

## Моделирование работы насыпного фильтра для охлаждения высокотемпературных продуктов сгорания твердотопливного газогенератора\*

А. Д. РЫЧКОВ

*Учреждение Российской академии наук*

*Институт вычислительных технологий СО РАН, Новосибирск, Россия*

e-mail: rych@ict.nsc.ru

Х. МИЛОШЕВИЧ

*Косовский университет, Косовска Митровица, Сербия*

e-mail: mhrane@yahoo.com

На основе численного моделирования исследован процесс охлаждения высокотемпературных продуктов сгорания твердотопливного газогенератора с помощью насыпных гранулированных фильтров. Значительный интерес здесь представляет использование так называемых активных фильтров, материал гранул которых при поглощении ими тепла может газифицироваться. Образующиеся продукты газификации имеют низкую температуру, что способствует более интенсивному охлаждению продуктов сгорания газогенератора. В пассивных фильтрах продукты сгорания охлаждаются только за счет поглощения тепла его гранулами. Поэтому так важно определить температуру на выходе из камеры охлаждения при использовании активных и пассивных фильтров. Экспериментальные исследования таких фильтров проводились во Фраунгоферовском Институте химических технологий (ИСТ, г. Пфинцталь, Германия).

*Ключевые слова:* математическое моделирование, двухфазные течения, тепло- и массообмен.

### Введение

В устройствах для быстрого наддува эластичных оболочек, применяемых в различного рода спасательных устройствах, широкое применение получили газогенераторы с унитарным твердотопливным зарядом, обладающие высокой газопроизводительностью. Типичным примером таких устройств служат устройства автомобильной безопасности (айрбэги), в которых наддув подушек безопасности, предохраняющих водителя и пассажиров от травм в аварийных ситуациях, должен происходить за 60...100 мс. Однако температура продуктов сгорания даже “низкотемпературных” топливных составов таких газогенераторов оказывается не ниже 1500 К, и для ее снижения до приемлемых значений, при которых не прожигается материал стенок эластичных надуваемых оболочек, применяют различного вида пористые и насыпные фильтры. Достаточно перспек-

---

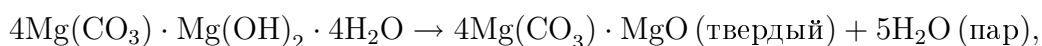
\*Работа выполнена при поддержке междисциплинарного интеграционного проекта фундаментальных исследований СО РАН № 26, проекта президиума РАН № 1.4 и научной школы НШ-931.2008.9.

© ИВТ СО РАН, 2009.

тивны для этих целей насыпные фильтры с гранулированным материалом так называемого активного охлаждения. В таких фильтрах материал гранул при нагреве может разлагаться, способствуя более интенсивному охлаждению продуктов сгорания как за счет поглощения тепла при испарении гранул, так и за счет смешения низкотемпературных газообразных продуктов разложения гранул с высокотемпературными продуктами сгорания газогенератора. В настоящее время расчеты эффективности работы таких фильтров проводятся в рамках инженерных подходов, основанных на использовании балансовых соотношений, замыкаемых различного рода эмпирическими зависимостями.

## 1. Физическая и математическая модели работы фильтра

В качестве материала гранул рассматривался карбонат магния. В основу модели деструкции такой гранулы была положена упрощенная кинетическая схема ее разложения, предложенная в ИСТ. Полагалось, что при нагреве гранулы происходит газификация карбоната магния с образованием пористых оболочек, причем этот процесс происходит в два этапа. Сначала выделяются пары воды и образуется первая шлаковая оболочка по схеме



затем, при более высокой температуре, эта шлаковая оболочка разлагается на твердый остаток (вторая шлаковая оболочка) и углекислый газ:



При моделировании процессов в камере охлаждения с насыпным активным фильтром были приняты следующие основные допущения:

- фильтр представляет собой пористую среду, состоящую из сферических гранул одного размера;
- газификация гранулы при ее нагреве описывается моделью сжимающегося ядра с прочным пористым каркасом: газообразные продукты газификации — двуокись углерода и пары воды;
- продукты сгорания заряда твердого топлива газогенератора представляют собой химически не реагирующий совершенный газ, состоящий из смеси двуокиси углерода (массовая доля  $Y_{\text{CO}_2} = 0.8$ ) и паров воды (массовая доля  $Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.2$ );
- газовая среда в камере охлаждения состоит из смеси двуокиси углерода, паров воды и воздуха, которым она заполнена в начальный момент времени. Движение газовой смеси нестационарно, осесимметрично и описывается системой уравнений Навье—Стокса;
- гранулы фильтра неподвижны, учитываются обмены импульсом и энергией между газом и гранулами, а также массоприход от гранул вследствие их газификации;
- учитывается изменение состава газовой фазы за счет диффузии и переноса реагирующих компонентов смеси;

### 1.1. Математическая модель деструкции гранулы

Физическую модель сферической гранулы фильтра можно представить в виде сферы с центральным ядром (рис. 1), состоящим из карбоната магния, окруженного двумя

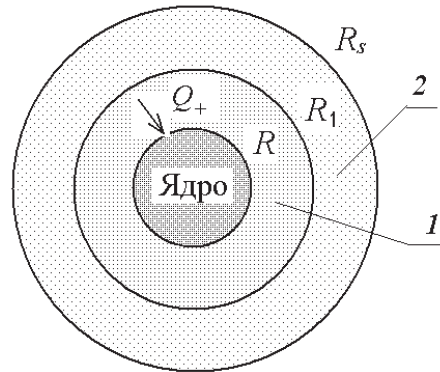


Рис. 1. Схема газификации гранулы

пористыми шлаковыми оболочками (1 и 2), через которые фильтруются газообразные продукты разложения. В начальном состоянии вся гранула является ядром. В процессе ее нагрева можно выделить три основные стадии. Первая стадия начинается с прогрева гранулы за счет теплообмена с несущим газом до достижения на ее поверхности первой температуры газификации  $T_g$ , после чего наступает вторая стадия — образование первой шлаковой оболочки (1) и движение фронта газификации к центру сферы, если поток тепла  $Q_+$  к границе ядра гранулы ( $r = R$ ) превышает его отток внутрь ядра  $Q_-$ . Скорость движения фронта газификации определяется из условия  $r_p = (Q_+ - Q_-)/(L_p \rho_p)$ , где  $L_p$ ,  $\rho_p$  — теплота фазового перехода и плотность материала ядра соответственно. При достижении на поверхности гранулы  $r = R_s$  второй температуры газификации  $T_{g1}$  ( $T_{g1} > T_g$ ) материал шлаковой оболочки также начинает газифицироваться. Возникает новый фронт газификации  $r = R_1$ , который также перемещается к центру сферы, образуя вторую шлаковую оболочку (2). Скорость движения второго фронта газификации определяется аналогично:  $r_{p1} = (Q_{1+} - Q_{1-})/(L_{p1} \rho_{p1})$ , где  $Q_{1+}$ ,  $Q_{1-}$ ,  $L_{p1}$ ,  $\rho_{p1}$  — потоки тепла к фронту газификации и от него, а также теплота фазового перехода и плотность материала первой шлаковой оболочки. Это третья стадия процесса. Радиус внешней оболочки  $R_s$  остается постоянным. При описании процесса газификации принимались следующие основные допущения:

— отличие реальной формы гранулы (например, цилиндра) от сферической учитывается введением эквивалентного диаметра сферы  $d_{eq} = (6V_{gr}/\pi)^{1/3}$ , где  $V_{gr}$  — объем гранулы;

— газообразные продукты разложения находятся в тепловом равновесии со шлаковыми каркасами. Химические реакции и источники тепла отсутствуют;

— давление газа в пористой среде постоянно и равно давлению в окружающей среде;

— пористые оболочки рассматриваются как сплошная среда с едиными теплофизическими характеристиками внутри нее, осредненными для газовой и твердой фаз.

Задача рассматривается в одномерной нестационарной постановке, уравнение теплопроводности записывается в сферической системе координат отдельно для ядра и пористых оболочек:

а) ядро гранулы ( $0 \leq r \leq R_0$ )

$$C_p \rho_p \frac{\partial T_p}{\partial t} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \lambda_p \frac{\partial T_p}{\partial r} \right); \quad (1)$$

б) шаровые слои пористых оболочек ( $R_{+0} \leq r \leq R_{-1}$ ,  $R_{+1} \leq r \leq R_s$ ),

$$\frac{\partial(C\rho)_{av}T_{p1}}{\partial t} + \frac{\partial((mC)_{av}T_{p1})}{\partial r} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \lambda_{av} \frac{\partial T_{p1}}{\partial r} \right), \quad (2)$$

где второе слагаемое в левой части учитывает перенос тепла внутри оболочки за счет газообразных продуктов газификации,  $m = r_p \varepsilon_p \rho_p$  для первой оболочки и  $m = r_{p1} \varepsilon_{p1} \rho_{p1} + r_p \varepsilon_p \rho_p$  — для второй,  $\varepsilon_p$ ,  $\varepsilon_{p1}$  — массовые доли газообразных продуктов при газификации оболочек.

Описание трех стадий процесса сводится к формулировке различных краевых условий для уравнений (1), (2). На первой стадии ( $R = R_s$ ) решается уравнение (1) со следующими граничными условиями:

$$\left. \frac{\partial T_p}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \quad \lambda_p \left. \frac{\partial T_p}{\partial r} \right|_{r=R_s} = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{2R_s} (T - T_p),$$

где  $T$  — температура газовой фазы вблизи поверхности гранулы;  $\lambda$ ,  $\text{Nu}$  — коэффициент теплопроводности газа и число Нуссельта соответственно. Задача решается до выполнения условия  $T_p|_{r=R} = T_g$ . На второй стадии решаются совместно уравнения (1) и (2) со следующими граничными условиями:

$$\left. \frac{\partial T_p}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \quad T_p|_{r=R-0} = T_{p1}|_{r=R+0} = T_g. \quad (3)$$

Скорость перемещения фронта газификации ядра определяется из условия

$$r_p = \left( \lambda_{av} \left. \frac{\partial T_{p1}}{\partial r} \right|_{r=R+0} - \lambda_p \left. \frac{\partial T_p}{\partial r} \right|_{r=R-0} \right) / (L_p \rho_p). \quad (4)$$

Новое положение границы фронта газификации определяется из решения уравнения  $\frac{dR}{dt} = -r_p$ . Граничные условия при  $r = R_s$  задаются в зависимости от того, имеет ли здесь место газификация материала оболочки (третья стадия) или нет. Если  $T_s|_{r=R_s} < T_{g1}$  (газификации нет), то задается условие

$$\lambda_{av} \left. \frac{\partial T_{p1}}{\partial r} \right|_{r=R_s} = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{2R_s} (T - T_{p1}), \quad (5)$$

в противном случае задается условие  $T_{p1}|_{r=R_s} = T_{g1}$ . При наличии газификации (третья стадия) возникает новый фронт газификации  $r = R_1$  (рис. 1), скорость перемещения которого определяется из условия, аналогичного (4), но со своими значениями теплофизических параметров. В соответствии с принятой моделью сжимающегося ядра радиус гранулы  $R_s$  полагается постоянным и на ее поверхности снова задается условие теплообмена (5).

Осредненные теплофизические параметры пористых оболочек определялись следующим образом:

$$(C\rho)_{av} = \varepsilon C_{pg} \rho_g + (1 - \varepsilon) C_b \rho_b; \quad \lambda_{av} = \varepsilon \lambda_g + (1 - \varepsilon) \lambda_b,$$

где  $\varepsilon$  — массовая доля газообразных продуктов при газификации соответствующих оболочек. Параметры газа в пористых оболочках:

$$\rho_g = \frac{p}{R_0 T_s / M_g}; \quad u_g = \varepsilon \frac{\rho_b r_b}{\rho_g} \left( \frac{R}{R_s} \right)^2; \quad \lambda_g = \frac{\mu_g C_{pg}}{\text{Pr}},$$

где  $r_b, C_b, \lambda_b, \rho_b$  — скорость движения фронта газификации соответствующей оболочки и ее теплофизические параметры;  $p$  — давление в газовой фазе вблизи поверхности гранулы. Коэффициент динамической вязкости определялся по формуле Сазерленда:

$$\mu_g = \frac{1.503 \cdot 10^{-6} \cdot T_s^{3/2}}{T_s + 122}.$$

Учитывалась поправка к числу Нуссельта, связанная с наличием поперечного вдува через поверхность пористой оболочки при ее газификации в рамках так называемой пленочной модели [1]:

$$\text{Nu} = \frac{\text{Re}_J \text{Pr}}{\exp(\text{Re}_J \text{Pr} / \text{Nu}_0) - 1}, \quad \text{Re}_J = \left. \frac{\rho_g u_g 2R_s}{\mu_g} \right|_{r=R_s},$$

где  $\text{Nu}_0$  — число Нуссельта без учета вдува (для сферы  $\text{Nu}_0 = 2$ );  $\text{Pr}$  — число Прандтля. В случае, если форма частицы отличается от сферы, значение числа  $\text{Nu}_0$  определяется сравнением результатов расчетов с экспериментом.

### 1.2. Модель газодинамических процессов

Схема установки для испытания насыпных фильтров приведена на рис. 2.

Она состоит из твердотопливного газогенератора, высокотемпературные продукты сгорания из которого поступают в камеру охлаждения, наполненную гранулами карбоната магния одинакового размера. Поскольку основная цель работы — исследование процессов в камере охлаждения, для расчета газодинамических параметров в камере сгорания газогенератора достаточно использовать балансовую (нуль-мерную) математическую модель ( $x_0 \leq x \leq 0$ ):

$$\frac{d\rho}{dt} = \frac{1}{V}(G_+ - G_-), \tag{6}$$

$$G_+ = S_p \rho_p r_b, \quad G_- = F_k \frac{p}{\sqrt{RT}} \sqrt{\frac{2k}{k-1}} \left[ \left( \frac{p}{p_k} \right)^{-2/k} - \left( \frac{p}{p_k} \right)^{-(k+1)/k} \right]^{1/2};$$

$$\frac{d\rho E}{dt} = \frac{1}{V}(G_+ Q_+ - G_- (C_p T_- + u_-^2/2)), \quad E = C_v T + u^2/2, \tag{7}$$

где  $S_p, \rho_p, r_b$  — суммарная площадь горячей поверхности топлива, его плотность и линейная скорость горения;  $V, T, p, \rho$  — свободный объем камеры сгорания, температура,

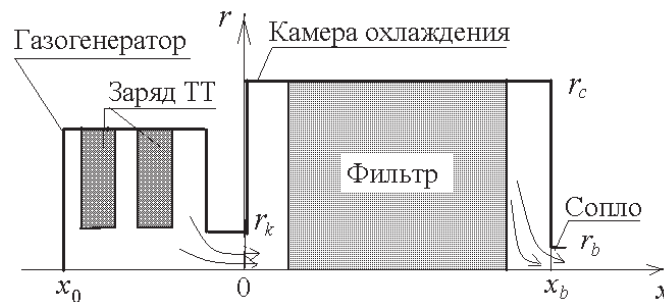


Рис. 2. Схема экспериментальной установки

давление и плотность газа в ней;  $k$ ,  $C_v$  — показатель адиабаты продуктов сгорания и их удельная теплоемкость при постоянном объеме;  $E$ ,  $Q_+$  — удельная внутренняя энергия и теплота сгорания топлива;  $F_k$ ,  $p_k$  — площадь выходного сечения камеры сгорания и среднее давление в камере охлаждения вблизи его левой стенки. Индекс “—” относится к параметрам в выходном сечении камеры сгорания.

Течение газа в камере охлаждения ( $0 \leq x \leq x_b$ ,  $0 \leq r \leq r_c$ ) описывалось следующей системой уравнений:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial \rho u}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \rho v) = J_p + J_{p1}, \quad (8)$$

$$\frac{\partial \rho Y_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial t} + \frac{\partial \rho u Y_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \rho v Y_{\text{H}_2\text{O}}) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \rho D \frac{\partial Y_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \rho D \frac{\partial Y_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial r} \right) + J_p, \quad (9)$$

$$\frac{\partial \rho Y_{\text{CO}_2}}{\partial t} + \frac{\partial \rho u Y_{\text{CO}_2}}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \rho v Y_{\text{CO}_2}) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \rho D \frac{\partial Y_{\text{CO}_2}}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \rho D \frac{\partial Y_{\text{CO}_2}}{\partial r} \right) + J_{p1}, \quad (10)$$

$$\frac{\partial \rho Y_A}{\partial t} + \frac{\partial \rho u Y_A}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \rho v Y_A) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \rho D \frac{\partial Y_A}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \rho D \frac{\partial Y_A}{\partial r} \right), \quad (11)$$

$$\frac{\partial \rho u}{\partial t} + \frac{\partial \rho u^2}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \rho u v) + \varepsilon_g \frac{\partial p}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} \left( 2\varepsilon_g \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \varepsilon_g \mu \left[ \frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial x} \right] \right) - \beta u, \quad (12)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho v}{\partial t} + \frac{\partial \rho u v}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \rho v^2) + \varepsilon_g \frac{\partial p}{\partial r} &= \frac{\partial}{\partial x} \left( \varepsilon_g \mu \left[ \frac{\partial v}{\partial x} + \frac{\partial u}{\partial r} \right] \right) + \\ &\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( 2r \varepsilon_g \mu \frac{\partial v}{\partial r} \right) - 2 \frac{\varepsilon_g \mu v}{r^2} - \beta v, \end{aligned} \quad (13)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho E}{\partial t} + \frac{\partial [u(\rho E + \varepsilon_g p)]}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r v (\rho E + \varepsilon_g p) &= \frac{\partial}{\partial x} \left( \varepsilon_g \lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \varepsilon_g \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \\ &+ \gamma (T_{sg} - T) + (C_{p(\text{H}_2\text{O})} J_p + C_{p(\text{CO}_2)} J_{p1}) T_{sg}, \end{aligned} \quad (14)$$

$$p = R_0 \rho_g T \left( \frac{Y_{\text{CO}_2}}{M_{\text{CO}_2}} + \frac{Y_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{H}_2\text{O}}} + \frac{Y_A}{M_A} \right), \quad \rho = (1 - \varepsilon) \rho_g, \quad \varepsilon = \rho_p / \rho_p^0, \quad \varepsilon_g = 1 - \varepsilon,$$

$$C_p = C_{p(\text{CO}_2)} Y_{\text{CO}_2} + C_{p(\text{H}_2\text{O})} Y_P + C_{p(A)} Y_A, \quad E = C_V T + (u^2 + v^2)/2,$$

где  $E$ ,  $\rho_p$ ,  $\rho_p^0$  — полная внутренняя энергия, счетная и физическая плотности частиц (гранул);  $C_p$ ,  $C_V$ ,  $\lambda$ ,  $D$  — коэффициенты удельных теплоемкостей, теплопроводности и диффузии газа;  $Y_{\text{CO}_2}$ ,  $Y_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $Y_A$ ,  $M_{\text{CO}_2}$ ,  $M_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $M_A$  — массовые доли двуокиси углерода, паров воды и воздуха соответственно и их молекулярные веса;  $T_{sg}$  — температура поверхности гранулы. Ее значение определяется из решения задачи о распространении тепла в грануле (см. п. 1.1).

Величины дополнительных газоприходов в уравнении (8) при газификации гранул определялись из следующих выражений:

$$J_p = 4\pi n \varepsilon_p r_p \rho_p R^2, \quad J_{p1} = 4\pi n \varepsilon_{p1} r_{p1} \rho_{p1} R_1^2,$$

где  $n$  — число гранул в единице объема (определяется из условий засыпки фильтра).

Коэффициент сопротивления  $\beta$  рассчитывается с помощью линейной комбинации формулы Эргана и формулы для коэффициента сопротивления сферы [2]:

$$\beta = \frac{\pi d_p^2}{8\varphi} \rho C_D n |\mathbf{U}|, \quad C_D = \begin{cases} c_1 = \frac{24}{\text{Re}_p} + \frac{4.4}{\sqrt{\text{Re}_p}} + 0.42, & \varepsilon \leq 0.08; \\ c_2 = \frac{4}{3\varepsilon} \left[ 1.75 + \frac{150\varepsilon}{\varepsilon\varphi \text{Re}_p} \right], & \varepsilon \geq 0.45; \\ \frac{(\varepsilon - 0.08)c_2 + (0.45 - \varepsilon)c_1}{0.37}, & 0.08 < \varepsilon < 0.45, \end{cases} \quad \text{Re}_p = \frac{\rho d_p |\mathbf{U}|}{\mu},$$

где  $\varphi$  — формпараметр, учитывающий отклонение формы гранулы от сферы;  $d_p$  — эквивалентный диаметр гранулы.

Коэффициент теплопередачи  $\gamma$  определялся по формуле работы [3]:

$$\gamma = \frac{\pi d_p n}{\varphi} \lambda \text{Nu}, \quad \text{Nu} = 0.395 \text{Re}^{0.64} \text{Pr}^{0.33}.$$

Граничные условия для системы (8)–(14) задавались следующим образом. На непроницаемых стенках камеры охлаждения задавались условия прилипания и условия отсутствия теплообмена.

При  $x = 0$  во входном сечении камеры, через которое поступают продукты сгорания из газогенератора ( $r \leq r_k$ , рис. 2):  $\rho u = G_-/F_k$ ,  $\rho v = 0$ ,  $Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.2$ ,  $Y_{\text{CO}_2} = 0.8$ ,  $Y_A = 0$ ,  $T = T_-$ .

В выходном сечении камеры ( $x = x_b$ ,  $r \leq r_b$ , рис. 2), где истечение продуктов сгорания может происходить как в дозвуковом, так и в сверхзвуковом режиме, задавался их расход, который вычислялся по известным газодинамическим формулам для адиабатических течений:

$$\rho u = \frac{p}{\sqrt{RT}} \sqrt{\frac{2k}{k-1}} \left[ \left( \frac{p}{p_{at}} \right)^{-2/k} - \left( \frac{p}{p_{at}} \right)^{-(k+1)/k} \right]^{1/2},$$

если  $\frac{p}{p_{at}} < \left( \frac{(k+1)}{2} \right)^{k/(k-1)}$  (дозвук);

$$\rho u = \frac{p\sqrt{k}}{\sqrt{RT}} \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{2(k-1)}},$$

если  $\frac{p}{p_{at}} \geq \left( \frac{(k+1)}{2} \right)^{k/(k-1)}$  (сверхзвук),

где  $p_{at}$  — атмосферное давление;  $k$  — показатель адиабаты смеси продуктов сгорания и продуктов газификации гранул. Его значение вычислялось путем осреднения по сечению сопла величины  $k = C_p/(C_p - R)$ , где  $R$  — газовая постоянная смеси. Для остальных параметров течения здесь задавались “мягкие” граничные условия. Полагалось, что в начальный момент времени камера охлаждения заполнена воздухом при атмосферном давлении.

Для решения уравнений (8)–(14) применялась противопотоковая LU разностная схема второго порядка точности, обладающая TVD-свойствами, близкая к схеме, описанной в работе [4]. Учет взаимодействия газа и гранул проводился на основе расщепления по физическим процессам. Разностная сетка имела размер  $200 \times 30$  в плоскости  $(x, r)$ , что обеспечивало расчет параметров течения с точностью около 5%.

## 2. Некоторые результаты расчетов

Расчеты проводились для следующих значений основных параметров камеры охлаждения. Диаметр камеры охлаждения 80 мм; масса гранул фильтра 0.6 кг. Температуры фазовых переходов для первой и второй шлаковых оболочек  $T_g = 500$  К и  $T_{g1} = 653$  К соответственно, теплоты фазовых переходов  $L_p = 326$  кДж/кг и  $L_{p1} = 644$  кДж/кг. Массовые доли продуктов газификации гранул  $\varepsilon_p = 0.2$ ,  $\varepsilon_{p1} = 0.3$ . Эквивалентный диаметр гранулы  $d_p = 5$  мм. Диаметр выходного сечения камеры охлаждения  $d_b = 7$  мм. Температура продуктов сгорания на входе в камеру охлаждения составляла 2290 К. Значение показателя адиабаты в камере сгорания  $k = 1.25$ .

На рис. 3 результаты расчетов сравниваются с результатами стендовых испытаний (черные кружочки) по величине температуры в выходном сечении камеры охлаждения. Величина  $M_g$ , г, есть общая масса образовавшихся газообразных продуктов разложения гранул фильтра.

Достаточно удовлетворительное совпадение значений температур свидетельствует о работоспособности предложенной физико-математической модели процесса. Величина газоприхода из газогенератора была невелика, и уровень давления в камере охлаждения лишь немного превышал уровень атмосферного давления. Поведение давления и температуры на выходе из камеры охлаждения при более высоком значении величины газоприхода из камеры сгорания газогенератора показано на рис. 4. Падение давления после первого пика связано с началом истечения газа через выходное сечение (сопло) камеры охлаждения. Дальнейший подъем давления обусловлен дополнительным газоприходом продуктов газификации гранул. При этом по мере уменьшения интенсивности газификации гранул этот газоприход уменьшается, вследствие чего на кривой давления появляются второй пик и спад давления после него. По мере выгорания заряда твердого топлива газогенератора в газовой смеси увеличивается доля продуктов разложения гранул фильтра, имеющих более низкую температуру, что поддерживает температуру на выходе из камеры охлаждения на достаточно низком уровне. На рис. 5 и 6 дано сравне-

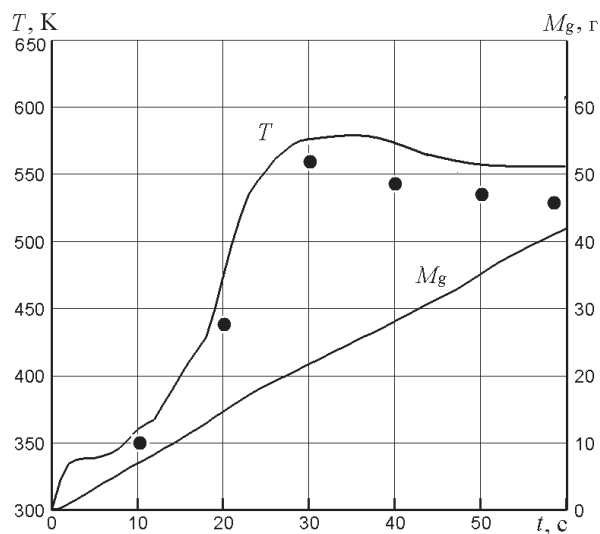


Рис. 3. Изменение температуры на выходе из камеры охлаждения

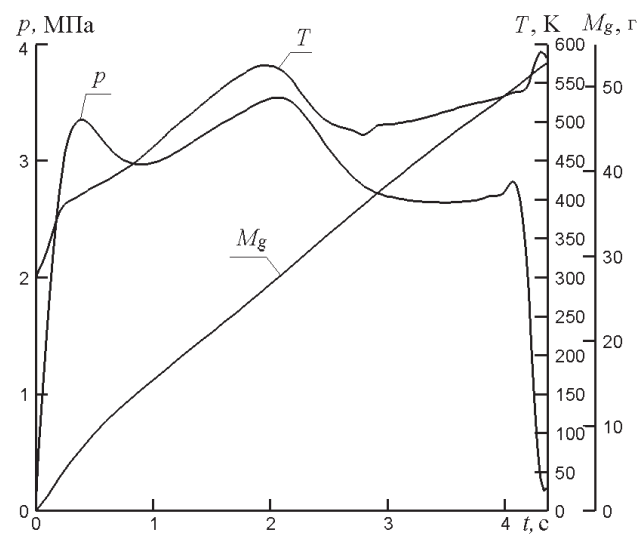


Рис. 4. Изменение давления в камере охлаждения при  $x = 0$  и температуры в ее выходном сечении



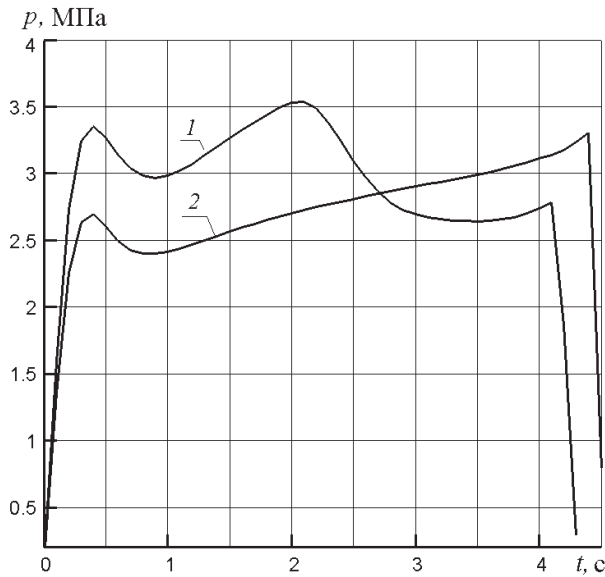


Рис. 5. Изменение давления в камере охлаждения при  $x = 0$  для активного (1) и пассивного (2) фильтров

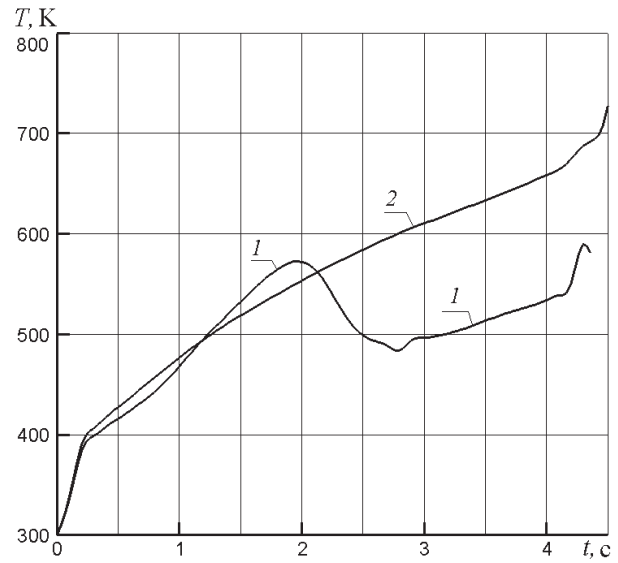


Рис. 6. Изменение температуры на выходе из камеры охлаждения для активного (1) и пассивного (2) фильтров

ние характера изменения аналогичных кривых давления и температуры для активного и пассивного фильтров. В случае пассивного фильтра полагалось, что его материал (тот же карбонат магния) не подвержен деструкции.

Практически линейный рост давления в пассивном фильтре после первого пика обусловлен использованием в газогенераторе заряда твердого топлива с так называемой прогрессивной поверхностью горения, величина которой возрастает с течением времени. В активном фильтре дополнительный газоприток от гранул приводит уже к немонотонному характеру изменения давления, средний уровень которого оказывается выше, чем в пассивном (см. рис. 5). Этим обстоятельством объясняется сокращение времени работы газогенератора, поскольку скорость горения твердого топлива возрастает с ростом давления и заряд твердого топлива выгорает быстрее. В пассивном фильтре температура продуктов сгорания газогенератора снижается только за счет поглощения тепла гранулами фильтра, что приводит к практически линейной зависимости температуры газа на выходе из камеры охлаждения во времени. В активном же фильтре в результате смешения низкотемпературных продуктов разложения гранул с продуктами сгорания температура на выходе из камеры оказывается существенно ниже (см. рис. 6).

## Заключение

1. Разработанная математическая модель достаточно адекватно описывает процесс охлаждения высокотемпературных продуктов сгорания твердотопливных зарядов газогенераторов в фильтрах активного охлаждения.

2. Результаты численного моделирования показали более высокую эффективность охлаждения продуктов сгорания при использовании активных фильтров по сравнению с пассивными.

## Список литературы

- [1] Волков Э.П., Зайчик Л.И., Першук В.А. Моделирование горения твердого топлива. М.: Наука, 1994. 320 с.
- [2] Стернин Л.Е. Основы газодинамики двухфазных течений в соплах. М.: Машиностроение, 1974. 212 с.
- [3] Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое. Новосибирск: ИТФ СО АН СССР, 1984. 165 с.
- [4] YOON S., JAMESON A. An LU-SSOR scheme for the Euler and Navier—Stokes equations // AIAA Paper. 1987. P. 87–600.

*Поступила в редакцию 21 ноября 2008 г.,  
в переработанном виде — 16 февраля 2009 г.*