

ПРОМЫШЛЕННАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ РАЗРАБОТОК. ИЗ ОПЫТА СОТРУДНИЧЕСТВА С ПАО «НИЖНЕКАМСКНЕФТЕХИМ»

© 2022 **А.А. Ламберов, С.Р. Егорова***

Химический институт им. А.М. Бутлерова, КФУ
Казанский (Приволжский) федеральный университет, Казань

Статья поступила в редакцию 08.10.2021 г., доработана 11.11.2021 г., принята к публикации 18.11.2021 г.

В статье систематизируется опыт взаимодействия с промышленными предприятиями нефтехимии и нефтепереработки при внедрении разработок. Отмечена важная роль кооперации и междисциплинарных исследований, отдельно рассмотрена специфика взаимодействия с потребителем и производителем катализаторов. Отмечены наиболее важные этапы процесса разработки и внедрения катализаторов.

Ключевые слова: нефтехимия, нефтепереработка, катализаторы, внедрение.

Введение

В основе 90 % нефтехимических и нефтеперерабатывающих технологий лежат каталитические процессы, инновационным ядром которых являются катализаторы. Именно они определяют качество и себестоимость конечной продукции.

В отличие от нефтепереработки, для которой характерны ограниченное число базовых каталитических технологий (гидроочистка, крекинг, риформинг, изомеризация, алкилирование, гидрокрекинг, процесс Клауса) и большая единичная мощность реакторов (объемы загрузки от 20 т), ассортимент катализаторов для нефтехимической отрасли гораздо шире.

Так, на ПАО «Нижнекамскнефтехим» используется более 60 видов катализаторов, объем загрузки составляет от 80 кг до 600 т, при этом на долю импортных катализаторов приходится около 70 %. Задачу обеспе-

чения производства эффективными отечественными катализаторами в силу своих возможностей с 2000 г. решает хозрасчетная лаборатория сорбционных и каталитических процессов ФГАОУ ВО «Казанский (Приволжский) федеральный университет».

В результате проведенных работ разработана и внедрена в промышленную практику ПАО «Нижнекамскнефтехим» серия катализаторов дегидрирования и селективного гидрирования (табл. 1). Прошли опытно-промышленную апробацию в производственных условиях и готовы к промышленной реализации следующие катализаторы и адсорбенты (табл. 2).

С 2010 г. начаты работы в области нефтепереработки. На основе высокопористых ячеистых материалов (рис. 1), которые имеют ряд конкурентных преимуществ:

- высокое значение коэффициента проницаемости (размер ячеек носителя можно варьировать от 0,5 до 5 мм);
- низкое гидравлическое сопротивление;
- большая внешняя (геометрическая) площадь поверхности, приводящая к высоким внешним скоростям массопереноса и отсутствию диффузион-

Ламберов А.А. – д-р техн. наук, проф., зам. директора по связям с промышленностью и коммерциализации. E-mail: lamberov@list.ru

Егорова С.Р. – д-р техн. наук, доц., ведущий науч. сотрудник лаборатории сорбционных и каталитических процессов. E-mail: Segorova@rambler.ru

Таблица 1

Внедренные катализаторы

Процесс	Разработанный катализатор. Патент РФ	Производитель (потребитель)	Разработчик/ заказчик	Используемые ранее катализаторы
Нефтехимия				
Дегидрирование изоамиленов в изопрен	Катализаторы КДО, КДОМ, ЖКД. Патенты РФ № 2266785, 2458737, 2388739, 2377066, 249514	ПАО «НКНХ», 2005 г. Объем производства – 300 т/год (завод СК ПАО «НКНХ»)	ООО «Катализз»/ ПАО «НКНХ»	«Flexicat Yellow» (Shell), S6-34 (BASF)
Дегидрирование изопарафинов (C ₄ -C ₅)	Катализатор КДИ. Патенты РФ № 2266785, 2458737, 2388739, 2377066, 249514	ОАО «Химзавод им. Л.Я. Карпова» (Менделеевск), с 2007 г. по 2018 г. Объем производства – 1200 т/год (завод ИМ ПАО «НКНХ»)	ООО «Катализз»/ ПАО «НКНХ»	ИМ-2201
Дегидрирование изопарафинов (C ₄ -C ₅)	Катализатор КДИ-М. Патенты РФ № 2266785, 2458737, 2388739, 2377066, 249514	ПАО «НКНХ». Объем производства – 2400 т/год + + 3000 т/год, 2018 г. (завод ИМ, СК ПАО «НКНХ»)	К(П)ФУ/ ПАО «НКНХ»	ИМ-2201
Селективное гидрирование ацетиленовых в пропан-пропиленовой фракции	Катализатор ГМП-10. Патент РФ № 2453365	ПАО «НКНХ» один реактор 5 т (завод «Этилен» ПАО «НКНХ»)	К(П)ФУ/ ПАО «НКНХ»	G-55B (SudGhemi)
Нефтепереработка				
Катализатор гидроочистки дизельной фракции	СКГО-120. Патент РФ 2744915	АО «Промкатализ» Рязань (Омский НПЗ ПАО «Газпромнефть») 2019 г. (33 т)	К(П)ФУ совместно СамГТУ/ ПАО «Газпромнефть»	KF-780 (Albemarle Corporation)

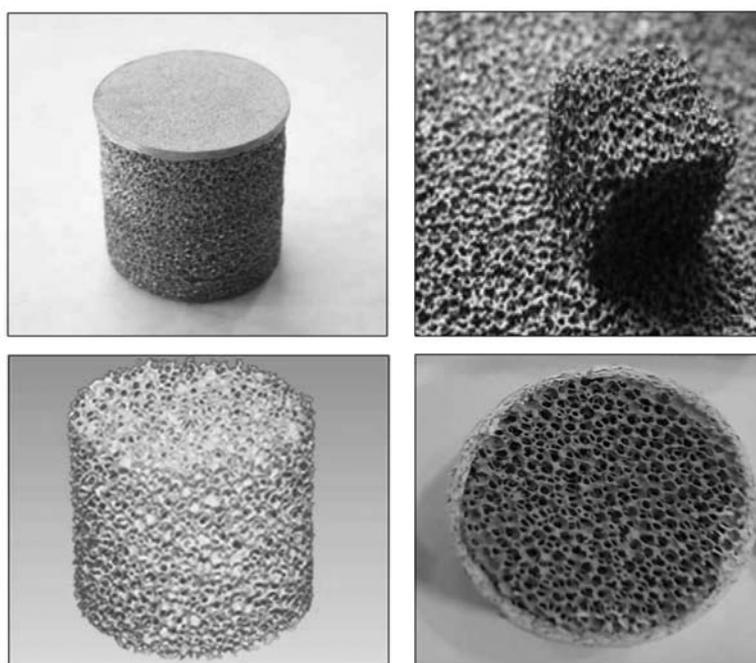


Рис. 1. Носители и катализаторы на основе высокопористых ячеистых материалов для процесса снижения вязкости нефти

Таблица 2

Катализаторы и адсорбенты, прошедшие опытно-промышленные испытания (ОПИ)

Процесс	Разработанный катализатор, (адсорбент). Патент РФ	ОПИ завод ПАО «НКНХ»	Используемые в настоящее время
Нефтехимия			
Изомеризация бутилена в изобутилен	Катализатор АКИП-М. Патент № 2014113837	Заводы ДБ и УВС	AL-3945 (BASF)
Селективное гидрирование:			
ацетилена в этан-этиленовой фракции	Катализатор СГА-2 Патент РФ № 2453365		OleMax™ 207 (T-2796) (Clariant)
диеновых углеводородов в бензине пиролиза	Катализатор СГА. Патент РФ № 2292952	Заводы «Этилен», ДБ и УВС	OleMax™ 601 (G-68 C-1) (Clariant)
винилацетилена в бутадиен-1,3	Катализатор КГВ-07. Патент РФ № 2301792		OleMax™ 400 (G-68 G) (Clariant)
Цеолитсодержащий адсорбент осушки и очистки углеводородных потоков	Адсорбент ОПГ. Патенты РФ № 2395451, 2466091	Заводы группы «ТАИФ», ПАО «НКНХ», КОС, завод «Этилен»	MS 512 (Grace Davison) AxSorb-537 (Axens)
Разложение Т-92	Катализатор разложения тяжелого остатка КФУ-18	Завод ИМ	К-18 «Еврохим»
Дегидрирование этилбензола в стирол	Катализатор КДЭС. Патенты РФ № 2266785, 2458737, 2388739, 2377066, 249514	Завод СПС	Styromax 9 (Clariant)
Дегидратация 1-фенилэтанола	Катализатор. Патент РФ № 2750657	Завод СПС	АОА-1
Катализатор гидрооблагораживания нефти	Катализатор. Патент РФ № 2692795	ПАО «Татнефть»	Промышленный процесс Huvahl компании Axens

Таблица 3

Показатели работы катализатора снижения вязкости нефти

Источник образца нефти	Температура процесса, °С	ОСПС*, ч ⁻¹	Вязкость, сСт		Содержание общей серы, мас.%	
			Исходная нефть	Обработанная нефть	Исходная нефть	Обработанная нефть
Ашальчинское месторождение (Татнефть)	400–410	12,5	3000	44	3,84	2,91
Сморозинское месторождение	400–410	12,5	5700	165	–	–
Баклановское месторождение	400–410	12,5	4518	21	–	–
Ярегеновского месторождения (Лукойл)	400–410	12,5	1795	30	1,19	0,35
Месторождения Китая (Синорес)	400–410	12,5	28 200	326	–	–

* ОСПС – обратная скорость подачи сырья (нефти), ч⁻¹.
 ** Для нефти месторождения Китая процесс проводили с разбавлением исходной нефти рецикловым потоком дизельной фракции.

ных ограничений (площадь поверхности — от 10 до 100 м²/г);

— высокая скорость теплопереноса (определяется природой носителя), разработаны катализатор и

технология снижения вязкости и гидрооблагораживания нефти (табл. 3, рис. 2). При обработке нефти Ашальчинского месторождения за проход удается удалить до 30 % серы и снизить вязкость в 70 раз за

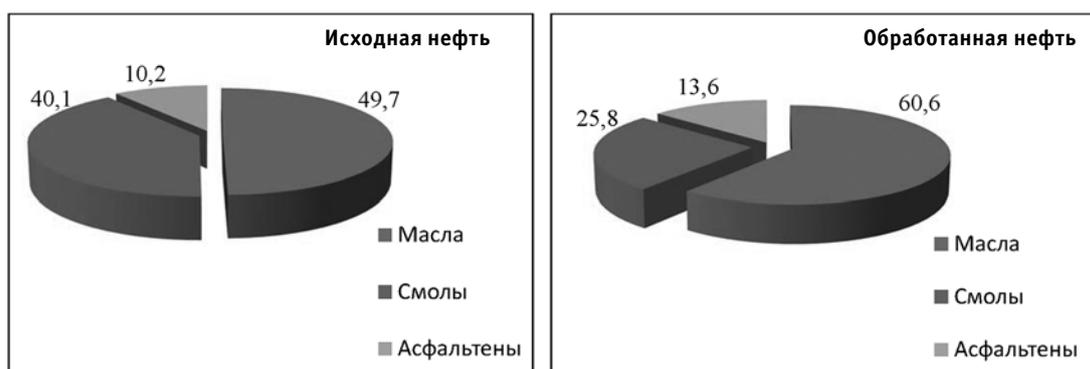


Рис. 2. Показатели работы катализатора снижения вязкости нефти

счет гидрирования части смол (15–18 %) в масляную фракцию. Данная технология успешно прошла испытания на нефти Смородинского, Баклановского, Ярегенского месторождений и месторождения Китая. Этими результатами заинтересовались ПАО «Лукойл», ПАО «Татнефть», ПАО «Зарубежнефть» и Sinopet (Китай). С последним заключен договор на создание пилотной установки. Определенный интерес такие носители представляют в плане создания катализаторов переработки тяжелых остатков нефтехимии и нефтепереработки.

Совместно с ФГБОУ ВО «СамГТУ» разработан отечественный катализатор гидроочистки дизельной фракции нефти, который успешно эксплуатируется на Омском НПЗ (АО «Газпромнефть»). В процессе сравнительных промышленных испытаний с импортным катализатором он показал удовлетворительные результаты.

В настоящее время наработана промышленная партия для проведения промышленного пробега на «Московском НПЗ».

В рамках реализации разработок были получены гранты Правительства РФ № 218 с объемом субсидии 250; 300 и 160 млн руб. Большая часть этих денег пошла на развитие материально-технической базы лаборатории.

В ходе разработки и промышленного освоения процессов производства и эксплуатации катализаторов нами накоплен определенный опыт, которым мы хотели бы поделиться.

Стадия НИОКР

Любая работа на стадии НИОКР начинается с Протокола технического совещания, в котором обозначены проблемные места существующих технологий. Для устранения выявленных недостатков при-

влекаются специалисты разного профиля: химики, газодинамики, математики, инженеры, технологи.

Как правило, значительная часть предлагаемых вузами НИОКР направлена на снижение цены катализатора. Однако необходимо учитывать, что в большинстве случаев в себестоимости конечной продукции нефтехимии она составляет менее 0,01 %, поэтому проведение работ по разработке более дешевых каталитических систем не всегда целесообразно. В первую очередь это касается катализаторов, содержащих благородные металлы, подлежащих рекуперации. Снижение содержания металла ниже порога рентабельности извлечения бессмысленно. Так, катализатор с содержанием 0,3 % Pd экономически более выгоден, чем с 0,03 % Pd, если они имеют близкие эксплуатационные показатели.

Обследование и математическое моделирование

После этапа постановки задачи необходимо провести тщательное обследование свежего и отработавшего катализатора, так как это позволяет установить основные причины его дезактивации и более конкретно сформулировать требования к катализатору. Важно понимать и условия его функционирования. Зачастую его неудовлетворительная работа обусловлена либо неправильной эксплуатацией, либо конструктивными недоработками внутренних устройств реактора. В ряде случаев преждевременная дезактивация катализатора обусловлена кумулятивным действием ядов, находящихся в реакционном потоке в следовых количествах. Без устранения этих недостатков не будет эффективно эксплуатироваться даже очень хороший катализатор.

Особое внимание, на наш взгляд, требуется уделить оценке температурного поля реактора. Так,

большие перепады температуры по верхнему диаметру катализаторного слоя часто свидетельствуют о неравномерности смешения сырьевых потоков в реакторе над слоем катализатора. Так, в процессе дегидрирования изоамиленов в изопрен вследствие неудовлетворительной конструкции камеры смешения и распределительного устройства паро-сырьевой поток неравномерно распределялся по объему катализатора, о чем свидетельствует высокое (20 °С) значение градиента температур (рис. 3, табл. 4). Местами катализатор контактировал преимущественно с паром (зоны высоких температур), местами — с углеводородным потоком (зоны низких температур). В первом случае это приводило к ускоренному вымыванию промотора (K^+), во втором — к неполной конверсии и локальной дезактивации катализатора. На основании детального обследования была создана математическая модель и проведена оптимизация узла смешения и распределительного устройства, после внедрения которых перепад температуры составил 3 °С, что повлияло на межрегенерационный пробег и срок службы катализатора.

Таблица 4
Перепад температуры до и после модернизации

Период	Перепад температуры по диаметру реактора, Δt , °С		
	Верх	Середина	Низ
До модернизации	20	45	22
После модернизации	3	4	13

При использовании в качестве теплоносителя водяного пара дополнительную информацию по эффективности смешения пара и углеводородного потока дает анализ отработавшего катализатора на содержание примесей кальция, магния. К тому же в ряде случаев они являются и причиной дезактивации катализатора.

Процесс дегидрирования является обратимым и протекает с большим эндотермическим эффектом, поэтому для поддержания рабочей температуры он проводится при массовом соотношении сырье : пар = 1 : 6. Температура сырья составляет 520 °С, пара — 650 °С, предельная температура контактного газа 600 °С ограничена термическим крекингом изоамиленов. Анализ температурного фронта по высоте катализаторного слоя показал, что в результате протекания реакции в верхней трети катализаторного слоя температура снижается на 30 °С и появляется возможность дополнительного подвода тепла. Были проанализированы три возможных варианта (рис. 4). Все они имели свои преимущества и недостатки.

Варианты были опробованы на нашей мобильной пилотной установке (адиабатические реакторы 2 × 60 кг) и для промышленной реализации был выбран подвод пара в слой катализатора как наименее затратный.

Промышленные испытания модернизированного реактора не дали в полной мере результата, который мы ожидали по следующему ряду причин:

- в расчетах не учли в полном объеме количество газовой фазы (с учетом выделения водорода);
- с учетом того, что парциальное содержание изо-

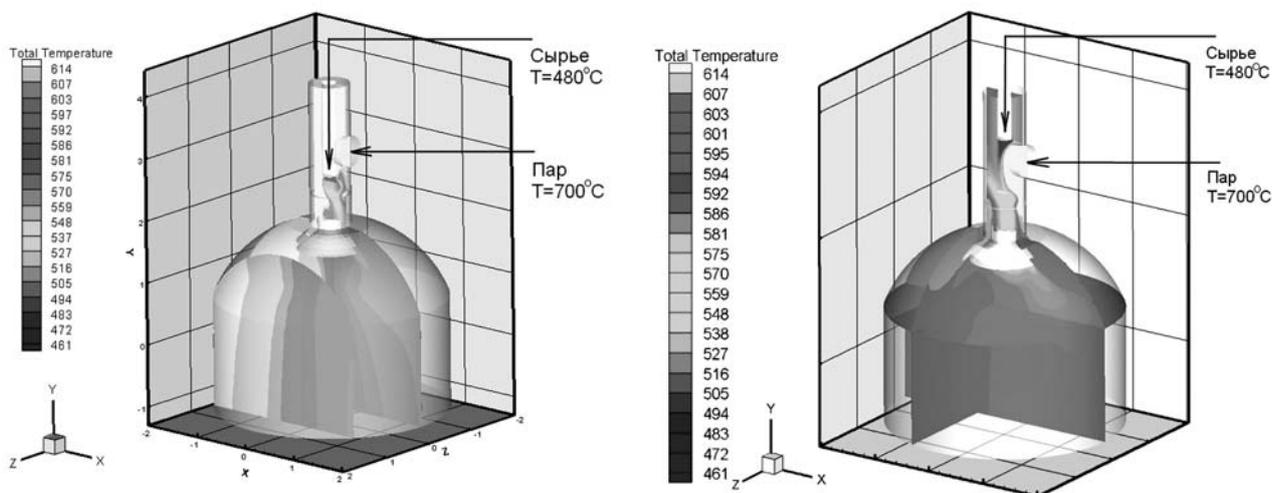


Рис. 3. Трехмерное поле температур в реакторе до (слева) и после (справа) реконструкции распределительного устройства подачи сырья

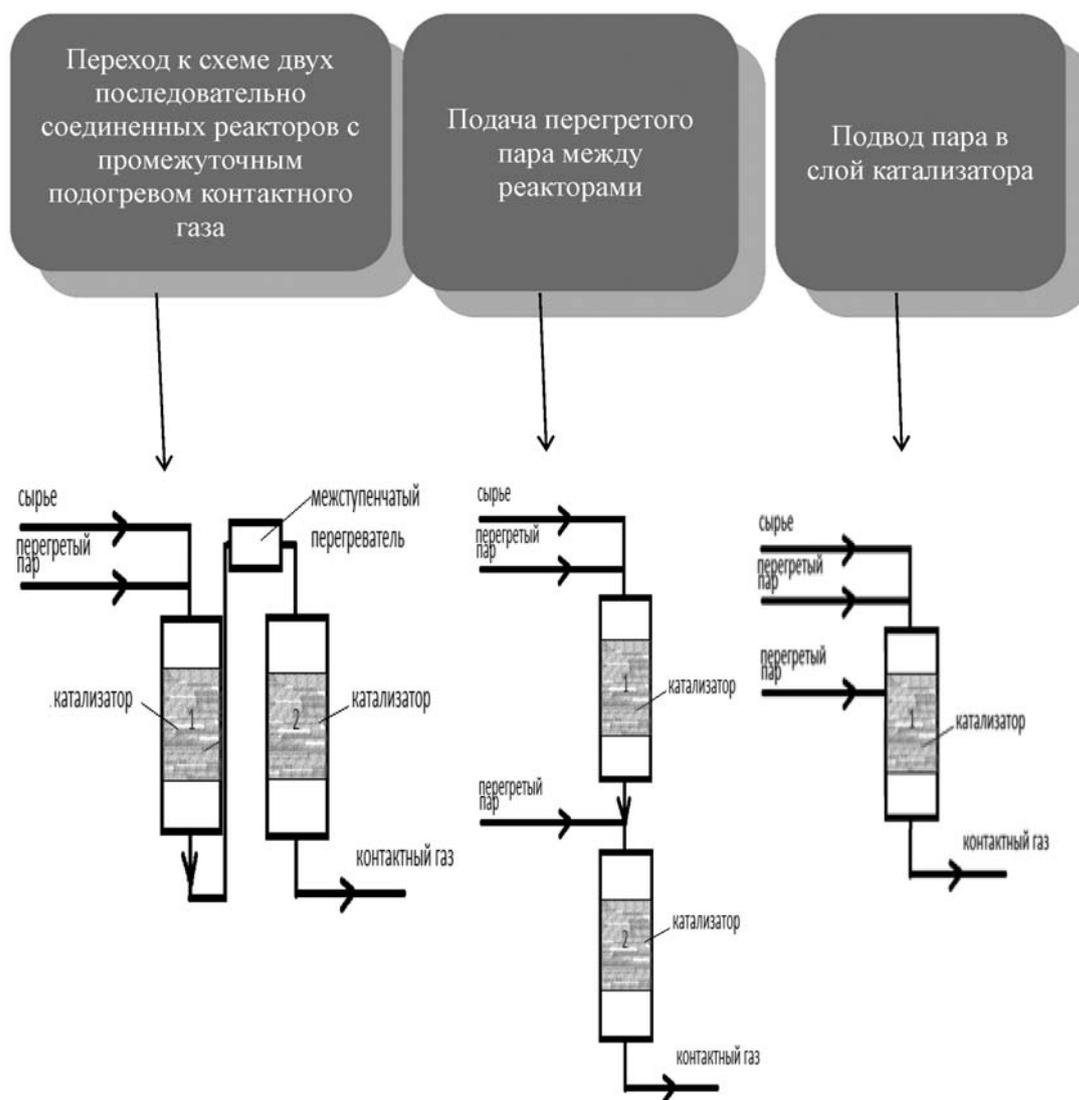


Рис. 4. Варианты модернизации технологической схемы дегидрирования изоамиленов

амиленов также существенно снизилось в результате их частичной конверсии, выделения водорода и добавления пара, время контактирования паросырьевого потока стало существенно меньше и высоты катализаторного слоя просто не хватило, а опустить опорную решетку для увеличения слоя катализатора не было возможности.

Для процессов, протекающих со значительными тепловыми эффектами, особое внимание необходимо уделить определению термодинамических характеристик. Чаще всего в лаборатории испытания катализатора проводят в изотермических реакторах, в которых тепловые эффекты нивелируются, а в промышленности эти же катализаторы эксплуатируются в адиабатических реакторах и результаты лабораторных испытаний не воспроизводятся. В этом случае

можно рекомендовать проведение тестирования в «псевдоадиабатическом» режиме. Это когда температурные поля адиабатического промышленного реактора переносятся на лабораторный изотермический реактор с независимыми зонами нагрева.

Особое внимание мы рекомендуем уделять способу загрузки катализатора в реактор, влияющий на порозность катализаторного слоя. Рукавная загрузка часто вызывает эффект «туннелеобразования», когда значительная часть контактного газа диффундирует через слой катализатора в местах с наименьшей плотностью (в том числе и в результате «краевого» эффекта), обуславливая пониженную конверсию углеводородов и неравномерное коксообразование. При проведении окислительной регенерации катализатора это может приводить к локальному повышению

температуры в местах наибольшего скопления кокса: температура может локально достигать более 1000 °С и вследствие низкой теплопроводности катализатора не фиксируется контрольной термопарой. В нашей практике были случаи, когда при обследовании катализатора селективного гидрирования ацетилена в этан-этиленовой фракции (температура эксплуатации — до 70 °С, максимально допустимая температура при окислительной регенерации — 450 °С) мы констатировали формирование фазы корунда в алюмооксидном носителе, испарение палладия с поверхности катализатора и конденсацию его на окалине внутренней поверхности реактора.

Методы математического моделирования достаточно широко применяются нами для описания процессов газодинамики, тепло- и массопереноса в процессе дегидрирования изобутана (рис. 5), что особенно актуально для реакторов «кипящего слоя». Так, было показано, что вследствие неравномерного

распределения микросферического катализатора по объему реактора возникает большая неоднородность температурного фронта и плотности его распределения, что приводит к ускоренной дезактивации и коксообразованию в объеме реактора. С использованием математической модели предложено несколько вариантов оптимизации внутренних устройств реактора, некоторые из которых реализуются в настоящее время. Наложение результатов кинетики разрушения катализатора на созданную математическую модель позволило определить оптимальную прочность гранулы и его фракционный состав. Это особенно важно, когда происходит переход от катализатора с коагуляционными контактами между первичными частицами (ИМ-2201) к системам с кристаллизационными контактами (пропитные катализаторы). Ведь существующие реакторы дегидрирования рассчитывались для катализаторов первого типа с более низкими прочностными показателями и абразивным эффек-

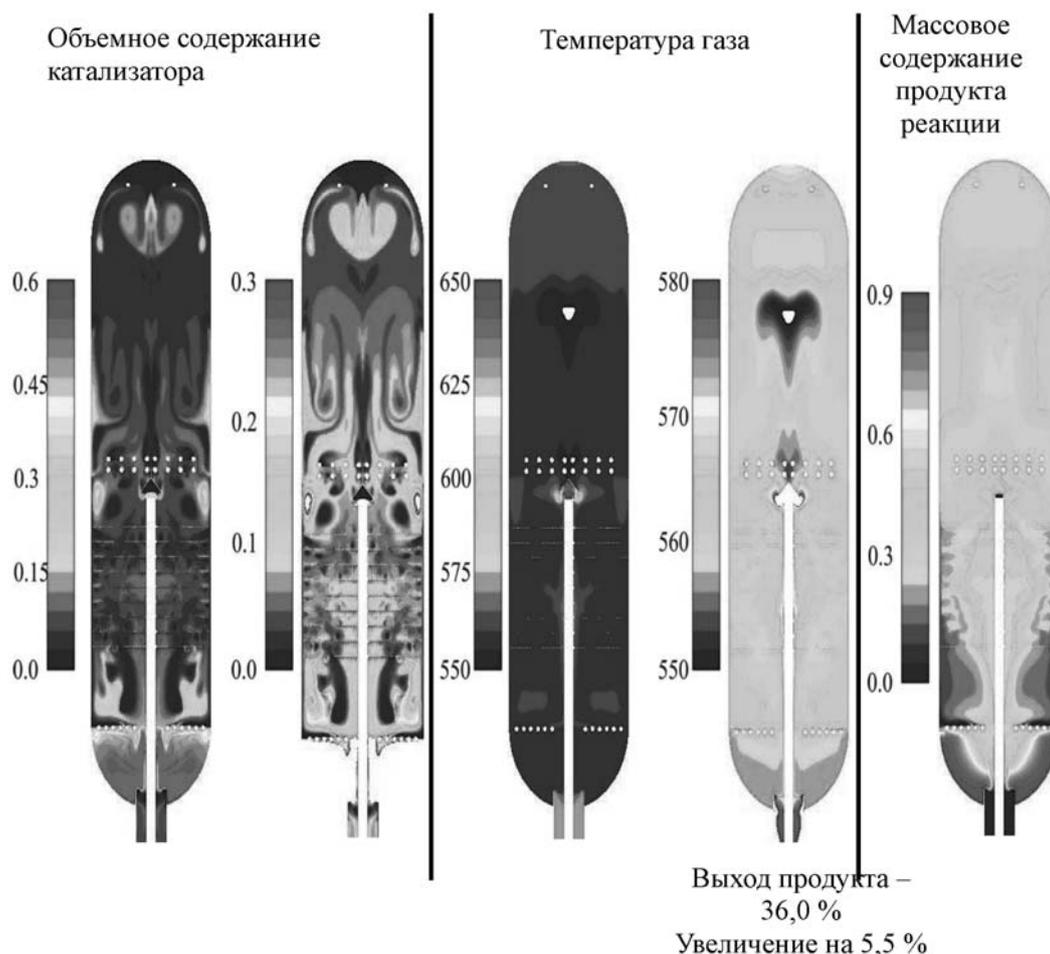


Рис. 5. Расчет блока дегидрирования изобутана с изменением конструкции устройства подачи газа-сырья с корректировкой размера частиц катализатора относительно скорости газа

том. Эти работы мы проводим совместно с АО «СКТБ «Катализатор» (г. Новосибирск). Обследование больших (400 т катализатора) и малых (300 т катализатора) блоков дегидрирования изобутана проведено на ПАО «Нижекамскнефтехим», на ООО «Тальяттикаучук» (ПАО «Татнефть») и ГК «СИБУР». В настоящее время такие работы ведутся на ООО «ЗапСибНефтехим» (г. Тобольск).

Разработка катализатора

Одновременно с обследованием и выявлением причин неудовлетворенной работы катализатора разрабатываются идеология создания более эффективного образца и способ его приготовления в лаборатории. Здесь тоже есть несколько особенностей. На стадии разработки катализатора очень важно предусмотреть дальнейшую возможность промышленной реализации его технологии. Если потребность и рентабельность его производства не столь значительны, то целесообразно разработанную технологию реализовать на существующих в России катализаторных производствах. Для этого необходимо «привязать» технологию его получения к возможности конкретного производителя. Здесь необходимо еще раз упомянуть о значимости кооперации. В качестве промышленного партнера мы тесно взаимодействуем с одним из крупнейших производителей катализаторов в России — ЗАО «Промкатализ» (г. Рязань). Знаем возможности их производства, отработываем и производим там промышленные партии катализатора. Кооперация с производителем прекурсоров активной фазы ООО «НПФ «Балтийская мануфактура» также благотворно влияет на качество катализатора.

Включение в технологию производства экзотических операций (плазменные и субкритические обработки, рентгеновское облучение и т.д.) может перечеркнуть всю работу ввиду отсутствия такого оборудования на производстве.

Несколько слов необходимо уделить правильной оценке и формированию физико-механических характеристик гранул катализатора с учетом условий их эксплуатации.

Так, если катализатор эксплуатируется в реакторах идеального вытеснения большого объема (10—50 т), то нижние слои катализатора подвергаются давлению вышележащих слоев катализатора и тогда важной характеристикой является прочность на раздавливание. Однако если предусмотрена окислительная регенерация в противоточном режиме, когда возможно псевдооживление слоя или когда катализатор

эксплуатируется в радиальном реакторе с подводом сырьевого потока через перфорированную трубу, расположенную вертикально в центре по высоте катализаторного слоя, тогда важнейшей характеристикой является прочность на истирание. Это же относится к изотермическим реакторам парциального окисления этилена. Для микросферических катализаторов кипящего слоя кроме прочности на истирание (определяющего расходную норму катализатора) важным фактором является и его абразивная активность, которая является уже фактором формы зерна катализатора. Все это необходимо учитывать при формировании гранул катализатора.

Для строительства нового катализаторного производства потребность в катализаторе должна быть достаточно велика, а его производство рентабельно. Для разработанного нами микросферического катализатора дегидрирования (КДИ) она составила около 3000 т в год, поэтому его производство было реализовано в 2007 г. на ОАО «Химзавод им. Л.Я. Карпова» (г. Менделеевск) в объеме 1200 т в год (КДИ), затем на ПАО «Нижекамскнефтехим» в объеме 5000 т в год, где производят уже более совершенный образец (КДИ-М). Объем инвестиций в это производство со стороны ПАО «Нижекамскнефтехим» составил около 2 млрд руб.

Отметим, что при создании крупнотоннажных катализаторных производств необходимо предусматривать и технологии рекуперации или реактивации отработавшего катализатора с учетом существующих экологических норм и правил.

Особое внимание необходимо уделить ресурсным испытаниям катализатора, так как очень часто после вывода катализатора на режимные параметры по истечении более длительного времени непрерывной эксплуатации показатели начинают снижаться. Это мы наблюдали после 250 ч непрерывных опытно-промышленных испытаний для катализатора селективного гидрирования ацетилена в этан-этиленовой фракции. Через 200 ч снижались и показатели катализатора дегидрирования этилбензола. Методики «ускоренной дезактивации» катализаторов не позволяют учитывать всех факторов эксплуатации и не всегда достоверны. Как правило, за ресурсными испытаниями следует существенная доработка катализатора.

Масштабирование разработки

Необходимо отметить важность масштабного перехода от лабораторных результатов к промышленным реалиям. Для этого в нашей лаборатории кроме

лабораторных (1–10 см³) (рис. 6) имеются пилотные (до 150 см³) и мобильные опытно-промышленные (до 60 л) реакторы. Последние полностью автономны, смонтированы на базе морского контейнера и для проведения испытаний его контейнеровозом доставляют на завод и подключают к технологическим потокам. Все стадии таких испытаний проводятся исключительно на промышленных образцах катализатора и предшествуют его внедрению.

В ряде случаев промышленные испытания мы проводили в промышленных реакторах с уменьшенной (с 25 до 8 т) загрузкой катализатора или путем частичного добавления нового катализатора (в реакторы кипящего слоя) к используемому аналогу. Если катализатор должен эксплуатироваться в течение длительного времени, то проведение ресурсных испытаний целесообразно проводить путем загрузки сетчатых контейнеров вместимостью 5–10 л в слой «работающего» катализатора с частичным извлечением

и оценкой его эксплуатационных характеристик во время проведения капитальных ремонтов.

Возможно проведение опытно-промышленных испытаний на малых реакторах (2–10 л), установленных на байпасных линиях промышленной установки. Однако здесь возникает проблема поддержания теплового режима, изменяющегося в результате теплопотерь в магистралях малого сечения трубопровода и малого расхода контактного газа. Как вариант — псевдоадиабатический режим тестирования с обогреваемыми трубопроводами.

Результаты опытно-промышленных испытаний в ряде случаев позволяют определить материальный баланс и получить достоверные данные об оптимальных эксплуатационных характеристиках разработанной каталитической системы.

С целью отработки технологии промышленного производства катализаторов и подбора оборудования в КФУ создан опытный цех, оснащенный различным



Рис. 6. Парк лабораторных установок. Пилотная установка на базе морского контейнера

оборудованием для получения промышленных образцов разработанных катализаторов (рис. 7).

Один из наиболее сложных видов работ — подготовка технического задания на проектирование катализаторного производства и разработка промышленного технологического регламента. Если разрабатывается и новая технология с его использованием, то все вышеперечисленные работы проводятся и для нефтехимического процесса. Так, при разработке катализатора гидрирования факельных газов, содер-

жащих винилацетилен, мы разрабатывали и задание на проектирование для реализации технологии в целом. На этом этапе важна тесная кооперация с проектными организациями.

Опыт работы с нефтехимическими и нефтеперерабатывающими предприятиями научил нас проводить все этапы работ: от разработки лабораторных образцов до подготовки предпроектной документации, проведения пуско-наладочных работ и авторского надзора за производством и эксплуатацией катализатора.



Рис. 7. Наробotka партий катализатора в опытном цехе

Таблица 5

Алюмохромовые катализаторы дегидрирования изопарафинов C₄–C₅

Показатель	КДИ-М1	КДИ-М	КДИ	ИМ-2201	Импортный аналог (Европа)
Показатели в промышленных условиях					
Выход изобутилена, %	Нет данных	35	33	34	Нет данных
Селективность, %	Нет данных	85	81	83	Нет данных
Показатели в лабораторных условиях					
Выход изобутилена, %	51	49	45	50	49
Селективность, %	91	88	87	87	84
Устойчивость к истиранию, %	90	92	85	75	94
Абразивная активность, г/(м ² ·ч)	0,18	0,18	0,25	0,42	0,39
Год разработки	2018	2012	2007	–	–

Таблица 6

Железокалиевые катализаторы дегидрирования изоамиленов

Показатели	КДОМ		ЖКД	
	В лаборатории	В промышленности	В лаборатории	В промышленности
Активность, %	41	26–30	50	28–33
Селективность, %	89	82–89	90	84–89
Год разработки	2005		2008	

Таблица 7

Продуктовая эффективность селективного гидрирования факельных газов, содержащих винилацетилен

Завод	Количество этил-винилацетиленового концентрата, т/г	Можно получить		
		Селективное гидрирование с возвратом продукта в экстрактивную дистилляцию		Исчерпывающее гидрирование с возвратом продукта в печи пиролиза
		Количество 1,3-бутадиена, т/г	Количество бутиленовой фракции, т/г	Количество бутановой фракции, т/г
I промышленная зона				
ДБО	607	533	426	607
ДБиУВС	3700	2387	3761	3700
Итого	4307	2920	3187	4307
II промышленная зона				
Этилена	8000	1680	5656	8000
Строящийся комплекс олефинов	5624	1125	4986	5624
Итого	13 624	2805	10 642	13 624

Как правило, после освоения промышленного производства работы не прекращаются — осуществляется постоянный мониторинг, проводятся консультации с потребителями катализаторов, разрабатываются новые, более совершенные каталитические системы (табл. 5, 6).

Необходимо отметить еще несколько важных аспектов:

1. Нельзя забывать, что основной задачей руководства предприятия является как максимум получение дополнительной прибыли, как минимум — выполнение плана производства. Поэтому к внедрению на производстве необходимо предлагать разработки, прошедшие предварительное технико-экономическое обоснование. Руководству предприятия должны быть понятны ожидаемый экономический эффект и факторы его формирования (снижение расходной нормы по сырью, энергетике, теплу, увеличение межрегенерационного пробега и т.д.) (табл. 7).

2. При разработке катализатора (процесса) ис-

ключительно полезны контакты с персоналом предприятия, на котором планируется его внедрение. Нередко благодаря им выявляются важные особенности технологического процесса, не отраженные в технологическом регламенте. Очень важно (если такая возможность существует) поэтапно тестировать промежуточные образцы катализаторов в условиях заводской лаборатории — доверие к «своим» результатам у производителей выше.

3. Катализатор требует постоянного мониторинга и совершенствования, так как в условиях острой конкуренции потерять рынок очень легко.

И в заключение выражаем благодарность производственному персоналу, технологическим службам и сотрудникам НТЦ ПАО «Нижекамскнефтехим» за оказанное содействие и активное участие в реализации разработок.

Работа выполнена за счет средств Программы стратегического академического лидерства Казанского (Приволжского) федерального университета.