

Министерство образования и науки Российской Федерации

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ «САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ Н.Г.ЧЕРНЫШЕВСКОГО»

Кафедра нефтехимии
и техногенной безопасности

Каталитический крекинг вакуумного газойля на цеолитном катализаторе
АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

Студента 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»
код и наименование направления

Института химии

наименование факультета

Инаркаева Рамзана Вахаевича

фамилия, имя, отчество

Научный руководитель

д.х.н., профессор
должность, уч. степень, уч. звание

дата, подпись

Р. И. Кузьмина
инициалы, фамилия

Зав. кафедрой:

д.х.н., профессор
должность, уч. степень, уч. звание

дата, подпись

Р. И. Кузьмина
инициалы, фамилия

Саратов 2017

Введение

Основными задачами стоящими перед нефтеперерабатывающей промышленностью – увеличение объема производства нефтепродуктов, расширение их ассортимента и повышение качества. В условиях непрерывного роста переработки сернистых и высокосернистых, а также высокопарафинистых нефтей потребовалось изменение технологии переработки нефти. Высокое значение приобрели вторичные, а также каталитические процессы, одним из которых является процесс каталитического крекинга.

Процесс каталитического крекинга является одним из наиболее распространенных крупнотоннажных процессов углубленной переработки нефти и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современных и перспективных НПЗ топливного профиля.

Основным целевым назначением процесса является выход высокооктанового бензинов и сжиженных газов, которые являются сырьем для последующего производства высокооктановых компонентов бензинов, а также сырьем для нефтехимических производств.

За период своего развития процесс каталитического крекинга совершенствовался как в отношении способа контакта сырья и катализатора, так и в отношении применяемого катализатора.

Целью бакалаврской работы является параметрический расчёт реактора установки каталитического крекинга производительностью 0,6 млн.т/год, а также определение экономической целесообразности строительства данной установки.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

1. Расчет материального баланса реактора.
2. Расчет теплового баланса реактора.
3. Расчет геометрических размеров реактора.
4. Оценка экономической эффективности производства.

Основное содержание работы

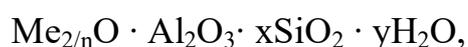
В качестве сырья в процессе каталитического крекинга в течение многих десятилетий традиционно использовали вакуумный дистиллят (газойль) широкого фракционного состава (350-500°C). В ряде случаев в сырье крекинга вовлекаются газойлевые фракции термодеструктивных процессов, гидрокрекинга, рафинаты процессов деасфальтизации мазутов и гудронов, полупродукты масляного производства и др.

В последние годы в мировой нефтепереработке наблюдается тенденция к непрерывному утяжелению сырья. На современных зарубежных установках перешли к переработке глубоковакуумных газойлей с температурой конца кипения 540-620°C [2]. На комбинированных установках после предварительного облагораживания сырья гидроочисткой, деасфальтизацией или деметаллизацией каталитическому крекингу подвергают мазуты и гудроны.

Установки каталитического крекинга функционируют сегодня на цеолитсодержащих алюмосиликатных катализаторах с редкоземельными металлами, повышающими их стабильность. Совершенствование цеолитсодержащих катализаторов связано с необходимостью повышения их активности, стабильности и селективности [6].

Промышленные катализаторы крекинга представляют собой сложные многокомпонентные системы, состоящие из: 1) матрицы (носителя) – аморфного алюмосиликата; 2) активного компонента – цеолита; 3) вспомогательных активных и неактивных добавок.

Алюмосиликатная аморфная фаза закрепляет частицы цеолита в своей структуре, взаимодействует с ней и создает активную докристаллическую фазу. Цеолиты представляют собой алюмосиликаты с трехмерной кристаллической структурой следующей общей формулы:



где n – валентность катионов Me ; x – мольное соотношение оксидов кремния и алюминия, называемое силикатным модулем; y – число молей воды.

В настоящее время насчитывается несколько десятков разновидностей природных и синтетических цеолитов, отличающихся структурой, типом катионов Me, силикатным модулем и числом молекул кристаллизационной воды.

Наиболее современным реактором каталитического крекинга является прямоточный реактор с восходящим потоком газокатализаторной смеси (лифт-реактор). По газодинамическим характеристикам этот реактор приближается к реакторам идеального вытеснения, являющимися более эффективными для каталитического крекинга по сравнению с реакторами с псевдоожиженным слоем катализатора. При этом время контакта сырья с ЦСК благодаря высокой активности снижается в лифт-реакторе примерно на 2 порядка (до 2-6 с). Высокая термостабильность современных катализаторов позволяет проводить реакции крекинга при повышенных температурах и исключительно малом времени контакта, то есть осуществить высокоинтенсивный («скоростной») жесткий крекинг (подобно процессам пиролиза).

Регенерацию закоксованного катализатора проводят непрерывно в регенераторе, путем выжига кокса кислородом воздуха при температурах 650-750°C.

В ходе работы был рассчитан материальный баланс лифт-реактора производительностью 600000 т/год :

Приход			Расход		
Компоненты	% масс.	кг/ч	Компоненты	% масс.	кг/ч
Сырье (фр. 350-500°C) Водяной пар (G _п + G _{дл})	100	76000	Сухой газ	3,8	2888
	9,6	7184	ППФ	6,4	4864
			ББФ	7,6	5776
			Бензин (н.к.-210°C)	52,7	40052
			Газойль легкий (210-344°C)	17,6	13376
			тяжелый	6,8	5168
			Кокс	4,2	3192
			Потери	1,0	760
			Водяной пар (G _п + G _{дл})	9,6	7184
Итого:	109,6	83184	Итого:	109,6	83184

А также тепловой баланс лифт-реактора:

Обозначение потока	Состояние	Температура, °К	Количество кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход					
Q_c	Ж	T_c	76000	q_c	Q_c
$Q_{к1}$	Т	925	608000	737,2	124504,9
$Q_{п1}$	П	925	3040	3822,4	3227,8
$Q_{д1}$	П	825	4144	3602,4	4146,8
$Q_{о.к.}$	Т	925	122	1636,0	55,4
Сумма	-	-	-	-	$Q_c+130147,1$
Расход					
$Q_{г}$	Г	798	13452	1377,4	5146,9
$Q_{б}$	П	798	40052	1543,8	17175,6
$Q_{л.г.}$	П	798	13376	1415,5	5259,4
$Q_{т.г.}$	П	798	5168	1368,4	1964,4
$Q_{к2}$	Т	798	608000	594,0	100320
$Q_{к}$	Т	798	3192	1319,0	1169,5
$Q_{д2}$	П	798	4144	3543,0	4078,4
$Q_{п2}$	П	798	3040	3543,0	2991,8
Q_p	-	-	76000	170,0	3588,9
$Q_{п}$	Принимается	-	-	-	425,4
Сумма	-	-	-	-	142120,3

В результате расчетов определили геометрические параметры реактора (4 зоны):

Объемный расход потока углеводородных паров V_i , м³/ч

$$V_1 = 19445,4$$

$$V_2 = 31551,3$$

$$V_3 = 7702,2$$

$$V_4 = 45383,8$$

Площадь сечения реакционной зоны S_i , м²

$$S_1 = 19445,1 / (3600 \cdot 14,0) = 0,4$$

$$S_2 = 31551,3 / (3600 \cdot 0,75) = 11,7$$

$$S_3 = 7702,2 / 3600 \cdot 0,4 = 5,3$$

$$S_4 = 1,2 \cdot (S_3 + S_2) = 20,4$$

Диаметр реакционной зоны D_i , м

$$D_1 = 0,7$$

$$D_2 = 3,9$$

$$D_3 = 2,7$$

$$D_4 = 5,1$$

Высота реакционной зоны H_i , м

$$H_1 = 15,2 / 0,4 = 38,0$$

$$H_2 = 12,2 / 11,7 = 1,0$$

$$H_3 = 57,9 / 5,3 = 10,9$$

$$H_4 \geq 4,5$$

Оценили технико-экономические показатели:

Показатели	Единица измерения	Сумма
Производительность	т/год	600000
Амортизационные отчисле-	руб.	65380000
Капитальные затраты	руб.	9000000000
Полная себестоимость	руб.	10100509496
Чистая прибыль	руб.	2368232404
Рентабельность	%	26,3
Срок окупаемости	год	3,8

ВЫВОДЫ

1. Проведен технологический расчет лифт-реактора установка каталитического крекинга производительностью 600 тыс. т/год. Тепловая нагрузка реактора составила $Q = 142120,3$ кВт.

2. На основе расчета выбран реактор со следующими характеристиками:

Диаметр лифт-реактора $D_1 = 700$ мм.

Длина лифт реактора $H_1 = 38000$ мм.

Диаметр реакционной зоны $D_2 = 3900$ мм.

Высота реакционной зоны $H_2 = 1000$ мм.

Высота отпарной зоны $H_3 = 10900$ мм.

Диаметр отпарной зоны $D_3 = 2700$ мм.

Диаметр корпуса зоны сепарации $D_4 = 5100$ мм.

3. В результате экономического расчета определено, что установка каталитического крекинга производительностью 600000 т/год, приносит прибыль в размере 236,8 млн. руб/год, а срок окупаемости составляет 3,8 лет.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Ситдикова А.В., Рахимов М.Н. Исследование влияния концентрации олефинов в сырье на основные показатели процесса каталитического крекинга // Нефтегазовое дело. 2006. №1. С.38-52.
2. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. М.: Гилем, 2002. 672 с.
3. Коуч К.А., Сейберт К.Д., Р.Дж. ванн Опдорп. Совершенствование процесса ККФ. // Нефтегазовые технологии. 2005. №1. С. 51-54.
4. Каталитический крекинг. Катализаторы, химия и кинетика / Под ред. Н.С. Печуро. М.: Химия, 1990. 150 с.
5. Войцеховский Б.В., Корма А. Каталитический крекинг. Катализаторы, химия, кинетика. М.: Химия, 1990. 152 с.
6. Капустин В.М., Гуреев А.А. Технология переработки нефти. В 2 ч. Ч. 2. Деструктивные процессы. М.: КолосС, 2007. 334 с.
7. Имхов П., Раутиайнен Э. // Нефтегазовый журнал. 2006. С. 87-89.
8. Липин П.В., Доронин В.П., Гуляев Т.И. Превращение высших n-алканов в условиях глубокого каталитического крекинга // Нефтехимия. 2010. №5. С. 372-376.