УДК 665.64

## © 2012 г. М.С. Гынгазова, Н.В. Чеканцев, М.В. Короленко, Э.Д. Иванчина, А.В. Кравцов

### Введение

Каталитический риформинг — один из основных процессов переработки нефти, используемый для производства высокооктановых компонентов моторных топлив, а также ароматических углеводородов и водорода. В ходе этого процесса низкооктановые бензиновые компоненты превращаются в высокооктановые.

Технологически риформинг может осуществляться различными способами: с периодической, циклической и непрерывной регенерацией катализатора. В последние годы большинство новых установок риформинга (около 95 % строящихся) сконструированы с учетом технологии непрерывной регенерации катализатора. В России по состоянию на конец 2006 г. эксплуатировалось 6 установок с непрерывной регенерацией по лицензии фирмы «UOP» и одна установка, осуществляющая комбинированный процесс с частичным использованием данной технологии — процесс дуалформинг (лицензия фирмы «Axens») [1].

По сравнению с полурегенеративным процессом

**Короленко М.В.** – аспирант той же кафедры. Тел. тот же. E-mail: asmikom@mail.ru

**Кравцов А.В.** – д-р техн. наук, проф., зав. той же кафедрой. Тел.: (3822) 56-46-08. E-mail: kravtsov@tpu.ru

Катализ в промышленности, № 2, 2012

# ОПТИМИЗАЦИЯ КРАТНОСТИ ЦИРКУЛЯЦИИ КАТАЛИЗАТОРА В РЕАКТОРЕ РИФОРМИНГА С ДВИЖУЩИМСЯ ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ СОЧЕТАНИЕМ НАТУРНОГО И ВЫЧИСЛИТЕЛЬНОГО ЭКСПЕРИМЕНТОВ

Национальный исследовательский Томский политехнический университет

риформинг с непрерывной регенерацией катализатора реализуется при более высокой температуре (до 530 °C) и низком давлении (0,3—0,8 МПа) и позволяет получать продукт с октановым числом до 108 пунктов и высоким выходом жидких углеводородов на сырье (до 91 мас.%).

Реакторный блок установок с движущимся слоем состоит из 3 или 4 реакторов, расположенных друг над другом. Регенерация катализатора проводится в отдельном аппарате, находящемся рядом с реакторным блоком, в трех технологических зонах. В верхней зоне в среде циркулирующего инертного газа, содержащего кислород, идет выжиг кокса; в среднюю зону по самостоятельному контуру подается хлорорганическое соединение для окислительного хлорирования катализатора; в нижнюю зону подается осушенный воздух для прокаливания катализатора.

Использование технологии с движущимся слоем и непрерывной регенерацией позволяет решить проблему дезактивации катализатора — сохранить его активность и селективность, а также уменьшить влияние факторов спекания, отравления, фазовых превращений, закоксовывания, загрязнения, разрушения и т.д. При этом возникает вопрос выбора оптимальной скорости движения катализатора в системе реактор—регенератор, т.е. его кратности циркуляции. Использование методов математического моделирования и сочетание натурного и вычислительного экспериментов позволяет решить эту задачу для различных технологических параметров

Гынгазова М.С. – аспирант кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики ИПР НИ ТПУ (634050, г. Томск, пр. Ленина, 30). Тел.: (3822) 56-34-43, факс: (3822) 56-43-20. E-mail: maria.gyngazova@gmail.com

**Иванчина Э.Д.** – д-р техн. наук, проф. той же кафедры. Тел. тот же. E-mail: ied@zmail.ru

риформинга и состава сырья. Цель данной работы: достичь оптимизации кратности циркуляции катализатора в реакторе риформинга с движущимся слоем через исследование закономерностей образования кокса на поверхности катализатора сочетанием натурного и вычислительного эксперимента.

### Теоретическая часть

В процессе риформинга исключительную роль играет дезактивация катализаторов. Она обусловлена тремя основными причинами: спекание, отравление, коксообразование. Технология процесса риформинга во многом продиктована требованиями, вытекающими из особенностей дезактивации и способов снижения ее влияния. Анализ и предвидение стабильности катализаторов риформинга затрудняется одновременным влиянием различных явлений дезактивации, подтверждением чему может служить большое количество литературных публикаций. При этом отравление характеризуется значительной «непредсказуемостью», а наибольшее влияние оказывает коксообразование [2].

В научной литературе под термином «кокс» обычно подразумевают все углеродные отложения, которые остаются на катализаторе после реакции. Это не однородное вещество, а множество соединений с высокой степенью конденсации и псевдографитной структурой (CH<sub>n</sub>)<sub>x</sub>. Первоначально коксовые отложения богаты водородом (n = 2), но затем в результате реакций дегидрирования значение параметра nуменьшается, а значение параметра x благодаря реакциям конденсации возрастает.

Моделирование кинетики образования кокса — сложный и многоэтапный процесс, зависящий от многих факторов, основные из которых:

 состав сырья, содержание и структура углеводородов (алканы, алкены, нафтены, ароматические соединения, гетероциклические соединения и т.д.), также примеси (металлы);

 свойства катализатора, зависящие от способа приготовления и режима регенерации, которые определяют число, тип и доступность активных центров;

 технологические условия, а именно время эксплуатации, расход сырья, давление и температура [3].

При коксообразовании задействованы металлические центры катализатора, выполняющие дегидрирующую функцию, и кислотные центры, на которых идут реакции конденсации и полимеризации [4—5]. Коксовые отложения могут включать в себя углерод элементный, графитизированный и высокомолекулярный полимерный [5—6]. По своей структуре кокс может быть определен как аморфный, волокнистый (нитевидный) и графитоподобный [7]. Он может накапливаться на металлических центрах и на подложке катализатора [8—9]. Первоначально кокс образуется на металлических центрах и его концентрация на данных центрах с течением времени изменяется незначительно [10, 11]. Коксовые отложения на металлических центрах богаты водородом, а на подложке катализатора кокс обеднен водородом и имеет графитоподобную структуру [12].

Известно, что в процессе каталитического риформинга кокс образуется в результате реакций дегидрирования углеводородов на поверхности, гранях и углах металлических частиц [13]. Затем коксовые отложения диффундируют на подложку катализатора, где на кислотных центрах участвуют в реакциях полимеризации. В результате ряда превращений на поверхности катализатора образуются полициклические ароматические соединения. При достаточном развитии этого процесса возникают гигантские плоские молекулярные системы, ядро которых состоит из атомов углерода, расположенных в углах правильных шестиугольников. Они имеют такую же структуру, как атомные слои в кристалле графита. Далее эти плоские молекулы слагаются в стопки, чем достигается дальнейшее уплотнение молекулярной структуры вещества. Образование кокса представляется как далеко зашедшая молекулярная ассоциация. Сначала образуется гомеополярная основа молекул в виде ароматических конденсированных полициклических структур. При сложении в стопки между гигантскими плоскими молекулами возникают металлические связи [14].

### Экспериментальная часть

Исследование структуры и состава коксовых отложений является одной из важных задач при изучении особенностей протекания реакций в процессе риформинга. Нами были исследованы образцы промышленного  $Pt-Sn/Al_2O_3$  катализатора, применяемого при риформинге с движущимся слоем: свежий, после стадии регенерации (регенерированный) и на выходе из реактора (закоксованный). Катализатор эксплуатировался 4 года и выдержал около 300 регенераций. Исследования проводились термогравиметрическим (ТГА) и адсорбционным методами. Термогравиметрический анализ выполнялся на дериватографе SDT Q-600 (ТА-Instruments, США) в атмосфере воздуха со скоростью нагрева 10 °С/мин. Удельную поверхность образцов рассчитывали по методу БЭТ на основании результатов низкотемпературной адсорбции азота, полученных на приборе СОРБИ-М (ЗАО «Мета», Новосибирск).

### Анализ результатов

Исследовались образцы промышленного Pt-Sn/ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> катализатора сферической формы (диаметр 1,6 мм) с содержанием Pt : Sn = 0,29 : 0,29 мас.%. Результаты ТГА-ДТА образцов промышленного катализатора риформинга бензинов представлены на рис. 1 и 2 (анализ образцов катализатора был проведен в научно-аналитическом центре НИ ТПУ).

Из приведенных на графике кривых теплового потока следует, что до температуры 100—150 °С



**Рис. 1.** Результат термогравиметрического анализа регенерированного Pt-Sn/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> катализатора





выделяется (десорбируется) поровая влага. Это хорошо видно и на кривой потери веса пробы катализатора. Затем и для регенерированного и для закоксованного образцов катализатора характерна стадия бертинирования коксогенных структур низкой плотности, т.е. эндотермический термокрекинг Ван-Кревеленских первичных коксогенных структур с выделением газовых продуктов и уплотнением их до состояния аморфного кокса невысокой плотности. Это сопровождается потерей веса образцов. Выше 400 °С начинается интенсивное выгорание данных коксогенных структур. Для анализируемых образцов на кривой ДТА наблюдается характерная высота пиков горения коксогенных структур низкой плотности (500-520 °C). Выгорающий кокс расположен на кислотных центрах катализатора, так как для кокса на металлических центрах пик ТГА приходится на 250-400 °С [13]. Наибольшая потеря веса образцов вследствие горения кокса наблюдается в интервале 450—550 °С. Полученные результаты позволяют сделать вывод, что кокс в промышленных условиях процесса риформинга бензинов отлагается в основном на подложке катализатора и может быть выжжен при температуре до 550 °С.

По результатам ТГА среднее содержание кокса на закоксованном катализаторе составляет 5 %. Причем коксовые отложения имеют рыхлую структуру, это так называемый аморфный кокс. Выгорание кокса данного типа происходит при температуре 490—520 °C. На регенерированном катализаторе содержание кокса колеблется в пределах 1—2,5 %. По данным [13], содержание кокса на катализаторе после регенератора должно быть примерно 0,04 %. Можно предположить, что на промышленной установке риформинга регенератор работает не оптимально, и довольно большой процент кокса остается на катализаторе.

Результаты определения удельной поверхности образцов катализатора представлены на рис. 3 (анализ образцов катализатора проведен в ИНОЦ «Наноматериалы и нанотехнологии» НИ ТПУ).

Анализ поверхности катализатора методом БЭТ (см. рис. 3) показал, что удельная поверхность катализатора в результате большого числа регенераций снижается на 8 % по сравнению с исходной (со 152 до 140 м<sup>2</sup>/г), а для закоксованного катализатора ниже первоначального значения на 22 % (118 м<sup>2</sup>/г). Полученные данные были использованы для определения кинетических параметров математической модели процесса.



**Рис. 3.** Результаты анализа удельной поверхности Pt-Sn/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> катализатора: свежего (1), регенерированного (2) и закоксованного (3)

# Математическое моделирование процесса коксообразования

Моделирование процессов коксообразования и дезактивации является важным этапом построения математической модели каталитического риформинга бензинов.

Выполненные исследования позволили обосновать схему механизма протекания реакций в процессе риформинга [15]. В общем виде схема превращений реагентов при каталитическом риформинге бензинов представлена на рис. 4.



**Рис. 4.** Формализованная схема механизма превращения углеводородов на Pt-катализаторах

Ар, Ар' — ароматические углеводороды, Н<sub>6</sub>, Н<sub>5</sub> — циклоалканы; *изо*-П — изоалканы; *н*-П — нормальные алканы; НППУ — непредельные промежуточные продукты уплотнения; Г — газ

Математическая модель процесса каталитического риформинга с движущимся слоем катализатора разработана ранее и представлена следующими уравнениями материального и теплового балансов для компонентов согласно формализованному механизму превращений углеводородов [15]:

$$G \frac{\partial C_i}{\partial z} = -u \frac{\partial C_i}{\partial r} - \varphi \frac{\partial C_i}{\partial l} + \frac{1}{l} \int_0^1 W_j(l) a_j(l) dl,$$
  
$$\rho_{\rm cM} C_{p \, \rm cM} G \frac{\partial T}{\partial z} = -u \rho_{\rm cM} C_{p \, \rm cM} \frac{\partial T}{\partial r} - \varphi \rho_{\rm Kar} C_{p \, \rm Kar} \frac{\partial T}{\partial l} + \sum Q_j \frac{1}{l} \int_0^1 W_j(l) a_j(l) dl,$$

при z = 0  $C_i = C_{i,0}$ ,  $T = T_{BX}$ ; при l = 0  $C_i = C_{i,0}$ ,  $T = T_{BX}$  (на входе в реактор); при r = 0  $C_i = C_{i,0}$ ,  $T = T_{BX}$ , где z — объем переработанного сырья, м<sup>3</sup>; G — расход сырья, м<sup>3</sup>/ч; u — линейная скорость потока, м/ч; l — длина слоя катализатора в реакторе, м;  $\varphi$  — скорость движения катализатора, м/ч;  $W_j$  — суммарная скорость протекания реакций, моль/(м<sup>3</sup>·ч);  $\rho_{cM}$ ,  $\rho_{KaT}$  — плотность смеси и катализатора, кг/м<sup>3</sup>;  $C_{p cM}$ ,  $C_{p KaT}$  — теплоемкость смеси и катализатора, Дж/ (кг·K);  $Q_j$  — тепловой эффект химической реакции, Дж/моль; T — температура, K.

Время пребывания реагентов в реакционной зоне, зависящее от часового расхода сырья G и объема катализатора V, в условиях нестабильной нагрузки промышленной установки по сырью заменено на «приведенное время» z = Gt, равное суммарному объему переработанного сырья за время t. Концентрация компонентов изменяется в зависимости от *и* — скорости движения газово-сырьевой смеси по радиусу слоя катализатора (сырье подается радиально). На содержание компонентов в смеси будет также влиять ф — скорость движения катализатора по высоте реактора, поскольку содержание кокса в разных слоях катализатора различно в зависимости от скорости его движения, и активность катализатора по-разному изменяется по высоте слоя вследствие протекания процессов коксообразования. Скорость реакций W<sub>i</sub> для *i*-го углеводорода согласно схеме превращений [15] будет зависеть от координаты движения катализатора *l* и активности катализатора *a*.

Кокс является одним из продуктов реакций, и его концентрация может быть найдена исходя из кинетики коксообразования. Активность катализатора, в свою очередь, зависит от содержания кокса [16] и кратности циркуляции катализатора следующим образом:

$$a_i = A e^{-\alpha C_{\rm kokc}/h_{\rm u}},$$

где  $A_0$  — линейная составляющая, определяющая число активных центров,  $\alpha$  — коэффициент отравления — нелинейная составляющая, определяющая различную степень дезактивации угловых и реберных атомов при отложении на них кокса. Степень отравления металлических центров значительно выше, чем кислотных.

Содержание кокса на катализаторе определяющим образом зависит от кратности его циркуляции, которое можно рассчитать по следующему уравнению:

$$h_{\rm II} = \frac{u\rho_{\rm CM}}{\phi\rho_{\rm KAT}}$$

# Расчетные и экспериментальные значения содержания кокса на катализаторе после реакторного блока

Pt-Sn/ү-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> катализатор	Кокс, мас.%	
	эксперимент	расчет
Образец 1	5,54	5,63
Образец 2	4,13	4,03

Примечание. Расчет проведен для условий эксперимента: в реакторном блоке *t* = 510 °C, *p* = 0,7 МПа, расход сырья 160 м<sup>3</sup>/ч, кратность циркуляции катализатора 0,008 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

Скорость *j*-й химической реакции *i*-го компонента с учетом дезактивации катализатора можно представить следующим образом:

$$W_j = a_j k_j f(C),$$

где  $k_j$  — константа скорости *j*-й химической реакции на свежем катализаторе.

В таблице представлены расчетные и экспериментальные значения содержания кокса на промышленном  $Pt-Sn/\gamma-Al_2O_3$  катализаторе риформинга. Приведенные образцы отличаются различной датой отбора, различным составом перерабатываемого сырья и, соответственно, различным содержанием кокса на катализаторе.

Погрешность расчетных значений не превышает 3 %, что подтверждает адекватность математической модели реальному процессу риформинга с движущимся зернистым слоем катализатора. Предложенную модель можно использовать для проведения прогнозных расчетов при моделировании процесса каталитического риформинга бензинов с непрерывной регенерацией катализатора.

На рис. 5 представлены результаты модельных расчетов концентрации кокса, образующегося на



**Рис. 5.** Зависимость содержания кокса на катализаторе на выходе из реакторного блока риформинга от кратности циркуляции катализатора (расчеты на модели)

Катализ в промышленности, № 2, 2012



**Рис. 6.** Зависимость содержания ароматических углеводородов в риформате от кратности циркуляции катализатора (расчеты на модели)



**Рис. 7.** Зависимость октанового числа продукта (по исследовательскому методу) от кратности циркуляции катализатора (расчеты на модели)



**Рис. 8.** Изменение содержания кокса при движении катализатора по длине реактора для разных значений кратности циркуляции катализатора (м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>): 0,008 (1), 0,010 (2) и 0,016 (3) (расчеты на модели)

поверхности катализатора в зависимости от его кратности циркуляции.

При увеличении значения кратности циркуляции катализатора содержание кокса на выходе из реактора уменьшается. Катализатор проходит реактор с более высокой скоростью, активные центры не успевают дезактивироваться и содержание целевых компонентов в риформате возрастает (см. рис. 6).

Благодаря высокому содержанию целевых компонентов — ароматических соединений — возрастает октановое число продукта (см. рис. 7).

На рис. 8 представлена динамика изменения содержания кокса на поверхности катализатора по длине реактора. Для проведения модельных расчетов реакторный блок условно разделен на 20 последовательных вертикальных зон. Расчеты проведены для разных значений кратности циркуляции катализатора.

Очевидно, что при увеличении кратности циркуляции катализатора содержание кокса снижается. Рабочие интервалы кратности циркуляции катализатора —  $0,008-0,010 \text{ м}^3/\text{м}^3$ . Для увеличения октанового числа продукта и снижения содержания кокса на катализаторе можно варьировать этим параметром, произведя предварительные расчеты на модели.

## Выводы

С помощью термогравиметрического и адсорбционного методов проведен анализ промышленного Pt-Sn/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> катализатора, работающего в реакторе риформинга с движущимся слоем. Анализировались образцы катализатора — исходного, выходящего из реактора и после стадии регенерации.

На основании результатов ТГА сделано заключение, что в условиях процесса риформинга на поверхности катализатора образуется аморфный кокс, количество которого на выходе из реакторного блока составляет 4—6 % в зависимости от состава сырья и технологических параметров процесса. Наличие кокса в регенерированном катализаторе (2 %) свидетельствует о неполной регенерации катализатора в реализуемых условиях.

Удельная поверхность образцов составляет ( $M^2/\Gamma$ ): для исходного — 152, после регенерации — 140, на выходе из реактора — 118, что коррелирует с количеством кокса на поверхности образцов.

Математический анализ процессов коксообразования в реакторе риформинга с движущимся зернистым слоем показал, что при увеличении значения кратности циркуляции катализатора содержание кокса на выходе из реактора уменьшается. Катализатор находится меньшее время в контакте с реакционной средой, активные центры не успевают дезактивироваться, и содержание целевых компонентов в риформате возрастает. Так, увеличение кратности циркуляции катализатора с 0,008 до 0,016  ${\rm m}^3/{\rm m}^3$  приводит к уменьшению содержания кокса на 2 мас.% и к увеличению октанового числа продукта на 1,5 пункта (расчеты на модели). Согласно расчетам на математической модели, можно рекомендовать поддерживать кратность циркуляции катализатора в интервале 0,008—0,010  ${\rm m}^3/{\rm m}^3$  для повышения эффективности работы промышленной установки. Поддержание оптимальных условий в реакторном блоке и регенераторе позволит контролировать процесс коксообразования и поддерживать концентрацию кокса на минимально возможном, а удельную поверхность катализатора на максимально возможном уровне.

# Литература

- Кирьянов Д.И., Смоликов М.Д., Пашков В.В., Проскура А.Г., Затолокина Е.В., Удрас И.Е., Белый А.С. Современное состояние процесса каталитического риформинга бензиновых фракций. Опыт производства и промышленной эксплуатации катализаторов риформинга серии ПР // Российский химический журнал. № 4. Т. LI. 2007. С. 60—68.
- Островский Н.М. Кинетика дезактивации катализаторов: Математические модели и их применение. М.: Наука, 2001.
- Garcia-Dopico M., Garcia A., Garcia A. Santos Modeling coke formation and deactivation in a FCCU//Applied Catalysis A: General 303. P. 245–250 (2006).
- Parera J.M., Verderone R.J., Querini C.A. Coking on bifunctional catalysts, in: Delmon B., Froment G.F. (Eds.), Catalyst Deactivation 1987, Elsevier Science Publ B.V., Amsterdam, 1987. P. 135–146.
- Praserthdam P., Mongkhonsi T., Kunatippapong S., Jaikaew B., Lim N. Determination of coke deposition on metal active sites of propane dehydrogenation catalysts, in: Bartholomew C.H., Fuentes G.A. (Eds.), Catalyst Deactivation 1997, Elsevier Science Publ B.V., Amsterdam, 1997. P. 153–158.
- Afonso J.C., Schmal M., Frety R. The chemistry of coke deposits formed on a Pt-Sn catalyst during dehydrogenation of N-alkanes to mono-olefins, Fuel Process. Technol. 41 (1994). P. 13–25.
- Baker R.T., Harris P.S. Chemistry and Physics of Carbon, Marcel Dekker, New York, 1978. P. 83–165.
- Lin L.W., Zhang T., Zang J.L., Xu Z.S. Dynamic process of carbon deposition on Pt and Pt-Sn catalysts for alkane dehydrogenation // Appl. Catal. 67 (1990). P. 11–23.

- Parera J.M., Figoli N.S., Traffano E.M. Catalytic action of platinum on coke burning // J. Catal. 79 (1983). P. 481– 484.
- Figoli N.S., Beltramini J.N., Marinelli E.E., Sad M.R., Parera J.M. Operational conditions and coke formation on Pt-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> reforming catalyst // Appl. Catal. 5 (1983). P. 19–32.
- Rebo H.P., Blekkan E.A., Bednarova L., Holmen A. Deactivation of Pt-Sn catalyst in propane dehydrogenation, in: Delmon B., Froment G.F. (Eds.), Catalyst Deactivation 1999, Elsevier Science Publ B.V., Amsterdam. 1999. P. 333-340.
- Songbo He, Chenglin Sun, Xu Yang, Bin Wang, Xihai Dai, Ziwu Bai. Characterization of coke deposited on spent catalysts for long-chain-paraffin dehydrogenation // Chemical engineering journal 163 (2010). P. 389–394.

- Li C.L., Novaro O., Bokhimi X., Munoz E., Boldu J.L., Wang J.A., Lopez T., Gomez R., Batina N. Coke formation on an industrial reforming Pt-Sn/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst Catalysis letters 65 (2000). P. 209–216.
- Веселовский В.С. Химическая природа горючих ископаемых. М.: Издательство академии наук СССР, 1955.
- Гынгазова М.С., Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Короленко М.В., Уваркина Д.Д. Кинетическая модель процесса каталитического риформинга бензинов в реакторах с движущимся слоем катализатора // Катализ в промышленности. 2010. № 6. С. 41—48.
- Gyngazova M.S., Kravtsov A.V., Ivanchina E.D., Korolenko M.V., Uvarkina D.D. Kinetic Model of the Catalytic Reforming of Gasolines in Moving-Bed Reactors // Catalysis in Industry. 2010. Vol. 2. №. 4. P. 374–380.

УДК 661.183.2

© 2012 г. В.В. Гурьянов, В.М. Мухин, А.А. Курилкин

# РАЗРАБОТКА БЕЗЗОЛЬНЫХ ВЫСОКОПРОЧНЫХ СФЕРИЧЕСКИХ УГЛЕРОДНЫХ НОСИТЕЛЕЙ КАТАЛИЗАТОРОВ

ОАО «Электростальское научно-производственное объединение "Неорганика"», Электросталь

### Введение

Углеродные адсорбенты широко применяются в качестве носителей катализаторов. Однако большинство промышленных активных углей характеризуются низкой механической прочностью (60—75%), значительным содержанием зольных примесей (5—20 мас.%) и слаборазвитой мезопористой структурой. Эти факторы не позволяют вести высокоселективные каталитические процессы, особенно при жестких режимах эксплуатации катализаторов в движущихся и псевдоожиженных слоях.

Гурьянов В.В. – д-р хим. наук, вед. науч. сотрудник. Тел.: (496) 575-95-22 (доб. 5-79). E-mail: neorg.el@mail.ru Мухин В.М. – д-р техн. наук, начальник лаборатории. Тел.: (496) 575-50-06. E-mail: neorg.el@mail.ru Курилкин А.А. – мл. науч. сотрудник. Тел.: (496) 575-95-22 (доб. 4-49). E-mail: neorg.el@mail.ru Чтобы расширить области применения углеродных адсорбентов как носителей катализаторов и повышения эффективности каталитических процессов, нужны разработки беззольных углеродных адсорбентов с существенно улучшенными эксплуатационными свойствами.

В связи с этим представляется перспективным использовать при разработке таких адсорбентов нетрадиционные виды сырья — синтетические мономерные и полимерные продукты [1—3], что позволяет получать практически беззольные активные угли с требуемыми физико-механическими, химическими и адсорбционными характеристиками. Одним из многообещающих синтетических материалов является фурфурол — продукт первичной переработки пентозансодержащего растительного сырья. Вследствие доступности сырья и высокой