

Р. Н. Хамидуллин, А. Г. Лаптев

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ СЕПАРАЦИИ АЭРОЗОЛЬНЫХ СИСТЕМ В АППАРАТАХ С КОМБИНИРОВАННЫМИ НАСАДКАМИ

Ключевые слова: Математическая модель, сепарация, насадочные аппараты, турбулентная миграция, модернизация.

Для решения задач проектирования или модернизации насадочных скрубберов очистки газов от тонкодисперсной фазы, то есть разделения аэрозольных систем, рассмотрено применение одномерного дифференциального уравнения массопереноса и осаждения частиц с объемным источником и эффективным коэффициентом диффузии в ядре потока. Для определения эффективного коэффициента диффузии использована модель Д. Тейлора, где основным параметром является динамическая скорость, которая выражается через среднюю объемную скорость диссипации кинетической энергии газового потока в объеме насадочного слоя. Диссипация энергии газа связана с гидравлическим сопротивлением аппарата с насадкой. Даны выражения для расчёта динамической скорости в сухих и орошаемых насадках. С применением модели Тейлора получено выражение для расчёта коэффициента эффективной диффузии в газовой фазе при турбулентном режиме в насадочном слое, а в безразмерном виде модифицированное число Пекле. Полученное выражение для числа Пекле, связано с динамической скоростью и скоростью газа в насадочном слое. Даны результаты расчёта числа Пекле и сравнение с известными экспериментальными данными. Для определения скорости турбулентной миграции и осаждения частиц в газах использовано полуэмпирическое выражение В.П. Медникова. На основе применения разработанной математической модели выполнены расчёты и даны технические решения по модернизации скруббера очистки пирогаза от дисперсной фазы (кокса и смол) при комбинированном расположении хаотичной и регулярной насадок. Промышленное внедрение насадок показало эффективную очистку пирогаза согласно норм технологического регламента на заводе «Этилен».

R. N. Khamidullin, A. G. Laptev

DETERMINATION OF THE SEPARATION EFFICIENCY OF AEROSOL SYSTEMS IN APPARATUSES WITH COMBINED NOZZLES

Keywords: Mathematical model, separation, packed apparatuses, turbulent migration, modernization.

To solve the problems of designing or upgrading packed scrubbers for cleaning gases from a fine-grained phase, i.e., separating aerosol systems, the application of a one-dimensional differential equation of mass transfer and particle deposition with a volumetric source and an effective diffusion coefficient in the core of the flow is considered. To determine the effective diffusion coefficient, the D. Taylor model is used, where the main parameter is the dynamic velocity, which is expressed through the average volumetric rate of dissipation of the kinetic energy of the gas flow in the volume of the packed layer. The dissipation of gas energy is related to the hydraulic resistance of the packed apparatus. Expressions are given for calculating the dynamic speed in dry and irrigated nozzles. Using the Taylor model, an expression is obtained for calculating the effective diffusion coefficient in the gas phase under turbulent conditions in the packed bed, and a modified Peclet number is obtained in dimensionless form. The obtained expression for the Peclet number is related to the dynamic velocity and the gas velocity in the packed bed. The results of calculating the Peclet number and comparing them with known experimental data are presented. The semi-empirical expression by V.P. Mednikov is used to determine the rate of turbulent migration and deposition of particles in gases. Based on the application of the developed mathematical model, calculations were performed and technical solutions were provided for the modernization of the pyrogas scrubber for the removal of the dispersed phase (coke and resins) using a combination of random and regular nozzles. The industrial implementation of the nozzles demonstrated effective pyrogas cleaning in accordance with the technological regulations at the Ethylene plant.

Введение

В нефтегазохимическом комплексе довольно часто газовые среды содержат аэрозольные частицы в виде очень мелких капель или твёрдых частиц. Это могут быть как природные газы в местах добычи и транспортировки, так и технологические газы, перемещающиеся между различными аппаратами и техническими устройствами, а также газовые выбросы в атмосферу. В местах добычи природный газ должен быть очищен перед подачей на компрессорные станции или на установки первичной переработки. На промышленных установках перерабатывающих предприятий имеется довольно много технологических процессов, которые вызывают образование аэрозольных систем. Это

тепло- и массообменные аппараты, пиролизные печи, сушилки, диспергаторы, компрессора и так далее.

Физическая коагуляция аэрозолей на поверхностях трубопроводов, элементах конструкций аппаратов, на контактных устройствах и катализаторах может существенно нарушить технологический режим, а при сбросах в атмосферу наносит урон окружающей среде.

Известны различные способы и технические устройства разделения аэрозольных систем. В первую очередь это вихревые элементы, циклоны, фильтры, насадочные и барботажные скрубберы, скрубберы Вентури и другое оборудование [1-3]. Особое место занимают комбинированные методы очистки и комбинированные аппараты [4-8]. Например, комбинация насадочных и вихревых зон и барботажных (пенных) контактных устройств,

насадочных с различным расположением регулярных и нерегулярных насадочных слоев и другие варианты. В зависимости от вида аэрозольных частиц и расхода очищаемой газовой смеси возможно последовательное сочетание орошаемых насадок (мокрая очистка) и неорошаемых, то есть сухих. Причём при разделении жидких аэрозолей без существенных механических загрязнений условно сухая насадка смачивается за счёт осаждения на её поверхности капель. Очевидно, что смоченная и тем более орошаемая насадка работает более эффективно, чем сухая.

На стадиях проектирования или модернизации газосепараторов аэрозолей актуальной и важной задачей является математическое моделирование процесса с достоверным расчётом эффективности разделения. Также задачи чаще всего решаются эмпирически или с привлечением полуматематических моделей, а также численными методами путём решения системы дифференциальных уравнений в частных производных, то есть уравнения турбулентного движения вязкого газа и уравнения массопереноса аэрозольных частиц. Однако следует отметить, что численные модели также нуждаются в экспериментальной информации, особенно при проектировании оригинальных контактных устройств [9-11].

Варианты комбинированного расположения нерегулярных и регулярных насадок показаны на рисунке 1. Такие комбинации могут работать для улавливания капельных аэрозолей без орошения, так при орошении, чаще водой.

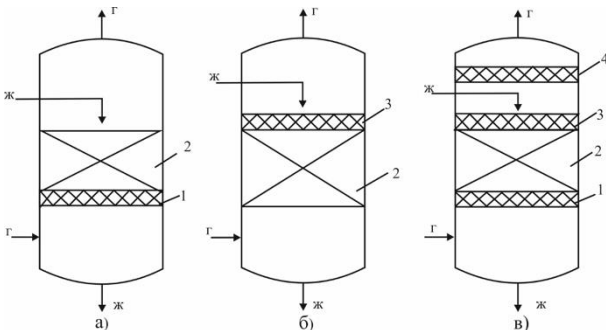


Рис. 1 – Расположение насадок в комбинированном слое: 1,3 – хаотичная насадка; 2 – регулярная насадка. а) – нижнее расположение хаотичной насадки; б) верхнее расположение хаотичной насадки; в) верхнее и нижнее расположение хаотичной насадки с диместером-4
Fig1 – Location of nozzles in the combined layer: 1,3 – chaotic nozzle; 2 – regular nozzle. a) – lower location of the chaotic nozzle; b) upper location of the chaotic nozzle; c) upper and lower location of the chaotic nozzle with a dime-4

При нижнем расположении хаотичной насадки - 1 (рис. 1, а и в) происходит выравнивание профиля скорости газа на входе в регулярную насадку - 2. Высота выравнивающего слоя составляет (7-8) d_3 , где d_3 – эквивалентный диаметр хаотичной насадки. При верхнем расположении (рис. 1.б) хаотичного слоя – 3 обеспечивается более равномерное распределение

жидкой фазы, далее поступающей на слой регулярной насадки – 2. На рис.1, в. хаотичный слой – 4 работает как демистор (каплеуловитель) при повышенной скорости газа. Таким образом, комбинированные насадочные слои повышает эффективность процессов сепарации и теплообмена.

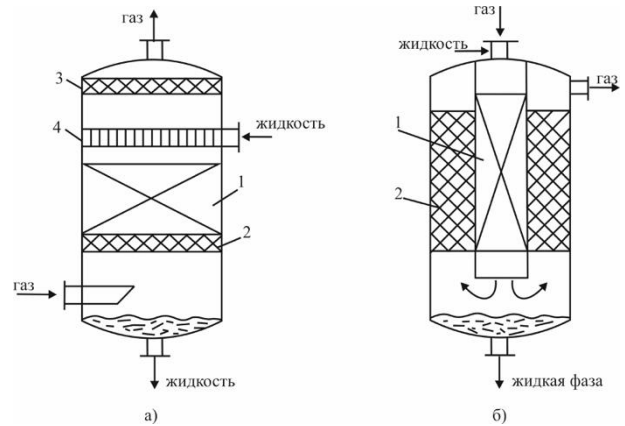


Рис. 2 – Варианты комбинированных насадок в газосепараторах: а) 1 – регулярная насадка; 2,3 – нерегулярная насадка; 4 – подача жидкой фазы. б) 1 – регулярная насадка; 2 – нерегулярная насадка
Fig. 2 – Options for combined nozzles in gas separators: a) 1 – regular nozzle; 2,3 – irregular nozzle; 4 – liquid phase supply. b) 1 – regular nozzle; 2 – irregular nozzle

На рисунках 2, б свои насадки - 1 работает в режиме прямотока при повышенной скорости газа (4-8 м/с) и подаваемая жидкость удаляет механические примеси, которые далее с водой поступают в нижнюю часть аппарата. Газовый поток после грубой очистки меняет своё направление на 180° и поступает в кольцевое пространство с регулярной или хаотичной насадкой, где происходит сепарация тонкодисперсной фазы. При необходимости в верхнюю зону кольцевого пространства может подаваться вода на орошение насадки. В таком случае насадка будет работать в режиме плёночного противотока, что повышает эффективность сепарации аэрозольных систем.

Целью данной статьи является применение одномерного уравнения массопереноса частиц с эффективным коэффициентом турбулентной диффузии для моделирования разделения аэрозольных систем в насадочных скрубберах.

Постановка задачи

На взвешенную частицу в турбулентном газовом потоке действуют ряд сил, под воздействием которых частица перемещается в пространстве в направлении уменьшения градиента концентрации. Появляется поток массы частиц к стенке или межфазной поверхности пленки жидкой фазы. Эффективность разделения аэрозольных систем за счет гравитационных сил выражают в виде $\eta = f(Re_r, Stk, Fr)$, где Re_r - критерий Рейнольдса;

Stk - число Стокса; Fr - критерий Фруда. При механизме зацепления $\eta = f(Re_r, Stk)$. Кроме этого, частица перемещается за счет градиентного механизма и турбулентных пульсаций среды, а вблизи стенки, когда турбулентные пульсации затухают, частица продолжает перемещаться за счет силы инерции.

Широкое применение получила теория турбулентного-инерционного переноса и осаждения аэрозольных частиц, механизмы которой раскрыты в работах Е.П. Медникова, М.Е. Дейча, Y.H. Lui, H.A. Фукса, G.A. Sehmel и других. Согласно этой теории, локальный поток массы частиц записывается в виде $j_{\text{ч}} = u_t C_{\infty}$, где $j_{\text{ч}}$ - плотность потока массы, кг/(м²с); u_t - коэффициент скорости турбулентной миграции частиц, м/с; C_{∞} - средняя концентрация частиц в поперечном сечении канала, кг/м³.

Подробно модель турбулентной миграции аэрозолей, а также ее прикладные аспекты подробно рассмотрены в монографиях [11-13].

Запишем поток массы частиц M (кг/с)

$$M = V_r (C_n - C_k) = u_t F \Delta \bar{C}, \quad (1)$$

где V_r - расход газа, м³/с; C_n , C_k - начальная и конечная концентрация частиц на входе и выходе газосепаратора, кг/м³; $\Delta \bar{C}$ - средняя движущая сила переноса частиц, кг/м³; F - поверхность осаждения, м².

Средняя движущая сила

$$\Delta \bar{C} = \frac{\Delta C_{\delta} - \Delta C_m}{\ln \frac{\Delta C_{\delta}}{\Delta C_m}}, \quad (2)$$

где $\Delta C_{\delta} = C_n$; $\Delta C_m = C_k$ - большая и меньшая движущие силы, кг/м³.

Из выражения (1) имеем

$$\frac{u_t F}{V_r} = \frac{C_n - C_k}{\Delta \bar{C}} = N_{\text{ч}}, \quad (3)$$

где $N_{\text{ч}}$ - число единиц переноса частиц по аналогии с массообменным из теории массопередачи.

При переносе и осаждении частиц на поверхность контактных устройств концентрация на стенке (на межфазной поверхности) $C_{\text{гр}} = 0$, так как частица покинула газовый поток и прилипла к поверхности. Для приближенного расчета сепарационной эффективности в таком случае можно применять известное выражение при идеальном вытеснении газа

$$\eta = \frac{C_n - C_k}{C_n} = 1 - \exp(-N_{\text{ч}}). \quad (4)$$

Для насадочной колонны поверхность контакта (осаждения) $F = a_v S_k H \psi_w$, где a_v - удельная поверхность насадки, м²/м³; S_k - площадь поперечного сечения скруббера, м²; H - высота слоя насадки, м; ψ_w - коэффициент смачиваемости поверхности насадки при сепарации жидких аэрозолей или при орошении жидкой фазой. Тогда число единиц переноса (3) получит вид

$$N_{\text{ч}} = \frac{u_t a_v H \psi_w}{w_r}, \quad (5)$$

где $w_r = V_r / S_k$ - средняя скорость газа в скруббере без насадки, м/с.

Важной задачей при применении теории турбулентной миграции частиц является определение скорости турбулентной миграции u_t .

Для определения безразмерной скорости $u_t^+ = u_t / u_*$ различными авторами экспериментально установлена полуэмпирическая зависимость от безразмерного времени релаксации частиц τ^+ в виде $u_t^+ = A(\tau^+)^2$, где $\tau^+ = \tau_p u_*^2 / \nu_r$; u_* - динамическая скорость, м/с; $u_* = \sqrt{\tau_{\text{ст}} / \rho_r}$, $\tau_{\text{ст}}$ - среднее касательное напряжение трения на стенке (межфазной поверхности), Па; ν_r - кинематический коэффициент вязкости газа, м²/с. Время релаксации $\tau_p = d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}} / (18 \rho_r \nu_r)$; $d_{\text{ч}}$ - диаметр частиц, м; $\rho_{\text{ч}}$ - плотность частиц, кг/м³.

Наиболее достоверные результаты для расчета u_t^+ дает выражение В.П. Медникова и других при $\tau^+ < 16,6$ для различных вертикальных каналов [12]

$$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\tau^+}{1 + \omega_E \tau_p} \right)^2, \quad (6)$$

где $\omega_E \approx u_* / (0,1R)$ - средняя частота энергоемких пульсаций газа, с⁻¹; R - радиус канала, м. При $\tau^+ > 16,6$ значение $u_t^+ = 0,2$.

Среднее значение динамической скорости на поверхности насадки без орошения жидкой фазой. при $Re_r > 40$ можно вычислить по выражению [11]

$$u_* = 1,56 w_r (\xi / Re_r)^{0,25}, \quad (7)$$

где ξ - коэффициент гидравлического сопротивления насадки, например для колец Рашига без орошения $\xi = 16 / Re_r^{0,2}$, где $Re_r = 4 w_r / (a_v \nu_r)$ - число Рейнольдса для насадки [14].

Выражение (7) получено на основе средней скорости диссипации энергии газового потока в сухой насадке или при наибольших плотностях орошения. С учетом плотности орошения насадок выражение для u_* представлено далее.

Из зависимостей (1), (3) и (5) запишем требуемое значение высоты насадки при заданных концентрациях C_n , C_k и расходе газа, получим

$$H = \frac{w_r}{Ku_t a_v \psi_w} \ln \frac{C_n}{C_k}, \quad (8)$$

где поправочный коэффициент $K \approx \pi/2$ учитывает расположение хаотичных элементов насадок под различным углом (от 0 до 90°) - коэффициент Дэвидсона (Davidson J.F.) [14]. Для регулярных насадок при вертикальном расположении $K=1,0$.

Одномерное уравнение переноса частиц

Выражение (8) позволяет в первом приближении вычислить высоту насадки, так в данной постановке принята модель идеального вытеснения газа, то есть без учёта реальной гидродинамической обстановки. Известно, что в насадочных слоях всегда наблюдается обратное перемешивание потоков (особенно в нерегулярных), которое снижает движущую силу процессов переноса и требуемая высота насадки должна быть больше, чем дает расчет по выражению (8). Для определения эффективности теплообмена и сепарации аэрозольных систем применяются численные методы, путём решения систем дифференциальных уравнений в частных производных, а также модели гидродинамической структуры потоков газа и жидкости. В первом случае, как правило, применяются двумерные модели, а во втором одномерные диффузионные или ячеечные модели. Для инженерных расчётов вполне достаточно применения одномерных моделей, которые быстро и достаточной точностью позволяют путём вычисления профилей концентрации по высоте слоя насадки в аппарате определять эффективность процессов. Согласно подходу Д. Тейлора и Р. Ариса двумерное дифференциальное уравнение конвективной диффузии можно свести к одномерному без существенной потери точности, если использовать некоторый эффективный коэффициент диффузии, который косвенно учитывает неоднородности физических полей в канале (аппарате). Такой подход начал первоначально применяться для ламинарного режима, а затем и турбулентного. При турбулентном режиме коэффициент эффективной диффузии связан с динамической скоростью u_* и радиусом канала R в виде

$$D_{эф} = bu_*R, \quad (9)$$

где круглого канала $b \approx 10,0$.

Используем данное выражение для вычисления $D_{эф}$ в насадочном слое с динамической скоростью (7), получим

$$D_{эф} = b1,56w_r R_3 (\xi/Re_r)^{0,25}, \quad (10)$$

где $R_3 = d_3/2$, d_3 - эквивалентный диаметр насадки, м; $d_3 = 4\varepsilon_{св}/a_v$, м; $\varepsilon_{св}$ - удельный свободный объем насадки, м³/м³.

Идентификация коэффициента пропорциональности b по экспериментальным данным различных авторов для сухих хаотичных насадок дает $b \approx 2,5$.

Из выражения (10) можно записать число Пекле $Pe_3 = w_r d_3 / D_{эф}$

$$Pe_3 = 0,52(Re_r/\xi)^{0,25}, \quad (11)$$

которое справедливо при $Re_r > 40$ для насадок при малой плотности орошения или сепарации аэрозольных систем с каплями жидкой фазы,

которые при осаждении на поверхность насадки образуют тонкую подвижную пленку.

Сравнение с экспериментальными данными представлено на рисунке 3.

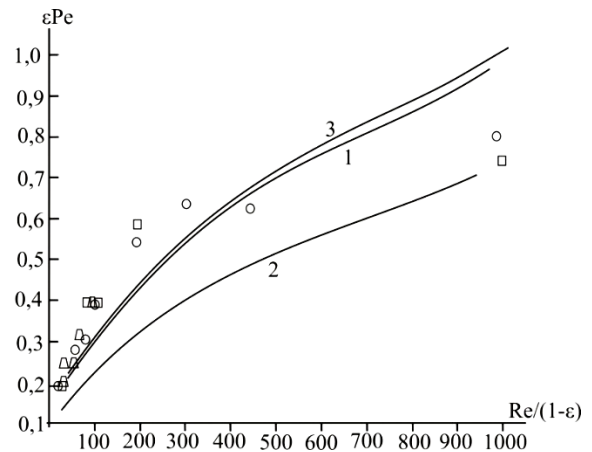


Рис. 3 – Зависимость модифицированного числа Pe от числа Re : 1 – расчет по выражению (11) для насадок шарообразной формы ($d_3 = 0,019$ м, $\varepsilon_{св} = 0,41$); 2 – расчет по выражению (11) для насадок шарообразной формы ($d_3 = 0,019$ м, $\varepsilon_{св} = 0,32$); 3 – расчет по выражению (11) для насадок шарообразной формы ($d_3 = 0,0096$ м); ○ – экспериментальные данные Вермюлена для насадок шарообразной формы $d_3 = 0,019$ м; $\varepsilon_{св} = 0,41$), □ – экспериментальные данные Вермюлена для насадок шарообразной формы ($d_3 = 0,019$ м; $\varepsilon_{св} = 0,32$); ▽ – экспериментальные данные Вермюлена для насадок шарообразной формы ($d_3 = 0,0096$ м)

Fig. 3 – Dependence of the modified Pe number on the Re number: 1 – calculation according to expression (11) for spherical nozzles ($d_3 = 0,019$ м, $\varepsilon_{св} = 0,41$); 2 – calculation according to expression (11) for spherical nozzles ($d_3 = 0,019$ м, $\varepsilon_{св} = 0,32$); 3 – calculation according to expression (11) for spherical nozzles ($d_3 = 0,0096$ м); ○ – vermullen's experimental data for spherical nozzles $d_3 = 0,019$ м; $\varepsilon_{св} = 0,41$), □ – vermullen's experimental data for spherical nozzles ($d_3 = 0,019$ м; $\varepsilon_{св} = 0,32$); ▽ – vermullen's experimental data for spherical nozzles ($d_3 = 0,0096$ м)

При принудительном орошении насадочного слоя жидкостью (мокрая очистка газов) расход выбирается исходя от гидродинамического режима для организации пленочного противотока фаз. При орошении насадки жидкостью перепад давления газа может увеличиваться в несколько раз, по сравнению с сухой насадкой [14]. При очень малой плотности орошения (например, менее 1,0 м³/(м²час)) можно принимать перепад давления, как для сухой насадки.

При наличии жидкой пленки на поверхности насадки энергия газа диссипирует как в объемах газовой, так и жидкой фаз. Для таких условий

значение динамической скорости на межфазной поверхности в газовой фазе получено в виде [15]

$$u_* = 1,85 \left[\frac{v_{\Gamma} \left(\frac{\Delta P_{\Gamma} V_{\Gamma}}{S_{\kappa} H (\varepsilon_{\text{св}} - \delta_{\text{ж}})} - \frac{u_*^2 \rho_{\Gamma} a_v \psi_w q_{\text{ж}}}{\delta_{\text{ж}}^2} \right)}{\rho_{\Gamma}} \right]^{0,25}, \quad (12)$$

где ΔP_{Γ} - перепад давления газа, Па; $\delta_{\text{ж}}$ - задержка жидкости в слое, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $q_{\text{ж}}$ - плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{с})$.

Перепад давления газа для различных насадок находится экспериментально, как и задержка жидкости и коэффициент смачиваемости поверхности. В монографиях [10,11,14], а также в многочисленных статьях различных авторов представлены экспериментальные зависимости ΔP_{Γ} , $\delta_{\text{ж}}$ и ψ_w для различных насадок.

Для орошаемой насадки на основе выражения (9), где $b \approx 2,5$ запишем число Пекле $Pe_3 = w_{\Gamma} d_3 / D_3$. В результате получим

$$Pe_3 = 0,8 \frac{w_{\Gamma}}{u_*}, \quad (13)$$

где динамическая скорость вычисляется по выражению (12).

Одномерное уравнение массопереноса частиц аэрозоля с эффективным коэффициентом диффузии и объемным источником массы турбулентно-инерционного переноса и осаждения частиц на поверхность насадочного слоя запишется в виде

$$w_{\Gamma} \frac{dC}{dz} = D_{\text{эф}} \frac{d^2C}{dz^2} + Ku_t a_v \psi_w (C - C_{\Gamma p}), \quad (14)$$

где z - вертикальная координата по высоте слоя насадки, то есть в направлении движения аэрозольной системы, м; $C_{\Gamma p}$ - концентрация частиц на поверхности, как принято выше $C_{\Gamma p} = 0$; $K \approx \pi/2$ для хаотичного насадочного слоя [14].

После некоторых преобразований уравнение (14) примет форму

$$\frac{dC}{dz} = \frac{d_3}{Pe_3} \frac{d^2C}{dz^2} + \frac{Ku_t a_v \psi_w C}{w_{\Gamma}}, \quad (15)$$

где число Pe_3 вычисляется по выражению (11) для насадок без орошения или по формуле (13) при орошении жидкой фазой. Следует отметить, что при $q_{\text{ж}} = 0$ выражения (11) и (13) дают одинаковые значения Pe_3 , то есть для сухой насадки.

Результаты расчетов

Эффективность сепарации аэрозольных частиц записывается в виде

$$\eta = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}}}. \quad (16)$$

При заданной концентрации на входе $C_{\text{н}}$ и расходе газа (скорости газа в колонне) концентрации на выходе $C_{\text{к}}$ находится из численного решения уравнения (15) при граничных условиях:

- при $z=0$ (на входе газа) $C = C_{\text{н}}$;

- при $z=H$ (на выходе насадки) $dC/dz = 0$.

Первоначально рассмотрен наиболее простой пример сепарации мельчайших капель воды из воздуха в сепараторе с кольцами Рашига 25мм ($a_v = 210 \text{ м}^2/\text{м}^3$) без орошения, а также $q_{\text{ж}} = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{час})$ при пленочном противотоке.

На рис. 4 представлены результаты расчетов эффективности сепарации капель воды с диаметрами 3 мкм и 5 мкм в зависимости от скорости газа. Следует отметить, что при $q_{\text{ж}} > 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ и скорости воздуха $w_{\Gamma} > (4-5) \text{ м/с}$ насадка начинает работать в режиме подвисяния жидкой фазы и перепад давления значительно возрастает. Из расчетов следует, что при высоте слоя $H=1,0 \text{ м}$ (линии 1 и 3) эффективность сепарации как в сухой насадке, так и орошаемой насадке при $d_{\text{ч}} = 3 \text{ мкм}$ небольшая. Для частиц $d_{\text{ч}} = 5 \text{ мкм}$ значительное повышение эффективности наблюдается при орошении водой и скорости газа более 4 м/с. Если увеличить высоту слоя до 3 м, то эффективность составляет 0,98 (98%), что вполне достаточно для решения многих производственных задач очистки газа.

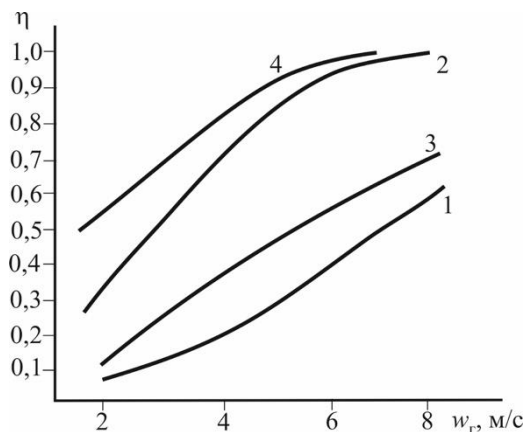


Рис. 4 – Зависимость эффективности сепарации частиц диаметром 3 и 5 мкм от скорости газа. 1 – диаметр 3 мкм в сухой насадке и 3 – в орошаемой при $q_{\text{ж}} = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. 2 – диаметр 5 мкм в сухой насадке и 4 – в орошаемой при $q_{\text{ж}} = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Система воздух с каплями воды при нормальных условиях. Насадка кольца Рашига 25 мм и $H=1,0 \text{ м}$

Fig. 4 – Dependence of the separation efficiency of particles with a diameter of 3 and 5 microns on the gas velocity. 1 – diameter of 3 microns in a dry nozzle and 3 – in an irrigated nozzle at $q_w = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{h})$. 2 – diameter of 5 microns in a dry nozzle and 4 – in an irrigated nozzle at $q_w = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{h})$. Air system with water droplets under normal conditions. Rashig ring nozzle with a diameter of 25 mm and a height of 1.0 m

Далее представлены результаты расчета комбинированного скруббера очистки и охлаждения пирогаза на установке газоразделения Э-100 в производстве этилена на ПАО «Казаньоргсинтез».

В производстве этилена и пропилена на нефтехимических предприятиях применяется

пиролиз этан-сырья, после которого пирогаз проходит несколько стадий охлаждения до температуры 100-120 °С и поступает в скруббер, где происходит сепарация кокса и смол жидкой фазой, преимущественно водой, на пенных тарелках или насадках при противотоке. Кроме сепарации дисперсной фазы водой пирогаз охлаждается до температуры 40-45 °С.

На установке газоразделения Э-100 скруббер К-5 в нижней части имеет диаметр 2,2 м с высотой около 8 м, а в верхней части 1,8 м с высотой 6 м. Пирогаз на очистку и охлаждение поступает в нижнюю часть скруббера с расходом 32-34 т/ч и с температурой около 100 °С. В скруббере более 20 лет применялись различные насадки, которые из-за коррозии и требованиям к повышению эффективности газоочистки необходимо заменить на новые контактные устройства. Согласно технического задания были выполнены расчёты и выбраны новые насадки для модернизации скруббера с комбинированным расположением в верхней и нижней части. В нижней части нерегулярная металлическая насадка «Инжехим-2012» с номинальным размером 60 мм (одного элемента) и удельной поверхностью $a_v = 70 \text{ м}^2 / \text{м}^3$. В верхней части регулярная гофрированная рулонная металлическая насадка «Инжехим» с удельной поверхностью $a_v = 150 \text{ м}^2 / \text{м}^3$. Технические и гидравлические характеристики данных насадок представлены в работах [11,16]. Вид насадок дан на рис. 5 и 6. В нижней части колонны высота слоя насадки составляет $H=4,0 \text{ м}$, а в верхней $H=2,0 \text{ м}$.

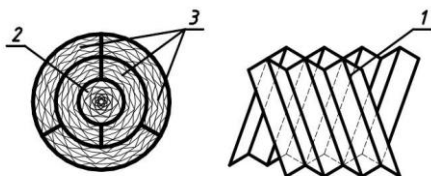


Рис. 5 – Регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим»: 1 - гофрированные листы; 2 - центральный пакет слоя в виде цилиндра; 3 - пакеты в виде коаксиальных цилиндров

Fig. 5 – Regular roll corrugated nozzle "Inzhehim": 1 - corrugated sheets; 2 - central layer package in the form of a cylinder; 3 - packages in the form of coaxial cylinders



Рис. 6 – Фотография элемента "Инжехим 2012"

Fig. 6 – Photo of the Inzhehim 2012 element

В верхнюю секцию подаётся на орошение вода с расходом 136 м³/ч, а в нижнюю секцию – 215 м³/ч. Итого суммарный расход воды в нижней секции составляет 351 м³/ч. Плотность орошения в верхней секции $q_{ж} = 54 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, а в нижней 92,4 м³/(м²·ч). Скорость пирогаза в верхней секции около 3,6 м/с, а в нижней 2,35 м/с. Результаты расчёта эффективности сепарации дисперсной фазы (кокса и смол) от диаметра частиц с дана на рис. 7.

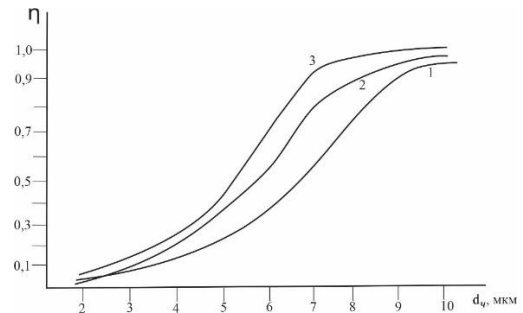


Рис. 7 – Зависимость эффективности сепарации частиц из пирогаза от диаметра частиц. 1 – верхняя секция; 2 – нижняя секция; 3 – суммарная эффективность в скруббере

Fig. 7 – Dependence of particle separation efficiency from pyrogas on particle diameter. 1 – upper section; 2 – lower section; 3 – total efficiency in the scrubber

В конце 2024 года выполнена замена устаревших насадок на предложенные выше контактные устройства. Промышленная эксплуатация скруббера показала соответствие техническому заданию на газоочистку и охлаждение пирогаза водой.

Заключение

В результате применения модифицированной модели Тейлора для насадочных колонн, получено выражение для числа Пекле с эффективным коэффициентом диффузии в одномерном дифференциальном уравнении массопереноса тонкодисперсных частиц аэрозолей. Даны выражения для расчета параметров полученного выражения для орошаемых насадок при пленочном противотоке. Основным параметром является динамическая скорость, которая находится с применением средней скорости диссипации энергии газового потока в объеме насадочного слоя. Дано сравнение с экспериментальными данными для числа Пекле различных авторов в хаотичных насадках. Основным отличием от многих эмпирических выражений для числа Пекле является универсальность, так как параметры модели связаны с гидравлическим сопротивлением насадочного слоя, что обеспечивает адекватность математической модели для различных типов нерегулярных насадок, а также регулярных с интенсификаторами при турбулентном режиме движения газа. Показано решение производственной задачи с применением расчетов по одномерной модели профилей концентрации частиц кокса и смол при очистке пирогаза водой в насадочной колонне. Разработан

комбинированный вариант модернизации колонны с двумя секциями нерегулярных и нерегулярных насадок с внедрением на установке газоразделения в производстве этилена. Таким образом, подтверждена адекватность представленной в данной статье одномерной модели с эффективным коэффициентом диффузии и источником массы осаждающихся аэрозольных частиц на поверхность насадочных элементов при орошении водой.

Литература

1. А.О. Орлов, Е.Э. Чернушевич, С.С. Макамович, С.И. Лепетило. Современные достижения научно-технического прогресса. **2(7)**, 14-18. (2023).
2. I.N. Madyshev, V.V. Kharkov, N. Dubkova, M. Kuznetsov. AIP Conf. Proc. 26-47 (2022).
3. E.B. Hassan, J. Hoffmann. Discover Applied Sciences. **6**, 126. (2024).
4. Ю.В. Козин, М.Г. Беренгартен Инновационные научные исследования: сетевое издание научный журнал. **3-1(5)**. 18-27. (2021).
5. А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева, Р. Н. Хамидуллин, С. У. Аласгарли. Промышленные процессы и технологии **5**, 1 (15). 100-111. (2025).
6. А. М. Володин, А. Н. Епихин, О. А. Киселева Экология промышленного производства. – **4(124)**, 39-43. (2023).
7. В. В. Харьков, К. З. Лаврова, А. Н. Николаев. Вестник Технологического университета. **28**, 8. 106-109. (2025).
8. О. С. Дмитриева, А. В. Дмитриев, А. Н. Николаев, Г. Р. Бадретдинова. Вестник Технологического университета. **27**, 10. 79-84, (2024).
9. Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент Издательство Юрайт, 1242 (2025).
10. В. В. Кафаров, М. Б. Глебов. М.: Юрайт, 403 (2023).
11. А. Г. Лаптев, М. М. Башаров, Е. А. Лаптева. – Старый Оскол : Тонкие наукоемкие технологии, 288, (2025).
12. Е.П. Медников. М.: Наука, 176, (1980).
13. Е.В. Сугак, Н.А. Войнов, Н.А. Николаев. Отечество. 224, (2009).
14. В.М. Рамм М.: РГБ, 655, (2009).
15. А. Г. Лаптев, Р. Н. Хамидуллин, А. В. Раков. Электронный научный журнал Нефтегазовое дело. **3**, 228-253, (2025).

16. Т. М. Фарахов, М. М. Фарахов, Е. А. Лаптева Химическая промышленность сегодня. – **2**. 50-56. (2016).

References

1. A.O. Orlov, E.E. Chernushevich, S.S. Makamovich, S.I. Lepetilo. Modern achievements of scientific and technological progress. **2(7)**, 14-18. (2023).
2. I.N. Madyshev, V.V. Kharkov, N. Dubkova, M. Kuznetsov. AIP Conf. Proc. 26-47 (2022).
3. E.B. Hassan, J. Hoffmann. Discover Applied Sciences. **6**, 126. (2024).
4. Yu.V. Kozin, M.G. Berengarten Innovative scientific research: network publication scientific journal. **3-1(5)**. 18-27. (2021).
5. A. G. Laptev, E. A. Lapteva, R. N. Khamidullin, S. U. Alasgarli. Industrial Processes and Technologies **5**, 1 (15). 100-111. (2025).
6. А. М. Володин, А. Н. Епихин, О. А. Киселева Ecology of industrial production. **4(124)**, 39-43. (2023).
7. V.V. Kharkov, K.Z. Lavrova, A.N. Nikolaev. Herald of Technological University. **28**, 8. 106-109. (2025)
8. O.S. Dmitrieva, A.V. Dmitriev, A.N. Nikolaev, G.R. Badretdinova. Herald of Technological University. **27**, 10. 79-84, (2024).
9. Yu. A. Komissarov, L. S. Gordeev, D. P. Vent Publishing House Yurayt. 1242(2025).
10. V.V. Kafarov, M. B. Glebov. M.: Yurayt, 403 (2023).
11. A. G. Laptev, M. M. Basharov, E. A. Lapteva. - Stary Oskol: Thin high-tech technologies. 288, (2025).
12. E.P. Mednikov. M.: Science, 176, (1980).
13. E.V. Sugak, N.A. Voinov, N.A. Nikolaev. Ed. 2nd. Kazan: Fatherland. 224, (2009).
14. V.M. Ramm M.: RSL, 655, (2009)
15. A. G. Laptev, R. N. Khamidullin, A. V. Rakov. Electronic scientific journal Oil and gas business. **3**, 228-253, (2025).
16. Т. М. Farakhov, М. М. Farakhov, Е. А. Lapteva Chemical industry today. **2**. 50-56. (2016).

«Исследование выполнено за счет гранта Российского научного фонда № 25-29-00129, <https://rscf.ru/project/25-29-00129/>»

© **Р. Н. Хамидуллин** – доцент, к. т. н., доцент кафедры «Процессов и аппаратов химической технологии», Казанский национальный исследовательский технологический университет, Казань, Россия, 434@mail.ru; **А. Г. Лаптев** – д.т.н. профессор кафедры «Инженерная экология и безопасность труда», Казанский государственный энергетический университет, tv_t_kgeu@mail.ru.

© **R. N. Khamidullin** – PhD (Technical Sci.), Associate Professor, Department of Processes and Apparatuses of Chemical Technology, Kazan National research Technological University, Kazan, Russia. 434@mail.ru; **A. G. Laptev** – Doctor of Sciences (Technical Sci.), Professor of the Department of Engineering Ecology and Occupational Safety at Kazan State Power Engineering University, tv_t_kgeu@mail.ru.

Дата поступления рукописи в редакцию – 11.11.25.

Дата принятия рукописи в печать – 08.04.26.