

УДК 502.3 + 544.478-03 +
+ 544.428.6

КАТАЛИЗАТОРЫ Pd/ γ -Al₂O₃ НА ЯЧЕИСТЫХ НОСИТЕЛЯХ ДЛЯ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ ПАРОВ ЛОС

© 2010 г. **В.А. Ломоносов**¹,
А.С. Панасюгин², **О.Л. Сморгы**³,
В.А. Микуцкий³, **А.Н. Ромашко**³,
С.Ф. Тихов⁴, **В.А. Садыков**⁴

¹ Белорусский государственный университет, Минск

² Лаборатория НИИЛОГАЗ, Белорусский национальный
технический университет, Минск

³ Институт порошковой металлургии НАН Беларуси, Минск

⁴ Институт катализа им. Г.К. Борескова СО РАН, Новосибирск

Введение

Проблема нейтрализации ЛОС — летучих органических соединений в вентиляционных выбросах предприятий полиграфии, обувной, лакокрасочной промышленности и других производств, связанных с использованием растворителей, остается актуальной и требует усовершенствования систем очистки. Прогресс в нейтрализации выбросов ЛОС от стационарных промышленных источников был достигнут с широким внедрением каталитических методов [1, 2]. Для относительно высоких концентраций ЛОС (1–10,0 г/м³) и больших объемов обрабатываемого газа предпочтителен каталитический дожиг ЛОС на катализаторах блочного типа [3, 4], позволяющих обрабатывать потоки газов с высокой (до 10⁵ ч⁻¹) нагрузкой на катализатор при малых перепадах давления. Блочные катализаторы с яче-

истой структурой (керамические и металлические) обеспечивают интенсивный тепло- и массообмен между газовым потоком и поверхностью катализатора [5]. Поэтому при использовании катализаторов с ячеистой структурой допускаются более высокие нагрузки в процессах с внешнедиффузионным торможением [6, 7].

Технология изготовления блочного катализатора зависит от параметров нейтрализуемой среды (составов исходного, промежуточного и конечного продуктов, температуры процесса). Особое внимание следует уделять составу и технологии изготовления недорогих блочных носителей, обеспечивающих надежную фиксацию нанесенного активного компонента, которые не должны деградировать при эксплуатации и образовывать соединения, взаимодействующие с активным компонентом и вызывающие его дезактивацию.

Выбор материала носителя и рабочих нагрузок на катализатор при проектировании устройств нейтрализации отработавших газов — непростая задача. При близкой макропористой структуре металлических и керамические носители имеют разные теплофизические и коррозионные свойства, что значительно влияет как на активность катализаторов, так и на ресурс их работы. Выбор рабочих нагрузок на катализатор, допустимый уровень которых зависит от температуры потока, также неоднозначен: при высоких температурах потока появляется возможность повышения объемных скоростей и снижения за счет этого объема блочного катализатора, но одновременно растут эксплуатационные расходы (энергозатраты на подо-

Ломоносов В.А. — канд. хим. наук, ст. науч. сотрудник химического факультета Белорусского государственного университета. Тел.: (+375-29) 667-41-14. E-mail: lva_minsk@tut.by.

Панасюгин А.С. — канд. хим. наук, зав. лабораторией НИИЛОГАЗ, НИЧ Белорусского национально технического университета. Тел.: (+375-17) 292-35-36. E-mail: niilogaz@tut.by.

Сморгы О.Л. — канд. техн. наук, зав. лабораторией Института порошковой металлургии НАН Беларуси. Тел.: (+375-17) 292-66-39. E-mail: olegsmorygo@yahoo.com.

Микуцкий В.А. — науч. сотрудник того же института. Тел.: (+375-17) 292-66-39. E-mail: mikutski@tut.by.

Ромашко А.Н. — канд. техн. наук, вед. науч. сотрудник того же института. Тел.: (+375-17) 292-66-39. E-mail: anromashko@mail.ru.

Тихов С.Ф. — докт. хим. наук, вед. науч. сотрудник Института катализа им. Г.К. Борескова СО РАН. Тел.: (383) 330-87-63. E-mail: Tikhov@catalysis.ru.

Садыков В.А. — докт. хим. наук, проф., зав. лабораторией того же института. Тел. (383) 330-87-63. E-mail: sadykov@catalysis.ru.

грев газового потока). Поэтому важно определить минимальную температуру потока, при которой эффективно нейтрализуются токсичные соединения в требуемом диапазоне концентраций. Не менее важен выбор блочного носителя, не влияющего на стабильность катализатора, т.е. не вызывающего его дезактивацию при эксплуатации.

Задачи, решаемые в работе: 1) исследование активности и стабильности катализаторов $\text{Pd}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ на керамических и металлических блочных носителях с ячеистой структурой при каталитической нейтрализации паров ЛОС (этанола, этилацетата) в лабораторных условиях для выбора наиболее стабильного катализатора при наработке укрупненной партии; 2) создание пилотной установки и испытания укрупненной партии ячеистого блочного катализатора при нейтрализации паров ЛОС в условиях флексографического производства.

Изготовление блочных катализаторов и методы исследований

В качестве носителей (пенокерамики и пенометалла) для катализаторов использовали ячеистые материалы, полученные дублированием структуры пенополиуретана (ППУ), с ячейками размером около 2 мм. Особенности пористой структуры, микроструктуры и морфологии поверхности таких носителей подробно описаны в [8–10].

Носитель на основе муллито-корундовой керамики получали многократной пропиткой ППУ-заготовок керамической суспензией с удалением излишков суспензии центрифугированием. Спекали материалы на воздухе при 1400 °С. Полученный керамический носитель (рис. 1, а) имел общую пористость 85 ± 2 %. В суспензию, из которой готови-

ли муллито-корундовую керамику, входили глина, каолин, оксид алюминия, пегматит. После пропитки ППУ и спекания керамика содержала около 50 % муллита, около 30 % свободного оксида алюминия (корунд), около 10–12 % микроклина, до нескольких процентов свободного оксида кремния (кристаллит) и стеклофазу.

Пенометаллический носитель получали электролитическим осаждением никеля на ППУ-заготовку с последующим спеканием при 1150 °С в среде эндогаза (смеси CO , H_2 и N_2 , полученной частичным окислением метана) [11], термодиффузионным алитированием и окислительной термообработкой на воздухе при 1100 °С. Поверхность пеноникелевого носителя после термодиффузионной обработки была защищена от воздействия внешней среды слоистым интерметаллидным покрытием и слоем из $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ [5]. Пористость полученных металлических носителей (рис. 1, б) составляла 95 ± 0.5 %.

Образцы металлических и керамических носителей катализаторов были изготовлены в виде цилиндров длиной 20 мм и диаметром 15 мм. Из рис. 1 видно, что использованные технологии позволяют сохранить полностью открытую взаимосвязанную макропористость, что обуславливает низкие гидравлические потери при пропускании высокоскоростных газовых потоков.

Для нанесения вторичного носителя образцы трехкратно пропитывали смесью предварительно синтезированного гидротермальным методом геля бемита влажностью 92 % [12] и свежеприготовленного дигидроксинитрата алюминия влажностью 90 % (в соотношении 1:1 по сухому остатку). После сушки при 110 °С и прокаливания при 500 °С на структурных элементах носителей формировался слой $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, с содержанием, % от массы носителя:

6,1 $\pm$ 0,2 для пенокерамики, 5,0 $\pm$ 0,1 для пенометалла. Удельная поверхность нанесенного $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ составляла 220–250 м²/г.

Активный компонент (Pd) наносили пропиткой образцов в избытке раствора хлорида палладия концентрации 0,5 г/л. После сушки до постоянной массы при 110 °С пропитанные образцы прокаливали на воздухе при 500 °С, а затем восстанавливали в диссоциированном аммиаке — смеси (N_2 + 3H_2) [11] также при 500 °С. Содер-

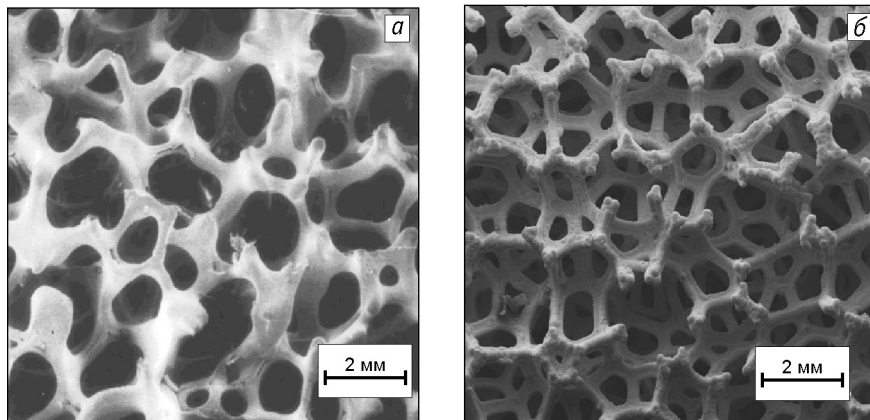


Рис. 1. Структуры ячеистых керамического (а) и металлического (б) носителей

жание Pd в полученных блочных катализаторах составляло $\sim 0,003 \text{ г/см}^3$.

Морфологию поверхности и особенности макропористой структуры полученных катализаторов исследовали на электронном сканирующем микроскопе «CamScan 4». РФА катализаторов на блочных носителях после эксплуатации проводили с использованием дифрактометра ДРОН-4.

Каталитическое окисление ЛОС исследовали в проточном трубчатом реакторе (внутренний диаметр кварцевой трубки 20 мм) в лаборатории НИИЛОГАЗ БНТУ. Адиабатичность достигалась наружной стекловолоконной изоляцией трубки снаружи в зоне расположения образцов и термопар. Установка обеспечивала контролируемый расход газа до 1000 л/ч через катализатор диаметром 15 мм и высотой 40 мм, что позволило исследовать активность катализаторов при объемных скоростях до 10^5 ч^{-1} . Воздушный поток насыщался парами ЛОС пропусканием воздуха через скруббер, содержащий этанол и этилацетат (типичные компоненты выбросов флексографических производств) в объемном соотношении 6 : 1. Исследования проводили при двух концентрациях ЛОС, г/м^3 : $0,5 \pm 0,1$ и $5,0 \pm 0,5$.

Паровоздушную смесь перед подачей в термоизолированный реактор с катализатором подогревали в стеклянной трубке с нихромовой обмоткой. Состав газа определяли на газовом хроматографе «Цвет-100». Хроматограммы интерпретировали с использованием программы «Мультихром 1.39». Температуру газового потока на входе и на выходе из катализатора контролировали термопарами.

Зависимости степени превращения от скорости входящего потока для разных $t_{\text{вх}}$ и концентраций ЛОС — экспериментальные точки были получены в режиме ступенчатого подъема температуры при фиксированных концентрациях ЛОС и скорости потока. Пробы отбирали через 5 мин после стабилизации потока. Каждая кривая была получена на отдельном образце блочного катализатора.

Для опытно-промышленных испытаний изготовили пилотную установку каталитического дожига паров ЛОС с номинальной производительностью по вентиляционным выбросам $100 \text{ м}^3/\text{ч}$. Были проведены испытания установки при очистке вентиляционных выбросов от флексографического оборудования ООО «Унифлекс» (Минск).

Экспериментальная часть

В ходе лабораторных испытаний исследовались:

- влияние температуры на входе в реактор на каталитическое окисление ЛОС при разных концентрациях и скоростях потока;
- стабильности катализаторов на ячеистых керамических и металлических носителях.

Известно, что реакции окисления этанола и этилацетата экзотермичны (удельная теплота сгорания 1370,7 и 2246,4 кДж/моль соответственно [13]). Поэтому такие процессы при определенных условиях возможны в автотермическом режиме. При отношении этанол : этилацетат = 6 : 1 адиабатический разогрев должен составлять ~ 120 и ~ 12 °С для концентраций 5 и $0,5 \text{ г/м}^3$ соответственно. Температуры, при которых начинается окисление ЛОС на изготовленных блочных катализаторах, определялись из зависимости температуры газового потока на выходе из катализатора от времени при контролируемом ее изменении на входе и разных объемных скоростях. На рис. 2 представлены типичные зависимости для двух концентраций ЛОС $t_{\text{вых}}$ от времени при контролируемом линейном подъеме $t_{\text{вх}}$ до 400 °С и объемной скорости $v_0 = 10^4 \text{ ч}^{-1}$. Видно, что $t_{\text{вых}}$ начинает заметно отклоняться от $t_{\text{вх}}$ при 210—220 °С для концентраций $0,5 \text{ г/м}^3$ и при 190—200 °С для концентраций 5 г/м^3 . По-видимому, при низких температурах на вторичном носителе $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ адсорбируются ЛОС, которые при достижении температуры воспламенения быстро сгорают. Затем, после установления постоянной температуры потока $t_{\text{вх}}$ стабилизи-

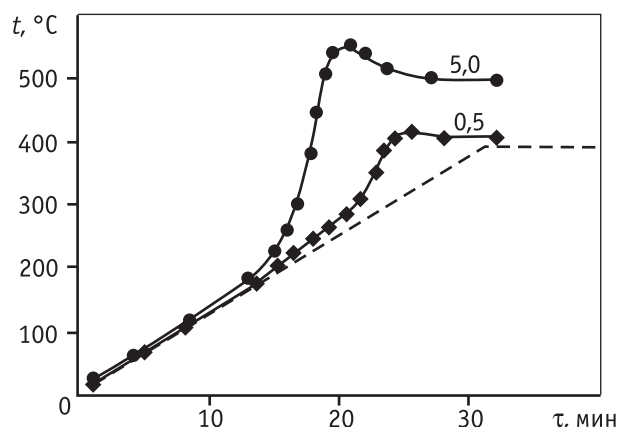


Рис. 2. Зависимость температуры газового потока на выходе из керамического катализатора от времени при контролируемом изменении температуры на входе (штриховая линия) и разных концентрациях ЛОС, г/м^3 (у кривых)

руется $t_{\text{вых}}$. С ростом концентрации ЛОС от 0,5 до 5,0 г/м³ стационарный (для $> 0,5$ -ч эксперимента) перепад температур на входе и выходе ($\Delta t = t_{\text{вых}} - t_{\text{вх}}$) увеличивается от ~ 10 до ~ 100 °С (см. рис. 2). Выявлено, что температура блочного катализатора в стационарных условиях определяется не только концентрацией, но и скоростью потока. При высоких концентрациях ЛОС и $v_0 \approx 10^5 \cdot \text{ч}^{-1}$, разница температуры катализатора и $t_{\text{вх}}$ достигала ~ 500 °С, а после прекращения подогрева входящего в реактор потока окисление шло в автотермическом режиме.

Характер зависимостей был схож для всех исследованных диапазонов концентраций и объемных скоростей. При металлических носителях воспламенение происходило при более высоких температурах на входе, что, по-видимому, обусловлено большей их теплопроводностью и, следовательно, большими потерями тепла при разогреве.

На рис. 3 представлены зависимости степени превращения от скорости входящего потока для разных $t_{\text{вх}}$ и концентраций ЛОС. Из рис. 3, а видно, что в стационарном режиме при концентрациях ЛОС 5 г/м³ и $v_0 < 5 \cdot 10^4 \text{ ч}^{-1}$ степень превращения остается на уровне ~ 100 %. При повышении объемной скорости степень превращения ЛОС па-

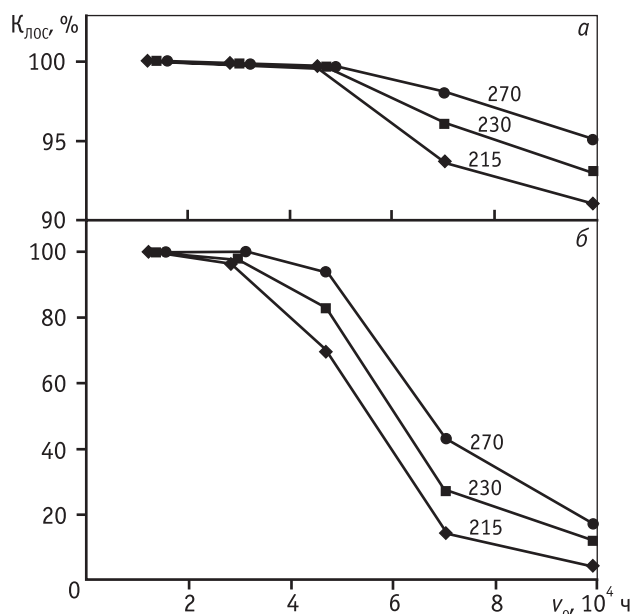


Рис. 3. Зависимость конверсии ЛОС ($K_{\text{ЛОС}}$) на катализаторе с ячеистым керамическим носителем от объемной скорости потока при разных температурах, °С, на входе в реактор (у кривых) и концентрациях ЛОС, г/м³: 0,5 (а), 5 (б) в стационарном режиме

дает до ~ 92 – 95 %. При малой концентрации ЛОС снижение степени превращения ниже 99 % происходит уже при $v_0 \approx 10^4 \text{ ч}^{-1}$ (рис. 3, б). При больших объемных скоростях в стационарных режимах степень превращения низкоконцентрированных ЛОС снижается до уровня менее 20 %. При концентрации ЛОС ~ 5 г/м³ и более высоких объемных скоростях возможен автотермический режим реакции за счет тепла, выделяющегося при окислении этанола и этилацетата. Возможные тепловые эффекты были учтены при разработке конструкции пилотной установки.

При непродолжительных (1–2-ч) испытаниях катализаторы на разных носителях проявили близкую активность. Длительными испытаниями было выявлено: активность катализатора на керамическом носителе после 35 ч стабилизировалась и оставалась достаточно высокой (рис. 4, а);

Катализатор же на металлическом носителе после 5–6-ч испытаний практически полностью дезактивировался (рис. 4, б); кроме снижения конверсии ЛОС, изменялся и состав продуктов окисления. В результате газохроматографического анализа газовой смеси на выходе из реакционного блока были

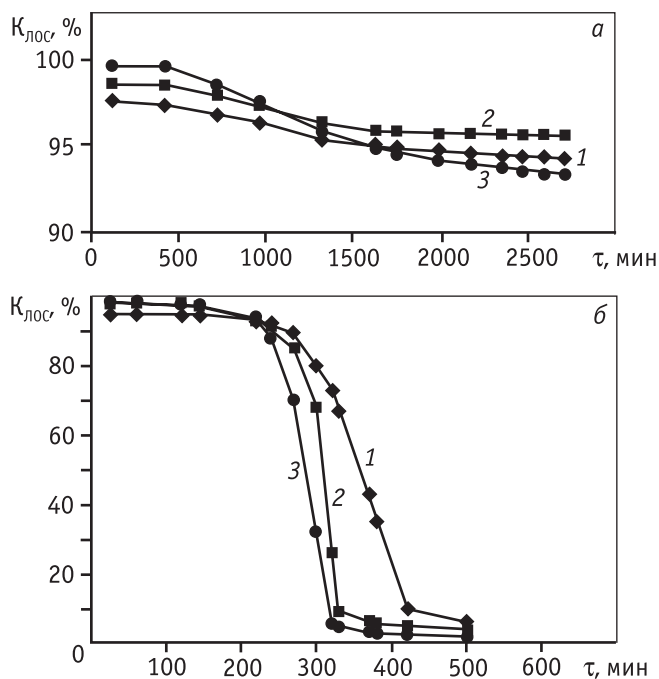


Рис. 4. Изменение конверсии ЛОС от времени при t , °С: 245 (1), 260 (2) и 280 (3) газа на входе в реактор для катализаторов на керамическом (а), металлическом (б) носителе (концентрация ЛОС 0,5 г/м³; скорость потока 10^4 ч^{-1} , режим стационарный)

обнаружены следы уксусной кислоты ($< 0,01 \text{ г/см}^3$), содержание которой по мере дезактивации катализатора возрастало.

По извлечении катализатора из реактора наблюдались изменения: каркас металлического носителя катализатора после 8-ч цикла работы в парах этанола/этилацетата становился серо-зеленым, охрупчивался. РФА поверхностного слоя катализатора после 3–4-ч испытаний выявлены рефлексы в области $2\theta = 12,98; 21,19; 22,36$ и $22,45$ град., соответствующие гидрату ацетата никеля $((\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Ni}\cdot 4\text{H}_2\text{O})$, и слабые рефлексы в области углов $2\theta = 43,25; 37,24$ и $62,80$ град., соответствующие NiO. После более 8-ч работы катализатора интенсивность рефлексов для оксида никеля увеличилась в сравнении с рефлексами, соответствующими уксуснокислому никелю. Был сделан вывод, что дезактивация и снижение прочности катализатора на основе ячеистого металлического никеля связаны с образованием ацетата и оксида никеля. Важно, что предварительное термодиффузионное алитирование не позволяет избавиться от дезактивации катализаторов. Для последующих пилотных испытаний был выбран катализатор на ячеистом керамическом носителе как высоко стабильный.

В общем виде гидравлические, текстурные и механические свойства ячеистых и сотовых носителей сопоставлялись ранее [14]. Было показано, что при сопоставимых перепадах давления и коэффициентах проницаемости ячеистые носители отличаются большей турбулизацией газового потока. Сопоставление каталитических свойств затруднено ввиду того, что, в отличие от обычных химических процессов, каждый процесс газоочистки имеет свои индивидуальные особенности (состав и концентрации окисляемых веществ, температуру и скорость потока). Поэтому катализаторы типа $\text{Pt(Pd)/Al}_2\text{O}_3$ /носитель крайне трудно сравнивать при разных условиях газоочистки, описанных в работах [15–17]. В принципе это возможно при одинаковых условиях эксперимента [18]. Такое сопоставление выявило в реакции окисления СО большую эффективность катализаторов на ячеистых носителях по сравнению с сотовыми [14]. Основное преимущество ячеистых блоков в значительной степени обусловлено турбулизацией потока газа при сравнительно низком гидравлическом сопротивлении каталитического слоя [19].

Пилотные испытания блочного катализатора ($\text{Pd}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ на ячеистом носителе) проводились на

пилотной установке (рис. 5) нейтрализации ЛОС в вентиляционных выбросах номинальным расходом $100 \text{ м}^3/\text{ч}$. Воздух из вентиляционной системы через трубчатый теплообменник подается по теплоизолированному каналу в систему подогрева (блок ТЭНов) и затем — на блочный ячеистый катализатор размерами $300 \times 300 \times 150 \text{ мм}$ в виде уложенных послойно пластин $150 \times 150 \times 25 \text{ мм}$. После нейтрализации газ через теплообменник выходит наружу. Номинальная нагрузка на катализатор 10^4 ч^{-1} .

Система управления регулирует мощность нагревателей с учетом теплового эффекта реакций окисления. Мощность системы нагрева установки обеспечивает подогрев газового потока до 300°C .

Как видно из приведенных в таблице данных, степень превращения в установке сильно зависит от исходной концентрации ЛОС в газовом потоке. Суммарная степень превращения рассчитывалась

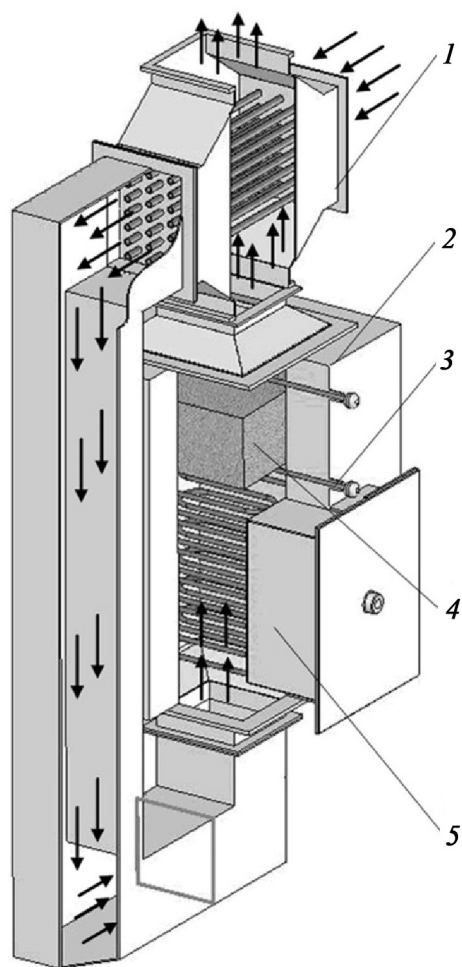


Рис. 5. Принципиальная схема пилотной установки нейтрализации ЛОС: 1 – теплообменник; 2 – корпус; 3 – термпары; 4 – блочный катализатор; 5 – блок нагрева

Конверсия ЛОС в вентиляционных выбросах флексографического производства

№	$t_{\text{вх}}, ^\circ\text{C}$	$v_{\text{ор}}, \text{ч}^{-1}$	Концентрация *, $\text{г}/\text{м}^3$		$K_{\Sigma \text{ЛОС}}, \%$
			на входе	на выходе	
1	220	$1,0 \cdot 10^4$	0,0568/0,2680	0,0055/0,0192	92,4
2	230	$1,8 \cdot 10^4$	–/0,3560	–/0,0257	92,8
3	230	$1,5 \cdot 10^4$	0,0673/0,3090	0,0059/0,0232	92,3
4	240	$2,0 \cdot 10^4$	–/0,3190	–/0,0298	90,7
5	260	$1,0 \cdot 10^4$	0,0332/0,1022	0,0128/0,0093	83,7
6	290	$1,0 \cdot 10^4$	0,0332/0,1022	0,0078/0,0054	90,3
7	250	$1,0 \cdot 10^4$	0,0987/0,5120	0,0070/0,0290	94,1
8	250	$1,0 \cdot 10^4$	0,121/0,7680	0,0053/0,0338	95,6
9	250	$1,0 \cdot 10^4$	0,233/0,9060	0,0058/0,0226	97,5
10	250	$1,0 \cdot 10^4$	0,316/1,188	0,0050/0,0188	98,42
11	250	$1,0 \cdot 10^4$	0,349/1,625	–/0,0174	99,12
12	250	$1,5 \cdot 10^4$	0,375/1,857	–/0,0473	97,88

* Числитель – этилацетата, знаменатель – этанола.

как процентное отношение изменения суммарной концентрации этанола и этилацетата при пропускании потока через катализатор ($\Sigma C_{\text{вх}} - \Sigma C_{\text{вых}}$) к суммарной концентрации на входе ($\Sigma C_{\text{вх}}$). При малых концентрациях ЛОС для достижения высокой степени превращения требуется подогрев до более высоких температур. В целом испытания позволили установить, что даже при низких суммарных концентрациях этанола и этилацетата (менее $0,2 \text{ г}/\text{м}^3$) и $v_0 = 10^4 \text{ ч}^{-1}$ конверсия ЛОС на блочном ячеистом катализаторе составляла более 90 % при $t_{\text{вх}} = 290 ^\circ\text{C}$. С повышением концентрации до $1\text{--}2 \text{ г}/\text{м}^3$ конверсия более 97 % наблюдается при $t_{\text{вх}} = 250 ^\circ\text{C}$. При испытании пилотной установки в течение $\sim 10^2 \text{ ч}$ наблюдалась стабильно высокая конверсия ЛОС. Рекомендуемые условия эксплуатации: объемная скорость потока $\sim 10^4 \text{ ч}^{-1}$, температура на входе в блочный катализатор $250\text{--}300 ^\circ\text{C}$ в зависимости от концентрации ЛОС.

Заключение

Исследовано влияние температуры на входе, концентрации окисляемых веществ и объемной скорости потока на конверсию паров ЛОС (смесь этанола с этилацетатом) в реакции каталитического окисления с использованием $\text{Pd}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ катализатора на ячеистых носителях (содержание Pd в блочном катализаторе — $3 \text{ мг}/\text{см}^3$). Проведены сравнительные испытания катализаторов на ячеистых металлических и керамических носителях в диапа-

зоне концентраций $0,5\text{--}5,0 \text{ г}/\text{м}^3$. Установлено, что высокая конверсия ($> 99 \%$) достигается: для содержания ЛОС $0,5 \text{ г}/\text{м}^3$ — при объемной скорости до $\sim 10^4 \text{ ч}^{-1}$, для содержания ЛОС $5 \text{ г}/\text{м}^3$ — при объемной скорости до $\sim 5 \cdot 10^4 \text{ ч}^{-1}$. При использовании металлического носителя наблюдалась дезактивация катализатора, сопровождающаяся образованием оксида и ацетата никеля. Изготовлена пилотная установка нейтрализации паров ЛОС для испытания блочного катализатора на ячеистом носителе (объем катализатора — $13,5 \text{ л}$). Конверсия ЛОС на установке была проверена в процессе нейтрализации вентиляционных выбросов флексографического производства.

По сравнению с традиционными гранулированными катализаторами предложенный характеризуется низкими гидравлическими потерями при высоких скоростях потока и низким содержанием активного компонента — палладия. Предложенная технология нанесения $\text{Pd}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ -катализатора на ячеистые носители проста и может быть применена в промышленных масштабах при использовании в качестве носителей серийно выпускаемых ячеистых материалов. Конструктивные принципы, опробованные на пилотной установке, могут быть использованы для создания промышленных установок очистки вентиляционных выбросов.

Литература

1. Centi G. // Journal of Molecular Catalysis: A-Chem. 2001. Vol. 173. № 1-2. P. 287.

2. Меннон П.Г., Цвинкельс М.Ф. и др. // Кинетика и катализ. 1998. Т. 39. № 5. С. 670.
3. Twigg M.V., Richardson J.T. // Industrial and Engineering Chemistry Research. 2007. Vol. 46. № 12. P. 4166.
4. Avila P., Montes M., Miro E.E. // Chemical Engineering Journal. 2005. Vol. 109. № 1-3. P. 11.
5. Ismagilov Z.R., Pushkarev V.V. et al. // Chemical Engineering Journal. 2001, Vol. 82. № 2. P.335.
6. Giani L., Groppi G., Tronconi E. // Industrial Engineering and Chemical Researches. 2005. Vol. 44. № 4. P. 4993.
7. Richardson J.T., Remue D., Hung J.-K. // Applied Catalysis: A-General. 2003. Vol. 250. № 2. P. 319.
8. Leonov A.N., Smorygo O.L., Sheleg V.K. // Reaction Kinetics and Catalysis Letters. 1997. Vol. 60. № 2. P. 259.
9. Leonov A., Romasko A. Cellular Metals: Manufacture, Properties, Applications. Berlin: MIT Publ. Verlag, 2003.
10. Smorygo O., Leonov A. et al. Proceedings of EuroPM-2001 Congress and Exhibition. Nice: France, 2001.
11. Федорченко И.М., Андриевский Р.А. Основы порошковой металлургии. Киев: Изд-во АН УССР, 1961.
12. Смoryго О.Л., Ромашко А.Н. и др. // Стекло и керамика. 2000. № 4. С. 23.
13. Рабинович В.А., Хавин З.Я. Краткий химический справочник: Изд. 2-е. Л.: Химия, 1978.
14. Леонов А.Н., Смoryго О.Л. и др. // Кинетика и катализ. 1998. Т. 39. № 5 С. 691.
15. Данилова М.М., Сабирова З.А. и др. // Кинетика и катализ. 2007. Т. 48. № 1. С. 123.
16. Ismagilov Z.R., Podyacheva O.Yu. et al. // Catal. Today. 1999. P. 411.
17. Maione A., Ruiz P. // Studies in Surface Science and Catalysis. 2006. Vol. 162. P. 681.
18. Поповский В.В., Сазонов В.А. и др. // Каталитическая очистка газов. Т. 1. Новосибирск: Институт катализа СО АН, 1981.
19. Twigg M.V., Richardson J.T. // Studies in Surface Science and Catalysis. 2006. Vol. 162. P. 135.

УДК 547.313 + 661.7 :
: 678.6 + 66.094.18

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА МИКРОСФЕРИЧЕСКОГО АЛЮМООКСИДНОГО НОСИТЕЛЯ КАТАЛИЗАТОРА ДЕГИДРИРОВАНИЯ ПАРАФИНОВ

(3) Влияние фазового состава на термическую стабильность микросферических носителей

© 2010 г. С.Р. Егорова¹,
Г.Э. Бекмухамедов¹,
А.А. Ламберов¹,
Р.Р. Гильмуллин²,
Х.Х. Гильманов²

¹ Казанский (Приволжский) федеральный университет

² ОАО «Нижнекамскнефтехим»

Введение

Термическая стабильность — одна из важнейших эксплуатационных характеристик микросферических носителей катализаторов кипящего слоя. Разрабатываемые носители и катализаторы на их основе должны

иметь устойчивые кристаллическую структуру и параметры пористой системы, неизменный гранулометрический состав и высокую стойкость к истиранию в условиях не только реакции (при 550—580 °С), но и