

КИНЕТИКА РАСПАДА ОЗОНА В РЕАКТОРЕ ДЛЯ РАЗЛОЖЕНИЯ ШИН

*В.И. Голота, О.В. Мануйленко¹, Г.В. Таран, А.С. Письменецкий, А.А. Замуриев,
В.А. Беницкая, Ю.В. Доценко*

*Национальный научный центр «Харьковский физико-технический институт»,
Харьков, Украина*

¹E-mail: ovm@kift.kharkov.ua

Приведены результаты теоретического и экспериментального исследований кинетики распада озона в химическом реакторе, который разработан для разложения шин в озono-воздушной среде. Получено аналитическое выражение для зависимости концентрации озона в реакторе от времени и от параметров задачи таких, как объемная скорость подачи озono-воздушной смеси на вход реактора, концентрация озона на входе в реактор, объемная скорость вывода отработавшей смеси, объем реактора, площадь его внутренней поверхности. Показано, что при одной и той же скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор, с ростом концентрации озона на входе значение стационарной концентрации в реакторе растет, оставаясь всегда меньше концентрации на входе. Показано также, что при одной и той же концентрации озона на входе, с ростом скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор значение стационарной концентрации озона в реакторе также растет, оставаясь всегда меньше концентрации озона на входе. Экспериментально изучена кинетика распада озона в реакторе в широком диапазоне скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор (0.15, 0.30, 0.45, 0.60 м³/ч) и различных концентраций озона на входе (5, 10, 15, 20 г/м³). Показано, что экспериментальные результаты с хорошей точностью совпадают с теоретическими. Прямым экспериментом продемонстрировано существенное влияние внутренней поверхности реактора на кинетику распада озона.

1. ВВЕДЕНИЕ

В данной работе исследована кинетика распада озона – экологически чистого окислителя в химическом реакторе, предназначенном для деструкции изношенных шин. Озон синтезировался в безбарьерных озонаторах на стримерном разряде [1, 2]. Основные компоненты озонаторов – плазмохимические реакторы (ПХР) и высоковольтные источники питания. Синтез озона в безбарьерных ПХР может осуществляться как при подаче на электродную систему постоянного высокого напряжения, так и импульсного периодического высокого напряжения.

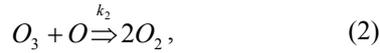
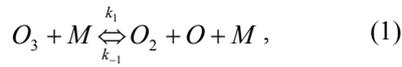
Положительное влияние на энергетическую эффективность синтеза озона в безбарьерных ПХР при использовании импульсного напряжения субнаносекундного и микросекундного диапазонов обусловлено возможностью создания в разрядном промежутке повышенных значений редуцированной напряженности электрического поля E/N (100...200 Td). При этом необходимо предотвратить переход разряда в искровую стадию. При питании ПХР от высоковольтного источника постоянного тока, при постоянном наличии высокого напряжения на разрядном промежутке, ионный ток вносит существенный вклад в нагрев газа в стримерных каналах, что приводит к снижению плотности газа в канале, повышению степени ионизации газа и, как следствие, к преждевременному искровому пробою газа. Однако, если учесть, что тлеющий разряд в газе состоит из большого количества отдельных очень коротких во времени стримеров и именно в них происходят основные диссоциативные процессы, можно предположить, что при использовании высоковольтных импульсов с длительностью импульса напряжения, приблизительно равной длительности импульсов

тока в разряде, возможно зажигание разряда с высоким уровнем перенапряжения в разрядном промежутке. Для реализации такого режима работы ПХР фронт импульса напряжения должен быть достаточно крутым, чтобы осуществить быструю ионизацию газа, а частота повторения импульсов должна быть меньше времени рассасывания объемного заряда в разрядном промежутке. Поэтому современные безбарьерные озонаторы, разработанные в Институте плазменной электроники и новых методов ускорения ННЦ ХФТИ НАН Украины и работающие при атмосферном давлении, имеют оптимальную для создания объемного тлеющего разряда электродную систему и питаются от источников высоковольтных импульсов длительностью 0,5...1 мкс, при частоте подачи импульсов 10...20 кГц, с КПД источника порядка 90...95%.

2. ТЕОРИЯ

Подробное исследование кинетики термического разложения озона, разбавленного кислородом, в интервале температур от 70 до 170°C, при давлениях от 30 до 760 Торр дано в [3]. Оказалось, что для сильно концентрированного (до 95% O₃, при давлениях до 100 Торр) и сильно разбавленного кислородом озона удовлетворительно выполняется 2-й порядок реакций по концентрации озона. Для средних же концентраций озона в кислороде скорость распада последнего имеет порядок реакции по концентрации озона между 1 и 2. В [4-6] приведены результаты исследования кинетики распада озона не только в кислороде, но и в других газах, в частности, в N₂, CO₂, He, Ar, H₂O, N₂O и др.

В настоящее время общепринятым механизмом распада O₃ является следующий [6]:



где в (1): $M = \{O_2, N_2, CO_2, He, Ar, H_2O, N_2O\}$; k_1 – константа скорости прямой реакции; k_{-1} – константа скорости обратной реакции; в (2): k_2 – константа скорости реакции. Прямая реакция в (1) представляет мономолекулярный распад озона. Она сама по себе не является элементарным актом, а состоит из многоступенчатого процесса активации и разложения возбужденной молекулы через активированный комплекс. Обратная реакция также не элементарна. Она протекает в виде двух бимолекулярных стадий: образования возбужденного озона с последующей его релаксацией. Реакция (2) экзотермична. Избыток энергии распределен по колебательным степеням свободы молекулы кислорода. Обычно колебательно-возбужденный кислород релаксирует в основное состояние. Однако существуют условия, когда константа k_2 резко возрастает [7].

Следует отметить, что константы k_1 и k_{-1} для различных газов-разбавителей разные. Удобно выделить их эффективность множителем, введенным в эти константы. Эффективность ξ показывает, во сколько раз соответствующая константа изменяется, если один газ-разбавитель заменить на другой при прочих равных условиях. В [4, 6] приведены следующие значения для эффективностей: $\xi = 1,0(O_3)$; $0,44(O_2)$; $0,41(N_2)$; $1,06(CO_2)$; $0,34(He)$; $0,26(Ar)$; $2,2(SF_6)$; $0,96(N_2O)$; $3,9(H_2O)$.

Используя метод стационарных концентраций, несложно получить уравнение для скорости разложения озона:

$$\frac{d}{dt}[O_3] = -\frac{2k_1k_2M}{k_{-1}M[O_2] + k_2[O_3]}[O_3]^2. \quad (3)$$

Из (3) видно, что в общем случае распад O_3 описывается переменным порядком от 1- до 2-го в зависимости от параметров эксперимента, причем, если $k_2[O_3] \gg k_{-1}M[O_2]$, то реакция распада озона становится реакцией первого порядка. В [6, 8] приведен ряд экспериментальных результатов, которые показывают, что распад озона лучше описывается кинетикой 1-го порядка.

Влияние поверхности реактора на распад озона является трудно контролируемым фактором. Так, например, «свежая» кварцевая поверхность достаточно активно разлагает озон, но с течением времени становится относительно инертной, что приводит к необходимости специальной «тренировки» поверхности реактора при изучении кинетики распада [6]. Трудно контролируемые в наших экспериментах по разложению шин с помощью озона факторы, такие как загрязненная окисляющаяся металлическая поверхность реактора, переменная влажность и др., а также отсутствие надежных данных о взаимодействии озона с поверхностью различных твердых тел (различные марки стали, резина) приводят к необхо-

димости экспериментального исследования кинетики разложения озона при прокачке озono-воздушной смеси через пустой реактор, а также реактор, в который помещены обрабатываемые объекты.

Химический реактор для разложения шин в озono-воздушной среде представляет собой цилиндрическую камеру из оцинкованной стали объемом $V=0.3 \text{ м}^3$, в который от озонатора (см. [2]) с объемной скоростью U^{in} подается озono-воздушная смесь с концентрацией озона C^{in} . Вывод отработавшей смеси осуществляется со скоростью U^{out} в окружающее пространство. В результате распада озона в объеме на стенках реактора и вывода озono-воздушной смеси из реактора в последнем устанавливается зависящая от времени концентрация озона C . Полагая, что распад озона в объеме описывается кинетикой первого порядка с константой скорости k_V , для числа частиц, распавшихся за время Δt ,

получим $\Delta N^V = k_V \left(C + \frac{U^{in} \Delta t C^{in}}{V} \right) V \Delta t$. Второе слагае-

мое в скобках представляет собой число частиц, которые вносятся в реактор за время Δt . Им можно пренебречь, так как оно имеет более высокий порядок малости по сравнению с C . Полагая, что распад на стенке пропорционален потоку молекул озона на стенки реактора $\Gamma = \alpha \left(C + \frac{U^{in} \Delta t C^{in}}{V} \right) v_T$,

(где v_T – скорость молекул озона; α – геометрический фактор, учитывающий геометрию реактора – цилиндр, куб и т.п., для числа частиц, распавшихся за время Δt на стенках), получим

$$\Delta N^W = \alpha \gamma \left(C + \frac{U^{in} \Delta t C^{in}}{V} \right) v_T S \Delta t,$$

где γ – вероятность распада молекулы озона на стенке, S – площадь внутренней поверхности реактора. Число молекул озона, которые вносятся и выносятся с озono-воздушной смесью за время Δt , соответственно равно:

$$\Delta N^{in} = U^{in} \Delta t C^{in}, \quad \Delta N^{out} = U^{out} \Delta t \left(C + \frac{U^{in} \Delta t C^{in}}{V} \right).$$

Изменение числа частиц в реакторе за время Δt : $\Delta N = \Delta N^{in} - \Delta N^{out} - \Delta N^V - \Delta N^W$. Откуда получаем уравнение для изменения концентрации озона в камере:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{U^{in} C^{in}}{V} - \left(\frac{U^{out}}{V} + k \right) C, \quad (4)$$

где $k = k_V + k_W$, $k_W = \alpha \gamma v_T \frac{S}{V}$. Полагая, что в начальный момент времени концентрация озона в реакторе равна нулю $C(t=0) = 0$, получаем

$$C(t) = \frac{U^{in} C^{in}}{U^{out} + kV} \left\{ 1 - \exp \left[- \left(\frac{U^{out}}{V} + k \right) t \right] \right\}. \quad (5)$$

При $t \rightarrow \infty$ для стационарной концентрации, получаем

$$C^{ss} = \frac{U^{in} C^{in}}{U^{out} + kV}. \quad (6)$$

В другом предельном случае при $\left(\frac{U}{V} + k\right)t \ll 1$

получаем линейную зависимость концентрации озона от времени

$$C(t) = \frac{UC^{in}}{V}t, \quad (7)$$

что соответствует начальной стадии заполнения рабочей камеры (Рис.1-4).

3. ЭКСПЕРИМЕНТ

В наших экспериментах $U^{in} = U^{out} \equiv U$. В этом случае, как следует из (6), при одной и той же скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор U , с ростом концентрации озона на входе C^{in} значение стационарной концентрации C^{ss} в реакторе растет, оставаясь всегда меньше концентрации на входе. Кроме того, как следует из (6), при одной и той же концентрации озона на входе, с ростом скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор, значение стационарной концентрации C^{ss} в реакторе также растет, оставаясь всегда меньше концентрации озона на входе.

На Рис.1 приведено изменение концентрации озона $C(t)$ в реакторе при различных концентрациях озона на входе в реактор $C^{in} = \{5, 10, 15, 20\}$ г/м³, измеренное при скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.15$ м³/ч. Время замещения $\tau = \frac{V}{U} = 2$ ч. Видно,

что при $t \propto (2...3)\tau$ концентрация $C(t)$ приближается к стационарной C^{ss} . Как следует из Рис.1, при одной и той же скорости прокачки U озono-воздушной смеси через реактор, с ростом концентрации озона на входе C^{in} значение стационарной концентрации C^{ss} в реакторе растет, оставаясь всегда меньше концентрации на входе, что совпадает с результатами теоретических оценок, приведенных выше.

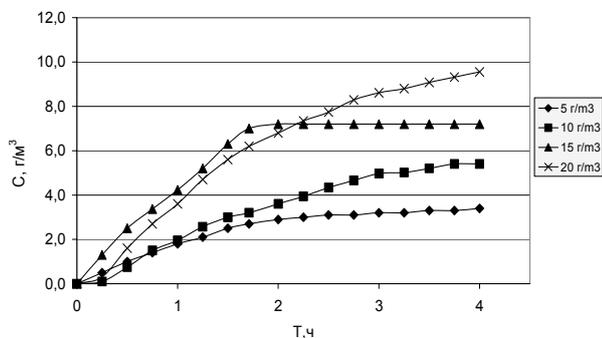


Рис.1. Изменение концентрации озона в реакторе для разложения шин при различных концентрациях озона на входе в реактор (5, 10, 15, 20 г/м³) в зависимости от времени. Объем реактора $V=0.3$ м³.

По оси абсцисс – время, ч. По оси ординат – концентрация озона, г/м³. Скорость прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.15$ м³/ч

На Рис.2 приведено изменение концентрации озона $C(t)$ в реакторе для разложения шин при различных концентрациях озона на входе $C^{in} = \{5, 10, 15, 20\}$ г/м³, измеренное при скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U = 0.30$ м³/ч. Время замещения в этом случае $\tau = 1$ ч. Видно, что при $t \propto (2...3)\tau$ концентрация $C(t) \approx C^{ss}$. Как следует из Рис.2, при одной и той же скорости прокачки U озono-воздушной смеси через реактор, с ростом концентрации озона на входе C^{in} значение C^{ss} растет, оставаясь меньше C^{in} , что соответствует результатам теоретических оценок.

На Рис.3 показано изменение концентрации озона $C(t)$ со временем в реакторе, при концентрациях озона на входе $C^{in} = \{5, 10, 15, 20\}$ г/м³, измеренное при скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.45$ м³/ч. Время замещения в этом случае $\tau = 2/3$ ч. Видно, что при $t \propto (2...3)\tau$ концентрация $C(t) \approx C^{ss}$. Как видно из Рис.3, при $U = const$, с ростом C^{in} значение C^{ss} растет, оставаясь всегда меньше C^{in} .

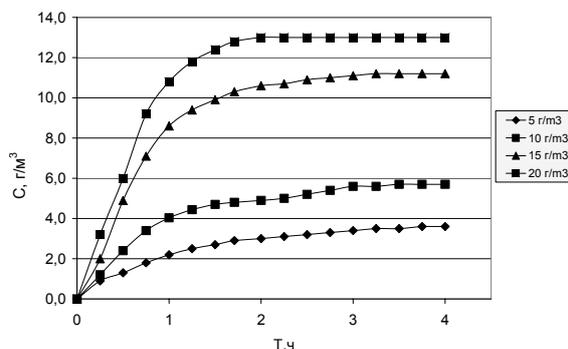


Рис.2. Изменение концентрации озона в реакторе для разложения шин при различных концентрациях озона на вход в реактор (5, 10, 15, 20 г/м³) в зависимости от времени. Объем реактора $V=0.3$ м³.

По оси абсцисс – время, ч. По оси ординат – концентрация озона, г/м³. Скорость прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.30$ м³/ч

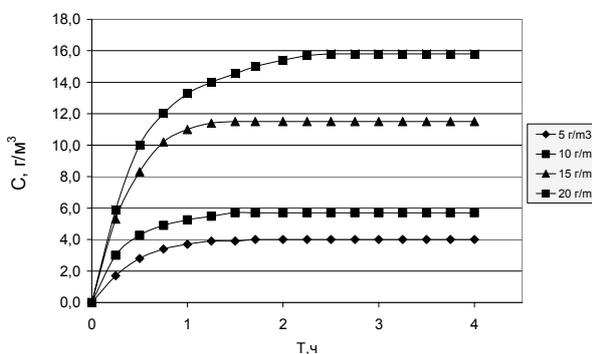


Рис.3. Изменение концентрации озона в реакторе для разложения шин при различных концентрациях озона на вход в реактор (5, 10, 15, 20 г/м³) в зависимости от времени. Объем реактора $V=0.3$ м³.

По оси абсцисс – время, ч. По оси ординат – концентрация озона, г/м³. Скорость прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.45$ м³/ч

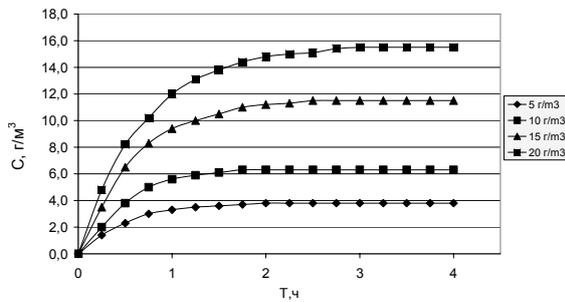


Рис.4. Изменение концентрации озона в реакторе для разложения шин при различных концентрациях озона на вход в реактор (5, 10, 15, 20 г/м³) в зависимости от времени. Объем реактора $V=0.3 \text{ м}^3$.

По оси абсцисс – время, ч. По оси ординат – концентрация озона, г/м³. Скорость прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.60 \text{ м}^3/\text{ч}$

На Рис.4 приведены кинетические кривые, аналогичные показанным на Рис.1-3, за исключением того, что скорость прокачки озono-воздушной смеси через реактор увеличена до $U=0.6 \text{ м}^3/\text{ч}$. Время замещения $\tau=1/2 \text{ ч}$. Видно, что при $t \propto (2 \dots 3)\tau$ $C(t) \approx C^{ss}$, кроме того, и в этом случае при $U = const$, с ростом C^{in} значение C^{ss} растет, оставаясь меньше C^{in} , что согласуется с теорией.

Как видно на Рис.1-4, стационарные концентрации C^{ss} растут с ростом скорости прокачки U при $C^{in} = const$, что также совпадает с выводами теории.

На Рис.5 представлены константы скорости распада озона k , умноженные на объем реактора V , в зависимости от скорости прокачки U озono-воздушной смеси через реактор для различных концентраций озона на входе C^{in} , полученные из кинетических кривых, приведенных на Рис.1-4, и выражения (6), из которого следует

$$kV = U \left(\frac{C^{in}}{C^{ss}} - 1 \right). \quad (8)$$

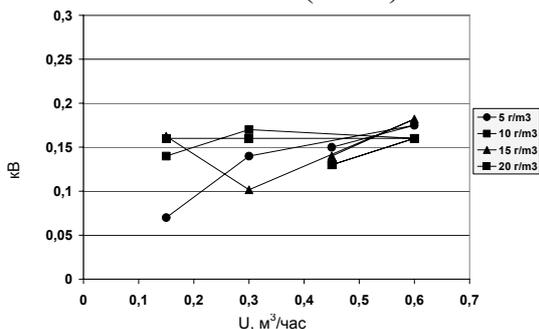


Рис.5. Константа скорости распада озона k , умноженная на объем реактора для разложения шин $V, \text{ м}^3$, при различных концентрациях озона на вход в реактор (5, 10, 15, 20 г/м³) в зависимости от скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U, \text{ м}^3/\text{ч}$. Объем реактора $V=0.3 \text{ м}^3$

Разброс в константах скорости распада озона, особенно при малых скоростях прокачки, объясняется, по-видимому, влиянием трудно контролируемых факторов, таких как состояние внутренней поверхности реактора для разложения шин. Как видно на Рис.1, кривые, представленные на нем, плохо аппроксимируются выражением (5), что отразилось на численном значении kV для $U = 0.15 \text{ м}^3/\text{ч}$. Для

кинетических кривых, приведенных на Рис.2-4, выражение (5) является достаточно хорошей аппроксимацией. Следует отметить, однако, что даже в худшем случае ($C^{in} = 5 \text{ г/м}^3$, $U = 0.15 \text{ м}^3/\text{ч}$) константа скорости распада озона отличается от средней не более чем в 2 раза.

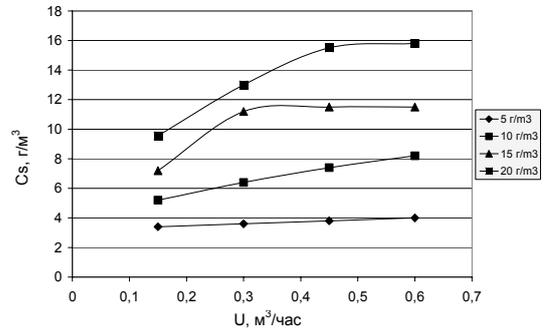


Рис.6. Стационарная концентрация озона в реакторе в зависимости от скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор при различных концентрациях озона на вход в реактор (5, 10, 15, 20 г/м³). Объем реактора $V=0.3 \text{ м}^3$

На Рис.6 приведены экспериментальные зависимости стационарных концентраций озона в реакторе C^{ss} от скорости прокачки озono-воздушной смеси при различных концентрациях озона на входе. Согласно (6), при малых скоростях прокачки $\frac{U}{kV} \ll 1$ - это прямая линия, проходящая через начало координат, при больших скоростях прокачки $\frac{U}{kV} \gg 1$,

выражение (6) стремится к стационарному значению, равному C^{in} . Кроме того, с ростом C^{in} , при одинаковых скоростях прокачки U , значение стационарной концентрации растет, оставаясь всегда меньше C^{in} . Как видно из Рис.6, выражение (6) с хорошей точностью описывает экспериментальные результаты.

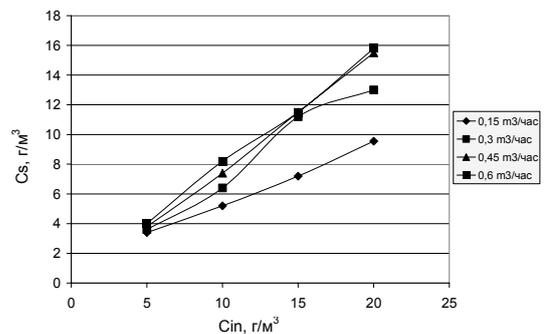


Рис.7. Стационарная концентрация озона в реакторе в зависимости от концентрации озона на вход в реактор, при различных скоростях прокачки озono-воздушной смеси через реактор (0.15, 0.30, 0.45, 0.60 м³/ч). Объем реактора $V=0.3 \text{ м}^3$

На Рис.7 приведены экспериментальные зависимости стационарных концентраций озона в реакторе C^{ss} как функции концентраций озона на входе в реактор C^{in} при различных скоростях прокачки озono-воздушной смеси через реактор. Согласно (6), при $U = const$, это прямая линия, проходящая через начало координат. Угол наклона α определяется выражением $\text{tg}(\alpha) = \frac{U}{U + kV}$, т.е. $\text{tg}(\alpha) \rightarrow 1$ при

$U \rightarrow \infty$. Что означает, что $C^{ss} \rightarrow C^{in}$ при $U \rightarrow \infty$. При одинаковых концентрациях озона на входе C^{in} , большим скоростям прокачки U соответствуют большие значения установившейся в реакторе стационарной концентрации озона C^{ss} , причем эта концентрация всегда меньше C^{in} . Как видно на Рис.7, выражение (6) с хорошей точностью описывает экспериментальные результаты.

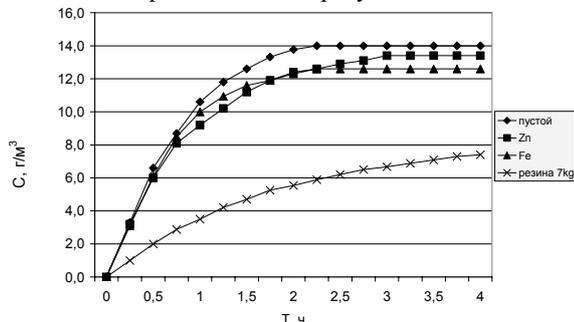


Рис.8. Изменение концентрации озона в реакторе для разложения шин в зависимости от времени; а – пустой реактор; б – в реактор помещен лист оцинкованного железа площадью 1.7 м^2 ; в – в реактор помещен лист железа площадью 1.47 м^2 ; г – в реактор помещена резиновая крошка, 7 кг . Объем реактора $V=0.3 \text{ м}^3$. По оси абсцисс – время, ч. По оси ординат – концентрация озона, г/м^3 . Скорость прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.3 \text{ м}^3/\text{ч}$. Концентрация озона на вход в реактор 20 г/м^3

На Рис.8 показаны результаты прямых экспериментов, демонстрирующих влияние внутренней поверхности на кинетику распада озона в реакторе для разложения шин. Сначала была измерена зависимость концентрации озона от времени в пустом реакторе при скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор $U=0.3 \text{ м}^3/\text{ч}$ и концентрации озона на входе 20 г/м^3 . Время замещения в этом случае $\tau = 1 \text{ ч}$. Видно, что при $t \approx (2...3)\tau$ концентрация достигает своего стационарного значения: $C(t) \approx C^{ss}$. Затем в реактор были последовательно помещены: лист оцинкованного железа площадью 1.7 м^2 , лист железа площадью 1.47 м^2 , резиновая крошка весом 7 кг . Листы железа и оцинкованного железа увеличили площадь внутренней поверхности реактора, что при разных вероятностях поглощения озона поверхностью γ приводит к увеличению константы скорости распада озона на поверхности $k_w = \alpha\gamma v_T \frac{S}{V}$, а значит, согласно (6) – к уменьшению стационарных концентраций озона в реакторе C^{ss} . Это хорошо видно из Рис.8. Время выхода на стационарные концентрации $t \propto (2...3)\tau$, что не отличается от случая пустого реактора. Как следует из этого рисунка, кинетические кривые для пустого реактора, а также для реактора с листами железа и оцинкованного железа хорошо аппроксимируются выражением (5). Резиновая крошка увеличивает внутреннюю поверхность реактора, а также приводит к изменению вероятности поглощения озона поверхностью γ , что, как и в случае с листами железа и оцинкован-

ного железа, приводит к значительному увеличению константы скорости распада озона на поверхности k_w , и уменьшению стационарных концентраций озона в реакторе C^{ss} . Однако время достижения стационарных концентраций увеличилось, что связано с замедленной диффузией озона в гранулированной среде резиновой крошки и, возможно, с существенным изменением константы скорости распада озона на поверхности k_w .

ВЫВОДЫ

Приведены результаты теоретического и экспериментального исследования кинетики распада озона в реакторе, который разработан для разложения шин в озono-воздушной среде. В предположении распада озона в объеме, описываемого кинетикой первого порядка, получено аналитическое выражение для зависимости концентрации озона в реакторе от времени и от параметров задачи, таких как объемная скорость подачи озono-воздушной смеси на вход реактора, концентрация озона на входе в реактор, объемная скорость вывода отработавшей смеси, объем реактора и площадь его внутренней поверхности. Показано, что при одной и той же скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор, с ростом концентрации озона на входе значение стационарной концентрации в реакторе растет, оставаясь всегда меньше концентрации на входе. Также показано, что при одной и той же концентрации озона на входе, с ростом скорости прокачки озono-воздушной смеси через реактор значение стационарной концентрации озона в реакторе растет, оставаясь всегда меньше концентрации озона на входе.

Экспериментально изучена кинетика распада озона в реакторе в широком диапазоне скоростей прокачки озono-воздушной смеси через реактор ($0.15, 0.30, 0.45, 0.60 \text{ м}^3/\text{ч}$) при различных концентрациях озона на входе ($5 \text{ г/м}^3, 10, 15, 20 \text{ г/м}^3$). Показано, что экспериментальные результаты с хорошей точностью совпадают с теоретическими. Прямым экспериментом продемонстрировано существенное влияние внутренней поверхности реактора на кинетику распада озона.

ЛИТЕРАТУРА

1. Patent USA №6,554,486 B2 Date 12/29/2000, Ozone generator / V. Golota, O. Yegorov, V. Mykhaylov, V. Mukhin, G. Taran, S. Shilo, p.15.
2. <http://streamozone.com.ua/>
3. С.Я. Пшежецкий, Н.М. Морозов, С.А. Каменецкая и др. // ЖФХ. 1959, т.33, №10. с.2306.
4. С. Бенсон. Основы химической кинетики. М.: «Наука», 1964.
5. S.W. Benson, A.E. Axworthy // J. Chem. Phys. 1957, v.26, №6, p.1718.
6. В.В. Лунин, М.П. Попович, С.Н. Ткаченко. Физическая химия озона. М.: Изд-во МГУ, 1998.
7. Ю.М. Гершензон, С.К. Чекин // Кинетика и катализ. 1977, т.18, в.6, с.1374.
8. М.П. Попович, Г.В. Егорова, Ю.В. Филиппов // ЖФХ. 1985, т.59, №2, с.273.

Статья поступила в редакцию 31.05.2010 г.

OZONE DISINTEGRATION KINETICS IN THE REACTOR FOR TYRES DECOMPOSITION

*V.I. Golota, O.V. Manuilenko, G.V. Taran, A.S. Pismenetskii,
A.A. Zamuriev, V.A. Benitskaja, Y.V. Dotsenko*

The results of theoretical and experimental research of ozone disintegration kinetics in the chemical reactor which is developed for decomposition of tyres in the ozone-air environment are presented. Analytical expression for dependence of ozone concentration in the reactor from time and from parameters of the task, such as volume speed of ozone-air mixture feed on a reactor input, concentration of ozone on the input to the reactor, volume speed of output of the used mixture, reactor size, and square of its internal surface is obtained. It is shown that at the same speed of ozone-air mixture prorralling through the reactor, with growth of ozone concentration on the input, value of stationary concentration in the reactor grows, remaining always less than concentration on the input. It is also shown that at the same ozone concentration on the input, with growth of speed of ozone-air mixture prorralling through the reactor, value of stationary ozone concentration in the reactor also grows, remaining always less than ozone concentration on the input. The ozone disintegration kinetics in the reactor in a wide range of speed of ozone-air mixture prorralling through the reactor (0.15, 0.30, 0.45, 0.60 m³/hour) and various ozone concentration on the input (5, 10, 15, 20 g/m³) is experimentally studied. It is shown that experimental results with good accuracy coincide with the theoretical. Direct experiment showed the essential influence of the internal surface of the reactor on the ozone disintegration kinetics.

КІНЕТИКА РОЗПАДУ ОЗОНУ У РЕАКТОРІ ДЛЯ РОЗКЛАДАННЯ ШИН

*В.І. Голота, О.В. Мануйленко, Г.В. Таран, А.С. Письменецький,
А.А. Замурієв, В.А. Беницька, Ю.В. Доценко*

Наведено результати теоретичного і експериментального дослідження кінетики розпаду озону у хімічному реакторі, який було розроблено для розкладання шин в озono-повітряному середовищі. Отримано аналітичний вираз для залежності концентрації озону у реакторі від часу і від параметрів задачі, таких як об'ємна швидкість подачі озono-повітряної суміші на вхід реактора, концентрація озону на вході у реактор, об'ємна швидкість виведення відпрацьованої суміші, об'єм реактора, площа його внутрішньої поверхні. Показано, що при однаковій швидкості прокачування озono-повітряної суміші крізь реактор, із зростанням концентрації озону на вході значення стаціонарної концентрації в реакторі зростає, залишаючись завжди менше, ніж концентрація на вході. Показано також, що при однаковій концентрації озону на вході, із зростанням швидкості прокачування озono-повітряної суміші крізь реактор значення стаціонарної концентрації озону у реакторі також зростає, залишаючись завжди менше концентрації озону на вході. Експериментально досліджено кінетику розпаду озону в реакторі в широкому діапазоні швидкості прокачування озono-повітряної суміші крізь реактор (0.15, 0.30, 0.45, 0.60 м³/год) і різних концентраціях озону на вході (5, 10, 15, 20 г/м³). Показано, що експериментальні результати з достатньою точністю збігаються з теоретичними. Прямим експериментом було продемонстровано істотний вплив внутрішньої поверхні реактора на кінетику розпаду озону.