

УДК 547.673

К ИСТОРИИ СТАНОВЛЕНИЯ В СОВЕТСКОМ СОЮЗЕ ПЕРВОГО ПРОИЗВОДСТВА АНТРАХИНОНА

Часть 1. Разработка и внедрение промышленного производства антрахинона окислением антрацена кислородом воздуха в неподвижном слое катализатора

© 2013 г. **О.-В.Я. Полотнюк**Федеральное государственное бюджетное учреждение науки
«Институт прикладной механики» РАН, г. Москва

*Памяти Ю.Г. Шермана,
автора отечественного производства антрахинона*

Введение

Антрахинон находит широкое применение в производстве красителей, целлюлозно-бумажной промышленности, производстве перекиси водорода, лекарственных препаратов, катализаторов для химических и фотохимических реакций и т.д. Он также используется для военных нужд. Напомним читателю, что во время русско-японской войны в 1904—1905 гг. особенно тяжелыми были потери русской пехоты, так как в отличие от японских солдат, которые были одеты в зеленую униформу, что обеспечивало им хорошую маскировку в летнее время на местности, русские пехотинцы носили белые гимнастерки, которые были хорошо видны на зеленом фоне травы. Уроки той войны были учтены царским правительством. В Первую мировую войну наши военные были одеты в униформу, окрашенную в зеленый цвет красителем сернистым хаки.

После окончания Великой Отечественной войны с развитием спектроскопических методов исследования было установлено, что, снимая местность в инфракрасном спектре, легко обнаружить военных, так как спектры зеленых растений и униформы, окрашенной сернистым хаки, разные. Ткани, окрашенные красителем кубовым хаки, в который входит в качестве составляющей части антрахинон,

при инфракрасном облучении дают спектр, совпадающий со спектром хлорофилла, содержащегося в зеленых растениях.

В химической промышленности антрахинон получают двумя основными способами: синтезом по Фриделю — Крафтсу конденсацией фталевого ангидрида с бензолом в присутствии хлористого алюминия или окислением антрацена кислородом воздуха. В Советском Союзе при разработке комплекса кубового хаки предпочтение было отдано каталитическому парофазному окислению антрацена кислородом воздуха в неподвижном слое катализатора, так как по сравнению с методом Фриделя — Крафтса он имел существенно меньше побочных отходов.

Разработкой промышленного производства антрахинона парофазным окислением антрацена кислородом воздуха в неподвижном слое катализатора в СССР занимался Ю.Г. Шерман. Кстати, он был первым начальником первого цеха фталевого ангидрида, пущенного в СССР в 1934 г. [1]. После окончания Великой Отечественной войны и возвращения с фронта Ю.Г. Шерман продолжил разработку катализатора и самой технологии производства контактного антрахинона в стенах Научно-исследовательского института органических полупродуктов и красителей (НИОПиК). О том, что в разработке производства контактного антрахинона Ю.Г. Шерманом были достигнуты высокие результаты, упо-

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

минает в своей монографии выдающийся советский ученый академик Н.Н. Ворожцов-мл. [2].

О промышленном катализаторе КС-14

В результате многолетних исследований различных контактных систем для промышленного использования в процессе окисления антрацена в антрахинон был разработан катализатор КС-14. По своему составу он уникален и представляет собой смесь метаванадата калия и сульфатов железа, марганца и калия, нанесенных на пемзу.

Катализатор готовили путем смешения растворов соответствующих солей с последующим их упариванием с добавкой кусочков пемзы (зернение 5—6 мм), сушки и прокаливания при температурах 380, 500 и 700 °С. Рентгенофазовый анализ показал [3], что образцы, прокаленные при 380 °С, состоят из следующих фаз: KVO_3 , его кристаллогидрата (X_1), $FeVO_3$, K_2SO_4 , $K_3Fe(SO_4)_3$. С повышением температуры прокаливания до 500 и 700 °С фазовый состав образцов оставался неизменным, за исключением кристаллогидрата, который разлагался. Было установлено, что в системе, близкой по составу к промышленному катализатору КС-14 (содержание ванадата калия — 40—50 %), образуется сильно аморфизированная фаза, обозначенная как фаза А. Данная фаза была обнаружена в активной части катализатора КС-14. Идентификация фазы А с помощью химического и ИК-спектрального анализа [3] позволила заключить, что она представляет собой комплексное соединение пированадата железа с сульфатом калия, в котором ионы железа частично замещены ионами марганца. Фазу А можно представить как $Fe_nMn_m(V_2O_7)_3 \cdot K_2SO_4$.

Исследование устойчивости катализатора КС-14 к температуре показало, что при температурах 310—350 °С катализатор представляет собой преимущественно однофазную систему, состоящую из фазы А, при этом около 17 % общего количества ванадия находится в четырехвалентном состоянии. При температуре выше 370 °С фаза А частично разлагается с выделением сульфата калия, а ванадий находится в основном в пятивалентном состоянии.

Катализатор КС-14, который в дальнейшем использовался на промышленной установке, имел насыпную массу 0,40—0,45 кг/л, удельную площадь поверхности примерно 4,7 м²/г, размер зерен 5—7 мм. В элементе промышленного реактора (трубка диаметром 25 мм длиной 3 м) при окислении антра-

цена в антрахинон при нагрузке 22 г антрацена на 1 л катализатора при массовом соотношении воздуха к антрацену, равном 60, и температуре в зоне катализатора 350—360 °С выход продуктов реакции при полном превращении антрацена составлял (мол.%): антрахинона — 86, фталевого ангидрида — 2,5, малеинового ангидрида — 1,5 и продуктов полного окисления — 10.

Создание, пуск и освоение промышленной установки контактного антрахинона

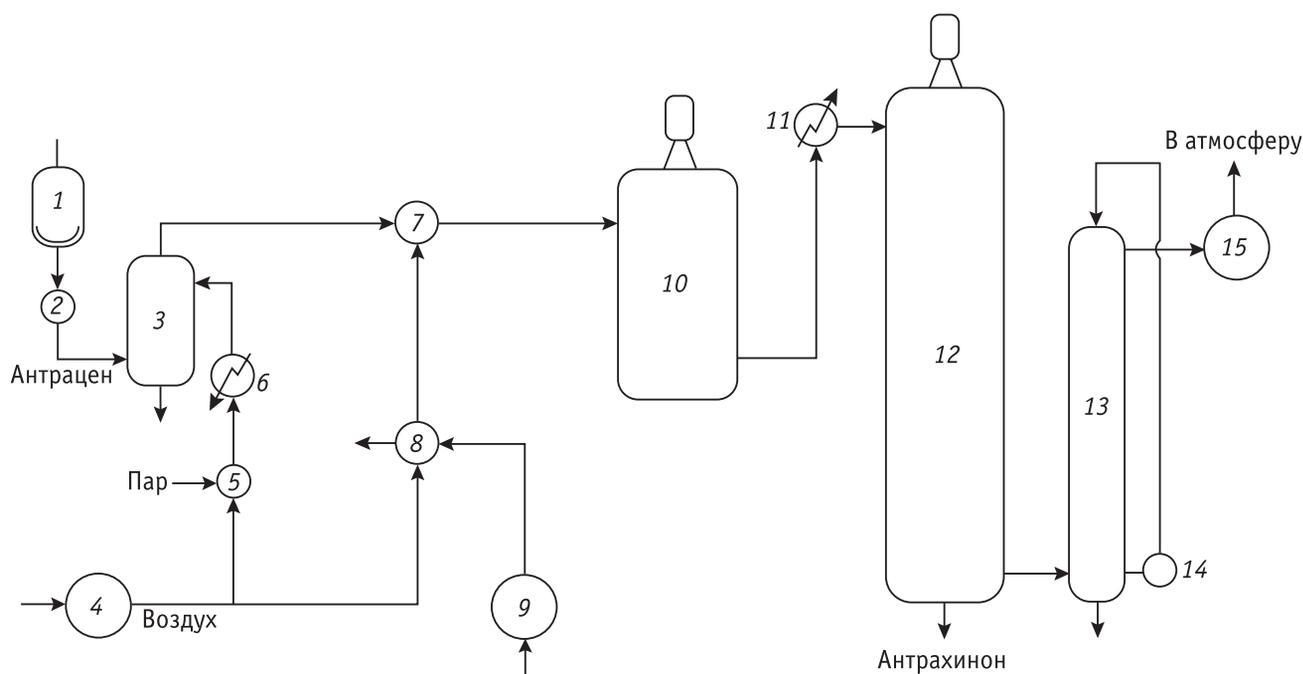
Наличие катализатора и технологии процесса окисления антрацена в антрахинон, отработанной в элементе промышленного реактора, а также опыт, приобретенный при эксплуатации первого цеха фталевого ангидрида, позволили Ю.Г. Шерману возглавить работу по проектированию промышленной установки получения антрахинона окислением антрацена в неподвижном слое катализатора.

Проект промышленной установки производительностью 3000 т антрахинона в год был выполнен проектной частью Рубежанского филиала НИОПиК. В 1964 г. на Рубежанском химическом комбинате было закончено строительство первой контактной системы из пяти намеченных к освоению в цехе № 25. К сожалению, 31 марта 1964 г. Ю.Г. Шерман из жизни ушел.

Руководством НИОПиК ввод в эксплуатацию и освоение промышленной установки контактного антрахинона было поручено автору этих строк, который долгие годы работал в группе Ю.Г. Шермана.

На рисунке представлена принципиальная схема первой промышленной установки производства контактного антрахинона окислением антрацена кислородом воздуха в неподвижном слое катализатора производительностью 600 т продукта в год.

В плавитель 1, стальной аппарат вместимостью 3200 л с рамной мешалкой (21 об./мин) и рубашкой для обогрева парами ВОТ (высококипящий органический теплоноситель), под слабым током азота загружают 900 кг антрацена и расплавляют его при температуре 230—250 °С. Расплавленный антрацен в количестве 113 кг/ч через нижний спуск плавителя насосом-дозатором 2 по обогреваемому парами ВОТ трубопроводу направляют в испаритель 3 антрацена. По мере расходования антрацена из плавителя производят загрузку антраценом второго резервного плавителя, который включают в работу после опорожнения первого плавителя.



Принципиальная схема первой промышленной установки производства контактного антрахинона окислением антрацена кислородом воздуха в неподвижном слое катализатора: 1 – плавитель; 2 – насос-дозатор; 3 – испаритель; 4 – воздуходувка; 5, 7 – смесители; 6, 8 – подогреватели; 9 – печь; 10 – контактный аппарат; 11 – теплообменник; 12 – система конденсаторов; 13 – пенный скруббер; 14 – циркуляционный насос; 15 – вентилятор

В схеме предусмотрен также второй вариант дозирования антрацена через мерники-фильтры, однако этот вариант здесь не рассматривается. Расплавленный антрацен поступает в нижнюю часть испарителя.

Воздух в количестве $18,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ подается воздуходувкой 4 в смеситель 5, где смешивается водяным паром, подаваемым в количестве $70 \text{ кг}/\text{ч}$ под давлением $0,8 \text{ атм}$. Паровоздушная смесь, пройдя подогреватель 6 обогреваемый парами ВОТ, с температурой $255\text{--}260 \text{ }^\circ\text{C}$ поступает в испаритель. Испаритель представляет собой цилиндрический стальной аппарат вместимостью 6700 л с рубашкой для обогрева парами ВОТ. Внутри испарителя установлен раструб, который образует кольцевое пространство в испарителе. Нижняя часть раструба погружена в расплавленный антрацен. Паровоздушная смесь по кольцевому пространству испарителя проходит вниз, барботирует через антрацен, насыщаясь его парами, и по центральной части испарителя направляется в смеситель 7.

Поскольку антрацен подвержен довольно сильному осмолению, испаритель периодически освобождают от осмолившегося антрацена. Последний через нижний кран испарителя спускается в гранулятор на переработку (на схеме не показан).

Одновременно в смеситель 7 поступает основная часть воздуха в количестве $5360 \text{ м}^3/\text{ч}$, нагретого в подогревателе 8 до температуры $255\text{--}260 \text{ }^\circ\text{C}$. Подогреватель 8 нагревается топочными газами, поступающими из печи 9.

Полученная в смесителе 7 антрацено-паровоздушная смесь с температурой $255\text{--}260 \text{ }^\circ\text{C}$ поступает в контактный аппарат 10, состоящий из 4200 трубок диаметром 25 мм высотой 3 м , диаметр реактора — 3000 мм . Трубки реактора заполнены катализатором на высоту 2500 мм , общий объем катализатора в реакторе — 5150 л .

В центральной части реактора установлены парогенератор типа «беличье колесо» для съема реакционного тепла и мешалка (465 об./мин), обеспечивающая перемешивание расплава солей. Расплав солей состоит из $59 \text{ мас.}\%$ нитрата калия и $41 \text{ мас.}\%$ нитрита натрия. Поступившая в контактный аппарат антрацено-паровоздушная смесь, содержащая $21\text{--}22 \text{ г}/\text{м}^3$ антрацена, проходит сверху вниз через слой катализатора. В зоне катализатора при температуре расплава солей $350\text{--}360 \text{ }^\circ\text{C}$ происходит окисление антрацена кислородом воздуха в антрахинон. Необходимо отметить, что на стабильно работающем катализаторе с установившимся состоянием состав продуктов реакции в основном соответство-

вал показателям, полученным в элементе промышленного реактора (см. выше).

В начальный период пуска контактной установки продолжительность разработки катализатора была принята 10 суток, начиная с расхода антрацена 30 кг/ч и воздуха 4300 м³/ч, в конце этого периода расход антрацена доводился до 113 кг/ч и воздуха — до 5360 м³/ч.

Антрахиноно-паровоздушная смесь на выходе из реактора поступает в теплообменник 11, где охлаждается до температуры не ниже 220 °С. Антрахиноно-паровоздушная смесь на выходе из теплообменника 11 перед поступлением в систему конденсаторов 12 разделяется на два потока. Каждый поток обслуживает пять последовательно соединенных конденсаторов. Конденсаторы представляют собой полые башни объемом по 30 м³ каждый с внешней рубашкой для охлаждения антрахиноно-паровоздушной смеси. Каждый конденсатор снабжен скребками для снятия со стенок конденсатора осевшего антрахинона. Скребки укреплены на оси и вращаются с частотой 3,3 об./мин.

Температурный режим в конденсаторах был принят следующим: в первой паре конденсаторов по ходу антрахиноно-паровоздушной смеси — 160—170 °С, во второй паре — 155—160 °С, в третьей паре — 145—150 °С, в четвертой паре — 130—135 °С и в последней, пятой, паре реакционные газы охлаждались до 100 °С. Первая и вторая пары, а также четвертая и пятая пары конденсаторов охлаждались путем подачи в рубашки конденсаторов воздуха, третья пара конденсаторов охлаждалась путем подачи в рубашки конденсаторов водяного пара под давлением 6 атм. Осевший на дно конденсаторов антрахинон эвакуировался в отделение упаковки (на схеме не показано).

Из последних конденсаторов контактные газы, содержащие несконденсировавшийся антрахинон, фталевый и малеиновый ангидриды, а также непрореагировавший антрацен, поступают на очистку в пенный скруббер 13, представляющий собой цилиндрический аппарат из нержавеющей стали диаметром 1300 мм и высотой 4340 мм. Контактные газы в скруббере орошаются водой с помощью циркуляционного насоса. Очищенные в скруббере газы хвостовым вентилятором выбрасываются в атмосферу, а образующаяся в скруббере суспензия направляется на фильтрацию. Осадок с барабанных фильтров идет на сжигание, а фильтрат — на выделение фталевого ангидрида.

Первый пуск установки контактного антрахинона был произведен 2 июля 1965 г. Спустя 10 суток система была выведена на проектную нагрузку 600 т/год.

На стабильно работающем катализаторе с установившимся состоянием выход антрахинона в расчете на товарный продукт составил 80 мол.%, а расходная норма 93 %-ного антрацена на 1 т антрахинона была равна 1,15 т. Из сопоставления выхода антрахинона по стадии контактирования (около 85,58 мол.%) и выхода, полученного на стадии упаковки последнего, можно сделать вывод, что на стадии улавливания продукта в системе конденсаторов отмечается достаточно большой проскок товарного антрахинона.

В ходе освоения установки накапливался производственный опыт эксплуатации первого в Советском Союзе производства контактного антрахинона. Укажем лишь на некоторые узлы установки, которые претерпели изменения. Так, вместо пенного скруббера по предложению заместителя главного инженера Окса Л.И. был установлен циклонный пенный аппарат, показавший высокую эффективность очистки абгазов от различных примесей.

В отделении приготовления катализатора возникла необходимость замены размольного устройства пемзы, из которой готовили носитель для катализатора. Согласно проекту размольное устройство представляло собой цапфы, которые при размоле пемзы вместо ожидаемых кусочков давали иглоподобные зерна, использование которых для приготовления катализатора исключалось, что ставило под угрозу пуск производства. Проблема была оперативно решена. Применение ударно-дисковой мельницы (дисмембратора) позволило получать носитель необходимых формы и размеров.

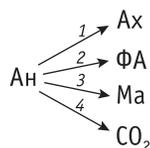
В целом успешный опыт освоения производства контактного антрахинона показал, что его создатели в основном правильно оценили возможности предложенной промышленной установки. Наряду с освоением промышленной установки параллельно в НИОПиК велись исследования по изучению физико-химических свойств промышленного катализатора КС-14, изучению кинетики процесса окисления антрацена, моделированию химического реактора с целью выдачи данных для проектирования реактора уже существенно большей производительностью — 5000 т продукта в год [3—9].

Разработка крупнотоннажного реактора

Для проведения математического моделирования крупнотоннажного реактора с неподвижным слоем катализатора была использована кинетическая модель процесса окисления антрацена, полученная в [9].

Кинетика процесса окисления антрацена была исследована в широком диапазоне реакционных условий: температур 310–420 °С, начальных концентраций кислорода 5,0–20,95 об.% и антрацена $(3,0 \div 30,0) \cdot 10^{-5}$ мол/л, степеней превращения последнего 0,05–0,95. Было установлено, что в указанных условиях реакция на промышленном катализаторе КС-14 протекает в кинетической области. Стабильность работы катализатора периодически проверялась контрольными опытами. Исследование кинетики проводилось на проточно-циркуляционной установке с реактором конструкции Г.П. Корнейчука.

Остановимся на основных результатах исследования кинетики окисления антрацена. Окисление антрацена протекает по схеме параллельных реакций:



где АН — антрацен; Ах — антрахинон; ФА — фталевый ангидрид; Ма — малеиновый ангидрид; CO₂ — продукты полного окисления антрацена.

Из кинетических данных следует, что можно выделить две температурные области протекания реакции, в которых кинетические закономерности окисления различны: 310–350 °С и 370–420 °С. Эти различия, очевидно, связаны с изменениями фазового и валентного состояния активного компонента катализатора КС-14 при переходе из одной температурной области в другую. Для температурной области 310–350 °С по направлениям 1–4 (см. схему) были выведены следующие кинетические уравнения:

$$W_1 = K_1 \frac{C_A^{2,2}}{(C_A + aC_x)^2}, \quad (1)$$

$$W_{2,3,4} = K_{2,3,4} \frac{C_A^{1,2}}{C_A + aC_x}, \quad (2)$$

Здесь K_1 и $K_{2,3,4}$ — константы скорости реакции по отдельным направлениям; C_A — концентрация антрацена; C_x — концентрация антрахинона; a — абсорбционный коэффициент.

Для температурной области 370–420 °С кинетические уравнения по направлениям 1–4 (см. схему) имеют следующий вид:

$$W_1 = K_1 \sqrt{C_A}, \quad (3)$$

$$W_{2,3} = K_{2,3}^0 - \frac{K_{2,3}}{\sqrt{C_A}}, \quad (4)$$

$$W_4 = K_4^0 + K_4 \sqrt{C_A}. \quad (5)$$

При выводе этих уравнений принималось, что катализатор КС-14 при высокой температуре (выше 370 °С) представляет собой двухфазную систему, и ванадий находится преимущественно в пятивалентном состоянии. При этом предполагалось, что на поверхности катализатора могут существовать активные центры, различные по своей химической природе. Поэтому в уравнениях (3)–(5) присутствуют константы скорости K_1 , $K_{2,3,4}^0$ и $K_{2,3,4}$, ответственные за протекание соответствующих реакций на различных центрах катализатора по направлениям 1–4 (см. схему).

Удовлетворительное совпадение скоростей реакций, полученных в эксперименте, с вычисленными по уравнениям (1)–(2) и (3)–(5) соответственно для каждой температурной области (относительная ошибка не выходила за пределы $\pm(10-15)$ % для скорости образования антрахинона и $\pm(20-25)$ % для скорости образования побочных продуктов) позволило использовать эти уравнения для моделирования крупнотоннажного реактора с неподвижным слоем катализатора. Последнее было проведено в Институте катализа СО АН СССР [9].

При моделировании реактора с неподвижным слоем катализатора принята квазигомогенная модель как для сферических частиц катализатора, так и для всего слоя. Описание процесса в зерне катализатора в безразмерной форме имеет вид:

$$\frac{d^2x}{d\rho^2} + \frac{2}{\rho} \frac{dx}{d\rho} = \phi^2 F(x), \quad (6)$$

граничные условия:

$$\text{при } \rho = 0 \quad (dx/x\rho) = 0,$$

$$\text{при } \rho = 1 \quad x = x_{\text{п}},$$

где x — концентрация; ρ — радиус зерна; ϕ — критерий Тиле.

Описание процесса в слое катализатора имеет вид:

$$D_i \left(\frac{\partial^2 C_i}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_i}{\partial r} \right) - V \frac{\partial C_i}{\partial l} - \omega_i(C, T) = 0, \quad (7)$$

$$\lambda \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) - VC_p \frac{\partial T}{\partial l} + \sum Q_j W_j(C, T) = 0, \quad (8)$$

начальные условия:

$$\text{при } l = 0 \quad C_i = C_{i0}, T = T_0,$$

граничные условия:

$$\text{при } r = R_0, \quad \frac{\partial C_i}{\partial r} = 0, \quad \lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right) = \alpha_{\text{ст}} (T - T_x),$$

где D_i — коэффициент диффузии i -го компонента, $\text{см}^2/\text{с}$; C_i — концентрация i -го компонента, моль/л ; V — линейная скорость потока, м/с ; λ — коэффициент теплопроводности, $\text{ккал}/(\text{н. м}^3 \cdot \text{градус})$; T — температура, К ; $W_i(C, T)$ — скорость химического превращения i -го компонента, $\text{моль}/(\text{г} \cdot \text{ч})$; $W_j(C, T)$ — скорость j -й реакции, $\text{моль}/(\text{г} \cdot \text{ч})$; Q_j — тепловой эффект j -той реакции, ккал/моль ; l и r — текущие длина и радиус трубки соответственно, м ; T, T_0, T_x — температура текущая, начальная и хладагента соответственно, К ; $\alpha_{\text{ст}}$ — общий коэффициент теплопередачи через стенку трубки от слоя к охлаждающей среде, $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{градус})$.

Теоретическая оптимизация процесса показала, что максимальная температура в слое катализатора наиболее чувствительна к изменению концентрации антрацена: так, ее отклонение от заданной на 10 % приводит к отклонению максимальной температуры на 3 градуса. К остальным параметрам процесса (диаметру трубки, температуре холодильника и др.) параметрическая чувствительность невелика.

В результате моделирования крупнотоннажного реактора окисления антрацена было установлено, что диаметр трубки может быть принят 40 мм вместо используемых 25 мм, что позволяет существенно уменьшить число трубок: для реактора производительностью 5 000 т продукта в год — с 35 200 (при диаметре 25 мм) до 13 700 трубок. Кроме того, оптимизация процесса показала, что выход антрахинона в реакторе на катализаторе КС-14 может быть увеличен на 2 мол. %.

Заключение

Многолетний опыт эксплуатации установки производства антрахинона каталитическим окис-

лением антрацена и полученные технологические показатели: выход антрахинона 86 мол. % по стадии контактирования и 80 мол. % по товарному продукту при проектной нагрузке 113 кг/ч антрацена — подтвердил правильность решений, заложенных в созданную технологическую схему производства контактного антрахинона.

Параллельно с освоением каталитического производства антрахинона в НИОПиК были продолжены исследования с целью дальнейшего совершенствования промышленного метода его получения.

Изучен фазовый состав катализатора КС-14. Показано, что аморфизированная фаза А ответственна за каталитическую эффективность катализатора, однако при температуре выше 370 °С она частично разлагается с выделением фазы K_2SO_4 . При этом установлено, что при температуре ниже 370 °С примерно 17 % ванадия находится в четырехвалентном состоянии, а при более высокой температуре — исключительно в пятивалентном состоянии. Найдено, что кинетика процесса окисления антрацена при температуре ниже 370 °С и выше указанной температуры различна.

Полученные кинетические уравнения процесса окисления антрацена были использованы Институтом катализа СО АН СССР для математического моделирования крупнотоннажного реактора (производительностью 5000 т/год) производства антрахинона окислением антрацена в неподвижном слое катализатора. Согласно результатам моделирования в крупнотоннажном реакторе могут быть применены трубки диаметром 40 мм против используемых в промышленности 25 мм, что приводит к общему уменьшению числа трубок в 2,6 раза, а выход целевого продукта на действующем катализаторе увеличен на 2 мол. %.

Руководство Министерства химической промышленности (МХП) уделяло большое внимание планам развития производства антрахинона в стране. По решению руководства МХП на РПО «Краситель» были проведены сравнительные испытания двух промышленных методов производства антрахинона — в неподвижном и кипящем слоях катализатора. Выбор был сделан в пользу неподвижного слоя. Однако в связи с распадом СССР все работы были остановлены, а в 2007 г. по финансовым соображениям производство антрахинона (600 т в год) с неподвижным слоем катализатора на РПО «Краситель» было ликвидировано. В настоящее время в странах СНГ производство антрахинона контактным методом не существует.

Результаты работы по производству антрахинона в кипящем слое будут опубликованы во второй части статьи в журнале «Катализ в промышленности».

Литература

1. *Полотнюк О.-В.Я.* Аэродинамические аспекты повышения эффективности технологических процессов. Современные проблемы механики гетерогенных сред, Сборник трудов конференции к 15-летию основания. М.: ИПРИМ РАН. 2005. Т. II. С. 236—242.
2. *Ворожцов Н.Н.* Основы синтеза промежуточных продуктов и красителей, М.: Госхимиздат. 1955. С. 633.
3. *Куршева Г.А., Полотнюк О.Я., Коньшева Л.И., Ежкова З.И., Зайцев Б.Е.* Кинетика и катализ. 13. 459 (1972).
4. *Шерман Ю.Г., Широков И.И.* и др. А.с. 170470 (1956); Бюлл. изобр. № 9, 17 (1965).
5. *Куршева Г.А., Полотнюк О.Я., Широков И.И.* Исследование активности компонентов катализатора окисления антрацена. Анилинокрасочная промышленность. В. 1. 29—33 (1970).
6. *Куршева Г.А., Полотнюк О.Я., Нефедов В.А.* Анилинокрасочная промышленность (НИОПиК). В. 2. 11 (1966).
7. *Кудрявцева Г.А., Полотнюк О.Я.* Анилинокрасочная промышленность (НИОПиК). В. 1. 10 (1973).
8. *Кудрявцева Г.А., Полотнюк О.Я.* Анилинокрасочная промышленность (НИОПиК). В. 1. 18 (1973).
9. *Кудрявцева Г.А.* Изучение парофазного каталитического окисления антрацена в антрахинон. Дис. ... канд. хим. наук. 1974.

УДК 602.3 : 633/635

ПРИМЕНЕНИЕ ТЕХНОЛОГИИ «ФЬЮЖН» ДЛЯ СОЗДАНИЯ ВЫСОКОЭФФЕКТИВНЫХ БИОКАТАЛИЗАТОРОВ НА ОСНОВЕ РЕКОМБИНАНТНЫХ ШТАММОВ ГРИБА *PENICILLIUM VERRUCULOSUM* ДЛЯ КОНВЕРСИИ ЦЕЛЛЮЛОЗОСОДЕРЖАЩЕЙ БИОМАССЫ

© 2013 г. **О.В. Проскурина**¹,
О.Г. Короткова²,
А.М. Рожкова², **В.Ю. Матыс**³,
А.В. Кошелев³, **О.Н. Окунев**³,
В.А. Немашкалов³,
О.А. Сеницына¹,
А.П. Сеницын^{1,2}

¹ Московский государственный университет им. М.В. Ломоносова

² Федеральное государственное бюджетное учреждение науки
Институт биохимии им. А.Н. Баха РАН, г. Москва

³ Федеральное государственное бюджетное учреждение науки
Институт биохимии и физиологии микроорганизмов
им. Г.К. Скрябина РАН, г. Пущино

Введение

Россия обладает богатейшими в мире запасами леса, в больших объемах ведется лесозаготовка и деревообработка (в 2012 г. объем лесозаготовок в России составил 169 млрд. м³). На лесосеках и производственных площадях скапливается большое количество отходов — опилок, веток, неделовой дре-

весины; общий объем древесных отходов в 2012 г. составил 75 млн. т [1]. Поэтому разработка эффективных способов использования древесной биомассы и отходов ее переработки является одной из наиболее приоритетных задач современной биотехнологии. Создаваемые в настоящее время технологии ис-