УДК 665.644.2

А. И. Ёлшин, Б. З. Соляр, Л. Ш. Глазов, И. М. Либерзон, В. М. Моисеев, И. Е. Сидоров, И. В. Кукс, С. Л. Крячек

Реконструкция реакторного блока установки каталитического крекинга в составе комплекса ГК-3

Описан завершающий этап реконструкции реакторного блока установки каталитического крекинга ГК-3 с внедрением новой технологии.

Элементы аппаратурного оформления: комбинированный выносной прямоточный реактор; высокоэффективные сырьевые и шламовые форсунки; циклон грубой очистки; узел охлаждения продуктов крекинга; двухстадийная отпарка катализатора; система транспорта регенерированного катализатора.

В результате выход бензина повышен на 4,6% (масс.), расход водяного пара в реакторном блоке сокращен на 15%; установка переведена на двухлетний межремонтный пробег; сырье — утяжеленный вакуумный дистиллят; повышены надежность и безопасность эксплуатации.

Ключевые слова:

каталитический крекинг, оборудование реакторного блока, прямоточный реактор, форсунки для распыления сырья и шлама, циклоны, бензиновая фракция, октановое число.

Реконструкция реакторного блока (РБ) установки каталитического крекинга (КК) в составе комплекса ГК-3 в ОАО «Ангарская НХК» проводилась в несколько этапов. Первые три этапа были выполнены в период с 1993 по 2000 г. [1—3].

В ходе этих этапов были произведены замена практически всех узлов аппаратурного оформления РБ (паро- и воздухораспределительных устройств, циклонов реактора и регенератора, транспортной линии отработанного катализатора, отпарной секции реактора) и монтаж современного высокоэффективного оборудования.

Однако на установке сохранялись элементы устаревшей технологии:

- ввод свежего сырья в псевдоожиженный слой катализатора;
- низкая селективность, т.е. малый выход бензиновой фракции и непредельных газов;
- повышенное коксообразование, что не позволяло перерабатывать сырье с температурой конца кипения 540°С;
- значительный (6—7 т/ч) расход водяного пара на псевдоожижение слоя катализатора в реакторе;
- система транспортирования катализатора из регенератора в реактор, состоящая из размещенных внутри четырех напорных стояков, не обеспечивала необходимых надежности и стабильности работы РБ.

В связи с этим в 2002—2003 гг. был выполнен четвертый завершающий этап реконструкции РБ этой установки: внедрение технологии с прямоточным реактором (ПР). Аппаратурное оформление этой технологии включает следующие основные элементы (см. **рисунок**):

* комбинированный выносной вертикальный ПР, состоящий из участков с восходящим и нисходящим потоками (применение такой конструкции обусловлено низким расположением существующего реактора, позволяет разместить сепарационное устройство — циклон грубой очистки внутри концевого участка реактора, что обеспечивает оптимальное время пребывания катализатора в реакционной зоне);
* шесть высокоэффективных сырьевых форсунок с устройством предварительного диспергирования сырья;
* две эрозионностойкие форсунки в средней части реактора — для ввода шлама;
* циклон грубой очистки на концевом участке реактора — для снижения содержания катализатора в продуктах крекинга, поступающих в сепарационную зону реактора, и предупреждения дальнейшего разложения бензиновой фракции и легкого газойля с образованием газа и кокса;
* форсунку в выводном патрубке циклона грубой очистки — для ввода охлаждающего агента (легкого газойля) с целью снижения температуры в сепарационной зоне реактора и исключения нежелательных термических реакций крекинга;
* пороораспределительное кольцо под верхним днищем реактора — для предохранения оборудования в купольной части реактора от отложений кокса;
* секцию двухстадийной отпарки катализатора (на первой стадии — в кольцевой зоне между корпусом реактора и центральной камерой, на второй стадии — в центральной камере с каскадными конусными тарелками) — для десорбции увлеченных углеводородов;
* напорную камеру с наклонным перетоком и уравнительной линией — для создания оптимальных условий поступления катализатора из регенератора в напорный стояк;
* напорный стояк регенератора с системой аэрации, автоматизированной шиберной задвижкой производства фирм «KUBOTA» (Япония) и «TAPCO» (США) и сильфонным компенсатором фирмы «IWKA BKT» (Германия);
* J-образный переток — для плавного поступления катализатора из напорного стояка в ПР.

Для монтажа нового оборудования сооружена компактная опорная металлоконструкция с обслуживающими площадками. Вновь монтируемая система аппаратов и транспорт-

ных линий крепится к балкам металлоконструкции при помощи пружинных подвесок постоянной и переменной нагрузки производства фирмы «LISEGA» (Германия).

Одновременно с реконструкцией РБ была установлена распределительная система фирмы «HONEYWELL» (США) для управления установкой. Монтаж наружного оборудования осуществлен в ходе эксплуатации установки, завершающий этап реконструкции — в период планового капитального ремонта установки общей продолжительностью 1,5 мес.

Процесс крекинга на установке ГК-3 после реконструкции реакторного блока осуществляется следующим образом. Регенерированный катализатор поступает по наклонному перетоку, врезанному в боковую стенку корпуса регенератора, в напорную камеру. В нижнюю часть этой камеры подается воздух на псевдоожижение. Дымовые газы выводятся из напорной камеры в отстойную зону регенератора через уравнительную линию.

Из напорной камеры катализатор направляется через сливную воронку в напорный стояк, оборудованный по высоте несколькими ярусами аэрации. Скорость циркуляции катализатора в РБ регулируется автоматизированной задвижкой в нижней части напорного стояка. Из последнего катализатор поступает в J-образный переток с системой аэрации водяным паром, из которого плавно перетекает в разгонный участок ПР.

В нижнюю часть ПР вводится сырье через шесть высокоэффективных форсунок. Сырье и водяной пар смешиваются в них с помощью устройства для предварительного диспергирования. В этом устройстве осуществляется ударное дробление струи сырья под воздействием высокоскоростных струй водяного пара.

Образовавшаяся смесь капель сырья и водяного пара поступает в модифицированное сопло Вентури, где капли дополнительно измельчаются. Распыление сырья в поток катализатора производится через щелевой наконечник форсунки, обеспечивающий формирование плоской высокодисперсной струи и оптимальную скорость ее истечения.

В среднюю часть ПР подается шлам через две эрозионностойкие

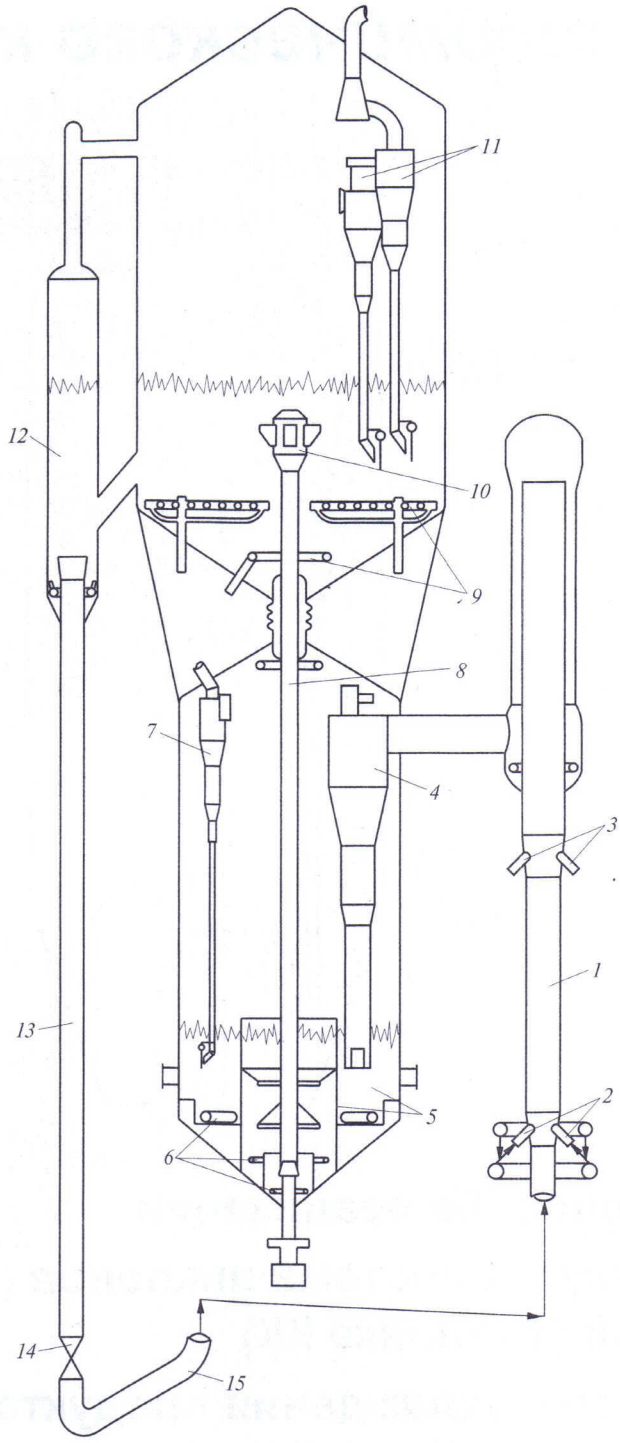

Схема реакторного блока установки ГК-3 с прямоточным реактором:

1 — прямоточный реактор; ***2*** — сырьевые форсунки; ***3*** — шламовые форсунки; ***4*** — циклон грубой очистки; ***5*** — секция двухстадийной отпарки; ***6*** — парораспределительные устройства; ***7*** — одноступенчатый циклон; ***8*** — транспортная линия; ***9*** — воздухораспределительное устройство; ***10*** — узел распределения отработанного катализатора; ***11*** — двухступенчатые циклоны; ***12*** — напорная камера; ***13*** — напорный стояк; ***14*** — шиберная задвижка; ***15*** — J-образный переток.

радиальные форсунки. Процесс крекинга осуществляется последовательно в восходящем и нисходящем потоке при 520—530°С (в концевой части реактора) и кратности циркуляции 6—7.

Из ПР газокатализаторный поток поступает в циклон грубой очистки для предварительного разделения продуктов крекинга и отработанного катализатора. На выходе из этого циклона продукты крекинга охлаждаются на 20—30° легким газойлем, после чего поступают на доочистку от катализаторной пыли в высокоэффективные одноступенчатые циклоны.

Отработанный катализатор направляется по пылевозвратным стоякам циклонов в отпарную секцию на двухстадийную отпарку. Первая стадия осуществляется в кольцевой зоне реактора, куда подается водяной пар на псевдоожижение через трубчатый парораспределитель. Из кольцевой зоны катализатор поступает по переточным окнам в центральную камеру, оборудованную несколькими каскадными конусными тарелками, где проводится вторая, завершающая стадия отпарки.

Уровень слоя катализатора в отпарной секции автоматически регулируется конусным клапаном на входе в транспортную линию. После отпарки отработанный катализатор поступает в эту линию и по ней воздушным потоком перемещается в регенератор в разреженном состоянии.

Ввод отработанного катализатора в регенератор осуществляется в среднюю часть псевдоожиженного слоя при помощи устанавливаемого на конце транспортной линии устройства, обеспечивающего равномерное распределение катализатора по горизонтальному сечению слоя. Основной поток воздуха на регенерацию подается через футерованный восьмисекционный трубчатый воздухораспределитель с раздельным подводом воздуха в каждую секцию. Дополнительный поток воздуха подается через футерованный кольцевой воздухораспределитель в нижнюю часть регенератора.

Дымовые газы подвергаются очистке от увлеченного катализатора в восьми группах высокоэффективных двухступенчатых циклонов с эрозионностойкой футеровкой на внутренней поверхности.

После реконструкции установка эксплуатируется при стабильном технологическом режиме с параметрами, близкими к проектным.

Технология крекинга в прямоточном реакторе характеризуется значительно меньшим временем контакта сырья и катализатора, чем применявшаяся ранее, поэтому стала возможной постепенная замена малоактивной модификации катализатора OMNICAT фирмы «GRACE DAVISON» (США) на однотипную, но более активную.

Для оценки эффективности реконструкции проведен фиксированный пробег, в ходе которого перерабатывался вакуумный дистиллят следующего качества: плотность при 20°С — 905 кг/м^3; содержание фракции до 360°С — 12% (об.); температура начала кипения — 313, конца кипения — 518°С; коксуемость по Конрадсону — 0,25% (масс.); содержание серы — 1,03% (масс.); содержание тяжелых металлов (ванадия и никеля) — менее 1 мг/кг.

К моменту фиксированного пробега содержание высокоактивной модификации катализатора OMNICAT в системе не превышало 20%. Активность равновесного катализатора составляла 67% (масс.) по методу МАТ; планируемое значение активности после полной замены катализатора — 70% (масс.).

Процесс крекинга во время фиксированного пробега осуществлялся при следующих условиях: температура — 527°С; температура нагрева сырья — 302°С; избыточное давление в сепарационной зоне реактора — 101 кПа; кратность циркуляции катализатора — 6,5; содержание остаточного кокса на катализаторе — 0,06% (масс.).

Данные о выходе и качестве продуктов крекинга, полученные в ходе пробега, следующие:

Выход продуктов крекинга % (масс.)

Топливный газ, включая H_2S	3,2
Головка стабилизации	13,1
Бензиновая фракция	51,6
Легкий газойль	22,5
Тяжелый газойль	4,7
Кокс	4,9

Бензиновая фракция

Плотность при 20°С, кг/м^3	741
Содержание серы, % (масс.)	0,12
Октановое число	
по ММ	81,7
по ИМ	93
Фракционный состав, °С	
н.к.	37
10% (об.)	47
50% (об.)	107
90% (об.)	187
к.к.	209

Легкий газойль

Плотность при 20°С, кг/м^3	968
Содержание серы, % (масс.)	1,55
Фракционный состав, °С	
н.к.	193
10% (об.)	246
50% (об.)	291
90% (об.)	352
к.к.	360
Температура застывания, °С	–14

Как следует из этих данных, при переработке вакуумного дистиллята на реконструированной установке ГК-3 выход светлых продуктов — бензиновой фракции и легкого газойля составляет 74,1% (масс.); выход бензиновой фракции повысился на 4,6% (масс.), ее октановое число (по ИМ) — на 0,5 пункта; расход водяного пара сократился на 15%.

Потери катализатора после реконструкции установки не изменились и составили 0,25 кг/т сырья.

Завершение реконструкции реакторного блока установки ГК-3 позволяет перевести ее на двухлетний межремонтный пробег, обеспечивает возможность переработки утяжеленного вакуумного дистиллята с температурой конца кипения 550—560°С, способствует повышению надежности и безопасности ее эксплуатации.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Ёлшин А. И., Соляр Б. З., Глазов Л. Ш. и др. — ХТТМ, 1995, № 3, с. 11—16.*
2. *Соляр Б. З., Глазов Л. Ш., Ёлшин А. И. и др. — Там же, 2000, № 3, с. 29—33.*
3. *Ёлшин А. И., Соляр Б. З., Глазов Л. Ш. и др. — Нефтепереработка и нефтехимия, 2003, № 8, с. 18—22.*

ОАО «ВНИИ НП»,
Ангарская НХК