

испаряемости у масел после термостатирования в течение 8 часов при 95°C, что подтверждает доминирующее влияние температуры на испаряемость масел. В некоторой степени испаряемость масел связана с наличием в них присадок, поскольку последние обычно разбавляют легкими дистиллятными маслами.

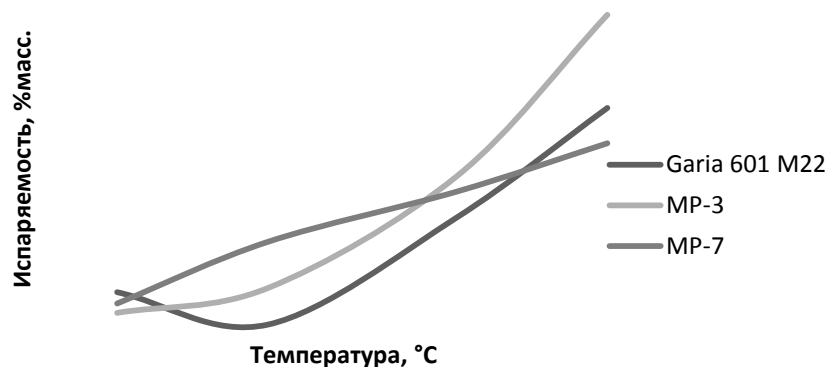


Рис. 3. Зависимость испаряемости масел от температуры термостатирования

В результате проведенных испытаний и обработки полученных данных установлено, что на окисляемость смазочно-охлаждающих жидкостей большое влияние оказывает температура, при которой происходило термостатирование. Наиболее стойким к окисляемости оказалась смазочно-охлаждающая жидкость Garia 601 M22 на основании анализа изменения кинематической вязкости и индекса вязкости при испытании.

#### Литература

1. Шрам В.Г., Ковальский Б. И., Петров О. Н., Безбородов Ю. Н. Исследование термостойкости частично синтетических моторных масел//Технологии нефти и газа. — Красноярск, 2013. — №3. — С.25 —28.
2. Семенов А. П. высокотемпературные твердые смазочные вещества//трение и износ. 2007— Т.28. — №5. — С.525 —538.
3. Нефть-Газ Электронная библиотека [Электронный ресурс] / Испаряемость масел URL: <http://www.ekol.oglib.ru>, свободный, - Загл. экрана.- Яз. рус. Дата обращения: 29.02.2014.

### АНАЛИЗ РАБОТЫ КАТАЛИЗАТОРА УСТАНОВКИ РИФОРМИНГА Л-35-11/1000 ОАО «КУЙБЫШЕВСКИЙ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЙ ЗАВОД» МЕТОДОМ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ

Ю.А. Смольянова, В.А. Сидоров

Научный руководитель доцент Н.В. Чеканцев

*Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия*

Математическое моделирование каталитических процессов, как научное направление, создавалось в середине 60-70 годов прошлого века и продолжает развиваться. Определяющую роль играет моделирование в развитии каталитических процессов. Полнота реализации потенциала катализатора определяет ресурсоэффективность всего производства в целом. Исследование закономерностей превращения углеводородов при реализации таких процессов с использованием стратегии системного анализа и метода математического моделирования представляет собой поэтапное выполнение термодинамических, кинетических и гидродинамических расчетов [2,3,5].

Куйбышевский НПЗ – одно из крупнейших предприятий нефтяной отрасли Самарской области. Завод входит в структуру ОАО «НК «Роснефть» с мая 2007 года.

Строительство Куйбышевский НПЗ началось в 1943 г., первая партия нефти была переработана уже в 1945 году. В настоящее время мощность НПЗ составляет около 6,68 млн т нефти в год. Завод перерабатывает нефть, добываемую Компанией в Западной Сибири (Юганскнефтегаз) и Самарской области (Самаранефтегаз). Завод специализируется на выпуске высококачественного моторного топлива. Вторичные перерабатывающие мощности завода включают установки каталитического крекинга, висбрекинга, каталитического риформинга и гидроочистки, установку по производству водорода, блок выделения бензолсодержащей фракции. Заводом было произведено 6,25 товарных нефтепродуктов, глубина переработки составила 60,06%.

В настоящее время на Куйбышевском нефтеперерабатывающем заводе реализуется корпоративная программа масштабной модернизации производства. Цель модернизации — полный переход на выпуск моторных топлив, соответствующих экологическим нормам Технического регламента Таможенного союза – Евро-4 и Евро-5.

Часть из запланированных мероприятий уже выполнены: в 2011 году завершена работа по увеличению производительности установки «Висбрекинг», введен в эксплуатацию блок выделения бензолсодержащей фракции; в 2012 году окончены работы по переводу котлов ТЭЦ на природный газ. Продолжается реализация проекта строительства комплекса каталитического крекинга (FCC) – в настоящее время здесь ведется монтаж основного оборудования, активно ведутся работы по строительной части и монтажу оборудования секции ГФУ, возводятся объекты ОЗХ: автономная воздушная компрессорная, блок оборотного водоснабжения БОВ-2, проводятся работы по подключению комплекса каталитического крекинга (FCC) к объектам ОЗХ.

Начаты работы по возведению установки производства высокооктановой присадки МТБЭ [4].

Установка каталитического риформинга Л-35-11/1000 предназначена для получения высокооктанового компонента автомобильных бензинов и водородсодержащего газа в результате каталитических превращений низкооктановых бензиновых фракций. Сырьем установки являются широкая бензиновая фракция и бензин стабильный (фр. 80-180°C).

В мае 2006 года на блоке риформинга загружен катализатор RG-682 фирмы «Axens». В мае 2009 года на блоке риформинга загружен катализатор PR-15 фирмы «Criterion». В ноябре 2009 г. в реактор P-4 дозагружен катализатор фирмы «Axens» RG-682 A1.2.

В состав установки входят:

1. Блок предварительной гидроочистки сырья, где происходит гидрирование сернистых, азотистых, кислородсодержащих соединений до углеводородов, сероводорода, аммиака, воды и получение нестабильного гидрогенизата.

2. Блок отпарки гидрогенизата, где происходит отпарка нестабильного гидрогенизата с выделением сероводорода, аммиака, воды и получение стабильного гидрогенизата – сырья блока риформинга.

3. Блок каталитического риформинга, где в результате реакций, протекающих на катализаторах PR-15, RG-682 A1.2. происходит, главным образом, ароматизация и изомеризация углеводородов, а также селективный гидрокрекинг нормальных углеводородов и, тем самым, повышение октановой характеристики бензиновых фракций и получение нестабильного катализата.

4. Блок стабилизации катализата – получение компонента автомобильных бензинов, который выводится в парк в качестве готовой продукции.

5. Мембранная азотная установка - предназначена для получения газообразного азота из атмосферного воздуха. Полученный азот используется в качестве запорного газа на торцевых уплотнениях компрессора ЦК-1, а избыток газа сбрасывается в заводскую линию азота низкого давления потребителям для продувки систем риформинга и гидроочистки, проведения регенерации катализаторов, продувки систем технологических установок перерабатывающих легковоспламеняющиеся и взрывоопасные вещества.

6. Блок извлечения бензолсодержащей фракции – для извлечения из стабильного катализата бензолсодержащей фракции фр.62-85 (БСФ) и получения отбензоленного стабильного катализата (смеси фракций НК-62 и 85-180), являющегося основным компонентом при получении автомобильных бензинов по стандартам Евро-3,4,5. Октановое число стабильного катализата изменяется от 93 до 95 п. в зависимости от углеводородного состава перерабатываемого сырья и активности катализатора.

Таблица

Результаты расчета на программе «Активность»

Дата отбора	24.07.2013	16.09.2013	29.10.2013	20.11.2013	14.12.2013
Активность катализатора	0,78	0,78	0,71	0,65	0,65
Переработанное сырьё, т.	135052	316203	435094	494526	560000
Число крекинга	2,8	1,9	2	3,1	2,9
Водород, % об.	80,4	80,8	81,3	81	80
Выход водорода, % мас.	1,93	2,02	1,93	1,83	1,76
Температура входа, °С	489	493	494	495	495
Расход сырья, м3/ч	165	156	158	158	158
Пар/(Нафт+Аром)в сырьё	1,46	1,69	1,6	1,38	1,38
н-Пар/и-Пар в сырьё	1,08	1,02	0,94	0,94	0,96
Кратн. цирк. ВСГ, м3/м3	1424,2	1442,3	1430,4	1379,7	1417,7
Степень изомеризации	52	48	36	35	36
Степень ароматизации	23,31	24,26	23,75	19,86	19,83
Ароматика, % мас.	54,66	54,71	54,68	54,61	54,74
Кокс, %мас.	1,51	3,79	4,9	5,35	5,87
ОЧ (расчетное)	95,1	95,3	95	94,9	94,9
ОЧ (фактическое)	94,7	94	94,3	94,8	94,8
МЦП в катализате, % мас.	0,65	0,69	0,63	0,54	0,59
Перепад температур	65	68	68	69	69
Выход риформата, % мас.	86,88	86,48	86,87	87,7	87,51

Анализ работы катализатора был проведен с использованием Системы контроля работы катализаторов «Активность». Адекватность математической модели реальному процессу проверялась по значениям октанового числа расчетного и фактического, расхождение не превышает 0,5 п [1].

Из расчетных данных видно, что октановое число в продукте с течением времени остается постоянным (95). Содержание кокса на катализаторе увеличилось – за 4 месяца на 4,36%, что связано с ростом температуры. При этом активность катализатора снизилась с 0,78 до 0,65.

#### Литература

1. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. М: ЦНИИТЭнефтехим. 2001. — 625 с.
2. Костенко А.В., Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Полубоярцев Д.С. Оценка технологических параметров Pt-катализаторов риформинга методом математического моделирования // Нефтепереработка и нефтехимия, 2005. –12. – С. 52–55.
3. Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Костенко А.В., Чеканцев Н.В., Гынгазова М.С. Учет реакционной способности углеводородов и потенциала катализатора в инновационных технологиях мониторинга промышленных процессов риформинга и изомеризации бензинов // Нефтепереработка и нефтехимия, 2008. - №9. – с. 10-16.
4. Интернет-ресурс. URL: [http://www.rosneft.ru/Downstream/refining/Refineries/Kuibyshev\\_Refinery/](http://www.rosneft.ru/Downstream/refining/Refineries/Kuibyshev_Refinery/)
5. Мелехин В.В., Чеканцев Н.В., Шарова Е.С., Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Машкина Е.Н. Мониторинг промышленной установки Л-35-11-450К Комсомольского НПЗ с использованием системы контроля работы катализатора // Нефтепереработка и нефтехимия, 2010. - №12. – с. 16-19.

### ЧИСЛЕННЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА АЛКИЛИРОВАНИЯ БЕНЗОЛА ЭТИЛЕНОМ

**Е.С. Хлебникова, А.В. Беккер, Н.С. Белинская**

Научный руководитель профессор Е.Н. Ивашкина

*Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия*

Одним из наиболее динамично развивающихся направлений нефтехимической промышленности является получение этилбензола, используемого в качестве промежуточного продукта в производстве стирола, полистирола и синтетических каучуков.

В России этилбензол в промышленности получают путем алкилирования бензола этиленом с использованием катализаторного комплекса  $AlCl_3$ .

В 2012 году на одной из промышленных установок получения этилбензола была произведена реконструкция смесительной камеры перед реактором алкилирования. До реконструкции установки смешение реагентов с катализаторным комплексом осуществлялось в два этапа: 1) свежий и регенерированный катализаторный комплекс смешивались в установочной перед реактором камере; 2) объединенный поток поступал в оборудованный барботажным устройством реактор алкилирования и смешивался с этиленом.

Реконструкция смесительной камеры предполагает дооборудование ее новыми смесительными устройствами, представляющими собой металлические стержни, расположенные непосредственно в камере смешения по ходу движения реакционных потоков, через которые планируется организовать подачу не только катализаторного комплекса, бензола, но и этилена.

Целью данной работы являлось численное исследование процесса алкилирования бензола этиленом и оценка целесообразности реконструкции смесительного оборудования перед реактором установки получения этилбензола с использованием численных методов.

Ранее на кафедре ХТТ была разработана математическая модель процесса алкилирования [1], которая позволяет рассчитывать концентрации основных компонентов продуктовой смеси, а также перепад температуры по реактору.

Диаметр камеры смесителя составляет 0,105 м, длина – 2,45 м. Руководствуясь геометрическими характеристиками аппарата, для дальнейших расчетов была выбрана модель идеального вытеснения. Выражение, описывающее гидродинамическую модель идеального вытеснения [2], имеет вид:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -u \frac{\partial C}{\partial l}, \quad (1)$$

где  $u$  – линейная скорость потока, м/с;  $C$  – концентрация вещества, моль/м<sup>3</sup>;  $t$  – время, с;  $l$  – длина реактора, м.

Допущение о возможности применения модели идеального вытеснения для рассматриваемого смесителя было проверено путем расчета диффузионного и теплового критерия Пекле для потока на входе в смеситель перед реактором алкилирования.

Согласно литературным данным, отношение между критериями Пекле диффузионным и тепловым составляет:

$$Pe_T / Pe_D = 1,05 \div 1,5 \quad (2)$$

В свою очередь, тепловой критерий Пекле можно рассчитать по формуле:

$$Pe_T = \omega \cdot l \cdot c_p \cdot \frac{\rho}{\lambda} = Re \cdot Pr, \quad (3)$$

где  $\omega$  – скорость потока в смесителе, м/с;  $l$  – определяющий линейный размер смесителя, м;  $c_p$  – теплоемкость смеси, Дж/(кг·°K);  $\rho$  – плотность смеси, кг/м<sup>3</sup>;  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности смеси, Вт/(м·°K),  $Re$  – число Рейнольдса,  $Pr$  – критерий Прандтля.

В качестве исходных данных были использованы данные по составу входного потока в реактор алкилирования (табл.1), массовый расход на входе в смеситель составил 20800 кг/час.