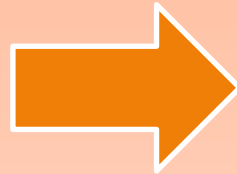


АППАРАТЫ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ КАТАЛИЗАТОРА

Аппараты с неподвижным слоем катализатора имеют ряд недостатков:

- большие градиенты температур в сечении и по высоте слоя вследствие малой теплопроводности слоя;
- высокое гидравлическое сопротивление слоя (гидравлическое сопротивление особенно возрастает, если с целью получения большой поверхности контакта применять мелкий катализатор с диаметром частиц 2—3 мм);
- неустановившийся выход в результате падения активности катализатора по мере его дезактивации;
- периодичность работы во многих случаях вследствие отложений на катализаторе и необходимости переключения аппарата на регенерацию.

При продувании потока газа через слой мелкодисперсного катализатора, когда напор, теряемый газом при прохождении через слой, станет равным весу катализатора, частицы приподнимаются потоком газа, доля пустот между ними увеличиваются и частицы получают возможность свободного хаотического перемещения в пределах слоя.



Слой таких движущихся частиц напоминает кипящую жидкость, поэтому он и называется **КИПЯЩИМ**, или **ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ**, слоем мелкодисперсных частиц.

Использование аппаратов с псевдооживленным слоем рассмотрим на примере каталитического крекинга, применяемого для переработки керосиновых и соляровых дистиллятов прямой перегонки нефти.

Продуктами крекинга являются:

- бензин
- газ
- газойлевые фракции.

При крекинге образуется большое количество кокса — 5—8% от веса крекируемого сырья. Кокс откладывается на поверхности катализатора, снижая его активность.

При осуществлении крекинга в неподвижном слое катализатора крекинг и регенерация осуществляются в одном аппарате.

Эти операции чередуются часто.

Крекинг, регенерация и вспомогательные операции длятся по 10 мин.



Крекинг - с поглощением

Регенерация — с выделением
теплоты.

в аппарате необходимо устанавливать теплообменные
поверхности двух видов :



для подвода теплоты
теплоты



для отвода

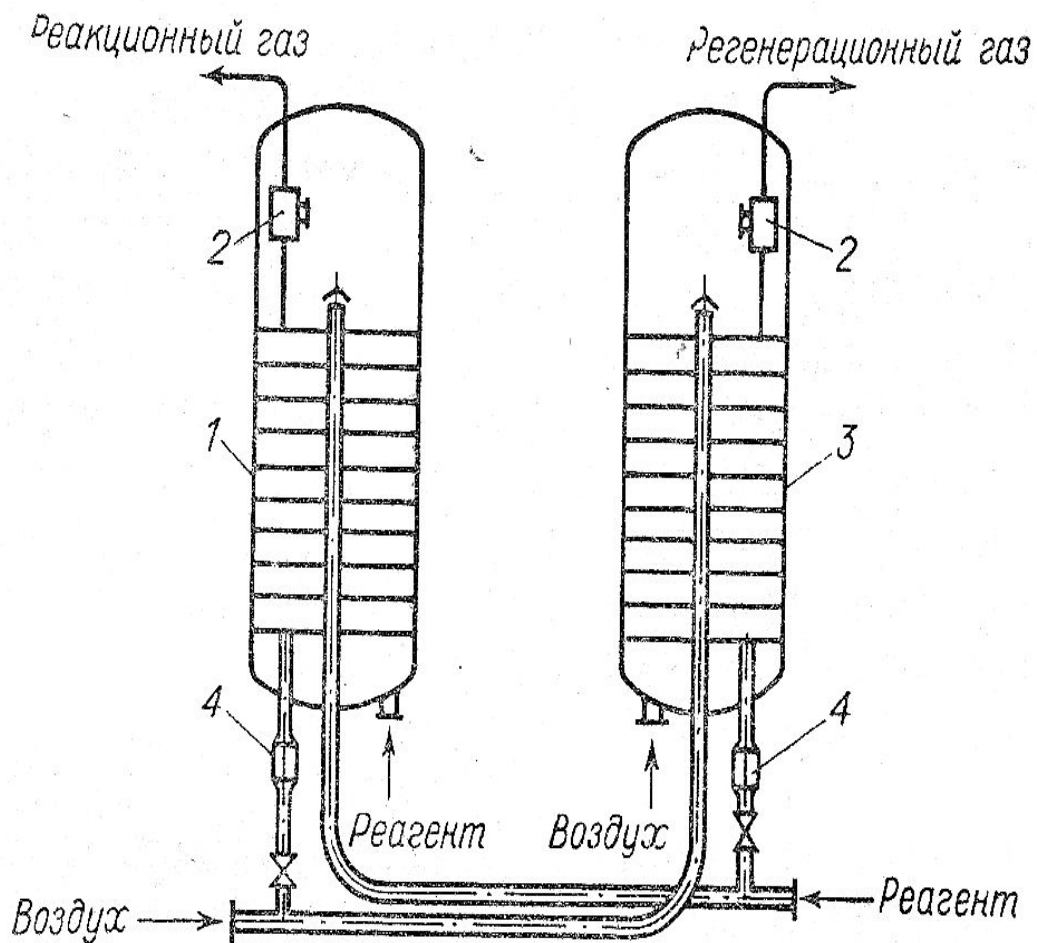
По этим причинам установки с неподвижным слоем являются неэкономичными и развитие получили установки с псевдоожиженным или движущимся слоем катализатора

Схемы установок с псевдооживленным слоем катализатора.

- Реактор и регенератор могут быть расположены **параллельно**, т. е. на одном уровне, оси их параллельны и необходим двукратный подъем катализатора — из реактора в регенератор и из регенератора в реактор.
- Возможно **соосное** расположение — регенератор размещается над реактором, оси их совпадают и необходим однократный подъем катализатора из реактора в регенератор, а из регенератора в реактор катализатор поступает самотеком.
- Кроме того, можно применять одноаппаратные схемы, когда реакция и регенерация проводятся попеременно в одном и том же аппарате, т.е. аппарат выполняет роль и реактора и регенератора.

Такие схемы целесообразны, когда не требуется частая регенерация катализатора, например для процессов окисления органических веществ кислородом воздуха. В этом случае наряду с реакцией непрерывно идет частичная регенерация катализатора, поскольку одним из реагентов является кислород воздуха.

Схема установки для получения олефинов с расположением реактора и регенератора на одном уровне.



Катализатор, циркулирующий между реактором и регенератором, подается в верхние части аппаратов по пневмотранспортным линиям, а выводится из нижних частей аппаратов.

Рис. 3.27. Расположение реактора и регенератора на одном уровне:
1 — реактор; 2 — циклоны; 3 — регенератор; 4 — отпарные секции.

- Для повышения селективности процесса аппараты разделены по высоте на ряд секций.
- Катализатор движется сверху вниз, проходя секции, образованные секционирующими тарелками провального типа.
- Сырье поступает в нижнюю часть реактора. Часть сырья используется для транспорта катализатора из регенератора в реактор.
- В нижнюю часть регенератора подается воздух. Часть воздуха используется для транспорта катализатора из реактора в регенератор.
- В отпарные секции вводится перегретый водяной пар либо дымовые газы, служащие для отдувки из пор катализатора углеводородов или кислорода.

Продукты и газы регенерации выводятся через систему двух- или четырехступенчатых циклонов, служащих для улавливания частиц катализатора.

Секционирование аппарата по высоте

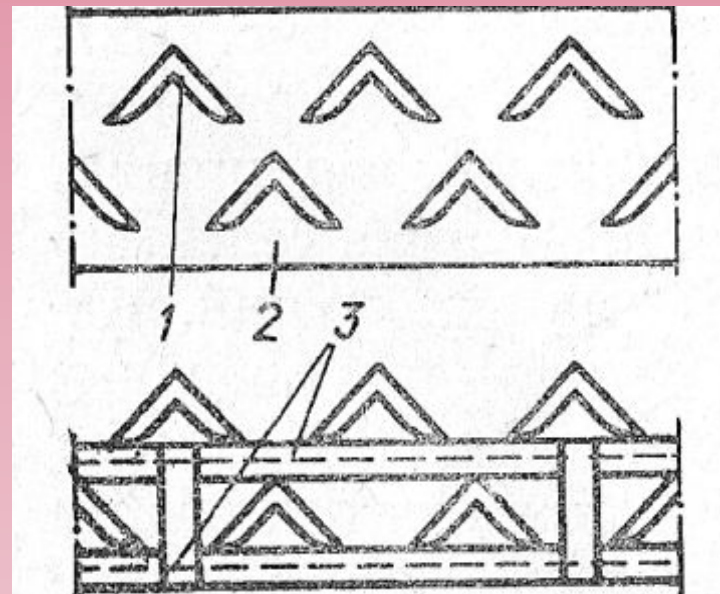
- уменьшает вредное влияние продольного перемешивания реагирующих газов
- улучшает избирательность процесса
- устраняет вибрацию аппарата, которая имеет место при высоких слоях катализатора из-за проскока крупных пузырей газов.

Секционирующие тарелки провального типа выполняются в виде перфорированных листов или трубного колосника, особо прочного, так как трубы обладают высокой жесткостью.

Для соединения труб в трубную решетку с фиксированным расстоянием между ними применяются планки, которые привариваются к трубам. Перфорированные листы не имеют такой жесткости, как трубы, поэтому тарелки из них имеют форму конструкций с поперечными ребрами, придающими жесткость.

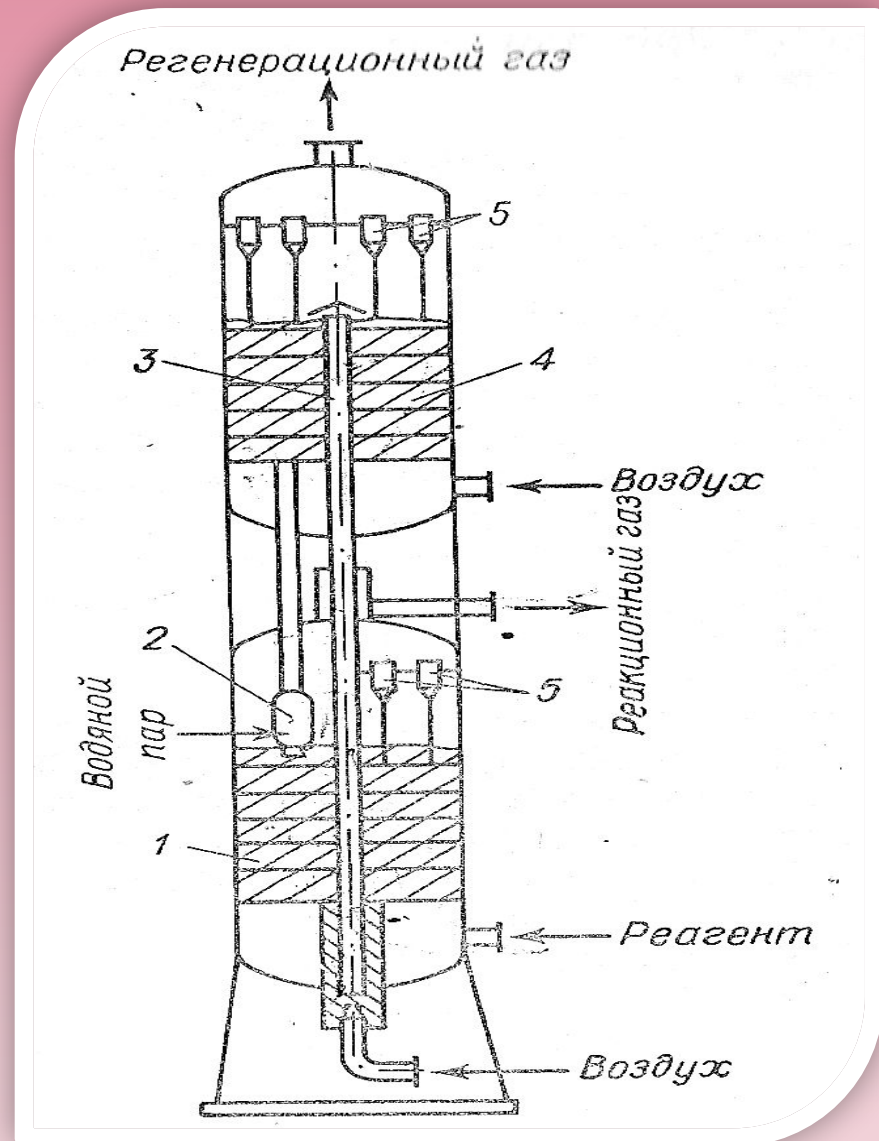
.Достаточно жесткую конструкцию имеют тарелки ,изготовленные из двух рядов уголков, приваренных встык к пластинам, ограничивающим с боковых сторон размер элемента тарелки.

Облегченные элементы тарелок собираются с помощью планок.



Провальная тарелка: 1- уголок; 2- пластинка; 3- планка.

При **соосном** расположении реактора и регенератора вместо двух пневмотранспортных линий с криволинейными участками имеется одна прямая труба. Криволинейные участки подвергаются более интенсивному эрозионному износу, чем прямолинейные. Кроме того, труба проходит внутри аппаратов, в результате чего отсутствуют потери теплоты при транспорте катализатора. Расположение регенератора на большой высоте усложняет его монтаж, обслуживание и ремонт.



Совмещенный реакторно-регенераторный блок: 1- реактор; 2-отпарная секция; 3- пневмотранспортная труба; 4- регенератор; 5- циклоны.

Тепловые процессы в псевдоожигенном слое

Процессы могут быть подразделены на

- внешний теплообмен, т. е. теплоотдачу от теплообменных поверхностей к псевдоожигенному слою
- внутренний теплообмен, т. е. теплоотдачу от газа к твердым частицам.

Внутренний теплообмен

Зависимость коэффициента теплоотдачи от скорости газа имеет вид кривой, проходящей через максимум.

Максимальное значение коэффициента теплоотдачи зависит только от физико-химических свойств частиц и газа и определяется по уравнению

$$Nu_{\text{макс}} = 0,86Ar^{0,2}$$

Коэффициент теплоотдачи для псевдооживленного слоя выше, чем для чистого газа, примерно в 50 раз, так как твердые частицы при движении около теплообменных поверхностей разрушают ламинарную пленку газа, которая оказывает основное сопротивление передаче теплоты.

По сравнению с неподвижным слоем коэффициент теплоотдачи к псевдооживленному слою примерно в 10 раз выше, чем коэффициент теплоотдачи к газу, движущемуся через неподвижный слой катализатора.

В псевдоожигенном слое **внешний теплообмен** может происходить со стенками аппарата или со встроенными теплообменными поверхностями.

Встроенные теплообменные элементы могут состоять из

- вертикальных
- горизонтальных труб или трубок Фильда
- кольцевых поверхностей,
- змеевиков и т. д.
- Для горизонтальных поверхностей коэффициент теплоотдачи имеет несколько меньшее значение, чем для вертикальных, вследствие ухудшения условий обтекания горизонтальных поверхностей теплообмена и образования застойных зон в верхней части горизонтальных теплообменных трубок.

Если скорость газа увеличивать выше значения, соответствующего, максимальному коэффициенту теплоотдачи, то порозность слоя возрастает, т. е. понижается содержание твердых частиц в единице объема псевдоожигенного слоя, в результате чего коэффициент теплоотдачи начинает уменьшаться, стремясь к значению коэффициента теплоотдачи для чистого газа.

Для описания внутреннего теплообмена, т. е. теплообмена между газом и твердыми частицами, применимо уравнение, описывающее теплообмен между газом и единичной частицей:

$$Nu = 2 + 0,37Re^{0,6} - Pr^{0,33}$$

Это уравнение обычной конвективной диффузии, в котором в правой части появилось слагаемое, соответствующее значению Nu при $Re = 0$,

т. е. слагаемое, характеризующее теплоотдачу не за счет конвективной диффузии, а за счет чистой теплопроводности окружающей частицу среды при отсутствии конвекции.

На практике не возникает необходимости точного расчета внутреннего теплообмена, поскольку он имеет место лишь в нижней части слоя, составляющей приблизительно 1 см. Теплоемкость газообразных реагентов невелика, и это способствует быстрому достижению теплового равновесия

Конверсия

На конверсию реагентов в псевдоожигенном слое катализатора влияет перемешивание газообразных и твердых частиц.

Однако если твердые частицы интенсивно перемешиваются в слое за счет гравитационных сил, то компоненты газовой фазы перемешиваться таким образом не могут.

Здесь играет роль неравномерность поля скоростей газа по сечению слоя и во времени, в результате чего кажущаяся степень перемешивания оказывается достаточно высокой.

При расчете аппаратов с псевдоожигенным слоем режим можно принимать близким к идеальному смешению.

Качество псевдооживления характеризуется перераспределением частиц катализатора в объеме слоя

- Однородное псевдооживление может быть достигнуто при использовании жидкости как псевдооживляющего агента.
- При псевдооживлении газом слой имеет неоднородную структуру, концентрация частиц по высоте слоя изменяется и происходит проскок крупных пузырей газа. Эти явления объясняются реологическими характеристиками псевдооживленного слоя.
- Слой твердых частиц обладает всеми свойствами, характерными для жидкостей, в том числе и вязкостью.

Средняя порозность псевдооживенного слоя может быть
рассчитана как

$$\varepsilon = (18\text{Re} + 0,36\text{Re}^2/\text{Ar})^{0,21}$$

На практике $\varepsilon = 0,5 \div 0,8$

С учетом этой зависимости для процесса внутреннего теплообмена могут быть рекомендованы уравнения:

$$\text{Nu} = 1,6 - 10^{-2} (\text{Re}/\varepsilon)^{1,3} \text{Pr}^{0,33}$$

при

$$< 200$$

$$\text{Re}/\varepsilon$$

$$\text{Nu} = 0,4 (\text{Re}/\varepsilon)^{0,66} \text{Pr}^{0,33}$$

при

$$> 200$$

$$\text{Re}/\varepsilon$$

Достоинства аппаратов с псевдооживленным слоем катализатора:

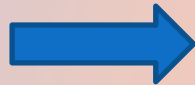
- малый градиент температур
- высокий коэффициент теплоотдачи от теплообменных поверхностей
- малое гидравлическое сопротивление
- подвижность слоя дает возможность организовать непрерывный процесс с постоянной циркуляцией катализатора.

Недостатки аппаратов с псевдооживленным слоем катализатора:

- Высокая избирательность процессов, если не применять специальных приемов, в частности секционирования
- Эрозия
- подвергаются *элементы аппаратов* от действия псевдооживленных твердых частиц при высокой температуре.

(наиболее подвержены износу змеевики для охлаждения газов, расположенные перед циклонами, и сами циклоны.)

- эрозионный износ *частиц катализатора* также очень велик. Постепенное истирание частиц катализатора вызывает увеличение его потерь, необходимость установки пылеулавливающих устройств и постепенную забивку пылью теплообменной аппаратуры, расположенной после контактного аппарата.



По этой причине контактно-каталитические процессы в псевдооживленном слое катализатора удается проводить лишь при использовании катализаторов с достаточной механической прочностью.

Закономерности псевдооживленного слоя

I. В аппаратах с псевдооживленным слоем используются частицы с ϕ 50 - 1500 мкм, т.е. слой является полидисперсным.

Причины применения частиц различного размера:

- трудность получения частиц одинакового размера
- полидисперсный слой имеет лучшее качество псевдооживления, т. к. мелкие частицы занимают пространство между крупными.

Частицы диаметром < 50 мкм плохо псевдооживляются из-за слипания

$$\frac{1}{d_{\phi}} = \sum x_i / d_i,$$

весовая доля фракции, имеющая среднеарифметический

диаметр d_{ϕ}

• x_i - $\phi > 1500$ мкм частицы имеют малую удельную поверхность

При $\phi > 1500$ мкм частицы имеют малую удельную поверхность

2. Перепад температур по сечению и высоте, если не считать небольшого участка в нижней части, на котором происходит разогрев реагентов до температуры слоя, невелик и составляет 1-3 градуса. Поэтому в псевдооживленном слое катализатора процесс идет в изотермических условиях.
3. Скорость газа необходимая для перевода частиц из неподвижного слоя в псевдооживленное состояние зависит от физико-химических свойств газа и частиц. В критеральном виде эта зависимость имеет вид:

- $Re = f(Ar)$

- $Re_{кр} = Ar/1400 + 5,2 \sqrt{Ar}$ – для расчета скорости начала псевдооживления

- $Re_{ун} = Ar/18 + 0,6 \sqrt{Ar}$ – для расчета скорости уноса частиц из слоя

- $Re_{кр} = \frac{\omega_{кр} \cdot d_{ч}}{\gamma}$

- $Re_{ун} = \frac{\omega_{ун} \cdot d_{ч}}{\gamma}$

- $Ar = \frac{g d_{ч}^3}{[(\rho_{ТВ} - \rho_{Газ}) / \rho_{ч}]}$

4. Скорость газа рассчитывается на полное сечение аппарата, т.е. для описания псевдооживленного состояния используется не действительная скорость газа в пустотах слоя, а приведенная скорость, равная расходу газа, деленному на площадь поперечного сечения аппарата.

$$\omega = W/S$$

Скорость уноса соответствует выносу частиц из слоя, т.е. режиму пневмотранспорта. Следовательно, рабочая скорость газа должна находиться в пределах

$$\omega_{кр} < \omega_{раб} < \omega_{ун}$$

Отношение $\omega_{раб}/\omega_{кр}$ - называется числом псевдооживления.

Максимальное значение числа псевдооживления равно

$\omega_{ун}/\omega_{кр}$ и зависит от величины критерия Архимеда.

Расчет реактора с псевдооживленным слоем катализатора.

Расчет реактора сводится к следующему:

1. Задаются средней фиктивной линейной скоростью $\hat{\omega}$
2. Рассчитывают среднюю объемную скорость потока \hat{W} , исходя из G_B , с учетом Φ_B
3. Задаются некоторой геометрией теплообменного устройства, количеством труб теплообменника и их диаметром
4. Рассчитывают диаметр реактора исходя из соотношения:
[сечение реактора] · [доля, не занятая трубами] = $\hat{W} / \hat{\omega}$
5. Из характеристики уравнения находят высоту псевдооживленного слоя
6. По тепловому балансу проверяют достаточность теплообменной поверхности

Автотермический режим работы реакторов со стационарным слоем.

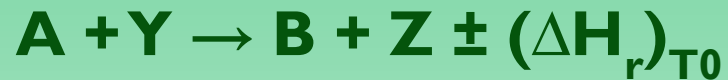
При проведении экзотермической реакции обычно бывает целесообразно использовать тепло реакции, например, для предварительного подогрева сырья. Это особенно выгодно, когда реакция протекает при высокой температуре; в то время как температура исходных реагентов гораздо ниже.

Реакционную систему, в которой осуществляется передача тепла реакции к потоку реагентов, называют *работающей автотермически*.

Для реакторов со стационарным слоем катализатора характерно 2 типа теплообмена между исходными реагентами и продуктами реакции:

внешний и внутренний.

Методика расчета автотермического режима на примере простой экзотермической реакции:



Изменение температуры реакционной смеси по длине теплообменника I и адиабатического реактора.

Реакцию возбуждают временным подогревом питания.

Затем реагенты входя в теплообменник будут нагреваться от начальной температуры T_0^* до T_0 .

В то же время продукты реакции будут охлаждаться от температуры T , с которой они выходят из адиабатического реактора до $T_{\text{кон}}$.

Разность температур обоих потоков в любой точке теплообменника будет одной и той же равной $T - T_0$.

Для того, чтобы решить уравнение теплового баланса, необходимо знать температуру T_0 реакционной массы на входе в реактор. Эта температура, как функция начальных условий находится из уравнения теплового баланса теплообменника.

Считая, теплоемкость веществ не зависит от температуры можно записать:

$$F_{A_0} \left(c_{pA} + \alpha \cdot c_{py} + \beta \cdot c_{pB} + \gamma \cdot c_{pz} + \theta \cdot c_{p_{\text{ин}}} \right) (T_0 - T_0^*) = S_q K_q (T - T_0)$$

Тепловой баланс адиабатического реактора для экзотермической реакции имеет вид:

$$T - T_0 = \frac{-(\Delta H_r)_{T_0}}{(1 - x_A) c_{pA} + (\alpha - x_A) \cdot c_{py} + (\beta - x_A) \cdot c_{pB} + (\gamma - x_A) \cdot c_{pz} + \theta \cdot c_{p_{\text{ин}}}}$$

В этом уравнении T и T_0 неизвестны.

Подставим полученное значение в предыдущее уравнение теплового баланса теплообменника:

$$F_{A_0} \left(c_{pA} + \alpha \cdot c_{py} + \beta \cdot c_{pB} + \gamma \cdot c_{pZ} + \theta \cdot c_{p_{\text{шк}}} \right) (T_0 - T_0^*) = \\ = S_q K_q \frac{-(\Delta H_r)_{T_0} \cdot x_A}{(1 - x_A)c_{pA} + (\alpha - x_A) \cdot c_{py} + (\beta - x_A) \cdot c_{pB} + (\gamma - x_A) \cdot c_{pZ} + \theta \cdot c_{p_{\text{шк}}}}$$

откуда:

$$T_0 = T_0^* + S_q K_q \frac{-(\Delta H_r)_{T_0} \cdot x_A}{\left[(1 - x_A)c_{pA} + (\alpha - x_A) \cdot c_{py} + (\beta - x_A) \cdot c_{pB} + (\gamma - x_A) \cdot c_{pZ} + \theta \cdot c_{p_{\text{шк}}} \right]} \cdot \frac{1}{F_{A_0} \left(c_{pA} + \alpha \cdot c_{py} + \beta \cdot c_{pB} + \gamma \cdot c_{pZ} + \theta \cdot c_{p_{\text{шк}}} \right)}$$

В этом уравнении однозначно определено в зависимости от начальных условий и выброчной степени превращения ключевого реагента для определенной фиксированной поверхности теплопередачи в теплообменнике.

Определяем функциональную зависимость температуры реакционной смеси в адиабатическом реакторе от степени превращения ключевого реагента

$$T_0 = T_0^* + \frac{-(\Delta H_r)_{T_0} \cdot x_A \cdot S_q K_q}{(1 - x_A)c_{pA} + (\alpha - x_A) \cdot c_{py} + (\beta - x_A) \cdot c_{pB} + (\gamma - x_A) \cdot c_{pz} + \theta \cdot c_{pш}} + S_q K_q \frac{-(\Delta H_r)_{T_0} \cdot x_A}{[(1 - x_A)c_{pA} + (\alpha - x_A) \cdot c_{py} + (\beta - x_A) \cdot c_{pB} + (\gamma - x_A) \cdot c_{pz} + \theta \cdot c_{pш}]} \cdot \frac{1}{F_{A_0} (c_{pA} + \alpha \cdot c_{py} + \beta \cdot c_{pB} + \gamma \cdot c_{pz} + \theta \cdot c_{pш})}$$

Определение объема осуществляется далее по известному характеристическому уравнению.

**АППАРАТЫ С
ДВИЖУЩИМСЯ СЛОЕМ
ГРАНУЛИРОВАННОГО
КАТАЛИЗАТОРА**

Движущийся слой гранулированного катализатора тоже позволяет осуществить непрерывный процесс. Катализатор обычно имеет форму шариков. Для уменьшения истирания корпуса аппарата скорость движения катализатора невелика и составляет 2—8 мм/с.

Катализатор движется под действием силы тяжести сверху вниз.

Реагенты могут двигаться как снизу вверх, так и сверху вниз, т. е. возможен противоток или прямоток реагентов и катализаторов.

Установки с движущимся катализатором, как и установки с псевдоожиженным слоем, состоят из

- Реактора
- регенератора
- катализаторопроводов.

Применяются схемы с одно- и двухкратным подъемом катализатора.

Подъем катализатора осуществляется либо пневмотранспортом, либо механически с помощью ковшового элеватора или скипового подъемника.

Схема установки с движущимся шариковым катализатором.

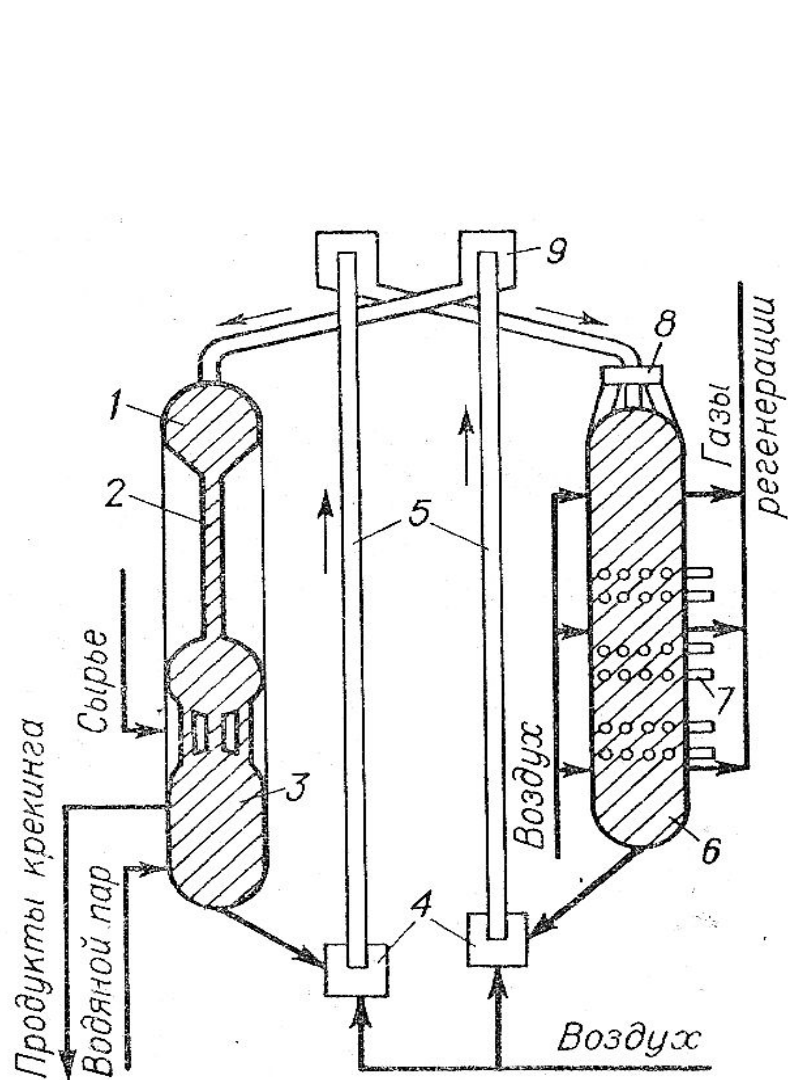


Рис. 3.30. Схема установки с движущимся катализатором:

1 — бункер; 2 — напорный трубопровод; 3 — реактор; 4 — дозер; 5 — пневмоподъемник; 6 — регенератор; 7 — змеевик водяного охлаждения; 8 — бункер-распределитель; 9 — сепаратор.

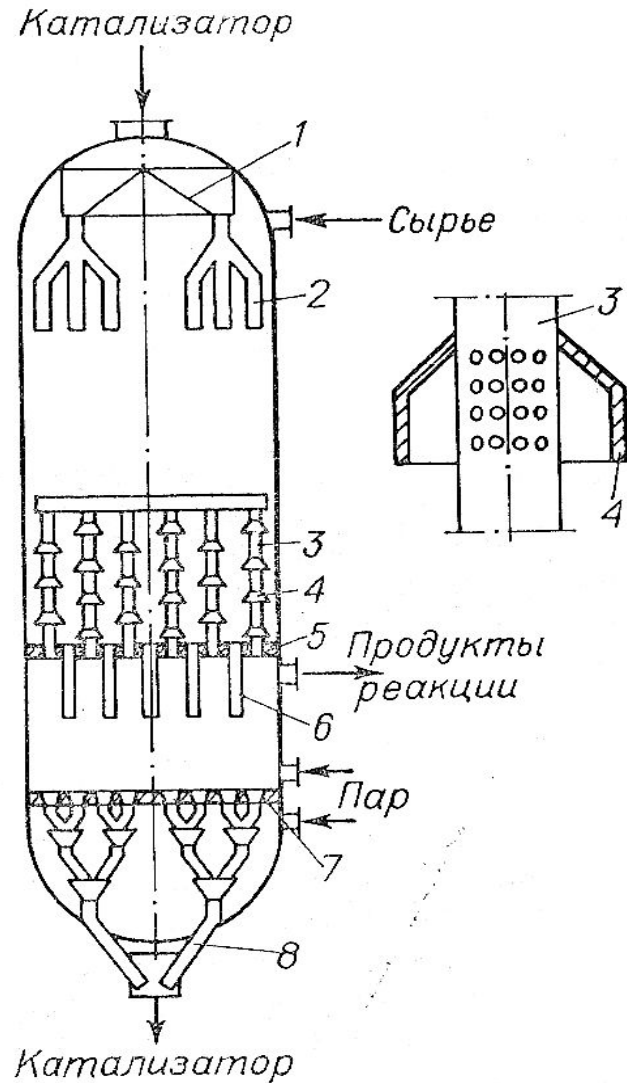


Рис. 3.31. Реактор с движущимся катализатором:

1 — конус; 2 — распределительные трубы; 3 — газосборная труба; 4 — колпачок; 5 — трубная решетка; 6 — перегородочная труба; 7 — решетка; 8 — катализаторопровод.

- Регенерированный катализатор из бункера 1 по напорному трубопроводу 2 поступает в реактор 3.

Сюда же вводится сырье:

- прямогонные фракции нефти
- керосиновые, газойлевые или тяжелые фракции процесса термического крекинга.

Сырье и катализатор движутся сверху вниз прямотоком.

Продукты крекинга выводятся через газосборные трубы, а из нижней части реактора отводится катализатор, с поверхности которого углеводороды предварительно были десорбированы водяным паром.

Продукты крекинга и водяной пар поступают затем на ректификацию.

За коксованный катализатор подается в дозер 4 и подогретым воздухом по пневмоподъемнику 5 транспортируется в сепаратор 9, откуда по катализаторопроводу сыпается в бункер регенератора.

Воздух, отделившийся от катализатора, очищается от пыли в циклонах и выбрасывается в атмосферу.

В регенераторе 6 осуществляется выжиг кокса.

Регенератор имеет от 9 до 14 зон регенерации.

Каждая зона снабжена воздушным коллектором и воздухораспределительными коробами, газосборными коробами и газосборным коллектором.



Подача воздуха осуществляется в каждую зону воздухоподувкой и в каждой зоне слой катализатора ограничивается снизу воздухораспределительными коробами, а сверху — газосборными коробами.

-В верхних зонах выделяющаяся теплота идет на нагрев катализатора

-В нижних зонах для исключения перегрева катализатора монтируются змеевики водяного Охлаждения.

Максимальная температура регенерации равна 700 °С. При более высокой температуре катализатор оплавляется.

Газы регенерации (окись и двуокись углерода, водяной пар) выводятся в атмосферу через дымовую трубу.

Регенерированный катализатор через дозер, пневмоподъемник и сепаратор передается в реактор.

- Для равномерного распределения катализатора по сечению в верхней части реактора смонтировано выравнивающее устройство, состоящее из:

-конуса 1

-распределительных труб 2, равномерно размещенных по окружности.

В пространство между трубами вводятся пары сырья, подогретого в трубчатой печи до 450—500 °С.

Продолжительность пребывания катализатора в реакционной зоне около 30 мин.

- Отделение продуктов крекинга от катализатора осуществляется в газывыводном устройстве, состоящем из вертикальных труб с колпачками.

В трубе под колпачками просверлены отверстия, суммарная площадь которых подбирается так, чтобы исключить вынос парами мелких частиц катализатора, которые будут забивать ректификационные колонны.

По трубам продукты реакции опускаются в пространство под трубной решеткой, откуда выводятся на дальнейшее разделение.

В трубную решетку вмонтированы переточные трубы, по которым катализатор опускается в отпарную зону для удаления перегретым водяным паром адсорбированных катализатором углеводородов.

Продолжительность отпарки 6—8 мин.

Для равномерного отвода катализатора в нижней части реактора смонтировано выравнивающее устройство, состоящее из

- решетки 7
- катализаторопроводов 8.

Катализаторопроводы (64 шт.) диаметром 108 мм, соединяясь между собой, переходят на выходе из реактора в катализаторопровод диаметром 300 мм.

Циркуляция катализатора необходима для поддержания определенного уровня его активности в реакторе с движущимся или псевдоожиженным слоем.

Количественной характеристикой циркуляции катализатора является кратность циркуляции $N_{\text{Ц}}$ — отношение расхода катализатора, поступающего в реактор G_{KaT} (в кг/ч), к расходу поступающего сырья $G_{\text{с}}$ (в кг/ч), т. е.

$$N_{\text{Ц}} = G_{\text{KaT}} / G_{\text{с}}$$

Чем выше кратность циркуляции, тем выше равновесная активность катализатора в реакторе и больше степень превращения сырья.

Для различных процессов кратность циркуляции имеет различные значения и зависит от скорости образования кокса.

В процессе каталитического крекинга кратность циркуляции для установок с

- псевдооживленным катализатором $N_{\text{Ц}} = 6\text{ч}-12$,
- движущимся катализатором $N_{\text{Ц}} = 3-6$.

Работа установок зависит от способа транспорта катализатора:

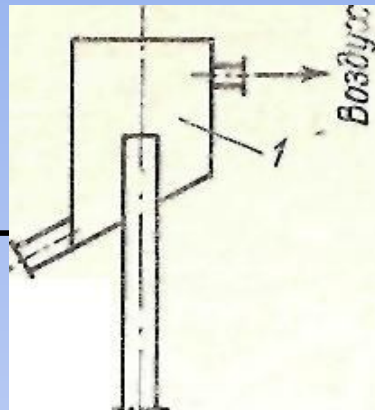
- пневмотранспорт в разреженной фазе;
- пневмотранспорт в плотной фазе;
- транспорт механическими устройствами.

Наиболее широко в промышленности распространен транспорт в *разреженной фазе*.

Система транспорта состоит из :

пневмотранспорт

Катализатор



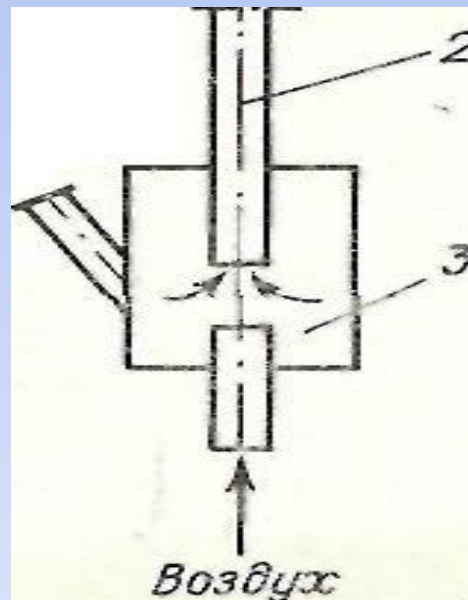
1- сепаратор

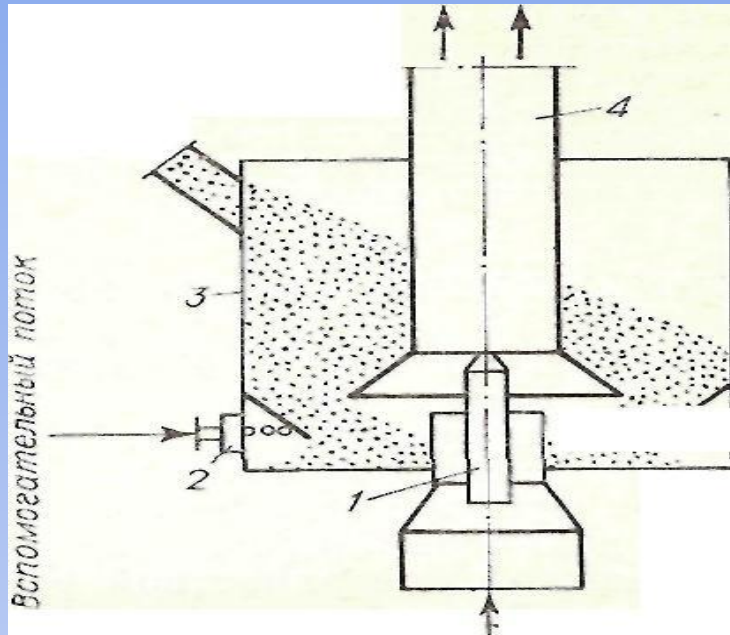
2-

трубка

3- дозатор

Катализатор





Основной поток

Дозер - предназначен для смешения катализатора с транспортирующим газом и регулирования количества циркулирующего катализатора. Основной поток воздуха, нагретого смешением с дымовым газом до 550°C , равномерно распределяется по сечению пневмоподъемника с помощью выравнивателя — конусной вставки.

Вспомогательный поток воздуха ($\sim 20\%$ общего расхода) захватывает частицы шарикового катализатора и направляет их при псевдооживлении к входному отверстию пневмоподъемника, где они подхватываются основным потоком воздуха и транспортируются вверх.

Изменением расхода воздуха во вспомогательном потоке можно регулировать расход катализатора.

Объемная концентрация катализатора в пневмоподъемнике — $2\text{—}4\%$.

Пневмоподъемник изготавливается из труб различного диаметра, соединяемых коническими переходами с целью уменьшения механического износа частиц катализатора.

Нижняя часть из трубы наименьшего диаметра называется — разгонным участком

Средняя часть из трубы среднего диаметра — транспортным участком

Верхняя часть из трубы наибольшего диаметра — тормозным участком.

Скорость витания шарикового катализатора 9—11 м/с.

Для обеспечения скорости движения частиц катализатора, равной 15 м/с, скорость воздуха в пневмоподъемнике должна составлять 19—22 м/с.

При более высоких скоростях возрастает износ катализатора.

Условием подъема твердой частицы потоком газа должно быть равенство силы тяжести частицы и силы сопротивления среды:

$$(\pi d_c^3 / 6) (\gamma_{ТВ} - \gamma_r) = \zeta (\pi d_c^2 / 4) [\gamma_r V_{ВИТ} / (2g)].$$

Отсюда получаем выражение для расчета скорости витания частицы $V_{ВИТ}$ т.е. скорости, соответствующей началу подъема частицы потоком газа.

$$V_{ВИТ} = \left[\frac{4}{3} (\gamma_{ТВ} - \gamma_r) g d_c / \zeta \gamma_r \right]^{1/2}$$

При пневмотранспорте скорость газа должна несколько превышать скорость витания частицы.

Условие осуществления пневмотранспорта принимает вид:

$$W_{\Gamma} = K V_{ВИТ} = (1,5-2,0) V_{ВИТ}$$

Для расчета коэффициента сопротивления ζ при обтекании частицы потоком газа пользуются уравнениями:

- 1) $\zeta = 24/Re$ — ламинарный режим ($Re < 2$);
- 2) $\zeta = 18,6/Re^{0,66}$ — переходный режим ($Re = 2—5000$);
- 3) $\zeta = 0,48 = const$ — турбулентный режим ($Re > 5000$).

При механическом транспорте применяются механические устройства для периодического подъема порций катализатора.

Для обеспечения непрерывности процесса в реакторном блоке необходимы бункеры в нижней и в верхней частях установки с запасами катализатора.