

УДК 536.22:62-784.431

**Физико-математическая модель
конденсационного процесса улавливания
субмикронной пыли в форсуночном скруббере**

М.И. Шляев, Е.М. Хромова, А.В. Григорьев, А.В. Тумашова

Томский государственный архитектурно-строительный университет

E-mail: shmi@mail.tomsknet.ru

Предложена и проанализирована физико-математическая модель процесса тепломассообмена и конденсационного улавливания субмикронных частиц пыли на капли диспергируемой жидкости в форсуночном скруббере. Получено удовлетворительное согласование результатов расчетов и опытных данных по улавливанию сажи из крекинг-газов.

Ключевые слова: конденсационное пылеулавливание, субмикронные частицы, противоточный форсуночный скруббер, скруббер Вентури, эффективность пылеулавливания, число Стокса, коэффициент захвата.

В инерционных пылеулавливателях частицы пыли размером в сотые и десятые доли микрона без специальной предварительной подготовки — укрупнения из очищаемого потока газа — практически не выделяются. Такая подготовка может осуществляться в звуковом поле, в результате чего размеры частиц возрастают за счет акустической коагуляции (по данным [1] для частиц сажи — от 0,03 мкм до 5 мкм), либо за счет конденсации на них водяных паров. В случае конденсации эффективное пылеулавливание обеспечивается увеличением инерции частиц, на которых конденсируются пары воды в процессе их движения в рабочей зоне аппарата, и, соответственно, повышением вероятности их столкновения с каплями орошающей жидкости (рис. 1), например, в форсуночных скрубберах. Так, в противоточном форсуночном скруббере (ПФС) (рис. 2) эффективность улавливания сажевых частиц из крекинг-газов достигает величины порядка 90 % при высоком влагосодержании газов на входе (около 1 кг/кг сух. газов) [1, 2]. Условия интенсивной конденсации пара на частицы должны быть созданы уже на входе в аппарат, а для надежного прогнозирования и оптимизации процесса пылеулавливания необходимы адекватные математические модели. Практическое определение соответствующих закономерностей вызывает большие трудности. Некоторые опытные данные по конденсационному пылеулавливанию представлены в [1, 3]. Однако в работе [4] показано, что единой зависимостью изменение эффективности пылеулавливания с перепадом влагосодержания, как принято в отмеченных работах, в аппаратах мокрого типа обобщать неправомерно, поскольку процессы пылеулавливания в них определяются разными механизмами [2].

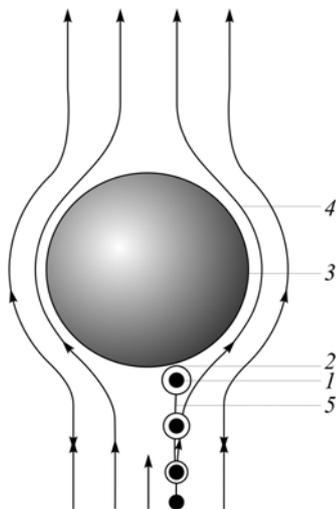


Рис. 1. Схема взаимодействия твердой тонкодисперсной частицы с конденсатом на поверхности с каплей орошающей жидкости.

1 — твердая частица, 2 — конденсат на поверхности частицы, 3 — капля жидкости, 4 — линия тока парогазового потока, 5 — траектория твердой частицы с конденсатом на поверхности.

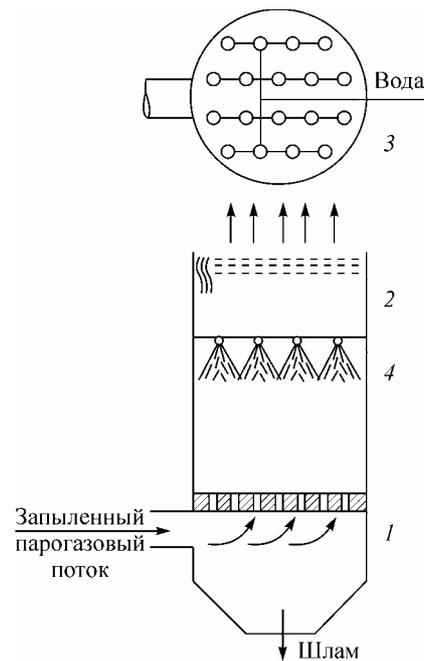


Рис. 2. Схема противоточного полового форсуночного скруббера.

1 — газораспределительная решетка, 2 — каплеуловитель, 3 — водяной коллектор, 4 — форсунки.

Обстоятельных теоретических работ по совместному тепло-, массообмену и конденсационному улавливанию частиц пыли на капли в форсуночных скрубберах в литературе авторами не обнаружено. Попытка подобного моделирования представлена в книге [5], в одной из глав которой описана одномерная модель, к сожалению, с многочисленными опечатками, в трудно воспринимаемой форме. При этом, судя по уравнениям, влагосодержание и термодинамика парогазового потока в целом в связи с процессом тепломассообмена его с каплями и частицами не рассматривались. Поэтому более чем удовлетворительное иллюстрируемое авторами согласование расчетных результатов и опытных данных по пылеулавливанию вызывает сомнение. К тому же условия проведения экспериментов и все необходимые физические, режимные, геометрические параметры авторами не приводятся.

Изложенным состоянием дел вызвана необходимость постановки обсуждаемой задачи в более полной и строгой форме.

В настоящей статье представлены основные положения и результаты реализации физико-математической модели конденсационного улавливания субмикронных частиц в форсуночных скрубберах, которое осуществляется по инерционному механизму, хорошо подтверждаемому опытными данными [1].

За основу принята модель тепломассообмена капель жидкости с парогазовым потоком в камере орошения [6, 7]. Она модифицирована добавлением к ней уравнения движения тонкодисперсных частиц, уравнения неразрывности по некоторой плотности массовой концентрации этих частиц, учитывающей эффект столкновения монодисперсной субмикронной твердой частицы с конденсатом на ее поверхности, уравнений теплообмена и массообмена твердой частицы с конденсатом на поверхности с парогазовым потоком. При этом изменение массы капель орошающей жидкости учитывалось как за счет массообмена с парогазовым потоком, так и за счет осаждения на них монодисперсных субмикронных твердых частиц с конденсатом на поверхности. В уравнении теплообмена каплей, кроме фазового перехода

скрытого тепла на их поверхности, учитывался перенос тепла монодисперсными частицами с конденсатом на поверхности из-за их осаждения на капли. В уравнении для влагосодержания, кроме потоков массы за счет испарения жидкости — конденсации пара на поверхности капли учитывались такие же потоки массы от монодисперсных субмикронных твердых частиц с конденсатом на поверхности. В уравнении неразрывности для некоторой плотности орошающей жидкости учитывалось изменение ее массы как за счет процессов фазовых переходов на каплях жидкости и твердых частицах с конденсатом на поверхности суммарно, так и за счет поглощения каплями этих частиц из-за их столкновений. Схема столкновительного процесса для пары капля жидкости–твердая частица с конденсатом на поверхности представлена на рис. 1.

В целом рассматривается движение и тепломассообмен трехфазной четырехкомпонентной гетерогенной среды капли жидкости–монодисперсные субмикронные твердые частицы с конденсатом на их поверхности–парогазовая смесь в полых скрубберах с форсуночным орошением в рамках модели разнотемпературных, разноскоростных континуумов. При этом, принимая во внимание малый размер твердых частиц с конденсатом на поверхности, их движение с парогазовой смесью полагается динамически равновесным, но неравновесным по температуре. В модели учитывается конденсация паров жидкости на каплях и на твердых частицах или испарение их в зависимости от локальных термодинамических параметров в парогазовом потоке. Эффект осаждения на капли жидкости монодисперсных субмикронных твердых частиц с конденсатом на поверхности учитывается с помощью коэффициента захвата, определяемого эмпирической формулой Ленгмюра–Блоджетта. Известно, что чем выше содержание паров в газе, тем эффективнее осуществляется процесс улавливания тонкодисперсных частиц в скруббере. Поэтому в модели учтено влияние повышенного влагосодержания на массообмен каплей жидкости и твердых частиц с конденсатом на поверхности с помощью поправки на стефановский поток. Объемные концентрации капель и частиц полагаются невысокими, что характерно для режимов работы скрубберов и оросительных камер кондиционеров воздуха, в связи с чем уравнения движения жидкой и твердой фаз потока в рамках континуальной модели превращаются в уравнения движения отдельных капель и частиц. При этом будем считать капли жидкости и субмикронные частицы монодисперсными некоторого эффективного, например, среднемассового диаметра.

Приведенный на рис. 3 схематичный вид оросительной камеры выбран для формулировки уравнений модели в более общем виде, имея в виду, что камеры

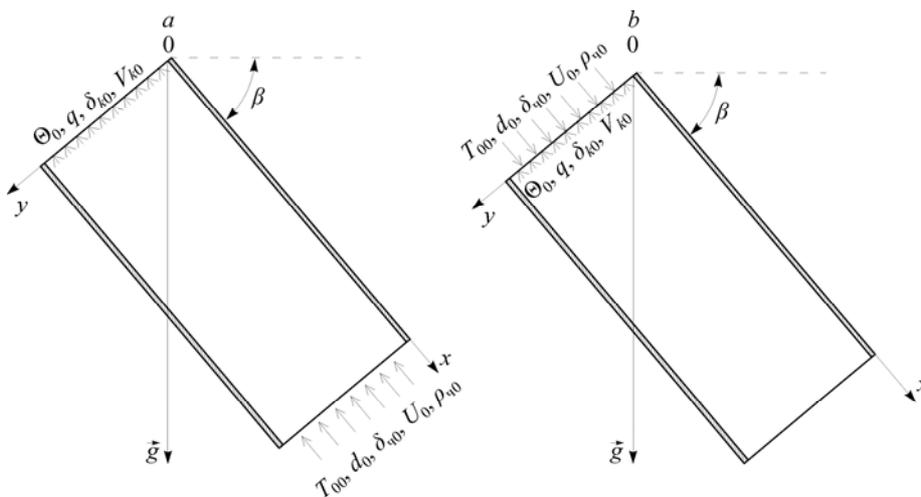


Рис. 3. Схемы оросительных камер: противоток (а), прямоток (б).

могут быть расположены горизонтально ($\beta = 0$), вертикально ($\beta = \pi/2$) или под произвольным углом к горизонту. Вертикально располагаются ПФС, оросительные камеры кондиционеров воздуха — преимущественно горизонтально, а также вертикально, трубы Вентури — горизонтально, вертикально и под произвольным углом (в батарейной компоновке). В скруббере Вентури процесс пылеулавливания осуществляется в диффузорной, расширяющейся части трубы, что необходимо учитывать при записи уравнения для скорости парогазового потока. При этом схема может быть: a — противоточной, b — прямоточной, что определяется направлением подачи жидкости относительно парогазового потока. В противоточной схеме жидкость подается с одной стороны с начальными параметрами: Θ_0 — температура капель, $q = Q_{\text{ж}}/Q_{\text{пг}}$ — коэффициент орошения, где $Q_{\text{ж}}$ и $Q_{\text{пг}}$ — объемные расходы жидкости и парогазового потока, δ_{k0} — среднemasсовый размер капель, генерируемых форсунками, определяемый расчетом по параметрам форсунок [5, 8], V_{k0} — начальная скорость капель, также определяемая по расчету форсунок. С противоположной стороны подается парогазовая смесь с мелкими частицами с начальными параметрами: T_{00} , d_0 , U_0 , $\delta_{\text{ч}0}$, $\rho_{\text{ч}0}$ — температура, влагосодержание, скорость парогазового потока, размер твердых частиц, массовая концентрация частиц. В прямоточной b схеме и жидкость, и парогазовая смесь, и частицы подаются с одной стороны. Частицы с конденсатом на поверхности сталкиваются с каплями, ими поглощаются и уводятся в шлам.

Уравнения модели будем записывать в общем векторном виде.

Уравнение движения капель жидкости с учетом изменения их массы за счет процессов конденсации или испарения, а также за счет поглощения каплями жидкости твердых частиц с конденсатом на поверхности имеет вид

$$\frac{d\vec{V}_k}{d\tau} = \vec{g} + \vec{R}_k - \frac{\vec{V}_k}{m_k} \frac{dm_k}{d\tau}, \quad (1)$$

где \vec{V}_k , m_k , \vec{R}_k — вектор скорости, масса капли и вектор силы аэродинамического сопротивления, действующей на каплю жидкости, приходящийся на единицу ее массы, \vec{g} — вектор ускорения силы тяжести, τ — время.

Уравнение движения твердых частиц с конденсатом на поверхности — равновесность принимается за счет малости размеров монодисперсных субмикронных твердых частиц с конденсатом на поверхности

$$\vec{V}_{\text{чж}} = \vec{U}, \quad (2)$$

где $\vec{V}_{\text{чж}}$ и \vec{U} — векторы скорости твердых частиц с конденсатом на поверхности и парогазового потока.

Уравнение неразрывности для орошающей жидкости

$$\frac{d\rho_k}{d\tau} = \frac{\rho_k}{m_k} \frac{dm_k}{d\tau} - \rho_k \nabla \vec{V}_k, \quad (3)$$

где ρ_k — некоторая плотность (массовая концентрация) капель.

Уравнение массообмена капли жидкости с потоком парогазовой смеси за счет испарения–конденсации и с твердыми частицами при их осаждении на капли записывается как:

$$\frac{dm_k}{d\tau} = \frac{2\pi M_1 K_c D \delta_k}{RT} (P_1 - P_{1k}) \Phi + \rho_{\text{чж}} V_c \frac{\pi \delta_k^2}{4} \eta_{\text{Stk}}$$

или

$$\frac{dm_k}{d\tau} = \beta_k \pi \delta_k^2 (\rho_1 - \rho_{1k}) + \rho_{чж} V_c \frac{\pi \delta_k^2}{4} \eta_{\text{Stk}}, \quad (4)$$

где M_1 — молекулярная масса пара (для водяного пара $M_1 = 18$ кг/кмоль), D — коэффициент диффузии паров в смеси, δ_k — текущий размер капли, $R = 8,314 \cdot 10^3$ кДж/кмоль·К — универсальная газовая постоянная, T — абсолютная температура парогазового потока, P_1 и P_{1k} — парциальные давления паров вдали от капли и на ее поверхности при температуре насыщения, равной температуре поверхности капли $\Theta_{\text{п}}$. Поправка на стефановский поток при высоких влагосодержаниях [1, 9] K_c определяется выражением

$$K_c = 1 + \frac{P_1 + P_{1k}}{2B},$$

где $B = P_1 + P_2$ — барометрическое давление, P_2 — парциальное давление сухого газа в потоке. Поправка Фросслинга Φ на инерционность обтекания капли [2] имеет вид

$$\Phi = 1 + 0,276 \text{Re}_k^{0,5} \cdot \text{Sc}^{0,33},$$

где Re_k — число Рейнольдса обтекания капли:

$$\text{Re}_k = \frac{V_c \delta_k \rho}{\mu},$$

Sc — число Шмидта:

$$\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho D},$$

$V_c = |\vec{V}_k - \vec{U}|$ — модуль относительной скорости капли, ρ и μ — плотность и динамическая вязкость парогазовой смеси, $\rho_{чж}$ — некоторая плотность тонкодисперсных частиц с конденсатом на поверхности, η_{Stk} — коэффициент захвата монодисперсных субмикронных твердых частиц с конденсатом на поверхности каплями жидкости, β_k — коэффициент массоотдачи капли по концентрационному напору паров, ρ_1 и ρ_{1k} — парциальные плотности — массовые концентрации пара — вдали от капли жидкости и у ее поверхности, определяемые из уравнений состояния, —

$$\rho_1 = \frac{P_1 M_1}{RT}, \quad \rho_{1k} = \frac{P_{1k} M_1}{R \Theta_{\text{п}}}.$$

Уравнение массообмена образования твердой тонкодисперсной частицы с конденсатом на поверхности с потоком парогазовой смеси (уравнение Максвелла) имеет вид:

$$\frac{dm_{чж}}{d\tau} = \frac{2\pi M_1 K_c D \delta_{чж}}{RT} (P_1 - P_{1ч})$$

или

$$\frac{dm_{чж}}{d\tau} = \beta_{чж} \pi \delta_{чж}^2 (\rho_1 - \rho_{1ч}), \quad (5)$$

где $m_{\text{чж}}$ — масса твердой частицы с конденсатом на поверхности, $\delta_{\text{чж}}$ — размер твердой частицы с конденсатом на поверхности, $P_{1\text{ч}}$ — парциальное давление паров у поверхности тонкодисперсной твердой частицы с конденсатом на поверхности, вычисляемое по значению температуры $T_{\text{чж}}$, соответствующему температуре насыщения, $\beta_{\text{чж}}$ — коэффициент массоотдачи твердой частицы с конденсатом на поверхности по концентрационному напору, $\rho_{1\text{ч}}$ — парциальная плотность паров у поверхности твердой частицы с конденсатом на поверхности, вычисляемая из уравнения состояния, —

$$\rho_{1\text{ч}} = \frac{P_{1\text{ч}} M_1}{RT_{\text{чж}}}.$$

Уравнение неразрывности для твердых частиц с конденсатом на поверхности с учетом их осаждения на капли орошающей жидкости

$$\frac{d\rho_{\text{чж}}}{d\tau} = \frac{\rho_{\text{чж}}}{m_{\text{чж}}} \frac{dm_{\text{чж}}}{d\tau} - \rho_{\text{чж}} \nabla \bar{U} - \rho_{\text{чж}} V_c \frac{\pi \delta_k^2}{4} \eta_{\text{Stk}} \frac{\rho_k}{m_k}, \quad (6)$$

где $\rho_k/m_k = n_k$ — счетная концентрация капель в парогазовом потоке.

Уравнение неразрывности для сухих частиц с учетом осаждения твердой тонкодисперсной частицы с конденсатом на поверхности на капли орошающей жидкости имеет вид

$$\frac{d\rho_{\text{ч}}}{d\tau} = -\rho_{\text{ч}} \nabla \bar{U} - \rho_{\text{ч}} V_c \frac{\pi \delta_k^2}{4} \eta_{\text{Stk}} \frac{\rho_k}{m_k}, \quad (7)$$

где $\rho_{\text{ч}}$ — некоторая плотность (массовая концентрация) сухих частиц в потоке.

Уравнение для влагосодержания парогазового потока

$$\frac{dd}{d\tau} = \frac{W}{(1 - \varepsilon_{\text{кч}}) \rho_2}, \quad (8)$$

где d — влагосодержание, представляющее собой массу паров жидкости, приходящуюся на один килограмм сухой части газа в смеси, $\rho_2 = P_2 M_2 / RT$, где ρ_2 — парциальная плотность сухих газов в потоке, M_2 — молекулярная масса сухих газов, для воздуха $M_2 = 29$ кг/кмоль, $\varepsilon_{\text{кч}}$ — объемная суммарная концентрация капель и частиц в потоке, как правило $\varepsilon_{\text{кч}} \ll 1$. В уравнении (8) W — суммарный массовый уход (конденсация) или приход (испарение капель жидкости и конденсата с поверхности частиц) паров жидкости в потоке в единицу времени в единице объема парогазовой смеси:

$$W = - \left[\frac{dm'_k}{d\tau} \frac{\rho_k}{m_k} + \frac{dm_{\text{чж}}}{d\tau} \frac{\rho_{\text{чж}}}{m_{\text{чж}}} \right],$$

где

$$\frac{dm'_k}{d\tau} = \frac{2\pi M_1 K_c D \delta_k}{RT} (P_1 - P_{1k}) \Phi$$

или

$$\frac{dm'_k}{d\tau} = \beta_k \pi \delta_k^2 (\rho_1 - \rho_{1k}).$$

Уравнение для скорости парогазовой смеси вдоль оси камеры x примем в следующем виде [6, 7]:

$$U = U_0 \frac{T}{T_{00}} \frac{K+d}{K+d_0}, \quad (9)$$

где $K = M_1/M_2$.

Уравнение теплообмена капли с потоком парогазовой смеси —

$$c_k m_k \frac{d\Theta}{d\tau} = -\alpha_k \pi \delta_k^2 (\Theta_{\text{п}} - T) + r_{\text{ж}} \frac{dm'_k}{d\tau} + c_{\text{чж}} \rho_{\text{чж}} V_c \frac{\pi \delta_k^2}{4} \eta_{\text{Stk}} T_{\text{чж}}, \quad (10)$$

где Θ — среднемассовая температура капли, $\Theta_{\text{п}}$ — температура поверхности капли жидкости, c_k — теплоемкость капли жидкости вместе с поглощенными твердыми частицами, в дальнейшем будем приравнивать ее к теплоемкости жидкости $c_{\text{ж}}$ в силу малой концентрации тонкодисперсных частиц, $r_{\text{ж}}$ — удельная теплота фазового перехода испарение–конденсация, $c_{\text{чж}}$ — теплоемкость твердой частицы с конденсатом на поверхности, в дальнейшем будем принимать $c_{\text{чж}} = c_{\text{ж}}$.

Уравнение теплообмена образования твердой частицы с конденсатом на поверхности с потоком парогазовой смеси будет иметь следующий вид:

$$c_{\text{чж}} m_{\text{чж}} \frac{dT_{\text{чж}}}{d\tau} = -\alpha_{\text{чж}} \pi \delta_{\text{чж}}^2 (T_{\text{чж}} - T) + r_{\text{ж}} \frac{dm_{\text{чж}}}{d\tau}, \quad (11)$$

где $\alpha_{\text{чж}}$ — коэффициент теплоотдачи твердой частицы с конденсатом на поверхности.

Уравнение для температуры парогазовой смеси

$$\rho \frac{dcT}{d\tau} = \alpha_k \pi \delta_k^2 (\Theta_{\text{п}} - T) \frac{\rho_k}{m_k} + \alpha_{\text{чж}} \pi \delta_{\text{чж}}^2 (T_{\text{чж}} - T) \frac{\rho_{\text{чж}}}{m_{\text{чж}}}, \quad (12)$$

где c — теплоемкость парогазовой смеси.

Уравнения (1)–(12) должны решаться при следующих начальных условиях в момент $\tau = 0$:

$$\begin{aligned} \vec{V}_k &= \vec{V}_{k0}, \quad \vec{U} = \vec{U}_0, \quad \rho_k = \rho_{k0}, \quad m_k = m_{k0}, \quad m_{\text{чж}} = m_{\text{чж}0}, \\ \rho_{\text{чж}} &= \rho_{\text{чж}0}, \quad d = d_0, \quad \Theta = \Theta_0, \quad T = T_{00}. \end{aligned} \quad (13)$$

Решение уравнений модели может быть получено в стационарной постановке в эйлеровой системе координат для прямого тока при начальных условиях для капель орошающей жидкости, парогазовой смеси и твердых частиц, заданных на одной стороне аппарата в сечении $x = 0$ и противотока (при начальных условиях для капель орошающей жидкости на одной стороне аппарата в сечении $x = 0$, а для парогазовой смеси и частиц — на другой стороне аппарата при $x = l$). В этом случае $\partial/\partial t = 0$ и

$$\frac{d_i(\dots)}{d\tau} = \vec{V}_i \nabla(\dots), \quad (14)$$

где индекс i определяет субстанциальную производную. Если ось x совпадает с осью аппарата и с направлением парогазового потока, то соотношение (14) имеет следующий вид:

$$\frac{d\vec{V}_k}{d\tau} = \vec{V}_k \nabla \vec{V}_k, \quad \frac{d\rho_k}{d\tau} = \vec{V}_k \nabla \rho_k, \quad \frac{dm_k}{d\tau} = \vec{V}_k \nabla m_k, \quad \frac{dm_{\text{чж}}}{d\tau} = \vec{U} \nabla m_{\text{чж}} = U \frac{\partial m_{\text{чж}}}{\partial x},$$

$$\frac{d\rho_{\text{чж}}}{d\tau} = \bar{U}\nabla\rho_{\text{чж}} = U\frac{\partial\rho_{\text{чж}}}{\partial x}, \quad \frac{d\rho_2}{d\tau} = \bar{U}\nabla\rho_2 = U\frac{\partial\rho_2}{\partial x}, \quad \frac{dd}{d\tau} = \bar{U}\nabla d = U\frac{\partial d}{\partial x},$$

$$\frac{d\Theta}{d\tau} = \bar{V}_k\nabla\Theta, \quad \frac{dT_{\text{чж}}}{d\tau} = \bar{U}\nabla T_{\text{чж}} = U\frac{\partial T_{\text{чж}}}{\partial x}, \quad \frac{d(cT)}{d\tau} = \bar{U}\nabla(cT) = U\frac{\partial(cT)}{\partial x}.$$

Эффективность улавливания частиц пыли определится выражением:

$$\eta = 1 - \frac{1}{h\rho_{\text{ч0}}U_0} \int_0^h (\rho_{\text{ч}}U)_{x=l} dy, \quad (15)$$

где h — высота (ширина) камеры.

В уравнении (1) и далее, принимая форму капли жидкости сферической,

$$m_k = \frac{\pi\delta_k^3}{6} \rho_{\text{ж}}, \quad (16)$$

где $\rho_{\text{ж}}$ — плотность орошающей жидкости, δ_k — диаметр капли. С учетом действия сил тяжести в системе координат (см. рис. 3) вектор скорости капель орошающей жидкости имеет две компоненты V_{kx} и V_{ky} . Сила аэродинамического сопротивления \bar{R}_k , действующая на каплю, приходящаяся на единицу ее массы, равна:

$$\bar{R}_k = \tilde{\xi}_k \frac{(\bar{V}_k - \bar{U})}{\tau_k}, \quad (17)$$

где

$$\tau_k = \frac{\rho_{\text{ж}}\delta_k^2}{18\mu}. \quad (18)$$

В (17) $\tilde{\xi}_k = \xi_k/\xi_c$ — относительный, ξ_k — действительный, $\xi_c = 24/\text{Re}_k$ — стоксовский коэффициенты сопротивления капли орошающей жидкости.

Плотность парогазового потока определяется суммой парциальных плотностей компонентов смеси:

$$\rho = \rho_1 + \rho_2. \quad (19)$$

Динамическая вязкость μ и коэффициент теплопроводности λ парогазового потока вычисляются через парциальные давления компонентов бинарной смеси [6], либо с помощью формулы Уилки (A. Wilkie) [7, 10].

Относительный коэффициент сопротивления $\tilde{\xi}_k$ примем по известной аппроксимационной зависимости, справедливой для широкого диапазона чисел $\text{Re}_k = 0,1 - 3 \cdot 10^5$ [2]:

$$\tilde{\xi}_k = 1 + 0,197\text{Re}_k^{0,63} + 2,6 \cdot 10^{-4} \text{Re}_k^{1,38}. \quad (20)$$

Коэффициент захвата η_{Stk} , определяющий эффективность осаждения твердых частиц с конденсатом на поверхности на капли орошающей жидкости, примем по эмпирической зависимости Ленгмюра–Блоджетта с поправкой Н.А. Фукса на эффект зацепления [11]

$$\eta_{\text{Stk}} = \left(\frac{\text{Stk}}{\text{Stk} + 0,5} \right)^2 + 2,5 \frac{\delta_{\text{чж}}}{\delta_k}, \quad (21)$$

где Stk — число Стокса:

$$Stk = \tau_{\delta} \frac{V_c}{\delta_k}, \quad \tau_{\delta} = \frac{\rho_{ж} \delta_{чж}^2}{18\mu}. \quad (22)$$

Эффект зацепления определяет второе слагаемое в уравнении (21).

В уравнении (4) β_k — коэффициент массообмена капли с парогазовым потоком по концентрационному напору паров $\Delta\rho = \rho_1 - \rho_{1k}$, $\rho_{1k} = P_{1k}(\Theta_{п})M_1/R\Theta_{п}$ (в расчетах будем принимать $\Theta_{п} \approx \Theta$, что справедливо, как показано в [6] для капель размерами до 600–800 мкм):

$$\beta_k = 2 \frac{D}{\delta_k} K_c \Phi. \quad (23)$$

В уравнении (5) примем

$$m_{чж} = \frac{\pi \delta_{чж}^3}{6} \rho_{чж}^0 \approx \frac{\pi \delta_{чж}^3}{6} \rho_{ж}, \quad (24)$$

где $\rho_{чж}^0$ — осредненная плотность монодисперсной субмикронной твердой частицы с конденсатом на поверхности, для которой будем в дальнейшем полагать $\rho_{чж}^0 \approx \rho_{ж}$.

В уравнении (5) $\beta_{чж}$ — коэффициент массообмена твердой частицы с конденсатом на поверхности с парогазовым потоком:

$$\beta_{чж} = 2 \frac{D}{\delta_{чж}} K_c. \quad (25)$$

В уравнении (10) коэффициент теплоотдачи капли орошающей жидкости α_k будем определять по формуле Дрейка

$$Nu_k = \frac{\alpha_k \delta_k}{\lambda} = 2 + 0,459 Re_k^{0,55} Pr^{0,33}, \quad (26)$$

в которой Nu_k — теплообменное число Нуссельта, $Pr = \mu c / \lambda$ — число Прандтля, где c — теплоемкость парогазового потока

$$c\rho = c_1\rho_1 + c_2\rho_2. \quad (27)$$

Последнее соотношение даст

$$c = \frac{c_1 d + c_2}{1 + d}, \quad (28)$$

поскольку по определению

$$d = \frac{\rho_1}{\rho_2}, \quad (29)$$

c_1 и c_2 — теплоемкости пара и сухого газа (для водяного пара $c_1 = 1,8$ кДж/кг·К, для воздуха $c_2 = 1,005$ кДж/кг·К).

Второе слагаемое справа в (10) представляет скрытое тепло фазового перехода при испарении капли или конденсации паров на капле, третье слагаемое — тепло, переносимое твердыми частицами на каплю. Коэффициент теплоотдачи $\alpha_{чж}$

будем определять из-за малости размера твердой частицы с конденсатом на поверхности уравнением:

$$\alpha_{\text{чж}} = 2 \frac{\lambda}{\delta_{\text{чж}}}. \quad (30)$$

Уравнение (12) описывает изменение энтальпии в единицу времени в единице объема парогазового потока за счет его конвективного теплообмена с каплями орошающей жидкости и с тонкодисперсными твердыми частицами с конденсатом на поверхности.

Начальное условие для массовой концентрации жидкости задается как

$$\rho_{k0} = q \rho_{\text{ж}} \frac{U_0}{V_{k0}}. \quad (31)$$

Условие конденсации пара на частицах следует из уравнения массообмена (5): $\rho_1 - \rho_{1\text{ч}} > 0$, тогда $dm_{\text{чж}}/d\tau > 0$. Это условие можно записать при $\tau = 0$ в виде

$$\left(\frac{P_1 M_1}{RT_{00}} - \frac{P_{1\text{ч}}(T_{00}) M_1}{RT_{00}} \right)_{\tau=0} > 0, \text{ или } P_1 - P_{1\text{ч}} > 0.$$

Поскольку из уравнения состояния $P_1 = B \frac{d_0}{K + d_0}$, $P_{1\text{ч}} = B \frac{d_{1\text{ч}}}{K + d_{1\text{ч}}}$, $d_{1\text{ч}}$ — влагосодержание, вычисляемое по температуре на входе в камеру T_{00} , условие для начала конденсации паров жидкости на частицы представляется в виде

$$d_0 > K \frac{a}{1-a}, \quad (32)$$

где

$$a = \frac{P_{1\text{ч}}(T_{00})}{B}. \quad (33)$$

Например, для водяного пара и воздуха при $B = 101325$ Па, $T_{00} = 333$ К (60°C), $P_{1\text{ч}} = 0,199 \cdot 10^5$ Па и $K = 18/29 = 0,621$, так что $a = 0,1964$ и $d_0 > 0,152$ кг/кг сух. возд. Таким образом, условие (32) должно быть учтено при реализации сформулированной выше задачи.

На рис. 4 представлены результаты реализации модели для опытных данных улавливания сажи в форсуночном противоточном скруббере, производимой способом электрокрекинга метана из крекинг-газов. На основе данных, представленных в [1], удалось методом сравнения по молекулярным весам с известными газами ориентировочно установить физические параметры крекинг-газов: молекулярную массу $M_r = 11,24$ кг/моль, удельную теплоемкость при постоянном давлении $c_r = 2,4$ кДж/кг·К, коэффициенты динамической вязкости:

$$\mu_r = 6,47 \cdot 10^{-6} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,7} \text{ Па}\cdot\text{с}, \quad T_0 = 273 \text{ К}, \quad (34)$$

теплопроводности:

$$\lambda_r = 1,34 \cdot 10^{-2} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,7} \text{ Вт/м}\cdot\text{К}, \quad (35)$$

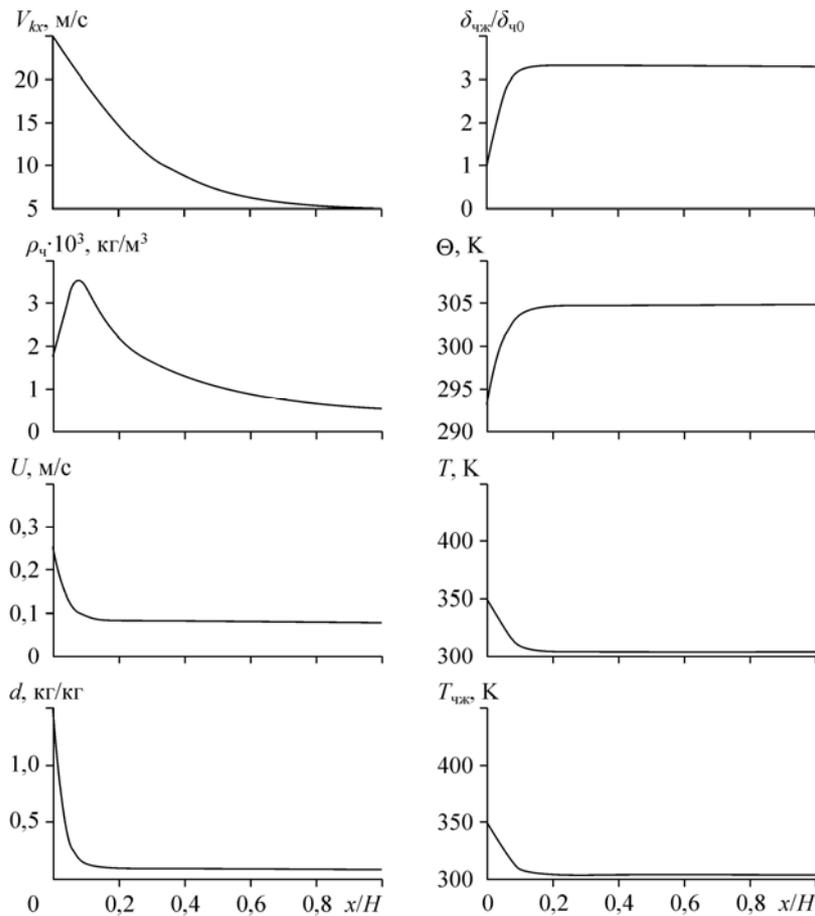


Рис. 4. Результаты реализации модели улавливания сажи в противоточном форсуночном скруббере при: $H = 12,75$ м, $q = 7,1 \cdot 10^{-3}$ м³/м³, $\delta_{k0} = 700$ мкм, $V_{k0} = 24,5$ м/с, $\Theta_0 = 293$ К, $T_{00} = 443$ К, $d_0 = 0,93$ кг/кг, $U_0 = 0,25$ м/с, $\delta_{ch0} = 0,1$ мкм, $\rho_{ch0} = 1,72$ г/м³.

и коэффициент диффузии водяных паров в крекинг-газах:

$$D_0 = 13,1 \cdot 10^{-6} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}, \text{ м}^2/\text{с}. \quad (36)$$

Расчеты проводились для следующих условий ([1], табл. XIII. 1, с. 221):

- температура газов на входе — $t_0 = 160\text{--}180$ °С,
- температура газов на выходе — $t_{\text{вых}} = 50\text{--}55$ °С,
- скорость парогазового потока на входе — $U_0 = 0,25$ м/с,
- коэффициент орошения — $q = 7,1 \cdot 10^{-3}$ м³/м³,
- концентрация сажи на входе — $c_0 = 1,72$ г/м³ (2,8 г/м³, ну), (ну — нормальные условия),
- концентрация сажи на выходе — $c_{\text{вых}} = 0,356$ г/м³ (0,425 г/м³, ну),
- температура воды на входе — $\theta_0 = 20$ °С,
- диаметр скруббера — $D = 3$ м,
- высота скруббера — $H = 12,75$ м,
- давление воды на эвольвентных форсунках — $P_{\text{ж}} = 300$ кПа,
- диаметр сопла форсунок — $d_c = 12$ мм,
- плотность крекинг-газов при нормальных условиях — $\rho_r = 0,51$ кг/м³, ну.

Приближенный расчет размеров капель орошающей воды по рекомендациям [1] дал значения среднемассового диаметра $\delta_{k0} = 700$ мкм при начальной скорости капель $V_{k0} = 24,5$ м/с. Оценка перепада влагосодержания по эмпирическим данным [1] позволила определить для данного опыта $\Delta d = 0,849$ кг/кг сух. газа. Перебор входных значений влагосодержания (d_0 в опытных данных отсутствует) для получения в расчете эмпирической величины $\Delta d \approx 0,85$ кг/кг сух. газа позволил принять $d_0 = 0,93$ кг/кг сух. газа. В расчете начальный размер частиц сажи принят $\delta_{c0} = 0,1$ мкм.

Опытное значение эффективности определим по соотношению массовых расходов частиц на выходе из скруббера и на входе в него по формуле (15) с учетом зависимости (9)

$$\begin{aligned} \eta_{\text{оп}} &= 1 - \frac{\rho_{\text{ч.вых}} \cdot U_{\text{вых}}}{\rho_{\text{ч0}} \cdot U_0} = 1 - \frac{0,356}{1,72} \frac{T_{\text{вых}}}{T_{00}} \frac{(K+d)_{\text{вых}}}{K+d_0} = \\ &= 1 - \frac{0,356}{1,72} \frac{325,2}{443} \frac{((18/11,24)+0,083)}{((18/11,24)+0,93)} = 0,8988 \quad (89,9\%), \end{aligned}$$

где $d_{\text{вых}}$ и d_0 приняты по результатам расчета, поскольку опытное значение скорости $U_{\text{вых}}$ в [1] не приведено, $\rho_{\text{ч.вых}}$ и $\rho_{\text{ч0}}$ — реальные концентрации частиц на выходе и на входе в скруббер, температуры $T_{\text{вых}}$ и T_{00} имеют средние из приведенных данных значения.

Полученная в расчете эффективность $\eta = 89,277\%$ хорошо согласуется с ее опытным значением, что свидетельствует о работоспособности модели.

На приведенных на рис. 4 графиках видно, что массовая концентрация сухих частиц сначала возрастает из-за уменьшения скорости парогазового потока за счет конденсации паров на каплях жидкости и твердых частицах, впоследствии твердые частицы с конденсатом на поверхности улавливаются каплями орошающей жидкости и концентрация пыли в потоке снижается. В данном случае размер твердых частиц возрастает почти в 3,5 раза, т. е. их масса увеличивается более чем на порядок величины. Расчетные температуры газов на выходе заметно отличаются от опытных, что предположительно связано с неопределенностью задания начального влагосодержания и усредненностью значения температуры, лежащей в пределах 20°C измеренных величин.

Для того чтобы убедиться дополнительно в работоспособности модели, на ее основе проведен расчет процесса улавливания частиц пыли на капли воды из воздуха при изотермических условиях (при $t = 20^\circ\text{C}$) без массообмена в стандартизованной трубе Вентури [1]. Результаты расчетов в сопоставлении с опытными данными, описываемыми известной зависимостью фракционной эффективности от числа Стокса [1]

$$\eta = 1 - e^{-q \cdot 10^{-3} b \sqrt{\text{Stk}}}, \quad \text{Stk} = \frac{\rho_{\text{ч}}^0 \delta_{\text{ч0}}^2 V_{\text{с0}}}{18\mu \delta_{\text{k0}}}, \quad (37)$$

при $q = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^3$, $b = 1,5$ (b — конструктивный параметр, равный 1,25–1,56 [1, 2]), приведены на рис. 5. В расчетах скорость парогазового потока определялась по формуле

$$U = U_0 \frac{T}{T_{00}} \frac{K+d}{K+d_0} \left(\frac{D_{\text{r}}}{D_{\text{x}}} \right)^2,$$

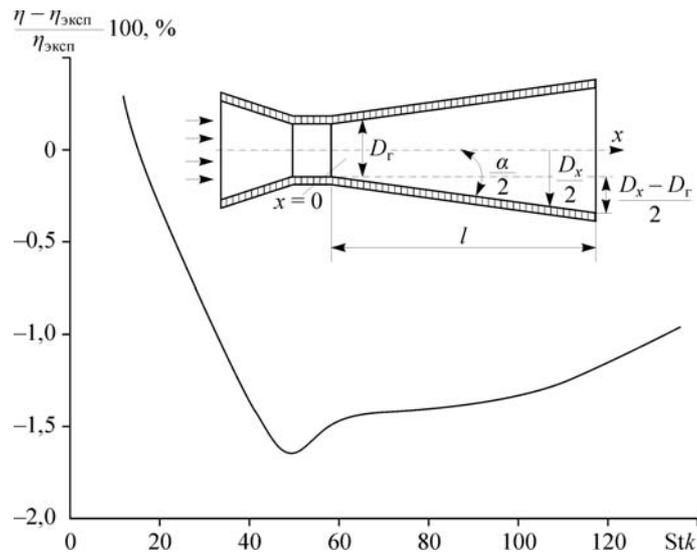


Рис. 5. Сопоставление модели с опытными данными в изотермических условиях для скруббера Вентури: η — определялось по формуле (15), $\eta_{\text{эксп}}$ — по формуле (37).

где U_0 — скорость парогазового потока в горловине трубы диаметром D_r , D_x — текущее значение диаметра диффузора:

$$D_x = D_r + 2x \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2},$$

α — угол расширения диффузора, x — координата вдоль оси трубы. Размер капель жидкости, подаваемой в горловину трубы, рассчитывался по формуле Нукиямы–Танасавы [2]:

$$\delta_{k0} = \frac{0,585}{V_{c0}} \sqrt{\frac{\sigma_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}} + 53,4 \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\sqrt{\rho_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}}}} \right)^{0,45} q^{1,5}, \text{ м},$$

где $\sigma_{\text{ж}}$ — коэффициент поверхностного натяжения жидкости (для воды $\sigma_{\text{ж}} = 0,072$ Н/м), $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости (для воды $\rho_{\text{ж}} = 10^3$ кг/м³), $\mu_{\text{ж}}$ — коэффициент динамической вязкости жидкости (для воды $\mu_{\text{ж}} = 10^{-3}$ Па·с при $t = 20$ °С), $V_{c0} = |V_r - V_{k0}|$, V_r — скорость газа в горловине трубы Вентури, V_{k0} — скорость капель в горловине трубы Вентури, принимаемая равной 4–5 м/с. Плотность частиц была условно принята $\rho_r^0 = 10^3$ кг/м³. Диаметр горловины трубы взят равным $D_r = 0,1$ м, длина диффузорной части $l = 1$ м, угол $\alpha = 6^\circ$. Различие расчетных и экспериментальных данных в широком диапазоне чисел Stk не превышает 2 %.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. М.: Химия, 1972. 245 с.
2. Шилаев М.И., Шилаев А.М., Грищенко Е.П. Методы расчета пылеуловителей. Томск: Изд-во ТГАСУ, 2006. 385 с.

3. Вальдберг А.Ю., Савицкая Н.М. Расчет пылеулавливания при работе скрубберов в конденсационном режиме // ТОХТ. 1993. Т. 27, № 5. С. 526–530.
4. Шляев М.И., Шляев А.М., Хромова Е.М., Дорошенко Ю.Н. О конденсационных механизмах интенсификации пылеулавливания в ПФС и ПА // Изв. вузов. Стр-во. 2008. № 4. С. 61–67.
5. Пажи Д.Г., Галустов В.С. Основы техники распыливания жидкостей. М.: Химия, 1984. 254с.
6. Шляев М.И., Хромова Е.М. Моделирование процесса тепломассообмена в оросительных камерах // ТОХТ. 2008. Т. 42, № 4. С. 419–428.
7. Шляев М.И., Хромова Е.М., Григорьев А.В., Тумашова А.В. Гидродинамика и тепломассообмен в форсуночных камерах орошения // Теплофизика и аэромеханика. 2011. Т. 18, № 1. С. 15–26.
8. Витман Л.А., Кацнельсон Б.Д., Палеев И.И. Распыливание жидкостей форсунками. М.-Л.: Госэнергоиздат, 1962. 264 с.
9. Амелин А.Г. Теоретические основы образования тумана при конденсации пара. М.: Химия, 1966. 294 с.
10. Шляев М.И., Хромова Е.М., Тумашова А.В. Физико-математическая модель процесса тепломассообмена в форсуночных оросительных камерах при высоких влагосодержаниях // Изв. вузов. Строительство. 2008. № 6. С. 75–81.
11. Швыдкий В.С., Ладыгичев М.Г. Очистки газов: Справочное издание. М.: Теплоэнергетик, 2002. 640с.

*Статья поступила в редакцию 22 июня 2009 г.,
после переработки 15 марта 2010 г.*