

УДК 536.244: 54.44

СНАПКАУСКЕНЕ В., ВАЛИНЧЮС В., ВАЛАТКЯВИЧЮС П.

*Литовский энергетический институт, Литва*

## ТЕПЛОПЕРЕНОС В МОНОЛИТНОМ КАТАЛИТИЧЕСКОМ РЕАКТОРЕ (МКР) ПРИ ОКИСЛЕНИИ СО

Представлено установку для визначення властивостей каталітичного покриття та узагальнено результати експериментального дослідження теплопереносу у МКР для окислення СО, виготовленого з каталітичного покриття з активним компонентом  $\text{CuO}$ , що одержано напиленням у струміні низькотемпературної плазми. Проаналізовано дослідні дані, проведено їх порівняння з результатами робіт інших авторів. Показано, що теплоперенос у МКР залежить від температури та витрати вхідних газів у МКР та від початкової концентрації СО у вихлопних газах. При ступені конверсії СО менше 30 % середня температура вздовж МКР стала, а з збільшенням ступеня конверсії понад 30 % температура реактора у осьовому та радіальному напрямках нерівномірна. Найбільше підвищення температури помічено у осьовій частині МКР по його довжині.

Представлена установка для определения свойств каталитических покрытий, и обобщены результаты экспериментального исследования теплопереноса в МКР для окисления СО, изготовленном из каталитических покрытий с активным компонентом  $\text{CuO}$ , которые получены напилением в струе низкотемпературной плазмы. Проанализированы опытные данные, проведено их сравнение с результатами работ других авторов. Показано, что теплоперенос в МКР зависит от температуры и расхода входящих в МКР газов и от начальной концентрации СО в выхлопных газах. При степени конверсии СО меньше 30% средняя температура по длине МКР постоянна, а с увеличением степени конверсии свыше 30% температура реактора в осевом и радиальном направлениях не равномерна. Самое большое повышение температуры замечено в осевой части МКР по его длине.

The specific experimental set-up for the investigation of catalytic coatings properties is presented. Using this device the investigation of thermal processes of catalytic monolithic reactor (CMR) formed by plasma spray technology from active component  $\text{CuO}$  for catalytic oxidation of CO has been performed. Obtained research results were compared with data by other researchers. It was determined that heat transfer in CMR depends on the inflowing into CMR exhaust gas flow rate and temperature, as well as initial CO concentration. At conversion degree less than 30% the average temperature along CMR axis is constant. When conversion degree is higher than 30%, CMR layers' temperature field in axial and radial directions is not homogeneous. The temperature gradient reaches its maximal value along the central part of CMR axis.

$C$  – концентрация;  
 $c_p$  – удельная теплоемкость;  
 $d$  – диаметр МКР;  
 $G$  – массовый расход выхлопных газов;  
 $L$  – длина МКР;  
 $\text{Nu}_d$  – число Нуссельта по диаметру МКР;  
 $\text{Pe}$  – число Пекле;  
 $Q$  – количество теплоты;  
 $q$  – плотность теплового потока;  
 $r$  – радиус МКР;  
 $\text{Re}_d$  – число Рейнольдса по диаметру МКР;

$t$  – температура;  
 $X$  – СО конверсия;  
 $x, y$  – продольная и нормальная координаты МКР;  
 $\Delta H$  – энтальпия реакции;  
 $\lambda$  – коэффициент теплопроводности;  
 МКР – монолитный каталитический реактор.  
**Индексы:**  
 0 – начальное значение;  
 1 – на входе в МКР;  
 2 – на выходе из МКР.

### Введение

Успешная защита окружающей среды от автомобильных выхлопных газов, выбросов тепловых электростанций и промышленных предприятий невозможна без применения катализаторов. В

мировой научно-технической литературе имеется много статей о различных каталитических нейтрализаторах: пористых монолитных, в виде псевдокипящего или насыпного слоя, мембранных. Наиболее широко применяются и имеют исключительные свойства пористые монолитные

каталитические реакторы. Они состоят из большого количества различных по геометрической форме параллельных трубчатых микроканалов, стенки которых покрыты слоем (толщина 10...100 мкм) пористых каталитически активных материалов. Преимущества МКР – незначительное падение давления в нем, короткий путь диффузии реагентов в покрытом слое и более низкая стоимость производства [1]. Еще одним преимуществом монолитного реактора, которому в литературе, на наш взгляд, уделяется мало внимания, является более эффективный теплоперенос, поскольку в каналах монолита теплота теплопроводностью распределяется лучше, чем по объему беспорядочно ссыпанных гранул. Хотя эти реакторы имеют ряд преимуществ, однако из-за ламинарного течения теплоносителя в микроканалах МКР тепло- и массоперенос ограничен.

Согласно литературным данным, самый большой недостаток МКР, широко применяемых в настоящее время, состоит в том, что их субстрат изготавливается из плохо проводящего теплоту керамического материала кордиерита ( $Mg_2Al_3[AlSi_5O_{18}]$ ) или муллита ( $3Al_2O_3 \cdot SiO_2$ ). При высоких температурах реакции, особенно при больших температурных напорах, внутри таких МКР могут появляться так называемые горячие зоны, в которых активный материал выгорает, а субстрат перегревается 2. В таких случаях лучше применять металлические субстраты. Они химически более устойчивы и обладают лучшей теплопроводностью, а в микроканалах создается небольшая разница давления [3]. Кроме того, конструкция металлического субстрата тверже, поэтому исключается появление трещин при термических ударах.

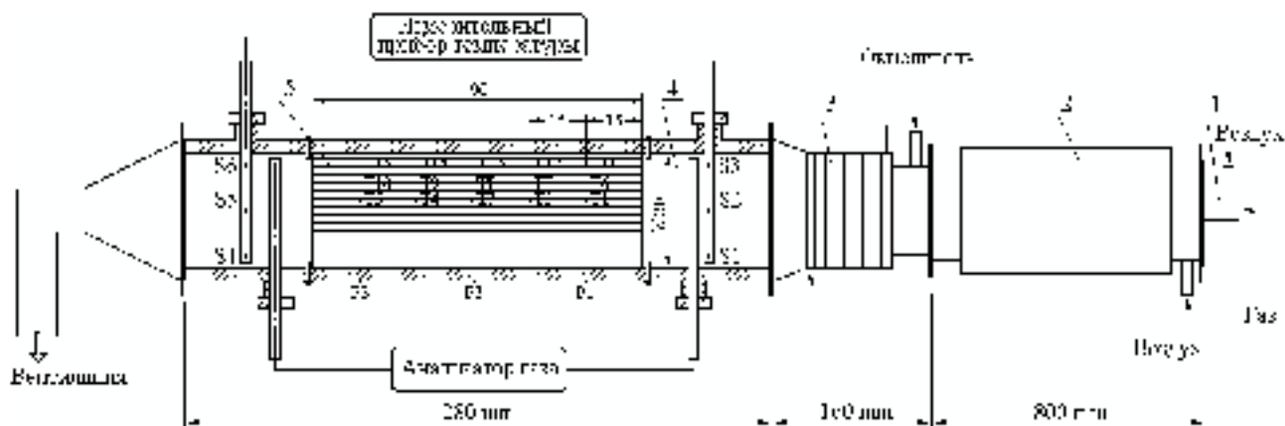
В новом поколении нейтрализаторов не только вместо керамики применяется металлический субстрат. Самые лучшие в мире промышленные катализаторы – благородные металлы – из-за высокой их цены, большой испаряемости при высоких температурах и других недостатках медленно вытесняются более дешевыми оксидами металлов, цеолитами и др. материалами, которые можно успешно применять в качестве эффективных катализаторов. Например, гопкалит, состоящий из двуокиси магния и окиси меди (60%  $MnO_2$  и 40%  $CuO$ ) или различные оксиды (50%  $MnO_2$ , 30%  $CuO$ , 15%  $CoO_3$  и 5%  $Ag_2O_3$ ) широко

применяются на практике 4. Для производства МКР часто используют смесь  $Al_2O_3$  и  $CuO$ , а также хромит меди, манганиты, ферриты.

В научно-технической литературе весьма мало данных о тепловых и гетерогенных процессах, происходящих в пограничном слое оксидного каталитического покрытия. Из-за сложности экспериментов результаты часто анализируют в упрощенном виде, а это не всегда обосновано 5. Кроме того, в большинстве публикаций рассматривается способность катализаторов нейтрализовать  $NO_x$ ,  $SO_2$  или углеводороды, но о деструкции  $CO$  информации недостаточно. В свете этих фактов в настоящей работе, создавая необходимую систему каталитического горения, опирались на ранее упомянутые основные принципы, а тепловые процессы и влияющие на них факторы исследовали в МКР для окисления  $CO$ , пользуясь общими законами исследования каталитического процесса. Методом плазменного напыления на металлический субстрат получены каталитические покрытия, в составе которых нет благородных металлов, а активный материал – окись меди. Изготовлена также установка для исследования каталитических свойств покрытия. До настоящего времени такие МКР, изготовленные плазменным методом напыления с применением оплавленных материалов (окиси титана, хрома, ванадия, молибдена, вольфрама и др.), исследованы недостаточно, а данные об их свойствах отсутствуют.

### **Экспериментальная установка и методические замечания**

**Изготовление каталитических покрытий и МКР.** Для исключения недостатков широко применяемых керамических МКР использована созданная в Литовском энергетическом институте плазменная установка [6]. На ленту из нержавеющей стали толщиной 50 мкм (субстрат) был нанесен каталитически активный слой толщиной 40 мкм и изготовлены каталитические покрытия. Применяя современную плазменную технологию нанесения покрытий и изменяя параметры плазменной струи, можно создавать высококачественные покрытия необходимой пористости и толщины, с большой свободной поверхностью и с хорошей



**Рис. 1. Схема установки для определения свойств каталитических покрытий. S1-S6, T1-T11, P1-P3 термопары; 1 – форсунка; 2 – камера сжигания газа; 3 – участок стабилизации; 4 – камера каталитического горения; 5 – МКР.**

адгезией между покрытием и субстратом. Изменяя дисперсность частиц, можно получить необходимую элементарную структуру поверхности. Для получения покрытий в работе применялся электродуговой подогреватель газа мощностью 30...35 кВт. Лента из нержавеющей стали (длина  $720 \cdot 10^{-3}$  м, ширина  $90 \cdot 10^{-3}$  м) прикреплялась на специальном вращающемся барабане, а плазмотрон находился в поступательном движении относительно покрываемой ленты. Каталитически активный слой наносился на обе стороны субстрата. Подслой был образован из смеси 50 мкм дисперсных порошков Al и  $Al(OH)_3$ , а активный слой – из смеси  $Al(OH)_3$  и недорогих активных и обладающих стойкостью к вредным веществам, содержащимся в выхлопных газах, катализаторов  $Cr_2O_3$  и Cu. Одна из покрытых лент гофрировалась специальным приспособлением, а вторая оставалась ровной. Из двух таких лент совместной их круткой изготовлен МКР диаметром  $30 \cdot 10^{-3}$  м и длиной  $90 \cdot 10^{-3}$  м, в  $1 \text{ см}^2$  которого насчитывается около 70 треугольных микроканалов. Высота каждого из них  $0,7 \cdot 10^{-3}$  м, а длина  $3 \cdot 10^{-3}$  м. Общая поверхность МКР  $0,26 \text{ м}^2$ .

**Методика проведения экспериментов.** Тепловые процессы в МКР исследовались в специально изготовленной установке (рис. 1). В ней для получения выхлопных газов с определенной концентрацией CO и окислителя сжигается смесь пропана-бутана с воздухом и можно регулировать дополнительную подачу воздуха. Смесь

выхлопных газов проходит участок стабилизации, в котором ее параметры выравниваются, поток охлаждается или нагревается. Для уменьшения тепловых потерь поверхность канала изолирована.

Перед МКР и за ним имеются отводы для определения температур выхлопных газов и концентрации их слагаемых (рис. 1). Хромель-алюмелевыми термопарами (T1–T15) измеряется температура внутренних слоев МКР от входа газа на расстояниях  $x/L = 0,17; 0,34; 0,5; 0,67; 0,83$  по радиальному направлению  $y/r = 0,26; 0,73; 1$ . Для определения тепловых потерь через стенку камеры каталитического горения приварены хромель-алюмелевые термопары P1–P3. Для регистрации показаний термопар использованы система сбора данных KEITHLEY (США) “Multimeter 2700” и персональный компьютер. Концентрации  $CO, CO_2, O_2, C_mH_n$  перед МКР и за ним регистрируются анализатором инфракрасного излучения Tecnotest (Италия) “Multigas 488”. Расход сжигаемого газа измеряется тарированной диафрагмой, а расход воздуха, поступающего в камеру сжигания, шайбами критического расхода.

Проведены эксперименты по теплоотдаче и обобщены данные, полученные при измерении, анализе и сравнении температур входящих в МКР и выходящих из него газов, а также температуры стенки МКР при химическом горении CO на каталитической поверхности и при отсут-

ствии горения, при изменении начальной концентрации CO, а также температуры и скорости газов, поступающих в МКР. На первом этапе работы потоки пропана-бутана и воздуха были отрегулированы так, чтобы на каталитической поверхности отсутствовала реакция окисления CO. На втором этапе при тех же условиях эксперимента в МКР поступает CO необходимой концентрации и при участии активной поверхности CuO происходит экзотермическая реакция окисления CO:



При проведении экспериментов температуру каталитической поверхности повышают протекающие по МКР горячие выхлопные газы, которые при отсутствии реакции отдают теплоту стенкам МКР. Изготовленный МКР – неадиабатная система, так как между выхлопными газами и металлическими покрытиями стенок, коэффициент теплопроводности которых  $\lambda = 15...25$  Вт/(мК), происходит интенсивный теплообмен.

Расход протекающих через МКР выхлопных газов в зависимости от поступающих в камеру сжигания количеств пропан-бутана и воздуха изменялся от  $1 \cdot 10^{-3}$  до  $2 \cdot 10^{-3}$  кг/с, соответственно  $Re_d = 2200, 3550$  и  $4750$  при стандартных условиях (20°C и 105 Pa). Концентрация CO в смеси выхлопных газов составляла 2, 3 и 4%. Эксперименты проведены при атмосферном давлении. Температура поступающих в МКР выхлопных газов изменялась от 70 до 450°C. В этих условиях средняя температура поверхности МКР достигала 800°C.

### **Результаты и их обсуждение**

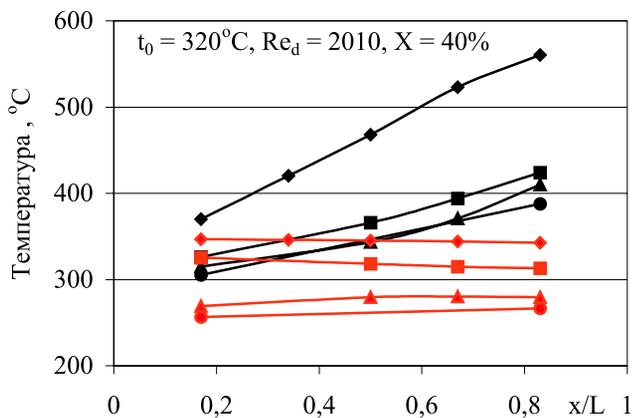
Для проведения в МКР исследований по теплообмену необходимо было убедиться в надежности покрытий, поскольку качественные покрытия должны быть устойчивыми к механическому и термическому воздействию, иметь соответствующую структуру и быть каталитически активными. Покрытия, полученные напылением в плазменной струе, соответствуют этим требованиям. Анализ данных по механическим свойствам показывает, что каталитический слой покрытия плотный, равномерный, пористый и имеет хоро-

шую адгезию с субстратом. Во время экспериментов структура покрытий не изменяется, они выдерживают механическую и термическую стойкость до 1000°C и устойчивы к восстанавливающим примесям 7. Кроме того, установлено, что каталитические покрытия, полученные плазменным методом, по степени конверсии CO сходны с покрытиями, имеющими в своем составе благородные металлы.

В МКР протекают сложные процессы, охватывающие химические реакции в тонком пограничном слое, конвективный теплообмен между газом и стенкой, теплообмен теплопроводностью и излучением в окружающую среду.

При исследовании конвективного теплообмена уже первые наблюдения показали, что до 10%-ной конверсии CO разница температур стенки МКР по радиальному направлению  $y/r = 0,26...1$  ввиду неравномерного течения газов во всем МКР составляет 15%, но его средняя температура в интервале погрешности эксперимента совпадает со среднемассовой температурой газов, поступающих в нейтрализатор. Так как явного увеличения температуры газов, вытекающих из МКР, не зафиксировано, можно утверждать, что в ходе медленной каталитической реакции температура МКР по его длине постоянна. В этом случае средняя температура реагирующей системы при 4%-ной конверсии CO повышается на 2...4°C по сравнению с нереагирующей системой и до 20°C (в центральной части МКР) при 10%-ной конверсии монооксида углерода. В радиальном направлении МКР тепловое равновесие не достигается даже при отсутствии каталитической реакции.

При стабилизированном течении газов в микроканалах МКР и увеличении температуры входящего газа экзотермическая реакция проходит достаточно быстро и степень конверсии CO увеличивается. Так как теплота, выделяющаяся на каталитической поверхности микроканалов, вследствие малой теплопроводности и скорости газа ( $Re_d = 75-71$ ) не успевает удалиться из реакционной зоны, температура в ней начинает повышаться. Таким образом, увеличиваются скорость реакции, количество выделяющейся теплоты и средняя температура МКР стенок (рис. 2). В указанных на рис. 2 условиях экспери-



**Рис. 2. Распределение температуры стенки МКР при 3%-ной начальной концентрации СО и  $Re_d = 2060$ . Светлые точки 0 – без реакции, темные – происходит конверсия. (♦) –  $y/r = 0,26$ , (■) –  $y/r = 0,73$ , (▲) –  $y/r = 1$ , (●) – наружная стенка камеры каталитического горения.**

мента при 25%-ной конверсии СО средняя температура МКР по длине повышается на 62 градуса, при 40% – на 116, а при 65% – на 147.

Во всех исследованных случаях при интенсивной конверсии СО наибольшее повышение температуры каталитической стенки происходит по длине МКР в радиальном направлении  $y/r = 0,26$ . Это происходит вследствие неравномерности температуры потока по сечению МКР и неодновременного сияния всех его слоев. При проведении экспериментов замечено, что при интенсивной конверсии СО и средней температуре каталитической стенки около  $500^\circ\text{C}$  интенсивное сияние появляется только в центральной части МКР. Дальнейшее повышение температуры приводит к сиянию слоев, более отдаленных от центра. При достижении средней температуры  $600^\circ\text{C}$  интенсивно сияют все слои МКР. Значит, при течении выхлопных газов в микроканале МКР со скоростью 3...8 м/с и при интенсивной реакции окисления СО реагенты в реакторе находятся продолжительное время и поток газа из-за высокого сопротивления переноса не в состоянии удалить скопившуюся теплоту из МКР. Если в вытекающих из камеры сгорания газах содержится 2–3% СО, то в интервале  $1200 \leq Re_d \leq 2060$ , в зависимости от степени конверсии, средняя температура поверхности каталитической стенки на

$40...150^\circ\text{C}$  выше средней температуры потока на входе в реактор. При повышении начальной концентрации СО до 4%,  $Re_d = 2060$  и максимальной конверсии средняя температура стенки выше средней температуры газа на  $270^\circ\text{C}$  и тогда сияет весь МКР.

Установив, что теплообмен в МКР зависит от созданных в нем условий, исследовали зависимость температуры его внутренних слоев от температуры и расхода газов, входящих в МКР, и от начальной концентрации СО в выхлопных газах.

#### **Влияние времени пребывания реагентов в МКР.**

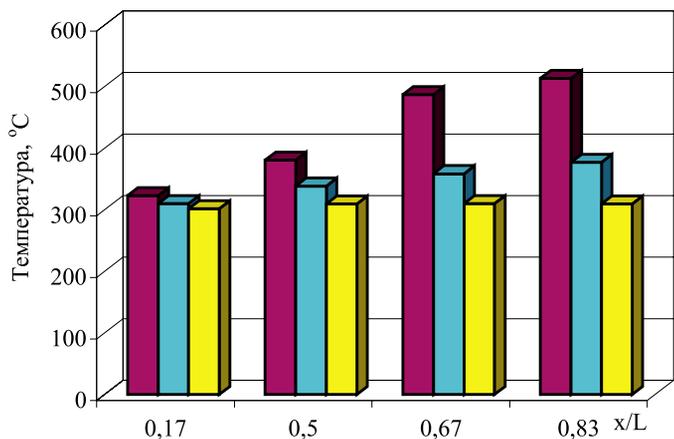
При течении выхлопных газов с температурой  $300^\circ\text{C}$ , 3% СО и  $Re_d = 1370$  в МКР окисляется 76% вредного вещества. С увеличением скорости потока ( $Re_d = 2060$ ) степень конверсии СО уменьшается на 45%. При  $Re_d = 2950$  конверсия только начинается. Такое изменение степени конверсии способствует распределению средней температуры слоев МКР (рис. 3).

Определив тепловой поток между газом и поверхностью по формуле

$$Q = G \cdot c_p (t_1 - t_2), \quad (1)$$

установили, что с увеличением скорости течения газов в микроканалах МКР уменьшается время пребывания реагентов в реакционной зоне, реагирует меньше СО, выделяется меньшее количество тепла, что приводит к снижению температуры стенки МКР (рис. 4). Подобные закономерности получены и для потоков с концентрациями СО, равными 2 и 4%, только при этом выделялось разное количество теплоты. При представленных на рис. 4 значениях  $Re_d$  и наличии в газах 2% СО тепловой поток изменялся от 0,4 до 0,9 кВт/м<sup>2</sup>, а при 4% СО – 1,7...2,3 кВт/м<sup>2</sup>.

При течении выхлопных газов в реакционной камере с  $Re_d = 2720$ , как и при  $Re_d = 2060$  (рис. 2), в измеренных радиальных направлениях МКР температура его стенки увеличивается и самая большая разница температур между поступающими в нейтрализатор газами и каталитической стенкой составляет  $200^\circ\text{C}$ . С уменьшением скорости ( $Re_d = 1370$ ) интенсивность нагрева поверхности по длине уменьшается, особенно в начале МКР. Такое значительное изменение температуры зависит от расхода входящего газа, температуры, при которой проходит максималь-

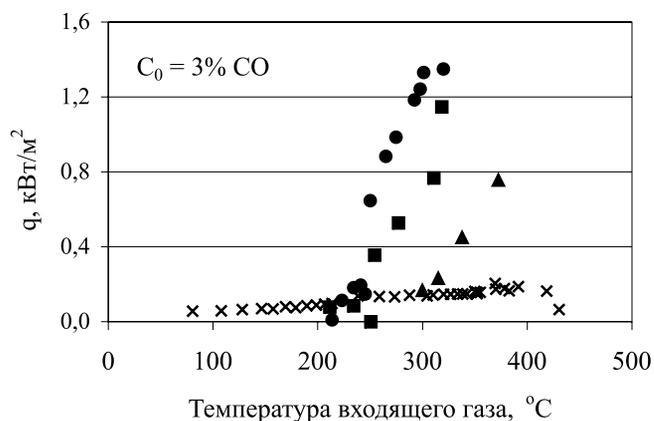


**Рис. 3.** Влияние времени пребывания выхлопных газов с температурой 300 °С в реакционной зоне на среднюю температуру стенок МКР при разных  $Re_d$ : ■ – 1370, ■ – 2060, ■ – 2950.

ная конверсия вредного вещества, и степени конверсии. Ввиду сложности происходящих процессов, прогнозировать заранее характер поля температур в МКР рискованно.

Замечено, что в реакциях при участии катализатора CuO и  $Re_d = 1370$  температуры поверхностного слоя МКР ( $y/r = 1$ ) повышаются до расстояния  $x/L = 0,67$ , а затем стабилизируются или даже падают. Область максимума температур было бы не верно называть горячей зоной поверхности, поскольку ближе к центру МКР профили кривых температур не меняются, т. е. повышаются. Такому падению температур способствуют тепловые потери от поверхностных слоев МКР к стенке камеры каталитического горения, которая длиннее МКР. При более высоких  $Re$  максимальная температура фиксируется в выходном сечении МКР.

**Влияние начальной концентрации CO.** Увеличение концентрации CO в поступающих в МКР выхлопных газах от 2 до 3% при их температуре 375°C приводит к повышению средней температуры центральной части МКР от 9 (при  $x/L = 0,17$ ) до 61°C ( $x/L = 0,83$ ) при 50%-ной конверсии. Увеличение концентрации CO от 3 до 4% приводит к повышению средней температуры по длине МКР от 120 до 204°C. Анализ температурных зависимостей от начальной концентрации CO показал, что при 2- и 3%-ной концентрации CO в реакционной среде и при окислительной реакции средняя температура МКР повышается на

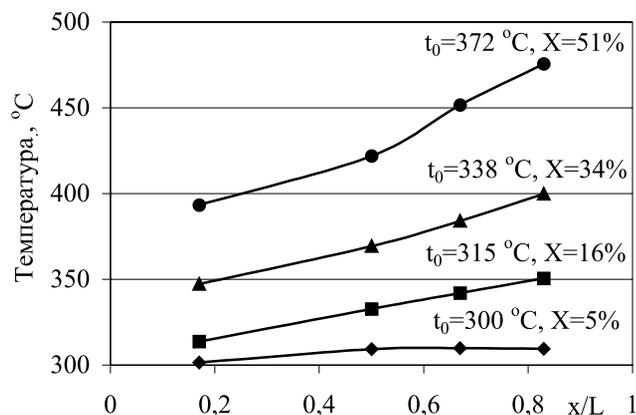


**Рис. 4.** Количество тепла, выделяемое из МКР при конвекции. (●) –  $Re_d = 2200$ , (■) –  $Re_d = 3550$ , (▲) –  $Re_d = 4750$ , для стандартных условий. X – реакция не протекает.

10°C, т.е. от 44 до 55°C. В обоих случаях прореагировало 50% CO. Значительное изменение температур (от 55 до 205°C) замечено при повышении начальной концентрации CO от 3 до 4%.

**Влияние температуры реагентов.** Температура поступающего в МКР газа является одним из главных факторов, непосредственно влияющих на скорость реакции и количество выделяющейся теплоты. Так как степень конверсии CO непосредственно зависит от температуры втекающих в реакционную зону газов, с ее увеличением температура каталитической стенки повышается. Во время реакции средняя температура каталитической поверхности изменяется в зависимости от температуры газа, протекающего по монолитному каталитическому реактору, и степени конверсии CO. При течении выхлопных газов в МКР с температурой 300°C реагирует только 5% CO (рис. 5), поэтому температура внутренних слоев МКР по сравнению с температурой втекающих в него выхлопных газов повышается только на 10°C. С увеличением температуры поступающих в МКР газов от 315 до 372°C степень конверсии CO увеличивается от 16 до 51%, поэтому выделяющаяся во время реакции теплота и разность средних температур между поступающими в МКР газами и каталитической поверхностью все время увеличиваются.

Аналогичные закономерности, согласно которым в зависимости от степени конверсии CO замечена большая или меньшая разность темпера-



**Рис. 5.** Влияние начальной температуры выхлопных газов на среднюю температуру МКР при  $Re_d = 2730...2950$  и 3%-ной начальной концентрации CO.

тур между газами и каталитической стенкой, получены и для других определенных в этой работе условий.

Полученные зависимости температуры каталитических поверхностей от температуры, расхода газа и количества CO в выхлопных газах хорошо совпадают с результатами работ других авторов [8-10]. Результаты рассчитанных обобщенных коэффициентов теплоотдачи при отсутствии каталитических реакций горения CO хорошо совпадают с данными, полученными Б. Петуховым, которые можно обобщить зависимостью [11]

$$Nu_d = 3,655 + \frac{0,2355}{\left(\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{d}\right)^{0,488} \exp\left(57,2 \cdot \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{d}\right)} \quad \text{при} \quad \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{d} \geq 10^{-3}. \quad (2)$$

Однако из результатов работ некоторых исследователей видно, что процесс оксидации катализаторов Pt, Pd и Ce начинается от начала МКР, а не от середины, и температура газов на выходе из МКР равна температуре на входе в него [8, 9]. Замечена и менее значительная разность температур в радиальном направлении, которая для субстрата из нержавеющей стали при полной конверсии CO равна 30°C. При меньшей степени конверсии такой МКР находится в стадии термического равновесия [8]. Авторы работы [12] указывают, что при ламинарном течении средняя

температура стенки МКР на 100...150°C выше температуры поступающего в него газа. В данной работе эта разница достигает 270°C.

### Выводы

По результатам исследования теплопереноса в монолитном каталитическом реакторе с поверхностью 0,26 м<sup>2</sup>, изготовленного из каталитических покрытий, которые получены напылением в струе низкотемпературной плазмы на тонкую ленту из нержавеющей стали, и в составе которых имеется CuO, можно сделать следующие выводы:

1. Оптимальные условия работы достигаются при определенных параметрах выхлопных газов на входе в МКР: температуре 320°C, концентрации CO 3% и  $Re_d = 2060$ .

2. При отсутствии окисления CO и степени конверсии меньше 30% средняя температура по длине МКР постоянна. В радиальном направлении МКР разница температур между центром и поверхностным слоем составляет 15...17% даже без каталитических реакций. С увеличением степени конверсии свыше 30% температура реактора в осевом и радиальном направлениях из-за не одинаковых условий течения газов неравномерна. Самое большое повышение температуры замечено в осевой части МКР по его длине.

3. В МКР, изготовленных из нержавеющей стали, горячие зоны не образуются и температура его стенок падает сразу же после прекращения подачи выхлопного газа, содержащего CO.

4. Для применения МКР из оксидных покрытий в практике необходимо, чтобы в МКР достигалось тепловое равновесие, а температура каталитической поверхности не превышала 600°C.

### ЛИТЕРАТУРА:

1. *Khinast J. G., Bauer A., Bolz D., Panarello A.* Mass-transfer enhancement by static mixers in a wall-coated catalytic reactor // *Chemical Engineering Science*. 2003. Vol. 58. P. 1063-1070.
2. *Williams J. L.* Monolith structures, materials, properties and uses // *Catalysis Today*. 2001. Vol. 69. P. 3-9.
3. *Andersson S., Schoon N.* Methods to increase the efficiency of a mettalic monolithic catalyst //

Industrial and Engineering Chemistry Research. 1993. Vol. 32. P. 1081-1086.

4. Catalysis: Science and technology // by Anderson J. R., Boudart M. Springer-Verlag Berlin, Heidelberg New York. 1982. Vol. 3. 287 p.

5. Ullah U., Waldram S. P., Bennett C. J., Truex T. Monolithic reactors: mass transfer measurements under reacting conditions // Chemical Engineering Science. 1992. Vol. 47. No. 9-11. P. 2413-2418.

6. Valincius V., Krusinskaite V., Valatkevicius P., Valinciute V., Marcinauskas L. Electric and thermal characteristics of the linear, sectional dc plasma generator // Plasma Sources Science and Technology. 2004. Vol. 13. P. 199-206.

7. Valatkevicius P., Krusinskaite V., Valinciute V., Valincius V. Preparation of catalytic coatings for heterogeneous catalysts employing atmospheric pressure non-equilibrium plasma // Surface & Coatings Technology. 2003. Vol. 173-174. P. 1106-1110.

8. Tronconi E., Groppi G. A study on the thermal behavior of structured plate-type catalysts with metallic supports for gas/solid exothermic reactions // Chemical Engineering Science. 2000. Vol. 55. P. 6021-6036.

9. Itaya Y., Hiroi T., Matsuda H., Hasatani M. Convective heat transfer of exothermic reactive gas flowing across a heating cylinder coated with platinum catalyst in a narrow duct // International Journal of Heat and Mass Transfer. 2002. Vol. 45. P. 1815-1821.

10. Werner K. Heat transfer with reaction in monoliths // Chemical Engineering and Processing. 1994. Vol. 33. P. 227-236.

11. Петухов Б. С. Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. Москва: Энергия. 1967. 411 с.

12. Geus J. W., van Giezen J. C. Monoliths in catalytic oxidation // Catalysis Today. 1999. Vol. 47. P. 169-180.

Получено 12.05.2005 г.