

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ
Н.Г.ЧЕРНЫШЕВСКОГО»

Кафедра нефтехимии и техногенной безопасности

Оценка возможности увеличения производительности реакторов риформинга
установки ЛЧ-35-11/300

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

студента (ки) 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»

код и наименование направления, специальности

Института химии

Сафиуллина Карим Сахановича

Научный руководитель

д.х.н., профессор

должность, уч. ст., уч. зв.

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Заведующий кафедрой

д.х.н., профессор

должность, уч. ст., уч. зв.

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Саратов 2023 год

ВВЕДЕНИЕ

Целью работы является оценка запаса производительности реакторов на установке каталитического риформинга с годовой производительностью 300 тыс. тонн в год (до 350 тыс. тонн в год).

Структура и объём. Бакалаврская работа изложена на 61 страницах, состоит из введения, содержания с двумя разделами, двенадцатью подразделами и выводом. Количество использованных списков литературы составляет 20. В тексте имеется 31 таблица и 1 рисунок.

ОСНОВНАЯ ЧАСТЬ

Нефтепереработка и нефтехимия - часть единого комплекса, сосредотачивающая в себе переработку нефти и сланцев, производство моторных топлив и продуктов нефтехимической промышленности различного рода, относится к числу тех отраслей, которые оказывают огромное влияние на технологический прогресс и развитие производственных способностей страны.

От развития нефтепереработки зависит базовый потенциал для различных отраслей, например, химической промышленности.

На базе продуктов химической и нефтехимической промышленности получили мощное развитие такие современные отрасли, как металлургическая, машиностроение, автомобильный и авиационный транспорт, производство строительных материалов и товаров народного потребления.

Каталитический риформинг – является важным процессом в современной нефтепереработке и нефтехимии, широко применяется для производства высокооктановых бензинов и ароматических углеводородов.

Каталитический риформинг является неотъемлемым элементом нефтеперерабатывающего завода. Основным назначением данного процесса является получение высокооктанового компонента автомобильного топлива из прямогонных низкооктановых бензиновых фракций за счет их ароматизации. При каталитическом риформинге бензинов из алканов

образуются ароматические соединения. Циклоалканы превращаются в ароматические соединения, подвергаются гидрированию, изомеризации. Ароматические углеводороды теряют при риформинге боковые заместители, и поэтому они предпочтительней для производства современного высокооктанового бензина.

В процессе риформинга получается 80-85 % бензина риформата с октановым числом 80-90, исследуя по моторному методу.

Еще одним стимулом к развитию риформинга является потребность химической промышленности в ароматических углеводородах - толуоле, бензоле, этилбензоле и ксилолах.

Выход продуктов зависит от параметров процесса и активности катализатора.

На платиновом катализаторе при риформинге протекают следующие реакции:

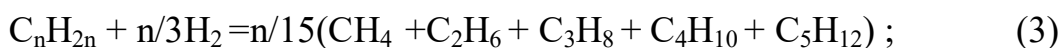
— превращение нафтеновых углеводородов в ароматические:



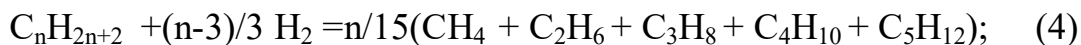
— превращение нафтеновых углеводородов в парафиновые:



—гидрокрекинг нафтеновых углеводородов:



—гидрокрекинг парафиновых углеводородов:



Количество сырья (в кмоль) равно:

$$n_{c1} = G_c/M_c$$

где G_c - количество сырья, кг/ч

Рассчитаем величину G_c :

$$G_c = 350000000/365 \cdot 24 = 39954 \text{ кг/ч}$$

Подставив числовое значение величины G_c в предыдущую формулу, получим:

$$n_{c1} = 39954/114 = 350,5 \text{ кмоль/ч}$$

Количество катализатора, необходимое для проведения реакции:

$$v_k = G_c / (\rho_c v_0) = 39954 / (750 \cdot 1,5) = 35,5 \text{ м}^3$$

Насыпная масса алюмоплатинового катализатора равна $\rho_k = 550 - 670$ кг/м³. Приняв насыпную массу катализатора $\rho_k = 650$ кг/м³, найдем количество катализатора:

$$G_k = v_k \cdot \rho_k = 35,5 \cdot 650 = 23075 \text{ кг}$$

Риформинг бензиновых фракций осуществляют в блоке из трех последовательно соединенных реакторов. Примем число реакторов $n_p = 3$. Катализатор между реакторами распределяют в отношении 1:2:4. Общее количество катализатора первоначально распределим между тремя реакторами в указанном отношении, таблица 1.

Таблица 1 - Количество катализатора в реакторах

Номер реактора	Количество катализатора	
	$v_{ki}, \text{ м}^3$	$G_{ki}, \text{ кг}$
1	5,1	3296,4
2	10,1	6592,8
3	20,3	13185,8
Сумма	35,5	23075

Основные реакции (1) - (2) риформинга протекают с поглощением тепла. Перепад температуры в реакторах зависит от группового углеводородного состава сырья и от температуры реакции. В первом реакторе перепад температуры может достигать 35 - 80 °К, во втором 8 - 40 °К и в третьем 0-17°К

Диаметр реактора рассчитаем так, чтобы перепад давления Δp_{cl1} в слое катализатора не превышал допустимого значения $[\Delta p_{cl1}]$. Величину $[\Delta p_{cl1}]$ для реактора примем по данным укрупненной установки:

$$[\Delta p_{cl1}] = 0,5 \cdot 1,58 \cdot 10^6 / n_p = 0,5 \cdot 0,158 \cdot 10^3 / 3 = 0,02633 \cdot 10^6$$

где 0,5 - доля гидравлического сопротивления слоя в общем гидравлическом сопротивлении реактора

Последующим расчетом принятое значение должно быть подтверждено. Для расчета величины $\Delta\pi_{сл1}$ воспользуемся формулой:

$$[\Delta\pi_{сл1}]/H_1=255(1-\lambda)^{1.35}/\lambda^{0.29}\cdot\omega^2\rho_{см}/d_э\cdot(v_{см}/d_э\omega)^{0.35}$$

где $[\Delta\pi_{сл1}]/H_1$ - потери напора на 1 м высоты (толщины) слоя катализатора в реакторе, Па/м;

λ - порозность слоя;

ω - скорость фильтрования, м/с;

$\rho_{см}$ - плотность газов, кг/м³;

$v_{см}$ - кинематическая вязкость, м²/с;

$d_э$ - эквивалентный диаметр частиц катализатора, м

Подставив в формулу для расчета потери напора числовые значения величин, получим:

$$[\Delta\pi_{сл1}]/H_{сл1}=2667,2 \text{ Па/м}$$

Потеря напора в слое катализатора:

$$\Delta\pi_{сл1}=2667,2\cdot 2,63=5735 \text{ Па}$$

Полученная величина $\Delta\pi_{сл1} = 5735$ Па не превышает $[\Delta\pi_{сл1}] = 26300$ Па

Расчет основных размеров реактора.

Примем диаметр реактора $D_{р1}=2$ м.

Высота слоя катализатора в стакане:

$$H_{сл1}=\nu_{kl}/F$$

где F- площадь кольцевого сечения между стаканами, м².

Величину F найдем следующим образом:

$$F= \pi((D_{р1}-2\cdot 0.04-2\cdot 0.02)^2-D_c^2)/4=2,6 \text{ м}^2$$

Тогда

$$H_{сл1}=4,35/2,6=1,67 \text{ м}$$

Высота реактора:

$$H = D + H_{сл1} = 1,67+2= 3,67 \text{ м}$$

Полная высота реактора со штуцерами равна:

$$H_{\text{Пл}} = H_{\text{chl}} + 0,2 + D_{pl} + 0,225 + 1,5 = 1,67 + 0,2 + 0,225 + 2 + 1,5 = 5,56 \text{ м}$$

Расчет второго реактора полностью аналогичен.

Сравнение расчетных данных с регламентными значениями в таблице 31.

Таблица 31 - Основные данные по размерам и сравнение с регламентными

Реактор	Расчетные размеры		Регламентные размеры	
	D _{внут} , мм	H _{со штуцерами} , М	D _{внут} , мм	H _{со штуцерами} , М
Р-602 (№1)	2000	5,56	2000	7,90
Р-603 (№2)	2400	10,90	2400	9,60

ВЫВОДЫ

1. Изучен процесс риформинга на установке ЛЧ-35-11/300: химические реакции и их механизмы протекания, катализаторы процесса, параметры процесса.
2. Проведены расчеты материального и теплового баланса реакторного блока, включающего 2 реактора радиального типа и 1 реактор аксиального типа, проверка на гидравлическое сопротивление создаваемого катализатором и определены основные размеры реакторов установки мощностью 350 тыс. тонн/год.
3. Определено количество катализатора, необходимое для обеспечения мощности установки 350 тыс. тонн/год, размеры первого реактора $D_1 = 2$ м, $H = 5,6$ м и второго реактора $D_2 = 2,4$ м, $H = 10,9$ м.
4. Сравнительный анализ полученных расчетных данных размеров реакторов с регламентными, действующими на установке ЛЧ-35-11/300, выявил запас в размерах 1 аппарата, но последующие расчеты показали, что размер 2 реактора превышает регламентный на 1 метр.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Иванов В. А., Ромаденкина С. Б. Превращение н-гексана в условиях каталитического риформинга // ModernScience. - 2021. ч. 3. - С. 30-36.
2. Кузьмина Р.И. Модифицирование алюмоплатиновых катализаторов ароматизации н-парафинов (обзор) // Катализ в нефтехимии и экологии / под ред. В.П. Севостьянова. - Саратов: Изд-во СГАП, 1999. - С. 49-69.
3. Аниськова Т. В., Ромаденкина С. Б., Кузьмина Р. И. Превращение стабильного катализата установки каталитического риформинга на катализаторе R-98 // Известия Саратовского университета. Новая серия. Серия: Химия. Биология. Экология. 2017. Т. 17, вып. 4. С. 394-396.
4. Иванчина Э.Д., Шарова Е.С., Кокшаров А.Г., Фалеев С.А., Федюшин А.И., Оптимизация режимов работы катализаторов риформинга с использованием метода математического моделирования. //Нефтепереработка и нефтехимия. - 2014. №2 - С. 116-134.
5. Подвинцев И.Б., Болотова Е.С., Конрад Н.Г. О синтезе тяжелых углеводородов как побочной реакции каталитического риформинга бензинов. - 2014. - 96 с.
6. Технологические расчеты и теория каталитического риформинга бензина: учеб. пособие / Н. К. Кондрашева, Д. О. Кондрашев, К. Г. Абдульминев; под ред. Н. К. Кондрашевой. - Уфа: ООО «Монография», - 2008. - 160 с.
7. П.Н. Боруцкий. А.В. Кириллов. В.В. Петров. Применение платинированного цеолитсодержащего катализатора при переработке бензиновых фракций. - 2014. - 225 с.
8. Салиху А.Г., Колесников И.М., Колесников С.И., Закономерности превращения нафтенов в условиях каталитического риформинга. - 2014. - 145 с.
9. Кузьмина Р.И. Физико-химические исследования катализатора ароматизации н-парафинов // Физические методы для исследования катализа на молекулярном уровне: Тех. докл. междунар. конф. - Новосибирск, - 1999. - 124-132 с.

10. Пчелинцева (Якупова), И.В. Повышение ресурсоэффективности процесса каталитического риформинга бензинов методом математического моделирования / Э.Д. Иванчина, Е.С. Шарова, И.В. Якупова // Известия вузов. Химия и химическая технология. - 2014 - С. 87-89.