

дуктом, который легко может быть использован для многих целей в нефтепереработке.

Использование благородных металлов, например платины, в качестве каталитического компонента, позволяет получить активный катализатор дегидрирования легких алканов, но в отсутствие модификаторов или металлических промоторов он имеет низкую селективность по олефинам и быстро дезактивируется вследствие образования кокса. Использование $MgAl_2O_4$ как носителя катализатора основано на его нейтральных кислотно-основных характеристиках и очень высокой термической стабильности. Первая характеристика является очень важной для процесса дегидрирования парафинов, поскольку очень высокая селективность по олефинам зависит не только от соответствующей структуры металлической фазы, но также и от низкой кислотности носителя, что минимизирует нежелательные побочные реакции (крекинг и коксообразование). $MgAl_2O_4$, приготовленный методом механохимического синтеза, обладает свойствами, отличными от свойств аналогов, полученных традиционными методами (спеканием и соосаждением). В литературе нет ра-

бот, сообщающих об использовании металлических катализаторов (би- и триметаллических), нанесенных на магниевые шпинели, приготовленные механохимическим синтезом для процесса дегидрирования легких алканов.

Использование полиметаллических катализаторов и носителей, имеющих преимущества в свойствах, имеет целью улучшить выход алкенов и каталитическую стабильность в ходе циклов реакция–регенерация.

Результаты дегидрирования *n*-бутана показали, что добавка Ga к биметаллическому PtSn катализатору практически не влияет на характеристики процесса. С другой стороны, добавка In к PtSn катализатору приводит к увеличению активности и селективности по бутенам.

Триметаллический катализатор PtSnIn/ $MgAl_2O_4$ показал наиболее высокую стабильность в экспериментальных циклах реакция–регенерация. Охарактеризован этот катализатор (после последнего цикла) методами ТПВ и ТЭМ показало, что металлическая фаза в ходе циклов осталась практически неизменной.

Памяти академика В.В. Струминского

УДК 66.097.322[661.7 :
547.584.312]

О СОЗДАНИИ КАТАЛИЗАТОРА КТ-1-СН ПРОИЗВОДСТВА ФТАЛЕВОГО АНГИДРИДА ОКИСЛЕНИЕМ *o*-КСИЛОЛА В НЕПОДВИЖНОМ СЛОЕ

© 2012 г. **О.-В.Я. Полотнюк**

Институт прикладной механики РАН, г. Москва

Фталевый ангидрид является одним из важнейших продуктов основного органического синтеза. Он используется в производстве пластификаторов (50 %), алкидных смол (25 %), красителей (7 %), лекарственных препаратов (5 %) и др. Начало его про-

мышленного производства положено в Германии в 1872 г., в СССР — в 1934 г. К концу прошлого века мировое производство фталевого ангидрида достигло 4 млн т/год, в СССР — 335 тыс. т/год [1].

Производство фталевого ангидрида основано на каталитическом окислении нафталина или *o*-ксилола. Вначале его производство было реализовано на нафталине. В связи с возрастающей потребнос-

Полотнюк О.-В.Я. – канд. хим. наук, ст. науч. сотрудник.
Тел.: (915) 205-38-00. E-mail: vladlen1929@yandex.ru

тью во фталевом ангидриде и ограниченными ресурсами коксохимического нафталина была сделана попытка вовлечения в его производство нефтехимического нафталина. Эта проблема была весьма оперативно решена в начале 60-х гг. прошлого века. Однако это не сняло проблемы дефицита сырья для производства фталевого ангидрида, поэтому начались интенсивные работы по использованию в этом производстве *o*-ксилола.

Если мировое производство фталевого ангидрида из нафталина к этому времени было основано на парофазном окислении кислородом воздуха в неподвижном (~75 %) и в кипящем (~25 %) слоях катализатора, то основную массу фталевого ангидрида из *o*-ксилола получали парофазным окислением кислородом воздуха в неподвижном слое катализатора.

За почти 140-летнюю историю производства фталевого ангидрида ключевую роль в его развитии сыграло всего несколько катализаторов [2]. Это катализатор плавленая пятиокись ванадия, созданный немецким исследователем Водем в 1916 г.; смешанный ванадий-калий-сульфат-силикагелевый катализатор (ВКСС, 1928 г.) и шариковый катализатор Фридрихсена (1969 г.).

Данные о способах приготовления, эксплуатации и рабочие показатели по составу продуктов на стадии контактирования катализаторов плавленая пятиокись ванадия и ВКСС окисления нафталина во фталевый ангидрид приведены в работе [3].

За рубежом наиболее широкое применение в производстве фталевого ангидрида из *o*-ксилола получил шариковый катализатор Фридрихсена. Катализатор готовили, нанося суспензию, состоящую из 95 % диоксида титана анатазной формы и 5 % пятиокиси ванадия, на шарики диаметром 6 мм в кипящем слое, в потоке воздуха, нагретого до 100—105 °С. В 1980 г. в СССР в г. Рубежное и г. Пермь были пущены закупленные в ФРГ два цеха мощностью 60 тыс. т фталевого ангидрида каждый. В обоих цехах эксплуатировались реакторы единичной мощности 30 тыс. т продукта в год. Реакторы представляли собой вертикальную трубчатку, заключенную во внешнюю царгу диаметром 6,07 м. Количество трубок в реакторе — 21426, каждая длиной 3,2 м и диаметром 25 мм. В каждую трубку загружали на высоту 2800 мм шариковый катализатор диаметром 6 мм (насыпная масса катализатора в трубке составляла 1,33 кг/л). При полной нагрузке по воздуху 83558 м³/ч и по *o*-ксилолу 3593 кг/ч (нагрузка *o*-ксилола — 122 г на 1 л катализатора) расчетная скорость потока в трубках реактора,

с учетом сопротивления слоя катализатора 0,34 атм и максимальной температуры в слое 400 °С, составляла 3,79 м/с. Тепловая нагрузка на катализатор — 473 ккал/л_{кат}·ч. В обоих цехах эксплуатировали немецкий катализатор марки F-1 (катализатор Фридрихсена) со следующими показателями (мол.%): выход фталевого ангидрида — 77, *o*-толуиловый альдегид — 1, малеиновый ангидрид — 7, горение *o*-ксилола (CO₂) — 15. Срок службы катализатора — 3 года.

В это время на Лидском лакокрасочном заводе работал цех производства фталевого ангидрида окислением *o*-ксилола кислородом воздуха в неподвижном слое на катализаторе КС-278, который нарабатывался в ПО «Пигмент». Мощность цеха составляла 24 тыс. тонн продукта в год. Подробнее о работе цеха рассказано ниже.

В конце прошлого века в Советском Союзе одна треть фталевого ангидрида производилась из нафталина, остальная часть — из *o*-ксилола. В Союзе эксплуатировались реакторы для окисления нафталина единичной мощности 0,1, 1,0, 1,5 и 4 тыс. т/год, а для *o*-ксилола — 2,4, 12, 30 и 45 тыс. т/год.

Влияние пограничного слоя на каталитическую эффективность работы катализатора

В 1970-х гг. по инициативе академика В.В. Струминского и под его председательством при Госкомитете по науке и технике была организована комиссия по внедрению достижений в области авиационной и космической техники в химическую, нефтехимическую и биохимическую промышленность. Результаты работы комиссии оказались очень плодотворными. Покажем это на примере катализатора производства фталевого ангидрида окислением *o*-ксилола в неподвижном слое КТ-1-СН, разработанного и внедренного под руководством академика В.В. Струминского.

В.В. Струминский считал, что исследования структуры пограничного слоя парогазовой смеси на каталитических поверхностях имеют большое научное и практическое значение [4]. С одной стороны, эти исследования позволяют более четко установить границы между кинетическими и диффузионными фазами реакции, с другой стороны, дают возможность более полно использовать эффективные режимы работы катализаторов в промышленности.

В.В. Струминский рассмотрел систему уравнений пограничного слоя

$$\bar{v} \frac{\partial^2 \bar{u}}{\partial y^2} + \underline{U}(x) \frac{\partial \underline{U}(x)}{\partial x} = \bar{u} \frac{\partial \bar{u}}{\partial x} + \bar{v} \frac{\partial \bar{u}}{\partial y}, \quad (1)$$

$$\frac{\partial \bar{u}}{\partial x} + \frac{\partial \bar{v}}{\partial y} = 0 \quad (2)$$

и уравнение распределения концентрации вещества

$$\frac{v}{Pr_d} \frac{d^2 C}{dy^2} = \bar{u} \frac{dC}{dx} + \bar{v} \frac{dC}{dy}, \quad (3)$$

где \bar{u} , \bar{v} — составляющие скорости движения вещества по оси x и y , соответственно; \underline{U} — скорость движения вещества вдали от пластины; v — коэффициент кинематической вязкости; Pr_d — диффузионное число Прандтля; \underline{C} — приведенная концентрация вещества.

На больших расстояниях ($y \rightarrow \infty$) от тела имеем $\bar{u} = \underline{U}(x)$, на поверхности пластины ($y = 0$) $\bar{u} = \bar{v} = 0$.

Химическая реакция на поверхности пластины определяется выражением:

$$D \left(\frac{\partial C}{\partial y} \right)_{y=0} = K \underline{C}^m, \quad (4)$$

где K — константа скорости реакции, m — порядок реакции, D — коэффициент диффузии.

На больших расстояниях от поверхности пластины, т.е. при $y \rightarrow \infty$ $C \rightarrow C_0$.

Путем преобразования уравнений (1–4) В.В. Струминский получил следующее выражение:

$$\underline{C}(x, y) = \frac{K C_{=1}^m}{\tau_0(0)} \frac{\bar{u}(x, y)}{U_\infty} + C_{=1}, \quad (5)$$

где $\underline{C}(x, y)$ — тангенциальная составляющая вектора скорости; $\bar{u}(x, y)$ — нормальная составляющая вектора скорости; $\tau_0(0)$ — приведенное время.

Из анализа выражения (5) вытекает, что в частном случае, когда $m = \text{const}$, константа скорости химической реакции оказывается пропорциональна напряжению трения — местному сопротивлению трения. Из этого следует, что для повышения эффективности химических реакторов катализаторам целесообразно придавать хорошо обтекаемые формы с наименьшим вихревым сопротивлением, что должно, по мнению В.В. Струминского, существенно повысить эффективность крупнотоннажных химических производств. Эта идея была положена в основу создания нового на то время, эффективно-го катализатора производства фталевого ангидрида КТ-1-СН.

Разработка и внедрение катализатора КТ-1-СН производства фталевого ангидрида окислением о-ксилола в неподвижном слое

Поясним происхождение аббревиатуры катализатора КТ-1-СН: КТ — катализатор трубчатый, 1 — первый, СН — первые буквы названий двух коллективов-участников разработки и внедрения катализатора, т.е. С — сектор механики неоднородных сред АН СССР, Н — Научно-исследовательский институт органических полупродуктов и красителей (НИОПиК).

Как упоминалось выше, в производстве фталевого ангидрида с неподвижным слоем катализатора используют трубчатые реакторы. Форма катализаторов в этом процессе достаточно разнообразна — червячки, кусочки, усеченные конусы, шарики, кольца Рашига. При загрузке в трубки аппарата для таких зерен характерно хаотичное расположение (рис. 1, а). При прохождении реагирующих веществ в таких слоях отмечается неоднородность поля скоростей, обратные токи, байпасные и застойные зоны, значительная турбулентность потока и т.д. Все это, как показали экспериментальные данные, снижает эффективность работы катализаторов как за счет разной нагрузки катализатора по сырью, так и за счет появления в слое катализатора горячих пятен, приводящих к спеканию катализатора.

Исходя из результатов своей работы [4], В.В. Струминский пришел к выводу, что в переходной и турбулентной областях целесообразно применять форму, снижающую сопротивление и возможность возникновения вихрей. Им была высказана и защи-

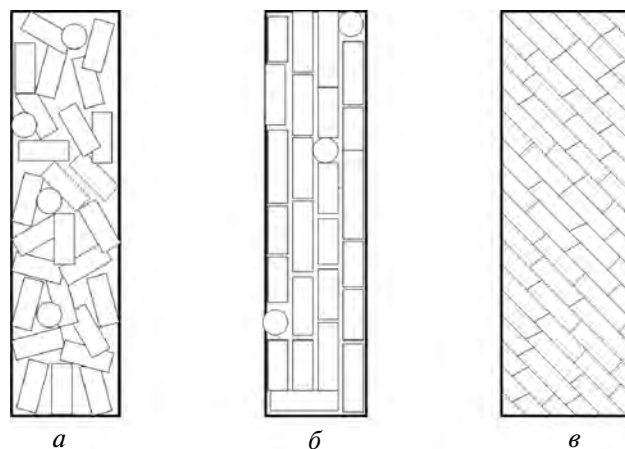


Рис. 1. Укладка катализатора
а — хаотическая, б — упорядоченная, в — регулярная

щена авторским свидетельством идея, что этому условию наилучшим образом будут отвечать катализаторы трубчатой формы [5, 6].

Гидравлические испытания. При разработке трубчатого катализатора были проведены гидравлические испытания гранул катализатора в форме трубок различных размеров, в том числе и одинакового внешнего диаметра, 6 мм, при вариации их длины от 4 до 20 мм. Было установлено, что с ростом длины гранул сопротивление слоя катализатора при прочих равных условиях (одинаковая загрузка катализатора, одинаковая подача воздуха для замера сопротивления и т.д.) уменьшается. Результаты измерения сопротивлений гранул различной длины в трубке диаметром 25 мм при высоте слоя засыпки 1 м, подаче воздуха 4 м³/ч даны в табл. 1. Размер гранул: первая цифра — внешний диаметр, вторая — внутренний диаметр, третья — высота гранулы.

Установлено, что в отличие от упомянутых выше разнообразных форм катализаторов, для которых характерно хаотичное расположение зерен катализатора в загружаемых в реактор трубках, в данном случае отмечается определенная их ориентация в пространстве по отношению к оси загружаемой трубки, и чем больше длина гранулы, тем большее их число приобретает вертикальную ориентацию [7]. В этом случае реализуется упорядоченная (см. рис. 1, б) укладка, которая возникает самопроизвольно при свободной засыпке гранул в трубку. При использовании трубчатого катализатора может быть реализована регулярная укладка (см. рис. 1, в). Последняя достигается нанизыванием гранул трубчатой формы катализатора на хлопчатобумажные нити, и из так называемых кос готовили жгуты, которые помещали в трубки реактора. Гранулы катализатора были ориентированы в пространстве, и эта ориентация сохранялась после выгорания нитей.

Испытания каталитических свойств. Испытания трубчатых катализаторов на их каталитическую эффективность проводили в элементе промышленного реактора в стандартных условиях. Для приготовления промышленного катализатора КТ-1-СН выбрали трубчатый носитель с размерами 6×4×10 мм. Для сравнения в аналогичных условиях проводили испытание промышленного катализатора КС-278 (табл. 2).

Катализаторы КС-278 и КТ-1-СН были наработаны Тамбовским производственным объединением «Пигмент» путем нанесения суспензии активных веществ, состоящей из 95 % диоксида титана ана-

Таблица 1
Зависимость сопротивления гранул от их длины

Размер гранул мм	Сопротивление слоя, мм вод.ст.
Кольца 6×4×4	750
Кольца Рашига 6×4×6	650
Трубки 6×4×8	510
Трубки 6×4×10	410
Трубки* 6×4×8	79,5
* Регулярная укладка.	

Таблица 2
Основные характеристики катализаторов

Характеристика	КС-278	КТ-1-СН
Форма	шарики	трубки
Размер, мм	5 (диаметр)	6×4×10
Насыпная масса (по загрузке в реактор), кг/л	1,27	0,73
Удельная поверхность	5,6 м ² /г	10,6

тазной формы и 5 % пентоксида ванадия, на носитель в кипящем слое в потоке воздуха, нагретого до 100—105 °С. Химический состав катализаторов был идентичен.

Оба катализатора в необходимом количестве поставлялись Лидскому лакокрасочному заводу в цех фталевого ангидрида. Цех производства фталевого ангидрида окислением *o*-ксилола кислородом воздуха в неподвижном слое катализатора на Лидском лакокрасочном заводе был введен в строй в 1976 г. и состоял из двух контактных систем, обозначенных литерами А и Б. Проектная мощность каждой системы — 12 тыс. т продукта в год. На рисунке 2 приведена принципиальная технологическая схема контактного узла.

Согласно схеме, сжатый воздух с расходом 37500 м³/ч турбовоздуходувкой 1 подавали в подогреватель 2, где нагревали до температуры 145—152 °С и направляли в испаритель *o*-ксилола 5. Одновременно компрессором 3 через теплообменник 4 в испаритель подавали нагретый до 145—152 °С *o*-ксилол в количестве 1700 л/ч, что соответствовало нагрузке 100 г *o*-ксилола на 1 л катализатора в час. В испарителе *o*-ксилол распыляли с помощью трех форсунок,

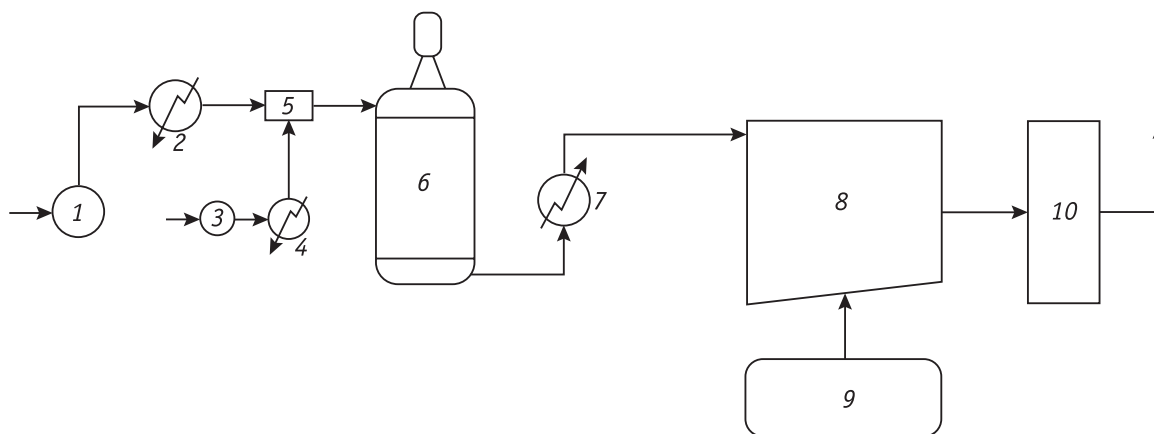


Рис. 2. Принципиальная технологическая схема контактного узла окисления *o*-ксилола во фталевый ангидрид
 1 – турбовоздуходувка; 2 – подогреватель; 3 – компрессор подачи *o*-ксилола; 4 – теплообменник; 5 – испаритель *o*-ксилола;
 6 – реактор; 7 – газовый холодильник; 8 – конденсатор фталового ангидрида; 9 – приемник сырого фталового ангидрида;
 10 – радиальный реактор санитарной очистки абгазов

расположенных под углом 120°. Соотношение воздух : *o*-ксилол являлось важнейшим технологическим фактором процесса окисления. В рабочих условиях концентрация *o*-ксилола в воздухе составляла 40 г/м³. Реактор 6 диаметром 4,2 м представлял собой вертикально расположенную трубчатку, состоящую из 9156 трубок высотой 3,5 м и внутренним диаметром 25 мм.

Трубки реактора системы А были заполнены шариковым катализатором марки КС-278 в количестве 19 т (14,9 м³). Высота слоя катализатора в трубках реактора была 3,3 м. С учетом температуры в зоне катализатора (400 °С) и давления в реакторе скорость реагирующих веществ в трубках составляла 3,63 м/с, сопротивление слоя в рабочих условиях — 0,38 атм. Тепловая нагрузка на катализатор с учетом показателей его работы равнялась 398 ккал/л_{кат}·ч. Для отвода реакционного тепла межтрубное пространство реактора заполняли расплавом солей, содержащим 59 мас.% нитрата калия и 41 мас.% нитрата натрия. Смесь нитрит-нитратных солей перемешивали мешалкой, делающей 960 об/мин. Внутри реактора был установлен парогенератор типа «беличье колесо».

В реакторе смесь *o*-ксилол—воздух проходила сверху вниз, окисляясь во фталевый ангидрид. При этом образовывались побочные продукты: малеиновый ангидрид, цитраконовый ангидрид, бензойная кислота, фталид, продукты полного и частичного сгорания *o*-ксилола (оксиды углерода) и вода. Выход фталового ангидрида на катализаторе КС-278 составлял по стадии контактирования 68 мол.%.

Температура в слое катализатора проходила через максимум и на выходе из реактора приближалась к температуре солевой бани. По мере уменьшения активности катализатора температуру солевой бани увеличивали. Оптимальная температура солевой бани зависела от выхода и качества готового продукта.

Из реактора фталовоздушную смесь с температурой 370—410 °С подавали в газовый холодильник 7, охлаждали до 168—175 °С и направляли в систему из шести конденсаторов 8, которые работали поочередно по заданной программе по циклу: намораживание фталового ангидрида — плавление фталового ангидрида и его эвакуация в приемник сырого фталового ангидрида 9 — охлаждение конденсатора. В операции намораживания находились одновременно 4 конденсатора со смещенным часовым графиком для каждого аппарата. Продолжительность намораживания для одного конденсатора — 4 ч. Время выплавки продукта и его эвакуации в приемник сырого фталового ангидрида — до 1,5 ч. На этой стадии находился один конденсатор. Последний из шести конденсаторов охлаждали для подготовки к последующей операции намораживания. Стадия охлаждения конденсатора занимала 30 мин. Принятый порядок эксплуатации конденсаторов обеспечивал непрерывную работу реакторов производства фталового ангидрида.

Обедненные газы из конденсаторов намораживания с температурой 60—70 °С поступали в радиальный реактор 10 на санитарную очистку абгазов. В радиальный реактор загружали 0,5 м³ платинового катализатора (0,05 % Pt на силикагелевом но-

сителе, представляющем собой шарики диаметром 4 мм). Для практически полного окисления примесей, содержащихся в абгазах, в радиальном реакторе поддерживали температуру в пределах 250–320 °С. Абгазы из реактора сбрасывали в атмосферу.

Многолетний опыт эксплуатации цеха показал, что срок службы катализатора КС-278 составляет 1 год. В первый месяц работы катализатора в контактном аппарате температуру расплава солей поддерживали близкой к 370 °С. В начальный период работа катализатора КС-278 характеризовалась следующими показателями по выходу продуктов реакции (мол.%): фталевый ангидрид — 68, *o*-толуиловый альдегид — 6, малеиновый ангидрид — 5, полное горение *o*-ксилола (СО₂) — 21. По мере эксплуатации катализатора температуру в реакторе повышали, чтобы поддерживать на достаточно высоком уровне выход и качество продукта. В конце срока службы катализатора температуру расплава солей доводили до 386 °С. В ходе работы показатели катализатора ухудшались: если в начале его работы нагрузка по *o*-ксилолу была близка к проектной (~1700 л/ч), то в конце работы ее снижали до 1500 л/ч, при этом отмечалось снижение выхода целевого продукта на 7 %. Суммарное снижение мощности от ухудшения этих двух показателей составляло около 20 %, т.е. если в первый месяц работы катализатор обеспечивал выход продукции на уровне проектных показателей — около 12 тыс. т продукта в год (в расчете на годовую производительность), то в конце года эта мощность снижалась до 9,6 тыс. т продукта в год.

Из приведенных данных о работе катализатора КС-278 видно, что продолжительность эксплуатации данного катализатора невелика — всего 1 год, причем в течение этого времени показатели процесса были нестабильны: производительность катализатора уменьшалась на 12 %, выход целевого продукта — на 7 %, для поддержания удовлетворительного качества продукта требовалось непрерывное повышение в реакторе температуры расплава солей и т.д. Кроме того, один раз в год отработанный катализатор необходимо было заменять на новый. Эта процедура трудоемкая, требующая от работников большой тщательности, связанной с чисткой реактора, выверенной загрузкой катализатора в каждую трубку и выравниванием в них сопротивлений.

Показатели работы катализатора F-1 изменялись аналогичным образом, однако все изменения здесь

имели продолжительность 3 года, после чего катализатор также подлежал замене.

Отмеченные недостатки в работе обоих катализаторов побудили разработчиков нового катализатора заняться улучшением его эксплуатационных характеристик: увеличением срока службы катализатора, улучшением его технико-экономических показателей и т.д.

Новый трубчатый катализатор КТ-1-СН был загружен в мае 1985 г. в контактную систему Б в количестве 10,07 т (13,8 м³). Высота слоя загруженного катализатора в трубках реактора составляла 3,07 м. В первые месяцы работы катализатора температура солевой бани была равной 352 °С, а нагрузка по сырью в контактном аппарате была доведена до 2100 л *o*-ксилола в час при расходе воздуха 46200 м³/ч, что соответствовало нагрузке по *o*-ксилолу 134 г/л_{кат}·ч против 100 г/л_{кат}·ч на катализаторе КС-278. Таким образом, система Б, загруженная катализатором КТ-1-СН, сразу начала работать при нагрузке по сырью на 23,5 % выше проектной. Потеря напора в реакторе с трубчатым катализатором при этом была равной 0,18 атм при скорости потока реагирующих веществ 5,53 м/с, рассчитанной с учетом температуры в слое катализатора (400 °С). Засыпка катализатора КТ-1-СН в реакторе соответствовала упорядоченной укладке и достигалась при свободной его загрузке через воронку. При указанных выше параметрах процесса тепловая нагрузка на катализатор составляла 458 ккал/л_{кат}·ч. Выход фталевый ангидрида на катализаторе КТ-1-СН был на 10 % выше, чем на катализаторе КС-278. По данным аналитического контроля, катализатор КТ-1-СН на стадии контактирования обеспечивал следующие показатели по выходу продуктов реакции (мол.%): фталевый ангидрид — 78, *o*-толуиловый альдегид — 6, малеиновый ангидрид — 5, полное горение *o*-ксилола (СО₂) — 11.

В производстве фталевый ангидрида существует такой интегральный показатель, как расходная норма исходного сырья на 1 т готового продукта, она включает выход готового продукта по стадиям контактирования, эффективность его улавливания (конденсации) и дистилляции сырого продукта. Многолетняя эксплуатация обоих катализаторов на Лидском лакокрасочном заводе характеризовалась следующими расходными нормами по *o*-ксилолу: на катализаторе КС-278 — 1103 кг/т, что соответствует выходу продукта 65,08 мол.%, на катализаторе КТ-1-СН — 944 кг/т, выход продукта — 76,27 мол.%.

Таким образом, только за счет замены катализатора КС-278 на катализатор КТ-1-СН на одной контактной системе с учетом превышения проектной мощности на 23,5 % годовая экономия сырья составила 2357 т *o*-ксилола, что эквивалентно в стоимостном выражении 3,3 млн долларов при цене *o*-ксилола 1400 долл./т.

Срок службы катализатора КТ-1-СН составил 7 лет. В 1992 г. катализатор был выгружен в связи с израсходованием своего ресурса. На конечном этапе работы катализатора температура бани реактора была равной 382 °С. Для сравнения: срок службы немецкого катализатора F-1, работавшего на одном из заводов Союза, равнялся 3 годам.

На основании положительных результатов эксплуатации трубчатого катализатора КТ-1-СН руководство Министерства химической промышленности приняло решение о внедрении его в других цехах фталевого ангидрида: КТ-1-СН был внедрен еще на четырех производствах Союза.

Заключение

Опыт промышленной эксплуатации шариковых катализаторов КС-278 (отечественного производства) и зарубежного F-1, используемых в производстве фталевого ангидрида из *o*-ксилола, показал, что срок их службы составляет 1 и 3 года, соответственно.

Основываясь на результатах изучения гидродинамики парогазовой смеси на каталитических поверхностях, академиком В.В. Струминским был разработан катализатор трубчатого типа КТ-1-СН с длиной большей, чем у колец Рашига.

Семилетняя промышленная эксплуатация трубчатого катализатора КТ-1-СН на Лидском лакокрасочном заводе в производстве фталевого ангидрида окислением *o*-ксилола в неподвижном слое показала, что, в сравнении с катализатором КС-278, проектная мощность установки была превышена на 23,5 %, расход электроэнергии снижен на 25 % за счет уменьшения сопротивления слоя катализатора (0,18 атм на катализаторе КТ-1-СН против 0,38 атм на шариковом катализаторе КС-278), выход целевого продукта повышен на 10 %, в результате чего годовая экономия *o*-ксилола составила 2357 т, что в стоимостном выражении равно 3,3 млн долларов.

В настоящее время вместо 20 работавших в СССР цехов производства фталевого ангидрида общей мощностью 335 тыс. т/год (1991г.) работает всего три цеха в России (один — из нафталина в Новокузнецке и два — из *o*-ксилола в Перми и Салавате, суммарной мощностью 100 тыс. т/год) и один цех — на Украине (в Рубежном мощностью 60 тыс. т/год). В Новокузнецке цех фталевого ангидрида работает на катализаторе ВКШ-65, в Перми и Рубежном работают на импортном катализаторе F-1, в Салавате — на КС-278.

Учитывая, что мировое производство фталевого ангидрида непрерывно растет, опыт эксплуатации катализатора трубчатой формы типа КТ-1-СН может быть использован в современном производстве фталевого ангидрида, а также в других промышленно важных процессах, например получения малеинового ангидрида, анилина, антрахинона и многих других.

Литература

1. *Полотнюк О.-В.Я.* Аэродинамические аспекты повышения эффективности технологических процессов. Современные проблемы механики гетерогенных сред. Сб. трудов конференции к 15-летию основания ИПРИМ РАН. 2005. Т. II. С. 236—242.
2. *Филатов Ю.В., Матюшенко В.Х., Валиев Х.Х., Полотнюк О.Я., Васильев В.А.* Аэродинамические методы интенсификации технологических процессов. Современные проблемы аэрогидромеханики. Сб. трудов симпозиума, посвященного 85-летию со дня рождения академика В.В. Струминского. 1999. Т. 2. С. 93—99.
3. *Полотнюк О.В.-Я.* // Катализ в промышленности. 2012. № 4. С. 42—48.
4. *Струминский В.В.* Пограничный слой на каталитической поверхности. ДАН. 1979. 245. С. 1068—1071.
5. *Струминский В.В.* и др. А.с. 113830. СССР: Открытия. Изобретения. № 4. 1985.
6. *Струминский В.В.* и др. А.с. 1252645. СССР: Открытия. Изобретения. № 31. 1986.
7. *Струминский В.В., Матюшенко В.Х., Романчева Е.В.* Перспективные методы крупнотоннажного производства водорода. Вопросы атомной науки и техники. Серия: Ядерная техника и технология. 1991. Вып. 1. С. 18—22.