

## ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ

УДК (66.095.254+542.925.7):547.53

И.Я.Петров, А.Г.Бяков, Б.Г.Трясунов

### ПОЛУЧЕНИЕ БЕНЗОЛА ГИДРОДЕАЛКИЛИРОВАНИЕМ АЛКИЛАРОМАТИЧЕСКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ: ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ПРОЦЕССОВ ТЕРМИЧЕСКОГО ГИДРОДЕАЛКИЛИРОВАНИЯ

Бензол ( $C_6H_6$ ) является одним из основных продуктов органического синтеза. Его мировое потребление исчисляется десятками миллионов тонн в год [1-5]. В промышленности бензол получают из продуктов глубокой переработки нефти, угля и газа.

Несмотря на значительные абсолютные объемы производства коксохимического бензола, а также огромные потенциальные возможности получения  $C_6H_6$  из продуктов переработки природного газа, основным источником сырья для производства бензола в настоящее время являются углеводородные фракции нефтяного происхождения.

Для получения высокочистого товарного бензола в современной нефтехимической промышленности используются каталитический риформинг и пиролиз бензиновых фракций нефти с последующей катализической гидрообработкой и ректификацией гидрогенизата, а также деалкилирование и/или диспропорционирование толуола [1,5].

В коксохимической промышленности товарный бензол получают главным образом сернокислотной очисткой бензолодержащих фракций продуктов коксования углей (т.н. сырого бензола), но по качественным показателям такой бензол во многих случаях не соответствует современным требованиям промышленности органического синтеза [2,3]. Между

тем, в связи с быстрым развитием химической промышленности и сокращением нефтяных запасов, в мире наметилась устойчивая тенденция превышения спроса на бензол над его предложением, что вызвало рост стоимости бензола в последние годы; цена 1 т бензола на российском рынке сейчас достигла ~ 8,0-8,5 тыс. руб. с НДС [4], на мировом рынке – 300-400 долларов США [5]. Поэтому можно ожидать, что в перспективе все большее количество высокочистого бензола будет производиться из альтернативных (ненефтяных) источников сырья.

Наиболее чистый бензол получают при деалкилировании алкилароматических углеводородов.

К настоящему времени разработано несколько промышленных способов получения бензола методом деалкилирования: *термическое гидродеалкилирование*, *каталитическое гидродеалкилирование и деалкилирование в присутствии окислительных агентов* ( $H_2O$ ,  $CO_2$  и т.д.) [1,6,7].

В качестве сырья для них используется в основном толуол, ресурсы которого во многих странах превышают спрос на него. Так, общее производство толуола в мире в 1999 году составило 19,2 млн. т; из них 57% было использовано на производство бензола (38% – деалкилированием и 19% – диспропорционированием) [8]. Однако и другие алкилбензолы (ксило-

лы, этилбензол, триметилбензолы и т.д.), а также их технические фракции, выделяемые из продуктов переработки нефти и угля, также могут применяться в качестве сырья для деалкилирования. С этой целью часто используется так называемая бензол-толуол-ксиоловая (БТК) фракция, получаемая в нефтеперерабатывающей промышленности при пиролизе бензинов и выкипающая в пределах 70-150°C. Такое сырье может содержать до 30% ненароматических углеводородов. В условиях процесса они подвергаются гидрокрекингу, а высококачественный бензол с температурой кристаллизации около +5,5°C выделяют из продуктов реакции четкой ректификацией [7].

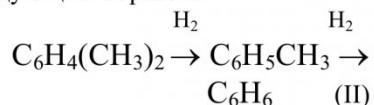
По ряду причин технического характера (большое количество образующихся оксидов углерода и продуктов конденсации, требующих утилизации, а также более жесткие требования к составу сырья), *окислительное деалкилирование*, или *деалкилирование в присутствии окислительных агентов*, несмотря на ряд очевидных достоинств указанного метода (отсутствие водорода, более низкая температура и др.), не получило пока еще широкого распространения при промышленном производстве бензола [6,7,9]. Поэтому в настоящем обзоре рассмотрены основные тенденции и перспективы развития процессов получения бензола методами *термического* и *каталитического*

гидродеалкилирования, а также предпринята попытка выявить возможные направления их дальнейшего совершенствования.

**Химизм и термодинамика процессов гидродеалкилирования.** Процесс гидродеалкилирования алкилароматических углеводородов заключается в отщеплении алкильных заместителей от ароматического кольца в присутствии водорода с последующим гидрированием образующихся углеводородных фрагментов, в результате чего продуктами реакции являются смеси алифатических и частично или полностью деалкилированных ароматических углеводородов. В случае гидродеалкилирования толуола реакция протекает по схеме:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_6 + \text{CH}_4 \quad (\text{I})$$

Реакция экзотермична, тепловой эффект для гидродеалкилирования толуола составляет  $\sim 50$  кДж/моль. Равновесная степень превращения толуола в интервале температур от обычных до  $800^\circ\text{C}$  составляет более 90% [6,7]. При деалкилировании полиалкилбензолов отщепление боковой цепи происходит ступенчато, а в продуктах реакции присутствуют бензол и частично деалкилированные углеводороды; например, в случае ксиолова схема реакции может быть представлена следующим образом:

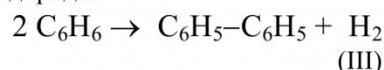


Если вести деалкилирование ксиолов и триметилбензолов до конца, т.е. до получения бензола, то стехиометрический выход последнего и расход водорода определяется данными, приведенными в таблице.

Как видно из таблицы, гидродеметилирование ксиолов, а тем более триметилбензолов, характеризуется невысоким выходом бензола и большим расходом водорода; поэтому промышленная переработка такого вида сырья менее выгод-

на как с технической, так и экономической точек зрения [3].

Побочные реакции процесса гидродеалкилирования включают в себя реакции конденсации и распада (гидрогенолиза) ароматических ядер. Протеканию реакций конденсации благоприятствуют повышение температуры и снижение парциального давления водорода. Продуктами конденсации являются дифенил и его производные, а также полициклические углеводороды:



Другой побочный процесс – гидрогенолиз ароматических углеводородов с образованием метана



– приводит не только к снижению выхода целевого продукта, но и, вследствие высокого экзотермического эффекта (580 кДж/моль), затрудняет осуществление реакции гидродеалкилирования [6].

**Термическое гидродеалкилирование.** Термическое гидрогенационное деалкилирование осуществляют без катализатора в присутствии водорода при  $650$ - $850^\circ\text{C}$  и 3,0-7,0 МПа. Мольное отношение водород/сырье = (5÷15):1. С увеличением концентрации водорода в реакционной зоне селективность процесса по бензолу повышается [6,7].

Реакция термического деалкилирования протекает по радикально-цепному механизму. Этот процесс сопровождается образованием побочных про-

дуктов конденсации – дибензила ( $\text{C}_6\text{H}_5-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{C}_6\text{H}_5$ ) и дифенила ( $\text{C}_6\text{H}_5-\text{C}_6\text{H}_5$ ), а также кокса и газа. При малых степенях превращения и в отсутствие водорода реакция протекает по 1-му порядку; определяющей стадией является отрыв атома водорода в метильной группе, а основным продуктом реакции – дибензил. При больших степенях превращения и в отсутствие  $\text{H}_2$  состав продуктов реакции усложняется благодаря протеканию вторичных и третичных реакций; возрастает концентрация фенильных радикалов ( $\text{C}_6\text{H}_5^\bullet$ ) [10]. В присутствии водорода и при больших степенях превращения процесс вновь упрощается; скорость реакции гидродеалкилирования толуола описывается уравнением первого порядка по толуолу, порядок по водороду – 0,5. Инициирование происходит путем образования радикалов  $\text{H}^\bullet$ , и главное значение приобретает отрыв метильной группы. Продукты конденсации – дифенил и дибензил – образуются в незначительных количествах [10].

Присутствующие в сырье парафиновые и нафтеновые углеводороды в процессе термического гидродеалкилирования легко расщепляются на более легкие углеводороды, поскольку скорость процесса гидрокрекинга насыщенных углеводородов примерно на порядок выше, чем скорость реакции деметилирования толуола. С другой стороны, в присутствии неароматических углеводородов, вследствие взаимодействия свободных

Таблица  
Стехиометрические выходы бензола и расходы водорода при гидродеалкилировании некоторых алкилбензолов [3]

Показатели процесса	Алкилбензолы		
	Толуол	Ксиолы	Триметилбензо- лы
Стехиометрический выход бензола, %	86	74	65
Расход $\text{H}_2$ на 1 моль	1	2	2

радикалов, и скорость деалкилирования алкилпроизводных бензола также значительно возрастает.

Превращение при гидродеалкилировании насыщенных углеводородов в газ упрощает дальнейший процесс ректификации и позволяет получить высококачественный бензол. Но при этом возрастает расход водорода; поэтому рациональным сырьем являются фракции, в которых содержится не менее 65-70 масс.% ароматических углеводородов. При меньшем их содержании целесообразнее предварительно экстрагировать алкилароматические углеводороды и затем подвергать их гидродеалкилированию в бензол [11].

Энергии активации термического гидродеалкилирования толуола и ксиолов составляют  $210 \pm 20$  кДж/моль, причем скорость термического гидродеалкилирования ксиолов выше, чем толуола, и убывает в ряду  $o\text{-} > n\text{-} > m\text{-ксиол}$  [6].

Достаточно высокий выход жидких продуктов при термическом гидродеалкилировании ( $\sim 87\%$  на исходный толуол) достигается при следующих условиях процесса:  $T = 750^\circ\text{C}$ ;  $P = 4$  МПа; мольное отношение водород/сырье = 3,3:1 и объемная скорость подачи сырья –  $2,4 \text{ ч}^{-1}$ . При этом получается около 70 масс.% бензола, 12 масс.% толуола и 5 масс.% остатка. Повышая температуру до  $790^\circ\text{C}$ , можно получить приблизительно такой же выход бензола, но при более высокой объемной скорости. Снижение мольного соотношения водород/сырье с 3,9:1 до 2,0:1 сокращает выход бензола на исходное сырье.

Нежелательным является образование кокса в результате термического распада углеводородов. Из наиболее эффективных способов уменьшения коксообразования следует отметить увеличение парциального давления водорода. Для макси-

мального снижения коксообразования парциальное давление водорода в системе должно быть не ниже 2 МПа, а мольное соотношение водород/сырье – не ниже 4:1 [11].

При переработке толуола можно рециркулировать дифенил и тяжелые ароматические углеводороды с целью увеличения выхода бензола при меньшем соотношении водород/сырье. При работе с циркуляцией непрореагированного сырья выход бензола из толуола при термическом гидродеалкилировании достигает 81-83 масс.%, а селективность – 96-99% [1,11].

Как показали кинетические эксперименты [12], термическое деалкилирование в заметной степени происходит также и в условиях каталитического процесса (т.е. при температурах  $575\text{--}625^\circ\text{C}$ ). В этом случае скорость реакции гидродеметилирования толуола описывается кинетическим уравнением (V):

$$(W_m^{terp})_o = K^o e^{-E/RT} (p_m)_o (p_{H_2})_o^{0.5}, \quad (V)$$

где  $(W_m^{terp})_o$  – начальная скорость реакции гидродеметилирования в объеме, атм/сек;  $(p_m)_o$  и  $(p_{H_2})_o$  – соответственно начальные парциальные давления толуола и водорода в системе, атм [12]. Ниже  $590^\circ\text{C}$  вклад термической реакции в каталитический процесс составляет 2-5% от общей степени превращения толуола [13].

**Промышленные процессы получения бензола методом термического гидродеалкилирования.** Промышленное производство бензола методом термического гидродеалкилирования реализовано в настоящее время в процессах HDA (Atlantic Refining Co. & Hydrocarbon Research Inc., США) и THD (Gulf Research & Development Co., США); кроме того, термическое деалкилирование является одной из важ-

нейших стадий процесса МНС (Mitsubishi Petrochemical Co., Япония), а также трехстадийного процесса переработки пироконденсата (фракций пиролиза бензинов), разработанного ранее в СССР институтами ВНИИолефин, ИГИ, ВНИИОС и Башгипронефтехим [7,11,14]. В России производственные установки по термическому гидродеалкилированию фракций БТК в настоящее время задействованы на ряде крупных промышленных предприятий нефтеперерабатывающего комплекса (ОАО “Нижнекамскнефтехим”, ОАО “Салаватнефтегорсингез” и некоторых других).

В качестве примера на рис. 1 приведена технологическая схема установки термического гидродеалкилирования по методу HDA [11]. В данном процессе сырье предварительно гидростабилизируют для удаления диенов и в специальном реакторе 1 подвергают очистке от соединений серы. При этом во время каталитического обессеривания водородом гидрируются непредельные соединения. Выходящие из реактора 1 продукты смешиваются с добавочным количеством водорода и жидким рециркулятом, состоящим из непревращенного толуола и образующихся в процессе тяжелых ароматических углеводородов. Смесь подогревается вначале в теплообменнике 4, а затем в печи 3 и вводится в реактор гидродеалкилирования 2. Температура реактора 2 регулируется за счет позонного подвода холодного водорода. В целях безопасности температуру продукта на выходе из реактора 2 понижают, подкачивая холодные продукты реакции специальным насосом 8 из сепаратора высокого давления 7.

Продукты реакции, пройдя теплообменник 5 и холодильник 6, поступают в сепаратор 7, где разделяются на газ (циркулирующий затем в системе) и жидкие продукты. Газ, выводи-

мый из сепаратора 7, направляется на установку концентрирования водорода 9, и, пройдя циркуляционный компрессор 10, подается на смешение с сырьем и в реактор 2 для регулирования температуры процесса. Жидкие продукты реакции, пройдя стабилизатор 11 и адсорбер 12 для очистки (отбеливающей глиной), подвергаются ректификации для выделения товарного бензола. Выходящие с низа ректификационной колонны 13 тяжелые продукты перегоняют в вакууме. При этом в виде дистиллята отбирают толуол и дифенил, а остаток – тяжелые ароматические углеводороды – через колонну 14 выводят из цикла.

При переработке толуола выход бензола в данном процессе достигает 83 масс.% на сырье или 98 масс.% от теоретически возможного. При переработке ароматизированного бензина выход бензола от сырья составляет 69,1 масс.%, выход фракции с температурой кипения до 200°C, полученной из жидких фракций пиролиза керосина, – 68,7 масс.%, а бензол-толуол-ксилольной фракции сырого коксохимического бензола – 88,5 масс.% [11].

Представляет также интерес процесс термического деалкилирования, разработанный японской фирмой Mitsubishi (процесс МНС). Его преимущества по сравнению с описанным выше процессом HDA следующие [1,11]:

- высокая степень чистоты бензола (99,9% и выше);
- высокая селективность (выход бензола – 98-99% от теоретически возможного);
- возможность переработки сырья, содержащего до 30 масс.% неароматических соединений, а также сырья без очистки от оксидов углерода, сероводорода и амиака;
- невысокие требования к чистоте используемого водорода и особенно к содержанию в нем примесей;

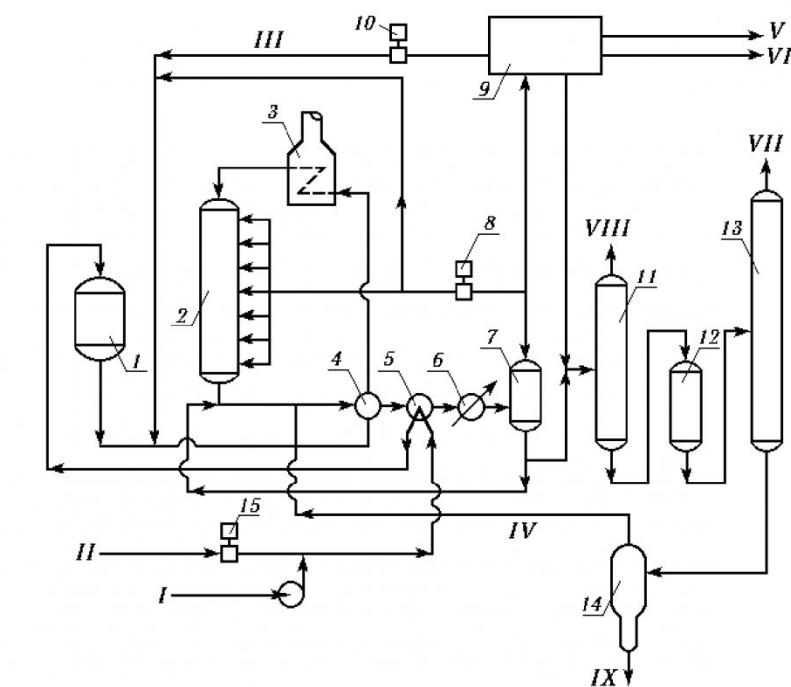


Рис. 1. Термическое гидродеалкилирование бензина пиролиза по методу HDA [11]:

1 – реактор гидрирования; 2 – реактор гидродеалкилирования; 3 – трубчатая печь; 4,5 – теплообменники; 6 – холодильник; 7 – газосепаратор; 8,10,15 – циркуляционные насосы; 9 – установка концентрирования водорода; 11 – стабилизатор; 12 – адсорбер; 13 – колонна для выделения бензола; 14 – колонна для выделения рециркулирующего толуола и дифенила.

I – сырье; II – свежий водород; III – очищенный водород; IV – рециркулирующие толуол и дифенил; V – обогащенный метаном газ; VI – углеводороды состава C<sub>2</sub> и выше; VII – топливный газ; VIII – бензол; IX – тяжелые ароматические углеводороды и смолы

• простота эксплуатации установки вследствие минимального коксообразования, отсутствия необходимости “закалки” и рециркуляции газа или жидкости (для удаления выделяющегося тепла реакции), а также отсутствия катализатора (что обеспечивает постоянство температуры процесса).

Технологическая схема установки представлена на рис. 2. Накапливающиеся в циркуляционном газе примеси (CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> и др.) удаляют путем низкотемпературного разделения, холд для которого может быть получен за счет дросселирования охлаждаемых примесей водорода и использования внешних холодильных циклов. Как показали расчеты, при этом методе энергетические затраты невели-

ки и потери водорода незначительны. При осуществлении этого процесса необходима предварительная промывка циркуляционного газа для удаления из него бензола [1,11].

Отечественный трехступенчатый процесс переработки пироконденсата в бензол (ВНИИОлефин-ИГИ-ВНИИОС-Башгиронефтехим), сочетающий процессы как термической, так и каталитической обработки бензолсодержащего сырья, включает следующие основные стадии [7]:

- 1) выделение ректификаций фракции 70-150°C из исходного пироконденсата (продуктов пиролиза бензола);
- 2) гидростабилизация выделенной фракции на алюмопалладиевом (0,5% Pd/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)

катализаторе при температуре 70-125°C и давлении 3,5-5,0 МПа;

3) гидроочистка стабилизированного сырья на алюмокобальт(никель)молибденовом катализаторе при температуре 320-400°C, давлении 3,0-4,5 МПа и объемной скорости подачи сырья 1 ч<sup>-1</sup>;

4) гидротермопереработка фракции 70-150°C в двух последовательных реакторах (температура на входе в 1-ый реактор – 450-600°C, на выходе – 580-700°C; температура на входе во 2-ой реактор – 680-700°C, на выходе – 710-720°C; давление в системе – 2,5-3,0 МПа);

5) сепарация жидкой и газообразной фаз, выделение ректификацией бензольно-толуольного концентрата, высококипящих рециркулируемых ароматических углеводородов и отделение тяжелого остатка;

6) очистка бензольно-толуольного концентрата глинами и последующая ректификация с целью получения товарного бензола и рециркулируемых алкилбензолов;

7) криогенная очистка водорода из рециркулируемого водородсодержащего газа.

Добавление дополнительной стадии предварительной каталитической гидроочистки сырья к его термическому гидротермальному гидреалкилированию в данном процессе позволяет заметно повысить качество получаемого бензола (содержание тиофена в товарном продукте не превышает 0,5-1,0 млн. д., а температура кристаллизации – не ниже 5,45°C) [14].

**Новые технические решения в процессах получения бензола методом термического гидротермального гидреалкилирования.** Японскими исследователями [15] показана возможность термического деалкилирования алкилбензолов с помощью водорода, генерируемого *in situ* в результате разложения метанола, добавляемого в реакцион-

ную систему вместе с углеводородным сырьем. Процесс деалкилирования модельного сырья (этилбензола) эти авторы проводили при температурах 650-950°C, временах контакта – 6-33 с, скоростях подачи сырья – 0,4-0,9 г/ч и объемных концен-

тации этилбензола в сырьевой смеси.

В работе Плавинской и Гриненко [16] продемонстрирована возможность осуществления термического деалкилирования толуола с использованием вместо водорода этана, который

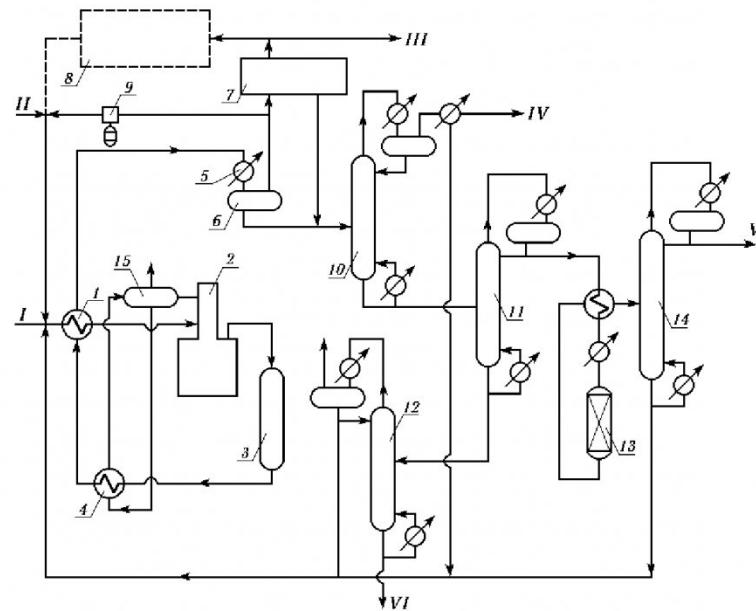
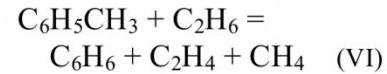


Рис. 2. Термическое гидротермальное гидреалкилирование по методу фирмы Mitsubishi (процесс MHC) [19]:

1 – теплообменник; 2 – трубчатая печь; 3 – реактор; 4 – котел-утилизатор; 5 – холодильник; 6 – сепаратор высокого давления; 7 – установка для выделения ароматических углеводородов; 9 – установка для очистки циркуляционного водорода; 10 – стабилизатор; 11 – колонна первичного фракционирования; 12 – вакуумная колонна для отделения остатка; 13 – адсорбер для очистки отбеливающей глиной; 14 – бензольная колонна; 15 – паросборник.  
I – сырье; II – свежий водород; III – отходящие газы; IV – газы после стабилизации; V – бензол; VI – тяжелые углеводороды

трациях этилбензола – 25-100%. Показано [15], что метанол – весьма эффективный источник водорода, дающий результаты, близкие к тем, которые характерны для промышленного процесса деалкилирования, осуществляемого в водородной атмосфере. Водород, генерируемый из метанола, может ингибировать побочные процессы дегидрирования этилбензола и полимеризации и промоторовать деалкилирование этилбензола. Наилучшие показатели (80 вес.% этилбензола, конвертируемого в бензол)

реагирует с толуолом по реакции (VI) с образованием бензола, этилена и метана:

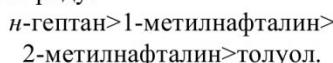


При T = 950°C, объемной скорости подачи толуола – 0,5 ч<sup>-1</sup> и мольном соотношении этан/толуол, равном 2,1:1, выходы бензола (на толуол) и этилена (на прореагировавший этан) составили соответственно 40,3 и 59,0 масс.% [16]. Этот процесс привлекателен тем, что наряду с бензолом, здесь образуется другой ценный продукт – этилен, широко использующий-

ся в химической промышленности.

Весьма интересным с практической точки зрения представляется также процесс совместного термического гидро-деалкилирования производных бензола и нафталина [17], что позволяет в одну стадию одновременно получать бензол и нафталин с высокой степенью чистоты.

В качестве сырья здесь используются смеси фракций БТК и нафталиновых фракций пиролиза бензина. Для исследования механизма этого процесса в работе [18] изучены при 625°C превращения модельных смесей толуола, 1-метилнафталина, 2-метил-нафталина и *n*-гептана, представляющих собой алкилбензолы, алкилнафталины и неароматические углеводороды. Было установлено, что при одинаковых условиях проведения эксперимента конверсия указанных углеводородов снижается в ряду:



В присутствии *n*-гептана заметно ускоряются процессы гидро-деалкилирования толуола, 1- и 2-метилнафталина, а также реакция превращения бензола в дифенил. Хотя реакция гидро-деалкилирования толуола ускоряется в присутствии 1- или 2-метилнафталина, сам толуол, напротив, тормозит конверсию метилнафталинов [18].

**Заключение.** Основные достоинства термического варианта гидро-деалкилирования алкилароматических углеводородов с целью получения бензола заключаются в непрерыв-

ности процесса (длительный межремонтный пробег реакторов – более 9 лет), высокой степени конверсии алкилбензолов и неароматических углеводородов, отсутствии оборудования для регенерации катализатора, относительно небольшом числе используемых реакторов (как правило, один-два) и простоте поддержания температурного режима, который может регулироваться по температуре на выходе из печи [7,14].

Вместе с тем, высокие температуры (700-900°C), используемые при проведении процессов термического гидро-деалкилирования алкилбензолов, а также связанные с этим повышенные требования к аппаратурному оформлению, в значительной мере затрудняют широкое применение указанных технологий в промышленной практике.

Большую проблему представляет также интенсивное образование в данных процессах полициклических углеводородов, для выделения которых требуются две ректификационные колонны.

Среди других серьезных недостатков процессов термического гидро-деалкилирования следует отметить необходимость каталитической доочистки (для осуществления такой гидроочистки из контактов отечественного производства наиболее эффективным является алюмокобальтмолибденовый катализатор ГО-15К [19]) либо исходного сырья, либо продуктовdealкилирования от сернистых соединений, которые не удается полностью разложить на стадии dealкилирования [7,14].

Создание процессов гидро-деалкилирования, осуществляемых при более низких температурах, а также разработка эффективных методов подавления образования продуктов конденсации, кокса и удаления сернистых примесей, присутствующих в исходном бензолсодержащем сырье, способствовало бы значительному прогрессу в области промышленного производства высокочистого бензола. Желательно также, чтобы эти процессы и методы были мало-операционными, поскольку добавление дополнительных стадий приводит к заметному увеличению себестоимости товарного продукта.

Кроме того, анализ литературных данных показывает, что в качестве перспективных направлений по совершенствованию процессов получения высокочистого бензола методами термического гидро-деалкилирования алкилароматических углеводородов можно было бы выделить следующие технические решения:

1) применение в качестве замены все более дефицитного водорода альтернативных дешевых гидрирующих агентов (например, метанола, этана и др.);

2) расширение номенклатуры получаемых товарных продуктов при проведении процессов термического гидро-деалкилирования (например, одновременное получение бензола и нафталина в ходе совместной гидропереработки соответствующих алкилпроизводных).

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Соколов В.З., Харлампович Г.Д. Производство и использование ароматических углеводородов. – М.: Химия. 1980. 336 с.
2. Коляндр Л.Я. Получение чистого бензола для синтеза. – М.: Металлургия. 1966. 172 с.
3. Коляндр Л.Я. Новые способы переработки сырого бензола. – М.: Металлургия. 1976. 192 с.
4. Рынок бензола, толуола и ксиола // Химия Украины. 2002. № 8. С. 27.
5. Брагинский О.Б. Мировая нефтехимическая промышленность. – М.: Наука. 2003. 556 с.
6. Рабинович Г.Л. – В кн.: Справочник нефтехимика. Т. 2. / Под ред. С.К. Огородникова. – Л.: Химия.

1978. С. 109-113.

7. Рабинович Г.Л. – В кн.: Справочник нефтепереработчика. / Под ред. Г.А. Ластовкина, Е.Д. Радченко и М.Г. Рудина. – Л.: Химия. 1986. С. 275-281.
8. Toluene // Chem. Week. 2000. V. 162. № 9. P. 33.
9. Gárdos G., Kun-Szabó T., Kovács M., Halmos F., Almásy-Buzás É. // Hung. J. Ind. Chem. 1986. V. 14. № 3. P. 281-289.
10. Weiss A.H. // Hydrocarbon Process. and Petrol. Refiner. 1962. V. 41. № 6. P. 185-188.
11. Черный И.Р. Производство сырья для нефтехимических синтезов. – М.: Химия. 336 с.
12. Алиев Р.М., Камбаров Ю.Г., Гришкан И.А., Ахундова Р.Р., Дадашев Т.Б. // Нефтехимия. 1978. Т. 18. № 2. С. 182-188.
13. Notari B., Valentini Duranti P., de Maldè M. // Prepr. Proc. 3rd Int. Congr. Catal. Amsterdam. 1964. № 1/68. 12 pp.
14. Беренц А.Д., Воль-Эпштейн А.Б., Мухина Т.Н., Аврех Г.Л. Переработка жидких продуктов пиролиза. – М.: Химия. 1985. 216 с.
15. Ren R.-L., Itoh H., Makabe M., Ouchi K. // Fuel. 1987. V. 66. № 5. P. 643-648.
16. Плавинская Т.А., Гриненко Б.С.// Нефтехимия. 1973. Т. 13. № 2. С. 191-193.
17. Honcock E.G. Toluene, Xylenes and Their Industrial Derivatives. – New York: Elsevier Scientific Publishing Company, 1982. P. 157-171.
18. Alibeyli R., Yeniova H., Bilgesü, Karaduman A. // Petrol. Sci. Technol. 2002. V. 20. № 1-2. P. 49-63.
19. Елин О.Л., Лиштаков А.И., Газимзянов Н.Р., Довганюк В.Ф., Лахман Л.И., Черных С.П. // Катал. в пром-сти. 2003. № 1. С. 7-15.

□ Авторы статьи:

Петров  
Иван Яковлевич  
- канд. хим. наук, ст. научн. сотр. лаб.  
катализитических процессов в углехими-  
ии Института угля и углехимии СО  
РАН (г. Кемерово)

Бяков  
Алексей Геннадьевич  
- аспирант кафедры химической  
технологии твердого топлива и  
экологии

Трясунов  
Борис Григорьевич  
- докт.хим. наук, проф.каф.  
химической технологии твердого  
топлива и экологии

## УДК 662.74

**А.Р. Богомолов, П.Т. Петрик, С.Д. Тихов, А.А. Богомолов,  
Ю.О. Афанасьев, И.В. Дворовенко**

### ПЕРЕРАБОТКА КАМЕННОУГОЛЬНЫХ ФУСОВ

С ростом добычи каменно-угольных углей увеличивается и количество отходов угольной и углеобрабатывающей промышленности, которые либо совсем не используются, либо используются крайне недостаточно и нерационально. На углеобога-

тительных фабриках получаются большие количества угольных отходов и пыли. На коксовых заводах – значительное количество коксовой мелочи. Для количественной оценки вышеуказанных объектов отходов приводим табл. 1, иллюст-

рирующую положение, которое существует в стране и в настоящее время [1].

Сухие длиннопламенные и тощие угли дают очень высокий процент отходов мелочи (от 20 до 50 %), которая не может быть рационально использована

Отходы углей и их переработки

Таблица 1

№	Отходы	Место получения отходов	Количество отходов на одну тонну добываемого топлива, т/т
1	Каменноугольная мелочь и пыль	Шахты, разрезы, склады ж. д., фабрик, заводов и электростанций	0,0741
2	Промпродукты (от обогатительных фабрик) и шлам (от обогатительных фабрик и крупных котельных)	Обогатительные фабрики, электростанции и пр.	0,0088
3	Коксовая мелочь, коксовая пыль и фусы	Коксохимические предприятия	0,0130
	Итого:		0,0959