

РАЗРАБОТКА УНИВЕРСАЛЬНОЙ МОДЕЛИ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА БЕНЗИНОВ

Дана краткая характеристика каталитического риформинга. Показана необходимость моделирования реакторов риформинга. Разработана универсальная модель, позволяющая анализировать процессы в адиабатических реакторах идеального вытеснения с радиальным и аксиальным вводом реагентов, учитывающая соотношения между скоростями реакций групповых компонентов для уменьшения количества независимых параметров. Модель построена с использованием программного комплекса ReactOp. Представлены результаты моделирования, доказывающие преимущества реакторов с радиальным потоком перед осевым вводом реагентов. Сделаны предложения по совершенствованию и применению модели.

The article gives a brief characteristic of the catalytic reforming process. The necessity to simulate reforming reactors is shown. A universal model was designed that helps to analyze processes in adiabatic plug flow reactors both with radial and axial feeding of reagents. It considers the ratio the reaction rates between group components to reduce the number of independent variables. The model is designed with application of the ReactOp software complex. Simulation results prove advantages of the reactors with radial feeding as compared with the axial flow reactors. Suggestion concerning enhancement and application of the model are made.

Развитие и совершенствование нефтеперерабатывающей промышленности тесно связано с углублением процесса переработки нефти и увеличением доли выпуска высокооктановых бензинов и ароматических углеводородов. Этим целям соответствует каталитический риформинг – один из важнейших процессов в нефтехимии и нефтепереработке [1].

Нефтеперерабатывающие предприятия переходят на новые катализаторы, работающие при более низких давлениях и повышающие глубину и селективность превращений [2, 3]. Этот переход предпочтителен на реакторах риформинга с радиальным вводом реагентов, которые требуют меньших затрат электроэнергии на осуществление процесса.

Необходима разработка универсальной математической модели, позволяющей осуществлять оптимальное управление процессом риформинга в реакторах различных типов. Включение модели узла риформинга в контур управления обеспечит повышение экономической эффективности процесса.

С использованием схемы превращений групповых компонентов реакционной смеси

[2], содержащей реакции образования ароматических углеводородов из парафинов и циклопарафинов и реакции гидрокрекинга и изомеризации, а также модели реактора идеального вытеснения с адиабатическим режимом работы, была получена универсальная математическая модель риформинга в каскаде из трех реакторов с промежуточным подогревом смеси:

$$\left\{ \begin{array}{l} G_f \frac{dw(j)}{dl} = R(j) M_j w(j); \\ G_f C_p \frac{dT}{dl} = \sum_{i=1}^N H_i r_i; \\ \frac{dP}{dl} = -f d_v \frac{v_l^2}{d_p}; \\ v_l = G / (S d_v); \\ C_p = aT^2 + bT + ct; \\ mn = amT^2 + bmT + cm; \\ Re = v_l d_p d_v / mn; \\ ev = 0,38 + 0,73(1 + (d_{ai}/d_p - 2)^2 / (d_{ai}/d_p)^2); \\ f = (1 - ev)(1,75 + 150(1 - ev)/Re); \\ G_f = G/S, \end{array} \right. \quad (1)$$

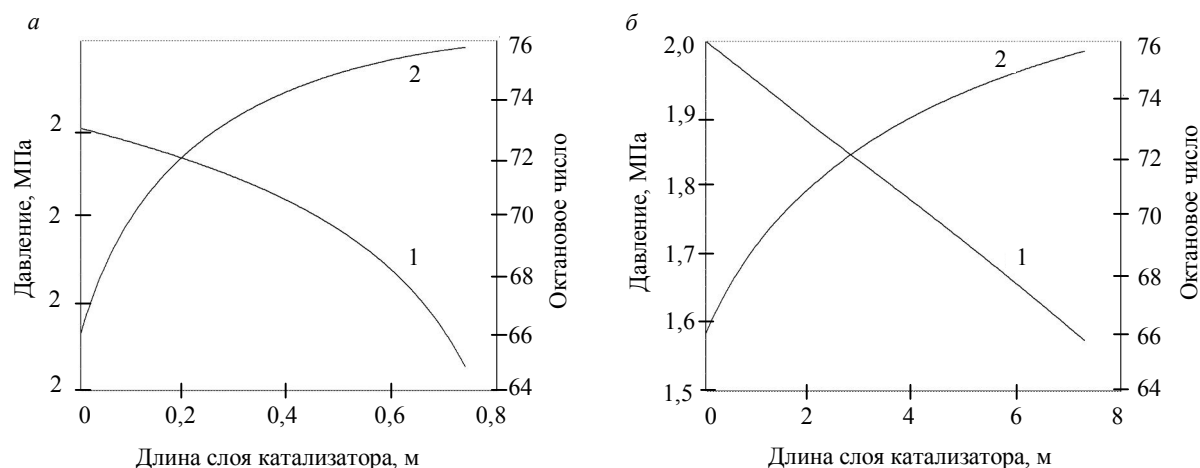


Рис. 1. Профили изменения перепада давления и октанового числа по слою катализатора при радиальном (а) и осевом (б) вводе реагентов в первом реакторе
1 – давление; 2 – октановое число

где $w(j)$ – массовая доля j -го компонента в смеси, кг/кг; M_j – молекулярная масса j -го компонента в смеси, кг/кмоль; $R(j)$ – вектор скоростей реакций, кмоль/м³·с; T – температура смеси, К; P – давление в смеси, бар; G – массовый расход реагентов через реактор, кг/с; G_f – массовый расход, отнесенный к площади поперечного сечения реактора, кг/(м²·с); H_i – тепловой эффект i -й стадии, кДж/кмоль; r_i – скорость i -й реакции, кмоль/м³·с; v_l – линейная скорость реакционной смеси, м/с; S – площадь поперечного сечения, м²; d_v – текущая плотность реакционной смеси, кг/м³; C_p – теплоемкость с учетом состава и температуры в данной точке, кДж/(кг·К); mn – вязкость с учетом состава и температуры в данной точке, Па·с; Re – критерий Рейнольдса в данной точке; ev – порозность слоя, м³/м³; f – коэффициент сопротивления слоя катализатора; d_{ap} , d_p – диаметр аппарата и частицы катализатора соответственно, м.

Модель (1) включает расчет гидравлического сопротивления внутренних устройств реактора, определение динамики состава и свойств потока с учетом изменения температуры из-за эндотермичности процесса, а также переменную линейную скорость смеси вследствие изменения площади поперечного сечения в направлении потока.

Полученная модель – квазигомогенная модель для описания гетерогенных процес-

сов, в которой эффективная константа скорости зависит от константы скорости гетерогенной реакции k , коэффициента диффузии D , пористости частицы ε и радиуса частицы катализатора r_0 :

$$k_{\text{эф}} = K(k, D, \varepsilon, r_0). \quad (2)$$

Для решения уравнений модели использовался программный комплекс ReactOp (РНЦ «Прикладная химия»). В качестве исходных данных моделирования были заданы:

1) начальные условия – концентрации компонентов смеси, температура смеси на входе в первый реактор, давление потока;

2) кинетические параметры – константы скоростей прямых и обратных реакций, энергии активаций, тепловые эффекты;

3) постоянные величины – массовый расход реагентов через реактор, молекулярные массы компонентов, геометрия аппарата, размер зерна катализатора, константы для расчета теплоемкости и вязкости смеси.

На рис.1 приведены результаты моделирования процессов риформинга в реакторах обоих типов (с радиальным и осевым потоками) для одного из составов реакционной смеси. Как видно из графиков, перепад давления по слою катализатора при радиальном вводе реагентов очень мал по сравнению с осевым. Это серьезное преимущество для использования аппаратов с радиальным вводом реагентов с точки зре-

ния энергозатрат и селективности процесса. На рис.2 представлено изменение температуры 3 и концентраций компонентов: нормальных и изопарафинов – гескана 1, 5; ароматики – бензола 2; циклических углеводородов – циклогексана 4 – по длине слоя в каскаде реакторов с радиальным потоком.

Чтобы соответствовать экспериментальным данным, модель должна быть расширена включением в нее других важных аппаратов узла риформинга: трубчатых печей нагрева, теплообменников, колонны разделения. Моделирование всего узла предпочтительнее проводить в интегрированной системе технологических расчетов HYSYS – пакете программ для расчета стационарных и динамических режимов работы химико-технологических схем, содержащих массо- и теплообменную аппаратуру, трубопроводы, реакторы.

Выводы

1. Для более точного расчета процесса каталитического риформинга необходимо учитывать конструктивные размеры всего узла риформинга.

2. Полученная модель даст возможность провести выбор объема катализатора и входной температуры для каждого реактора, как с радиальным, так и с аксиальным вводом реагентов, обеспечивающих получение продукта

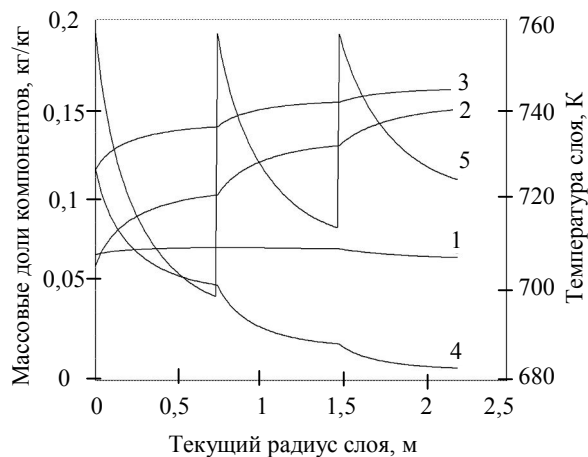


Рис.2. Изменение концентраций групповых компонентов и температуры по радиальному слою в каскаде реакторов риформинга

необходимого качества при заданной производительности узла риформинга.

3. Модель может быть использована в контуре управления процессом в качестве модели оптимального функционирования узла риформинга.

ЛИТЕРАТУРА

1. Леффлер Уильям Л. Переработка нефти: Пер с англ. / ЗАО «Олимп-Бизнес». М., 2004.
2. Маслянский Г.Н. Каталитический риформинг бензинов: Химия и технология / Г.Н.Маслянский, Р.Н.Шапиро. Л.: Химия, 1985.
3. Жарков Б. Новые разработки в области каталитического риформинга бензинов // Технологии ТЭК. 2003. № 10.

Научный руководитель д.т.н. проф. Ю.В.Шариков