

Î ÎÍ Î ÂÍ ÛÀ ÒËÎ Û ÐÀÀÊÕËÎ Í Í ÛÕ ÀÏ Î ÀÐÀÕÎ Â

Выбор типа реактора для осуществления данного химического процесса зависит от многих факторов, из которых важнейшими являются: необходимость использования катализатора, его свойства и расход; термодинамические особенности процесса — адиабатические, изотермические или политропические условия проведения химической реакции; методы теплообмена, используемые для обеспечения заданного температурного режима в зоне реакции; свойства используемых теплоагентов; периодическое или непрерывное осуществление процесса.

Простейшим типом реактора является пустотелый цилиндрический аппарат, в котором реакция протекает в адиабатических условиях без использования катализатора или с небольшим его количеством, поступающим в реактор вместе с исходным сырьем в виде суспензии, эмульсии или в газовой фазе. Такие реакционные аппараты используются для химических процессов, при осуществлении которых допустимо изменение (повышение или понижение) температуры в зоне реакции, обусловливаемое тепловым эффектом реакции (изотермической или эндотермической), без теплообмена с внешней средой (потерями тепла пренебрегаем). Подобные условия имеют место при малом тепловом эффекте реакции и при сравнительно небольшой глубине превращения, когда температура также мало изменяется или когда наблюдаемое изменение температуры не приводит к значительному изменению скорости основной реакции и усилению побочных нежелательных реакций.

В некоторых случаях небольшое изменение температуры в адиабатическом реакторе достигается подачей вместе с сырьем инертного (не участвующего в реакции) вещества (теплоагента), которое поглощает (при экзотермической реакции) или компенсирует (при эндотермической реакции) часть теплового эффекта реакции. Примером адиабатического реактора

является выносная реакционная камера термического крекинга, куда непрерывно поступает исходное сырье, нагретое в трубчатой печи до 470—500 °С. Объем камеры выбирается с таким расчетом, чтобы паровая и жидкая части потока находились в аппарате в зоне высоких температур в течение отрезка времени, необходимого для достижения требуемой глубины крекинга. Вследствие эндотермического эффекта реакции крекинга температура в реакционной камере понижается. Глубина крекинга может регулироваться изменением как температуры поступающего в реактор продукта, так и давления в камере; при изменении давления меняется объем паровой фазы, а следовательно, и продолжительность пребывания ее в зоне реакции. При крекинге отлагающийся в камере кокс периодически (один раз в 1—2 месяца) удаляется.

Реактор такого же типа используется в процессах коксования; в этом случае глубина крекинга высокая и кокс заполняет камеру примерно в течение суток, а затем его извлекают механическим разбуриванием или при помощи гидравлических резакков. Для обеспечения непрерывности работы установки обычно сооружают две камеры, попеременно переключаемые на поток сырья и резку и выгрузку кокса.

Примером пустотелого реактора, где катализатор используется в виде суспензии, является реактор для жидкофазной гидрогенизации под давлением до 70 МПа и температуре 480 °С; сырьем такого процесса является либо угольная паста — смесь измельченного угля с жидкими продуктами гидрогенизации, либо нефтяные остатки; катализатор в виде порошка предварительно смешивают с частью исходного сырья для получения концентрированной суспензии, которую затем уже смешивают с основной частью сырья. В реакторах этого типа через штуцеры, расположенные в стенках аппарата, предусматривается подача охлаждающего водорода, что и предотвращает повышение температуры, обусловленное экзотермическим эффектом реакции гидрогенизации.

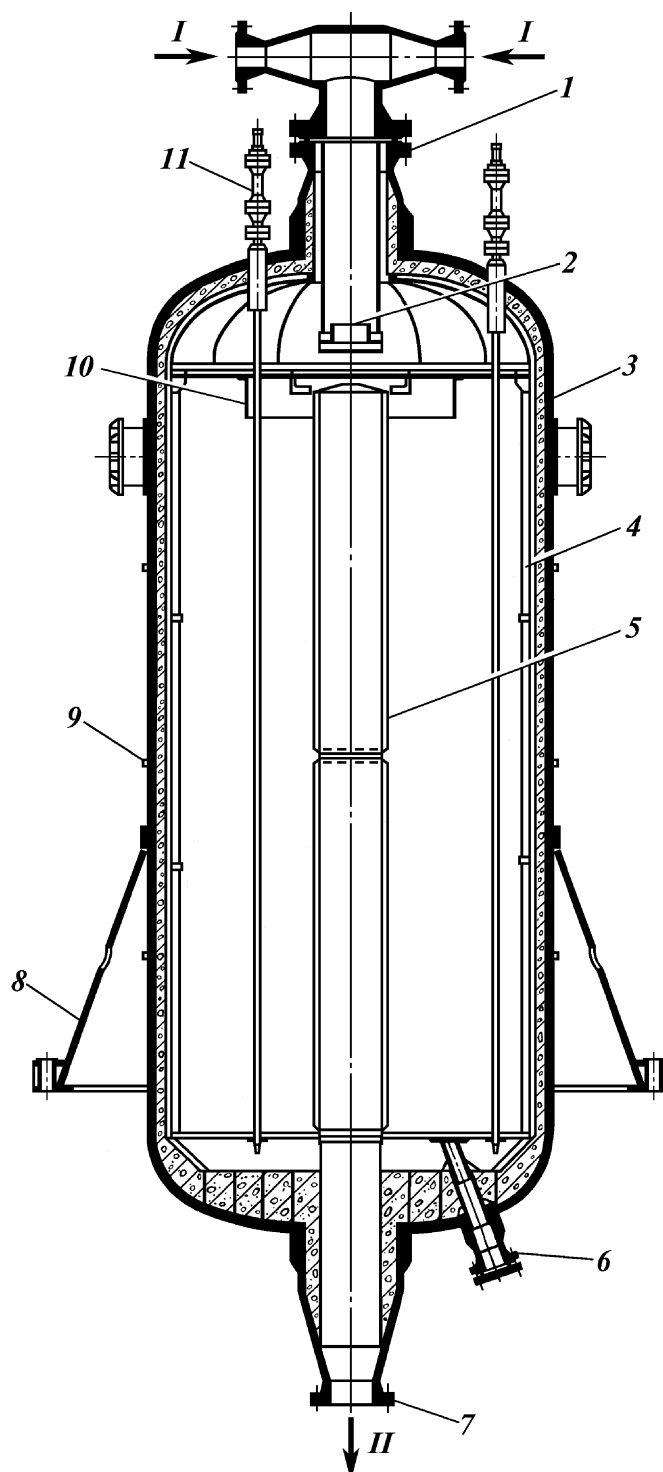
Широко применяются в промышленности адиабатические реакторы для каталитических процессов, выполненные в виде цилиндрических аппаратов и заполненных стационарным слоем гранулированного катализатора, работающие сравнительно длительный отрезок времени без регенерации или вообще не подлежащие регенерации. В этих аппаратах катализатор располагается либо в виде одного слоя по всей рабочей высоте реактора, либо в виде отдельных слоев, размещаемых на перфорированных опорных решетках, через которые свободно проходят пары сырья и не просыпается катализатор. Послойное расположение катализатора осуществляют в тех случаях, когда катализатор не обладает высокой механической прочностью. При большой высоте слоя катализатор может раздавливаться и уплотняться, что приводит к повышенному сопротивлению потока сырья и неравномерности его распределения по сечению аппарата.

Такие реакторы различают также и по способу распределения и направлению движения сырья: с радиальным движением сырья (рис. XXIV-1) или с аксиальным (рис. XXIV-2). Реакторы с радиальным движением сырья применяют в случаях, когда среда находится только в жидком или парогазовом состоянии. Радиальное движение обеспечивает меньшие потери напора потоку сырья.

Для возможности ведения химического процесса в адиабатических условиях используют также ступенчатое регулирование температурного режима в реакторе. В этом случае весь реакционный объем, необходимый

Рис. XXIV-1. Реактор ката-
литического риформинга с
радиальным движением
сырья:

1 — штуцер ввода сырья;
2 — распределитель сырья;
3 — корпус; 4 — коробка;
5 — сборник продуктов ре-
акции; 6 — штуцер вы-
грузки катализатора; 7 —
штуцер вывода продук-
тов реакции; 8 — опора;
9 — муфта для термопары;
10 — цилиндрический ста-
кан; 11 — многозонная тер-
мопара. Поток: I — сырье;
II — продукты реакции



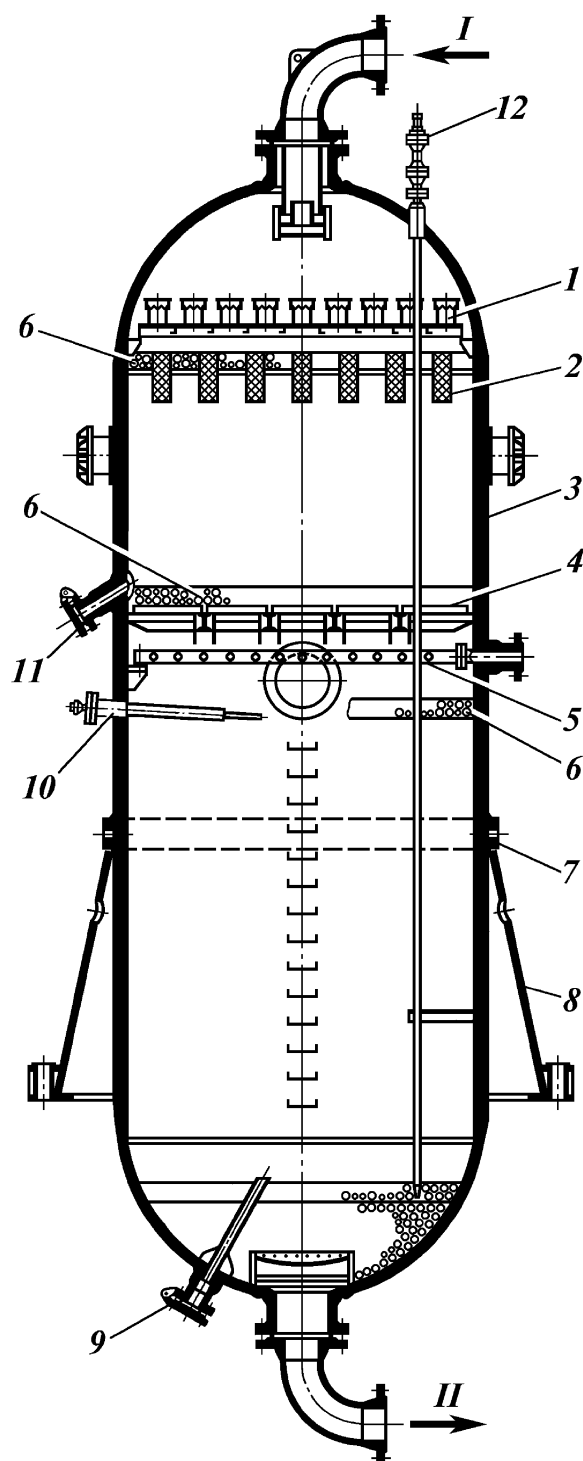


Рис. XXIV-2. Реактор гидро-очистки дизельного топлива с аксиальным движением сырья:
 1 — распределительная тарелка;
 2 — фильтрующее устройство;
 3 — корпус; 4 — решетка колосниковая; 5 — коллектор для ввода пара; 6 — фарфоровые шары; 7 — опорное кольцо; 8 — опора; 9, 11 — штуцер для выгрузки катализатора; 10, 12 — термомпары. Потоки: I — сырье; II — продукты реакции

для завершения реакции с заданной глубиной превращения, разбивают на несколько последовательно соединенных адиабатических реакторов. На потоке при переходе из одного реактора в другой устанавливают теплообменную поверхность, через которую подводят или отводят тепло для обеспечения необходимого температурного режима в последующем реакторе. Допустимое изменение температуры в каждом реакторе достигается ограничением степени превращения, в частности, за счет изменения объема катализатора.

Подобные реакционные аппараты со ступенчатым регулированием температуры широко используют на установках каталитического риформинга. Обычно на таких установках сооружают три последовательно соединенных реактора, причем поток после первого и второго реакторов поступает в трубчатую печь, где ему дополнительно сообщается тепло, компенсирующее потери эндотермической реакции.

Реактор каталитического риформинга по своему технологическому оформлению должен удовлетворять ряду требований — обеспечивать заданную производительность установки по сырью, иметь необходимый реакционный объем, создавать требуемую для риформирования поверхность контакта взаимодействующих фаз, поддерживать необходимый теплообмен в процессе и уровень активности катализатора. Кроме того, должен обладать минимальным гидравлическим сопротивлением и обеспечивать равномерное распределение газосырьевого потока по всему реакционному объему. Уменьшение сопротивления потоку позволяет снизить рабочее давление в реакторе, что в свою очередь ведет к уменьшению толщины его стенки и, следовательно, к снижению металлоемкости всего реактора. Неоднородность распределения потока влияет на производительность реактора, приводит к неравномерности отложения кокса на катализаторе.

Реактор каталитического риформинга с радиальным движением сырья (см. рис. XXIV-1) имеет корпус 3, выполненный с эллиптическими днищами и изолированный изнутри слоем торкретбетона толщиной 100 мм. По периферии реактора размещены 60 вертикальных коробов 4, стенки которых, обращенные к катализатору, перфорированы.

По оси аппарата установлен сборник вывода продуктов реакции 5, выполненный в виде перфорированной трубы. На трубе снаружи укреплен слой крупной и мелкой сеток, предотвращающий унос катализатора в сборную трубу. Сырье вводится сверху через распределитель 2, поступает в перфорированные короба, а затем, пройдя в радиальном направлении через слой катализатора, собирается в сборнике 5 и выводится через штуцер 7 снизу аппарата.

В верхней части слоя катализатора имеется цилиндрический стакан 10, который при оседании слоя катализатора во время эксплуатации аппарата остается погруженным в слой катализатора и предотвращает проход среды над слоем катализатора. Для выгрузки катализатора при его смене на нижнем днище предусмотрен наклонный штуцер 6.

Для контроля за температурой внутри реактора установлены три многозонные термодатчики 11. Предусмотрен контроль за температурой стенки корпуса снаружи термодатчиками, для чего к корпусу приварены муфты 9.

Осмотр и монтаж внутренних устройств аппарата и загрузку катализатора выполняют через верхний штуцер ввода сырья 1 диаметром 800 мм.

Реактор гидроочистки дизельного топлива с аксиальным движением сырья (см. рис. XXIV-2) имеет корпус 3, изолированный снаружи. В

реакторе размещены два слоя катализатора, через которые сверху вниз проходит сырье. Каждый слой катализатора защищен от динамического воздействия потока среды слоем фарфоровых шаров 6.

В верхней части реактора установлена распределительная тарелка 1 с патрубками, под которой размещено фильтрующее устройство 2, состоящее из цилиндрических корзин, погруженных в слой катализатора. Корзины сварены из прутка и обтянуты сбоку и снизу сеткой. Сверху корзины открыты. В корзинах и верхней части слоя катализатора задерживаются продукты коррозии и механические примеси.

Верхний слой катализатора поддерживается колосниковой решеткой 4, на которой уложены два слоя сетки и слой фарфоровых шаров. В пространстве между верхним и нижним слоями катализатора находится коллектор 5 для ввода пара.

В нижней части реактора размещен слой фарфоровых шаров, служащий опорой для нижнего слоя катализатора и обеспечивающий равномерный вывод продуктов реакции из аппарата. В верхнем днище имеются три штуцера для установки многозонных термопар 12, контролирующих температурное поле в слое катализатора, кроме того, предусмотрена термопара в средней части реактора.

Катализатор выгружается из верхнего слоя через штуцер 11 в стенке аппарата, из нижнего слоя через дренажную трубу и штуцер в нижнем днище 9. В стенке реактора между верхним и нижним слоями катализатора установлен люк. В нижней части имеются скобы для удобства обслуживания и ремонта.

Для аппаратов со стационарным слоем катализатора разработаны специальные энергосберегающие катализаторы, совмещающие функции катализатора и массообменной насадки. Применение таких катализаторов в реакторах позволяет снизить гидравлическое сопротивление насыпного слоя и энергозатраты при прохождении потока через слой, интенсифицировать тепло- и массообмен, повысить степень использования объема гранулы и увеличить срок эксплуатации катализатора. На рис. XXIV-3 показаны формы энергосберегающих катализаторов, выпускаемых ОАО "Рязанский НПЗ". Гранулы катализатора имеют форму цилиндров, одно- и многоканальных трубок, колец, звезд, размер гранул изменяется от 2,0 до 6,5. Энергосберегающие формованные катализаторы обладают высокой механической прочностью, что позволяет использовать в процессе его пневмотранспортные загрузку и выгрузку.

В "Ярсинтезе" для реакционно-ректификационных аппаратов при производстве метил-трет-бутилового эфира разработаны сульфоионитные катализаторы в форме цилиндров или колец размером 5–20 мм, позволяющие по сравнению с обычными катализаторами с размерами частиц до 0,5 мм в 10–20 раз увеличить линейные скорости потоков в слое.

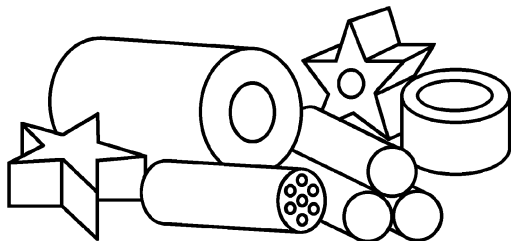


Рис. XXIV-3. Форма гранул энергосберегающего катализатора, выпускаемого ОАО "Рязанский НПЗ"

В промышленной практике также применяются пустотелые цилиндрические или змеевиковые реакционные аппараты с поверхностным теплообменом, характеризующиеся политропическими условиями ведения процесса. В качестве примера использования такого типа реакторов можно привести реактор для полимеризации этилена под высоким давлением. Тепло реакции из аппарата отводится испаряющейся водой в пароводяной рубашке, расположенной на боковой поверхности реактора. Для выравнивания температуры в реакторе и лучшего теплообмена с его внутренней поверхностью в аппарате размещают перемешивающее устройство.

В качестве реакторов процессов термического крекинга и пиролиза используются змеевики, размещаемые в трубчатых печах. В этом случае эндотермическое тепло реакции в аппарате компенсируется подводом тепла от дымовых газов через поверхность змеевика печных труб. Для осуществления пиролиза жидкого и газообразного нефтяного сырья используются многопоточные печи с жаропрочными трубами, позволяющими вести процесс при температуре 750–850 °С.

К аппаратам политропического типа относятся реакторы, выполненные в виде кожухотрубчатых теплообменных аппаратов, у которых обычно трубное пространство заполнено гранулированным катализатором и является таким образом реакционным объемом, а через межтрубное пространство пропускается агент, осуществляющий теплообмен через поверхность трубок. Такое конструктивное оформление реактора позволяет иметь сравнительно развитую поверхность теплообмена и небольшой толщины в направлении потока тепла слой катализатора, а следовательно, и сравнительно небольшое различие температур в слое катализатора. Последнее обстоятельство является особенно важным для реакций, которые эффективно протекают только в узких температурных пределах.

В аппаратах, где реакции экзотермические и температурный режим относительно невысок, отвод тепла зачастую осуществляют водой, испаряющейся в межтрубном пространстве. Использование испаряющейся воды в качестве теплоагента позволяет иметь заданную температуру в любой части теплообменной поверхности, изменяя давление испаряющейся воды, можно регулировать температурный режим процесса. При изменении давления в межтрубном пространстве изменяется температура кипения воды, разность температур между теплообменивающимися средами, а следовательно, и теплосъем.

К реакторам политропического типа относятся также аппараты, конструктивно оформленные по аналогии с теплообменниками типа «труба в трубе»: во внутренней трубе размещается катализатор, а через кольцевое пространство пропускается теплоагент.

Для осуществления химической реакции в изотермических условиях необходимо в аппарате обеспечить интенсивное перемешивание и высокоэффективный теплообмен. В реакторах для таких процессов обычно используют псевдооживленные слои катализатора или теплоносителя, применяют различные смесительные устройства (мешалки) и т.п.

В качестве примера реактора с изотермическими условиями рассмотрим аппараты, применяемые для процесса алкилирования изобутана бутиленами с целью получения высокооктанового компонента бензина-алкилата (изооктана). Реакция в аппарате осуществляется в жидкой фазе при

температуре 5–10 °С с использованием в качестве катализатора 95–98%-ной серной кислоты. Концентрация кислоты в реакционной смеси в зоне реакции составляет около 50 % (объемн.) при расходе катализатора, равном 10–15 % массы продуктов алкилирования. С понижением ее концентрации кислота срабатывается вследствие поглощения ею некоторых органических соединений и воды, растворенной в исходном сырье. Для подавления реакции полимеризации бутиленов в зоне реакции обеспечивается значительный избыток циркулирующего изобутана.

На рис. XXIV-4 изображен горизонтальный реактор (контактор) сернокислотного алкилирования. Исходное сырье и кислота подаются в зону наиболее интенсивного смешения на вход пропеллерной мешалки 5. Далее смесь сырья и кислоты поступает в кольцевое пространство между корпусом 1 и циркуляционной трубой 2, циркулируя по замкнутому контуру в трубчатом пучке, как это показано стрелками на рисунке. Для отвода тепла, выделяющегося при экзотермической реакции, внутри циркуляционной трубы размещается развитая поверхность теплообмена с U-образными теплообменными трубками 4. Охлаждающим агентом являются освобожденные от кислоты испаряющиеся продукты реакции. Подобные контакторы выполняются также и в виде вертикальных аппаратов с теплообменной поверхностью, выполненной из двойных трубок (свечи Фильда). Хладагентом в этом случае служит испаряющийся аммиак или пропан.

Для алкилирования изобутана бутиленами применяют также каскадный реактор (рис. XXIV-5), особенностью которого является отвод тепла за счет частичного испарения углеводородной фазы (в основном изобутана). В аппарате реакционная зона разделена L-образными перегородками 3 на ряд последовательно соединенных секций (см. рис. XXIV-5, пять секций). В каждую секцию вмонтирован цилиндрический контактор с пропеллерным насосом 2. Циркулирующий изобутан вместе с серной кислотой поступает в головную часть аппарата 4 и проходит последовательно все секции, образуя основной поток. Охлаждение в аппарате осуществляется испарением части углеводородов. Пары углеводородов отводят сверху, затем после компрессии и охлаждения их подают в головную часть аппарата, где, смешиваясь с основным циркулирующим потоком, снижают температуру потока до его рабочей температуры.

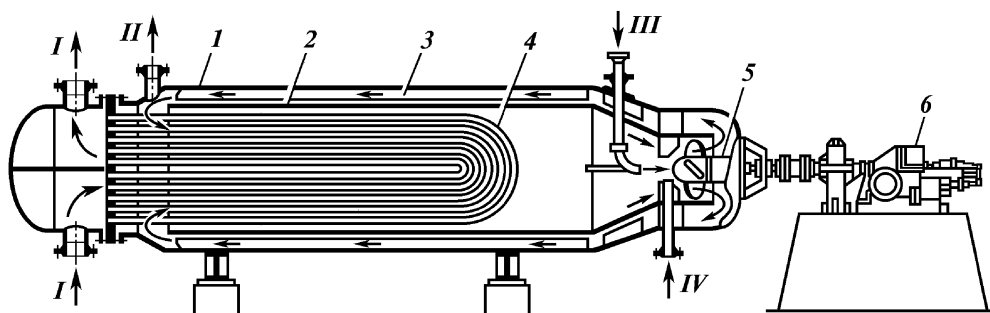


Рис. XXIV-4. Горизонтальный реактор алкилирования с турбосмесителем:
1 — корпус; 2 — циркуляционная труба; 3 — отражательные перегородки; 4 — трубчатый пучок; 5 — пропеллерная мешалка; 6 — привод. Потоки: I — хладагент; II — продукты реакции; III — кислота; IV — сырье

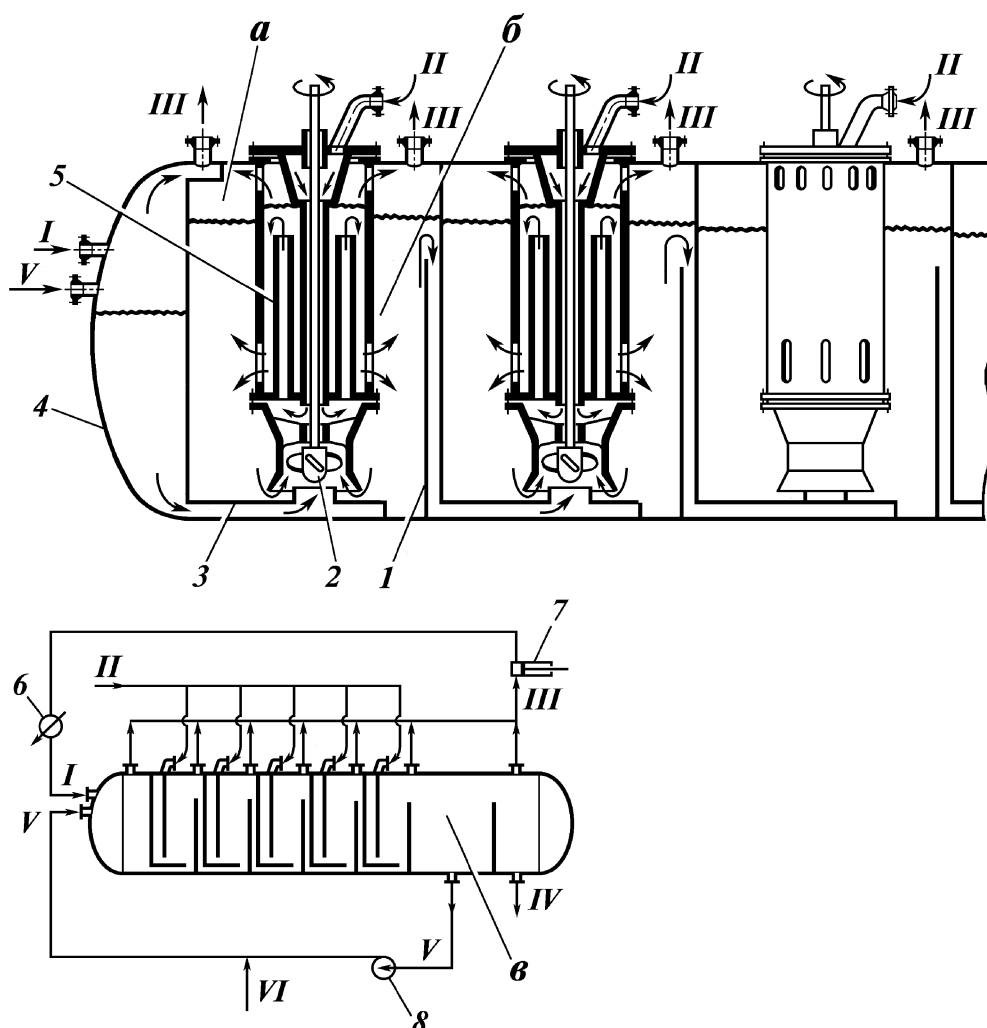


Рис. XXIV-5. Схема каскадного реактора сернокислотного алкилирования:

1 — сливная перегородка; 2 — пропеллерный насос; 3 — L-образная перегородка; 4 — головная часть аппарата; 5 — реакционные трубы; 6 — конденсатор паров изобутана; 7 — компрессор для испаряющегося изобутана; 8 — насос; а — сепарационная зона; б и , — отстойные зоны. Потoki: I — охлаждающий изобутан; II — сырье; III — пары изобутана; IV — продукты алкилирования; V — смесь циркулирующего изобутана и серной кислоты; VI — свежая серная кислота

Сырье — смесь бутиленов с изобутаном подводится параллельными потоками к каждому контактору. Здесь оно смешивается с основным циркулирующим потоком и через реакционные трубы 5 направляется в сепарационную зону а, где от потока отделяются пары. Далее поток поступает в отстойную зону б, в которой он делится на две части. Сверху отстойной зоны легкая фаза с высоким содержанием углеводородов, переливаясь через перегородку 1, направляется в следующую ступень к пропеллерному насосу. Снизу отстойной зоны тяжелая фаза с высоким содержанием сер-

ной кислоты направляется вновь к насосу этой же секции для смешения с сырьем.

Из последней секции поток попадает в отстойную зону \hat{a} , предназначенную для отделения продуктов алкилирования от более тяжелого потока избыточного изобутана и серной кислоты.

При такой конструкции аппарата не требуется использование специальной системы охлаждения с трубчатыми холодильниками.

В нефтехимической промышленности широкое применение получили сменно-циклические реакционные процессы с твердым катализатором, который одновременно используется и в качестве теплоносителя.

Особенностью этих процессов (примером может служить каталитический крекинг) являются сравнительно быстрое отравление катализатора из-за отложений на его поверхности кокса и необходимость периодической регенерации катализатора путем выжигания кокса. Проведение химической реакции и регенерации катализатора может быть осуществлено в одном и том же периодически переключающемся аппарате или в двух различных аппаратах — реакторе и регенераторе. В первом случае катализатор неподвижен, а для обеспечения непрерывности работы установки сооружается два или большее число аппаратов. В то время, как один аппарат используется как реактор, в другом осуществляется регенерация катализатора; затем аппараты взаимно переключаются. Во втором случае катализатор непрерывно перемещается из реактора, где осуществляется нефтехимический процесс, в регенератор, где с катализатора выжигается кокс. После регенерации катализатор поступает в реактор. В процессе регенерации температура катализатора повышается, он аккумулирует часть выделившегося тепла, которое в дальнейшем целиком или частично используется на осуществление эндотермической реакции, что приводит к понижению температуры катализатора. В этом случае катализатор одновременно используется и как теплоноситель. В процессе регенерации выделяется значительное количество тепла, часть которого отводится и используется, например, для получения водяного пара.

Реакторные блоки каталитических процессов с движущимся катализатором, включающие реактор, регенератор и систему транспорта катализатора, по взаимному расположению аппаратов и схемам циркуляции катализатора подразделяются на установки с одно- (рис. XXIV-6, а) и двукратным (рис. XXIV-6, б) подъемом катализатора.

На установках каталитического риформинга с движущимся слоем катализатора при расположении реакторов в один ряд применяют также схемы с многократным подъемом катализатора на верх каждого реактора.

Для схем с однократным подъемом катализатора используются два варианта — реактор располагают над регенератором или регенератор над реактором. При прочих равных условиях схемы с однократным подъемом катализатора отличаются большей высотой установки. Так, для установки каталитического крекинга с гранулированным катализатором высота реакторного блока при двукратном подъеме составляет 60–70 м, а при однократном 80–100 м.

На рис. XXIV-7 приведена схема реакторного блока установки платформинга фирмы «ЮОП» с движущимся катализатором и двукратным его подъемом. Реакторный блок установки состоит из четырех последовательно соединенных реакторов с радиальным движением газосырьевой смеси. Реакторы установлены соосно друг над другом, образуя единую конструк-

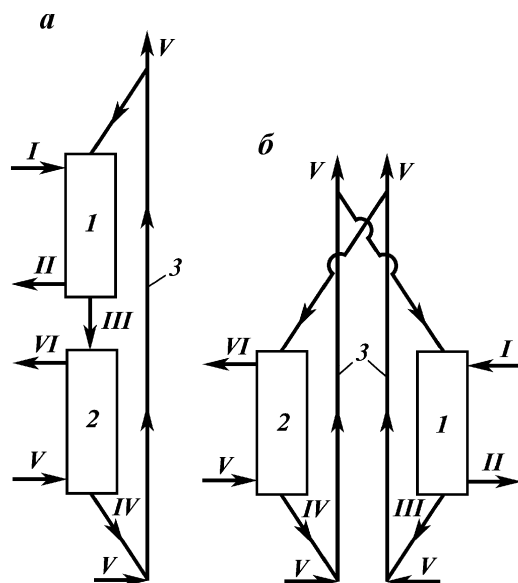


Рис. XXIV-6. Схемы реакторных блоков с одно- (а) и двукратным (б) подъемом катализатора: 1 — реактор; 2 — регенератор; 3 — пневмоподъемник. Потоки: I — сырье; II — продукты реакции; III — закоксованный катализатор; IV — регенерированный катализатор; V — воздух; VI — газы регенерации

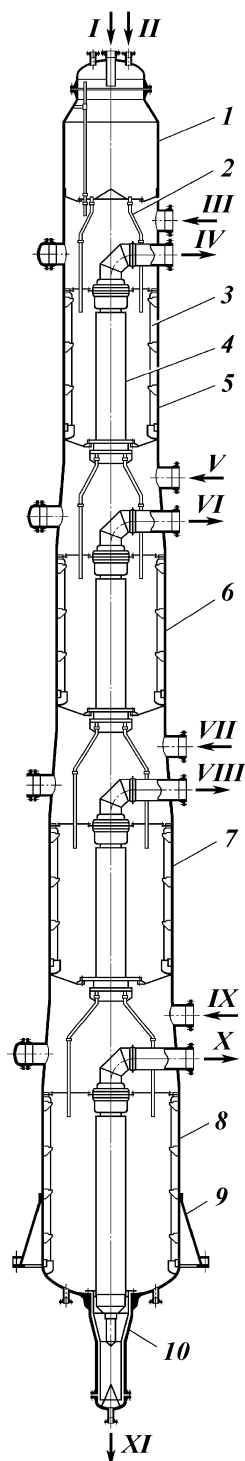


Рис. XXIV-7. Схема реактора каталитического риформинга с движущимся катализатором фирмы «ЮОП»:

1 — бункер для катализатора; 2 — переточные трубы; 3 — коробка; 4 — сборник продуктов реакции; 5 — реактор первой ступени; 6 — реактор второй ступени; 7 — реактор третьей ступени; 8 — реактор четвертой ступени; 9 — опора; 10 — устройство вывода катализатора. Потоки: I — регенерированный катализатор; II — рециркулирующий газ; III — сырье; IV — продукты риформинга после реактора первой ступени; V — продукты риформинга реактора первой ступени после нагрева в печи; VI — продукты риформинга после реактора второй ступени; VII — продукты риформинга реактора второй ступени после нагрева в печи; VIII — продукты риформинга после реактора третьей ступени; IX — продукты риформинга реактора третьей ступени после нагрева в печи; X — продукты риформинга после реактора четвертой ступени; XI — закоксованный катализатор

цию, и связаны между собой системой переточных труб. Над верхним реактором первой ступени размещен бункер для регенерированного катализатора.

Газосырьевая смесь, пройдя систему теплообменников и первую секцию печи нагрева сырья, поступает в реактор первой ступени, затем последовательно проходит через соответствующие секции печи и блок реакторов второй, третьей и четвертой ступеней. Продукты платформинга из реактора четвертой ступени поступают в сепаратор, где выделяется водородсодержащий газ, а платформат направляется далее на стабилизацию.

Шариковый катализатор диаметром 1,6 мм по системе переточных труб свободно перетекает под действием силы тяжести из бункера в реактор первой ступени, а затем в реакторы второй, третьей и четвертой ступеней. Из нижнего реактора четвертой ступени через систему затворов с шаровыми клапанами катализатор поступает в питатель пневмотранспорта и азотом подается в бункер-накопитель регенератора.

Регенератор представляет собой аппарат с радиальным потоком реакционных газов, разделенный гидравлически на три зоны. В верхней зоне при мольном содержании кислорода не менее 1 % происходит выжиг кокса, в средней при содержании кислорода 10–20 % и подаче хлорорганических соединений — окислительное хлорирование катализатора. В нижней зоне катализатор дополнительно прокаливается в потоке сухого воздуха. Катализатор под действием силы тяжести проходит все зоны. Из регенератора через систему затворов катализатор поступает в питатель пневмотранспорта и водородсодержащим газом подается в бункер, расположенный над реактором первой ступени.

Таким образом без остановки системы или выключения одного из реакторов на регенерацию катализатора осуществляется непрерывный процесс платформинга. Возможность постоянно поддерживать свойства регенерированного катализатора на уровне, близком к свойствам свежего катализатора, позволяет проводить процесс платформинга под невысоким давлением и снизить кратность циркуляции газа.

Пневмотранспорт катализатора осуществляют в разбавленной или плотной фазе. Принципиальные схемы реакторных блоков с различной концентрацией частиц в пневмостове при двукратном подъеме пылевидного катализатора показаны на рис. XXIV-8.

Пневмотранспорт в разбавленной фазе (см. рис. XXIV-8, а) характеризуется сравнительно невысокой концентрацией катализатора в подъемном стояке (порядка 25–35 кг/м³) и высокой порозностью ($\epsilon \geq 0,97$). Скорость газового потока в подъемном стояке составляет 7–10 м/с, количество циркулирующего в системе катализатора регулируется при помощи задвижек-шиберов, установленных в нижней части стояков.

Транспорт катализатора в плотной фазе (см. рис. XXIV-8, б) характеризуется высокой концентрацией катализатора: около 200–350 кг/м³ в подъемном стояке (порозность $\epsilon = 0,7–0,85$) и 550–700 кг/м³ в спускном стояке. При таком способе транспорта перемещение катализатора обуславливается различием плотностей катализатора в нисходящей и восходящей ветвях; в каждой ветви высота столба слоя катализатора учитывается не только в трубопроводе, но и в аппарате. Количество циркулирующего катализатора регулируется изменением плотности катализатора в подъемных стояках, обеспечиваемым изменением количества водяного пара или воздуха, подаваемого в стояки. Скорость потока в подъемном стояке составляет примерно 1,5–3,0 м/с.

Широкое распространение в промышленности получили две основные системы каталитического крекинга с движущимся катализатором в зависимости от размера твердых частиц.

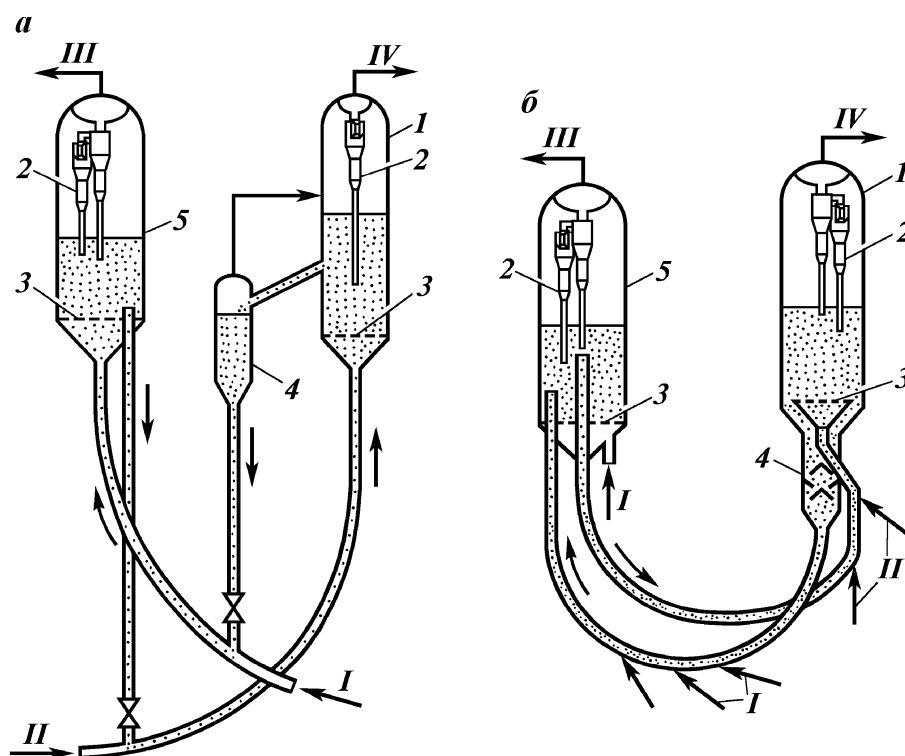


Рис. XXIV-8. Схемы пневмотранспорта пылевидного катализатора в разбавленной (а) и плотной (б) фазах:
 1 — реактор; 2 — циклоны; 3 — распределительная решетка; 4 — отпарная секция; 5 — регенератор. Потoki: I — воздух; II — сырье; III — дымовые газы; IV — продукты крекинга

В системах, использующих гранулированный, в основном шариковый катализатор (размеры гранул 3–5 мм), процесс осуществляется в аппаратах шахтного типа, через которые сплошным потоком по всему сечению аппарата в направлении сверху вниз движется катализатор; в противотоке или прямотоке с ним движутся контактирующие с ним пары или газы.

В системах с мелкозернистым (частицы до 1 мм) или пылевидным (частицы 20–150 мкм) катализатором контактирование его с парогазовым потоком осуществляется в псевдооживленном («кипящем») слое. Широкое внедрение в каталитические процессы высокоэффективных цеолитсодержащих микросферических катализаторов позволило при разработке реакторных блоков установок каталитического крекинга перейти от реакторов с псевдооживленным слоем катализатора к созданию прямоточных лифт-реакторов с восходящим потоком катализаторной взвеси.

Эти системы каталитического крекинга различаются по способу транспорта катализатора, взаимному расположению реактора и регенератора, методам осуществления секционирования, а также конструктивному оформлению внутренних узлов аппарата — выравнивающих устройств (предназначены для обеспечения равномерного по сечению аппарата движения катализатора), газораспределительных и газосборных устройств, распределителей катализатора, отпарных секций и др.

Коксование нефтяных остатков также может осуществляться либо в реакторах шахтного типа на циркулирующем в системе гранулированном коксе-теплоносителе (частицы диаметром 5–10 мм), либо в реакторах с «кипящим» слоем мелкозернистого кокса-теплоносителя (частицы диаметром 0,1–0,4 мм). Реакторные блоки таких коксовых установок аналогичны установкам каталитического крекинга, с той разницей, что вместо регенератора установлен коксонагреватель, где циркулирующий кокс-теплоноситель нагревается за счет сжигания части кокса, образующегося в процессе; избыточный кокс выводится из системы в качестве одного из конечных продуктов. Все тепло, необходимое для нагрева сырья и проведения реакции коксования, сообщается коксом-теплоносителем, который получает это тепло в коксонагревателе.

При коксовании в «кипящем» слое псевдоожижающим и транспортирующим агентом в реакторе является водяной пар, а в коксонагревателе — воздух.

Расположение реактора и регенератора установок каталитического крекинга, используемые метод и система транспорта катализатора, а также давление в обоих аппаратах являются взаимосвязанными факторами. В зависимости от расположения реактора и регенератора, организации между ними транспорта катализатора реакторно-регенераторные блоки различают:

- с параллельным разновысотным расположением реактора и регенератора и напорным транспортом катализатора в разбавленной фазе (установки I-A, I-A/ I-M, Г43-107, фирмы «ЮОП» и «Тексако дивелоппмент»);

- с параллельным равновысотным расположением реактора и регенератора и транспортом катализатора в плотной фазе в U-образных катализаторопроводах (установки 43-103, фирмы «Стоун энд Вебстер инжиниринг»);

- с соосным расположением реактора над регенератором или регенератора над реактором и напорным транспортом катализатора (установки ГК-3, фирмы «Келлог», «Эйр Продактс энд кемиклз», «Экссон рисерч энд инжиниринг»).

Размещение регенератора выше уровня реактора позволяет иметь в нем более низкое давление, достаточное для обеспечения перетока регенерированного катализатора в реактор. При таком размещении аппаратов снижаются энергетические затраты при эксплуатации установки, но увеличиваются капитальные затраты при ее сооружении.

При соосном расположении аппаратов упрощается система пневмотранспорта закоксованного и регенерированного катализаторов, устраняются изгибы и повороты катализаторопроводов, уменьшается их абразивный износ.

Что касается конструктивного оформления реакторного блока, то при выборе того или иного типа реактора определяющим параметром является обеспечение требуемой глубины крекинга («глубины превращения сырья», «степени конверсии»).

В промышленной практике находят применение реакторы нескольких типов: реакторы с «кипящим» слоем катализатора (одноступенчатые, ступенчато-противоточные, с секционированными вставками) и лифт-реакторы с разбавленной фазой катализатора в транспортной линии.

Аппарат с псевдоожиженным слоем катализатора (реактор, регенератор) имеет следующие основные части и зоны.

Распределительное устройство для ввода в слой смеси катализатора и паров сырья для реактора или воздуха для регенератора. Это устройство должно обеспечить равномерное псевдоожижение слоя без значительного образования пузырей. Над таким устройством находится псевдоожиженный слой катализатора. Для этих же целей служат газораспределительные решетки провального и непровального типов (см. рис. XVIII-8).

Реакционная или рабочая зона — псевдооживленный слой катализатора, в котором осуществляется крекинг сырья (в реакторе) или выжиг кокса (в регенераторе).

Отстойная или сепарационная зона, расположенная над слоем катализатора. В этой зоне от потока паров отделяются наиболее крупные частицы катализатора, вынесенные из слоя и возвращаемые обратно в слой. Вынесенные из слоя более мелкие частицы, скорость витания которых равна или меньше скорости паров над слоем, уносятся потоком паров в циклоны.

Одно- или двухступенчатые циклоны, расположенные в верхней части отстойной зоны. Уловленный циклонами катализатор через соответствующие спускные стояки возвращается в слой.

Отпарная секция, в которой катализатор обрабатывается водяным паром с целью десорбции с его поверхности углеводородов (в реакторе) или продуктов сгорания (в регенераторе).

Водяной пар, введенный в отпарную секцию, вытесняет углеводородные пары или газы из свободного объема между частицами катализатора, предотвращая тем самым их взаимное проникновение.

Отпарные секции конструктивно выполняются по-разному. На рис. XXIV-9 представлены схемы вариантов отпарных устройств: кольцеобразные секции без отсеков или с отсеками, обеспечивающими более эффективный контакт с водяным паром; цилиндрические секции с перегородками типа диск — кольцо; сегментные отпарные секции; выносная цилиндрическая секция.

При отпарке отработанного катализатора углеводороды сравнительно легко удаляются из промежутков между отдельными частицами катализатора и сравнительно трудно из пор, поэтому режим работы такой отпарной секции предопределяется не только гидродинамикой потоков катализатора и отпаривающего агента, но и скоростью диффундирующих в порах катализатора встречных потоков водяного пара и углеводородов.

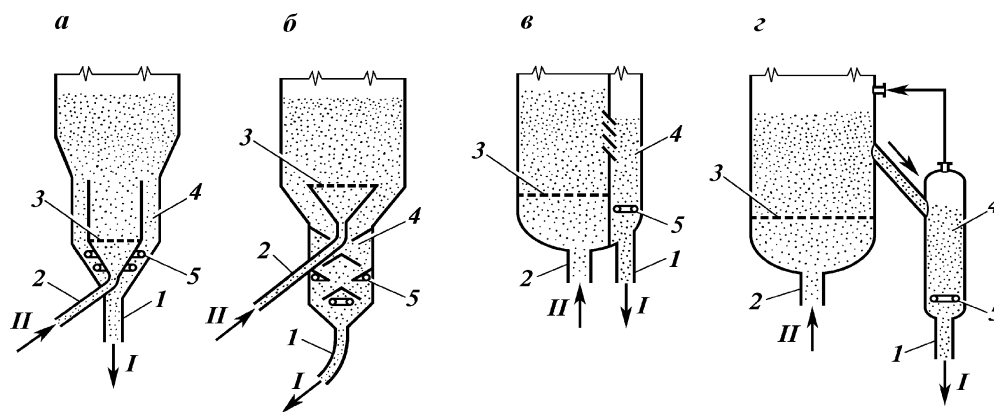


Рис. XXIV-9. Схемы отпарных секций реакторов и регенераторов установок каталитического крекинга:

а — кольцевая; *б* — цилиндрическая с перегородками «диск — кольцо»; *в* — сегментная; *г* — цилиндрическая выносная; 1 — стояк отработанного катализатора; 2 — ствол пневмоподъемника; 3 — распределительная решетка; 4 — отпарная секция; 5 — маточник для водяного пара. Потоки: *I* — отработанный катализатор; *II* — регенерированный катализатор

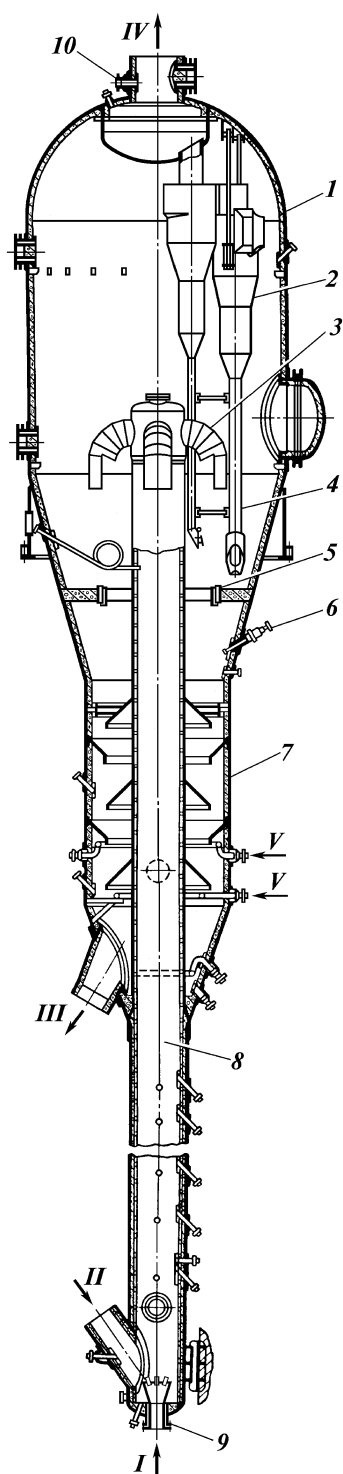


Рис. XXIV-10. Реактор с пылевидным катализатором установки Г43-107:

1 — корпус; 2 — двухступенчатые циклоны; 3 — баллистический сепаратор; 4 — стояки циклонов; 5 — подвижная опора; 6 — форсунка для шлама; 7 — десорбер; 8 — лифт-реактор; 9 — сопло с многочисленными форсунками; 10 — штуцер предохранительного клапана. Потoki: I — сырье; II — регенерированный катализатор; III — закоксованный катализатор; IV — продукты крекинга; V — водяной пар

Отпарное устройство должно обеспечить достаточно полную десорбцию углеводородов из отработанного катализатора, так как недесорбированные углеводороды выжигаются в регенераторе вместе с коксом, повышая тепловую нагрузку аппарата, расход воздуха и энергозатраты, а также увеличивая потери.

Эффективность работы отпарных устройств зависит от их конструкции, длительности пребывания катализатора в зоне отпарки, а также расхода отпаривающего агента.

На рис. XXIV-10 представлена конструкция усовершенствованного реактора установки каталитического крекинга Г43-107, предназначенной для переработки вакуумных дистиллятов производительностью 2,0 млн. т/год. Реактор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения. Регенерированный катализатор из регенератора при температуре 650–700 °С поступает по напорному стояку в нижнюю часть лифт-реактора, где контактирует с каплями сырья, образовавшимися при прохождении сопла 9. В результате теплообмена катализатор частично охлаждается до температуры 500–510 °С, а выделившееся тепло расходуется на нагрев и испарение сырья. При этом начинаются реакции каталитического крекинга с отложением кокса на частицах катализатора. Образовавшийся парогазовый поток транспортирует катализатор вверх по стволу лифт-реактора. Внутренний диаметр лифт-реактора и длину реакционной части определяют исходя из заданной производительности установки по сырью и условий проведения процесса. Отношение длины реакционной части лифт-реактора к его диаметру обычно составляет $(20 - 25)/1,0$.

Первоначально в верхней части лифт-реактора были установлены конический переходник и распределительная решетка, предназначенная для ввода и равномерного распределения катализатора в зоне форсированного кипящего слоя. При использовании более высоких температур крекинга и применении современных высокоэффективных катализаторов нежелательно длительное контактирование закоксованного катализатора и продуктов крекинга, так как это способствует протеканию вторичных реакций крекинга бензина. Поэтому распределительная решетка в верхней части лифт-реактора была заменена на баллистический сепаратор.

Для быстрого отделения катализатора от нефтепродуктов в верхней части лифт-реактора установлен баллистический сепаратор 3, позволяющий исключить нежелательную излишнюю глубину превращения сырья и уменьшить время его контакта с катализатором. Верхняя часть лифт-реактора с баллистическим сепаратором оснащена подвижной опорой 5.

Пройдя баллистический сепаратор, катализатор поступает в десорбер 7, где отпаривается в противотоке с водяным паром. Десорбер секционирован каскадными перфорированными конусами, препятствующими созданию поршневого режима. В нижней части десорбера установлены кольцевые коллекторы для ввода водяного пара, в верхней части — форсунки 6 для ввода шлама, т.е. части остатка из ректификационной колонны, содержащей унесенный из реактора катализатор.

Для уменьшения уноса катализатора в ректификационную колонну и снижения количества рециркулирующего шлама в верхней части реактора устанавливаются одно- или двухступенчатые циклоны 2. На спускных стояках циклонов используют устройства типа клапан-мигалка. Клапан-мигалка обычно находится в закрытом положении и открывается только под давлением столба катализатора, скопившегося в спускном стояке.

Корпус реактора внутри футерован слоем жаростойкого торкрет-бетона толщиной 50 мм, а циклоны защищены эрозионно стойким бетоном толщиной 20 мм, нанесенным на панцирную сетку.

В корпусе реактора предусмотрены штуцеры для ввода сырья и катализатора, вывода продуктов крекинга и закоксованного катализатора, установки предохранительного клапана и термомпар, а также люк-лаз, предназначенный для ремонта и монтажа оборудования, расположенного внутри аппарата.

Конструкция регенератора крекинг-установки приведена на рис. XXIV-11.

Основными узлами регенератора являются корпус 1, коллектор ввода воздуха 2 для выжигания кокса и поддержания кипящего слоя во взвешенном состоянии, топливные форсунки 3 для разогрева катализатора при пуске установки, форсунки для конденсата 4 с целью предотвращения догорания окиси углерода в двуокись, двухступенчатые циклоны 5, сборная камера 6 и система ввода водяного пара в циклоны первой ступени и под днище сборной камеры для предотвращения догорания окиси углерода в двуокись. В отдельных случаях для съема избыточного тепла и упорядочения движения потока газовзвеси в зоне регенерации устанавливаются пароводяные змеевики.

Обычно регенератор — самый крупный аппарат на установке каталитического крекинга, его объем значительно превышает объем реактора.

Размеры регенератора зависят от его производительности по сжигаемому коксу (количество кокса, выжигаемого с поверхности закоксованного катализатора за единицу времени) и выбранного технологического режима процесса регенерации (температура, давление). Производительность регенератора характеризуется количеством выжженного кокса в единицу времени, и она определяется как произведение количества циркулирующего катализатора на разность содержаний кокса на нем до и после выжигания.

Для теплоизоляции и предотвращения абразивного износа корпуса регенератора со стороны постоянно движущихся значительных масс катализатора его изнутри покрывают слоем жаростойкого торкрет-бетона толщиной 150—200 мм, нанесенного на панцирную сетку. Применение торкрет-бетона позволяет снизить температуру и толщину стенки корпуса регенератора.

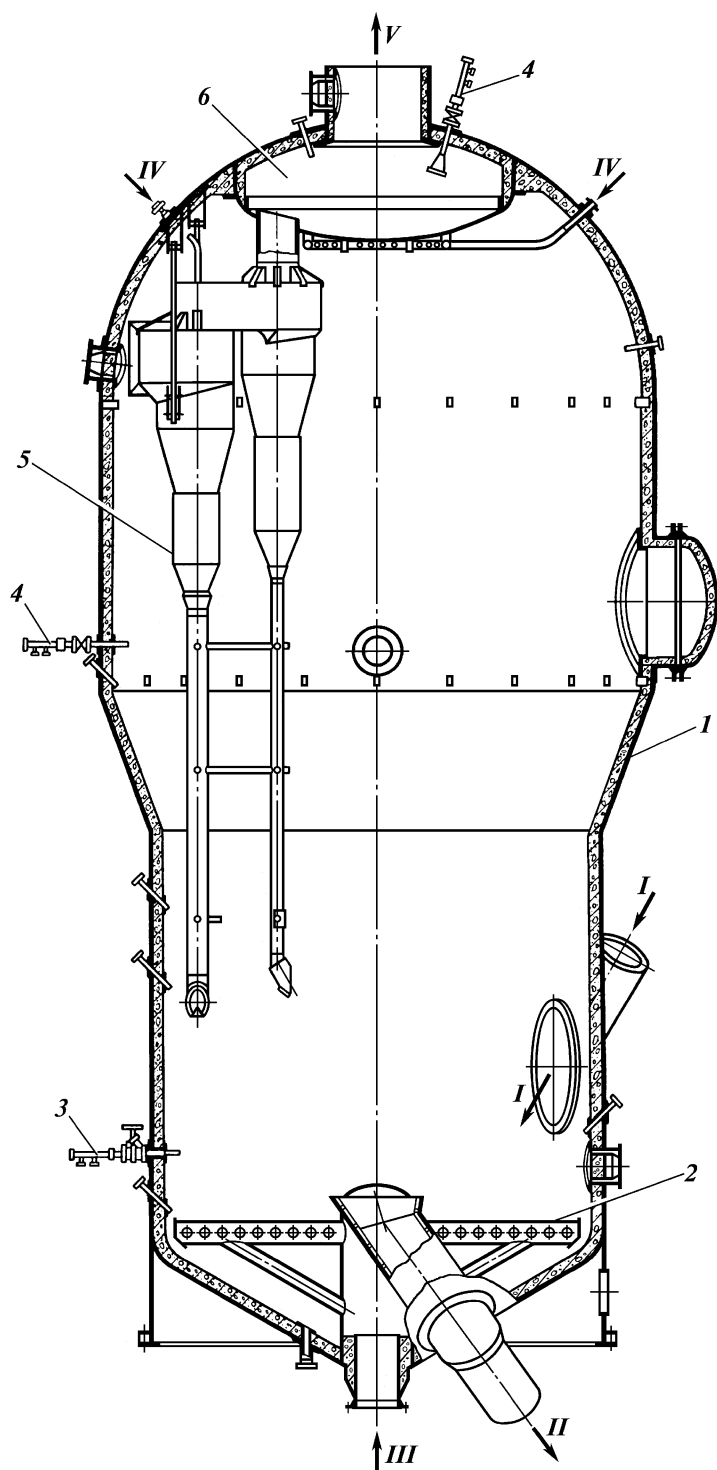
Быстрое отделение катализатора от паров нефтепродуктов на выходе из лифт-реактора стало необходимым условием современных высокотемпературных установок каталитического крекинга, работающих при температурах свыше 525 °С.

В настоящее время применяются несколько конструкций концевых устройств для лифт-реактора (рис. XXIV-12). В порядке увеличения эффективности к ним относятся инерционный сепаратор (см. рис. XXIV-12, а), циклоны с восходящим потоком (см. рис. XXIV-12, б) и разработанные фирмой «Мобил» циклоны с замкнутым потоком (см. рис. XXIV-12, в).

Для оптимального отделения катализатора от нефтепродуктов в лифт-реакторе необходимо во избежание повторного крекинга бензина предотвратить каталитический крекинг в разбавленной фазе после лифт-реактора и, сокращая время пребывания паров на участке между выходом из лифт-реактора и зоной резкого охлаждения, в главной ректификационной колонне свести к минимуму термический крекинг. Кроме того, система отделения катализатора от нефтепродуктов должна обладать операционной

Рис. XXIV-11. Регенератор с пылевидным катализатором:

1 — корпус; 2 — коллектор для ввода воздуха; 3 — топливная форсунка; 4 — форсунки для конденсата; 5 — двухступенчатые циклоны; 6 — сборная камера. Поток: I — закоксованный катализатор из реактора; II — регенерированный катализатор; III — воздух; IV — водяной пар; V — дымовые газы



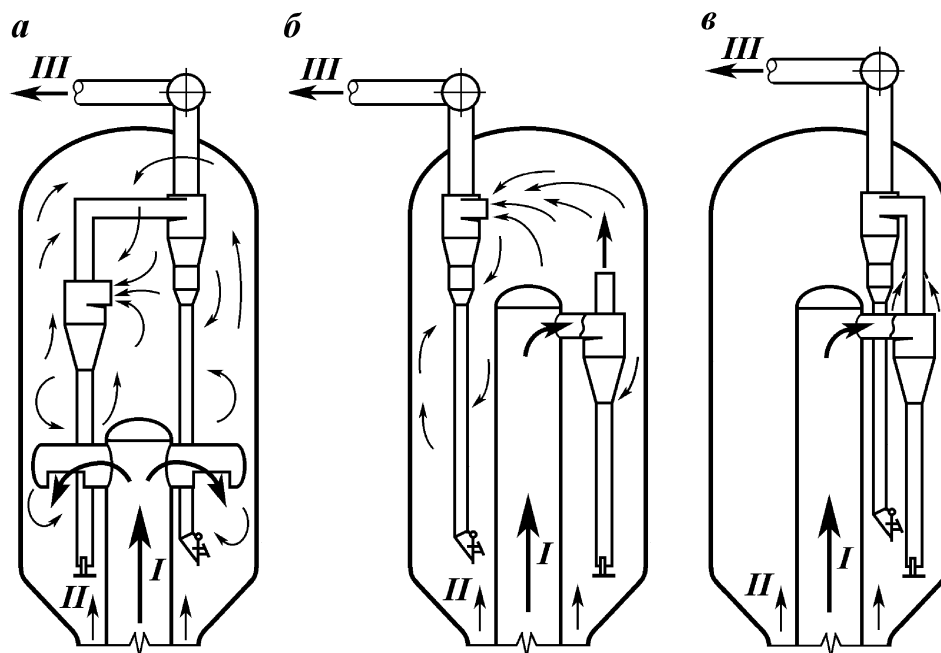


Рис. XXIV-12. Конструкции концевых устройств для лифт-реактора:
а — инерционный сепаратор; *б* — циклоны с восходящим потоком; *в* — циклоны с замкнутым потоком. Потоки: *I* — смесь катализатора и паров нефтепродуктов из лифт-реактора; *II* — парогазовый поток из десорбера; *III* — продукты крекинга

гибкостью и не требовать повышенного внимания со стороны оператора, сводить к минимуму коксование в трубопроводах и уменьшать потери катализатора в ректификационной колонне. Наиболее полно всем этим требованиям отвечает концевое устройство лифт-реактора в виде циклонов с замкнутым потоком.

Система впрыскивания сырья оказывает решающее влияние на выходы продуктов установок каталитического крекинга. В идеале реакции крекинга должны протекать в паровой фазе на поверхности твердого катализатора. Быстрое и равномерное смешение сырья и катализатора обеспечивает более полное испарение нефтепродуктов и лучший их контакт с катализатором на протяжении короткого времени их пребывания в лифт-реакторе.

На рис. XXIV-13 приведены некоторые конструкции распыливающих сопел для установок каталитического крекинга. Конструкция распыливающего сопла должна обеспечить образование мелких капель с узким распределением их по диаметру и небольшим средним диаметром. Если при впрыске сырья образуются крупные капли, то они будут испаряться медленно и могут вообще не испариться. Присутствие в лифт-реакторе частиц катализатора, смоченных неиспарившимся сырьем, ведет к образованию кокса, водорода и углеводородов $C_1 - C_2$. Сравнительная оценка (по данным фирмы «Келлог») показывает, что наилучшими характеристиками обладают сопла «Атомах». Если принять средний диаметр капель, образующихся в сопле «Атомах» за единицу, то для сопла с

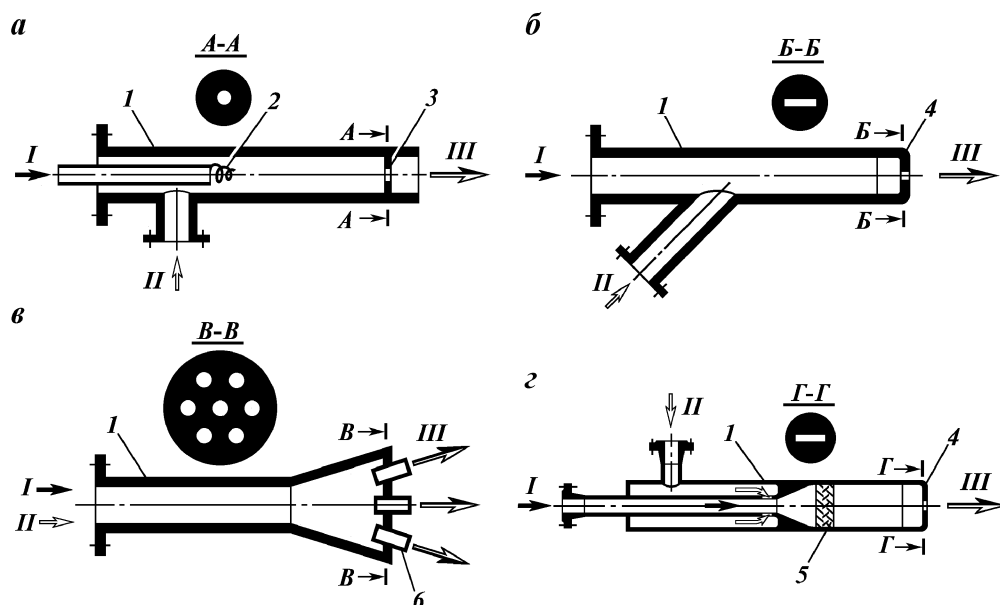


Рис. XXIV-13. Конструкции распыляющих сопел для установок каталитического крекинга:

a — сопло с круглым отверстием; *б* — сопло со щелевым отверстием фирмы «Келлог»; *в* — сопло с многочисленными форсунками; *г* — сопло «Атомах» фирм «Келлог» и «Мобил»; 1 — корпус; 2 — спираль; 3 — диафрагма с круглым отверстием; 4 — наконечник со щелевым отверстием; 5 — статический смеситель; 6 — форсунки. Потoki: I — сырье; II — водяной пар; III — паросырьевая смесь

круглым отверстием (см. рис. XXIV-13, *a*) средний диаметр капель равен 3, для сопла со щелевым отверстием (см. рис. XXIV-13, *б*) — 2,3, а для сопла с многочисленными форсунками — 7,8.

Схема установки сопел «Атомах» в нижней части лифт-реактора показана на рис. XXIV-14.

На рис. XXIV-15 приведена схема реакторно-регенераторного блока современной установки каталитического крекинга флюид ультра-ортфлюу фирмы "Келлог". Процесс используется для получения из различных фракций нефти, в том числе и тяжелых, высокооктанового бензина, легких олефиновых углеводородов для алкилирования и полимеризации, а также средних фракций, используемых как котельное или дизельное топливо.

На установке в качестве реактора используется выносной лифт-реактор 2 с системой сопел «Атомах» 1 для впрыска сырья, который заканчивается поворотным прямоугольным коленом. Для быстрого отделения катализатора от продуктов крекинга и исключения возможного излишнего углубления процесса крекинга на выходе из лифт-реактора установлены двухступенчатые циклоны с замкнутым потоком. Закоксованный катализатор поступает в отпарную секцию 6, где водяным паром отпариваются захваченные им углеводороды. Далее катализатор по стояку подается на распределитель 8, предназначенный для равномерного ввода катализатора в зону противоточной регенерации. Подача воздуха в зону регенерации

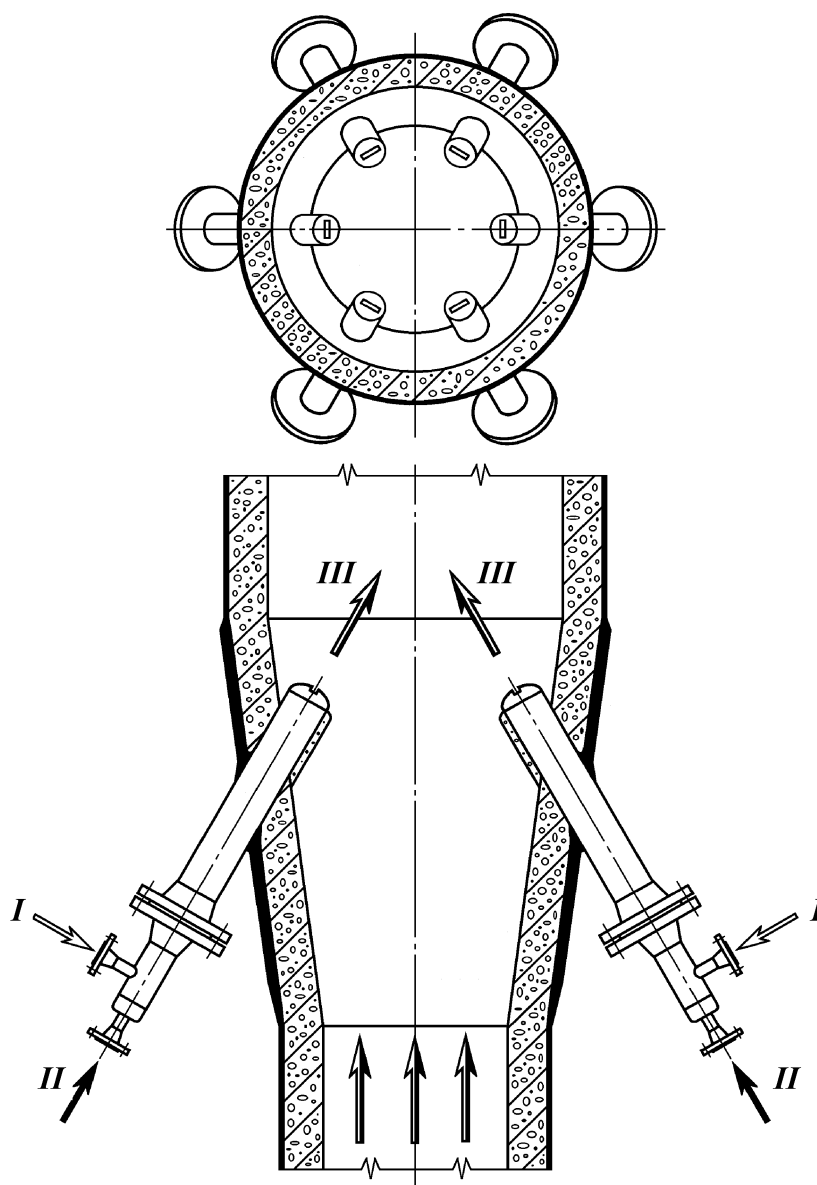
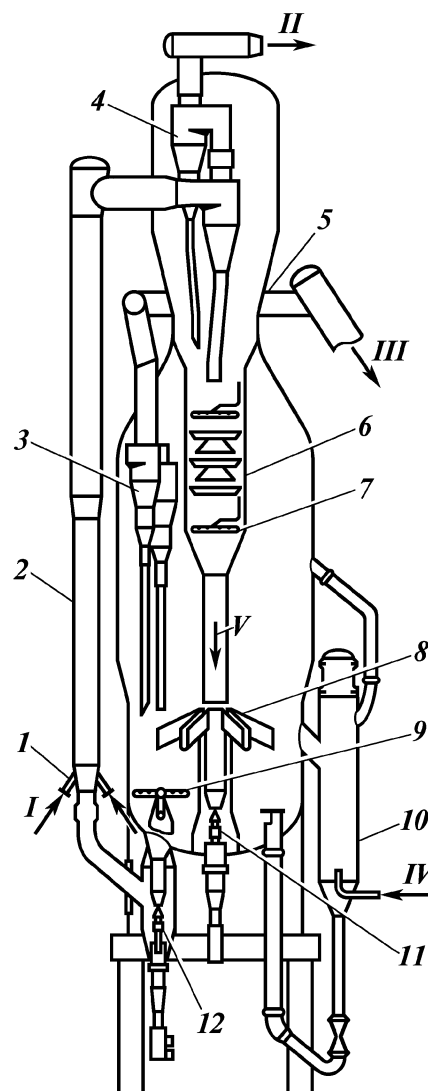


Рис. XXIV-14. Схема установки сопел «Атомах» в нижней части лифт-реактора.
Потоки: *I* – сырье; *II* – водяной пар; *III* – паросырьевая смесь

осуществляется через три распределителя 9 (см. рис. XXIV-15, условно показан один распределитель). Дымовые газы отделяются от катализаторной пыли в двухступенчатых циклонах 3 и через наружный коллектор 5 выводятся в атмосферу. Для оптимизации температуры регенератора при работе на тяжелом сырье применяется охладитель катализатора в плотной фазе 10.

Рис. XXIV-15. Реакторно-регенераторный блок установки каталитического крекинга фирмы «Келлог»:

1 — сопла «Атомах»; 2 — лифт-реактор; 3 — двухступенчатые циклоны регенератора; 4 — двухступенчатые циклоны с замкнутым потоком; 5 — наружный коллектор дымовых газов; 6 — отпарная секция; 7 — коллектор для ввода водяного пара; 8 — распределитель закоксованного катализатора; 9 — распределитель воздуха; 10 — охладитель катализатора в плотной фазе; 11 — клапан ввода свежего катализатора; 12 — клапан ввода регенерированного катализатора в лифт-реактор. Потоки: I — сырье; II — продукты крекинга; III — дымовые газы; IV — воздух; V — катализатор



РАСЧЕТ РЕАКТОРА

Расчет реактора, предназначенного для осуществления той или иной химической реакции, имеет свою специфику для каждого конкретного случая и состоит из следующих основных этапов:

1) материальный баланс; 2) тепловой баланс; 3) расчет реакционного объема и выбор основных размеров с учетом размещения внутренних устройств (распределительные и выравнивающие решетки, сепарационная зона, теплообменная поверхность и т.д.); 4) гидродинамический режим для всех основных материальных потоков при выбранной конструкции, размеры аппарата и внутренних устройств.

При осуществлении процесса в нескольких аппаратах или секционированном аппарате расчет по указанной схеме выполняется для каждого аппарата (секции) в отдельности.

Для периодически действующего реакционного аппарата выбирается и обосновывается график работы; соответствующие расчеты выполняются для каждой из стадий.

Общие приемы расчета материального баланса и определения реакционного объема были рассмотрены ранее. Некоторые особенности составления теплового баланса рассмотрим на примере распространенного и сложного процесса — каталитического крекинга применительно к реакторному блоку с мелкозернистым катализатором и аппаратами с «кипящим» слоем, схема которых с основными обозначениями представлена на рис. XXIV-16.

В приведенных далее уравнениях приняты следующие обозначения:

G_c — производительность реактора по загрузке, кг/ч;

G_k — количество кокса, отложившегося на катализаторе при крекинге, кг/ч;

$G_{кат}$ — количество циркулирующего катализатора, кг/ч;

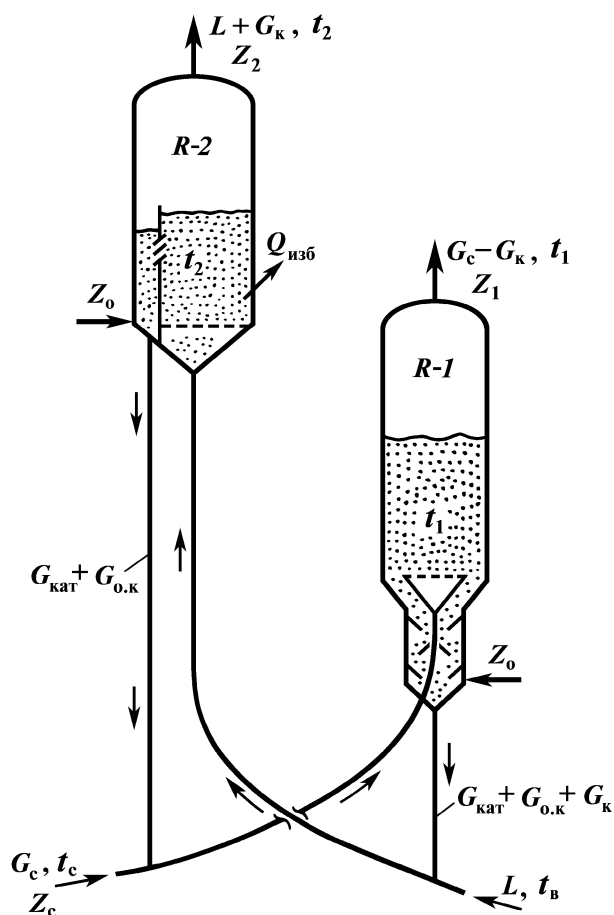


Рис. XXIV-16. Схема к расчету реакторного блока установки каталитического крекинга

t_1 и t_2 — температуры соответственно в реакторе и регенераторе, К;
 s_0 — остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе, кг/кг;

$G_{o.k}$ — количество остаточного кокса на катализаторе $G_{o.k} = s_0 G_{кат}$, кг/ч;

L — количество воздуха, необходимого для сгорания кокса, образовавшегося при крекинге, кг/ч;

Z_1 и Z_2 — количество водяного пара, уходящего из реактора и регенератора, соответственно, кг/ч;

Q_p — теплота сгорания кокса, кДж/кг.

Запишем тепловой баланс реакторного блока в целом:

Статьи прихода

Тепло, внесенное сырьем.....	$G_c h_{t_c}$
Тепло, внесенное воздухом.....	$L G_{в} t_{в}$
Тепло, выделенное при сгорании кокса.....	$G_k Q_p$

Статьи расхода

Тепло, уносимое с продуктами реакции.....	$(G_c - G_k) H_{t_1}$
Тепло реакции крекинга.....	$G_c q_p$
Тепло, уносимое дымовыми газами из регенератора.....	$(L + G_k) H_{t_2}$
Тепло, затрачиваемое на нагрев водяного пара, уходящего из реактора и регенератора.....	$Z_1 C_{вп} (t_1 - t_z) + Z_2 C_{вп} (t_2 - t_z)$
Потери тепла в окружающую среду	$Q_{пот}$
Избыточное тепло регенерации катализатора, которое может быть использовано на производство водяного пара	$Q_{изб}$

Запишем уравнение теплового баланса:

$$G_c h_{t_c} + L G_{в} t_{в} + G_k Q_p = (G_c - G_k) H_{t_1} + G_c q_p + (L + G_k) H_{t_2} + Z_1 C_{вп} (t_1 - t_z) + Z_2 C_{вп} (t_2 - t_z) + Q_{пот} + Q_{изб}.$$

При заданном температурном режиме реактора и регенератора и выходе кокса из приведенного выше уравнения теплового баланса могут быть найдены энтальпия h_{t_c} (а следовательно, и температура) сырья, питающего реактор и избыточное тепло $Q_{изб}$.

В тех случаях, когда количество циркулирующего в системе катализатора может быть достаточно большим, как это, например, имеет место на установке с мелкозернистым катализатором, тепловой баланс реакторного блока может решаться при $Q_{изб} = 0$; в этом случае из приведенного выше уравнения теплового баланса определяется температура сырья t_c , при которой приходные и расходные статьи баланса равны.

При заданной температуре t_c из уравнения теплового баланса определяется величина $Q_{изб}$.

Запишем тепловой баланс реактора:

$$G_c h_{t_c} + G_{кат} C_{кат} (t_2 - t_1) + G_{o.k} C_k (t_2 - t_1) = (G_c - G_k) H_{t_1} +$$

$$+ G_c q_p + Z_1 C_{\text{вп}}(t_1 - t_z) + G_k C_k t_1 + Q'_{\text{пот}},$$

где $G_{\text{кат}} C_{\text{кат}}(t_2 - t_1)$ — количество тепла, выделенного в реакторе при охлаждении катализатора от температуры t_2 до t_1 ; $G_{\text{о.к}} C_k(t_2 - t_1)$ — то же, при охлаждении остаточного кокса (обычно остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе невелико, так что этим слагаемым в тепловом балансе часто можно пренебречь); $G_k C_k t_1$ — количество тепла, уносимого из реактора с вновь образовавшимся коксом; $Q'_{\text{пот}}$ — потери тепла реактором; остальные обозначения прежние.

Заменяя в приведенном уравнении теплового баланса $G_{\text{о.к}} = s_0 G_{\text{кат}}$ и решая его относительно массы циркулирующего катализатора, получаем:

$$G_{\text{кат}} = \frac{(G_c - G_k) H_{t_1} + G_c(q_p - h_{t_c}) + Z_1 C_{\text{вп}}(t_1 - t_z) + G_k C_k t_1 + Q'_{\text{пот}}}{(C_{\text{кат}} - s_0 C_k)(t_2 - t_1)}.$$

Кратность циркуляции катализатора

$$R = G_{\text{кат}} / G_c.$$

Запишем тепловой баланс регенератора:

$$G_k Q_p + G_k C_k t_1 + L C_{\text{в}} t_{\text{в}} = G_{\text{кат}} C_{\text{кат}}(t_2 - t_1) + G_{\text{о.к}} C_k(t_2 - t_1) + \\ + (L + G_k) H_{t_2} + Z_2 C_{\text{в.п}}(t_2 - t_z) + Q''_{\text{пот}} + Q_{\text{изб}}.$$

где $G_{\text{кат}} C_{\text{кат}}(t_2 - t_1)$ — тепло, затрачиваемое на повышение температуры катализатора от t_1 до t_2 ; $G_{\text{о.к}} C_k(t_2 - t_1)$ — то же, для остаточного кокса; $Q''_{\text{пот}}$ — потери тепла регенератором.

Из теплового баланса регенератора может быть найдено количество циркулирующего катализатора; оно должно быть таким же, как и найденное из уравнения теплового баланса реактора.

Когда задана кратность циркуляции катализатора R , а следовательно, и его количество, из теплового баланса реактора определяется температура сырья t_c , а из теплового баланса регенератора — значение $Q_{\text{изб}}$.

Рассмотрим тепловой баланс узла смешения. При смешении регенерированного катализатора с исходным сырьем катализатор охлаждается от температуры t_2 до t_3 , а сырье и поступающие с ним водяные пары нагреваются от t_c до t_3 , при жидкофазном питании сырье не только нагревается, но и испаряется.

Из теплового баланса смешения определяется температура t_3

$$G_{\text{кат}}(C_{\text{кат}} + s_0 C_k)(t_2 - t_3) = G_c(H_{t_3} - h_{t_c}) + Z C_{\text{в.п}}(t_3 - t_c).$$

При парофазном питании можно записать, что

$$H_{t_3} - H_{t_c} = C_n(t_3 - t_c),$$

где C_n — теплоемкость паров сырья.

Для реактора с «кипящим» слоем объем реакционной зоны определяется по заданной массовой скорости n_g с помощью уравнения (XXIII.3).

Объем катализатора в регенераторе

$$V_{\text{рег}} = G_{\text{к}}/g_{\text{к}},$$

где $g_{\text{к}}$ — удельный коксосъем в регенераторе, т.е. количество кокса, выжигаемого в 1 ч на 1 м³ катализатора, кг/(м³·ч). Эта величина находится из кинетических уравнений или принимается на основании опыта работы промышленных установок.

При найденном объеме кипящего слоя катализатора в реакторе диаметр аппарата, а затем и высоту слоя выбирают с таким расчетом, чтобы была обеспечена принятая порозность «кипящего» слоя ε , а следовательно, и его плотность. При этом скорость псевдоожижающего потока определяется из уравнения (XVIII.19).

Определив скорость W из уравнения (XVIII.22), находят унос частиц катализатора с потоком газа (паров) и запыленность этого потока при входе в циклоны. Если запыленность газа недопустимо велика, то изменяют либо скорость потока W , либо высоту сепарационного пространства $h_{\text{ц}}$. Расход водяного пара или газа на аэрацию стояков и создание затворов определяют по уравнению (XVIII.30).

При выбранной конструкции и размерах аппаратов, распределительных устройств и катализаторопроводов газодинамический расчет реак-

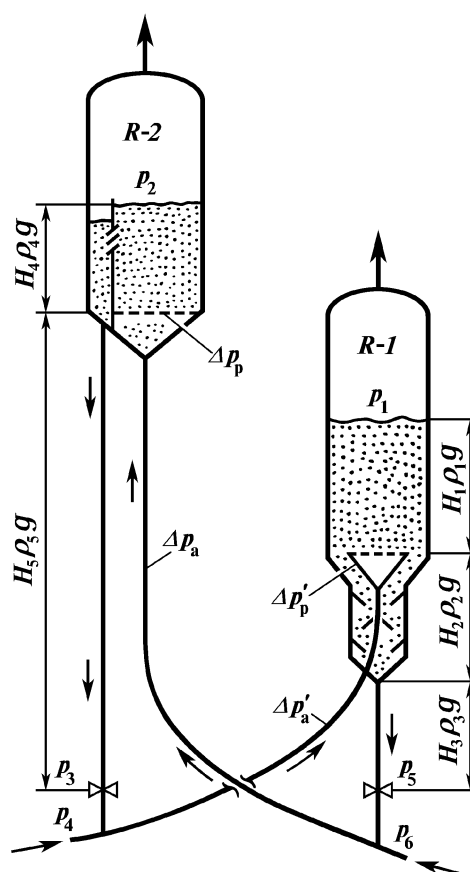


Рис. XXIV-17. Схема к гидравлическому расчету реакторного блока установки каталитического крекинга

торного блока установки каталитического крекинга с движущимся катализатором должен подтвердить возможность перемещения всех потоков (и, в частности, катализатора) и регулирования его расхода в соответствии с принятой схемой блока.

Основную идею газодинамического расчета проиллюстрируем на примере реакторного блока (рис. XXIV-17) установки каталитического крекинга с «кипящим» слоем катализатора и двукратным подъемом катализатора.

Давление над клапаном стояка реактора

$$p_5 = p_1 + H_1 \rho_1 g + H_2 \rho_2 g + H_3 \rho_3 g,$$

где p_1 — абсолютное давление над «кипящим» слоем; H_1, H_2, H_3 — высота слоя соответственно в реакторе, отпарной секции и спускного стояка реактора; ρ_1, ρ_2, ρ_3 — плотность слоя соответственно в реакторе, отпарной секции и стояке.

Давление под клапаном стояка реактора

$$p_6 = p_2 + H_4 \rho_4 g + \Delta p_p + \Delta p_a,$$

где p_2 — абсолютное давление над слоем в регенераторе; H_4 и ρ_4 — соответственно высота и плотность слоя в регенераторе; Δp_p — сопротивление распределительной решетки регенератора; Δp_a — потеря напора в пневмостволе, ведущем из реактора в регенератор.

Для обеспечения надежного регулирования количества циркулирующего катализатора, в клапане должен быть обеспечен соответствующий перепад давления

$$\Delta p_k = p_5 - p_6.$$

Аналогично определяется давление над клапаном p_3 и под клапаном p_4 стояка регенератора (обозначения см. рис. XXIV-17):

$$p_3 = p_2 + H_4 \rho_4 g + H_5 \rho_5 g; \quad (\text{XXIV.1})$$

$$p_4 = p_1 + H_1 \rho_1 g + H_5 \rho_5 g + \Delta p'_p + p'_a; \quad (\text{XXIV.2})$$

$$\Delta p_k = p_3 - p_4, \quad (\text{XXIV.3})$$

где $\Delta p'_p$ — сопротивление распределительной решетки реактора; p'_a — потеря напора в пневмостволе, ведущем из регенератора в реактор.

Из уравнений (XXIV.1), (XXIV.2) и (XXIV.3) получим:

$$H_5 = \frac{p_1 - p_2 + \Delta p_k + H_1 \rho_1 g + \Delta p'_p + \Delta p'_a - H_4 \rho_4 g}{\rho_5 g}.$$

Из этого уравнения следует, что при прочих равных условиях высота размещения регенератора H_5 зависит от разности давлений $p_1 - p_2$ в реакторе и регенераторе.