

**Таблица 1.** Кинетические параметры реакций гидрообессеривания

Константа скорости, $k, \text{ч}^{-1}$	Реакция
2,114	$(C_1 \text{ БТ}) C_9H_8S + 6H_2 \rightarrow C_9H_{18} + H_2S$
2,065	$(C_2 \text{ БТ}) C_{10}H_{10}S + 6H_2 \rightarrow C_{10}H_{20} + H_2S$
1,956	$(C_3 \text{ БТ}) C_{11}H_{12}S + 6H_2 \rightarrow C_{11}H_{22} + H_2S$
1,907	$(\text{ДБТ}) C_{12}H_8S + 6H_2 \rightarrow C_{12}H_{22} + H_2S$
1,877	$(C_1 \text{ ДБТ}) C_{13}H_{10}S + 6H_2 \rightarrow C_{13}H_{24} + H_2S$
1,761	$(C_2 \text{ ДБТ}) C_{14}H_{12}S + 6H_2 \rightarrow C_{14}H_{26} + H_2S$
0,968	$(C_3 \text{ ДБТ}) C_{15}H_{14}S + 6H_2 \rightarrow C_{15}H_{28} + H_2S$

ние закономерностей между технологическими параметрами установки гидроочистки ЛГ-24/7 и свойствами продукта.

В предыдущих работах [1, 2] рассчитаны термодинамические и кинетические параметры (табл. 1) параметры, взятые за основу при построении математической модели процесса гидроочистки. Решение обратной кинетической задачи позволило получить константы скорости по каждому маршруту реакций.

Для расчётов использовался программный пакет Gaussian 09 и GaussView, а также собственная программная разработка для поиска кинетических констант.

Разработанная математическая модель применена при расчётах материального и теплового баланса. За основу для расчётов были взяты экспериментальные данные, такие как расход, температура сырья и продукта, содержание в них серы, а также давление, полученные из мо-

нитинга работы установки ЛГ-24/7. Давление парожидкостной смеси в реакторе составляло от 30 до 34 кгс/см<sup>2</sup>. Температура в реакторе за весь наблюдаемый цикл работы установки лежала в пределах от 320 до 350 °С. Погрешность расчётов составила около 5%. Полученная моделирующая система использована при построении графической зависимости степени очистки дизельного топлива от серосодержащих соединений в зависимости от температуры процесса.

Созданная модель процесса гидроочистки может быть использована для расчёта профиля температур по длине реакционной зоны в реакторе, а также профиля концентраций серосодержащих соединений. На основе полученных в результате расчётов значений выносятся рекомендации по поводу изменения конструкции аппарата для повышения эффективности, избирательности, экономичности процесса гидроочистки дизельного топлива.

### Список литературы

1. Krivtsova N.I., Tataurshikov A.A., Ivanchina I.D., Krivtsov E.B., Golovko A.K. // *Procedia Engineering*, 2015.– Vol.113.– P.73–78.
2. Tataurshchikov A.A. // *Проблемы геологии и освоения недр: Труды XIX Международно-*

*го симпозиума имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых, Том II; Томский политехнический университет, 2015.– 962с.*

## ИЗМЕНЕНИЕ ОТНОСИТЕЛЬНОЙ АКТИВНОСТИ КАТАЛИЗАТОРА ДИЗЕЛЬНОГО ТОПЛИВА

И.М. Ткаченко

Научный руководитель – к.т.н., доцент Н.И. Кривцова

Национальный исследовательский Томский политехнический университет  
634050, Россия, г. Томск, пр. Ленина 30, tkachenko-ira@rambler.ru

Гидроочистка топлив – один из важнейших процессов нефтепереработки, который позволяет понизить содержание в них вредных примесей. В настоящее время в России установлены

жесткие нормы по содержанию в топливах сераорганических соединений. С 2005 г. в РФ действует государственный стандарт на дизельное топливо – ГОСТ Р 52368-2005. Он полностью

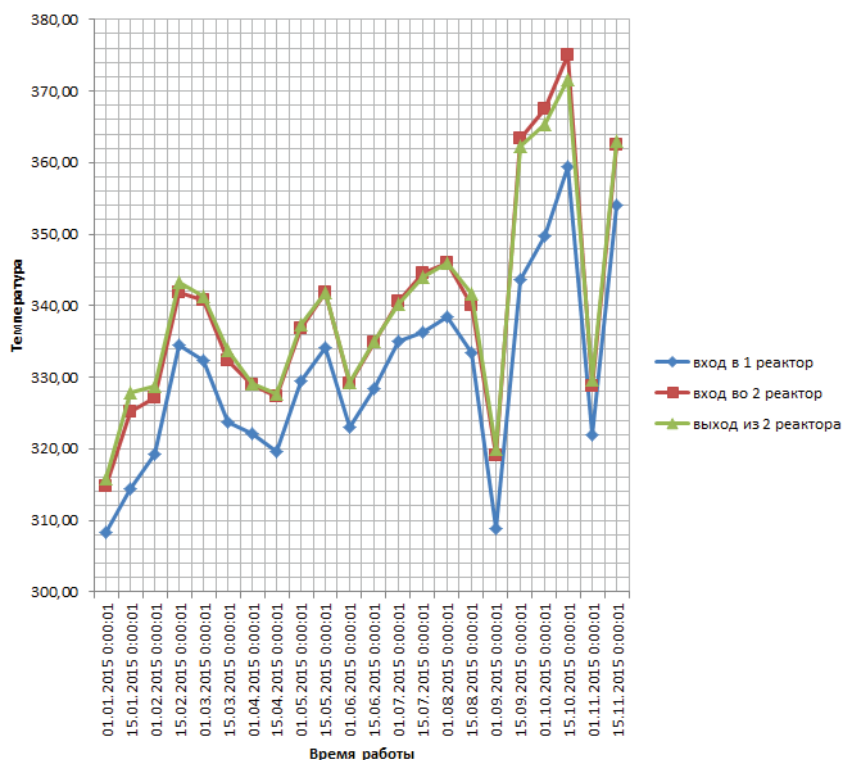


Рис. 1. Зависимость температуры процесса гидроочистки от времени работы установки

соответствует спецификации EN 590. Согласно данному стандарту в дизельном топливе содержание серы не должно превышать допустимые нормы, а именно:

- вид I - содержание серы максимум 350 мг/кг;
- вид II - содержание серы максимум 50 мг/кг;
- вид III - содержание серы максимум 10 мг/кг.

В дизельном топливе снижение содержания серы может быть достигнуто путем гидроочистки, проводимой в наиболее жестких условиях или подбором наиболее эффективного для данного вида сырья катализатора.

Целью данной работы являлось исследование активности катализатора отечественного производства, выпускаемого Новокуйбышевским заводом катализаторов, для гидроочистки керосиновой и дизельной фракции.

Одним из критериев оценки активности катализаторов считается изменение температуры, которая обеспечивает компенсацию его дезактивации. Для определения активности катализатора были проанализированы данные завода ООО «КИНЕФ» за период с 01.01.2015 по 17.11.2015 гг.

На рисунке 1 показана зависимость температуры на входе в первый и второй реактора и на выходе из второго реактора процесса гидроочистки от времени работы установки. На входе в первый реактор минимальная температура составляет 308 °С, а на входе во второй реактор 314 °С. Максимальная температура 360–374 °С на входе в первый и во второй реактор, соответственно. Перепад температур в первом реакторе равен 52 °С и 60 °С во втором реакторе.

Увеличение температуры процесса гидроочистки приводит к наиболее глубокому удалению сернистых соединений из топлива и одновременно уменьшает влияние качества сырья на качество продукта.

Располагая данными по изменению температурного режима работы реакторов процесса гидроочистки возможно отследить изменение относительной активности катализатора, определяемой через температуру по уравнению [1]:

$$Akt = \frac{(\Delta - \Delta T)}{\Delta}$$

где  $\Delta$  – это максимально возможный температурный интервал работы катализатора;  $\Delta T$  – изменение температуры работы по сравнению с первоначальной для каждой даты;  $Akt$  – активность катализатора.

### Список литературы

1. Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Галушин С.А., Полубоярцев Д.С. Системный анализ и повышение эффективности нефтеперерабатывающих производств методом математического моделирования: Учебное пособие. – Томск: Изд-во ТПУ, 2004. – 170с.

## ПОСТРОЕНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА СЕРНОКИСЛОТНОГО АЛКИЛИРОВАНИЯ ИЗОБУТАНА ОЛЕФИНАМИ

А.С. Ушаков, С.С. Бойченко, А.Е. Нурмаканова  
 Научный руководитель – д.т.н., профессор Е.Н. Ивашкина

Национальный исследовательский Томский политехнический университет  
 634050, Россия, г. Томск, пр. Ленина 30, boychenko-stanislav@mail.ru

Процесс алкилирования изобутана олефинами применяется в нефтеперерабатывающей промышленности с целью получения алкилата, важнейшего компонента экологически чистых бензинов. Он имеет высокое октановое число (ОЧ), низкое давление насыщенных паров, не содержит ароматических соединений, олефинов и серы.

Рынок российского бензина пока не соответствует оптимальным пропорциям, необходимым для производства бензина ЕВРО-5 в связи с недостатком бензина каталитического крекинга и алкилата, а также избытком риформата и нефти. Доля алкилбензина на российском рынке составляет около 5%, когда в странах Евросоюза – до 16%.

Моделирование процесса алкилирования изобутана олефинами является крайне актуальной задачей современной нефтепереработки, так как это позволяет обеспечить оптимальные ус-

ловия его проведения, а значит, найти ресурсы для увеличения производительности промышленных установок.

Но для успешного моделирования таких сложных многокомпонентных процессов необходимо глубокое понимание химизма, кинетических и термодинамических закономерностей процесса.

Целью работы стало построение математической модели процесса сернокислотного алкилирования изобутана олефинами.

Для установления количественной взаимосвязи между скоростями и параметрами химического процесса (концентрациями реагентов, температурой, временем контакта, давлением) был проведен термодинамический анализ наиболее вероятных реакций. С использованием квантово-химических расчётов, реализованных в программе Gaussian, были определены основные параметры реакций: энергия Гиббса, энтропия и

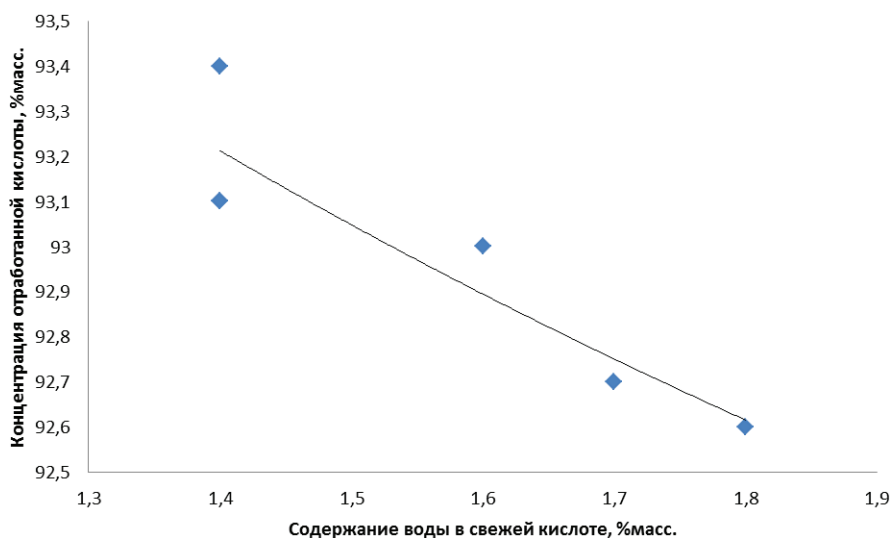


Рис. 1. Концентрация отработанной серной кислоты в зависимости от содержания воды в свежей кислоте