

Производство флотореагентов

А.А. Григорьев

Институт биоорганической химии и нефтехимии НАН Украины,
Украина, 02094 Киев, ул. Мурманская, 1; факс: (044) 573-25-52

Разработаны методы и технология получения высокоэффективных флотореагентов для разделения руд цветных металлов, обогащения серы, угля и других полезных ископаемых. Многие флотореагенты используются как растворители.

Многие отрасли горнодобывающей промышленности в технологических процессах широко используют флотореагенты для более полного извлечения и разделения полезных ископаемых.

Флотация – один из главных методов обогащения полезных ископаемых. С ее помощью обогащаются все медные, молибденовые и свинцово-цинковые руды, значительная часть бериллиевых, висмутовых, железных, золотых, литиевых, марганцовых, мышьяковых, оловянных, ртутных, серебряных, сурьмяных, титановых и других руд, неметаллические ископаемые – апатит и фосфориты, барит, графит, известняк, магнетит, песок для производства стекла, плавиковый и полевой шпаты и т. д. Благодаря флотации в промышленное производство вовлекаются месторождения тонковкрапленных руд и обеспечивается комплексное использование полезных ископаемых. Флотацию применяют также для очистки воды от органических веществ (нефти, масла и др.), тонкодисперсных осадков солей и шламов, для выделения и разделения бактерий.

Помимо горнодобывающих отраслей промышленности флотацию используют в химической, пищевой и других отраслях для ускорения отстаивания, выделения твердых взвесей и эмульгирующих органических веществ, для разделения синтетических органических ионитов, при переработке бумажных отходов, для очистки натурального каучука от примесей, для извлечения нафталина из воды, охлаждающей коксовый газ, очистки промышленных стоков и др.

Широкое применение флотации привело к появлению большого разнообразия процессов, наибольшего распространения получила пенная флотация: в мире ежегодно обогащают 1 млрд т горной массы – более 20 типов руд.

Известно несколько модификаций пенной флотации. Ее неотъемлемой составляющей являются флотационные реагенты – химические вещества (чаще всего поверхностно-активные вещества), которые добавляют при флотации в пульпу для создания условий селективного разделения минералов. Флотореагенты позволяют регулировать взаимодействие минеральных частиц и газовых пузырьков, химической реакции и физико-химические процессы в жидкой фазе, на границах раздела фаз и в пенном слое путем гидрофобизации

поверхности одних и гидратации поверхности других твердых частиц. Флотореагенты разделяют на три группы: собиратели, пенообразователи и модификаторы. По химическому составу флотореагенты бывают органическими (преимущественно собиратели и пенообразователи) и неорганическими (в основном модификаторы); при этом те и другие могут быть неионногенными, мало или практически нерастворимыми в воде, и ионногенными, хорошо растворимыми в ней веществами.

Собиратели. Их роль заключается в селективной гидрофобизации (понижении смачиваемости) поверхности некоторых минеральных частиц и возникновении тем самым условий для прилипания к ним газовых пузырьков. По структурным признакам собиратели подразделяют на анионные, катионные, амфотерные и неионногенные.

Пенообразователи (вспениватели). Адсорбируясь на поверхности раздела газ–жидкость, они понижают поверхностное натяжение, способствуют образованию устойчивой гидратной оболочки пузырьков воздуха, уменьшают их крупность и препятствуют коалесценции, умеренно стабилизируют минерализованную пену. В качестве вспенивателей используют одноатомные алифатические спирты, гомологи фенола, технические продукты (пихтовое и сосновое масла), содержащие терпеновые спирты; монометиловые и монобутиловые эфиры полипропиленгликолей; полиалкоксилканы (например 1,1,3-триэтоксипутан) и др. Пенообразующими свойствами обладают некоторые собиратели (амины, карбоновые кислоты).

Модификаторы (регуляторы) позволяют сделать возможной, усилить, ослабить или исключить адсорбцию собирателей на минералах. Благодаря регуляторам уменьшается расход собирателей, достигается разделение минералов с близкой плотностью, а также обогащение руд сложного состава с получением нескольких концентратов.

В большинстве случаев флотореагенты обладают комплексным действием, которое зависит от природы, состава, поверхности минералов, pH среды, температуры пульпы и т. д. Приведенная классификация флотореагентов весьма условна.

Наряду с другими факторами избирательность флотации на практике регулируют подбором реагентов, ассортимент которых достигает несколько сотен, и их расходом.

Флотируемые компоненты руды извлекаются не полностью при недостатке вспенивателей, а при их избытке ухудшается селективность флотации. Средний расход флотореагентов невелик и обычно составляет от нескольких граммов до нескольких килограммов на 1 т руды.

Обогащение руд методом флотации производят на флотационных фабриках. Мощность наиболее крупных современных фабрик по горной массе достигает 50–55 тыс. т в сутки. Одна из первых в мире флотационных фабрик была пущена в России в 1904 г [1].

Основные направления совершенствования процесса флотации идут различными путями, в том числе и путем синтеза новых эффективных флотореагентов, в частности вспенивателей, чему и посвящена настоящая статья.

В бывшем Советском Союзе, обладавшем исключительно большими запасами минеральных полезных ископаемых, созданию новых производств всей гаммы флотационных реагентов уделялось большое внимание, о чем свидетельствуют периодически принимаемые руководством страны постановления о развитии этой отрасли. Значительный вклад в создание новых флотационных реагентов-вспенивателей внес Всероссийский НИИ органического синтеза (ВНИИОС). Все опубликованные исследования по синтезу флотореагентов, изложенные в данной статье, выполнены в этом институте с участием автора.

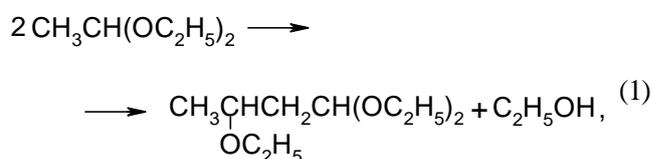
Одной из первых работ, связанной с получением флотореагентов для предприятий цветной металлургии, выполненной в конце 50-х годов в лаборатории, руководимой проф. Сергеевым П.Г., канд. хим. наук Ивановой Л.А., было получение спиртов C₅–C₇.

Этот процесс состоял из стадий каталитической димеризации и содимеризации смеси олефинов C₃–C₄, окисления полученных димеров в гидропероксиды, разложении последних в непредельные спирты и их гидрирования. Однако из-за многостадийности, переменного состава конечного продукта и ряда других причин этот процесс не получил дальнейшего развития и ограничился только наработкой опытных партий продукта и испытанием его на обогатительных фабриках Минцветмета СССР. Тем не менее эта работа послужила основанием для закрепления за институтом статуса ведущей организации по синтезу новых флотореагентов-вспенивателей.

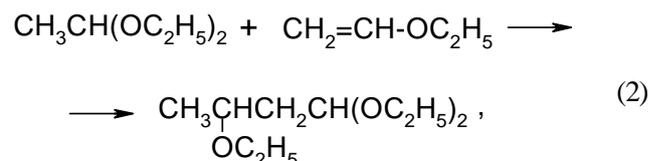
В конце 50-х годов в мировой зарубежной практике на обогатительных фабриках, особенно в Южно-Африканской республике, начал широко применяться новый флотореагент-вспениватель 1,1,3-триэтоксипутан (1,1,3-ТЭБ) [2]. Интерес к нему в СССР был настолько велик, что правительство издало специальное

постановление, в котором ВНИИОСу поручалось разработать метод и технологию его получения, а также создать опытное и промышленное производство.

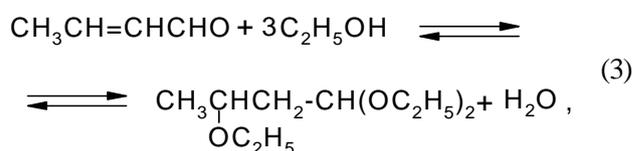
Из описанных в литературе [3, 4] методов получения 1,1,3-ТЭБ из диэтилацетата



из диэтилацетата и винилэтилового эфира



из кротонового альдегида и этанола



после тщательного анализа всех факторов (наличие сырья, его объемы и стоимость, выход целевого продукта и др.) нами был выбран для детального изучения и промышленной реализации метод (3), поскольку к этому времени на Уфимском заводе синтетического спирта уже существовало промышленное производство этих продуктов.

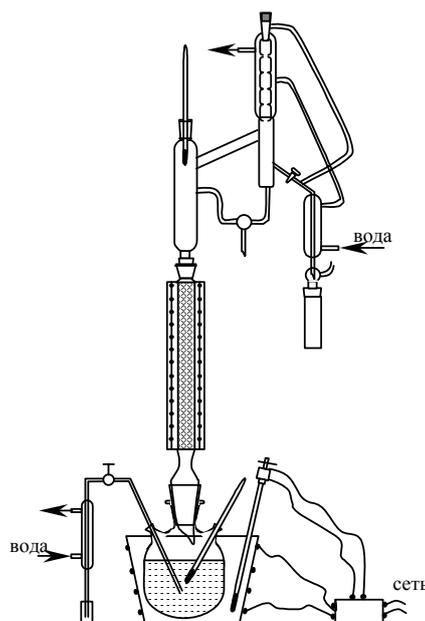
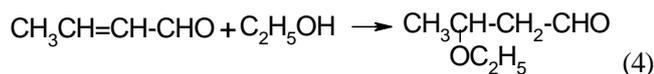


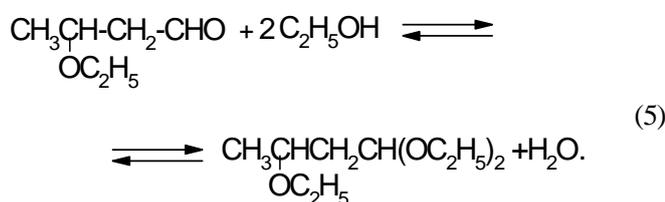
Рис. 1. Схема лабораторной установки для синтеза триалкоксиалканов с непрерывной азеотропной отгонкой реакционной воды хлористым метиленом

Реакцию взаимодействия кротонового альдегида с этиловым спиртом изучали на лабораторной установке (рис. 1). Было исследовано влияние мольного соотношения реагирующих компонентов, природы и концентрации катализатора, природы водоэкстрагента, нейтрализующего агента и других факторов, влияющих на основные показатели процесса. Проверены различные конструкции реакционных аппаратов для осуществления непрерывного процесса синтеза и др.

Получение 1,1,3-ТЭБ протекает последовательно через стадию образования 3-этоксимасляного альдегида:

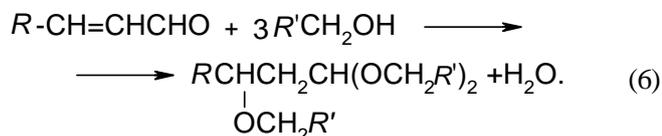


и далее 1,1,3-ТЭБ



Вода и 1,1,3-ТЭБ образуются на второй стадии, при этом накопление воды в реакционной смеси приводит к снижению равновесной концентрации конечного продукта. Специальными опытами было показано, что при концентрации воды в смеси около 10 % единственным продуктом реакции является 3-этоксимасляный альдегид. Остаточное содержание воды в смеси и, следовательно, степень превращения кротонового альдегида в 1,1,3-ТЭБ зависят главным образом от природы применяемого водоэкстрагента, состава образующегося азеотропа, эффективности ректификационной колонны над реактором синтеза и других факторов.

В результате выполненных исследований были выбраны оптимальные условия синтеза 1,1,3-ТЭБ при использовании различных водоэкстрагентов: хлористого метилена, бензола и циклогексана. В оптимальных условиях: мольное соотношение кротоновый альдегид: этанол = 1:6, катализатор – соляная кислота, водоэкстрагент – хлористый метилен, за время реакции 12 ч. при непрерывной отгонке воды достигается более 98 % превращение кротонового альдегида в 1,1,3-ТЭБ [3]. Используя разработанную методику и установку аналогичным образом из акролеина и кротонового альдегида и различных спиртов C₁–C₅ были получены с высоким выходом соответствующие 1,1,3- триалкоксисилканы



и испытаны в различных специализированных организациях в качестве вспенивателей. Многие из полученных соединений проявили высокую эффективность, однако уступали 1,1,3-ТЭБ по экономическим показателям. Для осуществления непрерывного процесса синтеза на промышленной установке, исходя из особенностей процесса (время реакции 12 ч, необходимость непрерывного удаления реакционной воды для достижения высокого выхода целевого продукта) была предложена модель реакторного блока, состоящая из каскада реакторов периодического действия (рис. 2). Предложенная схема, проверенная в лабораторном и реализованная в промышленном масштабе, показала высокую надежность в эксплуатации.

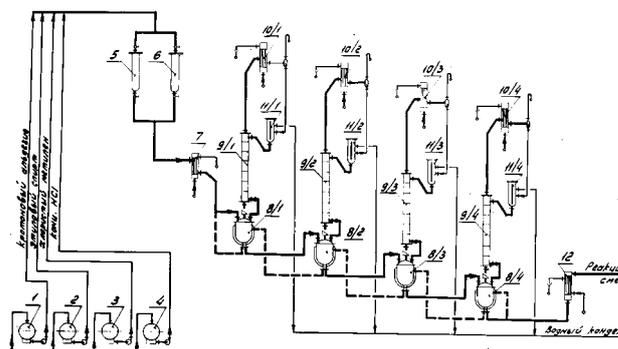


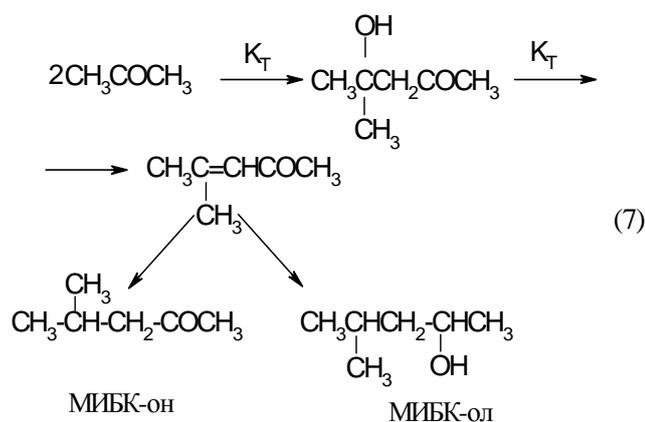
Рис. 2. Принципиальная технологическая схема узла непрерывного синтеза 1,1,3-триэтанолбутана из кротонового сульфида и этанола с непрерывной отгонкой реакционной воды с хлористым метиленом

Выделение и очистку конечных продуктов осуществляли методом фракционированной разгонки. По результатам лабораторных исследований были запроектированы и сооружены опытная и промышленная установки производительностью 100 и 1000 т 1,1,3-ТЭБ в год соответственно. На опытной установке были полностью воспроизведены лабораторные данные и наработана опытная партия продукта, испытания которой в процессе флотации руд цветных металлов в промышленных условиях подтвердили его высокую эффективность. Однако по ряду причин 1,1,3-ТЭБ не нашел широкого применения в промышленности.

В середине 60-х годов за рубежом появился новый флотореагент-вспениватель – метилизобутилкарбинол (МИБК-ол), получаемый из ацетона. К этому времени благодаря впервые в мире разработанному в СССР (Сергеев П.Г., Кружалов Б.Д. и др.) кумольному методу совместного получения фенола и ацетона последний стал не только очень доступным, но и дешевым, что и послужило толчком к расширению исследований с использованием ацетона. Особенно бурно процесс шел в США, Англии, Франции, Германии и других странах. В СССР аналогичные работы с участием автора были начаты в конце 60-х годов. Первоначально в этих исследованиях уделялось внимание в основном

получению растворителей, таких, как диацетоновый спирт (ДАС), окись мезитила (ОМ), метилизобутилкетон (МИБК-он), и метилизобутилкарбинол (МИБК-ол), позже изофорон. Из этих соединений наибольший промышленный интерес представляют кетон и карбинол, потребность в которых, например, в США в то время составляла по кетону 80–90 и 30–40 тыс. т/г по карбинолу. Потребность в диацетоновом спирте (ДАС) и окиси мезитила (ОМ) была гораздо меньше. Это обстоятельство диктовало и необходимость разработки различных технологических схем получения этой гаммы продуктов. Более подробно о методах получения этих соединений и областях их применения изложено в обзоре [5]. Здесь только следует отметить, что первоначально во всех странах разрабатывалась одна классическая схема переработки ацетона в более эффективные растворители, экстрагенты, флотореагенты и др.

По этой схеме ацетон в присутствии основного катализатора конденсируется в ДАС, из которого дегидратацией в присутствии кислого катализатора получают ОМ. Последнюю в зависимости от состава катализатора и условий проведения реакции гидрируют либо в МИБК-он (катализатор PdС, Pd кизельгуре), либо в смесь с МИБК-олом:



В этом случае в зависимости от температуры и времени контакта соотношение между кетоном и карбинолом может варьироваться от 3:1 до 1:3. Кроме того, что МИБК-ол является высокоэффективным и универсальным вспенивателем, он широко применяется и как растворитель для натуральных и синтетических смол, нитроцеллюлозных лаков, придает хорошую текучесть фенольным и спиртовым лакам, является составной частью гидравлических жидкостей, используется как экстрагент растительных и животных продуктов. Большое практическое значение имеют эфиры МИБК-ола, объем их промышленного производства довольно значителен и составлял, например, в США в начале 90-х годов 50–60 тыс. т в год, в Японии – около 40 тыс. т в год. В СССР в начале 70-х годов на Волгоградском ПО “Химпром” было создано опытно-промышленное производство ДАС, ОМ, МИБК-она и МИБК-ола по технологии ВНИИОС.

Все промежуточные соединения в вышеприведенной схеме (7), в частности ДАС и ОМ, имеют и самостоятельное применение и широко используются во многих отраслях промышленности как высокоэффективные растворители, кроме того, ОМ благодаря наличию сопряженной связи $\text{C}=\text{C}=\text{O}$ служит исходным сырьем для синтеза многочисленных органических соединений с широким спектром полезных свойств.

Одним из самых крупнотоннажных продуктов, получаемых из ацетона, является МИБК-он. Он применяется в качестве универсального растворителя пластмасс, нитроцеллюлозы, различных каучуков, натуральных и синтетических смол, лаков, красок и других материалов. МИБК-он используется в фармацевтической и пищевой промышленности, в химической для разделения солей тяжелых, редких и рассеянных металлов, в кожевенном производстве, в производстве кино- и фотопленки, при составлении типографских красок и др. Но самое большое количество МИБК-она потребляется в нефтеперерабатывающей промышленности для депарафинизации масел и обезмасливания парафинов [7].

Получивший первоначально наибольшее распространение в мировой практике трехстадийный метод получения МИБК-она и карбинола, хотя и позволял получать в одной технологической цепочке сразу четыре продукта, в последующие годы из-за небольшой потребности в ДАС и ОМ потерял свою универсальность. Лимитирующей в этой схеме является стадия получения ДАС.

Известно, что реакция конденсации ацетона в ДАС обратима, при этом равновесная степень превращения ацетона, составляющая 9–27 %, существенно зависит от температуры. В качестве катализаторов этой реакции рекомендуется использовать водные растворы щелочи. Среди гетерогенных предпочтительным является катализатор $\text{BaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$. Он обладает большим сроком службы и при 10 °С и объемной скорости 0,2–0,5 ч⁻¹ обеспечивает конверсию ацетона 17–20 % и выход ДАС 98–99 %. Весьма перспективным в случае применения гетерогенных катализаторов для этой реакции является совмещенный реакционно-ректификационный аппарат. При этом в зависимости от конструкции реактора и условий осуществления процесса степень превращения ацетона может достигать 60–80 % [9].

Низкая степень превращения ацетона 10–15 % (при 18–20 °С) и необходимость рецикла значительных количеств ацетона и связанные с этим повышенные энергозатраты явились основанием для поиска новых более экономных методов получения непосредственно ОМ или МИБК-она из ацетона в одну стадию.

Для получения ОМ в одну стадию из ацетона в работах [10] был использован также совмещенный реакционно-ректификационный аппарат (СРРА). Применение данного принципа обеспечивает ряд преимуществ по сравнению с традиционными методами,

предусматривающими последовательное проведение химического превращения и разделения образующейся смеси в отдельных аппаратах. К таким преимуществам относят возможность повышения вплоть до 100 % выхода целевых продуктов, упрощение технологической схемы и значительное снижение энергозатрат.

Первоначально был использован СРРА, представляющий собой колонну, состоящую из реакционной секции, заполненной крупногранулированным катионитом КУ-23 в Н-форме, и ректификационной секции, расположенных друг над другом и снабженных кубом. Реакция протекает при температуре кипения ацетона в кубе. Продукты реакции отбираются из куба. В этих условиях достигается 88–96 %-я конверсия ацетона при селективности выше 90 %. Получение ОМ по этой технологии было освоено в опытном масштабе и осуществлялось в течение ряда лет.

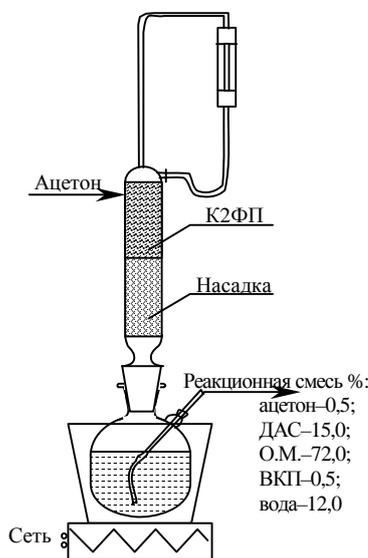
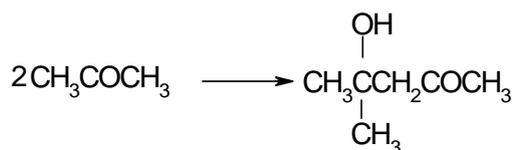
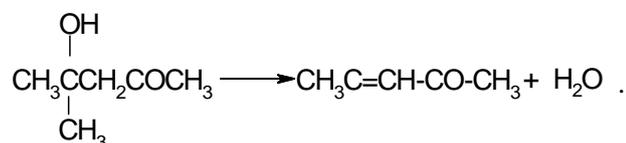


Рис. 3. Лабораторная установка получения оксимезитила из ацетона на катализаторе КУ-2 ФПП

В дальнейшем при более детальном исследовании этого процесса была предложена схема реакторного узла с промежуточным отбором продуктового потока и двумя каталитическими зонами (рис. 3). При этом следует отметить, что в верхней реакционной зоне, заполненной анионитом, протекает образование ДАС:



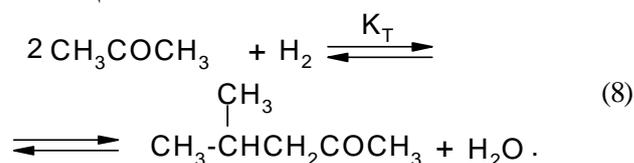
а в нижней на катионите образование ОМ и воды



При гидрировании ОМ на палладиевых катализаторах (температура 100–120 °С) основным продуктом реакции является МИБК-он с повышением температуры до 180 °С наряду с МИБК-оном образуется карбинол [11]. На никельхромовом катализаторе в этих условиях образуется смесь кетона и карбинола. При температуре 130 °С, мольном избытке водорода 2,5 и выше соотношение кетон:спирт составляет 1:3. Варьированием объемной скорости подачи сырья (0,25–3 ч⁻¹), температуры (100–180 °С) соотношение кетон:карбинол можно изменять от 1:3 до 3:1 при количественном превращении ОМ.

С целью придания большей гибкости процессу производства продуктов на основе ацетона проводились исследования по получению ОМ и МИБК-она в одну стадию непосредственно из ацетона, однако они не вышли за пределы лабораторных масштабов [12]. Обнадеживающие результаты были получены только при использовании бифункциональных катализаторов – палладийсодержащих катионитов, которые обеспечивали длительный срок службы при степени превращения ацетона 32–45 % и выход МИБК-она до 94 % [13, 14]. Производительность катализатора (0,5% Pd/катионит КУ-2, температура – 120 °С, давление водорода – 3 МПа, скорость подачи ацетона – 0,9 ч⁻¹), составляет 330–350 г/л катализатора в час.

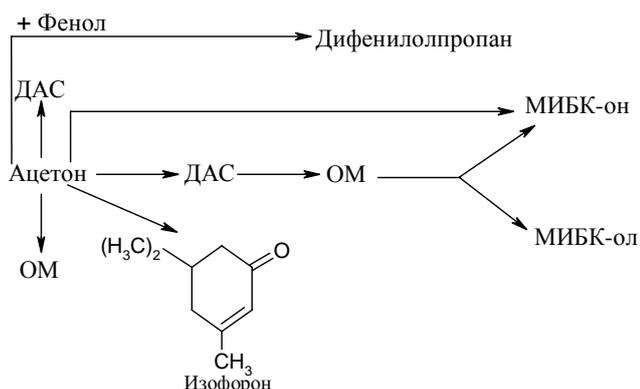
Реакция



равновесна, при этом степень равновесия зависит от концентрации воды в реакционной смеси. С ее удалением конверсия ацетона и производительность катализатора повышается более чем в 2,5 раза [13, 14].

Бифункциональный катализатор Pd/катионит КУ-2, несмотря на высокую активность и селективность, обладает невысокой термической стабильностью, что ограничивает температуру процесса (120 °С). Несколько лучшим в этом отношении является катализатор на основе катионита КУ-2ФПП. Этому недостатку практически лишены катализаторы, в которых катионит заменен оксидом алюминия, фосфатом циркония, гафния или титана, цеолитами, алюмосиликатами и др. В этом случае процесс осуществляется в газовой фазе при 250–300 °С и давлении водорода до 3 Мпа, при этом конверсия ацетона составляет 30–60 %, селективность по МИБК-ону – 93–98 %. Активность катализатора Pd/фосфат циркония существенно зависит от дисперсности палладия на поверхности твердой фазы [7]. Представляют интерес катализаторы на основе высокотермостойких катионитов, позволяющих проводить процесс при 200 °С и выше (катиониты компании “Rohm and Haas”).

Необходимость полного удовлетворения всех отраслей народного хозяйства в высокоэффективных и дешевых флотореагентах, растворителях широкого профиля, экстрагентах диктует целесообразность организации производства рассмотренных выше продуктов на основе ацетона, включая получение изофорона в едином комплексе во главе с крупнотоннажной установкой фенола-ацетона кумольным методом [5]. В этом случае общая схема производств на основе ацетона представляется следующей:

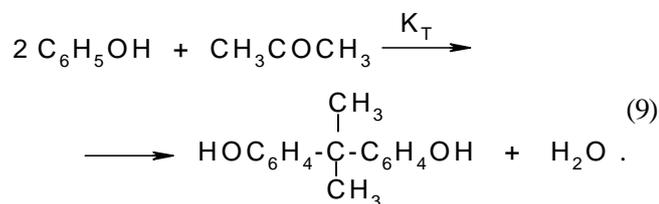


Возможные варианты переработки ацетона

При наличии практически равноценных или близких по технико-экономическим показателям и степени промышленной отработки различных технологических вариантов схем для промышленной реализации вновь строящихся установок следует руководствоваться запросами рынка на каждый из продуктов [15].

Изофорон, включенный в эту схему, в последние годы нашел широкое применение как растворитель натуральных и синтетических материалов, а также в качестве исходного сырья в органическом синтезе для получения полиамидов, полиэфиров, эпокси- и других соединений [5, 16].

Целесообразно включить в этот комплекс и производство дифенилолпропана:



Создание комплекса производств широкой гаммы продуктов на основе ацетона позволит существенно расширить ассортимент высококипящих эффективных растворителей, экстрагентов и флотореагентов, полностью удовлетворит многие отрасли промышленности в

этих продуктах, будет способствовать дальнейшему развитию нефтехимических производств. Появление на рынке в достаточных количествах недорогих отечественных продуктов на основе ацетона позволит существенно улучшить показатели работы ряда отраслей промышленности и в первую очередь лакокрасочной, нефтеперерабатывающей, нефтехимической, цветной и черной металлургии, горнодобывающей, угольной, медицинской, пищевой и др.

Литература

1. *Химическая энциклопедия*, Москва, 1998, **5**, 205.
2. Лившиц А.К., *Хим. наука и пром-сть*, 1955, (5), 622.
3. Григорьев А.А., *Дис. ... канд. хим. наук*, Москва, 1968.
4. Григорьев А.А., Клименко М.Я., Чижов В.М., *Хим. пром-сть*, 1970, (8), 7.
5. Григорьев А.А., Гусева С.И., *Нефтепереработка и нефтехимия*, 1992, вып.43, 3.
6. Григорьев А.А., Гусева С.И., Маркова Г.С. и др., *Сб. тр. ВНИИОС*, Москва, ЦНИИТЭНефтехим, 1978.
7. Иоффе А.Э., Гусева С.И., Федорова Г.А., Григорьев А.А., *Сер. Нефтехимия и сланцепереработка*, Москва, ЦНИИТЭ Нефтехим, 1990, Вып.1, 1–44.
8. Гусева С.И., Григорьев А.А., Прозоровская Т.Г. *Нефтепереработка и нефтехимия*, 1978, (6), 10.
9. Григорьев А.А., Гусева С.И., Горланова Т.Г., *Там же*, 1988, (7), 22.
10. Черных С.П., Тимофеев В.С., Григорьев А.А. и др., *А.с. СССР № 1555322* от 01.07.1987, БИ, 1990, 13.
11. Григорьев А.А., Бергер И.И., Иванова Л.Ю., Остапенко О.К., *Хим. пром-сть*, 1971, (9), 647.
12. Верховская З.Н., Клименко М.Я., Залеская Е.М. и др., *Там же*, 1967, (7), 500.
13. Григорьев А.А., Гусева С.И., Кацман Е.А., *Там же*, 1988, (7), 392.
14. Гусева С.И., Кацман Е.А., Горланова Т.Г., Григорьев А.А., *Сб. тр. ВНИИОС*, Москва, ЦНИИТЭ-Нефтехим., 1982.
15. Аврех Г.Л., Пинхасик Э.В., Шамрай О.Б. и др. *Там же*, 1978, 116.
16. Григорьев А.А., Комиссаров В.М., Амирханьян В.Б. и др., *Там же*, 120.

Поступила в редакцию 4 декабря 2001 г.

Виробництво флотореагентів

А.О. Григор'єв

*Інститут біоорганічної хімії та нафтохімії НАН України
Україна, 02094 Київ, вул. Мурманська, 1; факс: (044)573-25-52*

Розроблено методи і технології одержання високоефективних флотореагентів для поділу руд кольорових металів, збагачення сірки, вугілля та інших корисних копалин. Багато флотореагентів використовуються як розчинники.

Production of flotation reagents

A.O. Grigoriev

*Institute of Bioorganic Chemistry and Petrochemistry, National Academy of Sciences of Ukraine,
1, Murmansk Str., Kyiv, 02094, Ukraine, Fax: (044) 573-25-52*

Methods and technology of highly effective flotation reagents production for non-ferrous metal ores separation, sulfur, coal and other useful minerals preparation have been developed. Many of flotation reagents are used as solvent.

Вам потрібно знати октанове число бензину ?

У Вас немає коштів на закупівлю установки УИТ-85 ?

У Вас немає приміщення для моторної установки ?

Інститут біоорганічної хімії та нафтохімії НАН України має унікальну, малогабаритну, просту в експлуатації, екологічно чисту лабораторну установку для експрес-аналізу детонаційної стійкості автомобільних бензинів і компонентів за моторним і дослідницьким методами.

Робота приладу ґрунтується на визначенні параметрів реакції холодно-полум'яного окиснення вуглеводневого палива в потоці повітря і у порівнянні теплових ефектів, спричинених продуктом дослідження і еталонною сумішшю.

Прилад дає змогу робити 80–100 аналізів за добу; потребує для аналізу менш ніж 10 г палива (2 мкг на один вимір). Прилад незамінний при рутинних вимірах октанового числа в умовах нафтопереробного заводу, науково-дослідної лабораторії та випробувальної лабораторії нафтобази.

Основні характеристики приладу:

• метод аналізу – метод холодно-полум'яного окиснення вуглеводневої сировини;

• межі виміру 50–100 октанових одиниць (о.о.);

• збіжність – $\pm 0,5$ о.о.;

• час одного виміру – не більше 10 хв;

• час виходу приладу на режим для повторного аналізу – не більше 5 хв;

• час підготовки приладу до роботи – не більше 30 хв;

• час безупинної роботи – 8 год;

• маса – не більше 10 кг.

Прилад і методика виміру проходять атестацію в Українському центрі стандартизації і метрології на відповідність вимогам ДСТУ за моторним і дослідницьким методами.

Телефон: 559-71-30