

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

**Оценка запасов мощности реактора Р – 1 блока риформинга  
установки ЛЧ-35-11/600**

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ ДИПЛОМНОЙ РАБОТЫ

студента 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»

код и наименование направления, специальности

Института химии

Уразгалиева Амангельды Кинжагалиевича

Научный руководитель

к.х.н., доцент

должность, уч. ст., уч. зв.

\_\_\_\_\_

подпись, дата

Т.В. Аниськова

инициалы, фамилия

Заведующий кафедрой

д.х.н., профессор

должность, уч. ст., уч. зв.

\_\_\_\_\_

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Саратов 2016

## **Введение.**

Любые химические продукты получают в последовательно соединенных между собой транспортными приспособлениями аппаратах различной конструкции и разного назначения. Среди аппаратов технологической системы можно всегда выделить вспомогательные, в которых осуществляются подготовительные операции — измельчение, растворение, осушка или увлажнение, нагрев или охлаждение, промывка и т. п., а также аппараты, в которых происходит собственно химическое превращение, т. е. основная технологическая операция для данного цеха или его отделения. Такие аппараты называют реакторами.

Таким образом, химическим реактором называется аппарат, в котором осуществляются химико-технологические процессы, сочетающие химические реакции с массопереносом (диффузией).

Например, в печном отделении сернокислотного цеха реактором является печь обжига серы или колчедана; в контактном отделении контактный аппарат и т. д.

Вспомогательные аппараты обычно расположены в технологической схеме как до реактора, так и после него. Основное назначение аппаратов, предшествующих реактору, заключается в подготовке сырья к реакции, а аппаратов, расположенных за реактором, — разделении продуктов реакции, концентрировании их или очистки от вредных примесей.

Иногда и вспомогательные операции (подогрев, измельчение, растворение, испарение, конденсация и т. п.), и собственно химическое превращение могут происходить в одном и том же аппарате.

Правильность выбора конструкции реактора, материала, из которого он изготовлен, совершенство средств автоматизации, удобство и надежность в эксплуатации в значительной степени определяют эффективность всего технологического процесса.

Многообразие химических и физических явлений, лежащих в основе разнохарактерных технологических процессов, выдвигает самые различные

требования к химическим реакторам. Однако все без исключения реакторы должны удовлетворять следующим основным требованиям: 1) обеспечивать большую производительность; 2) давать возможно более высокую степень превращения при максимальной селективности процесса; 3) иметь малые энергетические затраты на транспортировку и перемешивание реагентов; 4) быть достаточно простыми в устройстве и дешевыми, для чего при изготовлении реакторов необходимо использовать черные металлы, недорогие изделия силикатной промышленности, недефицитные пластмассы и т. п.; 5) наиболее полно использовать теплоту экзотермических реакций и теплоту, подводимую извне, для осуществления эндотермических процессов; 6) быть надежными в работе, по возможности наиболее полно механизированными и обеспечивать автоматическое регулирование процесса.

Однако перечисленные требования носят часто противоречивый характер. Например, увеличение степени превращения приводит к снижению производительности аппарата, а высокие механизация и автоматизация — к его удорожанию. Поэтому необходимо обеспечить такую совокупность выполнения требований, которая бы привела к наивысшей экономической эффективности работы реактора. Для этого учитывается вклад каждого из показателей в общий экономический эффект работы аппарата.

Тема выпускной квалификационной работы оценка запасов мощности реактора Р – 1 блока риформинга установки ЛЧ-35-11/600.

Процесс каталитического риформинга бензиновых фракций (риформинга бензинов) является одним из важнейших процессов современной нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Процесс риформинга предназначен для производства высокооктановых компонентов автомобильных бензинов и для производства легких ароматических углеводородов – бензола, толуола и ксилолов. Весьма важным продуктом процесса риформинга является водородсодержащий газ с высоким содержанием водорода, который используется для гидроочистки

широкого ассортимента нефтяных фракций, для процесса гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и других гидрогенизационных процессов.

Процесс каталитического риформинга является сложным химическим процессом. Это обусловлено, прежде всего, химическим составом исходного сырья процесса – разнообразных бензиновых фракций. В состав так называемой широкой фракции бензина входит более 150 углеводородов. Это углеводороды трех основных групп: парафиновые углеводороды нормального и изостроения, нафтеновые углеводороды с пятичленными и шестичленными циклами с одной или несколькими замещающими алкильными группами и ароматические углеводороды, которые обычно представлены бензолом, толуолом, ксилолами и незначительным количеством более тяжелых алкилбензолов. Среди парафинов преобладают углеводороды нормального строения и монометилзамещенные структуры. Нафтены представлены гомологами циклопентана и циклогексана. Поэтому тема риформинга является актуальной.

Целью выпускной квалификационной работы является расчёт запасов мощности реактора Р-1 блока риформинга установки ЛЧ-35-11/600. Для достижения данной цели были поставлены следующие задачи:

1. Произвести сбор и анализ информации о процессе риформинга
2. Произвести поверочный расчет реактора риформинга мощностью 600 тыс. т/год
3. Произвести технологический расчет реактора при увеличении мощности на 50 тыс. т/год
4. Произвести расчет реактора на прочность при увеличении мощности.

Химическим реактором называется аппарат, в котором осуществляются химико-технологические процессы, сочетающие химические реакции с массопереносом (диффузией).

Правильность выбора конструкции реактора, материала, из которого он изготовлен, совершенство средств автоматизации, удобство и надежность в

эксплуатации в значительной степени определяют эффективность всего технологического процесса.

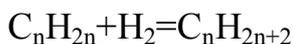
Многообразие химических и физических явлений, лежащих в основе разнохарактерных технологических процессов, выдвигает самые различные требования к химическим реакторам. Однако все без исключения реакторы должны удовлетворять следующим основным требованиям: 1) обеспечивать большую производительность; 2) давать возможно более высокую степень превращения при максимальной селективности процесса; 3) иметь малые энергетические затраты на транспортировку и перемешивание реагентов; 4) быть достаточно простыми в устройстве и дешевыми, для чего при изготовлении реакторов необходимо использовать черные металлы, недорогие изделия силикатной промышленности, недефицитные пластмассы и т. п.; 5) наиболее полно использовать теплоту экзотермических реакций и теплоту, подводимую извне, для осуществления эндотермических процессов; б) быть надежными в работе, по возможности наиболее полно механизированными и обеспечивать автоматическое регулирование процесса.

**Основное содержание работы.** Произведен технологический расчет. Над платиновым катализатором при риформинге протекают следующие реакции:

превращение нафтеновых углеводородов в ароматические



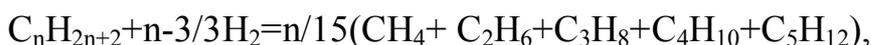
превращение нафтеновых углеводородов в парафиновые



гидрокрекинг нафтеновых углеводородов



гидрокрекинг парафиновых углеводородов



где  $n$  – число углеродных атомов [21].

Произведем расчет материального и теплового балансов первого реактора установки каталитического риформинга с производительностью 600 тыс. т:

Расчет количества катализатора:

$$G_k = G_c / \rho * v$$

где  $G_c$  – количество сырья, кг/ч

$\rho$  – плотность катализатора, кг/м<sup>3</sup>

$v$  – циркуляция ВСГ, ч<sup>-1</sup>.

Расчет количества нафтенов, оставшихся после реакции ароматизации:

$$N = (y' - N_n) N_{c1},$$

где  $y'$  – мольная доля нафтеновых УВ в сырье (табл. 3.26 [21])

$N_n$  – доля нафтеновых УВ, подвергнутых ароматизации

$N_{c1}$  – расход сырья, кмоль/ч.

Количество нафтенов, превратившихся в ароматические УВ:

$$N_{n1} = N_c - N,$$

где  $N_c$  – количество нафтеновых УВ в сырье.

Доля парафиновых УВ, подвергнутых превращению:

$$N_n = k_p * 8,53,$$

где  $k_p$  – константа реакции превращения парафинов.

Количество нафтеновых УВ после проведения первой и второй реакции:

$$N_{n12} = (y' - N_n + N_n) * N_{c1}.$$

Количество парафиновых УВ, превращенных в нафтеновые:

$$N_{nn1} = N_{n12} - N =.$$

Расчет количества нафтенов, оставшихся после трех реакций:

$$N_{n13} = (y' - N_n + N_n - N_g) * N_{c1},$$

где  $N_g$  – доля нафтеновых УВ, подвергнутых гидрокрекингу.

Количество нафтеновых УВ, которое подвергнуто гидрокрекингу:

$$N_{ng1} = N_{n12} - N_{n13}.$$

Количество парафиновых УВ питания, которое осталось после реакции гидрокрекинга:

$$Nn14 = (y'' - Nn1) * Nc1,$$

где  $y''$  - мольная доля парафиновых УВ в сырье,

$Nn1$  – доля парафиновых УВ, подвергнутых гидрокрекингу.

Количество парафиновых УВ, которое подвергнулось реакции гидрокрекинга и превратилось в газ:

$$Nn21 = Nn1 - Nn14,$$

где  $Nn1$  - количество парафинов в сырье.

На основе приведенного состава газосырьевой смеси и химических реакций составляем материальный баланс первого реактора.

Далее составляется тепловой баланс первого реактора, который необходим для определения температуры газопродуктовой смеси (ГПС) на выходе из реактора.

Объем реакционной зоны реактора должен обеспечить время контакта паров сырья с катализатором на уровне 5-8 секунд. Объем первой реакционной зоны определяется по уравнению:

$$VZ1 = TR \cdot VC,$$

где  $VZ1$  - объем реакционной зоны, м<sup>3</sup>;

$TR$  - время контакта, секунды; принимаем  $TR = 5,5$  с;

$VC$  - средний объемный расход продуктов, м<sup>3</sup>/с

$$VC = 2$$

$VE$  - объемный расход продуктов на выходе из реактора, м<sup>3</sup>/с;

$$VE = 22,4 * \frac{TX}{273} * \frac{100}{290} * \sum \frac{Gi}{Mi} + \frac{GK}{1400 * 3600},$$

где  $TX$  - температура выхода продуктов из зоны, К;

$TX = 796$  К (см. табл.3);  $Gi$  - выход продуктов крекинга, кг/ч;

$Mi$  - молярная масса продуктов крекинга;

290 - давление смеси на выходе из первой зоны, кПа;

1400 - плотность частиц катализатора, кг/м<sup>3</sup>;

$GK$  - количество катализатора через зону, кг/ч.

Диаметр реактора для реакционной зоны определяется по уравнению:

$$dR = \sqrt{\frac{S}{0,785}}$$

Где S- сечение реактора, м<sup>2</sup>

$$S = \frac{V}{W} + SS,$$

SS – сечение реактора, занятое стояками катализатора, м<sup>2</sup>;

V – объемный расход смеси паров сырья водяного пара и катализатора, поступающей в реактор из стояка катализатора, м<sup>3</sup>/с;

W – допустимая скорость смеси в переходной зоне [22].

Расчет толщины стенки цилиндрической обечайки реактора, диаметром 2010мм

Толщину стенки рассчитываем по формулам [25]:

$$s \geq s_p + c,$$

$$\text{где } s_p = \frac{pD}{2[\sigma]\varphi p - p},$$

где  $s_p$  – расчетная толщина стенки, мм;

p – внутреннее избыточное давление (в нашем случае оно равно давлению внутри аппарата);

D – диаметр обечайки ();

$[\sigma]$  – допускаемое напряжение при расчетной температуре, МПа;

$\varphi_p$  – расчетный коэффициент прочности сварного шва.

Определим допускаемое наружное давление по формуле [26]:

$$[p] = \frac{[p]_{II}}{\sqrt{1 + \left(\frac{[p]_{II}}{[p]_E}\right)^2}}.$$

где допускаемое давление из условий прочности определяем по формуле:

[26]:

$$[p]_{II} = \frac{2[\sigma](s - c)}{D + (s - c)}$$

Допускаемое давление из условия устойчивости в пределах упругости определяем по формуле 15 [26]:

$$[p]_E = \frac{20,8 \cdot 10^{-6} E}{n_y \cdot B_1} \cdot \frac{D}{l} \left[ \frac{100 \cdot (s - c)}{D} \right]^{2,5}.$$

Расчет на прочность эллиптической крышки аппарата. Расчет толщины стенки эллиптической крышки, нагруженного избыточным внутренним давлением. Толщину стенки крышки рассчитываем по формулам [30]:

$$s_{1p} = \frac{pR}{2\varphi[\sigma] - 0,25p},$$

где  $R=D$  с  $H=0,25D$ .

Расчет на прочность реактора при увеличении мощности

Допускаемая осевая растягивающая или сжимающая сила перехода из условий п.5.4.3.[21]

$$[F] = \pi D \frac{(s_1 - c)[\sigma]\varphi_p}{\beta_5},$$

где коэффициент формы  $\beta_5 = \max \{1, 0; (2\beta + 1, 2)\}$ .

Проверяем условие устойчивости:

Допускаемая осевая растягивающая сила (п.5.4.1.[21])

$$[F] = \pi D_1 (s_k - c) \varphi_T [\sigma] \cos \alpha_1.$$

Допускаемая осевая сжимающая сила (п. 5.4.2. [21])

$$[F] = \min \left( \frac{[F]_{\Pi}}{\sqrt{1 + \left( \frac{[F]_{\Pi}}{[F]_E} \right)^2}}; \frac{D_1}{D_F} [F]_{\Pi} \right),$$

где допускаемая осевая сила из условия прочности

$$[F] = \pi D_1 (s_k - c) [\sigma] \cos \alpha_1.$$

допускаемая осевая сжимающая сила из условия устойчивости в пределах упругости. Откуда получаем, что условие прочности соблюдается.

**Заключение.** На основе произведенных мною расчетов были сделаны следующие выводы:

1. Произведен расчет материального и теплового баланса установки каталитического риформинга мощностью 650000 т/год.
2. Для увеличения мощности установки риформинга на 50000 т/год необходимо увеличить количество катализатора в реакторе Р-1 с 4976 кг до 5614 кг.