

## АЛКИЛИРОВАНИЕ ФЕНОЛА *трет*-БУТАНОЛОМ В РЕАКТОРЕ СО СТЕКАЮЩЕЙ ПЛЕНКОЙ

© А. В. Терехов, И. С. Мельчаков, Л. Н. Занавескин, А. Л. Максимов

Институт нефтехимического синтеза им. А. В.Топчиева РАН,  
119991, ГСП-1, г. Москва, Ленинский пр., д. 29  
E-mail: terekhov.av@ips.ac.ru

Поступила в Редакцию 10 декабря 2018 г.

После доработки 9 марта 2021 г.

Принята к публикации 9 марта 2021 г.

*Изучена реакция алкилирования фенола трет-бутанолом в реакторе вытеснения со стекающей пленкой на гетерогенном катализаторе — цеолите Бета. Определены оптимальные условия проведения процесса, обеспечивающие максимальный выход пара-трет-бутилфенола (мольное соотношение фенол:трет-бутанол (3–3.5):1, плотность орошения катализатора 1.0–1.5 м<sup>3</sup>·м<sup>-2</sup>·ч<sup>-1</sup>, температура 100–110°C. Предложена схема, позволяющая проводить процесс со 100%-ной конверсией трет-бутанола и образующегося из него побочного изобутилена.*

Ключевые слова: фенол; пара-трет-бутилфенол; алкилирование; трет-бутанол; цеолит Бета

DOI: 10.31857/S0044461821050030

*пара-трет*-Бутилфенол используется в качестве полупродукта в органическом синтезе. На его основе производятся фенолальдегидные смолы, антиоксиданты, каучуки, краски и лаки, фармацевтические препараты.

Производство *пара-трет*-бутилфенола по технологии каталитического алкилирования фенола изобутиленом действует на ЗАО «Новокуйбышевская нефтехимическая компания». Процесс проводится в жидкой фазе в реакторе смешения в присутствии ионообменной смолы КУ-23 или смол Amberlyst различных марок. В работе [1] было отмечено, что одним из существенных недостатков действующей схемы является большой расход катализатора из-за его механического измельчения в результате трения частиц катализатора между собой и стенками аппарата, что приводит к его уносу с потоком реакционной массы на фильтр. Кроме того, в процессе эксплуатации наблюдается переход сульфокислот из

катионитов в реакционную массу [2], что приводит к дезактивации катализатора. Снижение количества и активности катализатора требует его периодической замены. Выгрузка отработанного катализатора сопровождается значительным расходом фенола, необходимого для отмывки катализатора от реакционной массы и его транспортировки на полигон для захоронения.

В работе [1] представлены результаты испытаний ряда катализаторов, где в качестве алкилирующего реагента использовали *трет*-бутанол. Показано, что наиболее эффективным промышленным катализатором является цеолит Бета (BEA).

Если задача химической стабильности катализатора (вымывание сульфокислот) с выбором цеолита Бета была решена, то проблема его механического разрушения (истирания) при использовании реакторов смешения осталась. Поскольку по одному из возможных путей механизма реакции первой стадией

алкилирования *трет*-бутанолом является дегидратация спирта с получением изобутилена [3], присутствие в реакционной массе газообразного продукта приведет к движению слоя катализатора и его истиранию. Механическое закрепление гетерогенного катализатора нужного эффекта не дает.

Таким образом, использование реакторов смешения для проведения процессов, протекающих в трехфазных системах (гетерогенный катализатор, жидкие и газообразные реагенты), всегда будет сопровождаться истиранием твердой фазы и ее потерей. В то же время известен способ проведения аналогичных процессов в реакторах вытеснения со стационарным слоем катализатора, в которых исключен процесс истирания катализатора независимо от того, в какой фазе подаются реагенты [4].

Цель работы — исследование реакции алкилирования фенола *трет*-бутанолом в реакторе вытеснения в пленочном режиме на катализаторе цеолит Бета, определение оптимальных условий процесса получения *пара-трет*-бутилфенола.

### Экспериментальная часть

В работе использовали катализатор цеолит Бета (АО «Ангарский завод катализаторов и органического синтеза»). Вначале товарный цеолит был переведен в Н-форму ступенчатым прокаливанием от 100 до

450°C, затем из него были изготовлены таблетки методом прессования. Средний размер зерен катализатора составлял 2–3 мм.

Эксперименты по алкилированию фенола проводили в стеклянном реакторе колонного типа (высота реактора — 800 мм, диаметр — 10 мм) с рубашкой, заполненной катализатором (рис. 1). Порозность слоя катализатора составляла 0.39. Необходимую температуру обеспечивали подачей теплоносителя в рубашку реактора из термостата. В верхнюю часть аппарата непрерывно подавали нагретую до температуры реакции жидкую смесь фенола и *трет*-бутанола. Подача реагентов была организована таким образом, чтобы обеспечить их стекание по катализатору в виде пленки, исключая процессы зависания жидкости по длине аппарата или ее захлебывания.

Продукты реакции анализировали методом газожидкостной хроматографии на хроматографе Цвет-800 с детектором по теплопроводности. При определении содержания воды использовали набивную колонку длиной 3 м, диаметром 2 мм, фаза Полисорб-1; при определении содержания органических компонентов — колонку аналогичного размера с фазой 20% полиэтиленгликольсукцината, 3% ди-(2-этилгексил)-себацата на Chromaton N-AW. Для обнаружения *мета-трет*-бутилфенола проводили пробоподготовку методом силирования [5].

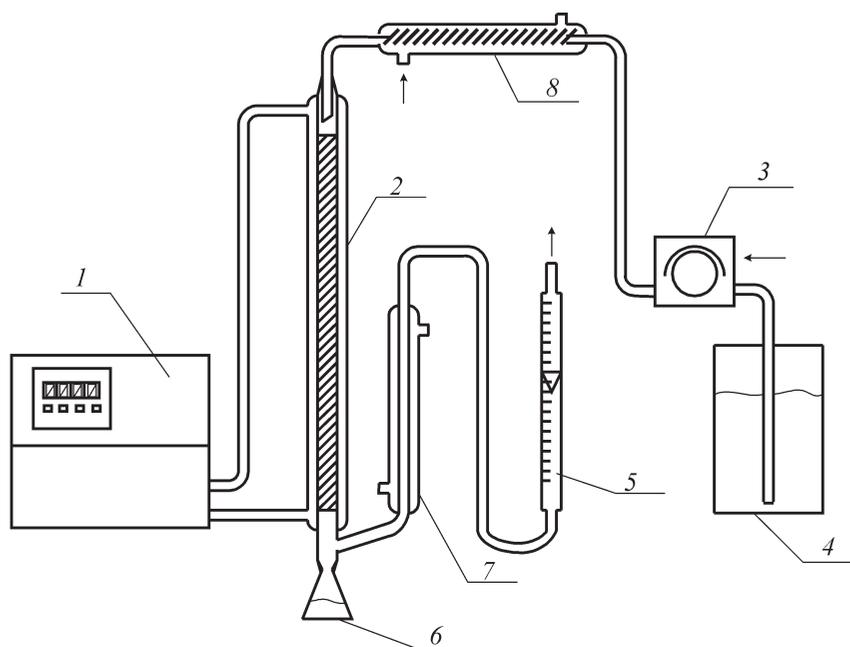


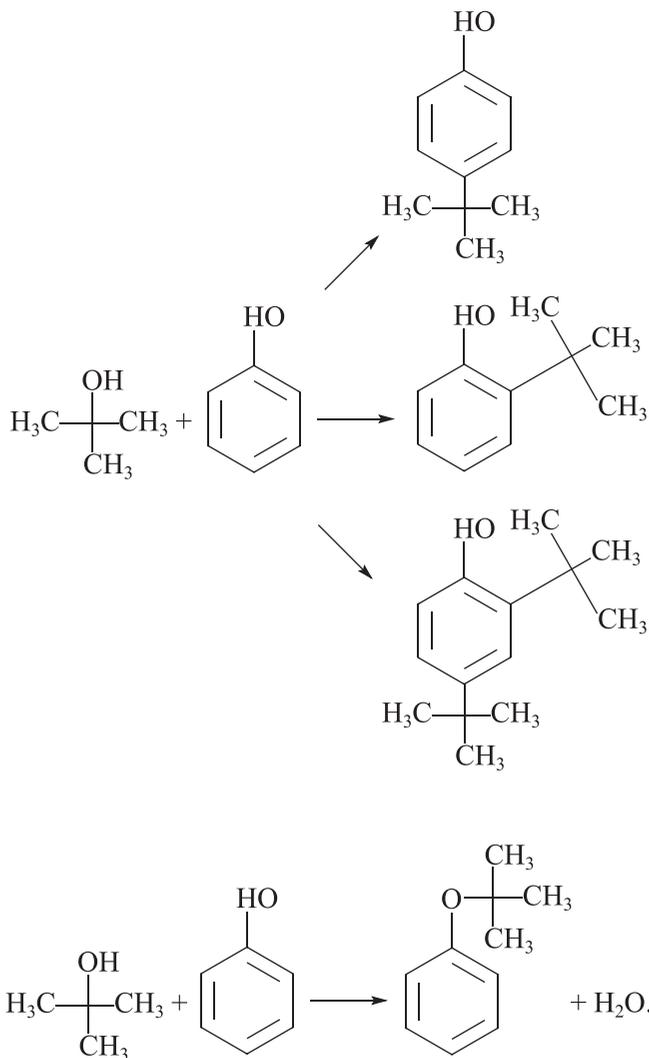
Рис. 1. Схема лабораторной установки алкилирования фенола *трет*-бутанолом.

1 — термостат, 2 — реактор, 3 — перистальтический насос, 4 — емкость с раствором исходных веществ, 5 — газовый расходомер, 6 — приемник с продуктами реакции, 7 — обратный холодильник, 8 — спиральный теплообменник.

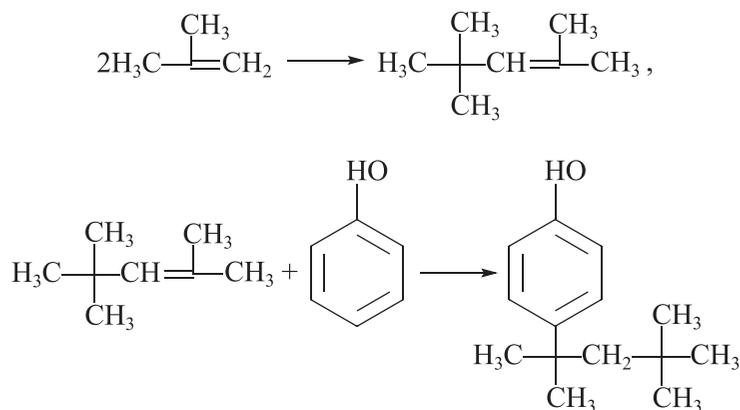
### Обсуждение результатов

При проведении процесса алкилирования фенола *трет*-бутанолом на цеолитах образуются

*пара*-*трет*-бутилфенол и *орто*-*трет*-бутилфенол, а также 2,4-ди-*трет*-бутилфенол [6, 7] и фенил-*трет*-бутиловый эфир.



Кроме того, в реакционной массе может присутствовать диизобутилен и *пара*-изооктилфенол (1,1,3,3-тетраметилбутилфенол).



При алкилировании фенола при температурах до 80°C на цеолитах [6, 7] в составе продуктов *мета-трет*-бутилфенол не был обнаружен. Однако в работе [5] приводится информация о том, что при более жестких условиях (136°C, время контакта 170 мин) на макропористом сульфокатионите Amberlyst 36 Dry этот изомер образуется в количестве до 4.9%. Нами экспериментально показано, что на цеолите Бета при синтезе *пара-трет*-бутилфенола *мета*-изомер не образуется, или его концентрация не превышает 0.01 мас%.

Реактор алкилирования представляет собой аппарат колонного типа, заполненный одним или несколькими слоями катализатора, расположенными на опорных решетках. Над каждым слоем катализатора имеется распределительная тарелка, с помощью которой создается равномерное орошение слоя катализатора жидкой реакционной массой. При этом задается плотность орошения катализатора, обеспечивающая по всему объему слоя (царги реактора) пленочный режим стекания жидкого реагента. Второй, газообразный реагент может подаваться как в верхнюю, так и в нижнюю часть реактора. В случае необходимости возможна организация промежуточного отвода тепла реакции (с использованием, например, глухой тарелки) или изменение диаметра царги реактора (для обеспечения необходимой плотности орошения или линейной скорости движения газового потока). Следует отметить еще одно достоинство пленочных реакторов: они обеспечивают высокую движущую силу процесса благодаря малому продольному перемешиванию.

Плотность орошения (отношение объема подаваемой исходной смеси в единицу времени к площади сечения аппарата) является важнейшей характеристикой реакторов со стекающей пленкой. Оптимальная плотность орошения определяется гидравлическим сопротивлением аппарата и зависит от многих факторов, таких как размер и форма частиц катализатора и его удельная поверхность, вязкость жидких реагентов, скорость и направление газового потока и др. Для каждого типа катализатора плотность орошения, как правило, определяется экспериментально. Реакционная масса стекает по элементам катализатора в виде тонкой пленки, поэтому площадь поверхности контакта фаз примерно соответствует площади смоченной поверхности катализатора. При низкой плотности орошения реакционная масса стекает по катализатору струями, часть поверхности катализатора остается несмоченной. И только при достаточно большом потоке реакционной массы стекающая пленка займет практически всю внешнюю поверх-

ность катализатора, в результате чего будут созданы условия для протекания процесса с максимальной скоростью. При увеличении плотности орошения может наступить такой момент, когда сила гидравлического сопротивления каталитического слоя будет больше величины располагаемого напора жидкости, что приведет к зависанию жидкости и в конечном счете к заполнению большей части колонны жидкими продуктами реакции.

При плотностях орошения 0.1–1.0 м<sup>3</sup>·м<sup>-2</sup>·ч<sup>-1</sup> наблюдается интенсивное увеличение скорости реакции алкилирования фенола *трет*-бутанолом (рис. 2). При достижении величины плотности орошения 2.14 м<sup>3</sup>·м<sup>-2</sup>·ч<sup>-1</sup> в реакторе устанавливается режим зависания. В интервале плотностей орошения 1–2 м<sup>3</sup>·м<sup>-2</sup>·ч<sup>-1</sup> процесс алкилирования на катализаторе с размером частиц 2–3 мм протекает с максимальной скоростью без нарушения гидродинамических характеристик реактора.

Концентрация изобутилена во всем изученном интервале плотностей орошения невелика, количество *трет*-бутанола, превратившегося в изобутилен, не превышает 8%. Такой сравнительно небольшой выход изобутилена гарантирует невозможность работы реактора в режиме захлебывания: поток газообразного изобутилена очень низкий.

Для дальнейших исследований процесса на катализаторе с размером зерен 2–3 мм выбрана плотность орошения 1.0 м<sup>3</sup>·м<sup>-2</sup>·ч<sup>-1</sup>. Величина плотности орошения в значительной степени зависит от размера зерен катализатора: при использовании катализатора

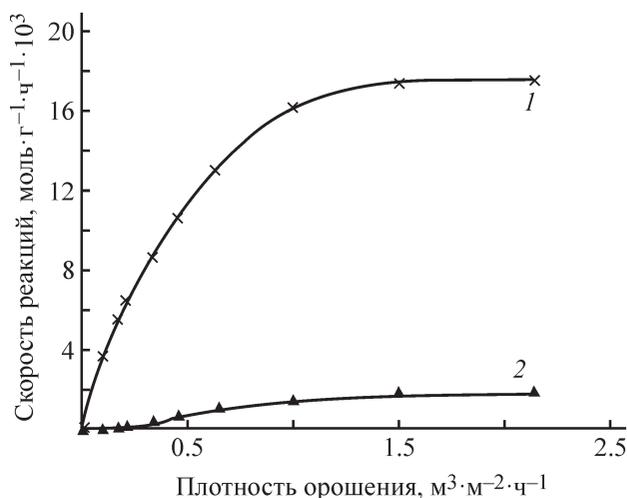


Рис. 2. Скорость образования *пара-трет*-бутилфенола (1) и изобутилена (2) в процессе алкилирования фенола *трет*-бутанолом в зависимости от величины плотности орошения (температура 90°C, высота слоя катализатора 15.5 см).

Таблица 1

Характеристики протекания процесса алкилирования фенола *трет*-бутанолом в зависимости от состава исходной смеси (плотность орошения  $1.05\text{--}1.1 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1}$ , высота слоя катализатора 40 см, температура  $90^\circ\text{C}$ )

Характеристика	Мольное соотношение фенол: <i>трет</i> -бутанол				
	1:1	2:1	3:1	4:1	5:1
Конверсия, %:					
фенол	23.1	27.2	28.4	22.5	18.3
<i>трет</i> -бутанол	47.7	79.0	95.3	96.6	96.7
Селективность по фенолу, %:					
<i>пара-трет</i> -бутилфенол	83.6	85.5	86.5	86.9	87.1
<i>орто-трет</i> -бутилфенол	8.9	9.1	9.3	9.8	10
2,4-ди- <i>трет</i> -бутилфенол	3.9	3.1	2.3	1.9	1.6
фенил- <i>трет</i> -бутиловый эфир	0	0	0	0	0
1,1,3,3-тетраметилбутилфенол	3.6	2.4	1.9	1.4	1.3
Селективность по <i>трет</i> -бутанолу, %:					
изобутилен	23.2	11.4	2.6	0.9	0.5

с частицами больших размеров (3–7 мм) величина плотности орошения может достигать  $4\text{--}5 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1}$  и более.

Эксперименты по изучению влияния состава исходной смеси (табл. 1) на процесс алкилирования фенола показали, что при увеличении избытка фенола по отношению к количеству *трет*-бутанола с 1:1 до 3:1 наблюдается рост конверсии и спирта, и фенола. При дальнейшем увеличении содержания фенола в исходной смеси конверсия *трет*-бутанола практически не изменяется, а конверсия фенола пропорционально снижается (с 28.0 до 18.3%).

Во всем изученном интервале соотношений исходных веществ селективность образования *пара*- и *орто*-изомеров *трет*-бутилфенола остается практически постоянной: селективность по *пара-трет*-бутилфенолу достигает 84–87%, а мольное соотношение *пара-трет*-бутилфенол:*орто-трет*-бутилфенол в реакционной массе — (9.0–9.2):1.

При мольном соотношении фенол:*трет*-бутанол, равном (1–2):1, наблюдается сравнительно высокая селективность образования 2,4-ди-*трет*-бутилфенола и 1,1,3,3-тетраметилбутилфенола, составляющая 3.9 и 3.6% соответственно. Этому способствует высокая концентрация спирта в реакционной смеси. Ведение процесса при существенном избытке фенола снижает селективность образования 2,4-ди-*трет*-бутилфенола и 1,1,3,3-тетраметилбутилфенола более чем в 2 раза.

При незначительном избытке фенола селективность образования изобутилена высокая (23%). И хотя скорость образования изобутилена при дегидратации спирта в условиях эксперимента не изменяется,

ведение процесса при соотношении фенол:*трет*-бутанол выше 4:1 приводит к тому, что практически весь образовавшийся изобутилен связывается фенолом.

В реакторе вытеснения со стационарным слоем катализатора проведение процесса алкилирования фенола *трет*-бутанолом при их мольном соотношении, равном 3:1, наиболее рационально, поскольку обеспечивает максимальную конверсию спирта и высокий выход *пара-трет*-бутилфенола. При этом нежелательный *мета*-изомер в составе продуктов реакции не обнаружен.

Увеличение температуры процесса с 70 до  $100^\circ\text{C}$  приводит к интенсивному росту конверсии исходных реагентов (табл. 2). За счет того что концентрация *трет*-бутанола в реакционной массе снижается (конверсия *трет*-бутанола при  $100^\circ\text{C}$  уже достигает 83%), дальнейшее повышение температуры не дает такого же эффекта.

Интенсивность увеличения скорости образования *пара-трет*-бутилфенола при изменении температуры от 70 до  $120^\circ\text{C}$  почти на 8% превышает интенсивность увеличения скорости образования *орто-трет*-бутилфенола. На основании этого можно сделать вывод о том, что энергия активации реакции образования *пара*-изомера выше, чем энергия активации реакции образования *орто*-изомера, и что проведение процесса алкилирования при высоких температурах способствует повышению выхода целевого продукта.

При увеличении температуры с 70 до  $120^\circ\text{C}$  в продуктах реакции наблюдается значительное снижение содержания изобутилена (селективность его образо-

Таблица 2

Характеристики протекания процесса алкилирования фенола трет-бутанолом в зависимости от температуры (плотность орошения  $1 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1}$ , мольное соотношение фенол:трет-бутанол = 3:1, высота слоя катализатора 15.5 см)

Характеристика	Температура, °С					
	70	80	90	100	110	120
Конверсия, %:						
фенол	12.4	17.2	22.1	25.5	27.1	28.2
трет-бутанол	41.1	56.5	70.5	82.4	89.6	94.0
Селективность по фенолу, %:						
<i>пара</i> -трет-бутилфенол	85.9	85.4	85.2	84.2	83.3	83.3
<i>орто</i> -трет-бутилфенол	9.7	9.7	9.4	9.5	9.0	8.9
2,4-ди-трет-бутилфенол	0.9	1.2	1.7	1.8	2.4	3.1
фенил-трет-бутиловый эфир	3.2	3.0	2.4	2.3	1.2	0.4
1,1,3,3-тетраметилбутилфенол	0.3	0.7	1.3	2.2	3.5	4.5
Селективность по трет-бутанолу, %:						
изобутилен	5.5	4.7	3.5	3.0	2.7	2.3

вания снижается с 5.6 до 2.3%) и фенил-трет-бутилового эфира (снижение селективности с 3.2 до 0.38%). При низкой температуре, когда скорость алкилирования фенола еще сравнительно мала, а концентрация трет-бутанола в реакционной массе максимальна, высока доля побочных реакций образования изобутилена и эфира, что и наблюдается в экспериментах. Снижение содержания фенил-трет-бутилового эфира с ростом температуры, вероятнее всего, происходит за счет низкой энергии активации реакции этерификации.

Зависимости конверсии и селективности от высоты слоя катализатора (табл. 3) по сути представляют собой зависимости указанных характеристик процесса от времени контакта реакционной массы с катализатором в реакторе вытеснения, работающего в пленочном режиме. Увеличение слоя катализатора с 5.5 до 21.5 см приводит к росту конверсии спирта от 53.8 до 93.6%. До величины слоя катализатора 15.5 см наблюдается рост выхода трет-бутилфенов, при этом во всем изученном интервале высот слоя катализатора соотношение *пара*-трет-бутил-

Таблица 3

Характеристики протекания процесса алкилирования фенола трет-бутанолом в зависимости от высоты слоя катализатора (температура 90°С, плотность орошения  $1 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{ч}^{-1}$ , мольное соотношение фенол:трет-бутанол = 3:1)

Характеристика	Высота слоя катализатора, см						
	5.5	10.5	15.5	21.5	28.1	37.3	46.0
Конверсия, %:							
фенол	12.0	17.6	22.8	25.1	26.9	27.5	28.4
трет-бутанол	53.8	69.7	85.7	93.6	97.2	98.4	99.8
Селективность по фенолу, %:							
<i>пара</i> -трет-бутилфенол	77.8	84.3	85.2	86.4	86.6	86.4	86.1
<i>орто</i> -трет-бутилфенол	9.0	9.1	9.7	9.7	9.2	9.4	9.3
2,4-ди-трет-бутилфенол	1.2	1.3	1.8	1.9	2.2	2.3	2.3
фенил-трет-бутиловый эфир	0.0	0.6	1.3	1.4	1.8	1.9	2.3
1,1,3,3-тетраметилбутилфенол	12.0	4.7	1.9	0.6	0.1	0.0	0.0
Селективность по трет-бутанолу, %:							
изобутилен	14.4	7.2	3.5	2.5	2.0	1.8	0.8

фенол: *орто-трет*-бутилфенол остается практически постоянным и равным 9.2.

При небольшой высоте слоя (5.5 см) катализатора наблюдается повышенный выход изобутилена (7.7%) и фенил-*трет*-бутилового эфира (6.5%). При увеличении слоя до 21.5 см выход изобутилена снижается до 2.3%, а фенил-*трет*-бутилового эфира — до 0.56% (более чем в 12 раз). Так как реакция этерификации является обратимой, то по мере накопления образующейся воды равновесие ее смещается влево, поэтому при высоте слоя более 20 см фенил-*трет*-бутиловый эфир в продуктах реакции практически отсутствует.

Эксперименты показали, что при размере частиц катализатора 2–3 мм оптимальной является высота его слоя около 20 см. При использовании катализатора с более крупными частицами процесс необходимо проводить при большей плотности орошения; соответственно увеличится высота слоя катализатора.

В продуктах реакции всегда присутствует изобутилен, что снижает выход целевых продуктов, усложняет технологическую схему за счет необходимости улавливания изобутилена, приводит к росту расходных коэффициентов сырья и энергоресурсов. Особенностью рассматриваемой схемы была подача смеси исходных реагентов в колонну на слой катализатора, где параллельно протекали две реакции: образование изобутилена из *трет*-бутилового спирта и алкилирование фенола. Часть изобутилена переходила в газовую фазу и выводилась из реактора. Для участия изобутилена в реакции алкилирования недостаточно только контакта его паров с фенолом, необходима его абсорбция фенолом и диффузия к поверхности катализатора. При невысоких температурах и небольшом времени контакта (высоте слоя катализатора) достичь 100% превращения изобутилена не удастся.

Решением возникшей проблемы является разделение точек ввода фенола и *трет*-бутилового спирта по высоте реактора. Схема такого аппарата приведена на рис. 3. Реактор алкилирования разделен на две секции, заполненные катализатором. Каждая секция снабжена своей распределительной тарелкой. Фенол подается в верхнюю секцию и равномерно орошает находящийся в ней катализатор. Пройдя верхнюю секцию, фенол поступает на распределительную тарелку нижней секции, на которую подается заданное количество *трет*-бутилового спирта. В нижней секции протекает основной процесс алкилирования фенола. *пара-трет*-Бутилфенол и другие продукты реакции отводятся из нижней части

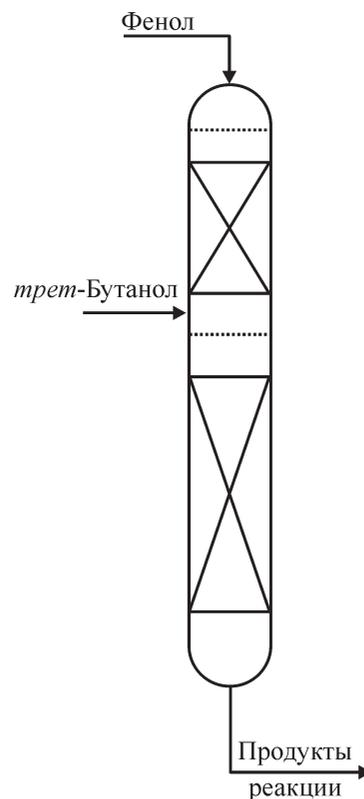


Рис. 3. Схема реактора алкилирования фенола *трет*-бутанолом в реакторе со стекающей пленкой.

реактора. Изобутилен, образовавшийся в нижней секции реактора, поступает в верхнюю его секцию, в которой полностью связывается фенолом в основном в *пара-трет*-бутилфенол. Экспериментально определено, что уже при высоте верхнего слоя катализатора 11.5 см конверсия изобутилена составляет 100%.

### Выводы

Экспериментально показана возможность проведения процесса алкилирования фенола *трет*-бутанолом в непрерывном режиме в реакторе вытеснения, заполненном катализатором на основе цеолита Бета. Процесс осуществляется при орошении катализатора реакционной массой в количестве, обеспечивающем пленочный режим работы реактора. При сохранении размера зерна катализатора и установке соответствующей распределительной решетки гидродинамический режим стекающей пленки будет сохраняться при переходе от лабораторного реактора к промышленному. Подтверждением этого может являться процесс гидрирования дихлоруксусной кислоты в производстве монохлоруксусной кислоты, в котором такой переход осуществлен на практике [8]. При переходе

от лабораторной установки к промышленной необходимо учитывать не только плотность орошения, но и высоту слоя катализатора, обеспечивающую равномерное смачивание катализатора. Для катализаторов с размером частиц 3–7 мм она, как правило, составляет около 2 м. Разработанная технология алкилирования фенола позволяет достичь 100% конверсии спирта, исключить проскок изобутилена и потери катализатора за счет его истирания, снизить расходный коэффициент по трет-бутанолу.

### Финансирование работы

Работа выполнена в рамках государственного задания Института нефтехимического синтеза РАН.

### Конфликт интересов

А. Л. Максимов является главным редактором Журнала прикладной химии. Остальные авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов, требующего раскрытия в данной статье.

### Информация об авторах

Терехов Антон Владимирович, к.х.н.,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-6726-7354>  
Мельчаков Илья Сергеевич,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-4888-877X>  
Занавескин Леонид Николаевич, к.х.н.,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-7306-6164>  
Максимов Антон Львович, д.х.н., чл.-корр. РАН,  
ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-9297-4950>

### Список литературы

- [1] Терехов А. В., Занавескин Л. Н., Хаджиев С. Н. Выбор оптимального катализатора процесса получения пара-трет-бутилфенола алкилированием фенола трет-бутанолом // Нефтехимия. 2017. Т. 57. № 4. С. 543–456
- [2] Воронин О. И., Нестерова Т. Н., Головин Е. В. Идентификация компонентов рециклового потока производства пара-трет-бутилфенола // Изв. СЦ РАН. 2013. Т. 15. № 6–2. С. 331–334.
- [3] Jianzhou G., Hongyan B., Xiaohui C., Xiaotong Z., Zhide H., Zhaolin S. Selective alkylation of phenol with tert-butyl alcohol catalyzed by Brønsted acidic imidazolium salts // J. Mol. Catal. A: Chemical. 2005. V 225. N 1. P. 27–31. <https://doi.org/10.1016/j.molcata.2004.08.026>
- [4] Пат. РФ 2625318 (опубл. 2017). Способ получения золькетала (варианты).
- [5] Воронин И. О., Нестерова Т. Н., Биленченко Н. В. Роль пара-мета-изомеризации в селективном получении пара-трет-бутилфенола в присутствии современных макропористых сульфокатионитов // Кинетика и катализ. 2016. Т. 57. № 2. С. 237–244 [Voronin I. O., Nesterova T. N., Bilenchenko N. V. The Role of para–meta isomerization in the selective synthesis of para-tert-butylphenol in the presence of modern macroporous sulfonic cation-exchange resins // Kinet. Catal. 2016. V. 57. N 2. P. 243–250. <https://doi.org/10.1134/S0023158416020178>].
- [6] Dumitriu E., Hulea V. Effects of channel structures and acid properties of large-pore zeolites in the liquid-phase tert-butylation of phenol // J. Catal. 2003. N 218. P. 249–257. [https://doi.org/10.1016/S0021-9517\(03\)00159-3](https://doi.org/10.1016/S0021-9517(03)00159-3)
- [7] Krishnan A. V., Ojha K., Pradhan Na. C. Alkylation of phenol with tertiary butyl alcohol over zeolites // Org. Process Res. Dev. 2002. N 6. P. 132–137. <https://doi.org/10.1021/op010077n>
- [8] Занавескин Л. Н., Буланов В. Н., Куницын Д. Г., Ускач Я. Л., Мильготин И. М., Варшавер Е. В. Производство монохлоруксусной кислоты. Сообщение 2: Переработка побочной дихлоруксусной кислоты методом гидрирования в неподвижном слое катализатора // Катализ в пром-сти. 2003. № 4. С. 29–35.