

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 осуществляется в разбавленной или плотной фазе. Принципиальные схемы реакторных блоков с различной концентрацией частиц в пневмостволе 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.