнения, η	0,77	0,78	0,74	0,76
Объем электролитического хлора, поступающего в реактор, м <sup>3</sup> /ч (V <sub>эx</sub> )	240	290	275	260
Высота, мм	3500	4200	5300	5700
Диаметр реактора, мм	1600	1700	1900	1800
Время пребывания массы в реакторе, ч.	3,5	3,6	4,2	4,5
Плотность реакционной массы, кг/м <sup>3</sup>	1150	1140	1200	1150
Выход хлорпарафина, %.	80	82	85	87
Варианты	5	6	7	8
Объемная доля хлора, ф %	92,2	92,3	92,5	92,7
Коэффициент заполнения, η	0,73	0,80	0,85	0,75
Объем электролитического хлора, поступающего в реактор, м <sup>3</sup> /ч (V <sub>эx</sub> )	250	270	280	285
Высота, мм	3200	3300	4500	5100
Диаметр реактора, мм	1500	1550	1650	1750
Время пребывания массы в реакторе, ч.	3,0	3,2	3,6	3,8
Плотность реакционной массы, кг/м <sup>3</sup>	1100	1130	1150	1250
Выход хлорпарафина, %.	81	83	84	86



## 11.6 Задачи для самостоятельного решения

1. Производительность реактора окислительного пиролиза метана равна  $45\,000\text{ м}^3$  газов пиролиза в час при времени реакции  $0,003\text{ с}$ . Определить диаметр реакционной зоны, если ее длина составляет  $600\text{ мм}$ .

2. Производительность реактора одностадийного дегидрирования н-бутана составляет  $72\text{ т}$  бутадиена в сутки. Определить объем катализатора в реакторе, если производительность катализатора по бутадиену равна  $90\text{ кг}/(\text{м}^3\cdot\text{ч})$ .

3. Массовый расход этилбензола в реакторе получения стирола равен  $12,9\text{ т/ч}$ , а объемная скорость подачи жидкого этилбензола равна  $0,5\text{ ч}^{-1}$ . Плотность бензола равна  $867\text{ кг/м}^3$ . Определить высоту слоя катализатора в реакторе диаметром  $5,5\text{ м}$ .

4. Массовый расход н-пентана в реакторе изомеризации равен  $8,25\text{ т/ч}$ ; плотность жидкого н-пентана равна  $626\text{ кг/м}^3$ . Определить объемную скорость подачи углеводорода в реактор, если объем катализатора составляет  $12\text{ м}^3$ .

5. Объемный расход метана, подаваемого в реактор газофазного хлорирования, равен  $400\text{ м}^3/\text{ч}$ ; мольное отношение подаваемых метана и хлора равно  $5:1$ , а объемная скорость подачи газов в реакционное пространство составляет  $240\text{ ч}^{-1}$ . Определить рабочий объем реактора.

6. Производительность установки гидрохлорирования ацетиленов равна  $1,2\text{ т}$  винилхлорида в час при производительности катализатора по винилхлориду  $50\text{ кг}/(\text{м}^3\cdot\text{ч})$ . Определить число реакторов, необходимых для обеспечения заданной производительности, если объем катализатора в каждом реакторе равен  $6\text{ м}^3$ .

7. Объемный расход синтез-газа в реакторе получения метанола равен  $600\text{ тыс. м}^3/\text{ч}$ , а объемная скорость подачи сырья составляет  $10000\text{ ч}^{-1}$ . Определить производительность катализатора, если производительность реактора равна  $12\text{ т}$  метанола в час.

8. Объемная скорость подачи жидкого циклогексана в реактор окисления равна  $2\text{ ч}^{-1}$ . Диаметр реактора  $2,2\text{ м}$ , высота реакционной зоны  $8\text{ м}$ .

Определить массовый суточный расход циклогексана при его плотности 780 кг/м<sup>3</sup>.

9. Массовый расход ацетальдегида, подаваемого на окисление, равен 2,5 т/ч, а объемная доля ацетальдегида в исходной паровоздушной смеси равна 25 %. Определить диаметр реактора, если линейная скорость смеси в сечении аппарата равна 0,15 м/с.

10. Производительность 1 м<sup>3</sup> катализатора в реакторе окислительного аммонолиза пропилена равна 50 кг акрилонитрила в час, объемный расход исходной газовой смеси равен 12100 м<sup>3</sup>/ч, а объемная скорость смеси равна 550 ч<sup>-1</sup>. Определить суточную производительность реактора по акрилонитрилу.

11. Производительность реактора окислительного пиролиза метана равна 47 000 м<sup>3</sup> газов пиролиза в час при времени реакции 0,002 с. Определить диаметр реакционной зоны, если ее длина составляет 650 мм.

12. Производительность реактора одностадийного дегидрирования н-бутана составляет 74 т бутадиена в сутки. Определить объем катализатора в реакторе, если производительность катализатора по бутадиену равна 95 кг/(м<sup>3</sup>•ч)

13. Массовый расход этилбензола в реакторе получения стирола равен 13,7 т/ч, а объемная скорость подачи жидкого этилбензола равна 0,45 ч<sup>-1</sup>. Плотность бензола равна 869 кг/м<sup>3</sup>. Определить высоту слоя катализатора в реакторе диаметром 5,6 м.

14. Массовый расход н-пентана в реакторе изомеризации равен 8,6 т/ч; плотность жидкого н-пентана равна 630 кг/м<sup>3</sup>. Определить объемную скорость подачи углеводорода в реактор, если объем катализатора составляет 17 м<sup>3</sup>.

15. Объемный расход метана, подаваемого в реактор газофазного хлорирования, равен 470 м<sup>3</sup>/ч; мольное отношение подаваемых метана и хлора равно 4: 1, а объемная скорость подачи газов в реакционное пространство составляет 250 ч<sup>-1</sup>. Определить рабочий объем реактора.

16. Производительность установки гидрохлорирования ацетиленов равна 1,4 т винилхлорида в час при производительности катализатора по винилхлориду 56

кг/(м<sup>3</sup>•ч). Определить число реакторов, необходимых для обеспечения заданной производительности, если объем катализатора в каждом реакторе равен 9 м<sup>3</sup>.

17. Объемный расход синтез-газа в реакторе получения метанола равен 640 тыс. м<sup>3</sup>/ч, а объемная скорость подачи сырья составляет 10500 ч<sup>-1</sup>. Определить производительность катализатора, если производительность реактора равна 14 т метанола в час.

18. Объемная скорость подачи жидкого циклогексана в реактор окисления равна 2,3 ч<sup>-1</sup>. Диаметр реактора 2,4 м, высота реакционной зоны 9 м. Определить массовый суточный расход циклогексана при его плотности 785 кг/м<sup>3</sup>.

19. Массовый расход ацетальдегида, подаваемого на окисление, равен 2,9 т/ч, а объемная доля ацетальдегида в исходной паровоздушной смеси равна 23 %. Определить диаметр реактора, если линейная скорость смеси в сечении аппарата равна 0,17 м/с.

11. Производительность 1 м<sup>3</sup> катализатора в реакторе окислительного аммонолиза пропилена равна 53 кг акрилонитрила в час, объемный расход исходной газовой смеси равен 12600 м<sup>3</sup>/ч, а объемная скорость смеси равна 580 ч<sup>-1</sup>. Определить суточную производительность реактора по акрилонитрилу.

## 11.7 Примеры на тепловые расчеты

### Пример 1

Массовая доля полимера в латексе, получаемом низкотемпературной сополимеризацией бутадиена и стирола (массовое соотношение мономеров в исходной смеси 55:45), равна 21 %. Производительность установки по латексу 15000 кг/ч. Определить массовые расходы мономеров и количество теплоты, выделяющейся при полимеризации, если степень конверсии мономеров равна 61 %. Теплота полимеризации бутадиена 72,6 кДж/моль, а стирола – 69 кДж/моль.

#### Решение:

1. Определяем массовый расход каучука в латексе:

$$G_{\text{п}} = G_{\text{л}} \cdot x_{\text{п}} = 15000 \cdot 0,21 = 3150 \text{ кг/ч.} \quad (11.107)$$

2. Определяем суммарный расход мономеров, подаваемых на установку.

$$G_{\text{м}} = \frac{G_{\text{п}}}{\alpha} = \frac{3150}{0,61} = 5164 \text{ кг/ч}$$

3. Определяем массовый расход каждого мономера:

$$G_{\text{бут}} = G_{\text{м}} \cdot x_{\text{бут}} = 5164 \cdot 0,55 = 2840 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{ст}} = G_{\text{м}} - x_{\text{ст}} = 5164 - 2840 = 2323,8 \text{ кг/ч}$$

4. Определяем массу мономеров, вступивших в полимеризацию.

$$G_{\text{бут}}^{\text{п}} = G_{\text{бут}} \cdot \alpha = 2840 \cdot 0,61 = 1732,4 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{ст}}^{\text{п}} = G_{\text{ст}} \cdot \alpha = 2323,8 \cdot 0,61 = 1417,6 \text{ кг/ч} \quad (11.112)$$

5. Определяем количество теплоты, выделившейся в процессе полимеризации:

$$Q_{\text{бут}}^{\text{п}} = \frac{G_{\text{бут}}^{\text{п}}}{M_{\text{бут}}} \cdot q_{\text{бут}} = \frac{1732,4 \cdot 1000}{54,092 \cdot 3600} \cdot 72,6 = 645,88 \text{ кВт}$$

$$Q_{\text{ст}}^{\text{п}} = \frac{G_{\text{ст}}^{\text{п}}}{M_{\text{ст}}} \cdot q_{\text{ст}} = \frac{1511,6 \cdot 1000}{104,152 \cdot 3600} \cdot 69 = 260,88 \text{ кВт} \quad (11.114)$$

6. Определяем суммарное тепло, выделившееся в процессе полимеризации:





$$Q = Q_{\text{бут}}^{\text{п}} + Q_{\text{ст}}^{\text{п}} = 645,88 + 260,88 = 906,75 \text{ кВт.} \quad (11.115)$$

### Варианты заданий примера 1

Варианты	1	2	3	4
Производительность установки по латексу $G_{\text{л}}$ , кг/ч	15200	20000	25000	27000
Массовая доля полимера в латексе $x_{\text{п}}$ , мас.доли	0,21	0,19	0,20	0,22
Степень конверсии мономеров $a$ , %мас	61	60,0	60,5	60,2
Массовое соотношение мономеров в исходной смеси ( $x_{\text{бут}}:x_{\text{ст}}$ )	55:45	52:48	51:49	50:50
Теплота полимеризации бутадиена, $q_{\text{бут}}$ , кДж/моль	72,6	72,8	72,1	73,0
Теплота полимеризации стирола, $q_{\text{ст.}}$ , кДж/моль	69,1	69,5	68,8	69,0
Варианты	5	6	7	8
Производительность установки по латексу $G_{\text{л}}$ , кг/ч	15500	20700	26000	28000
Массовая доля полимера в латексе $x_{\text{п}}$ , мас.доли	0,23	0,24	0,25	0,26
Степень конверсии мономеров $a$ , %мас	60,7	60,3	60,4	60,9
Массовое соотношение мономеров в исходной смеси ( $x_{\text{бут}}:x_{\text{ст}}$ )	56:44	57:43	52,5:47,5	53:47
Теплота полимеризации бутадиена, $q_{\text{бут}}$ , кДж/моль	72,0	72,3	72,7	72,6
Теплота полимеризации стирола, $q_{\text{ст.}}$ , кДж/моль	69,3	69,1	69,4	69,6
Варианты	9	10	11	12
Производительность установки по латексу $G_{\text{л}}$ , кг/ч	16000	16200	15600	17500
Массовая доля полимера в латексе $x_{\text{п}}$ , мас.доли	0,225	0,218	0,22	0,27
Степень конверсии мономеров $a$ , %мас	62,3	61,4	61,9	61,2
Массовое соотношение мономеров в исходной смеси ( $x_{\text{бут}}:x_{\text{ст}}$ )	57:43	52:48	54:46	53:47
Теплота полимеризации бутадиена, $q_{\text{бут}}$ , кДж/моль	81,0	82,5	72,9	73,6
Теплота полимеризации стирола, $q_{\text{ст.}}$ , кДж/моль	70,1	70,5	78,5	79,0
Варианты	13	14	15	16
Производительность установки по латексу $G_{\text{л}}$ , кг/ч	18000	19000	20000	21000
Массовая доля полимера в латексе $x_{\text{п}}$ , мас.доли	0,215	0,20	0,23	0,25
Степень конверсии мономеров $a$ , %мас	67,0	63,1	64,0	65,5
Массовое соотношение мономеров в исходной смеси ( $x_{\text{бут}}:x_{\text{ст}}$ )	56:44	57:43	52,5:47,5	53:47
Теплота полимеризации бутадиена, $q_{\text{бут}}$ , кДж/моль	72,2	73,5	74,6	73,8
Теплота полимеризации стирола, $q_{\text{ст.}}$ , кДж/моль	69,5	69,0	64,4	69,3



## Пример 2

Производительность установки 40000 кг/ч каучука. Определить необходимую площадь поверхности теплообмена и число аппаратов с площадью поверхности охлаждения 50 м<sup>2</sup>. Тепловой эффект полимеризации бутадиена 72,6 кДж/моль, а акрилонитрила 73,3 кДж/моль. На входе в рубашку и змеевик подают рассол при – 6 °С, а на выходе – 2 °С. Коэффициент теплопередачи  $K = 150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

### Решение:

1. Определяем массу мономеров в каучуке:

$$G_{\text{бут}}^{\text{п}} = G_{\text{п}} \cdot x_{\text{бут}} = 40000 \cdot 0,6 = 24000 \text{ кг/ч.} \quad (11.116)$$

$$G_{\text{ак}}^{\text{п}} = G_{\text{п}} - G_{\text{бут}}^{\text{п}} = 40000 - 24000 = 16000 \text{ кг/ч.} \quad (11.117)$$

2. Определяем количество теплоты, выделившейся в процессе полимеризации:

$$Q_{\text{бут}}^{\text{п}} = \frac{G_{\text{бут}}^{\text{п}}}{M_{\text{бут}}} \cdot q_{\text{бут}} = \frac{24000 \cdot 1000}{54,092 \cdot 3600} \cdot 72,6 = 8947,7 \text{ кВт} \quad (11.118)$$

$$Q_{\text{ак}}^{\text{п}} = \frac{G_{\text{ст}}^{\text{п}}}{M_{\text{ак}}} \cdot q_{\text{ак}} = \frac{16000 \cdot 1000}{104,152 \cdot 3600} \cdot 73,3 = 3127,9 \text{ кВт} \quad (11.119)$$

3. Определяем суммарное тепло, выделившееся в процессе полимеризации:

$$Q = Q_{\text{бут}} + Q_{\text{ак}} = 8947,7 + 3127,9 = 12\,075,6 \text{ кВт.} \quad (11.120)$$

4. Определяем площадь поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K_T \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{12\,075,6 \cdot 1000}{150 \cdot 9} = 8944,8 \text{ м}^2. \quad (11.121)$$

5. Определяем количество полимеризаторов:

$$n = \frac{F}{F_p} = \frac{8944,8}{50} = 178,9 \approx 180 \text{ аппаратов} \quad (11.122)$$



## Варианты заданий примера 2

Варианты	1	2	3	4
Производительность установки по каучуку $G_{п}$ , кг/ч	42000	40000	45000	47000
Площадь поверхности охлаждения, $m^2$	50,0	51,2	50,20	50,5
Теплота полимеризации бутадиена, $q_{б\text{ут}}$ , кДж/моль	72,6	72,8	72,1	73,0
Теплота полимеризации акрилонитрила, $q_{ак.}$ , кДж/моль	73,3	72,5	78,4	79,0
Начальная температура рассола, $t_{нач}$ , $^{\circ}C$	6	8	10	12
Конечная температура рассола, $t_{кон}$ , $^{\circ}C$	2	3	3	5
Коэффициент теплопередачи $K$ , Вт/( $m^2 \cdot K$ ).	150	170	155	160
Варианты	5	6	7	8
Производительность установки по каучуку $G_{п}$ , кг/ч	45500	40700	46000	48000
Площадь поверхности охлаждения, $m^2$	61,5	60,3	60,4	60,5
Теплота полимеризации бутадиена, $q_{б\text{ут}}$ , кДж/моль	72,8	72,8	72,4	73,0
Теплота полимеризации акрилонитрила, $q_{ак.}$ , кДж/моль	72,7	72,3	72,7	72,6
Начальная температура рассола, $t_{нач}$ , $^{\circ}C$	7	8	10	10
Конечная температура рассола, $t_{кон}$ , $^{\circ}C$	3	2	4	3
Коэффициент теплопередачи $K$ , Вт/( $m^2 \cdot K$ ).	163	174	185	180
Варианты	9	10	11	12
Производительность установки по каучуку $G_{п}$ , кг/ч	56200	55000	50500	52500
Площадь поверхности охлаждения, $m^2$	67,5	64,3	62,4	63,5
Теплота полимеризации бутадиена, $q_{б\text{ут}}$ , кДж/моль	71,8	73,8	74,4	72,0
Теплота полимеризации акрилонитрила, $q_{ак.}$ , кДж/моль	71,5	71,3	72,9	72,2
Начальная температура рассола, $t_{нач}$ , $^{\circ}C$	6	7	8	8
Конечная температура рассола, $t_{кон}$ , $^{\circ}C$	3	2	2	3
Коэффициент теплопередачи $K$ , Вт/( $m^2 \cdot K$ ).	165	175	195	200

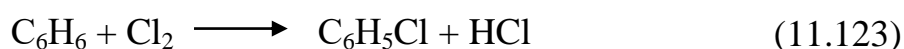


### Пример 3

В процессе хлорирования бензола на снятие выделяемой теплоты расходуется 1,8 т бензола в расчете на 1 т хлорбензола. Определить производительность установки по хлорбензолу, если тепловой поток с испаряющимся бензолом равен 800 кВт, а теплота испарения бензола равна 30,6 кДж/моль.

**Решение:**

#### Уравнение реакции



Количество теплоты определяют по формуле:

$$Q = \frac{q \cdot m \cdot 1000}{M \cdot 3600} \quad (11.124)$$

где  $Q$  - тепловой поток, кВт;

$q$  - тепловой эффект реакции, кДж/моль;

$m$  – массовый расход, кг/ч;

$M$  – молекулярная масса, кг/моль;

1000- переводной коэффициент

Рассчитаем расход бензола:

Определим производительность установки по хлорбензолу:

$$m_6 = \frac{Q \cdot M_6 \cdot 3600}{q \cdot 1000} = \frac{800 \cdot 78 \cdot 3600}{30,6 \cdot 1000} = 7341,18 \text{ кг/ч.} \quad (11.125)$$

1,8 т бензола	-	на 1 т хлорбензола;
7,34 т	-	х т

$$X = 4,1 \text{ т.}$$



### Варианты заданий примера 3

Варианты	1	2	3	4
$G_{\text{бензола}}, \text{ Т}$	1,5	1,75	1,95	2,0
$Q, \text{ кВт}$	600	670	700	750
$q, \text{ кДж/моль}$	30,5	25,5	28,7	29,5
Варианты	5	6	7	8
$G_{\text{бензола}}, \text{ Т}$	1,6	1,65	1,55	1,9
$Q, \text{ кВт}$	620	640	710	715
$q, \text{ кДж/моль}$	31,5	35,0	36,5	38,4
Варианты	9	10	11	12
$G_{\text{бензола}}, \text{ Т}$	1,92	1,95	1,65	1,45
$Q, \text{ кВт}$	610	640	670	690
$q, \text{ кДж/моль}$	33,1	35,4	38,2	39,6
Варианты	13	14	15	16
$G_{\text{бензола}}, \text{ Т}$	1,8	1,48	1,93	1,87
$Q, \text{ кВт}$	630	660	700	720
$q, \text{ кДж/моль}$	30,8	25,7	28,4	29,1
Варианты	17	18	19	20
$G_{\text{бензола}}, \text{ Т}$	1,5	1,52	1,55	1,6
$Q, \text{ кВт}$	615	655	690	6850
$q, \text{ кДж/моль}$	30,2	35,7	28,8	29,5



## 11.8 Задачи для самостоятельного решения

1. Производительность установки 1600 кг/ч каучука. Определить необходимую поверхность теплообмена и число аппаратов с площадью поверхности охлаждения 46 м<sup>2</sup>. Тепловой эффект реакции полимеризации бутадиена 72,6 кДж/моль, а акрилонитрила 73,3 кДж/моль. На входе в рубашку и змеевик подают рассол при – 6<sup>0</sup>С, а на выходе -2<sup>0</sup>С. Коэффициент теплопередачи  $K=150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

2. Объемный расход винилацетата на установке полимеризации в растворе равен 1000 м<sup>3</sup>/ч. Из каскада двух реакторов непрерывно отбирают в час 2000 кг метанольного раствора, массовая доля полимера в котором равна 19 %. Определить количество теплоты, выделившейся при полимеризации в каждом аппарате, если степень конверсии мономера в первом реакторе равна 35 %. Тепловой эффект полимеризации винилацетата 89,5 кДж на 1 моль, а плотность мономера 934 кг/м<sup>3</sup>.

3. Предварительную полимеризацию стирола осуществляют в каскаде из двух реакторов. Степень превращения стирола в первом реакторе 48 %, во втором - 80 %. Объемный расход стирола 2,1 м<sup>3</sup>/ч. Определить количество теплоты, выделяющийся в каждом реакторе, если тепловой эффект полимеризации стирола равен 69 кДж/моль, а плотность стирола 906 кг/м<sup>3</sup>.



## Список использованных источников

1. Банных О.П. Оборудование для нефтехимических производств. Часть 2: Учебное пособие. – СПб: Университет ИТМО, 2015. – 44 с.
2. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. - Л.: Машиностроение, 1976. – 216 с.
3. Потехин В.М., Потехин В.В. Основы теории химических процессов технологии органических веществ и нефтепереработки: Учебник для вузов. – СПб: ХИМИЗДАТ, 2005. - 912 с.
4. Кузичкин, Н.В. Определение оптимальной структуры реакционно-ректификационной системы процесса алкилирования изобутана бутенами / Н.В. Кузичкин, Д.А., Сладковский, Е.В. Сладковская, К.В. Семикин // Известия СПбГТИ (ТУ). – 2018. - № 46. – С.22-27.
5. Швалёв Ю. Б., Коробочкин В. В. Общая химическая технология. Химические процессы и реакторы: учебное пособие. – Томск: Изд-во ТПУ, 2008. – 180 с.
6. Смирнов М. Н., Волжинский А. И. Химические реакторы в примерах и задачах. – Л.: Химия, 1986.
7. Верниковская Н. В., Малоземов Ю. В., Покровская С. А. Каталитические процессы в реакторах с неподвижным слоем: Учебно-методическое пособие для компьютерного курса по инженерной химии каталитических процессов. - Новосибирск: Новосиб. гос. ун-т., 2008. - 68с.
8. Янчуковская Е.В., Ушакова Н.И. Математическое моделирование химических реакторов: учеб. пособие. – Иркутск: Изд-во ИрГТУ, 2008. – 52 с.
9. Носков А.С. Промышленные каталитические реакторы и их особенности // Под. редакцией проф. А.С. Носкова. - М.: Калвис. - 2006. – Вып. 4.- С.31- 66.
10. Петьков В.И., Корытцева А.К. Химические реакторы. Электронное учебно-методическое пособие. – Нижний Новгород: Нижегородский госуниверситет, 2012. – 71 с.



11. Воронцов К.Б. Химические реакторы: учебное пособие. - М: Эдитус, 2017. - 80 с.
12. Жилин Ю.Н., Зарубина А.Н., Олиференко Г.Л., Иванкин А.Н. Инженерная химия. Химические реакторы: Учебное пособие для студентов всех форм обучения. – М.: ФГБОУ ВО МГУЛ, 2016. – 140 с.
13. Жилин, Ю.Н. Химические реакторы: учебное пособие. – М.: ФГБОУ ВПО МГУЛ, 2015. – 88 с.
14. Ровкина Н.М. Технологические расчеты в процессах синтеза полимеров. Сборник примеров и задач: Учебное пособие / Н.М. Ровкина, А.А. Ляпков – Томск: Издательство Томского политехнического университета, 2009. – 167 с.
15. Моисеев, А. В. Расчетные методы определения физико-химических свойств углеводородных систем, нефтей и нефтепродуктов: Примеры и задачи: учеб. пособие / А. В. Моисеев. – Комсомольск-на-Амуре: ГОУ ВПО КнАГТУ, 2010. – 179 с.





Учебно-методическое пособие

**Ахмадова Хава Хамидовна,  
Хадисова Жанати Турпалиевна,  
Идрисова Элиза Усамовна,  
Мусаева Милана Абуевна,  
Магомадова Мадина Хусеновна,  
Белоусова Ольга Юрьевна,  
Япаев Рустем Шамилевич**

# **КЛАССИФИКАЦИЯ И КОНСТРУКЦИЯ РЕАКТОРОВ, ПРИМЕНЯЕМЫХ В НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕЙ И НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ**

**УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКОЕ ПОСОБИЕ  
ПО ДИСЦИПЛИНЕ «ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ**

Редакционно-издательский отдел ГГНТУ  
Подписано в печать 01.12.2021 г.. Издано 24.12.2021  
Тираж 50 экз. Заказ № 201

---

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Грозненский государственный нефтяной технический университет»  
им. акад. М.Д. Миллионщикова», 2021 г.  
364905, г. Грозный, пр. Х.А. Исаева, 100

---

Размножено в РПК «СПЕКТР»  
ЧР, г. Грозный, ул. Грибоедова, 110  
Тел.: 8 (938) 910-48-09, e-mail: [spectrum095@mail.ru](mailto:spectrum095@mail.ru).  
Inst: spectrum095  
Печать ризографическая. Гарнитура «TimesNewRoman»  
Формат 60×84/16. Бумага офсетная № 1. Усл. печ. л. 12.09

