прочности в рассматриваемый момент эксплуатации труб.

При составлении модели были сделаны следующие допущения: температура в ходе процесса постоянна и на момент начала каждого нового цикла работы в трубе отсутствуют углеродистые отложения.

Исследование проводилось с использованием стали XH32T при температуре 850 °C и временем межремонтного пробега 40 дней или 960 часов. Результаты исследования приведены на рисунке 1.

На рисунке 1 «П» характеризует поврежденность труб змеевика, соответствующая текущей наработке, и при $\Pi = 1$ трубу стоит заменить,

Список литературы

- Glycols.ru [Электронный pecypc] URL: https://glycols.ru/2022/05/06/ehtilen-v-rossii/ (Дата обращения: 12.02.2024).
- 2. Баязитов М.И., Кузеев И.Р., Куликов Д.В., Чиркова А.Г. Высокотемпературные про-

так как в результате накопленных повреждений и структурных деформаций она не может быть безопасно использована дальше. Желтая кривая учитывает динамику коксоотложения, в отличие от синей.

Таким образом, в течение 10 циклов безостановочной работы, т.е. исключая время простоя и ремонта, трубы проработают максимально 8650 часов с учетом образования углеродистых отложений на внутренних стенках, без учета накопления пироуглерода число циклов может быть увеличено. Для увеличения или уменьшения длительности эксплуатации возможно изменять производительность работы печи.

цессы и аппараты переработки углеводородного сырья / М.И. Баязитов, И.Р. Кузеев, Д.В. Куликов, А.Г. Чиркова. – Уфа : Гилем, 2000. – 325 с.

ВЛИЯНИЕ СВОЙСТВ КАТАЛИЗАТОРОВ КРЕКИНГА И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА НА СТЕПЕНЬ РЕГЕНЕРАЦИИ В ТЕХНОЛОГИИ КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА

А.В.Антонов, Г.Ю. Назарова, И.А. Самсонов Научный руководитель – д.т.н., профессор Е.Н. Ивашкина

Национальный исследовательский Томский политехнический университет 634050, Россия, Томск ava77@tpu.ru

Эффективность процесса окислительной регенерации катализаторов каталитического крекинга, в котором катализатор непрерывно циркулирует в системе «лифт-реактор–регенератор», реализуя цикл реакции и регенерации, значительно влияет на экономические показатели процесса. От условий проведения процесса регенерации катализатора зависит температура, активность катализаторного потока на входе в лифт-реактор.

Поскольку процесс осуществляется в кипящем слое катализатора, при моделировании процесса окислительной регенерации требуется учитывать гидродинамический режим работы аппаратов, кинетические закономерности протекающих реакций, диффузию и массообмен. На первом этапе построения математической модели процесса окислительной регенерации катализатора крекинга разработан алгоритма расчета гидродинамики процесса. Расчет основан на определении скоростей движения частиц катализатора и газового пузыря, а также высоты и порозности кипящего слоя [1] в зависимости от технологических параметров воздуха и характеристик катализатора, поступающих в реакционный аппарат, таких как гранулометрический состав, удельная поверхность, объем пор, плотности катализатора и др.

На основании результатов термогравиметрического анализа и расчета соотношения С/Н в коксе, принято, что структура кокса соответствует брутто-формуле $C_{52}H_{40}$, который в регенераторе окисляется кислородом воздуха с образо-

ванием монооксида углерода, двуокиси углерода и воды в эмульсионной фазе регенератора, в разреженной зоне катализатора происходит дожиг CO:

$$C_{52}H_{40} + 62O_2 \rightarrow 52CO_2 + 20H_2O$$
 (P.1)

$$C_{52}H_{40} + 36O_2 \rightarrow 52CO + 20H_2O$$
 (P.2)

$$2\text{CO} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}_2$$
 (P.3)

С применением математической модели проведено исследование влияния двух марок катализатора крекинга на основные показатели

Таблица 1. Свойства катализаторов крекинга

гидродинамического режима процесса окислительной регенерации. Свойства катализаторов приведены в таблице 1.

Расчеты с применением математической модели показали, что при изменении расхода воздуха в интервале регламентных значений (не менее 22,2 м³/с) подаваемого на регенерацию для двух типов катализатора, при прочих равных условиях технологического режима установки, порозность кипящего слоя для катализатора 1 увеличивается в диапазоне с 0,58 до 0,65. Для

Параметр	Катализатор 1	Катализатор 2
Насыпная плотность, кг/м ³	908,00	772,00
Объем пор, м ³ /кг	4,2•10-4	4,9•10-4
Содержание кокса на закоксо- ванном катализаторе, мас. %	0,59	0,56
Содержание кокса на регенерированном катализаторе, мас. %	0,05	0,12
Гр	анулометрический состав катализато	opa
Фракция 0–2 • 10 ⁻⁵ м, мас. %	0,06	1,10
Фракция 0–4•10 ⁻⁵ м, мас. %	7,29	2,50
Фракция 0–8 • 10 ⁻⁵ м, мас. %	48,40	43,80
Фракция 0–1 • 10 ⁻⁴ м, мас. %	79,10	68,8
Фракция 0–1,6 • 10 ⁻⁴ м, мас. %	98,20	94,80



Рис. 1. Влияние расхода воздуха на порозность кипящего слоя для двух типов катализатора



Рис. 2. Влияние расхода воздуха высоту кипящего слоя для двух типов катализатора

катализатора 2 данный параметр характеризуется интервалом 0,66–0,74 (Рисунок 1).

В свою очередь, высота кипящего слоя для катализатора 1 изменяется с 4,8 до 5,8 м, для катализатора 2 диапазон изменения 5,9 до 7,6 м, что связано с большим содержанием фракции 1,0–2,1•10⁻⁴ м, мас. % в данном катализаторе.

Список литературы

1. Kunii D., Levenspiel O. Fluidized Reactor Models. 1. For Bubbling Beds of Fine, Intermediate, and Large Particles. 2. For the Lean Phase: Разработанный алгоритм расчета гидродинамики процесса позволил спрогнозировать характеристики кипящего слоя и степень эффективности разделения газокатализаторной смеси в регенераторе каталитического крекинга.

Freeboard and Fast Fluidization // Ind. Eng. Chem. Res. – 1990. – V. 29. – P. 1226–1234.

НОВЫЕ АЛЮМОНИКЕЛЬМОЛИБДЕНОВЫЕ КАТАЛИЗАТОРЫ ГИДРООЧИСТКИ СРЕДНИХ ДИСТИЛЛЯТОВ

И. А. Архипова, Е. Г. Петрова, С. В. Заглядова, Е. А. Чернышева Научный руководитель – к.х.н., заведующий лабораторией каталитических процессов нефтепереработки В. В. Фадеев

ООО «Объединенный центр исследований и разработок» ArkhipovaIA@rdc.rosneft.ru

Создание новых эффективных катализаторов гидроочистки (ГО) нефтяных фракций является одной из важных задач отечественной нефтепеработки. Широко известны алюмоникельмолибденовые катализаторы ГО, использующие преимущественно в очистке сложного сырья, такого как смесевые дизельные фракции (СДФ), включающие в себя компоненты вторичных процессов нефтепереработки (в частности, газойль коксования), и вакуумный газойль. Указанный состав катализатора обеспечивает максимальную эффективность в реакциях и гидробессеривания и деазотирования, а также гидрирования непредельных углеводородов [1, 2].

Современные технологии приготовления катализаторов ГО помимо подбора носителя, элементного состава и соотношения активных компонентов, способа нанесения активных компонентов предполагают также использование органических активаторов, которые по механизму действия можно разделить на хелатирующие агенты (преимущественно карбоновые кислоты), вступающие во взаимодействие с активными компонентами катализатора с образованием комплексных соединений, и добавки, не формирующие комплексные соединения и взаимодействуюшие с кислотными центрами носителя (преимущественно гликоли) [3]. В рамках проведенного исследования было изучено влияние природы и состава композиции органических активаторов на активность NiMo-катализатора в процессе ГО СДФ. Методом пропитки по влагоемкости синтезированы образцы одинакового элементного состава, дополнительно обработанные водными растворами органических веществ без промежуточной термообработки по следующего принципу: образец 1 – только трехосновная карбоновая кислота; образец 2 – сложный эфир одноосновной карбоновой кислоты; образец 3 – гликоль; образец 4 – совместный раствор всех перечисленных веществ в тех же концентрациях.

Активность полученных образцов оценивали по результатам лабораторных каталитических испытаний с использованием реального сырья НПЗ при следующих условиях: давление 4,0 МПа, температура 340–380 °С, соотношение водород:сырье 350 нл/л, объемная скорость подачи сырья 1,0 ч⁻¹, сульфидирование проводили с использованием диметилдисульфида. Влияние температуры процесса на степень обессеривания представлено на рисунке 1.

Результаты испытаний свидетельствуют о том, что во всем диапазоне исследованных температур максимальную степень обессеривания обеспечивал образец № 4. Активность образцов возрастала в ряду 1–2–3–4. Также необходимо