

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

Кафедра нефтехимии техногенной безопасности

**ПОВЫШЕНИЕ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ РЕАКТОРНОГО БЛОКА
КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА**

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

студента 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»

Института Химии

Родина Ивана Григорьевича

Научный руководитель

Доцент, к.т.н.

Е.С. Свешникова

Заведующий кафедры

Профессор, д.х.н.

Р. И. Кузьмина

Введение. Каталитический риформинг - один из важнейших процессов современной нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Он широко используется в целях производства высокооктановых бензинов и индивидуальных ароматических и индивидуальных ароматических углеводородов (бензола, толуола, ксилолов), а так же для обеспечения водородом процессов гидроочистки нефтяных продуктов [1].

Научные основы процесса каталитического риформинга разработаны выдающимся русским химиком Николаем Дмитриевичем Зелинским в начале XX в.

Однако промышленная реализация этого процесса в нашей стране затянулась до 1950 - х годов. Первые опытные установки каталитического риформинга появились в 1955 г., а первые промышленные производства (Л-35-5 и Л-35-6) были введены в эксплуатацию в 1962–1963 гг. [2]

При этом большинство установок риформинга на отечественных нефтеперерабатывающих заводах построено по типовым проектам основного проектного института Советского союза – Ленгипронефтехима.

Сейчас одним из стимулов развития риформинга является постоянное введение новых требований к качеству моторных топлив и их химическому составу. Постоянное исследование и совершенствование каталитического риформинга оказывает огромное влияние на развитие гидрогенизационных и дегидрогенизационных процессов, а также процессов изомеризации.

Целью данной работы является: расчёт возможности увеличения количества сырья установки ЛЧ -35-11/600 до 700 тысяч тонн сырья в год.

Основное содержание работы. Описание принципиальной схемы процесса. Установки каталитического риформинга всех типов включают следующие блоки: гидроочистки сырья, очистки водородсодержащего газа, реакторный блок, сепарации газа и стабилизации катализата.

Принципиальная технологическая схема установки платформинга (без блока гидроочистки сырья) со стационарным слоем катализатора приведена на рис. 1.

Гидроочищенное и осушенное сырье смешивается с циркулирующим ВСГ, подогревается в теплообменнике, затем в секции печи П-1 и поступает в реактор первой ступени Р-1. На установке имеется 3 адиабатических реактора и соответствующее число секций многокамерной печи П-1 для межступенчатого подогрева реакционной смеси.

На выходе из последнего реактора смесь охлаждается в теплообменнике и холодильнике до 20 -40 и поступает в сепаратор высокого давления С-1 для отделения циркулирующего ВСГ от катализата. Часть ВСГ после осушки цеолитами в адсорбере Р-4 поступает на прием циркуляционного компрессора, а избыток выводится на блок предварительной гидроочистки бензина и передается другим потребителям водорода.

Нестабильный катализат из С-1 поступает в сепаратор низкого давления С-2, где от него отделяются легкие углеводороды. Выделившиеся в сепараторе С-2 газовая и жидкая фазы поступают во фракционирующий абсорбер К-1. Абсорбентом служит стабильный катализат (бензин). Низ абсорбера подогревается горячей струей через печь П-2. В абсорбере при давлении 1,4 МПа и температуре внизу 165 °С и вверху 40 °С отделяется сухой газ.

Нестабильный катализат, выводимый с низа К-1, после подогрева в теплообменнике поступает в колонну стабилизации К-2. Тепло в низ К-2 подводится циркуляцией и подогревом в печи П-2 части стабильного конденсата. Головная фракция стабилизации после конденсации и охлаждения поступает в приемник С-3, откуда частично возвращается в К-2 на орошение, а избыток выводится с установки.

Часть стабильного катализата после охлаждения в теплообменнике подается во фракционирующий абсорбер К-1, а балансовый его избыток выводится с установки.

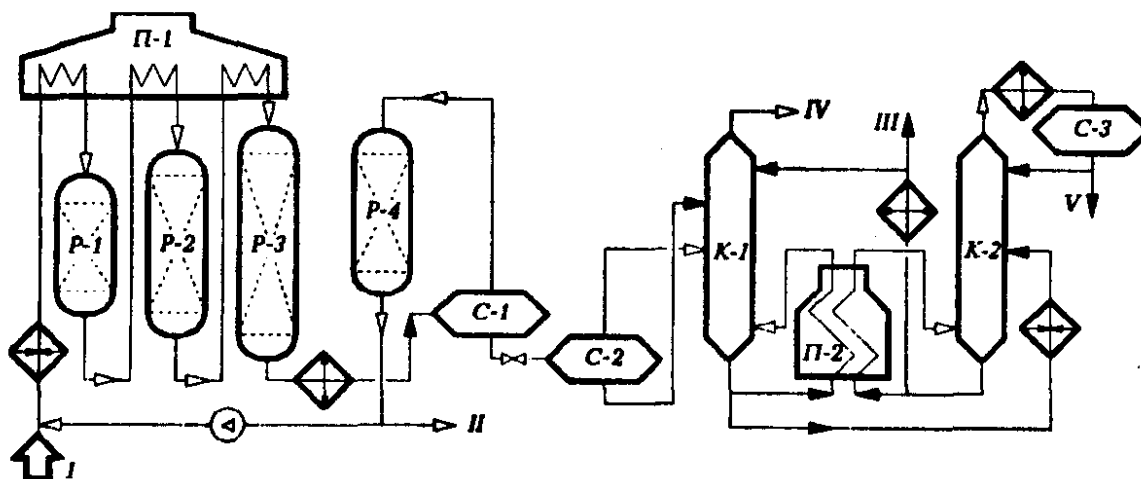


Рисунок 1. Принципиальная технологическая схема установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора: I - гидроочищенное сырье; II - ВСГ; III - стабильный катализат; IV - сухой газ; V - головная фракция [2].

Расчет реакторного блока установки каталитического риформинга над неподвижным алюмоплатиновым катализатором. Производительность реакционного блока по сырью равна 1917,8 т/сутки.

Состав стабильного гидрогенизата – сырья для каталитического риформинга приведен в таблице 6.1.

Таблица 1 - Состав стабильного гидрогенизата

Относительная плотность	Фракционный состав					Углеводородный состав, % мас.		
	Н. к.	10%	50%	90%	К.к.	Ароматич.	Нафтенов	Парафин
0,7288	90	100	121	164	180	12	38	50

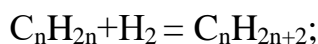
Н.к. – низкокипящие углеводороды. К.к. – конечное кипение.

Над платиновым катализатором при риформинге протекают следующие реакции:

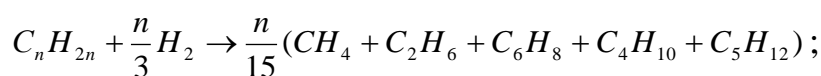
превращение нафтеновых углеводородов в ароматические:



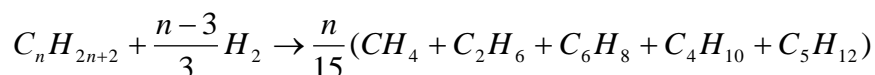
превращение нафтеновых углеводородов в парафиновые:



гидрокрекинг нафтеновых углеводородов:



гидрокрекинг парафиновых углеводородов:



где n – углеродное число (число углеродных атомов в молекуле углеводорода) [15].

Процесс каталитического риформинга протекает под повышенным давлением. Примем давление в первом реакторе равным $3,43 \cdot 10^6$ Па.

Примем температуру в первом реакторе - 803 К.

В промышленных реакторах объёмная скорость подачи сырья (ОСПЧ) равна 1-3 ч⁻¹. В расчете используем числовое значение ОСПС равное 1,5 ч⁻¹. Циркуляцию ВСГ поддерживают в интервале 900-1850 м³ при нормальных условиях на 1 м³ сырья. Примем кратность циркуляции газа равной 1500 м³/м³. Содержание водорода в ВСГ достигает 70 – 93 об.%. Примерный состав циркулирующего газа приведем в таблице 2.

Таблица 2 – Примерный состав циркулирующего газа

Компоненты	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
Содерж. об.%	86	4	5	3	1	1

Таблица 3 – Числовое значение молекулярных масс углеводородов

Компоненты	Молекулярная масса	Содержание в сырье	
		Масс. доли	Мольные доли
Ароматические	101,8	0,12	0,127
Нафтеновые	107,8	0,38	0,382
Парафиновые	109,8	0,50	0,491
Сумма	-	1,00	1,000

Парциальное давление компонентов в сырье ввиду не очень высокого давления и значительного разбавлением водородом, рассчитываем следующим образом:

$$\begin{aligned} p_a &= 3,43 \cdot 10^6 \cdot 0,127 = 0,436 \cdot 10^6 \text{ Па;} \\ p_H &= 3,43 \cdot 10^6 \cdot 0,382 = 1,31 \cdot 10^6 \text{ Па;} \\ p_n &= 3,43 \cdot 10^6 \cdot 0,491 = 1,684 \cdot 10^6 \text{ Па.} \end{aligned} \quad (1)$$

Рассчитываем величину G_c :

$$G_c = \frac{1917,8 \cdot 1000}{24} = 79908,33 \text{ кг/ч.} \quad (2)$$

Количество сырья (в кмоль) равно:

$$n_{c1} = \frac{G_c}{M_c}; \quad (3)$$

где G_c – расход сырья, кг/ч;

M_c – средняя молекулярная масса сырья.

$$n_{c1} = \frac{79908,3}{108,8} = 734,4 \text{ кмоль/час.}$$

Расчетные данные количества и состава сырья приведем в таблице 4.

Таблица 4 – Количество и состав сырья

Компоненты	Мольная доля	Количество сырья кмоль/ч
Ароматические	0,127	93,3
Нафтеновые	0,382	280,6
Парафиновые	0,491	360,6
сумма	1,000	734,4

Количество ВСГ G_r равно:

$$G_r = \frac{G_c}{\rho} n \quad (4)$$

где ρ – плотность сырья;

n – кратность циркуляции ВСГ.

$$G_r = \frac{79908,3}{728,8} \cdot 1500 = 164465,5 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

Количество циркулирующего газа в кмоль равно:

$$n'_c = \frac{G_r}{22,4} \quad (5)$$

$$n_r = \frac{164465,5}{22,4} = 7342,2 \text{ кмоль}.$$

Данные по составу циркулирующего газа приведем в таблице 5.

Таблица 5 – Данные по составу циркулирующего газа

Компоненты	Молекуляр. масса	Содержание в мол.доли	Произведение мол. массы на содерж. сырья	Количество, кмоль/ч
Водород	2	0,86	1,72	6314,30
Метан	16	0,04	1,64	293,69
Этан	30	0,05	1,50	367,11
Пропан	44	0,03	1,32	220,27
Бутан	58	0,01	0,58	73,42
Пентан	72	0,01	0,72	73,42
Сумма	-	1,00	6,5	7344,21

Таблица 6 - Данные расчета по определению состава смеси сырья и водорода

Компоненты	Количество сырья, кмоль	Содержание сырья в мол. д.	Парциальное давление, Па
Ароматические	93,27	0,01160	$39,79 \cdot 10^3$
Нафтеновые	280,56	0,03506	$120,26 \cdot 10^3$
Парафиновые	360,61	0,04506	$154,56 \cdot 10^3$
Водород	6314,30	0,78896	$2706,13 \cdot 10^3$
Общие парафиновые	1027,91	0,12727	$436,53 \cdot 10^3$
Сумма	8076,65	1,000	$3457,27 \cdot 10^3$

Общее количество парафиновых углеводородов в циркулирующем газе равно:

$$7342,21 - 6314,30 = 1027,91 \text{ кмоль/ч}$$

Данные расчета по определению состава смеси сырья и водорода и парциальных давлений ее компонентов приведены в таблице 6.6.

Количество катализатора, необходимое для проведения реакции:

$$v_k = \frac{G_c}{\rho v_0} = \frac{79908,33}{728,8 \cdot 1,5} = 73,1 \text{ м}^3 \quad (6)$$

где v_k – необходимый объём катализатора; ρ – плотность сырья кг/м³.

Насыпная плотность алюмоплатинового катализатора равна $\rho_k = 550-650$ кг/м³. Приняв насыпную массу катализатора равную 580 кг/м³, найдем количество катализатора:

$$G_k = v_k \cdot \rho_k \quad (7)$$

где G_k – необходимая масса катализатора.

$$G_k = 73,1 \cdot 600 = 43867,5 \text{ кг.}$$

Заключение.

По результатам выпускной квалификационной работы можно сделать следующий вывод.

Увеличения производительности реакторного блока установки ЛЧ -35-11/600 до 700 тысяч тонн в год, возможно, если размеры рассчитанных реакторов достаточно близки к размерам реакторов на существующей установке. В другом случае для запланированного улучшения необходима реконструкция реакторного блока, сложность которой определяется разницей в габаритах и необходимости замены некоторых элементов установки.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1 Имашев У.Б. Особенности развития процесса каталитического риформинга в России / У.Б. Имашев, А.А.Тюрин, Е.А. Удалова. // Башкирский химический журнал. № 4, 2009. 203 с.
- 2 Ахметов С.А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа / С.А.Ахметов. Санкт-Петербург: Недра, 2006. 868с
- 3 Реутов О.А. Органическая химия / О.А. Реутов, А.Л. Курц, К.П. Бутин. М.: Бином. Лаборатория знаний. 2012. 2293с.
- 4 Бесков В.С., Флок В. Моделирование каталитических процессов и реакторов. / В.С. Бесков, В.М. Флок. Новосибирск: Химия, 1991. 256с.
- 5 Сулимов А.Д. Каталитический риформинг бензинов / А.Д. Сулимов М.: Химия, 1973. 152с.
- 6 Каминский Э.Ф. Глубокая переработка нефти: технологический и экологический аспекты / Э.Ф. Каминский, В.А. Хавкин. М.: Техника, 2001. 384с.
- 7 Нефедов Б. К. Катализаторы процессов углубленной переработки нефти / Е. Д. Радченко Р. Р. Алиев. М., Химия, 1992. 265 с.
- 8 Гуляев В. А. Промышленные установки каталитического риформинга / В.А. Гуляев, Г.А. Ластовкин, Е.М. Ратнер. Л.: Химия, 1984. 226 с.
- 9 Соколов В.Н. Машины и аппараты химических производств / В.Н. Соколов – Л. : Машиностроение, 1982. 364 с.
- 10 Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа / Е.В. Смидович. М.: Химия, 1968. 231с.
- 11 Дударева А.А. Гидродинамические процессы в реакторах каталитического риформинга / А.А. Дударева, Т.В. Смольникова, А.З. Давлетшина.// Нефтегазохимия. №2 2017. 61с.
- 12 Маслянский Г.Н. Каталитический риформинг бензинов / Г.Н. Маслянский, Р.Н. Шапиро. Л.: Химия. 1985. 213с.
- 13 Фарамазов С. А. Оборудование нефтеперерабатывающих заводов и его эксплуатация / С.А. Фарамазов. М.: Химия, 1978. 352с.

14 Владимирова А.И. Установки каталитического риформинга / А.И. Владимирова. Учебное пособие, М.: Нефть и газ, 1993. 60с.

15 Кузнецов А.А. Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. Л.:Химия, 1974. 338 с.

16 Лашинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов / А.А. Лашинский. Справочник. Л.: Машиностроение, 1981. 382 с.

17 Татевский В.М. Физико-химические свойства индивидуальных углеводородов (рекомендуемые значения) / В.М. Татевский. М.: Гостоптехиздат, 1960. 412 с.

18 Равдель А.А. Краткий справочник физико-химических величин / А.А. Равдель, А.М. Пономарёва. Справочное пособие, Санкт-Петербург: Химия, 2002. 240с.

19 Кондрашова Н.К. Технологические расчёты и теория каталитического риформинга бензина / Н.К. Кондрашова, Д.О. Кондрашов, К.Г. Абдульминев. Учебное пособие, Уфа: Монография, 2008. 159 с.

20 Шапиро Р.Н. Эффективность производства ароматических углеводородов на установках каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора / Р.Н. Шапиро. Л.: Химия и технология топлив и масел, 1987. 213с.