



**ПРИМЕРЫ РАСЧЕТОВ
И РЕШЕНИЙ ЗАДАЧ
ПО ПРОЦЕССАМ
ТЕПЛО- И
МАССОПЕРЕНОСА**

Энгельс 2024 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации

Федеральное агентство образования

Саратовский государственный технический университет

ПРИМЕРЫ РАСЧЕТОВ И РЕШЕНИЙ ЗАДАЧ ПО ПРОЦЕССАМ ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОСА

Учебное пособие
для студентов вузов химико-механического,
химико-технологического и теплоэнергетического направлений

Саратов - 2023

УДК 66.02 (075)
ББК 35.11:35.514
П 31

ПЗ1 Печенегов Ю.Я. Примеры расчетов и решений задач по процессам тепло- и массопереноса: учеб. пособие – Саратов: Изд-во Сарат. гос. техн. ун-та, 2023. – 34 с.

Приведены примеры расчетов и решений задач по процессам тепло- и массопереноса. Рассмотрены процессы в аппаратах и устройствах с интенсификацией теплообмена, а также с двухфазными теплоносителями типа «газ-твердое». Даны численные примеры решения задач для условий совместного протекания процессов массообмена и теплообмена.

Предназначено для студентов вузов химико-механического, химико-технологического и энергетического направлений, изучающих учебные дисциплины, где рассматриваются процессы тепло- и массообмена.

**УДК 66.02 (075)
ББК 35.11:35.514**

*Одобрено редакционно-издательским советом
Саратовского государственного технического университета.*

Брошюра издается в авторской редакции

Введение

Умение выполнять расчеты в значительной мере определяет квалификацию инженера. Поэтому большое место в учебной работе студентов должно отводиться расчетным практическим занятиям, как аудиторным, так и, в особенности, внеаудиторным.

Настоящее пособие призвано помочь студентам в освоении методик расчета тепло- и массообменных процессов, рассматриваемых во многих учебных курсах. Оно может быть использовано при выполнении курсовых заданий и дипломных проектов.

Почти все помещенные в пособие задачи (за исключением нескольких) разработаны и предложены впервые. Все задачи имеют подробное решение в числах с необходимыми ссылками на литературу. Детальное изложение последовательности расчетных действий особенно важно для студентов, впервые осваивающих дисциплины и методики расчета процессов и аппаратов. Оно важно и для освоения формы представления решений задач.

В первой главе «Коэффициенты переноса» использованы сравнительно простые, и вместе с тем дающие приемлемо точный результат, зависимости из рекомендованных в литературе для расчета коэффициентов теплопроводности и вязкости. Для газовых смесей сравниваются результаты расчетов по различным методикам.

Во второй главе «Интенсификация теплообмена в каналах» основное внимание обращено на поиск оптимальных параметров, обеспечивающих наиболее выгодное сочетание между повышенной интенсивностью теплообмена и затратами мощности на прокачку теплоносителя. В качестве критерия такого поиска принят энергетический коэффициент.

В третьей главе «Теплообмен дисперсных систем» приведены расчеты гидромеханических и теплообменных характеристик для плотного, продуваемого слоя, кипящего слоя и двухфазного потока типа «газовзвесь». Рассмотрен внутренний и внешний теплообмен этих систем. Значительное место отведено методам численных решений дифференциальных уравнений, описывающих теплообмен и движение газовзвесей. В решении задач для двухфазных потоков типа «газовзвесь» используются некоторые новые расчетные зависимости, полученные автором за последние годы.

В четвертой главе «Массообмен и совместный тепломассоперенос» приведены примеры расчетов «чистого» массообмена и протекающего одновременно с теплообменом.

Решение задач по процессам тепло- и массопереноса невозможно без использования данных по теплофизическим свойствам веществ и других справочных данных. Для определения этих данных следует использовать расчетные методики, рассмотренные в первой главе пособия, а также литературные источники, приведенные в библиографическом списке в конце пособия.

Глава 1

КОЭФФИЦИЕНТЫ ПЕРЕНОСА

Задача 1-1

В промышленном теплообменном аппарате охлаждается газ конверсии метана, представляющий собой смесь следующего состава (табл. 1-1).

Таблица 1-1

№ п/п	Компоненты	Объемные доли g_i , %	Молекулярная масса, М
1	CO ₂	1,89	44
2	CO	24,1	28
3	H ₂	43,48	2
4	N ₂	22,04	28
5	H ₂ O	8,49	18

Определить необходимые для расчета теплообмена величины коэффициентов теплопроводности, вязкости и число Прандтля смеси для интервала температур 200÷1000°С.

Решение.

Из существующих методик расчета теплофизических свойств для газовых смесей воспользуемся одной из самых точных, основанной на использовании формулы Сезерленда-Тизена для динамического коэффициента вязкости газовой смеси. Определим искомые величины для граничных температур 200 и 1000°С и какой-либо промежуточной (примем 700°С). Поскольку характер зависимостей λ, ν и Pr от t монотонный, то, построив затем по трем расчетным точкам графики этих зависимостей, можно найти их величины для любого значения температуры в интервале от 200 до 1000°С.

По данным [1] сводим величины динамических коэффициентов вязкости μ (Н·с/м²) для компонентов газовой смеси в табл. 1-2.

Таблица 1-2

i, j	Компонент	Температура, °С		
		200	700	1000
1	CO ₂	$22,4 \cdot 10^{-6}$	$41,1 \cdot 10^{-6}$	$51,5 \cdot 10^{-6}$
2	CO	$24,4 \cdot 10^{-6}$	$40,4 \cdot 10^{-6}$	$48,8 \cdot 10^{-6}$
3	H ₂	$12,08 \cdot 10^{-6}$	$19,71 \cdot 10^{-6}$	$23,72 \cdot 10^{-6}$
4	N ₂	$24,2 \cdot 10^{-6}$	$39,6 \cdot 10^{-6}$	$47,5 \cdot 10^{-6}$
5	H ₂ O	$15,9 \cdot 10^{-6}$	$37,8 \cdot 10^{-6}$	$52,4 \cdot 10^{-6}$

Определяем искомые величины при $t=200^\circ\text{C}$. Согласно формуле Сезерленда-Тизена [29], динамический коэффициент вязкости смеси

$$\mu_{\text{см}} = \sum_{i=1}^{i=k} \frac{\mu_i}{1 + \frac{1}{n_i \sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{ij}}}, \quad (1)$$

где n_i, n_j – мольные доли компонентов (равны объемным);

$$\text{множитель } \varphi_{ij} = \frac{\left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{1/4} \right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{M_i}{M_j} \right) \right]^{1/2}};$$

$k=5$ – число компонентов.

Для первого компонента в табл. 1-2 CO_2 ($i=1$) определяем сумму в знаменателе выражения (1):

$$\begin{aligned} \sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{1j} = & 0,241 \frac{\left[1 + \left(\frac{22,4}{24,4} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{28}{44} \right)^{1/4} \right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{44}{28} \right) \right]^{1/2}} + 0,4348 \frac{\left[1 + \left(\frac{22,4}{12,08} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{2}{44} \right)^{1/4} \right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{44}{2} \right) \right]^{1/2}} + \\ & + 0,2204 \frac{\left[1 + \left(\frac{22,4}{24,2} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{28}{44} \right)^{1/4} \right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{44}{28} \right) \right]^{1/2}} + 0,0849 \frac{\left[1 + \left(\frac{22,4}{10,9} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{18}{44} \right)^{1/4} \right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{44}{18} \right) \right]^{1/2}} = 0,437. \end{aligned}$$

Слагаемое в выражении (1) для $i=1$

$$\frac{\mu_1}{1 + \frac{1}{n_1 \sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{1j}}} = \frac{22,4 \cdot 10^{-6}}{1 + \frac{1}{0,0189} \cdot 0,437} = 0,93 \cdot 10^{-6}.$$

Для второго компонента CO ($i=2$) сумма в знаменателе выражения (1)

$$\sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{2j} = 0,0189 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,4}{22,4}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{44}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{44}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,4348 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,4}{12,08}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{2}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{2}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} +$$

$$+ 0,2204 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,4}{24,2}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{28}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{28}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,085 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,4}{15,9}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{18}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{18}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} = 0,833.$$

Слагаемое в выражении (1) для $i=2$

$$\frac{\mu_2}{1 + \frac{1}{n_2} \sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{2j}} = \frac{24,4 \cdot 10^{-6}}{1 + \frac{1}{0,241} \cdot 0,833} = 5,48 \cdot 10^{-6}.$$

Для третьего компонента H_2 ($i=3$) сумма в знаменателе выражения (1)

$$\sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{3j} = 0,0189 \frac{\left[1 + \left(\frac{12,08}{22,4}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{44}{2}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{2}{44}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,241 \frac{\left[1 + \left(\frac{12,08}{24,4}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{28}{2}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{2}{28}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} +$$

$$+ 0,2204 \frac{\left[1 + \left(\frac{12,08}{24,2}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{28}{2}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{2}{28}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,085 \frac{\left[1 + \left(\frac{12,08}{15,9}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{18}{2}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{2}{18}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} = 1,142.$$

Слагаемое в выражении (1) для $i=3$

$$\frac{\mu_3}{1 + \frac{1}{n_3} \sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{3j}} = \frac{12,08 \cdot 10^{-6}}{1 + \frac{1}{0,4348} \cdot 1,142} = 3,32 \cdot 10^{-6}.$$

Для N_2 ($i=4$) сумма в знаменателе

$$\sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{4j} = 0,0189 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,2}{22,4}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{44}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{44}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,241 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,2}{24,4}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{28}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{28}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} +$$

$$+ 0,4348 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,2}{12,08}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{2}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{2}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,085 \frac{\left[1 + \left(\frac{24,2}{15,9}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{18}{28}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{28}{18}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} = 0,4.$$

Слагаемое в выражении (1)

$$\frac{\mu_4}{1 + \frac{1}{n_4} \sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{4j}} = \frac{24,2 \cdot 10^{-6}}{1 + \frac{1}{0,2204} \cdot 0,4} = 8,62 \cdot 10^{-6}.$$

Для H_2O ($i=5$) сумма в знаменателе

$$\sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{5j} = 0,0189 \frac{\left[1 + \left(\frac{15,9}{22,4}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{44}{18}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{18}{44}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,241 \frac{\left[1 + \left(\frac{15,9}{24,4}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{28}{18}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{18}{28}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} +$$

$$+ 0,4348 \frac{\left[1 + \left(\frac{15,9}{12,08}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{2}{18}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{18}{2}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} + 0,085 \frac{\left[1 + \left(\frac{15,9}{24,2}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{28}{18}\right)^{\frac{1}{4}}\right]^2}{2\sqrt{2} \left[1 + \left(\frac{18}{28}\right)\right]^{\frac{1}{2}}} = 0,617.$$

Слагаемое в выражении (1)

$$\frac{\mu_5}{1 + \frac{1}{n_5} \sum_{j=1}^{j=k-1} n_j \cdot \varphi_{5j}} = \frac{15,9 \cdot 10^{-6}}{1 + \frac{1}{0,085} \cdot 0,617} = 1,93 \cdot 10^{-6}.$$

Таким образом, динамический коэффициент вязкости газовой смеси по уравнению (1)

$$\mu_{\tilde{m}} = (0,93 + 5,48 + 3,32 + 8,62 + 1,93) \cdot 10^{-6} = 20,28 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Па} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

Молекулярный вес смеси

$$\tilde{M}_{\tilde{m}} = \sum_{i=1}^k r_i \cdot M_i = 0,0189 \cdot 44 + 0,241 \cdot 28 + 0,434 \cdot 2 + 0,2204 \cdot 28 + 0,085 \cdot 18 = 16,16 \text{ г/моль}.$$

Плотность смеси при нормальных условиях

$$\rho_{\tilde{m}}^0 = \frac{\tilde{M}_{\tilde{m}}}{22,4} = \frac{16,16}{22,4} = 0,722 \text{ г/л}.$$

При температуре 200°C: $\rho_{\text{см}} = \rho_{\text{см}}^0 \frac{273}{200 + 273} = 0,722 \frac{273}{473} = 0,416 \text{ кг/м}^3.$

Кинематический коэффициент вязкости смеси

$$\nu_{\tilde{m}} = \frac{\mu_{\tilde{m}}}{\rho_{\tilde{m}}} = \frac{20,28 \cdot 10^{-6}}{0,416} = 48,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Согласно [2], средняя молярная теплоемкость компонентов, кДж/(кмоль·град), при t=200°C:

$$\begin{aligned} (\tilde{c}_{p,i})_{\tilde{M}_2} &= 40,4; & (\tilde{c}_{p,i})_{\tilde{M}} &= 29,3; \\ (\tilde{c}_{p,i})_{\tilde{I}_2} &= 29,1; & (\tilde{c}_{p,i})_{N_2} &= 29,3; \\ (\tilde{c}_{p,i})_{\tilde{I}_2\tilde{I}} &= 34. \end{aligned}$$

Теплоемкость газовой смеси

$$\begin{aligned} (\tilde{c}_{p,i})_{\tilde{m}} &= \sum_{i=1}^{i=k} n_i \cdot (\tilde{c}_{p,i})_i = 0,0189 \cdot 40,4 + 0,241 \cdot 29,3 + 0,4348 \cdot 29,1 + 0,2204 \cdot 29,3 + \\ &+ 0,085 \cdot 34 = 29,785 \frac{\text{кДж}}{\text{моль} \cdot \text{град}}. \end{aligned}$$

Весовая теплоемкость смеси

$$\tilde{n}_{\delta, \tilde{m}} = \frac{(c_{\delta, i})_{\tilde{m}}}{\tilde{I}_{\tilde{m}}} = \frac{29,785}{16,16} = 1,84 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Число Прандтля определяем по формуле Эйкена

$$Pr_{\tilde{m}} = \left(\frac{\tilde{n}_{\delta} \cdot \mu}{\lambda} \right)_{\tilde{m}} = \frac{(\tilde{n}_{\delta, i})_{\tilde{m}}}{(\tilde{n}_{\delta, i})_{\tilde{m}} + 10,3} = \frac{29,785}{29,785 + 10,3} = 0,745.$$

Коэффициент теплопроводности газовой смеси

$$\lambda_{\tilde{m}} = \left(\frac{\tilde{n}_{\delta} \cdot \mu}{Pr} \right)_{\tilde{m}} = \frac{1,84 \cdot 10^3 \cdot 20,28 \cdot 10^{-6}}{0,745} = 0,0565 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}.$$

Аналогичным образом определяем искомые величины для температур 700 и 1000 °С.

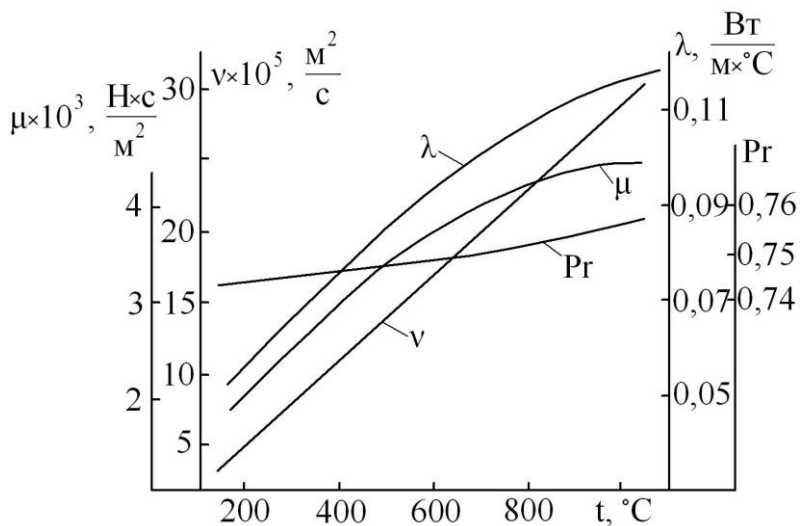


Рис. 1.

Для $t=700^\circ\text{C}$ имеем:

$$\nu_{\text{см}} = 197 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\lambda_{\text{см}} = 0,1016 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град});$$

$$Pr_{\text{см}} = 0,751.$$

Для $t=1000^\circ\text{C}$ имеем:

$$\nu_{\text{см}} = 289 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\lambda_{\text{см}} = 0,1167 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град});$$

$$Pr_{\text{см}} = 0,756$$

Результаты расчетов представлены на графиках рис. 1.

Задача 1-2

Определить коэффициент теплопроводности азота при температуре 800 и 1600°С и давлении 100 Н/см².

Решение.

Расчет проводим с привлечением псевдокритических (приведенных) величин по формуле

$$\lambda = \lambda_{\text{пр}} \cdot \lambda_{\text{кр}},$$

где $\lambda_{кр}$ – критический коэффициент теплопроводности, его значения для разных газов приводятся в [2, 25]; $\lambda_{пр}$ – приведенный коэффициент теплопроводности, определяется по универсальной диаграмме, приближенно справедливой для всех газов и смесей, в зависимости от приведенных температуры ($T_{пр} = T/T_{кр}$) и давления ($P_{пр} = P/P_{кр}$), диаграмма приводится в [2, прилож. 8].

Критические параметры для азота [2]

$$\lambda_{пр} = 0,0329 \text{ Вт/(м·град)}; \quad T_{пр} = 126 \text{ К}; \quad P_{пр} = 328 \text{ Н/см}^2;$$

Приведенные параметры для температуры 800°C

$$\dot{O}_{i\delta} = \frac{\dot{O}}{\dot{O}_{\epsilon\delta}} = \frac{800+273}{126} = 8,53; \quad \dot{D}_{i\delta} = \frac{\dot{D}}{\dot{D}_{i\delta}} = \frac{100}{328} = 0,305.$$

По универсальной диаграмме в [2] находим $\lambda_{пр} = 2,7$.

Искомое значение коэффициента теплопроводности при температуре 800°C

$$\lambda = \lambda_{i\delta} \cdot \lambda_{\epsilon\delta} = 2,7 \cdot 0,0329 = 0,0888 \frac{\hat{A}\delta}{i \cdot \tilde{\delta}\tilde{\alpha}\tilde{\alpha}}.$$

Приведенные параметры при температуре 1600°C

$$\dot{O}_{i\delta} = \frac{\dot{O}}{\dot{O}_{\epsilon\delta}} = \frac{1600+273}{126} = 14,88; \quad \dot{D}_{i\delta} = \frac{\dot{D}}{\dot{D}_{i\delta}} = \frac{100}{328} = 0,305.$$

По универсальной диаграмме находим $\lambda_{пр} = 4,2$.

Коэффициент теплопроводности при температуре 1600°C

$$\lambda = \lambda_{i\delta} \cdot \lambda_{\epsilon\delta} = 4,2 \cdot 0,0329 = 0,138 \frac{\hat{A}\delta}{i \cdot \tilde{\delta}\tilde{\alpha}\tilde{\alpha}}.$$

Задача 1-3

Определить коэффициент теплопроводности этана при температуре 100°C и давлении 60 и 600 Н/см².

Решение.

Расчет по методу, использованному в задаче 1-2, дает более точный результат, если известно хотя бы одно значение коэффициента теплопроводности λ для рассматриваемого газа. В этом случае не нужно знать величину $\lambda_{кр}$ (приводимые в литературе данные по $\lambda_{кр}$ разных газов имеют невысокую точность), а расчет ведется в следующей последовательности.

Коэффициент теплопроводности этана при температуре 100°C и атмосферном давлении (9,8 Н/см²), по данным [2], составляет величину $\lambda_1 = 0,031$ Вт/(м·град).

В то же время $\lambda_1 = \lambda_{пр,1} \cdot \lambda_{кр}$, где $\lambda_{пр,1}$ определяется для критических параметров этана [1] $T_{кр} = 305$ К и $P_{кр} = 478$ Н/см² по соответствующим приведенным параметрам

$$\dot{O}_{i\delta} = \frac{100+273}{305} = 1,22; \quad \dot{D}_{i\delta} = \frac{9,8}{478} = 0,0205.$$

По универсальной диаграмме [2] находим $\lambda_{пр,1} = 0,5$.

Приведенные параметры при давлении 60 Н/см²

$$\dot{O}_{i\delta} = 1,22; \quad \dot{D}_{i\delta} = \frac{60}{478} = 0,1255; \quad \lambda_{i\delta,2} = 0,53.$$

Приведенные параметры при давлении 600 Н/см²

$$\dot{O}_{i\delta} = 1,22; \quad \dot{D}_{i\delta} = \frac{600}{478} = 1,255; \quad \lambda_{i\delta,3} = 0,71.$$

Так как $\lambda_1 = \lambda_{пр,1} \cdot \lambda_{кр}$, а для давлений 60 и 600 Н/см², соответственно:

$$\lambda_2 = \lambda_{пр,2} \cdot \lambda_{кр};$$

$$\lambda_3 = \lambda_{пр,3} \cdot \lambda_{кр},$$

то, разделив второе уравнение на первое, получим

$$\lambda_2 = \lambda_1 \frac{\lambda_{пр,2}}{\lambda_{пр,1}} = 0,031 \cdot \frac{0,53}{0,5} = 0,0328 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}.$$

Разделив третье уравнение на первое, получим

$$\lambda_3 = \lambda_1 \frac{\lambda_{пр,3}}{\lambda_{пр,1}} = 0,031 \cdot \frac{0,71}{0,5} = 0,044 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}.$$

Задача 1-4

Рассчитать коэффициент теплопроводности газовой смеси из условий задачи 1-1 для температуры 200°C и атмосферного давления с использованием псевдокритических величин.

Решение.

Используя данные [2], выпишем величины критических параметров для каждого компонента смеси и сведем их в табл. 1-3.

Таблица 1-3

Компоненты	Объемные доли, г	$\lambda_{кр}$, Вт/(м·град)	$T_{кр}$, К	$P_{кр}$, Н/см ²
CO ₂	0,0189	0,045	304	715
CO	0,241	0,02975	134	343
H ₂	0,4348	0,0641	33	125,3
N ₂	0,2204	0,0329	126	328
H ₂ O	0,0848	0,135	647	2130

Псевдокритическая (эквивалентная) температура газовой смеси

$$\bar{\theta}_{\text{ед}, \bar{n}} = \sum_{i=1}^k r_i \cdot \theta_{\text{ед}, i} = 0,0189 \cdot 304 + 0,241 \cdot 134 + 0,4348 \cdot 33 + 0,2204 \cdot 126 + 0,0849 \cdot 647 = 135 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Псевдокритическое (эквивалентное) давление газовой смеси

$$\bar{P}_{\text{ед}, \bar{n}} = \sum_{i=1}^k r_i \cdot P_{\text{ед}, i} = 0,0189 \cdot 715 + 0,241 \cdot 343 + 0,4348 \cdot 125 + 0,2204 \cdot 328 + 0,0849 \cdot 2130 = 403,9 \frac{\text{Н}}{\text{см}^2}.$$

Псевдокритический коэффициент теплопроводности газовой смеси

$$\lambda_{\text{ед}, \bar{n}} = \sum_{i=1}^k r_i \cdot \lambda_{\text{ед}, i} = 0,0189 \cdot 0,045 + 0,241 \cdot 0,02975 + 0,4348 \cdot 0,0641 + 0,2204 \cdot 0,0329 + 0,0849 \cdot 0,135 = 0,05452 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot ^{\circ}\text{C}}.$$

Приведенные параметры газовой смеси

$$T_{\text{пр}, \text{см}} = \frac{200 + 273}{135} = 3,5; \quad P_{\text{пр}, \text{см}} = \frac{9,8}{403,9} = 0,0242.$$

По универсальной диаграмме [2, прилож. 8] находим $\lambda_{\text{пр}, \text{см}} = 1,32$.

Коэффициент теплопроводности газовой смеси

$$\lambda_{\text{см}} = \lambda_{\text{пр}, \text{см}} \cdot \lambda_{\text{кр}, \text{см}} = 1,32 \cdot 0,05452 = 0,0721 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot ^{\circ}\text{C}}.$$

Отметим, что расчет по более точному методу в задаче 1-1 дал величину $\lambda_{\text{см}} = 0,0565$ Вт/(м·град). Расхождение составляет

$$\frac{0,0721 - 0,0565}{0,0565} \cdot 100\% = 27,6\%.$$

Видно, что использованный способ расчета свойств газовых смесей дает значительную погрешность. В соответственных случаях предпочтение следует отдавать методике, использованной в задаче 1-1.

Задача 1-5

Рассчитать динамический коэффициент вязкости аммиака при температуре 150°C и давлении 3000 Н/см².

Решение.

Критические параметры аммиака [2]

$$T_{кр} = 405,6 \text{ К}; \quad P_{кр} = 1095 \frac{\text{Н}}{\text{см}^2}; \quad \mu_{кр} = 30,9 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

Приведенные параметры

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{кр}} = \frac{150 + 273}{405,6} = 1,04; \quad P_{пр} = \frac{P}{P_{кр}} = \frac{3000}{1095} = 2,745.$$

По универсальной диаграмме [2] находим $\mu_{пр} = 2,4$.

Тогда искомое значение динамического коэффициента вязкости

$$\mu = \mu_{пр} \cdot \mu_{кр} = 2,4 \cdot 30,9 \cdot 10^{-6} = 74,1 \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

Задача 1-6

Рассчитать динамический коэффициент вязкости газовой смеси из условий задачи 1-1 для температуры 200°C и атмосферного давления с использованием псевдокритических величин.

Решение.

Метод 1. По данным [2], величина динамического коэффициента вязкости в критическом состоянии для компонентов смеси следующая:

Компоненты	$\mu_{кр} \cdot 10^6,$ $\text{Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2$
CO ₂	34,3
CO	19
H ₂	3,47
N ₂	18
H ₂ O	49,5

В задаче 1-4 для смеси найдено

$$\dot{O}_{\varepsilon\delta,\tilde{m}} = 135 \hat{E}; \quad \mathcal{D}_{\varepsilon\delta,\tilde{m}} = 403,9 \frac{\dot{I}}{\tilde{m}^2};$$

$$\dot{O}_{i\delta,\tilde{m}} = 3,5; \quad \mathcal{D}_{i\delta,\tilde{m}} = 0,0242.$$

Псевдокритическое значение динамического коэффициента вязкости газовой смеси

$$\mu_{\varepsilon\delta,\tilde{m}} = \sum_{i=1}^k r_i \cdot \mu_{\varepsilon\delta,i} = (0,0189 \cdot 34,3 + 0,241 \cdot 19 + 0,435 \cdot 3,47 + 0,22 \cdot 18 + \\ + 0,085 \cdot 49,5) \cdot 10^{-6} = 14,93 \cdot 10^{-6} \frac{\dot{I} \cdot \tilde{m}}{\dot{I}^2}.$$

По универсальной диаграмме [2, прилож. 18] находим $\mu_{пр,см} = 1,3$.
Искомое значение динамического коэффициента вязкости

$$\mu_{см} = \mu_{пр,см} \cdot \mu_{кр,см} = 1,3 \cdot 14,93 \cdot 10^{-6} = 19,4 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

В задаче 1-1 получено $\mu_{см} = 20,28 \cdot 10^{-6} \text{ Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2$, то есть расхождение составляет 4,35%.

Метод 2. Этот упрощенный метод применим для небольших давлений. Он основан на использовании зависимости [12]

$$\mu_{см} = \frac{\sum_{i=1}^k r_i \sqrt{M_i \cdot T_{кр,i}} \cdot \mu_i}{\sum_{i=1}^k r_i \sqrt{M_i \cdot T_{кр,i}}},$$

где M_i – молекулярный вес компонента i .

Величины множителя $\sqrt{M_i \cdot T_{кр,i}}$ для компонентов смеси следующие [2]

$$\begin{array}{ll} \text{CO}_2 - 115,5; & \text{N}_2 - 59,5; \\ \text{CO} - 61,4; & \text{H}_2\text{O} - 108; \\ & \text{H}_2 - 8,13. \end{array}$$

Тогда

$$\mu_{\tilde{m}} = \frac{(0,0189 \cdot 115,5 \cdot 22,4 + 0,242 \cdot 61,4 \cdot 24,4 + 0,4348 \cdot 8,13 \cdot 12,08 + \\ + 0,0189 \cdot 115,5 + 0,242 \cdot 61,4 + 0,4349 \cdot 8,13 + 0,22 \cdot 59,5 + \\ + 0,22 \cdot 59,5 \cdot 24,2 + 0,085 \cdot 108 \cdot 15,9) \cdot 10^{-6}}{+0,085 \cdot 108} = 21,4 \cdot 10^{-6} \frac{\dot{I} \cdot \tilde{m}}{\dot{I}^2}.$$

Задача 1-7

Смесь газов состоит из компонентов а, b, с и d, которые характеризуются следующими параметрами (табл. 1-4) при комнатной температуре:

Таблица 1-4

Компоненты	Объемные доли r	Плотность ρ , кг/м ³	Теплоемкость c_p , кДж/(кг·град)
a	0,1038	1,143	0,99
b	0,241	0,723	1,058
c	0,4348	0,0519	14,5
d	0,2204	0,723	1,045

С целью определения вязкости, теплопроводности и числа Прандтля смеси, ее пропустили через гладкую трубу диаметром 1 см со скоростью 50 м/с. При этом зафиксировали перепад давления потока на длине трубы 1 м, который составил 1200 Н/м².

Требуется рассчитать искомые параметры.

Решение.

Определим плотность смеси газов

$$\rho_{\text{м}} = \sum_{i=1}^k \rho_i \cdot r_i = 1,143 \cdot 0,1038 + 0,723 \cdot 0,241 + 0,0519 \cdot 0,4348 + 0,723 \cdot 0,2204 = 0,4748 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Теплоемкость смеси

$$\begin{aligned} \tilde{n}_{\text{м}} &= \sum_{i=1}^k \frac{\rho_i \cdot r_i}{\rho_{\text{м}}} \tilde{n}_{\text{м},i} = \frac{1}{0,4748} (1,143 \cdot 0,1038 \cdot 0,99 + 0,723 \cdot 0,241 \cdot 1,058 + \\ &+ 0,0519 \cdot 0,4348 \cdot 14,5 + 0,723 \cdot 0,2204 \cdot 1,045) = 1,68 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}. \end{aligned}$$

Коэффициент сопротивления трения

$$\zeta = \Delta P \frac{2}{\rho \cdot \omega^2} \frac{d}{\ell} = 1200 \frac{2}{0,4748 \cdot 50^2} \cdot \frac{0,01}{1} = 0,02025.$$

Число Рейнольдса при движении смеси газов в трубе найдем из уравнения Блазиуса [6]

$$\zeta = \frac{0,3164}{\text{Re}^{0,25}}.$$

Отсюда $Re = \left(\frac{0,3164}{\zeta} \right)^4 = \left(\frac{0,3164}{0,02025} \right)^4 = 62250.$

Кинематический коэффициент вязкости смеси

$$v_{cm} = \frac{\omega \cdot d}{Re} = \frac{50 \cdot 0,01}{62250} = 8,04 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Используя аналогию Рейнольдса, выражаемую уравнением [3]

$$St = \frac{\zeta}{8},$$

найдем соответствующее значение коэффициента теплообмена

$$\alpha = \zeta \frac{\rho_{cm} \cdot \omega \cdot C_{p,cm}}{8} = 0,02025 \frac{0,4748 \cdot 50 \cdot 1,68 \cdot 1000}{8} = 101 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Число Нуссельта определим по уравнению [6]

$$Nu = 0,018 \cdot Re^{0,8} = 0,018 \cdot 62250^{0,8} = 123.$$

Отсюда коэффициент теплопроводности смеси газов

$$\lambda_{cm} = \frac{\alpha \cdot d}{Nu} = \frac{101 \cdot 0,01}{123} = 82 \cdot 10^{-4} \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}.$$

Коэффициент температуропроводности

$$\alpha_{\tilde{n}} = \frac{\lambda_{\tilde{n}}}{\tilde{n}_{\partial, \tilde{n}} \cdot \rho_{\tilde{n}}} = \frac{0,0082 \cdot 3,6}{1,68 \cdot 0,4748} = 0,0371 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Число Прандтля смеси газов

$$Pr = \frac{v_{cm}}{a_{cm}} = \frac{8,04 \cdot 10^{-6} \cdot 3600}{37,1 \cdot 10^{-3}} = 0,78.$$

Отметим, что этот метод, основанный на экспериментальных данных, позволяет получить лишь приближенные величины. Однако преимущество его состоит в простоте.

Задача 1-8

Определить коэффициент теплопроводности смеси, состоящей из 23% (масс.) воды и 77% (масс.) пропилового спирта, при – температуре 25°C и давлении 1 атм.

Решение.

Для условий задачи в [11] находим для воды $\lambda_{\text{в}} = 1450 \cdot 10^{-6}$ кал/(см·с·град).

Коэффициент теплопроводности жидких смесей может быть найден по формуле Филиппова [27, с. 191]

$$\lambda_{\text{см}} = \lambda_1 \cdot (1 - m_2) + \lambda_2 \cdot m_2 - 0,72 \cdot (\lambda_2 - \lambda_1) \cdot m_2 \cdot m_1,$$

где m_2 – массовая доля компонента с большей теплопроводностью λ_2 ;

m_1 – массовая доля другого компонента с теплопроводностью λ_1 .

Подставив численные значения величин в формулу, имеем

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{см}} &= [376 \cdot 0,77 + 1450 \cdot 0,23 - 0,72(1450 - 376) \cdot 0,77 \cdot 0,23] \cdot 10^{-6} = \\ &= 486 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кал}}{\text{см} \cdot \text{с} \cdot \text{град}} = 0,175 \frac{\text{кВт}}{\text{м} \cdot \text{с} \cdot \text{град}} = 0,204 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{с} \cdot \text{град}}. \end{aligned}$$

Опытное значение коэффициента теплопроводности смеси [11]

$$\lambda_{\text{см}} = 492 \cdot 10^{-6} \text{ кал/(см} \cdot \text{с} \cdot \text{град)}.$$

Таким образом, погрешность расчета

$$\Delta = \frac{486 - 492}{492} \cdot 100\% = -1\%.$$

Задача 1-9

Определить вязкость смеси, состоящей из 70% (мол.) бензола и 30% (мол.) толуола, при 20°C.

Решение.

Вязкость смеси двух неассоциированных жидкостей рассчитывается по уравнению [12, с. 327]

$$\lg \mu_{\text{см}} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2,$$

где x_1 и x_2 – мольные доли компонентов.

При температуре 20°C находим в [12, с. 281] для бензола $\mu_1 = 0,649$ спз и для толуола $\mu_2 = 0,586$ спз.

Таким образом,

$$\lg \mu_{\text{см}} = 0,7 \cdot \lg 0,649 + 0,3 \cdot \lg 0,685 = -0,2011,$$

откуда

$$\mu_{\text{см}} = 0,629 \text{ сПз} = 6,29 \cdot 10^{-4} \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

Задача 1-10

Определить вязкость раствора NaCl в воде с концентрацией $c = 5$ моль/литр при температуре 80°C .

Решение.

Для растворов солей в воде используется формула [12, с. 323]

$$\frac{\mu_p}{\mu_o} = 1 + A\sqrt{c} + B \cdot c + D \cdot c^2,$$

где μ_p – динамический коэффициент вязкости раствора;

μ_o – то же, воды;

A , B , D – постоянные коэффициенты, свои для каждой соли(их значения приводятся в [12]).

Для воды при температуре 80°C из [22] находим $\mu_o = 355,1 \cdot 10^{-6} \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$.

Тогда

$$\mu_p = 355,1 \cdot 10^{-6} (1 + 0,0062\sqrt{5} + 0,0793 \cdot 5 + 0,008 \cdot 5^2) = 573 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

Задача 1-11

Определить коэффициент теплопроводности раствора КОН в воде с концентрацией 15% (об.) при температуре 50°C .

Решение.

Расчет производим по формуле [28, с. 403]

$$\lambda_p = \lambda_o \left(1 - 0,8 \sum_{i=1}^k \beta_i \right),$$

Где λ_p и λ_o – коэффициент теплопроводности раствора и воды соответственно;

$\sum_{i=1}^k \beta_i$ – суммарная объемная концентрация растворенных солей.

При 50°C для воды [22] $\lambda_o = 0,648 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$.

Тогда $\lambda_p = 0,648 \cdot (1 - 0,8 \cdot 0,15) = 0,57 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$.

Глава 2

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА В КАНАЛАХ

Задача 2-1

В газотрубном котле-утилизаторе вода занимает межтрубное пространство, а дымовые газы протекают в прямых гладких трубах. Режим движения газов турбулентный.

Разработать мероприятия, которые позволили бы пропускать через котел-утилизатор увеличенный до 80% расход дымовых газов при неизменных их температурах входа t_1 и выхода t_2 и сохранении прежней величины поверхности теплообмена котла.

Решение.

Обозначим:

Q' и α' - количество передаваемого тепла и коэффициент теплообмена дымовых газов при имеющемся их расходе G' ;

Q'' и α'' - то же, при увеличенном расходе $G'' = 1,8G'$.

Так как $Q' = G' \cdot \tilde{n}_p (t_2 - t_1)$ и $Q'' = 1,8 \cdot G' \cdot \tilde{n}_p (t_2 - t_1)$, то $\frac{Q''}{Q'} = 1,8$.

В то же время, при высокой интенсивности теплообмена трубы с кипящей водой

$$\frac{Q''}{Q'} \cong \frac{\alpha'' \cdot F \cdot \Delta t}{\alpha' \cdot F \cdot \Delta t} = \frac{\alpha''}{\alpha'},$$

где F – площадь поверхности нагрева;

Δt – разность температур при теплообмене дымовых газов со стенкой трубы (поскольку температуру стенки можно принять равной температуре кипящей воды, то для обоих рассматриваемых случаев $\Delta t = \text{idem}$).

Таким образом, должно быть $\alpha'' = 1,8\alpha'$. Следовательно, поставленное в условии задачи требование может быть выполнено лишь при использовании какого-либо метода интенсификации теплообмена.

Увеличение скорости движения теплоносителя само по себе является средством интенсификации теплообмена. Определим рост коэффициента теплообмена с изменением расхода газов, используя уравнение подобия [6] $Nu = 0,018 \cdot Re^{0,8}$, описывающего теплообмен при турбулентном движении газов

$$\frac{\alpha''}{\alpha'} = \frac{Nu''}{Nu'} = \frac{0,018 \cdot (Re'')^{0,8}}{0,018 \cdot (Re')^{0,8}} = \left(\frac{1,8 \cdot \omega \cdot d}{\frac{\omega \cdot d}{\nu}} \right)^{0,8} = 1,8^{0,8} = 1,6.$$

Видно, что нужны дополнительные мероприятия по интенсификации теплообмена для достижения условия $\alpha'' = 1,8\alpha'$.

Одним из рациональных методов интенсификации теплообмена незапыленных газов является применение турбулизирующих пограничный слой выступов. В данном случае могут быть использованы проволочные спирали, вставляемые в трубы и плотно прилегающие к стенкам. По данным [3], оптимальная высота выступа (диаметр проволоки) спирали при течении газовых теплоносителей

$$h = \frac{d}{2}(0,1 \div 0,05),$$

где d – внутренний диаметр трубы.

Расчет теплообмена в этом случае следует проводить по формуле Гомелаури [3]

$$Nu = 0,01875 \cdot Re^{0,8} \cdot \exp \left[0,85 \frac{(S/h)_{\text{опт}}}{S/h} \right],$$

где S – шаг спирали;

$(S/h)_{\text{опт}}$ – оптимальное, с точки зрения энергетической эффективности, соотношение; по данным [3] $(S/h)_{\text{опт}} = 12 \div 14$.

Примем $(S/h)_{\text{опт}} = 13$ и найдем величину (S/h) , соответствующую условию $\alpha'' = 1,8\alpha'$, используя формулу Гомелаури и равенство

$$\frac{\alpha''}{\alpha'} = \frac{Nu''}{Nu'} = \frac{0,018 \cdot (Re'')^{0,8}}{0,018 \cdot (Re')^{0,8}} \cdot \exp \left[0,85 \frac{13}{S/h} \right] = 1,04 \cdot 1,6 \cdot \exp \left[\frac{11,05}{S/h} \right] = 1,664 \cdot \exp \left[\frac{11,05}{S/h} \right].$$

$$\text{Отсюда } \exp \left[\frac{11,05}{S/h} \right] = \frac{1}{1,664} \cdot \frac{\alpha''}{\alpha'} = \frac{1,8}{1,664} = 1,08. \text{ Решая это уравнение, находим}$$

$$\frac{11,05}{S/h} = 0,078 \text{ и } (S/h) = 142.$$

$$\text{Шаг спирали } S = 142 \cdot h = 142 \cdot \frac{d}{2}(0,1 \div 0,05) = d(7,1 \div 3,55).$$

Так как получилось $(S/h) > (S/h)_{\text{опт}}$, то очевидно, что в данном случае имеются значительные резервы повышения интенсивности за счет уменьшения шага спирали S .

Задача 2-2

В [4] предложено с целью интенсификации теплообмена в трубах выполнять накатку так, как это показано на рис. 2. Образующиеся выступы-турбулизаторы позволяют значительно повысить интенсивность теплообмена, но при этом возрастает и сопротивление течению в трубе.

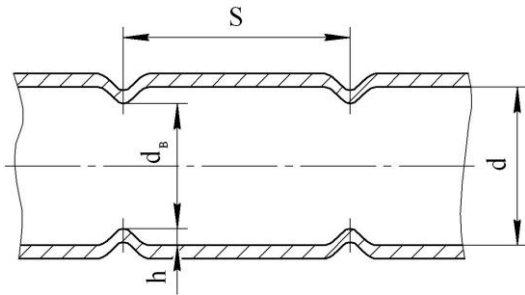


Рис. 2

Определить при $d_a/d = 0,93$ относительный шаг выступов, обеспечивающих самое выгодное сочетание между ростом интенсивности теплообмена и сопротивлением при

течении в трубе газа с числом Рейнольдса $Re = 10^4$. В расчете использовать эмпирические зависимости по теплообмену и сопротивлению, приведенные в [4].

Решение.

Для отыскания наиболее выгодного относительного шага S/d выступов определим при различных его величинах значение отношений $Nu/Nu_{г\text{л}}$ и $\zeta/\zeta_{г\text{л}}$. Здесь величина без индекса соответствует трубе с накаткой, а с индексом «гл» – гладкой трубе.

Рассмотрим значения $S/d = 0,25; 0,8; 1; 1,5; 2,5$.

Для $S/d = 0,25$ справедлива формула [4]

$$\begin{aligned} \frac{Nu}{Nu_{\text{г\text{л}}}} &= \left[1 + \frac{\lg Re - 4,6}{35} \right] \cdot \left\{ 3 - 2 \cdot \exp \left[\frac{-18,2(1 - d_a/d)^{1,13}}{(S/d)^{0,326}} \right] \right\} = \\ &= \left[1 + \frac{\lg 10^4 - 4,6}{35} \right] \cdot \left\{ 3 - 2 \cdot \exp \left[\frac{-18,2(1 - 0,93)^{1,13}}{0,25^{0,326}} \right] \right\} = 2,665. \end{aligned}$$

Относительное сопротивление определяется по формуле [4]

$$\begin{aligned} \frac{\zeta}{\zeta_{\text{г\text{л}}}} &= \left[1 + \frac{\lg Re - 4,6}{6 \cdot \left(\frac{Re}{10^5} \right)^{0,33}} \right] \cdot \left(3 \frac{d_a}{d} - 2 \right) \cdot \left(2,5 - 1,5 \frac{d_a}{d} \right) \cdot \exp \left[17 \cdot \left(1 - \frac{d_a}{d} \right)^{0,858} \right] = \\ &= \left[1 + \frac{\lg 10^4 - 4,6}{6 \cdot \left(\frac{10^4}{10^5} \right)^{0,33}} \right] \cdot (3 \cdot 0,93 - 2) \cdot (2,5 - 1,5 \cdot 0,93) \cdot \exp \left[17 \cdot (1 - 0,93)^{0,858} \right] = 8,45. \end{aligned}$$

Для других значений S/d используем формулы [4]:

$$\frac{Nu}{Nu_{г\lambda}} = \left[1 + \frac{\lg Re - 4,6}{30} \right] \cdot \left[\left(3,33 \frac{S}{d} - 16,33 \right) \cdot \frac{d_B}{d} + \left(17,33 - 3,33 \frac{S}{d} \right) \right];$$

$$\frac{\zeta}{\zeta_{г\lambda}} = \left[1 + \frac{100 \cdot (\lg Re - 4,6) \cdot \left(1 - \frac{d_B}{d} \right)^{1,65}}{\exp \left(\frac{S}{d} \right)^{0,3}} \right] \cdot \exp \left[\frac{25 \cdot \left(1 - \frac{d_B}{d} \right)^{1,32}}{\left(\frac{S}{d} \right)^{0,75}} \right].$$

Например, для $S/d = 0,8$:

$$\frac{Nu}{Nu_{г\lambda}} = \left[1 + \frac{\lg 10^4 - 4,6}{30} \right] \cdot [(3,33 \cdot 0,8 - 16,33) \cdot 0,93 + (17,33 - 3,33 \cdot 0,8)] = 1,925;$$

$$\frac{\zeta}{\zeta_{г\lambda}} = \left[1 + \frac{100 \cdot (\lg 10^4 - 4,6) \cdot (1 - 0,93)^{1,65}}{\exp(0,8)^{0,3}} \right] \cdot \exp \left[\frac{25 \cdot (1 - 0,93)^{1,32}}{(0,8)^{0,75}} \right] = 1,72.$$

Рассчитываем далее отношения $Nu/Nu_{г\lambda}$ и $\zeta/\zeta_{г\lambda}$ для $S/d = 1; 1,5$ и $2,5$ по этим же формулам и полученные результаты сводим в табл. 2-1.

Таблица 2-1

S/d	0,25	0,8	1	1,5	2,5
$Nu/Nu_{г\lambda}$	2,665	1,925	1,863	1,755	1,54
$\zeta/\zeta_{г\lambda}$	8,45	1,72	1,55	1,327	1,168
$\frac{Nu/Nu_{г\lambda}}{\zeta/\zeta_{г\lambda}}$	0,315	1,12	1,2	1,325	1,32

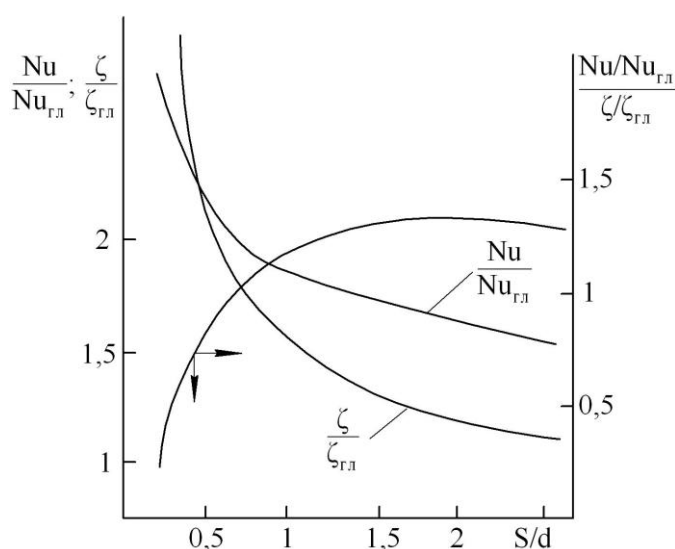


Рис. 3

Там же приведены величины отношения $\frac{Nu}{Nu_{г\lambda}}$ для разных значений S/d .

На основании полученных данных строим графики на рис. 3., из которых видно, что наиболее выгодное сочетание между интенсивностью теплообмена и сопротивлением (максимум отношения $\frac{Nu}{Nu_{г\lambda}}$) соответствует интервалу значений $S/d = 1,5 \div 2$.

Задача 2-3

Воздух, протекая через трубу диаметром $d = 20$ мм с температурой стенки $t_{\text{ст}} = 10^\circ\text{C}$, охлаждается с температуры $t_1 = 40^\circ\text{C}$ до $t_2 = 20^\circ\text{C}$.

Определить длину трубы и энергетическую эффективность теплообмена для случаев:

А. Течение воздуха в гладкой трубе со скоростями $\omega = 1,5; 10; 20; 40$ и 60 м/с.

Б. При наличии в трубе выступов-турбулизаторов с оптимальными параметрами и течении воздуха со скоростями $\omega = 1,5; 10; 20; 40$.

В. При наличии в трубе закрученной ленты толщиной $\delta = 0,5$ мм и с шагом $S = 4d$ и течении воздуха с теми же скоростями.

Произвести сравнение тепловой эффективности рассматриваемых случаев.

Решение.

Случай А

Среднелогарифмический температурный напор

$$\Delta t = \frac{t_1 - t_2}{2,3 \lg \frac{t_1 - t_{\text{ст}}}{t_2 - t_{\text{ст}}}} = \frac{40 - 20}{2,3 \lg \frac{40 - 10}{20 - 10}} = 18,2^\circ\text{C}.$$

Средняя температура воздуха

$$t_b = t_{\text{ст}} + \Delta t = 10 + 18,2 = 28,2^\circ\text{C}.$$

Физические параметры воздуха при его средней температуре [22]:

$$\rho = 1,173 \text{ кг/м}^3; \lambda = 2,65 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}; \nu = 15,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}; \text{Pr} = 0,7.$$

Определим искомые величины при скорости воздуха $\omega = 1,5$ м/с.

Число Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{1,5 \cdot 0,02}{1,58 \cdot 10^{-6}} = 1900.$$

Режим движения ламинарный и для расчета коэффициента теплообмена воспользуемся формулой [5]

$$\text{Nu} = 1,55 \cdot \left(\text{Re} \cdot \text{Pr} \cdot \frac{d}{\ell} \right)^{0,33}. \quad (1)$$

Здесь два неизвестных – α и длина трубки ℓ . Поэтому запишем еще одно уравнение для количества переданного тепла в трубе

$$Q = \alpha \cdot \pi \cdot d \cdot \ell \cdot \Delta t = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \omega \cdot \rho \cdot C_p \cdot 1000 \cdot (t_1 - t_2) \quad (2)$$

Решая совместно уравнения (1) и (2), получим выражение для длины трубы

$$\begin{aligned} \ell &= \left[\frac{4 \cdot 1,55 \cdot (\text{Re} \cdot \text{Pr})^{0,33} \cdot d^{0,33} \cdot \nu \cdot \pi \cdot d \cdot \Delta t}{\pi \cdot d^3 \cdot \omega \cdot (t_1 - t_2) \cdot \text{Pr}} \right]^{-1,5} = \\ &= \left[0,1612 \frac{1,5 \cdot 0,02^2 \cdot (40 - 20) \cdot 0,7}{(1900 \cdot 0,7 \cdot 0,02)^{0,33} \cdot 15,8 \cdot 10^{-6} \cdot 18,2} \right] = 1,98 \text{ м}. \end{aligned}$$

Коэффициент теплообмена из (2)

$$\alpha = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot \omega \cdot \rho \cdot C_p \cdot 1000 \cdot (t_1 - t_2)}{4 \pi \cdot d \cdot \ell \cdot \Delta t} = \frac{0,02 \cdot 1,5 \cdot 1,173 \cdot 1 \cdot 1000 \cdot (40 - 20)}{4 \cdot 1,98 \cdot 18,2} = 4,88 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Коэффициент сопротивления трения определим по формуле Пуазейля [6]

$$\zeta = \frac{64}{\text{Re}} = \frac{64}{1900} = 0,0337.$$

Потеря давления при движении воздуха через трубу

$$\Delta P = \zeta \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} \cdot \frac{\ell}{d} = 0,0337 \cdot \frac{1,173 \cdot 1,5^2}{2} \cdot \frac{1,98}{0,02} = 4,41 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}.$$

Мощность, затрачиваемая на прокачку воздуха и отнесенная к единице поверхности теплообмена:

$$N_o = \Delta P \cdot \omega \frac{\pi \cdot d^2}{4 \pi \cdot d \cdot \ell} = 4,41 \cdot 1,5 \cdot \frac{0,02}{4 \cdot 1,98} = 0,0167 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}.$$

Энергетический коэффициент [9]

$$E_o = \frac{\alpha}{N_o} = \frac{4,88}{0,0167} = 292 \frac{1}{\text{град}}.$$

Рассмотрим случай течения воздуха при $\omega = 10$ м/с.

Число Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{10 \cdot 0,02}{1,58 \cdot 10^{-6}} = 12650.$$

Коэффициент теплообмена определяем по формуле [6] для турбулентного режима

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{0,018 \cdot Re^{0,8} \cdot 2,65 \cdot 10^{-2}}{0,02} = \frac{0,018 \cdot 12650^{0,8} \cdot 2,65 \cdot 10^{-2}}{0,02} = 46,5 \frac{Вт}{м^2 \cdot град}.$$

Длина трубы из уравнения (2)

$$\ell = \frac{d \cdot \omega \cdot \rho \cdot C_p \cdot 1000 \cdot (t_1 - t_2)}{4\alpha \cdot \Delta t} = \frac{0,02 \cdot 10 \cdot 1,173 \cdot 1 \cdot 1000 \cdot (40 - 20)}{4 \cdot 46,5 \cdot 18,2} = 1,39 \text{ м}.$$

Потеря давления воздуха в трубе

$$\Delta P = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} \cdot \frac{\ell}{d} = \frac{0,3164}{12650^{0,25}} \cdot \frac{1,173 \cdot 10^2}{2} \cdot \frac{1,39}{0,02} = 121,5 \frac{Н}{м^2}.$$

Удельная мощность, затрачиваемая на прокачку воздуха

$$N_o = \Delta P \cdot \omega \frac{d}{4\ell} = 121,5 \cdot 10 \cdot \frac{0,02}{4 \cdot 1,39} = 4,375 \frac{Вт}{м^2}.$$

Энергетический коэффициент

$$E_o = \frac{\alpha}{N_o} = \frac{46,5}{4,375} = 10,63 \frac{1}{град}.$$

Аналогично рассмотренному случаю находим параметры при всех заданных скоростях:

ω , м/с	Re	α , Вт/(м ² ·град)	ℓ , м	ΔP , Н/м ²	N_o , Вт/м ²	E_o , 1/град
20	25300	82,2	1,575	464	29,4	2,8
40	50600	140	1,85	1833	198	0,707
60	75800	194	2	4026	604	0,322

Проведенный расчет показывает, что с уменьшением скорости движения теплоносителя энергетическая эффективность теплообмена возрастает. Однако требования компактности аппаратов, достигаемой при высоких скоростях теплоносителей, на практике часто являются решающими. Сравним необходимые поверхности нагрева при течении воздуха со скоростью 1,5 и 60 м/с и $G = \text{idem}$. Так как длина трубы в обоих случаях получена примерно одинаковой, то нужно определить число труб в аппарате при скорости воздуха $\omega = 1,5$ м/с, которые обеспечат ту же теплопроизводительность, что и одна труба при течении воздуха с $\omega = 60$ м/с.

$$Q = \alpha \cdot \pi \cdot d \cdot \ell \cdot \Delta t = 194 \cdot \pi \cdot 0,02 \cdot 2 \cdot 18,2 = 222 \text{ Вт}.$$

Искомое количество труб

$$n = \frac{Q}{\alpha \cdot \pi \cdot d \cdot \ell \cdot \Delta t} = \frac{222}{4,88 \cdot \pi \cdot 0,02 \cdot 1,98 \cdot 18,2} = 20.$$

Полученное соотношение показывает на значительное различие в габаритах теплообменников с разными скоростями движения теплоносителей. Это обстоятельство является причиной того, что на практике стремятся организовывать турбулентный режим течения теплоносителей.

Случай Б.

Согласно [4], наилучшими характеристиками обладают выступы-турбулизаторы, образованные деформацией стенки трубы (см. рис. 2). Их оптимальные параметры следующие [4]: $\frac{d_b}{d} \cong 0,92$; $\frac{S}{d} \cong 0,52$.

Рассмотрим случай течения воздуха со скоростью $\omega = 1,5$ м/с. Число Рейнольдса $Re = 1900$.

Относительная шероховатость в трубе

$$\frac{d - d_b}{d} = 1 - \frac{d_b}{d} = 1 - 0,92 = 0,08.$$

Критическое значение относительной шероховатости [5]

$$\left(\frac{d - d_b}{d} \right)_{\text{кр}} \cong \frac{5}{Re^{0,5}} = \frac{5}{1900^{0,5}} = 0,1145.$$

Так как относительная шероховатость в данном случае меньше критического ее значения, то теплообмен и сопротивление будут описываться такими же закономерностями, как и для гладкой трубы.

Таким образом, из предыдущего расчет (случай А):

$$\alpha = 4,88 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град}); \ell = 1,98 \text{ м}; E_o = 292 \text{ 1/град}.$$

Рассмотрим течение при $\omega = 10 \text{ м/с}$. При этом $Re = 12650$. Число Нуссельта определяем по формуле [4]

$$\begin{aligned} Nu &= 0,018 \cdot Re^{0,8} \cdot \left[1 + \frac{\lg Re - 4,6}{35} \right] \cdot \left\{ 3 - 2 \cdot \exp \left[\frac{-18,2 \cdot (1 - d_a/d)^{1,13}}{(S/d)^{0,326}} \right] \right\} = \\ &= 0,018 \cdot 12650^{0,8} \cdot \left[1 + \frac{\lg 12650 - 4,6}{35} \right] \cdot \left\{ 3 - 2 \cdot \exp \left[\frac{-18,2 (1 - 0,92)^{1,13}}{0,52^{0,326}} \right] \right\} = 84. \end{aligned}$$

Коэффициент теплообмена

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{84 \cdot 2,65 \cdot 10^{-2}}{0,02} = 111,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Длина трубы

$$\ell = \left(\frac{\alpha_{\text{гл}}}{\alpha} \ell_{\text{гл}} \right)_{\omega=10 \frac{\text{м}}{\text{с}}} = \frac{46,5}{111,3} \cdot 1,39 = 0,58 \text{ м}.$$

Коэффициент сопротивления [4]

$$\begin{aligned} \zeta &= \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \cdot \left[1 + \frac{100 \cdot (\lg Re - 4,6) \cdot \left(1 - \frac{d_a}{d} \right)^{1,65}}{\exp \left(\frac{S}{d} \right)^{0,3}} \right] \cdot \exp \left[\frac{25 \cdot \left(1 - \frac{d_a}{d} \right)^{1,32}}{\left(\frac{S}{d} \right)^{0,75}} \right] = \\ &= \frac{0,3164}{12650^{0,25}} \cdot \left[1 + \frac{100 \cdot (\lg 12650 - 4,6) \cdot (1 - 0,92)^{1,65}}{\exp 0,52^{0,3}} \right] \cdot \exp \left[\frac{25 \cdot (1 - 0,92)^{1,32}}{0,52^{0,75}} \right] = 0,0813. \end{aligned}$$

Потеря давления воздуха в трубе

$$\Delta P = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} \cdot \frac{\ell}{d} = 0,0813 \cdot \frac{1,173 \cdot 10^2}{2} \cdot \frac{0,58}{0,02} = 138,5 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}.$$

Удельная мощность, затрачиваемая на прокачку воздуха

$$N_o = \Delta P \cdot \omega \frac{d}{4\ell} = 138,5 \cdot 10 \cdot \frac{0,02}{4 \cdot 0,58} = 11,95 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}.$$

Энергетический коэффициент

$$E_o = \frac{\alpha}{N_o} = \frac{111,3}{11,95} = 9,32 \frac{1}{\text{град}}.$$

Используя те же уравнения подобия для расчета Nu и ζ , аналогично находим при всех заданных скоростях

ω , м/с	α , Вт/(м ² ·град)	ℓ , м	ΔP , Н/м ²	N_o , Вт/м ²	E_o , 1/град
20	200	0,647	710	110	1,82
40	345	0,75	3375	900	0,384

Случай В.

Эквивалентный диаметр канала определяем по формуле [7]

$$d_s = \frac{d \cdot (\pi \cdot d - 4\delta)}{\pi \cdot d + 2 \cdot (d - \delta)} = \frac{0,02 \cdot (3,14 \cdot 0,02 - 4 \cdot 0,0005)}{0,02 + 2 \cdot (0,02 - 0,0005)} = 0,012 \text{ м}.$$

Диаметр кривизны осевой линии канала

$$D = d \cdot \left[0,5 + \frac{8}{\pi^2} \cdot \left(\frac{S}{d} \right)^2 \right] = 0,02 \cdot \left[0,5 + \frac{8}{\pi^2} \cdot 4^2 \right] = 0,25 \text{ м}.$$

Критическое число Рейнольдса (характеризует переход к развитому турбулентному режиму движения) при течении в трубе с закрученной лентой [7]

$$Re_{кр} = 38900 \left(\frac{d}{S} \right)^{1,16} + 2300 = 38900 \cdot 0,25^{1,16} + 2300 = 10060.$$

Рассмотрим случай течения при $\omega = 1,5$ м/с.

Число Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega \cdot d_s}{\nu} = \frac{1,5 \cdot 0,012}{1,58 \cdot 10^{-6}} = 1140.$$

$$\text{Комплекс } \text{Re} \sqrt{\frac{d}{D}} = 1140 \sqrt{\frac{0,02}{0,25}} = 322.$$

По величине этого комплекса выбираем в [7] формулу для расчета коэффициента теплообмена при ламинарном режиме движения

$$\text{Nu} = 0,3 \cdot \text{Re}^{0,6} \cdot \text{Pr}^{0,43} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,135} = 0,3 \cdot 1140^{0,6} \cdot 0,7^{0,43} \cdot \left(\frac{0,02}{0,25}\right)^{0,135} = 12,38.$$

$$\text{Коэффициент теплообмена } \alpha = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{d_3} = \frac{12,38 \cdot 2,65 \cdot 10^{-2}}{0,012} = 27,4 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

$$\text{Длина трубы } \ell = \left(\frac{\alpha_{\text{гл}}}{\alpha} \ell_{\text{гл}}\right)_{\omega=1,5 \frac{\text{м}}{\text{с}}} = \frac{4,88}{27,4} \cdot 1,98 = 0,353 \text{ м}.$$

Коэффициент сопротивления определим по формуле [7]

$$\zeta = \frac{6,34}{\text{Re}^{0,474}} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,263} + \frac{25,6}{\text{Re}} = \frac{6,34}{1140^{0,474}} \cdot \left(\frac{0,02}{0,25}\right)^{0,263} + \frac{25,6}{1140} = 0,1395.$$

Потеря давления воздуха в трубе

$$\Delta P = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} \cdot \frac{\ell}{d_3} = 0,1395 \cdot \frac{1,173 \cdot 1,5^2}{2} \cdot \frac{0,353}{0,012} = 5,42 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}.$$

Удельная мощность прокачки воздуха

$$N_o = \Delta P \cdot \omega \frac{d}{4\ell} = 5,42 \cdot 1,5 \cdot \frac{0,02}{4 \cdot 0,353} = 0,115 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}.$$

Энергетический коэффициент

$$E_o = \frac{\alpha}{N_o} = \frac{27,4}{0,115} = 238 \frac{1}{\text{град}}.$$

При течении воздуха со скоростью $\omega = 10 \text{ м/с}$ число Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{10 \cdot 0,012}{1,58 \cdot 10^{-6}} = 7600.$$

$$\text{Комплекс } \text{Re} \sqrt{\frac{d}{D}} = 7600 \sqrt{\frac{0,02}{0,25}} = 2145.$$

При такой величине комплекса коэффициенты теплообмена α и сопротивления ζ следует рассчитывать по тем же зависимостям, что и в предыдущем случае течения (при $\omega = 1,5$ м/с). В результате для $\omega = 10$ м/с получим:

$$\alpha = 86,3 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}; \ell = 0,75 \text{ м}; \zeta = 0,05057;$$

$$\Delta P = 185 \text{ Н/м}^2; N_o = 12,33 \text{ Вт/м}^2; E_o = 7 \text{ град}^{-1}.$$

Рассмотрим случай течения при $\omega = 20$ м/с.

Число Рейнольдса $Re = \frac{20 \cdot 0,012}{1,58 \cdot 10^{-6}} = 15200$. Так как $Re > Re_{кр}$, то режим движения воздуха – развитый турбулентный.

Коэффициент теплообмена в этом случае определим по формуле [7]

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{\dot{\gamma}}} = \frac{0,079 \cdot Re^{0,74} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,11} \cdot \lambda}{d_{\dot{\gamma}}} =$$

$$= \frac{0,079 \cdot 15200^{0,74} \cdot 0,7^{0,43} \cdot \left(\frac{0,02}{0,25}\right)^{0,11} \cdot 2,65 \cdot 10^{-2}}{0,012} = 139,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Длина трубы

$$\ell = \left(\frac{\alpha_{г\ell}}{\alpha} \ell_{г\ell} \right)_{\omega=20 \frac{\text{м}}{\text{с}}} = \frac{82,2}{139,5} \cdot 1,575 = 0,928 \text{ м}.$$

Коэффициент сопротивления определяем по формуле [7]

$$\zeta = \frac{0,705}{Re^{0,28}} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,09} + 0,009 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,65} = \frac{0,705}{15200^{0,28}} \cdot \left(\frac{0,02}{0,25}\right)^{0,09} + 0,009 \cdot \left(\frac{0,02}{0,25}\right)^{0,65} = 0,03975.$$

Потеря давления воздуха

$$\Delta P = 0,03975 \cdot \frac{1,173 \cdot 20^2}{2} \cdot \frac{0,928}{0,012} = 722 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}.$$

Удельная мощность, затрачиваемая на прокачку воздуха

$$N_o \approx 722 \cdot 20 \cdot \frac{0,02}{4 \cdot 0,928} = 77,8 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}.$$

Энергетический коэффициент

$$E_o = \frac{139,5}{77,8} = 1,795 \frac{1}{\text{град}}.$$

Аналогично предыдущему случаю ($\omega = 20$ м/с) находим параметры для $\omega = 40$ м/с:

$$\alpha = 231,5 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}; \ell = 1,12 \text{ м}; \zeta = 0,03275;$$

$$\Delta P = 2865 \text{ Н/м}^2; N_o = 512 \text{ Вт/м}^2; E_o = 0,452 \text{ град}^{-1}.$$

Произведем сравнение тепловой эффективности рассмотренных случаев с помощью графических зависимостей $E_o = f(N_o)$.

Полученные величины E_o и N_o для гладкой трубы, при наличии выступов-турбулизаторов и закрученной ленты для скоростей воздуха $\omega = 1,5; 10; 20; 40; 60$ м/с сведем в табл. 2-1.

Таблица 2-1

ω , м/с		1,5	10	20	40	60
Гладкая труба	N_o , Вт/м ²	0,0167	4,375	29,4	198	604
	E_o , град ⁻¹	292	10,63	2,8	0,707	0,322
Труба с выступами	N_o , Вт/м ²	0,0167	11,95	110	900	-
	E_o , град ⁻¹	292	9,32	1,82	0,384	-
Труба с закрученной лентой	N_o , Вт/м ²	0,115	12,33	77,8	512	-
	E_o , град ⁻¹	238	7	1,795	0,452	-

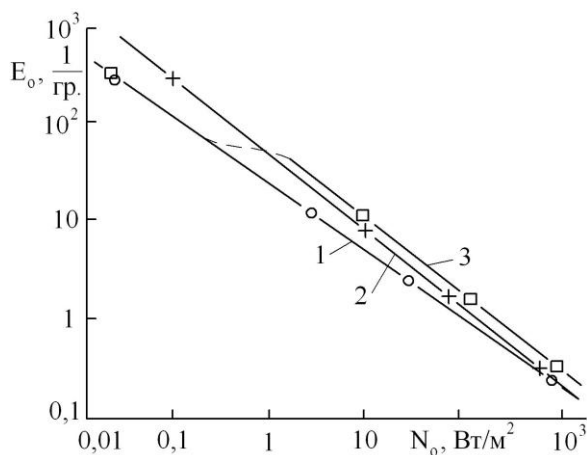


Рис. 4

Данные из таблицы представляем графически в логарифмических координатах на рис. 4, из которого видно, что наличие в трубе закрученной ленты (кривая 2) значительно улучшает тепловую эффективность поверхности нагрева при умеренных числах Рейнольдса. Особенно выгодно применять этот метод интенсификации теплообмена при ламинарном режиме течения. В этом случае тепловая эффективность ее в 2 раза выше по сравнению с гладкой трубой (кривая 1).

С увеличением числа Рейнольдса кривые 1 и 2 сближаются и после их пересечения начинается область, где применение закрученной ленты становится невыгодно. При развитом турбулентном режиме самую высокую тепловую эффективность имеет труба с выступами-турбулизаторами (кривая 3). Так, при $N_o = 5$ Вт/м², например, превышение E_o по сравнению с гладкой трубой составляет 2,5 раза. Применяя этот способ интенсификации теплообмена, можно получить большую экономию в затрачиваемой на прокачку теплоносителя мощности и в величине площади поверхности нагрева. При ламинарном течении

выступы не оказывают влияние на интенсивность теплообмена. Влияние это начинает проявляться лишь при числах Рейнольдса, превышающих критическое значение [5]

$$Re_{кр} = \left(\frac{5d}{d - d_b} \right)^2 = \left[\frac{5d}{d \cdot (1 - 0,92)} \right]^2 = \left(\frac{5 \cdot 0,02}{0,02 \cdot 0,08} \right)^2 = 3900.$$

Соответствующая критическая скорость воздуха в трубе

$$\omega_{кр} = \frac{Re_{кр} \cdot v}{d} = \frac{3900 \cdot 15,8 \cdot 10^{-6}}{0,02} = 3,08 \text{ м/с}.$$

Удельная мощность прокачки

$$N_o = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \cdot \frac{\rho \cdot \omega^3}{8} = \frac{0,3164}{3900^{0,25}} \cdot \frac{1,173 \cdot 3,08^3}{8} = 0,172 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}.$$

Пунктиром на рис. 4 показан предполагаемый ход участка кривой 3.

Задача 2-4

Используя эмпирические зависимости теплообмена и сопротивления при турбулентном течении газа в змеевиках, найти отношение диаметра трубы d к диаметру змеевика D , при котором достигается минимальная величина площади поверхности нагрева. Сравнить эту величину площади поверхности нагрева F с величиной площади поверхности нагрева прямой трубы F_n при неизменных: расходе теплоносителя ($G = G_n$); тепловом потоке ($Q = Q_n$); перепаде давления теплоносителя ($\Delta P = \Delta P_n$).

Решение

Запишем выражения для следующих показателей:

– тепловой поток

$$Q = \alpha \cdot F \cdot \Delta t; \quad (1)$$

– потеря давления

$$\Delta P = \zeta \cdot Re^2 \cdot \frac{\ell}{2d} \cdot \frac{\mu^2}{d^2 \rho} = A \cdot \zeta \cdot Re^2 \cdot \frac{\ell}{d}, \quad (2)$$

где через A обозначено $A = \frac{\mu^2}{2d^2 \cdot \rho};$

– расход теплоносителя

$$G = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{\mu}{d} \cdot \text{Re} = B \cdot \text{Re}, \quad (3)$$

где через B обозначено $B = \frac{\pi \cdot d \cdot \mu}{4}$.

Из условий $G = G_n$; $Q = Q_n$; $\Delta P = \Delta P_n$ и уравнений (1), (2) и (3), с учетом равенства

$$\frac{\alpha}{\alpha_n} = \frac{\text{Nu}}{\text{Nu}_n}, \quad (3a)$$

находим

$$\frac{F \cdot \text{Nu} \cdot \Delta t}{F_n \cdot \text{Nu}_n \cdot \Delta t_n} = \frac{\zeta \cdot \text{Re}^2 \cdot \ell}{\zeta_n \cdot \text{Re}_n^2 \cdot \ell_n} = \frac{\text{Re}^2}{\text{Re}_n^2} = 1. \quad (4)$$

Так как $F = \pi \cdot d \cdot \ell$, то из уравнения (1) и (3a) можно получить

$$\frac{\ell}{\ell_n} = \frac{\text{Nu}_n \cdot \Delta t_n}{\text{Nu} \cdot \Delta t}. \quad (5)$$

Из уравнений (4) и (5) следует

$$\frac{F}{F_n} = \frac{\zeta \cdot \text{Re}^2 \cdot \text{Nu}_n \cdot \Delta t_n}{\zeta_n \cdot \text{Re}_n^2 \cdot \text{Nu} \cdot \Delta t} \cdot \frac{\text{Nu}_n \cdot \Delta t_n}{\text{Nu} \cdot \Delta t} = \frac{\zeta}{\zeta_n} \cdot \left(\frac{\text{Nu}_n}{\text{Nu}} \right)^2 \cdot \left(\frac{\Delta t_n}{\Delta t} \right)^2.$$

Без большой погрешности можно принять $\Delta t_n = \Delta t$. Тогда

$$\frac{F}{F_n} = \frac{\zeta}{\zeta_n} \cdot \left(\frac{\text{Nu}_n}{\text{Nu}} \right)^2. \quad (6)$$

Коэффициент сопротивления змеевиковой трубы при турбулентном режиме движения теплоносителя может быть рассчитан по уравнению [7]

$$\zeta = 0,0385 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,5} + 0,312 \cdot \text{Re}^{-0,25}. \quad (7)$$

Для прямой трубы справедливо уравнение

$$\zeta_{\pi} = \frac{0,3164}{\text{Re}^{0,25}}. \quad (8)$$

Число Нуссельта прямой трубы [6]

$$\text{Nu}_{\pi} = 0,018 \cdot \text{Re}^{0,8} \quad (9)$$

и змеевиковой [7]

$$\text{Nu}_{\pi} = 0,0271 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,05}. \quad (10)$$

Уравнение (10) справедливо при $\text{Re} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^2 = 0,63 \div 20$.

Подставив уравнения (7), (8), (9) и (10) в (6), получим

$$\frac{F}{F_{\pi}} = \frac{0,0385 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,5} + 0,312 \cdot \text{Re}^{-0,25}}{0,3164} \cdot \text{Re}^{0,25} \cdot \left[\frac{0,018 \cdot \text{Re}^{0,8}}{0,0271 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,05}} \right]^2.$$

Выполнив действия, имеем

$$\frac{F}{F_{\pi}} = 0,0535 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,4} \cdot \text{Re}^{0,25} + 0,434 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{-0,1}. \quad (11)$$

Исследуем функцию (F/F_{π}) на экстремум. Для этого продифференцируем уравнение (11) по (d/D) и полученное выражение приравняем нулю. Имеем:

$$0,0535 \cdot 0,4 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{-0,6} \cdot \text{Re}^{0,25} - 0,434 \cdot 0,1 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{-1,1} = 0.$$

Для определенности примем $\text{Re} = 10000$. Тогда, произведя действия, получим

$$0,214 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,5} - 0,0434 = 0. \quad (12)$$

Корень уравнения (12) $d/D = 0,203^2 = 0,0412$ соответствует экстремуму функции (F/F_{π}) .

Для того, чтобы выяснить характер экстремума, продифференцируем (12) по (d/D) . Имеем

$$\left[0,214 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0,5} - 0,0434 \right]' = 0,107 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{-0,5} > 0.$$

Последнее неравенство является условием минимума функции (F/F_{π}) . Таким образом, оптимальной при $Re = 10000$ является величина $d/D = 0,0412$. При этой величине площадь поверхности нагрева змеевика F минимальна.

Подставим найденное значение в уравнение (11):

$$\frac{F}{F_{\pi}} = 0,0535 \cdot 0,0412^{0,4} \cdot 10000^{0,25} + 0,434 \cdot 0,0412^{-0,1} = 0,745.$$

Следовательно, выигрыш в площади поверхности нагрева при применении змеевика по сравнению с прямой трубой составляет около 25 %.

Задача 2-5

Сравнить энергетическую эффективность теплообмена при течении воды в змеевиковой и прямой трубе диаметром $d = 0,01$ м.

Расчет провести при следующих параметрах:

- 1) $Re = 10^4$, диаметр змеевика $D = 0,05; 0,1; 0,5; 1$ м;
- 2) Диаметр змеевика $D = 0,5$ м, $Re = 5 \cdot 10^4; 0,2 \cdot 10^4$.

Решение.

В данном случае нужно найти отношение коэффициентов энергетической эффективности змеевика и прямой трубы

$$\frac{E_o}{E_{o,\pi}} = \frac{\alpha/N_o}{(\alpha/N_o)_{\pi}} = \frac{Nu/N_o}{(Nu/N_o)_{\pi}} \quad (1)$$

при условии, что $N_o = N_{o,\pi}$.

Удельная мощность, затрачиваемая на прокачку теплоносителя [8]

$$N_o = \Delta P \cdot \omega \frac{d}{4\ell} = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} \cdot \frac{\ell}{d} \cdot \omega \cdot \frac{d}{4\ell} = \zeta \cdot Re^3 \cdot \frac{\mu^3}{8 \cdot d^3 \cdot \rho^2} = A \cdot \zeta \cdot Re^3,$$

где через A обозначено $A = \frac{\mu^3}{8 \cdot d^3 \cdot \rho^2}$.

Таким образом, должно быть

$$N_o \sim \zeta \cdot Re^3 = \zeta_{\pi} \cdot Re_{\pi}^3. \quad (2)$$

Так как для турбулентного режима течения ($Re > 3 \cdot 10^3$):

$$\zeta_{\pi} = 0,3164 \cdot Re_{\pi}^{-0,25},$$

то из (2) имеем

$$0,3164 \cdot Re_{\pi}^{2,75} = \zeta \cdot Re^3,$$

или

$$Re_{\pi} = \left(\frac{\zeta \cdot Re^3}{0,3164} \right)^{0,363} = 1,52 \cdot (\zeta \cdot Re^3)^{0,363}. \quad (3)$$

Число Нуссельта для прямой трубы при турбулентном течении [6]

$$Nu_{\pi} = 0,023 \cdot Re_{\pi}^{0,8} \cdot Pr^{0,4}.$$

С учетом (3) и при $Pr = 3,54$ для воды

$$Nu_{\pi} = 0,023 \cdot \left(\frac{\zeta \cdot Re^3}{0,3164} \right)^{0,363 \cdot 0,8} \cdot 3,54^{0,4} = 0,0532 \cdot (\zeta \cdot Re^3)^{0,29}. \quad (4)$$

Подставив (4) в (1), получим окончательно

$$\frac{E_o}{E_{o,\pi}} = \frac{Nu}{0,0532 \cdot (\zeta \cdot Re^3)^{0,29}}. \quad (5)$$

Критическое число Рейнольдса при течении в змеевиках определяем по формуле [7]

$$Re_{кр} = 18500 \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0,3}.$$

Рассмотрим случай течения при $Re = 10^4$. Максимальное значение $Re_{кр}$ для этого случая

$$Re_{кр} = 18500 \cdot \left(\frac{0,01}{0,1} \right)^{0,3} = 9300.$$

Так как имеем $Re > Re_{кр}$, то режим течения развитый турбулентный и коэффициент сопротивления определяем по формуле [7]

$$\zeta = 0,0385 \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0,5} + 0,312 \cdot Re^{-0,25}. \quad (6)$$

Число Нуссельта для змеевиковой трубы при $0,63 \leq Re \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^2 \leq 20$ определяется по уравнению

$$Nu = 0,0316 \cdot Re^{0,8} \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0,05} \cdot Pr^{0,4} \quad (7)$$

и при $20 \leq Re \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^2 \leq 700$ по уравнению

$$Nu = 0,0266 \cdot Re^{0,85} \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0,15} \cdot Pr^{0,4}. \quad (8)$$

Для $D = 0,05$ м комплекс $Re \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^2 = 10^4 \cdot \left(\frac{0,01}{0,05} \right)^2 = 400$. Выбираем для расчета Nu уравнение (8)

$$Nu = 0,0266 \cdot (10^4)^{0,85} \cdot \left(\frac{0,01}{0,05} \right)^{0,15} \cdot 3,54^{0,4} = 87.$$

$$\zeta = 0,0385 \cdot \left(\frac{0,01}{0,05} \right)^{0,5} + 0,312 \cdot (10^4)^{-0,25} = 0,0484.$$

Согласно (5)

$$\frac{E_o}{E_{o,п}} = \frac{87}{0,0532 \cdot (0,0484 \cdot 10^{12})^{0,29}} = 1,3.$$

Для $D = 0,1$ м комплекс $Re \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^2 = 10^4 \cdot \left(\frac{0,01}{0,1}\right)^2 = 100$ и, следовательно, справедливо уравнение (8)

$$Nu = 0,0266 \cdot (10^4)^{0,85} \cdot \left(\frac{0,01}{0,1}\right)^{0,15} \cdot 3,54^{0,4} = 78,5.$$

$$\zeta = 0,0385 \cdot \left(\frac{0,01}{0,1}\right)^{0,5} + 0,312 \cdot (10^4)^{-0,25} = 0,04337.$$

По уравнению (5) имеем

$$\frac{E_o}{E_{o,п}} = \frac{78,5}{0,0532 \cdot (0,04337 \cdot 10^{12})^{0,29}} = 1,232.$$

Для $D = 0,5$ м комплекс $Re \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^2 = 10^4 \cdot \left(\frac{0,01}{0,5}\right)^2 = 4$ и расчет числа Нуссельта проводим по формуле (7)

$$Nu = 0,0316 \cdot (10^4)^{0,8} \cdot \left(\frac{0,01}{0,5}\right)^{0,05} \cdot 3,54^{0,4} = 68.$$

$$\zeta = 0,0385 \cdot \left(\frac{0,01}{0,5}\right)^{0,5} + 0,312 \cdot (10^4)^{-0,25} = 0,03665.$$

$$\frac{E_o}{E_{o,п}} = \frac{68}{0,0532 \cdot (0,03665 \cdot 10^{12})^{0,29}} = 1,111.$$

Для $D = 1$ м аналогично найдем

$$Nu = 65,7; \zeta = 0,035; \frac{E_o}{E_{o,п}} = 1,095.$$

При течении с числом $Re = 5 \cdot 10^4$ и $D = 0,5$ м имеем

$$\begin{aligned} \text{Re} \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^2 &= 5 \cdot 10^4 \cdot \left(\frac{0,01}{0,5} \right)^2 = 20; \\ \text{Nu} &= 0,0316 \cdot (5 \cdot 10^4)^{0,8} \cdot \left(\frac{0,01}{0,5} \right)^{0,05} \cdot 3,54^{0,4} = 248; \\ \zeta &= 0,0385 \cdot \left(\frac{0,01}{0,5} \right)^{0,5} + 0,312 \cdot (5 \cdot 10^4)^{-0,25} = 0,02645; \\ \frac{E_o}{E_{o,\Pi}} &= \frac{248}{0,0532 \cdot (0,02645 \cdot 5^3 \cdot 10^{12})^{0,29}} = 1,08. \end{aligned}$$

Рассмотрим случай течения при $\text{Re} = 2000$ и $D = 0,5$ м. Критическое число Рейнольдса в этом случае равно

$$\text{Re}_{\text{кр}} = 18500 \cdot \left(\frac{0,01}{0,5} \right)^{0,3} = 5715.$$

Так как $\text{Re} = 2000 < \text{Re}_{\text{кр}}$, то режим течения ламинарный и для расчета теплообмена и сопротивления применяем формулы [7]

$$\text{Nu} = 0,0575 \cdot \text{Re}^{0,75} \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0,21} \cdot \text{Pr}^{0,43}; \quad (9)$$

$$\zeta = 6,2 \cdot \text{Re}^{-0,5} \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0,25} + 35,6 \cdot \text{Re}^{-1}. \quad (10)$$

Подставив численные значения величин в (9) и (10), имеем

$$\begin{aligned} \text{Nu} &= 0,0575 \cdot 2000^{0,75} \cdot \left(\frac{0,01}{0,5} \right)^{0,21} \cdot 3,54^{0,43} = 13,3; \\ \zeta &= 6,2 \cdot 2000^{-0,5} \cdot \left(\frac{0,01}{0,5} \right)^{0,25} + 35,6 \cdot 2000^{-1} = 0,0707 \end{aligned}$$

Из уравнения (3) число Рейнольдса

$$\text{Re}_{\Pi} = 1,52 \cdot (0,0707 \cdot 2000^3)^{0,363} = 2300.$$

Значение Re_{Π} выходит за пределы ламинарного режима течения. Поэтому для дальнейшего рассмотрения принимаем число Рейнольдса среднее из полученных значений

$$Re_{\pi} = \frac{2300 + 2975}{2} = 2640.$$

Число Нуссельта определяем по формуле [30]

$$Nu_{\pi} = K_o \cdot Pr^{0,43} = 5 \cdot 3,54^{0,43} = 8,6.$$

Здесь множитель $K_o = 5$; его значение находим при $Re_{\pi} = 2640$ из табл. 7-1 [30, с. 341].

По формуле (1)

$$\frac{E_o}{E_{o,\pi}} = \left(\frac{Nu}{Nu_{\pi}} \right)_{N_o=N_{o,\pi}} = \frac{13,3}{8,6} = 1,55.$$

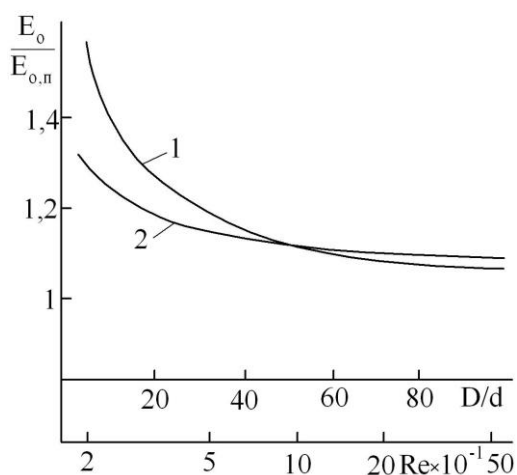


Рис. 5

Результаты расчетов представляем графически на рис. 5, где

$$1 - \frac{E_o}{E_{o,\pi}} = f(Re), \quad \frac{D}{d} = 50;$$

$$2 - \frac{E_o}{E_{o,\pi}} = f\left(\frac{d}{D}\right), \quad Re = 10^4.$$

Кривые отчетливо показывают, что энергетическая эффективность змеевика выше, чем прямой трубы. Причем наиболее благоприятны области малых чисел Re и отношений D/d .

Зада-

ча 2-6

В теплообменном аппарате с постоянной температурой поверхности нагрева (стенки) T_c теплоноситель охлаждается с температуры T_1 до $T_2 = 0,5T_1$. После принятия специальных мер по интенсификации теплообмена температура теплоносителя на выходе уменьшилась до $T_2 = 0,3T_1$.

Определить, как изменится при этом энтропийный КПД теплообмена.

Решение.

Для рассматриваемого случая энтропийный КПД равен отношению средне-энтропийных температур стенки и теплоносителя [9]

$$\eta_{\text{эн}} = \frac{\bar{T}_c}{T_{\text{э}}}.$$

Так как температура стенки постоянна, то $\bar{T}_c = T_c$. Среднеэнтропийная температура теплоносителя определяется как среднелогарифмическая [9]

$$\bar{T}^{\circ} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)}.$$

Энтропийный КПД неинтенсифицированного теплообмена

$$\eta_{\text{эн}} = \frac{T_c}{T_1 - T_2} \ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right) = \frac{T_c}{T_1 - 0,5 \cdot T_1} \ln\left(\frac{T_1}{0,5 \cdot T_1}\right) = 1,405 \frac{T_c}{T_1}.$$

Энтропийный КПД интенсифицированного теплообмена

$$\eta_{\text{эн}}^{\text{и}} = \frac{T_c}{T_1 - T_2^{\text{и}}} \ln\left(\frac{T_1}{T_2^{\text{и}}}\right) = \frac{T_c}{T_1 - 0,3 \cdot T_1} \ln\left(\frac{T_1}{0,3 \cdot T_1}\right) = 1,74 \frac{T_c}{T_1}.$$

Превышение $\eta_{\text{эн}}^{\text{и}}$ над $\eta_{\text{эн}}$

$$\frac{\eta_{\text{эн}}^{\text{и}} - \eta_{\text{эн}}}{\eta_{\text{эн}}} = \frac{1,74 \frac{T_c}{T_1} - 1,405 \frac{T_c}{T_1}}{1,405 \frac{T_c}{T_1}} \cdot 100\% = 23,85\%.$$

Глава 3

ТЕПЛООБМЕН ДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ

Задача 3-1

Через неподвижный слой твердых частиц продувается воздух со скоростью, отнесенной к полному сечению слоя, $\omega = 0,1$ м/с.

Определить потерю давления воздуха на 1 м высоты слоя при средней температуре воздуха в слое 100°C . Расчет произвести для слоев, состоящих из частиц размером: 1) $d_T = 1$ мм; 2) $d_T = 6$ мм; 3) $d_T = 15$ мм.

Решение.

При температуре 100°C для воздуха находим [1]

$$\rho = 0,946 \text{ кг/м}^3; \nu = 23,13 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Число Рейнольдса при движении воздуха через слой определяется по выражению [18]

$$\text{Re} = \frac{4\omega}{f \cdot \nu},$$

где f – удельная площадь поверхности частиц в 1 м^3 слоя,

$$f = \frac{6(1-\varepsilon_0)}{d_T},$$

где ε_0 – порозность слоя (обычно $\varepsilon_0 = 0,4$).

Таким образом

$$\text{Re} = \frac{4\omega \cdot d_T}{6(1-\varepsilon_0) \cdot \nu} = \frac{4 \cdot 0,1 \cdot d_T}{6(1-0,4) \cdot 23,13 \cdot 10^{-6}} = 4,8 \cdot 10^3 \cdot d_T.$$

Рассмотрим слой, состоящий из частиц с $d_T = 1$ мм.

Число Рейнольдса

$$\text{Re} = 4,8 \cdot 10^3 \cdot d_T = 4,8 \cdot 10^3 \cdot 0,001 = 4,8.$$

Режим движения воздуха через слой ламинарный, так как $\text{Re} < \text{Re}_{\text{кр}} = 45$.

Коэффициент сопротивления движению газа определяется по формуле [17]

$$\zeta = \frac{41}{Re}.$$

Подставив численное значение числа Re, имеем

$$\zeta = \frac{41}{4,8} = 8,55.$$

Потеря давления на 1 м высоты слоя

$$\Delta P = \zeta \cdot \frac{\omega^2 \cdot f \cdot \rho}{2 \cdot \epsilon_o^3} = 8,55 \cdot \frac{0,1^2 \cdot 6 \cdot (1-0,4) \cdot 0,946}{2 \cdot 0,4^3 \cdot 0,001} = 2270 \frac{H}{m^2}.$$

Число Рейнольдса для слоя из частиц размером $d_T = 6$ мм

$$Re = 4,8 \cdot 10^3 \cdot d_T = 4,8 \cdot 10^3 \cdot 0,006 = 28,8.$$

Режим течения воздуха через слой также ламинарный. Коэффициент сопротивления движению

$$\zeta = \frac{41}{28,8} = 1,423.$$

Потеря давления газа на 1 м высоты слоя

$$\Delta P = 1,423 \cdot \frac{0,1^2 \cdot 6 \cdot (1-0,4) \cdot 0,946}{2 \cdot 0,4^3 \cdot 0,006} = 63,3 \frac{H}{m^2}.$$

Для слоя состоящего из частиц размером $d_T = 15$ мм

$$Re = 4,8 \cdot 10^3 \cdot d_T = 4,8 \cdot 10^3 \cdot 0,015 = 72.$$

Так как $Re > Re_{кр} = 45$, то режим движения воздуха через слой турбулентный и коэффициент сопротивления определяем по формуле [17]

$$\zeta = \frac{35,5}{Re} + \frac{0,82}{Re^{0,8}} = \frac{35,5}{72} + \frac{0,82}{72^{0,8}} = 0,521;$$

$$\Delta P = 0,521 \cdot \frac{0,1^2 \cdot 6 \cdot (1-0,4) \cdot 0,946}{2 \cdot 0,4^3 \cdot 0,015} = 9,25 \frac{H}{m^2}.$$

Полученные результаты сведены в табл. 3-1.

Таблица 3-1

Размер частиц слоя d_t , мм	1	6	15
Потеря давления газа на 1 м высоты слоя ΔP , Н/м ²	2270	63,3	9,25

Результаты расчетов показывают, что при неизменном расходе газа через неподвижный слой частиц, энергетические затраты на прокачку газа уменьшаются с увеличением размера частиц.

Задача 3-2

Определить, как влияет на сопротивление неподвижного слоя температура продуваемого через слой газа при неизменном его массовом расходе.

Слой состоит из твердых частиц, имеющих размеры в интервале 10-25 мм, а скорость газа, отнесенная к полному сечению слоя при 0°C, $\omega = 0,2$ м/с.

Решение.

Средний размер частиц в слое

$$d_t = \sqrt{10 \cdot 25} = 15,8 \text{ мм} = 0,0158 \text{ м}.$$

Площадь поверхности частиц в 1 м³ слоя

$$f = \frac{6(1 - \varepsilon_0)}{d_t} = \frac{6(1 - 0,4)}{0,0158} = 228 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Для определенности в качестве газа примем воздух и рассмотрим его течение при температурах 0; 200; 500°C.

Плотность и кинематический коэффициент вязкости воздуха при этих температурах [22]

t , °C	0	200	500
ρ , кг/м ³	1,293	0,746	0,456
ν , м ² /с	$13,28 \cdot 10^{-6}$	$34,85 \cdot 10^{-6}$	$79,38 \cdot 10^{-6}$

Число Рейнольдса при температуре воздуха 0°C

$$Re = \frac{4\omega}{f \cdot \nu} = \frac{4 \cdot 0,2}{228 \cdot 13,28 \cdot 10^{-6}} = 265.$$

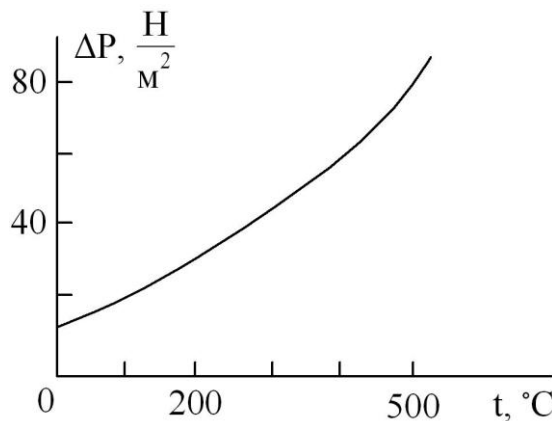
Режим течения воздуха турбулентный, так как $Re > Re_{кр} = 45$. Коэффициент сопротивления движению газа в слое

Потеря давления воздуха на 1 м высоты слоя

$$\Delta P = \zeta \cdot \frac{\omega^2 \cdot f \cdot \rho}{2 \cdot \varepsilon_0^3} = 0,1434 \cdot \frac{0,2^2 \cdot 228 \cdot 1,293}{2 \cdot 0,4^3} = 13,2 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}.$$

Расчет для температур 200 и 500°C проводится аналогично с учетом увеличения скорости воздуха с ростом температуры. Результаты расчета приведены в табл. 3-2 и на графике рис. 6.

Таблица 3-2



Температура газа в слое, °C	0	200	500
Re	265	175	125
ζ	0,1434	0,216	0,3013
ΔP, Н/м²	13,2	34,5	79,4

Видно, что увеличение температуры газа при неизменном его расходе приводит к резкому росту падения давления в слое.

Рис. 6

Задача 3-3

Насадкой регенератора служат частицы карборунда размером $d_r = 50$ мм. Определить коэффициент теплообмена за период нагрева насадки дымовыми газами, имеющими начальную температуру 1000°C и скорость, отнесенную к полному сечению слоя частиц, $\omega = 0,4$ м/с. Насадка нагревается до 800°C.

Решение.

Средняя температура дымовых газов за период

$$\bar{t}_r = \frac{t_2^H + t_{\text{нас}}^K}{2} = \frac{1000 + 800}{2} = 900^\circ \text{C}.$$

При этой температуре физические параметры газов следующие [1]

$$\lambda = 0,1 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}; \quad \nu = 152 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}; \quad \text{Pr} = 0,59.$$

Приняв порозность слоя частиц $\varepsilon_0 = 0,4$, определим число Рейнольдса газа при движении через слой

$$\text{Re} = \frac{4\omega \cdot d_r}{6(1 - \varepsilon_0) \cdot \nu} = \frac{4 \cdot 0,368 \cdot 0,05}{6(1 - 0,4) \cdot 152 \cdot 10^{-6}} = 134,5.$$

Здесь скорость газа при 900°C

$$\omega = \omega_{1000^{\circ}\text{C}} \cdot \frac{900 + 273}{1000 + 273} = 0,4 \cdot \frac{1173}{1273} = 0,368 \text{ м/с}.$$

Коэффициент теплообмена определяем по формуле для случая нестационарного режима [18]

$$\text{Nu} = 0,166 \cdot \text{Re}^{0,725} \cdot \text{Pr}^{0,33} = 0,166 \cdot 134,5^{0,725} \cdot 0,59^{0,33} = 4,85.$$

Отсюда коэффициент теплообмена

$$\alpha = \text{Nu} \cdot \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon_o) \cdot \lambda}{4d_t \cdot \varepsilon_o} = 4,85 \cdot \frac{6 \cdot (1 - 0,4) \cdot 0,1}{4 \cdot 0,05 \cdot 0,4} = 21,8 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Число Био для частиц слоя

$$\text{Bi}_t = \frac{\alpha \cdot d_t}{2 \cdot \lambda_t} = \frac{21,8 \cdot 0,05}{2 \cdot 10} = 0,0545.$$

Здесь λ_t – коэффициент теплопроводности карборунда, по данным [1] $\lambda_t = 10 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}$.

При таком числе Био теплопроводность материала частиц не оказывает влияния на прогрев частиц в слое.

Задача 3-4

Водород в количестве $G = 3 \text{ кг/ч}$ нагревают от температуры $t^{\text{н}} = 20^{\circ}\text{C}$ до $t^{\text{к}} = 800^{\circ}\text{C}$, пропуская его через слой металлических частиц шарообразной формы диаметром $d_t = 3 \text{ мм}$. Слой частиц расположен в трубе из огнеупорного материала с внутренним диаметром $d = 100 \text{ мм}$. Нагрев частиц слоя осуществляется электроиндукционным методом с плотностью тепловыделения $q_{\text{инд}} = 1000 \text{ кДж/ч в 1 кг частиц}$.

Пренебрегая потерями тепла в окружающую среду через стенку трубы, определить необходимые для нагрева высоту слоя и максимальную температуру частиц.

Решение.

Тепло, воспринятое водородом

$$Q = G \cdot (C_p \cdot t^k - C_p \cdot t^h) = 3 \cdot (15,11 \cdot 800 - 14,2 \cdot 20) = 35500 \text{ кДж/ч}.$$

Здесь значения теплоемкостей водорода C_p при температурах t^k и t^h взяты из [1].

Тепло, выделенное частицами слоя,

$$Q_T = q_{\text{инд}} \cdot G_T,$$

где G_T – вес частиц слоя.

При плотности материала частиц $\rho_T = 7000 \text{ кг/м}^3$ и порозности слоя $\varepsilon_o = 0,4$

$$G_T = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot H \cdot (1 - \varepsilon_o) \cdot \rho_T = \frac{\pi \cdot 0,1^2}{4} \cdot H \cdot (1 - 0,4) \cdot 7000 = 33 \cdot H \text{ кг}.$$

Здесь H – искомая высота слоя.

Тогда $Q_T = 1000 \cdot 33 \cdot H = 33 \cdot 10^3 \text{ кДж/ч}$. Из условия баланса тепла $Q = Q_T$ найдем высоту слоя

$$H = \frac{35,5 \cdot 10^3}{33 \cdot 10^3} = 1,077 \approx 1,08 \text{ м}.$$

Площадь поверхности нагрева частиц в слое

$$F = f \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot H = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon_o)}{d_T} \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot H = \frac{6 \cdot (1 - 0,4)}{0,003} \cdot \frac{\pi \cdot 0,1^2}{4} \cdot 1,08 = 10,25 \text{ м}^2.$$

Здесь $f = 1200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – площадь поверхности частиц в 1 м^3 слоя.

При равномерном подводе тепла, то есть при $q = \text{const}$ и $c_p = \text{const}$ температура газа линейно изменяется по высоте слоя, поэтому средняя величина определяется как среднеарифметическая крайних значений

$$\bar{t} = \frac{t^h + t^k}{2} = \frac{20 + 800}{2} = 410^\circ \text{C}.$$

При этой температуре физические параметры водорода [1]:

$$\rho = 0,036 \text{ кг/м}^3; \nu = 434 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}; \lambda = 0,352 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}; \text{Pr} = 0,644.$$

Скорость водорода в трубе

$$\omega = \frac{4 \cdot G}{3600 \cdot \pi \cdot d^2 \cdot \rho} = \frac{4 \cdot 3}{3600 \cdot \pi \cdot 0,1^2 \cdot 0,036} = 2,95 \text{ м/с}.$$

Число Рейнольдса

$$Re = \frac{4 \cdot \omega}{f \cdot \nu} = \frac{4 \cdot 2,95}{1200 \cdot 434 \cdot 10^{-6}} = 22,65.$$

Число Нуссельта определим по эмпирической зависимости [8] для стационарного теплообмена в слое

$$Nu = 0,725 \cdot Re^{0,47} \cdot Pr^{0,33} = 0,725 \cdot 22,65^{0,47} \cdot 0,644^{0,33} = 2,72.$$

Так как в данном случае $Nu = \frac{4 \cdot \alpha \cdot \varepsilon_0}{f \cdot \lambda}$, то коэффициент теплообмена

$$\alpha = Nu \cdot \frac{f \cdot \lambda}{4 \cdot \varepsilon_0} = 2,72 \cdot \frac{1200 \cdot 0,352}{4 \cdot 0,4} = 717 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Из уравнения теплообмена $Q = \alpha \cdot F \cdot \Delta t$ найдем разность температур между частицами и газом

$$\Delta t = \frac{Q}{\alpha \cdot F} = \frac{35500}{3,6 \cdot 717 \cdot 10,25} = 1,34^\circ \text{C}.$$

Поскольку плотность теплового потока q и коэффициент теплообмена постоянны по высоте слоя, то максимальная температура в верхней части слоя

$$t_{\max} = t^k + \Delta t = 800 + 1,34 = 801,34^\circ \text{C}.$$

Задача 3-5

В задаче 3-1 получено, что с уменьшением размера d_t частиц неподвижного продуваемого слоя возрастает гидравлическое сопротивление слоя. В то же время интенсивность теплообмена слоя со стенками канала диаметром d также увеличивается; это следует из формулы для коэффициента теплообмена.

Определить, как при этом изменяется энергетическая эффективность теплообмена.

Решение.

Коэффициент энергической эффективности определяется по выражению [8, с. 11]

$$E = \frac{\alpha}{N},$$

где N – удельные затраты мощности на прокачку теплоносителя, выраженные в тепловых единицах;

$$N = \Delta P \cdot \omega \cdot \frac{S}{F},$$

где ΔP – потеря давления теплоносителя;

S – площадь сечения для прохода теплоносителя (полное сечение слоя);

F – площадь поверхности теплообмена.

Так как $\alpha = Nu \cdot \frac{f \cdot \lambda}{4 \cdot \epsilon_0}$, а потеря давления на 1 м высоты слоя $\Delta P = \zeta \cdot \frac{\omega^2 \cdot f \cdot \rho}{2 \cdot \epsilon_0^3}$,

то

$$E = \frac{Nu \cdot f \cdot \lambda \cdot 2 \cdot \epsilon_0^3 \cdot 4 \cdot \pi \cdot d \cdot 1}{4 \cdot \epsilon_0 \cdot \zeta \cdot \omega^2 \cdot f \cdot \rho \cdot \omega \cdot \pi \cdot d^2} = \frac{Nu}{\zeta} \cdot \frac{2 \cdot \lambda \cdot \epsilon_0^2}{\omega^3 \cdot \rho \cdot d}. \quad (1)$$

Согласно [17, с. 375 и 398], сопротивление слоя при ламинарном режиме течения газа ($Re < 45$) описывается зависимостью

$$\zeta = \frac{41}{Re}, \quad (2)$$

а теплообмен (при $Pr = 0,7$)

$$Nu = 0,225 \cdot Re^{0,5}. \quad (3)$$

Для турбулентного режима ($Re > 45$), соответственно

$$\zeta = \frac{35,5}{Re} + \frac{0,82}{Re^{0,8}}; \quad (4)$$

$$Nu = 0,08 \cdot Re^{0,8}. \quad (5)$$

Подставим уравнения (2) и (3) в уравнение (1) и выполним преобразования

$$\begin{aligned} E &= \frac{0,225 \cdot Re^{1,5}}{41} \cdot \frac{2 \cdot \lambda \cdot \epsilon_0^2}{\omega^3 \cdot \rho \cdot d} = \frac{0,225}{41} \cdot Re^{1,5} \cdot \frac{2 \cdot \lambda \cdot \epsilon_0^2}{\omega^3 \cdot \rho \cdot d} \cdot \frac{1,56 \cdot f^3 \cdot v^3}{1,56 \cdot f^3 \cdot v^3} = \frac{0,703 \cdot Re^{1,5} \cdot \lambda \cdot \epsilon_0^2}{\rho \cdot d \cdot Re^3 \cdot f^3 \cdot v^3} = \\ &= \frac{0,703 \cdot \lambda \cdot \epsilon_0^2 \cdot d_0^3}{\rho \cdot d \cdot Re^{1,5} \cdot 216 \cdot (1 - \epsilon_1)^3 \cdot v^3}. \end{aligned}$$

Приняв теплофизические свойства для воздуха при температуре 100°C [22, с. 245], для $\varepsilon_0 = 0,4$ и $Re = 20$ получим

$$E = \frac{0,703 \cdot 0,0321 \cdot 0,4^2 \cdot d_r^3}{0,946 \cdot 20^{1,5} \cdot 216 \cdot (1 - 0,4)^3 \cdot (2,313 \cdot 10^{-5})^3 \cdot d} = 74 \cdot 10^6 \cdot \frac{d_r^3}{d}.$$

Видно, что зависимость E от d_r/d непрерывная и монотонная. Графически она показана на рис. 7.

Подставив (4) и (5) в (1), для турбулентного режима при $Re = 1000$ и неизменных прочих условиях аналогично получим

$$E = \frac{0,08 \cdot Re^{0,8} \cdot Re^{1,8}}{35,5 \cdot Re^{0,8} + 0,82 \cdot Re} \cdot \frac{2 \cdot \lambda \cdot \varepsilon_i^3}{\rho \cdot d \cdot \omega^3} \cdot \frac{64}{64} \cdot \frac{f^3 \cdot v^3}{f^3 \cdot v^3} = \frac{0,0474 \cdot \lambda \cdot \varepsilon_i^2 \cdot d_0^3}{(35,5 \cdot Re^{1,2} + 0,82 \cdot Re^{1,4}) \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon_i)^3 \cdot v^3 \cdot d} =$$

$$= \frac{0,0474 \cdot 0,0321 \cdot 0,4^2 \cdot d_0^3}{(35,5 \cdot 1000^{1,2} + 0,82 \cdot 1000^{1,4}) \cdot 0,946 \cdot (1 - 0,4)^3 \cdot (2,313 \cdot 10^{-5})^3 \cdot d} = 0,625 \cdot 10^6 \cdot \frac{d_0^3}{d}.$$

Полученная зависимость представлена в виде графика на рис. 7. Видно, что соотношение между интенсивностью теплообмена и затратами мощности на прокачку теплоносителя значительно благоприятнее для ламинарного режима и больших величин d_r/d .

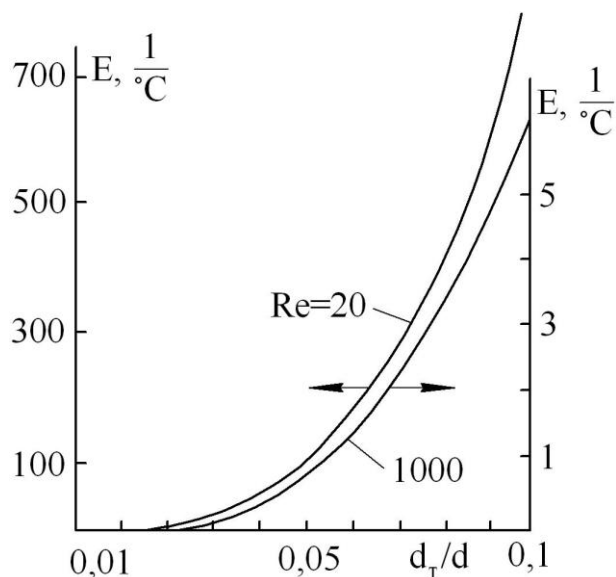


Рис. 7

Следует отметить, что проведенный анализ нельзя распространять на случай, когда d_r/d близко к единице. В этом случае закономерность теплообмена и сопротивления будут другие*.

Задача 3-6

* См. статью Барышева Е.Г., Ратникова Е.Ф. и Носова В.С. Исследование гидродинамики и теплообмена в каналах с шаровым заполнением. – «Теплоэнергетика», 1974, №8.

Для условий задачи 3-4 найти скорость водорода, при которой произойдет псевдооживление слоя.

Решение.

Кипящий слой является практически изотермической системой, поэтому для рассматриваемого случая температуру слоя можно принять равной 800°C . При этой температуре физические параметры водорода следующие [1]

$$\rho = 0,0228 \text{ кг/м}^3; \nu = 0,924 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Число Архимеда для частиц слоя

$$\text{Ar} = \frac{g \cdot (\rho_r - \rho)}{\rho \cdot \nu^2} \cdot d_r^3 = \frac{9,8 \cdot (7000 - 0,0228)}{0,0228 \cdot (0,924 \cdot 10^{-3})^2} \cdot 0,003^3 = 95000.$$

Скорость начала псевдооживления подсчитывается по формуле Тодеса [19, с. 82]

$$\text{Re}'_{\text{кр}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}} = \frac{95000}{1400 + 5,22\sqrt{95000}} = 31,6.$$

Тогда

$$\omega'_{\text{кр}} = \text{Re}'_{\text{кр}} \cdot \frac{\nu}{d_r} = 31,6 \cdot \frac{0,924 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-3}} = 9,7 \text{ м/с}.$$

При этом расход водорода через трубу должен составить

$$G = \omega'_{\text{кр}} \cdot \rho \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot 3600 = 9,7 \cdot 0,0228 \cdot \frac{\pi \cdot 0,1^2}{4} \cdot 3600 = 6,25 \text{ кг/ч}.$$

Задача 3-7

Определить пределы существования и гидродинамическое сопротивление кипящего слоя из частиц песка, имеющих размеры в интервале $0,1 \div 0,3 \text{ мм}$, оживаемого дымовыми газами. Температура кипящего слоя $t_{\text{к.с.}} = 300^{\circ}\text{C}$.

Решение.

Геометрический фактор формы частиц песка [20, с. 50] $\phi = 1,5$. Средний размер частиц

$$d_t = \sqrt{d_{\min} \cdot d_{\max} \cdot \phi} = \sqrt{0,1 \cdot 0,3 \cdot 1,5} = 0,217 \text{ мм}.$$

Физические свойства дымовых газов при температуре 30°C [22, с. 251]

$$\rho = 0,617 \text{ кг/м}^3; \nu = 45,81 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Истинная плотность песка [19, с. 626] $\rho_t = 2590 \text{ кг/м}^3$.

Число Архимеда для частиц песка

$$Ar = \frac{g \cdot (\rho_t - \rho)}{\rho \cdot \nu^2} \cdot d_t^3 = \frac{9,8 \cdot (2590 - 0,617)}{0,617 \cdot (45,81 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 0,000212^3 = 187.$$

Первое критическое число Рейнольдса для слоя [19, с. 82]

$$Re'_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{187}{1400 + 5,22\sqrt{187}} = 0,127.$$

Первая критическая скорость газа

$$\omega'_{кр} = Re'_{кр} \cdot \frac{\nu}{d_t} = 0,127 \cdot \frac{45,81 \cdot 10^{-6}}{212 \cdot 10^{-6}} = 0,0274 \text{ м/с}.$$

Второе критическое число Рейнольдса для слоя [19, с. 141]

$$Re''_{кр} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} = \frac{187}{18 + 0,61\sqrt{187}} = 7,1.$$

Вторая критическая скорость газа

$$\omega''_{кр} = Re''_{кр} \cdot \frac{\nu}{d_t} = 7,1 \cdot \frac{45,81 \cdot 10^{-6}}{212 \cdot 10^{-6}} = 1,535 \text{ м/с}.$$

Таким образом видно, что кипящий слой будет существовать при скорости оживающего газа от 0,0274 до 1,535 м/с.

Максимальное число псевдооживения

$$W_{\max} = \frac{\omega''_{\text{кр}}}{\omega'_{\text{кр}}} = \frac{1,535}{0,0274} = 56.$$

Рабочее число псевдооживления ($W_{\text{раб}} = \omega_{\text{раб}} / \omega'_{\text{кр}}$) для промышленных установок с кипящим слоем из полидисперсных частиц достигает 5-6 [23, с. 127]. Тогда рабочая скорость газа $\omega_{\text{раб}} = 5 \cdot \omega'_{\text{кр}} = 5 \cdot 0,0274 = 0,137 \text{ м/с}$.

Число Рейнольдса для частиц слоя

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d_{\text{т}}}{\nu} = \frac{0,137 \cdot 0,000212}{45,81 \cdot 10^{-6}} = 0,633.$$

Порозность кипящего слоя определим по формуле [19, с. 104]:

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot \text{Re} + 0,36 \cdot \text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21} = \left(\frac{18 \cdot 0,633 + 0,36 \cdot 0,633^2}{187} \right)^{0,21} = 0,557.$$

Падение давления на 1 м высоты кипящего слоя

$$\Delta P = g \cdot \rho_{\text{т}} \cdot (1 - \varepsilon) = 9,8 \cdot 2590 \cdot (1 - 0,557) = 11270 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}.$$

Задача 3-8

Для условий предыдущей задачи 3-7 определить какое максимальное количество песка можно нагреть на 1 м² газораспределительной решетки от температуры 0°C до $t_{\text{к.с.}} = 300^\circ\text{C}$, если начальная температура дымовых газов $t''_{\text{г}} = 600^\circ\text{C}$.

Решение.

Минимальный эквивалентный размер частиц слоя

$$d_{\text{т}}^{\min} = 0,1 \cdot \phi^{0,5} = 0,1 \cdot 1,5^{0,5} = 0,1225 \text{ мм}.$$

Скорость уноса этих частиц из слоя определим по уравнению

$$\text{Re}''_{\text{кр}} = \frac{\text{Ar}_{\min}}{18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}_{\min}}} = \frac{36,1}{18 + 0,61 \sqrt{36,1}} = 1,66.$$

$$\text{Здесь } \text{Ar}_{\min} = \frac{g \cdot (\rho_{\text{т}} - \rho)}{\rho \cdot \nu^2} \cdot (d_{\text{т}}^{\min})^3 = \frac{9,8 \cdot (2590 - 0,617)}{0,617 \cdot (45,81 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 0,0001225^3 = 36,1.$$

Таким образом

$$\omega_{yn} = Re''_{кр} \cdot \frac{\nu}{d_T^{min}} = 1,66 \cdot \frac{45,81 \cdot 10^{-6}}{122,5 \cdot 10^{-6}} = 0,622 \text{ м/с}.$$

Для того, чтобы не было большого уноса частиц газом, должно выполняться условие $\omega \leq \omega_{yn}$. Примем рабочую скорость $\omega = 0,5$ м/с.

Массовый расход газа через 1 м² решетки

$$G_r = \omega \cdot \rho \cdot 3600 = 0,5 \cdot 0,617 \cdot 3600 = 1100 \text{ кг/ч}.$$

При теплоемкости песка $c_T = 0,8$ кДж/кг·град [22, с. 240] его можно нагреть в количестве (из условия баланса тепла)

$$G_m = \frac{G_z \cdot (c_p \cdot t_z^H - c_p \cdot t_{к.с.})}{c_T \cdot (t_{к.с.} - t_T^H)} = \frac{1100 \cdot (1,214 \cdot 600 - 1,122 \cdot 300)}{0,8 \cdot (300 - 0)} = 1800 \text{ кг/ч}.$$

Для полной завершенности теплообмена в кипящем слое, то есть для того, чтобы конечные температуры газа и частиц при выходе из слоя были равны ($t_T^K = t_r^K = t_{к.с.} = 300^\circ \text{C}$), нужно поддерживать высоту кипящего слоя не меньше 100 мм [19, с. 252].

Число Рейнольдса слоя

$$Re = \frac{\omega \cdot d_r}{\nu} = \frac{0,5 \cdot 0,000212}{45,81 \cdot 10^{-6}} = 2,36.$$

Порозность слоя

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot Re + 0,36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0,21} = \left(\frac{18 \cdot 2,36 + 0,36 \cdot 2,36^2}{187} \right)^{0,21} = 0,74.$$

Вес частиц, приходящийся на 1 м² решетки и высоте слоя 100 мм

$$G_{к.с.} = 1 \cdot 0,1 \cdot \rho_{ч} \cdot (1 - \varepsilon) = 0,1 \cdot 2590 \cdot (1 - 0,74) = 67,3 \text{ кг}.$$

Время пребывания частиц в слое

$$\tau = \frac{G_{к.с.}}{G_T} = \frac{67,3}{1800} = 0,0374 \text{ ч} = 2,25 \text{ мин}.$$

Полученное время вполне достаточно для прогрева частиц по всему их сечению.

Задача 3-9

Рассчитать и сравнить друг с другом коэффициенты теплообмена стенки трубы диаметром $d = 150$ мм для случаев: 1) течение в пустой трубе дымовых газов; 2) в трубе имеется неподвижный, продуваемый газами, слой твердых частиц; 3) в трубе имеется кипящий слой частиц. Температуру газов во всех трех случаях принять одинаковой, равной 100°C , а скорость в незаполненном сечении трубы $\omega = 1$ м/с.

Решение.

Теплофизические свойства дымовых газов при температуре 100°C [22, с. 251]

$$\rho = 0,94 \text{ кг/м}^3; \nu = 21,54 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}; \lambda = 0,0313 \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}; \text{Pr} = 0,7.$$

Рассмотрим случай течения газов в незаполненной гладкой трубе. Число Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{1 \cdot 0,15}{0,2154 \cdot 10^{-4}} = 6970.$$

Коэффициент теплообмена определим по формуле для турбулентного режима течения

$$\text{Nu} = 0,018 \cdot \text{Re}^{0,8} = 0,018 \cdot 6970^{0,8} = 21,6.$$

Отсюда

$$\alpha_r = \text{Nu} \cdot \frac{\lambda}{d} = 21,6 \cdot \frac{0,0313}{0,15} = 4,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Для неподвижного и кипящего слоев нужно определить размеры твердых частиц. Известно [18], что теплообмен со стенкой будет тем интенсивнее, чем меньше размер частиц слоя. Для определенности, в качестве твердого материала примем кварцевый песок с плотностью $\rho_r = 2600 \text{ кг/м}^3$.

Границе перехода неподвижного слоя в кипящий соответствует равенство [19, с. 82]

$$\text{Re} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}}.$$

Подставив в него выражения $\text{Re} = \frac{\omega \cdot d_r}{\nu}$ и $\text{Ar} = \frac{g \cdot (\rho_r - \rho) \cdot d_r^3}{\rho \cdot \nu^2}$, и произведя действия, получим

$$g \cdot d_T^2 \cdot (\rho_T - \rho) = \omega \cdot \rho \cdot v \cdot \left(1400 + 5,22 \cdot \sqrt{\frac{g \cdot (\rho_T - \rho)}{\rho \cdot v^2}} \cdot d_T^{1,5} \right). \quad (1)$$

После подстановки численных значений величин имеем

$$9,8 \cdot (2600 - 0,95) \cdot d_T^2 = 1 \cdot 0,95 \cdot 21,54 \cdot 10^{-6} \cdot \left(1400 + 5,22 \cdot \sqrt{\frac{9,8 \cdot (2600 - 0,95)}{0,95 \cdot (21,54 \cdot 10^{-6})^2}} \cdot d_T^{1,5} \right);$$

$$25430 \cdot d_T^2 = 0,0287 + 1560 \cdot d_T^{1,5}.$$

Обозначим левую часть последнего равенства через А, а правую – через В. Задавая численными значениями величины d_T , подсчитаем А и В (см. табл. 3-3).

Таблица 3-3

d_T , мм	2	3	4	5
А	0,102	0,2295	0,4075	0,637
В	0,1682	0,2847	0,4227	0,5807

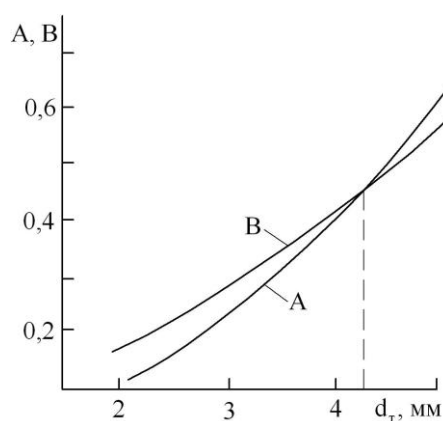


Рис. 8

Зависимости А и В от d_T представим графически на рис. 8. Точка пересечения кривых А и В на графике дает искомое значение $d_T = 4,32$ мм.

При $d_T > 4,32$ мм слой частиц неподвижен. Принимаем $d_T = 5$ мм. Удельная площадь поверхности частиц в слое при его порозности $\varepsilon_0 = 0,4$

$$f = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon_0)}{d_T} = \frac{6 \cdot (1 - 0,4)}{0,005} = 720 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Число Рейнольдса слоя

$$Re = \frac{4 \cdot \omega}{f \cdot v} = \frac{4 \cdot 1}{720 \cdot 21,54 \cdot 10^{-6}} = 258.$$

Расчетная формула для определения коэффициента теплообмена в этом случае [17, с. 398]

$$Nu = 0,09 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} = 0,09 \cdot 258^{0,8} \cdot 0,7^{0,33} = 6,4.$$

Отсюда

$$\alpha_{н.с.} = Nu \cdot \frac{f \cdot \lambda}{4 \cdot \varepsilon_0} = 6,4 \cdot \frac{720 \cdot 0,0313}{4 \cdot 0,4} = 90 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Максимальный коэффициент теплообмена кипящего слоя достигается при выполнении равенства [31, с. 238]

$$Re = \frac{Ar}{18 + 5,22\sqrt{Ar}}.$$

Преобразуя это выражение, получим уравнение, аналогичное (1), но с коэффициентом 18 вместо 1400. Подставив численные значения величин и произведя действия, получим

$$25430 \cdot d_t^2 = 0,000369 + 1560 \cdot d_t^{1,5}.$$

Обозначим левую часть равенства через С, а правую – через Д.

Их величины при разных d_t приведены в табл. 3-4.

Таблица 3-4

d_t , мм	2	3	4
С	0,102	0,2295	0,4075
Д	0,1399	0,2564	0,3944

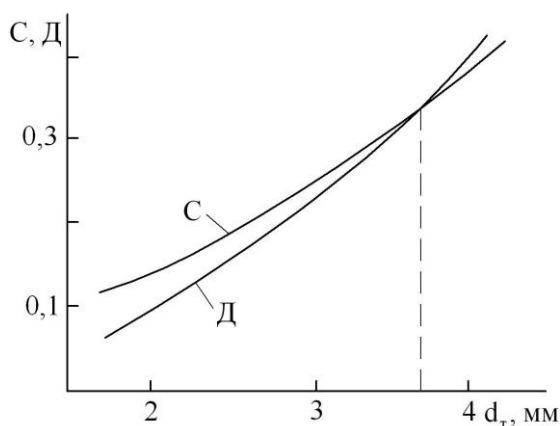


Рис. 9

На основании данных табл. 3-4 строим графики на рис. 9. Точка пересечения кривых С и Д соответствует значению $d_t = 3,65$ мм, при котором коэффициент теплообмена кипящего слоя максимален.

Коэффициент теплообмена определяем по формуле Забродского [17, с. 402]

$$\alpha_{\text{э.н.}} = 39,2 \cdot \rho_o^{0,2} \cdot \lambda^{0,6} \cdot d_o^{-0,36} = 39,2 \cdot 2600^{0,2} \cdot 0,0313^{0,6} \cdot 0,00365^{-0,36} = 178,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Таким образом, имеем при течении газа в пустой трубе коэффициент теплообмена равным 4,5, в трубе с насадкой – 90, а при наличии кипящего слоя – 178,5 Вт/(м²·град). Для передачи одинакового количества тепла при равных разностях температур, во втором случае (плотный слой) потребуется почти в 20 раз, а в третьем случае (кипящий слой) – почти в 40 раз меньшая площадь поверхности теплообмена, чем при течении газа в трубе без дисперсной насадки.

Задача 3-10

Порошок окиси алюминия, применяющийся как катализатор химических реакций, необходимо по условиям технологии нагревать до температуры

$t_r^k = 120^\circ\text{C}$. Нагрев производится при транспорте порошка через горизонтальную трубу в потоке дымовых газов с начальной температурой $t_r^h = 360^\circ\text{C}$. Средний размер частиц порошка $d_T = 100$ мкм, их начальная температура $t_T^h = 0^\circ\text{C}$.

Определить минимальный расход G_r дымовых газов для нагрева порошка в количестве $G_T = 100$ кг/ч; определить также диаметр трубы, обеспечивающей устойчивое транспортирование.

Решение.

Физические свойства окиси алюминия следующие[10]

$$\rho_T = 3700 \text{ кг/м}^3; \lambda_T = 30,2 \text{ Вт/(м}\cdot\text{град)}; c_T = 0,925 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{град)}.$$

Физические свойства газов принимаем как для продуктов сгорания среднего состава по данным [10].

Расход дымовых газов будет минимальным в том случае, когда их температура на выходе из трубы t_r^k будет равна конечной температуре твердых частиц t_T^k , то есть при условии $t_r^k = t_T^k = t^k$. Значение G_r найдем из уравнения баланса тепла

$$G_o \cdot \tilde{n}_o \cdot (t^e - t_o^i) \cdot \eta = G_a \cdot \left[(\tilde{n}_o \cdot t)_a^i - (\tilde{n}_o \cdot t)_a^e \right],$$

где η – коэффициент, учитывающий потери тепла в окружающую среду; принимаем $\eta = 1,1$.

Отсюда

$$G_r = \frac{G_T \cdot C_T \cdot (t^k - t_T^h) \cdot \eta}{(C_p \cdot t)_r^h - (C_p \cdot t)_r^k} = \frac{100 \cdot 0,925 \cdot (120 - 0) \cdot 1,1}{1,14 \cdot 360 - 1,07 \cdot 120} = 43,2 \text{ кг/ч}.$$

Устойчивое транспортирование твердых частиц в горизонтальном направлении достигается, когда скорость газа не меньше скорости веяния (взвешивания), которая определяется по выражению [9]

$$\omega_{взв} = 0,9 \cdot \left(\frac{D}{d_T} \right)^{1/7} \cdot \sqrt{\frac{\rho_T - \rho_r}{\rho_r} \cdot d_T \cdot g}.$$

Приняв коэффициент запаса по скорости 1,8, имеем $\omega = 1,8 \cdot \omega_{взв}$. Учитывая, что $\omega = \frac{4 \cdot G_r}{\rho_r \cdot \pi \cdot D^2 \cdot 3600}$, решим уравнение для $\omega_{взв}$ относительно искомого диаметра трубы

$$D = \left[\frac{G_r}{4570 \cdot d_T^{0,357} \cdot \sqrt{(\rho_T - \rho_r) \cdot g \cdot \rho_r}} \right]^{0,467}.$$

Так как D зависит от ρ_r обратно пропорционально, то в расчете учитываем ρ_r при температуре выхода газа из трубы. При этом скорость газа на входе в трубу будет заведомо выше, чем на выходе.

Подставив численные значения величин в уравнение для D , имеем

$$D = \left[\frac{43,2}{4570 \cdot 0,0001^{0,357} \cdot \sqrt{(3700 - 0,91) \cdot 9,8 \cdot 0,91}} \right]^{0,467} = 0,062 \text{ м}.$$

При этом скорость газа

$$\omega_{\text{вых}} = \frac{4 \cdot 43,2}{0,91 \cdot \pi \cdot 0,062^2 \cdot 3600} = 4,37 \text{ м/с};$$

$$\omega_{\text{входа}} = \frac{\rho_r^{\text{вых}}}{\rho_r^{\text{вх}}} \cdot \omega_{\text{вых}} = \frac{0,91}{0,557} \cdot 4,37 = 7,14 \text{ м/с}.$$

Задача 3-11

Для условий задачи 3-10 определить длину трубы, необходимую для нагрева порошка до конечной температуры. Потерями тепла в окружающую среду пренебречь.

Решение.

Схема теплообменника типа «газовзвесь» показана на рис. 10.

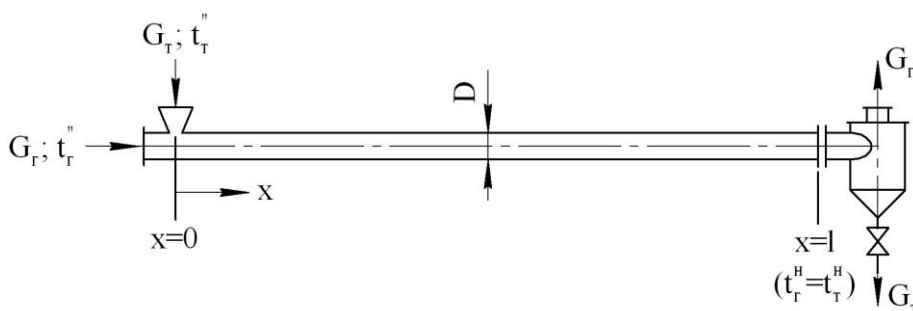


Рис. 10

Запишем уравнение баланса тепла на участке потока от x до $x + dx$:

$$G_m \cdot c_m \cdot dt_m = -G_z \cdot c_z \cdot dt_z.$$

Интегрируя это выражение от сечения $x = 0$ до произвольного, имеем для текущей температуры газа

$$t_r = t_r^H - \frac{G_r \cdot C_r}{G_r \cdot C_r} \cdot (t_r - t_r^H). \quad (1)$$

Из условия

$$G_r \cdot C_r \cdot dt_r = \alpha_r \cdot (t_r - t_r) dF_r,$$

где $dF_r = \frac{6}{d_r \cdot \rho_r} \cdot \frac{G_r}{G_r} \cdot \frac{\omega}{U} \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \rho_r \cdot dx$ - площадь поверхности теплообмена частиц на участке dx ; $\alpha_r = \frac{Nu_r \cdot \lambda_r}{d_r}$ - коэффициент теплообмена газа с частицами,

ми,

после подстановки и преобразований получим

$$\frac{dt_r}{dx} = \frac{6}{d_r^2 \cdot \rho_r} \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4 \cdot G_r \cdot C_r} \cdot \frac{\omega}{U} \cdot \rho_r \cdot (t_r - t_r) \cdot Nu_r \cdot \lambda_r.$$

Так как скорость газа при $D = \text{const}$

$$\omega = \frac{4 \cdot G_r}{3600 \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho_r},$$

то

$$\frac{dt_r}{dx} = \frac{Nu_r \cdot \lambda_r}{d_r^2 \cdot \rho_r \cdot C_r \cdot 600} \cdot \frac{t_r - t_r}{U}. \quad (2)$$

Здесь U – аксиальная скорость движения твердых частиц в потоке.

Согласно [14], для неизотермического потока в интервале чисел Рейнольдса для твердых частиц от 5 до 1000:

$$\frac{dU}{dx} = \frac{10}{U} \cdot \frac{(\omega - U)^{1.5}}{d_r \cdot \rho_r} \cdot \left(\frac{\rho_r \cdot \mu_r}{d_r} \right)^{0.5}. \quad (3)$$

Число Нуссельта для твердых частиц Nu_r является функцией числа Re_r . Максимальная величина Re_r в данном случае при входе в трубу

$$Re_{\tau} = \frac{(\omega_{\text{вх.}} - U_{\text{вх.}}) \cdot d_{\tau}}{v_{\tau}^H} = \frac{(7,14 - 0,1) \cdot 0,0001}{54,8 \cdot 10^{-6}} = 13,1.$$

Здесь скорость частиц на входе в трубу принята $U_{\text{вх.}} = 0,1$ м/с. Согласно [16], при $Re_{\tau} < 20$ для шарообразных частиц $Nu_{\tau} = 2 = \text{const}$. Частицы окиси алюминия по своей форме близки к шарообразным (геометрический фактор формы $\phi = 1,04$ [16]).

Уравнения (1), (2) и (3) полностью описывают рассматриваемый процесс теплообмена. Для определения искомой длины трубы ℓ нужно решать эти уравнения совместно каким-либо численным методом [15]. В данном случае воспользуемся простейшим конечно-разностным методом. Существо метода заключается в замене бесконечно малых приращений конечными разностями. Разбив весь температурный интервал нагрева частиц на отдельные участки Δt_{τ} , определяем все параметры для этих участков. Последовательность расчета показана в табл. 3-5.

Задав Δt_{τ} на участке, тем самым фиксируем конечные температуры частиц t_{τ} и газа t_r (по уравнению (1)) на участке. Из уравнения (2), записанном в конечно-разностном виде, определяем соответствующую Δt_{τ} разность Δx :

$$\Delta x = \frac{d_{\tau}^2 \cdot \rho_{\tau} \cdot C_{\tau} \cdot 600}{Nu_{\tau} \cdot \bar{\lambda}_{\tau} \cdot (\bar{t}_{\tau} - \bar{t}_r)} \cdot \Delta t_{\tau} \cdot \bar{U}. \quad (4)$$

Здесь черта сверху означает, что величины средние на участке.

Полученное значение $\Delta x = f(\bar{U})$ подставим в (3):

$$\frac{U - U^H}{f(\bar{U})} = \frac{10}{U} \cdot \frac{(\omega - U)^{1,5}}{d_{\tau} \cdot \rho_{\tau}} \cdot \left(\frac{\rho_{\tau} \cdot \mu_{\tau}}{d_{\tau}} \right)^{0,5}. \quad (5)$$

Уравнение (5) решается графически относительно U . Полученное значение U подставляется в (4) и находится численная величина Δx .

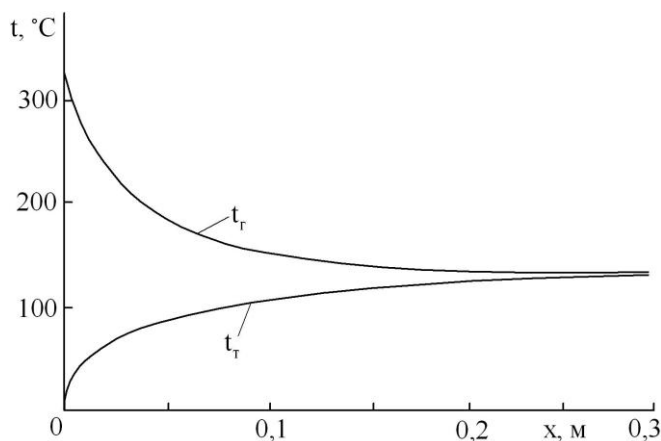


Рис. 11

Для следующего шага Δt_{τ} начальными параметрами его являются конечные их значения в предыдущем шаге.

По расчетным данным табл. 3-5 строим графики изменения температур газа и частиц по длине потока на рис. 11, из которого видно, что для завершения теплообмена ($t_r = t_{\tau}$) достаточна длина трубы $\ell = 0,3$ м.

Таблица 3-5

Расчеты величин	Сечения потока													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1. $\Delta t_r, ^\circ\text{C}$	4	4	6	6	10	10	10	10	10	10	20	20	20	20
2. $t_r^H, ^\circ\text{C}$	0	4	8	14	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110
3. $t_r^H, ^\circ\text{C}$	360	352,2	344,4	322,2	321	301,5	285	262,5	242	222,5	202	182,5	163	143,5
4. $t_r = t_r^H + \Delta t_r, ^\circ\text{C}$	4	8	14	20	35	40	50	60	70	80	90	100	110	120
5. $\bar{t}_r = t_r^H + 0,5 \cdot \Delta t_r, ^\circ\text{C}$	2	6	11	17	25	35	45	55	65	75	85	95	105	115
6. $t_r = t_r^H - \frac{G_r \cdot C_r}{G_r \cdot C_r} \cdot \Delta t_r, ^\circ\text{C}$	352,2	344,4	322,7	321	301,5	282	262,5	242	222,5	302	182,5	163	143,5	124
7. $\Delta t_r = t_r^H - t_r, ^\circ\text{C}$	7,8	7,8	11,7	11,7	19,5	19,5	19,5	19,5	19,5	19,5	19,5	19,5	19,5	19,5
8. $\bar{t}_r = t_r^H + 0,5 \cdot \Delta t_r, ^\circ\text{C}$	354	348,3	338,5	326,8	311,2	219,7	273,2	252,7	232,2	212,7	192,2	172,7	153,2	143,4
9. $\bar{\lambda}_r \cdot 10^2, \text{Вт/(м}\cdot\text{град)}$	5,3	5,25	5,17	5,07	4,935	4,77	4,61	4,43	4,25	4,08	3,91	3,74	3,58	3,49
10. $\Delta x = \frac{d_r^2 \cdot \rho_r \cdot C_r \cdot 600}{\text{Nu}_r \cdot \bar{\lambda}_r \cdot (\bar{t}_r - \bar{t}_r)} \cdot \Delta t_r \cdot \bar{U}, \text{м}$	$612 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$633 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$105 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$201 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$201 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$2320 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$2970 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$3520 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$4400 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$5050 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$6780 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$9770 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$16500 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$	$28600 \cdot 10^{-6} \cdot \bar{U}$
11. $T_r = t_r + 273, \text{К}$	625,2	617,4	605,7	594	674,5	555	535,5	515	495,5	475	455,5	436	416,5	397
12. $\rho_r \cdot 10^4, \text{кг/м}^3$	5692	5765	5867	5977	6155	6406	6610	6931	7200	7455	7559	7857	8012	8253
13. $\mu_r \cdot 10^6, \text{Н}\cdot\text{с/м}^2$	30,02	29,74	29,37	28,93	28,26	27,75	27,27	26,75	26,26	25,75	25,58	25,44	25,3	25,17
14. $\omega = \omega^H \frac{T_r}{T_r^H}, \text{м/с}$	7,14	6,96	6,83	6,7	6,48	6,26	6,04	5,82	5,58	5,96	5,13	4,92	4,69	4,47
15. $T_r^H = t_r^H + 273, \text{К}$	633	625,5	617,4	594	514,5	514,5	555	535,5	515	495,5	475	455,5	436	416,5
16. $U^H, \text{м/с}$	0,1	0,195	0,296	0,46	0,623	0,89	1,16	1,46	1,78	2,08	2,35	2,66	2,971	3,282
17. $U, \text{м/с}$	0,195	0,296	0,46	0,624	0,89	1,16	1,46	1,78	2,06	2,35	2,66	2,971	3,282	3,593
18. $\Delta x \cdot 10^4, \text{м}$	0,9	1,557	3,94	5,88	15,2	23,8	38,8	62,7	84,5	111,3	170	276	517	983
19. $x = (x_{\text{предыд}} + \Delta x) \cdot 10^4, \text{м}$	0,9	2,457	6,397	12,28	27,48	51,28	90,08	152,8	237,3	348,6	518,6	794,6	1311	2294

Задача 3-12

Рассчитать теплообмен и параметры установки для нагрева кварцевого песка в восходящем потоке дымовых газов с начальной температурой $t_r^H = 1600^\circ\text{C}$.

Песок имеет размеры частиц в интервале $d_p = 0,5 \div 1,5$ мм; его начальная температура $t_r^H = 1000^\circ\text{C}$, расход песка $G_T = 2$ т/ч. Нагрев песка производится с целью использования его в технологической схеме в качестве твердого теплоносителя.

Решение.

Теплофизические свойства дымовых газов принимаем по данным [1] для среднего их состава.

Примем разность температур газа и песка в конце нагрева 5°C . Тогда конечная температура газа

$$t_r^K = 1000 + 5 = 1005^\circ\text{C}.$$

Приняв величину потерь тепла в окружающую среду через стенки установки в количестве 5% от переданного тепла, запишем уравнение теплового баланса

$$0,95 \cdot G_a \cdot \tilde{n}_a \cdot (t_a^i - t_a^e) = G_o \cdot \tilde{n}_o \cdot (t_o^e - t_o^i).$$

Здесь c_T – теплоемкость песка, по данным [6] $c_T = 0,8$ кДж/(кг·град).

Из уравнения баланса тепла найдем расход дымовых газов

$$G_r = \frac{G_T \cdot C_T \cdot (t_r^K - t_r^H)}{0,95 \cdot C_p \cdot (t_r^H - t_r^K)} = \frac{2000 \cdot 0,8 \cdot (1000 - 100)}{0,95 \cdot 1,5 \cdot (1600 - 1005)} = 1700 \text{ кг/ч}.$$

Определим скорость витания частиц песка наибольшего размера в начале и конце нагрева. Для этого рассчитаем число Архимеда частиц

$$Ar = \frac{g \cdot (\rho_o - \rho) \cdot d_y^3}{\rho_a \cdot \nu^2}.$$

при соответствующих температурах потока.

Плотность песка, по данным [19, с. 626], $\rho_T = 2590$ кг/м³. Тогда, с учетом зависимости плотности газа ρ_T от температуры, число Архимеда в начале нагрева

$$Ar_H = \frac{9,81 \cdot (2590 - 0,189) \cdot 0,0015^3}{0,189 \cdot (323 \cdot 10^{-6})^2} = 4370.$$

В конце нагрева

$$Ar_k = \frac{9,81 \cdot (2590 - 0,275) \cdot 0,0015^3}{0,275 \cdot (174 \cdot 10^{-6})^2} = 10300.$$

Без учета стесненности движения частиц песка число Рейнольдса, определенное по скорости витания частиц, найдем по формуле Тодеса

$$Re_B = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}.$$
$$Re_B^H = \frac{Ar_H}{18 + 0,61\sqrt{Ar_H}} = \frac{4370}{18 + 0,61\sqrt{4370}} = 75.$$
$$Re_B^K = \frac{Ar_k}{18 + 0,61\sqrt{Ar_k}} = \frac{10300}{18 + 0,61\sqrt{10300}} = 129.$$

Отсюда, искомые величины скорости витания

$$\omega_B^H = Re_B^H \cdot \frac{v_H}{d_3} = 75 \cdot \frac{323 \cdot 10^{-6}}{0,0015} = 16,15 \text{ м/с};$$
$$\omega_B^K = Re_B^K \cdot \frac{v_K}{d_3} = 128 \cdot \frac{174 \cdot 10^{-6}}{0,0015} = 15 \text{ м/с}.$$

Массовые скорости витания

$$\omega_B^H \cdot \rho_r^H = 16,15 \cdot 0,189 = 3,12 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}};$$
$$\omega_B^K \cdot \rho_r^K = 15 \cdot 0,275 = 4,12 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Площадь сечения канала определяем по наибольшему значению массовой скорости витания. Для устойчивого транспортирования должно быть $\omega \cdot \rho_r > (\omega_B \cdot \rho_r)_{\max}$.

Принимаем $\omega_K = 1,6 \cdot \omega_B^K = 1,6 \cdot 15 = 24 \text{ м/с}$. Тогда площадь сечения канала (принимаем ее неизменной по высоте потока)

$$S = \frac{G_r}{3600 \cdot \omega_K \cdot \rho_r^K} = \frac{1700}{3600 \cdot 0,275 \cdot 24} = 0,0715 \text{ м}^2.$$

Обычно канал выполняют цилиндрической формы. Его диаметр

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0715}{\pi}} = 0,302 \text{ м} \approx 3 \text{ м}.$$

Скорость газа при входе в канал

$$\omega^H = \frac{4 \cdot G_r}{3600 \cdot \rho_r^H \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 1700}{3600 \cdot 0,189 \cdot \pi \cdot 0,3^2} = 35,3 \text{ м/с}.$$

Определяющий размер частиц песка

$$d_r = \sqrt{\phi \cdot d_1 \cdot d_2} = \sqrt{1,5 \cdot 0,5 \cdot 1,5} = 1,06 \text{ мм} = 0,00106 \text{ м}.$$

Здесь ϕ – геометрический фактор формы; для частиц кварцевого песка по [20] $\phi = 1,5$.

Число Рейнольдса для частиц при входе в канал

$$Re_r^H = \frac{d_r \cdot (\omega^H - U^H)}{v_H} = \frac{106 \cdot 10^{-5} \cdot (35,3 - 2)}{323 \cdot 10^{-6}} = 108,5.$$

Здесь начальная скорость частиц в осевом направлении принята равной 2 м/с.

Полученное число Рейнольдса попадает в интервал $30 \leq Re_r \leq 480$, для которого в [16] получено уравнение

$$Nu_r = 0,006 \cdot Re_r^{0,8} \cdot \beta^{-0,43}. \quad (1)$$

Данное уравнение описывает теплообмен движущихся частиц неправильной формы. Здесь β – объемная концентрация твердых частиц в потоке. По высоте потока β изменяется. Определяется она по выражению

$$\beta = \beta_p \cdot \frac{\omega^H}{U},$$

где β_p – расходная объемная концентрация, равная

$$\beta_p = \frac{G_r \cdot \rho_r^H}{G_r \cdot \rho_r} = \frac{2000 \cdot 0,189}{1700 \cdot 2590} = 86,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{м}^3$$

и

$$\beta = 86,2 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{35,3}{U} = \frac{3,04 \cdot 10^{-3}}{U} \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Скорость твердых частиц U определится из уравнения движения единичной частицы в восходящем потоке газа [20]

$$\frac{dU}{d\tau} = \zeta \cdot \frac{3}{4} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_t} \cdot \frac{(\omega - U)^2}{d_t} - g,$$

где τ – время движения.

Подставив в уравнение вместо коэффициента сопротивления частицы его выражение [21]

$$\zeta = 13,35 \cdot \text{Re}_t^{-0,5} = 13,35 \cdot \left[\frac{(\omega - U) \cdot d_t}{\nu} \right]^{-0,5},$$

справедливое в интервале $5 \leq \text{Re}_t \leq 1000$, получим

$$\frac{dU}{d\tau} = \frac{10 \cdot \rho_r \cdot \nu^{0,5}}{\rho_t} \cdot \left(\frac{\omega - U}{d_t} \right)^{1,5} - g. \quad (2)$$

Ранее в задаче 3-11 были получены выражения для текущей температуры газа

$$t_r = t_r^H - \frac{G_t \cdot C_t}{0,95 \cdot G_r \cdot C_r} \cdot (t_t - t_r^H), \quad (3)$$

и дифференциальное уравнение для температуры частиц

$$\frac{dt_r}{d\tau} = \frac{6 \cdot \text{Nu}_t \cdot \lambda_r}{d_t^2 \cdot \rho_t \cdot C_t \cdot 1000} \cdot (t_t - t_r). \quad (4)$$

В уравнении (4) сделана подстановка: $dx = U \cdot d\tau$.

Уравнения (1), (2), (3) и (4) полностью описывают рассматриваемый процесс. Для решения этой системы воспользуемся методом конечных разностей [21, с. 157]. Последовательность расчета показана в табл. 3-6. Заметим, что в рассматриваемом случае число Bi_t не превышает 0,2. При $\text{Bi}_t > 0,2$ на интенсивность теплообмена оказывает влияние теплопроводности частиц и учитывать это следует умножением правой части уравнения (4) на коэффициент

$$n = \frac{4}{4 + \text{Bi}_t}.$$

Таблица 3-6

Расчетные величины	Сечения потока								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
$\Delta\tau, \text{с}$	-	0,005	0,01	0,015	0,02	0,03	0,05	0,07	0,685
$\tau, \text{с}$	0	0,005	0,015	0,03	0,05	0,08	0,13	0,2	0,2685
$t_{\tau} = t_{\tau}^{\text{н}} + \frac{dt_{\tau}}{d\tau} \cdot \Delta\tau, ^\circ\text{C}$	100	147	239,6	370,8	524	710,5	891	985,2	1000
$t_{\tau} = t_{\tau}^{\text{н}} - \frac{G_{\tau} \cdot C_{\tau}}{0,95 \cdot G_{\Gamma} \cdot C_{\Gamma}} \cdot (t_{\tau} - t_{\tau}^{\text{н}}), ^\circ\text{C}$	1600	1569	1507,8	1421,5	1320	1197	1078	1016	1006
$\nu \cdot 10^4, \text{м}^2/\text{с}$	3,23	3,2	3,00	2,78	2,4	2,21	1,92	1,78	-
$\lambda_{\Gamma}, \text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$	0,1628	0,1615	0,1535	0,146	0,137	1,1255	0,114	0,11	-
$\rho_{\Gamma}, \text{кг}/\text{м}^3$	0,189	0,18	0,195	0,2	0,218	0,24	0,26	0,27	-
$U = U^{\text{н}} + \frac{dU}{d\tau} \cdot \Delta\tau, \text{м}/\text{с}$	2	2,31	2,91	3,767	4,727	5,89	7,5	9,02	10,006
$\beta = \frac{3,04 \cdot 10^{-3}}{U} \text{ м}^3/\text{м}^3$	$15,2 \cdot 10^{-4}$	$13,2 \cdot 10^{-4}$	$10,4 \cdot 10^{-4}$	$8,08 \cdot 10^{-4}$	$6,44 \cdot 10^{-4}$	$5,16 \cdot 10^{-4}$	$4,05 \cdot 10^{-4}$	$3,37 \cdot 10^{-4}$	-
$\omega = \omega^{\text{н}} \cdot \frac{T}{T^{\text{н}}}, \text{м}/\text{с}$	35,3	34,7	33,6	31,95	30	27,7	25,4	24,3	24,08
$\text{Re}_{\tau} = \frac{d_{\tau} \cdot (\omega - U)}{\nu}$	108,5	107,3	108	107,5	111,5	104,5	99,5	90,9	-
$\text{Nu}_{\tau} = 0,006 \cdot \text{Re}_{\tau}^{0,8} \cdot \beta^{-0,43}$	4,15	4,34	4,85	5,35	6,13	6,37	6,8	6,85	-
$\frac{dU}{d\tau} = \frac{10 \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \nu^{0,5}}{\rho_{\tau}} \cdot \left(\frac{\omega - U}{d_{\tau}} \right)^{1,5} - g, \text{м}/\text{с}^2$	62,2	59,9	57,2	48	38,7	31,9	21,7	14,4	-
$\frac{dt_{\tau}}{d\tau} = \frac{6 \cdot \text{Nu}_{\tau} \cdot \lambda_{\Gamma}}{d_{\tau}^2 \cdot \rho_{\tau} \cdot C_{\tau} \cdot 1000} \cdot (t_{\tau} - t_{\tau}^{\text{н}}),$ град/с	9450	9260	8750	7660	6220	3610	1345	216	-
$\Delta x = \frac{U + U^{\text{н}}}{2} \cdot \Delta\tau, \text{м}$	-	0,01075	0,0261	0,05	0,085	0,159	0,335	0,578	0,652
$x = x^{\text{н}} + \Delta x, \text{м}$	0	0,01075	0,03685	0,08685	0,17185	0,33085	0,666	1,244	1,896

По результатам расчетов построены графики (сплошные линии) на рис. 12. Видно, что искомая высота канала для нагрева песка должна быть равной 1,9 м.

Для решения задачи потребовалось проведение громоздких численных расчетов. Однако в том случае, когда к результату не предъявляются требования высокой точности, решение может быть упрощено. Покажем путь решения.

Если предположить, что произведение $Nu_T \cdot \lambda_r$ по длине потока не изменяется (из табл. 3-6 видно, что произведение $Nu_T \cdot \lambda_r$ изменяется от 0,675 в начале канала до 0,755 в конце, то есть всего лишь на 15%), то уравнение (4) можно проинтегрировать

$$\int_{t_r^H}^{t_r^K} \frac{dt_r}{t_r - t_T} = \frac{6 \cdot Nu_T \cdot \lambda_r}{d_T^2 \cdot \rho_T \cdot C_T \cdot 1000} \int_0^\tau d\tau. \quad (5)$$

Подставив в левую часть уравнения (5) вместо температуры газа t_r ее выражение из (3) и проинтегрировав (5), окончательно получим

$$t_r = \frac{t_r^H + h \cdot t_T^H - (t_r^H - t_T^H) \cdot \exp(-b \cdot \tau)}{1 + h}, \quad (6)$$

где

$$h = \frac{G_T \cdot C_T}{0,95 \cdot G_r \cdot C_p}; \quad b = \frac{6 \cdot Nu_T \cdot \lambda_r}{d_T^2 \cdot \rho_T \cdot C_T \cdot 1000} \cdot (1 + h).$$

Найдем численные значения h и b

$$h = \frac{G_T \cdot C_T}{0,95 \cdot G_r \cdot C_p} = \frac{2000 \cdot 0,8}{0,95 \cdot 1700 \cdot 1,5} = 0,66;$$

$$b = \frac{6 \cdot Nu_T \cdot \lambda_r}{d_T^2 \cdot \rho_T \cdot C_T \cdot 1000} \cdot (1 + h) = \frac{6 \cdot 4,15 \cdot 0,1628 \cdot 3,6}{0,00106^2 \cdot 2590 \cdot 0,8 \cdot 1000} \cdot (1 + 0,66) = 10,4 \text{ с}^{-1}.$$

Таким образом, выражение (6) запишется так

$$t_r = \frac{1600 + 0,66 \cdot 100 - (1600 - 100) \cdot \exp(-10,4 \cdot \tau)}{1 + 0,66} = \frac{1666 - \frac{1500}{e^{10,4\tau}}}{1,66} = 1005 - 905 \cdot e^{-10,4\tau}.$$

Задавая различные значения τ , определяем соответствующие t_r и затем по уравнению (3) находим t_r . Результаты расчетов сводим в табл. 3-7.

Таблица 3-7

$\tau, \text{с}$	0	0,005	0,015	0,03	0,05	0,08	0,13	0,2	0,2685
$t_r, ^\circ\text{C}$	100	145	230	342	467	611	770,5	892	950
$t_r, ^\circ\text{C}$	1600	1570,3	1514,3	1440	1358	1263	1157	1077	1039

По полученным расчетным данным на рис. 12 проведены штриховые линии.

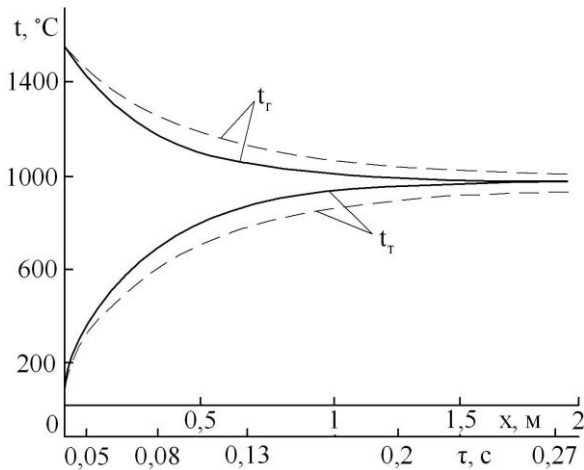


Рис. 12

Видно, что эти линии существенно отклоняются от сплошных линий, соответствующих данным точного расчета.

Недостатком является и то, что хотя в приближенном методе связь между t_r и t_p с временем движения частиц τ устанавливается просто по уравнению (6), но поскольку искомой величиной расчета является высота канала, то необходимо знать еще связь времени τ с высотой канала x . Для этого уравнение (2) нужно решать в конечных разностях с использованием данных таблицы 3-6 и равенства $dx =$

$U \cdot d\tau$.

Задача 3-13

Через горизонтальную трубу диаметром 14 мм продувается воздух с взвешенными твердыми частицами мрамора. Расход воздуха через трубу $G = 10$ кг/ч, а мрамора – $G_T = 25$ кг/ч. Частицы имеют средний эквивалентный размер $d_T = 0,2$ мм.

Определить конечные температуры нагрева частиц и газа в потоке газозвеси на длине трубы 4 м, если температура стенки трубы поддерживается постоянной и равной 500°C , а начальная температура потока 20°C .

Решение.

В [24] для участков трубы получены следующие уравнения для конечных температур частиц и газа в потоке газозвеси

$$t_r'' = \frac{Q + W_r \cdot [t_r' \cdot (N-1) + 2 \cdot t_r'] + W_T \cdot t_r'}{W_r \cdot (N+1) + W_T}; \quad (1)$$

$$t_p'' = \frac{Q \cdot (N+1) + t_r' \cdot [W_r \cdot (N+1) - W_T] + 2 \cdot W_T \cdot t_r'}{W_r \cdot (N+1) + W_T}, \quad (2)$$

где Q – количество тепла, подведенное к потоку на рассматриваемом участке;

$W_r = G \cdot c_p$ – водяной эквивалент газа;

$W_T = G_T \cdot c_p$ – то же, твердых частиц;

$N = \frac{d_0 \cdot \rho_0 \cdot \tilde{n}_0 \cdot U}{3 \cdot \alpha_0 \cdot \tilde{o}}$ – безразмерный комплекс;

G и c_p , G_T и c_T – весовые расходы и теплоемкость, соответственно газа и частиц;

t_r' и t_p' – температуры газа и частиц на входе участка;

α_T – коэффициент теплообмена газа с частицами;

U – абсолютная скорость частиц;

x – длина участка.

Разбив условно длину трубы на ряд участков, последовательно рассматривают каждый из них по направлению движения потока. Определяют конечную температуру фаз потока по уравнениям (1) и (2) для каждого участка. Для каждого из последующих начальные температуры t'_r и t'_t являются конечными t''_r и t''_t для предыдущего. Таким образом, расчет ведут до последнего участка и находят искомые конечные температуры компонентов. Расчет по (1) и (2) тем точнее, чем короче принятые участки.

По данным [25, с. 144 и 168], для мрамора

$$\rho_T = 2650 \text{ кг/м}^3; \quad c_T = 0,921 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{град)}.$$

Среднюю величину теплоемкости воздуха определим по [26, с. 323], а прочие физические свойства его – по [22, с. 245].

Количество тепла, переданного потоку, определяем с использованием зависимости по теплообмену, полученной на кафедре «Промышленная теплотехника» СГТУ

$$Nu_{ст,\ell} = c \cdot Re_{ст,\ell}^n \cdot (1 + 0,32 \cdot K), \quad (3)$$

где $c = 0,03$, $n = 0,73$ для длины трубы $\ell = 1$ м;

$c = 0,0078$, $n = 0,84$ для длины трубы $\ell = 2$ м;

$c = 0,00242$, $n = 0,915$ для длины трубы $\ell = 3$ м;

$c = 0,00162$, $n = 0,935$ для длины трубы $\ell = 4$ м.

Индексы при числах Нуссельта и Рейнольдса в (3) означают, что определяющими являются температура стенки трубы $t_{ст}$ и ее длина ℓ .

Коэффициент теплообмена в (3) определен по формуле

$$\alpha = \frac{Q}{\pi \cdot d \cdot \ell \cdot (t_{ст} - t_o)}, \quad (4)$$

где d – диаметр трубы;

t_o – начальная температура потока на входе в трубу.

Расходная концентрация частиц мрамора

$$K = \frac{G_T}{G} = \frac{25}{10} = 2,5 \text{ кг/кг}.$$

Расписав числа подобия в (3) через определяющие их параметры, с учетом (4), получим

$$\frac{Q \cdot \ell}{\pi \cdot d \cdot \ell \cdot (t_{\text{ст}} - t_o) \cdot \lambda_{\text{ст}}} = c \cdot \left(\frac{4 \cdot G \cdot \ell}{3600 \cdot \pi \cdot d^2 \cdot \mu_{\text{ст}}} \right)^n \cdot (1 + 0,32 \cdot 2,5).$$

Отсюда

$$Q = c \cdot \left(\frac{G \cdot \ell}{900 \cdot \pi \cdot d^2 \cdot \mu_{\text{ст}}} \right)^n \cdot 1,8 \cdot \pi \cdot d \cdot \lambda_{\text{ст}} \cdot (t_{\text{ст}} - t_i) = c \cdot \left(\frac{10 \cdot \ell}{900 \cdot \pi \cdot 0,014^2 \cdot 36,2 \cdot 10^{-6}} \right)^n \cdot 1,8 \cdot \pi \times \\ \times 0,014 \cdot 0,0574 \cdot (500 - 20) = \tilde{n} \cdot 2,18 \cdot (0,5 \cdot \ell \cdot 10^6)^n.$$

$$\text{Для } \ell = 1 \text{ м: } Q_1 = 0,03 \cdot 2,18 \cdot (0,5 \cdot 1 \cdot 10^6)^{0,73} = 934 \text{ Вт.}$$

$$\text{Для } \ell = 2 \text{ м: } Q_2 = 0,0078 \cdot 2,18 \cdot (0,5 \cdot 2 \cdot 10^6)^{0,84} = 1860 \text{ Вт.}$$

$$\text{Для } \ell = 3 \text{ м: } Q_3 = 0,00242 \cdot 2,18 \cdot (0,5 \cdot 3 \cdot 10^6)^{0,915} = 2360 \text{ Вт.}$$

$$\text{Для } \ell = 4 \text{ м: } Q_4 = 0,00162 \cdot 2,18 \cdot (0,5 \cdot 4 \cdot 10^6)^{0,935} = 2750 \text{ Вт.}$$

Определим калориметрическую температуру t_k потока газовой смеси на длинах трубы $\ell = 1, 2, 3$ и 4 м по балансовому соотношению

$$Q = G \cdot (C_p - K \cdot C_T) \cdot (t_k - t_o).$$

Отсюда

$$t_k = t_o + \frac{Q}{G \cdot (C_p - K \cdot C_T)} = 20 + \frac{Q \cdot 3,6}{10 \cdot (1,015 - 2,5 \cdot 0,921)} = 20 + 0,1087 \cdot Q.$$

Таким образом, имеем

$$t_{k,1} = 20 + 0,1087 \cdot Q_1 = 20 + 0,1087 \cdot 934 = 121,5^\circ \text{C};$$

$$t_{k,2} = 20 + 0,1087 \cdot Q_2 = 20 + 0,1087 \cdot 1860 = 222^\circ \text{C};$$

$$t_{k,3} = 20 + 0,1087 \cdot Q_3 = 20 + 0,1087 \cdot 2360 = 276,5^\circ \text{C};$$

$$t_{k,4} = 20 + 0,1087 \cdot Q_4 = 20 + 0,1087 \cdot 2750 = 319^\circ \text{C}.$$

Далее рассматриваем участки трубы длиной по 1 м каждый. Предварительно принимаем среднюю температуру газа на участках равной калориметрической температуре потока в конце рассматриваемого участка, то есть

$$\bar{t}_{2,1} = t_{k,1}; \bar{t}_{2,2} = t_{k,2}; \bar{t}_{2,3} = t_{k,3}; \bar{t}_{2,4} = t_{k,4}.$$

Среднюю скорость газа на участках найдем из выражения

$$\bar{\omega} = \omega_o \cdot \frac{\bar{t}_2 + 273}{t_o + 273} = \omega_o \cdot \frac{\bar{t}_2 + 273}{293},$$

где ω_o – скорость газа на входе в трубу

$$\omega_o = \frac{4 \cdot G}{3600 \cdot \pi \cdot d^2 \cdot \rho_o} = \frac{4 \cdot 10}{3600 \cdot \pi \cdot 0,014^2 \cdot 1,2} = 15,23 \text{ м/с}.$$

Рассчитав для каждого участка $\bar{\omega}$ и полагая, что средние температура и скорость газа соответствуют серединам участков, строим графики изменения ω и t_r по длине трубы на рис. 13 и 14.

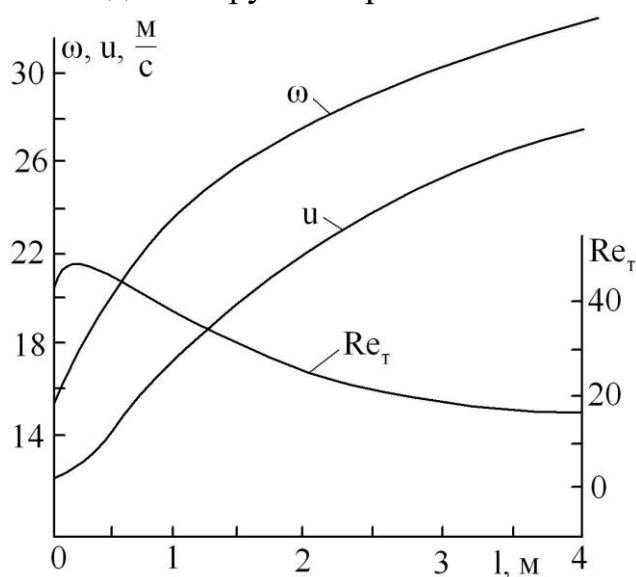


Рис. 13

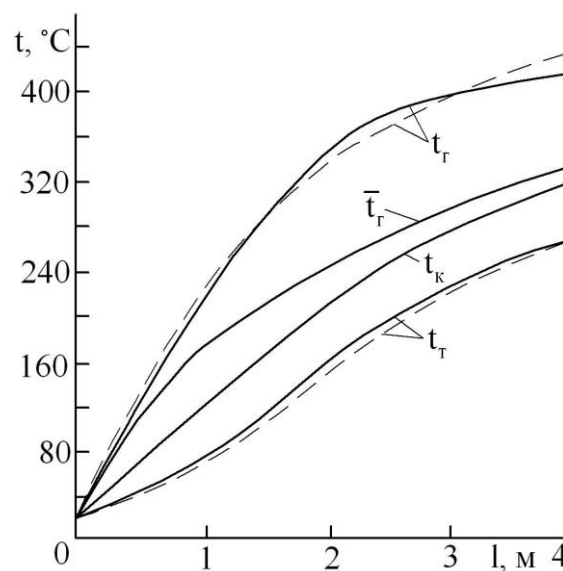


Рис. 14

Считаем, что на входе в трубу начальная скорость частиц $U_o = 0,8 \cdot \omega_o = 0,8 \cdot 15,23 = 12,2 \text{ м/с}$. При этом число Рейнольдса при обтекании частиц газом

$$Re_{T,o} = \frac{d_T \cdot (\omega_o - U_o)}{\nu_o} = \frac{0,0002 \cdot (12,23 - 12,2)}{15,06 \cdot 10^{-6}} = 40,2.$$

Полученное значение Re_T попадает в интервал $Re_T = 5 \div 1000$, для которого уравнение движения частиц [14]

$$\frac{dU}{dx} = \frac{10}{U} \cdot \frac{(\omega - U)^{1,5}}{d_t \cdot \rho_t} \cdot \left(\frac{\rho \cdot \mu}{d_t} \right)^{0,5}. \quad (5)$$

Уравнение (5) решаем численно-шаговым методом с использованием графиков $\omega = f(\ell)$ на рис. 13 и $t_t = f(\ell)$ на рис. 14. Результаты расчетов сводим в таблицу 3-8.

Полученное распределение скорости частиц U представлено графически на рис. 13. Там же нанесена кривая изменения числа Рейнольдса $Re_t = \frac{d_t \cdot (\omega - U)}{\nu}$.

Коэффициент теплообмена газа с частицами определяем по формуле [16, с. 146]

$$Nu_t = 0,2 \cdot Re_t^{0,83},$$

справедливой при $Re_t > 20$.

При среднем значении $Re_t = 45$ на первом участке

$$Nu_t = 0,2 \cdot 45^{0,83} = 4,71$$

и коэффициент теплообмена

$$\alpha_{t,1} = \frac{\lambda}{d_t} \cdot Nu_t = \frac{0,0334}{0,0002} \cdot 4,71 = 785 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Число Био

$$Bi_t = \frac{\alpha_t \cdot d_t}{2 \cdot \lambda_t} = \frac{785 \cdot 0,0002}{2 \cdot 3,5} = 0,0224.$$

Здесь λ_t – коэффициент теплопроводности мрамора, равный [22, с. 238] 3,5 Вт/(м·град). Так как число Bi_t получилось меньше 0,2, то влияние теплопроводности частиц на их прогрев практически ничтожно и его не учитываем.

Для второго участка по графику на рис. 13 находим $Re_t = 32$ и

$$Nu_t = 0,2 \cdot 32^{0,83} = 3,56,$$

$$\alpha_{t,2} = \frac{0,0407}{0,0002} \cdot 3,56 = 725 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Для третьего участка по графику находим $Re_t = 22$. Тогда

$$Nu_t = 0,2 \cdot 22^{0,83} = 2,6,$$

$$\alpha_{\tau,3} = \frac{0,045}{0,0002} \cdot 2,6 = 585 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Для четвертого участка $Re_T = 17,5$. Поскольку $Re_T < 20$, то $Nu_T = 2$ и коэффициент теплообмена

$$\alpha_{\tau,4} = \frac{0,0472}{0,0002} \cdot 2 = 472 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Водяные эквиваленты газа и частиц, кДж/(ч·град)

$$W_T = 10 \cdot 1,015 = 10,15; \quad W_T = 25 \cdot 0,921 = 23.$$

Безразмерный комплекс N для участков

$$N = \frac{d_T \cdot \rho_T \cdot C_T \cdot U}{3 \cdot \alpha_T \cdot x} = \frac{0,0002 \cdot 0,921 \cdot 2650}{3 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{U}{\alpha_T} = 162,5 \cdot \frac{U}{\alpha_T};$$

$$N_1 = 162,5 \cdot \frac{U_1}{\alpha_{\tau,1}} = 162,5 \cdot \frac{14,8}{785} = 3,07.$$

Здесь средняя скорость частиц U_1 на участке определяется по графику на рис 13. Аналогично находим

$$N_2 = 162,5 \cdot \frac{19,8}{725} = 4,43; \quad N_3 = 162,5 \cdot \frac{23,6}{585} = 6,55; \quad N_4 = 162,5 \cdot \frac{26,3}{472} = 9,05.$$

Определяем конечные температуры фаз на первом участке по уравнениям (1) и (2)

$$t''_{\tau} = \frac{934 \cdot 3,6 + 10,15 \cdot [20 \cdot (3,07 - 1) + 2 \cdot 20] + 23 \cdot 20}{10,15 \cdot (3,07 + 1) + 23} = 72,1^{\circ}\text{C};$$

$$t''_r = \frac{934 \cdot 3,6 \cdot (3,07 + 1) + 20 \cdot [10,15 \cdot (3,07 + 1) - 23] + 2 \cdot 23 \cdot 20}{10,15 \cdot (3,07 + 1) + 23} = 233^{\circ}\text{C}.$$

Для второго участка

$$t''_{\tau} = \frac{(1860 - 934) \cdot 3,6 + 10,15 \cdot [72,1 \cdot (4,43 - 1) + 2 \cdot 233] + 23 \cdot 72,1}{10,15 \cdot (4,43 + 1) + 23} = 156,5^{\circ}\text{C};$$

$$t''_r = \frac{(1860 - 934) \cdot 3,6 \cdot (4,43 + 1) + 233 \cdot [10,15 \cdot (4,43 + 1) - 23] + 2 \cdot 23 \cdot 72,1}{10,15 \cdot (4,43 + 1) + 23} = 371^{\circ}\text{C}.$$

Для третьего участка

$$t''_T = \frac{(2360 - 1860) \cdot 3,6 + 10,15 \cdot [156,5 \cdot (6,55 - 1) + 2 \cdot 371] + 23 \cdot 156,5}{10,15 \cdot (6,55 + 1) + 23} = 219^\circ \text{C};$$

$$t''_r = \frac{(2360 - 1860) \cdot 3,6 \cdot (6,55 + 1) + 371 \cdot [10,15 \cdot (6,55 + 1) - 23] + 2 \cdot 23 \cdot 156,5}{10,15 \cdot (6,55 + 1) + 23} = 408^\circ \text{C}.$$

Для четвертого участка

$$t''_T = \frac{(2750 - 2360) \cdot 3,6 + 10,15 \cdot [219 \cdot (9,05 - 1) + 2 \cdot 408] + 23 \cdot 219}{10,15 \cdot (9,05 + 1) + 23} = 261^\circ \text{C};$$

$$t''_r = \frac{(2750 - 2360) \cdot 3,6 \cdot (9,05 + 1) + 408 \cdot [10,15 \cdot (9,05 + 1) - 23] + 2 \cdot 23 \cdot 219}{10,15 \cdot (9,05 + 1) + 23} = 451^\circ \text{C}.$$

Результаты представлены графически (пунктирные линии) на рис. 14.

Таблица 3-8

Расчетные величины	Сечения потока								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Δx , м	0	0,25	0,25	0,25	0,25	0,5	0,5	1	1
x , м	0	0,25	0,5	0,75	1	1,5	2	3	4
ω , м/с	15,23	17,8	20	21,9	23,4	25,7	27,4	29,75	31,7
$U = U^H + \frac{dU}{dx} \cdot \Delta x$, м/с	12,2	12,87	14,18	15,68	17,15	19,85	21,92	25,2	27,4
ρ , кг/м ³	1,205	1	0,898	0,82	0,778	0,72	0,773	0,615	-
$\mu \cdot 10^{-6}$, Н·с/м ²	18,1	21,1	22,8	24,3	25,4	26,6	27,6	29,7	-
$\frac{dU}{dx}$, с ⁻¹	2,69	5,22	6	5,875	5,4	4,15	3,36	2,2	-

Полученное распределение температур газа по длине трубы значительно отличается от предварительно принятого. Поэтому расчет повторяем при новом полученном распределении температур газа.

Результаты уточненного расчета приведены в табл. 3-9 и представлены графически (сплошные линии) на рис. 14. Таким образом, окончательно величины искомых температур равны: $t_T = 262^\circ \text{C}$; $t_r = 419^\circ \text{C}$.

Таблица 3-9

Расчетные величины	Сечения потока														
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Δx , м	0	0,1	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,5	0,5	0,8
x , м	0	0,1	0,3	0,5	0,7	0,9	1,1	1,3	1,5	1,7	2,0	2,3	2,8	3,2	4,0
ω , м/с	15,23	16,53	19,15	21,5	23,6	25,6	27,45	29	30,1	31,1	32,4	33,2	34,8	35,9	37,6
$U = U^n + \frac{dU}{dx} \cdot \Delta x$, м/с	12,2	12,47	13,28	14,1	15,97	17,41	18,97	20,46	21,8	23	24,7	26,1	28,1	29,8	32
ρ , кг/м ³	1,205	1,11	0,95	0,854	0,774	0,72	0,67	0,64	0,614	0,6	0,566	0,55	0,525	0,5	-
$\mu \cdot 10^{-6}$, Н·с/м ²	18,1	19,35	21,8	23,7	25,3	26,6	27,5	28,7	29,8	30,5	31,4	32,1	33	34,4	-
$\frac{dU}{dx}$, с ⁻¹	2,69	4,06	6,43	7,83	7,25	7,83	7,45	6,95	6,26	5,72	4,86	4,06	3,43	2,8	-
Re_T	40,2	46,6	51	51,2	44,9	44,3	41,4	38	34,2	31,8	27,8	24,4	21,3	17,8	15,8

Глава 4

МАССООБМЕН И СОВМЕСТНЫЙ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОС

Задача 4-1

Определить количество воды, испаряющейся с 1 м^2 горизонтальной поверхности, над которой движется воздух со скоростью $\omega = 3,1 \text{ м/с}$. Поверхность воды в направлении движения воздуха имеет длину $x = 0,1 \text{ м}$; температура воды 15°C ; температура воздуха 20°C ; относительная влажность воздуха $\varphi = 33\%$.

Решение.

Число Рейнольдса для потока воздуха

$$\text{Re}_x = \frac{\omega \cdot x}{\nu} = \frac{3,1 \cdot 0,1}{15,06 \cdot 10^{-6}} = 20600.$$

Здесь ν – кинематический коэффициент вязкости воздуха; взят при температуре 20°C .

Так как получили, что $\text{Re}_x < \text{Re}_{x,\text{кр}} = 5 \cdot 10^5$, то режим течения воздуха ламинарный и теплообмен описывается формулой [6]

$$\text{Nu}_x = 0,66 \cdot \text{Re}_x^{0,5} \cdot \text{Pr}^{0,33}.$$

Коэффициент массообмена β определяем по аналогичной формуле

$$\text{Nu}_{g,x} = 0,66 \cdot \text{Re}_x^{0,5} \cdot \text{Pr}_g^{0,33},$$

где Nu_g – диффузное число Нуссельта;

Pr_g – диффузное число Прандтля.

Коэффициент диффузии воды в воздухе при температуре $t = 0^\circ\text{C}$ равен [12, с. 456] $D_0 = 0,219 \text{ см}^2/\text{с}$.

Коэффициент диффузии при температуре 20°C определяем по формуле [12]

$$D = D_0 \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,8} = 0,219 \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,8} = 0,249 \text{ см}^2/\text{с} = 0,0895 \text{ м}^2/\text{ч} = 24,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Диффузионное число Прандтля

$$Pr_g = \frac{\nu}{D} = \frac{15,06 \cdot 10^{-6}}{24,9 \cdot 10^{-6}} = 0,605.$$

Диффузионное число Нуссельта

$$Nu_{g,x} = 0,66 \cdot 20600^{0,5} \cdot 0,605^{0,33} = 80,75.$$

Коэффициент массообмена

$$\beta = Nu_{g,x} \cdot \frac{D}{x} = \frac{80,75 \cdot 24,9 \cdot 10^{-6}}{0,1} = 0,0201 \text{ м/с}.$$

Парциальное давление водяных паров в воздухе

$$P_n = \varphi \cdot P_h = 0,33 \cdot 0,002337 = 0,00077 \text{ МПа}.$$

Здесь P_h – давление насыщения водяных паров; при температуре 20°C , по данным [26], $P_h = 0,002337$ МПа. Парциальное давление водяного пара над поверхностью воды равно давлению насыщения при температуре на поверхности воды и, по данным [26], $P_v = 0,0017041$ МПа. Отсюда количество воды, испаряющейся за час с 1 м^2 поверхности

$$q_m = \frac{\beta}{R \cdot T} (P_v - P_n) = \frac{0,0201 \cdot 3600}{461 \cdot 290,5} (0,0017041 - 0,00077) \cdot 10^6 = 0,505 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}},$$

где R – газовая постоянная для пара, которая равна [26, с. 316] $461 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$;

T – средняя температура системы, $T = \frac{15 + 20}{2} + 273 = 290,5 \text{ К}$.

Задача 4-2

Решить задачу 4-1 с использованием соотношения Льюиса. Сравнить полученные результаты.

Решение.

Число Прандтля для воздуха при 20°C равно [22] $Pr = 0,703$, поэтому

$$Nu_{g,x} = 0,66 \cdot 20600^{0,5} \cdot 0,703^{0,33} = 84,8.$$

Коэффициент теплообмена

$$\alpha = \frac{Nu_x \cdot \lambda}{x} = \frac{84,8 \cdot 2,59 \cdot 10^{-2}}{0,1} = 22 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Здесь λ – коэффициент теплопроводности воздуха, равен $2,59 \cdot 10^{-2}$ Вт/(м·град).

Из [22] при 20°C для воздуха находим: плотность $\rho = 1,205$ кг/м³; теплоемкость $c_p = 1,005$ кДж/кг·град.

Коэффициент массообмена по соотношению Льюиса

$$\beta = \frac{\alpha}{c_p \cdot \rho} = \frac{22 \cdot 3,6}{1,005 \cdot 1,205} = 65,4 \text{ м/ч} = 0,01815 \text{ м/с}.$$

Поток массы с 1 м² поверхности воды

$$q_m = \frac{65,4}{461 \cdot 290,5} (0,0017041 - 0,00077) \cdot 10^6 = 0,456 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}.$$

Это значение на 9,73% меньше полученного в решении предыдущей задачи. Расхождение получено вследствие того, что допущение $Le = 1$, при котором строго справедливо соотношение Льюиса, в рассматриваемом случае точно не выполняется. Здесь $Le = \frac{Pr_g}{Pr} = \frac{0,605}{0,703} = 0,86$.

Отметим однако, что для приблизительных расчетов испарения воды в воздух соотношение Льюиса вполне пригодно.

Задача 4-3

В абсорбере насадочного типа очищаются от сернистого газа отходящие от обжигательных печей газы. Насадка состоит из кусков кокса со средним размером 75 мм, удельной поверхностью $f = 41,7$ м²/м³ и порозностью $\varepsilon_o = 0,58$. Поглощение SO₂ ведется при атмосферном давлении (760 мм рт. ст.) чистой водой, которая орошает насадку сверху при температуре 20°C. Скорость газа в абсорбере, считая на его полное сечение $\omega = 0,35$ м/с; режим пленочный.

Определить коэффициент массопередачи в (кмоль/м²·ч·мм рт. ст.) и в (кг/м²·ч·кг/кг инертного газа).

Решение.

Считаем, что в данном случае диффузионное сопротивление жидкости мало по сравнению с сопротивлением газа, то есть коэффициент массопере-

дачи приближенно равняется коэффициенту массоотдачи β_g для газа. Последний определяем из уравнения для пленочного режима работы абсорбера [13]

$$Nu_{g,\Gamma} = 0,027 \cdot Re_{\Gamma}^{0,8} \cdot Pr_{g,\Gamma}^{0,33},$$

где $Re_{\Gamma} = \frac{4 \cdot \omega \cdot \rho_{\Gamma}}{f \cdot \mu_{\Gamma}}.$

Диффузионное число Прандтля для газа

$$Pr_{g,\Gamma} = \frac{3600 \cdot \mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma}}.$$

Диффузионное число Нуссельта

$$Nu_{g,\Gamma} = \frac{\beta_{\Gamma} \cdot d_{\text{э}} \cdot P_{\text{и},\Gamma} \cdot M_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma}}.$$

Индекс «г» показывает, что параметры взяты для газа. Плотность и вязкость газа при 20°C принимаем по данным [22, с. 251] для дымовых газов:

$$\rho = 1,16 \text{ кг/м}^3; \mu = 17,5 \cdot 10^{-6} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2;$$

Число Рейнольдса

$$Re_{\Gamma} = \frac{4 \cdot 0,35 \cdot 1,16}{41,7 \cdot 17,5 \cdot 10^{-6}} = 2220.$$

Диффузионное число Прандтля

$$Pr_{g,\Gamma} = \frac{3600 \cdot 17,5 \cdot 10^{-6}}{1,16 \cdot 0,041} = 1,32.$$

Здесь коэффициент диффузии двуокиси серы по данным [13, табл. XLIII]

$$D = D_o \cdot \left(\frac{T}{T_o} \right)^{\frac{3}{2}} = 0,037 \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 0,041 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

Диффузионное число Нуссельта

$$Nu_{g,\Gamma} = 0,027 \cdot 2220^{0,8} \cdot 1,32^{0,33} = 14,1.$$

Записав выражение для $Nu_{g,\Gamma}$ через коэффициент массоотдачи, имеем

$$\beta_r = \frac{Nu_{g,r} \cdot \rho_r \cdot D_r}{d_s \cdot P_{и,г} \cdot M_r},$$

где d_s – эквивалентный диаметр насадки,

$$d_s = \frac{4 \cdot \varepsilon_o}{f} = \frac{4 \cdot 0,58}{41,7} = 0,0556 \text{ м};$$

$P_{и,г.}$ – среднее парциальное давление инертного газа в газовой смеси, при малых концентрациях поглощаемого компонента в газовой смеси можно принять равным полному давлению смеси, то есть $P_{и,г.} = P_{см} = 760 \text{ мм рт. ст.}$;

M_r – молекулярная масса газовой смеси.

Таким образом,

$$\beta_r = \frac{14,1 \cdot 1,16 \cdot 0,041}{0,0556 \cdot 760 \cdot 28} = 0,000565 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм.рт.ст.}}.$$

Для определения коэффициента массоотдачи β'_r в $\text{кг/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кг/кг}$ инертного газа запишем уравнение материального баланса

$$M = \beta_r \cdot M_k \cdot F \cdot (P - P_i) = \beta'_r \cdot F \cdot (\bar{m} - \bar{m}_i),$$

где M – количество поглощаемого компонента;

M_k – молекулярная масса поглощаемого компонента;

F – площадь поверхности массообмена;

$(P - P_i)$ в мм рт. ст. и $(\bar{m} - \bar{m}_i)$ в кг/кг инертного газа – соответствующие выражения движущей силы процесса массообмена;

P_i и $\bar{m}_i$ – парциальное давление и относительная массовая концентрация поглощаемого компонента в газовой смеси на поверхности раздела фаз.

Так как

$$P - P_i = P_{\bar{m}} (r - r_i),$$

где r и r_i – соответствующие мольные доли поглощаемого компонента, а при малых концентрациях поглощаемого компонента

$$\bar{m} - \bar{m}_i = \frac{\dot{I}}{\dot{I}_{\bar{a}}} (r - r_i),$$

то с учетом этих равенств из уравнения материального баланса найдем

$$\beta'_r = \beta_r \cdot M_k \cdot \frac{P - P_i}{\bar{m} - \bar{m}_i} = \beta_r \cdot M_k \cdot \frac{P_{cm} \cdot (r - r_i)}{M_k \cdot (r - r_i)} \cdot M_r = \beta_r \cdot P_{cm} \cdot M_r.$$

Подставляя численные значения величин, получим

$$\beta'_r = 0,000565 \cdot 760 \cdot 28 = 12 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кг/кг}.$$

Задача 4-4

Через скруббер, заполненный кольцами с размерами 35×35×4 мм, пропускается для охлаждения паро-воздушная смесь, а сверху в скруббер подается для орошения вода. Нагрузка по газу, рассчитанная на свободное сечение, $G = 2000 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}$; плотность орошения водой, рассчитанная на сечение без насадки, $G_{ж} = 10000 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}$; общее давление в скруббере $P = 1,033 \text{ атм}$.

Определить, сколько тепла будет передано в результате тепло- и массообмена на 1 м^2 поверхности в сечении скруббера, где температура насыщенной паровоздушной смеси равна 80°C , а воды 20°C .

Решение.

Для расчета теплообмена между влажным газом и жидкостью используем формулу Жаворонкова [32], в которой определяемым является число Кирпичева

$$Ki = 0,17 \cdot Re_{ж}^{0,7} \cdot Re_r^{0,7} \cdot Pr_r^{0,33} \cdot r_n^{1,15}.$$

Определим величины, входящие в эту формулу. Число Рейнольдса для жидкости

$$Re_{ж} = \frac{G_{ж} \cdot d_{э}}{\mu_{ж}} = \frac{10000 \cdot 0,0231}{0,001004 \cdot 3600} = 63,9,$$

где $\mu_{ж}$ – динамический коэффициент вязкости для воды; при 20°C равен $1004 \cdot 10^{-6} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2$ [22];

$d_{э}$ – эквивалентный диаметр насадки;

$$d_{э} = \frac{4 \cdot F_c}{f};$$

F_c – свободный объем насадки; для насадки в рассматриваемом случае $F_c = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$ [33, с. 381];

f – удельная площадь поверхности насадки, $f = 135 \text{ м}^2/\text{м}^3$ [33, с. 381].

Таким образом

$$d_3 = \frac{4 \cdot 0,78}{135} = 0,0231 \text{ м.}$$

Число Рейнольдса газа

$$Re_r = \frac{G_r \cdot d_3}{\mu_r} = \frac{1295 \cdot 0,0231}{14,95 \cdot 10^{-6} \cdot 3600} = 557.$$

Здесь G_r – нагрузка по газу в рассматриваемом сечении;

$$G_r = \frac{G}{1+d} = \frac{2000}{1+0,545} = 1295 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}};$$

d – максимальное влагосодержание в воздухе при 80°C ; согласно [2, с. 777], при давлении $P = 1 \text{ атм}$ $d = 0,545 \text{ кг/кг}$;

μ_r – динамический коэффициент вязкости газа; для его расчета используем метод, приведенный в задаче 1-6

$$\mu_a = \frac{\left(r \cdot \sqrt{M \cdot \tilde{O}_{\text{ед}}} \cdot \mu\right)_i + \left(r \cdot \sqrt{M \cdot \tilde{O}_{\text{ед}}} \cdot \mu\right)_a}{\left(r \cdot \sqrt{M \cdot \tilde{O}_{\text{ед}}}\right)_i + \left(r \cdot \sqrt{M \cdot \tilde{O}_{\text{ед}}}\right)_a};$$

при 80°C для воздуха [22] $\mu_v = 21,1 \cdot 10^{-6} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2$ и для пара $\mu_n = 10,9 \cdot 10^{-6} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2$.

Объемная доля пара в смеси

$$r_n = \frac{P_n}{P} = \frac{0,483}{1,033} = 0,4668,$$

где P_n – давление насыщения при 80°C .

Тогда

$$\mu_r = \frac{0,4668 \cdot 108 \cdot 10,9 \cdot 10^{-6} + (1 - 0,4668) \cdot 61,9 \cdot 21,1 \cdot 10^{-6}}{0,4668 \cdot 108 + (1 - 0,4668) \cdot 61,9} = 14,95 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

Значение чисел Прандтля для пара и воздуха близки друг к другу. Поэтому для простоты принимаем число Прандтля Pr_r для смеси равным числу Прандтля Pr_v для воздуха. При 80°C $Pr_r = Pr_v = 0,7$.

Подставив полученные численные значения величин в формулу Жаворонкова, имеем:

$$Ki = 0,17 \cdot 63,9^{0,7} \cdot 557^{0,7} \cdot 0,7^{0,33} \cdot 0,4668^{1,15} = 96,6.$$

Отсюда коэффициент теплообмена

$$\alpha = Ki \cdot \frac{d_3}{\lambda_r} = 96,6 \cdot \frac{0,0231}{0,024} = 93 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

Здесь λ_r – коэффициент теплопроводности газов; для насыщенной смеси «пар-воздух» при $P = 1$ атм и 80°C $\lambda_r = 0,0206$ ккал/(м·ч·град) = $0,024$ Вт/(м·град) [2, с. 378].

Удельный тепловой поток в рассматриваемом сечении

$$q = \alpha \cdot \Delta t = 93 \cdot (80 - 20) = 5580 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}.$$

Задача 4-5

В трубе, выполненной из нафталина, диаметром $d=25,4$ мм и длиной $1,83$ м, со скоростью $\omega=15,24$ м/сек протекает воздух при температуре $t=10^\circ\text{C}$ и давлении $P=1$ ат.

Определить степень насыщения воздуха нафталином и скорость сублимации нафталина в трубе.

Решение.

Свойства воздуха при 1 ат и 10°C [22]:

$\rho=1,247$ кг/м³ ; $\nu =14,16 \cdot 10^{-6}$ м²/сек.

Свойства нафталина при 10°C [11]:

Упругость паров $P_n=0,209$ мм рт.ст.;

Коэффициент молекулярной диффузии в воздухе

$D=1,86 \cdot 10^{-2}$ м²/час;

Молекулярный вес $M_n=128,2$ кг/к моль.

Число Рейнольдса при течении воздуха

$$Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{15,24 \cdot 0,0254}{14,16 \cdot 10^{-6}} = 27000.$$

Следовательно, режим движения турбулентный.

$$\text{Диффузное число Прандтля } Pr_g = \frac{\nu}{D} = \frac{14,16 \cdot 10^{-6}}{1,86 \cdot 10^{-2}} \cdot 3600 = 2,77.$$

Диффузное число Нуссельта определяем по формуле для турбулентного режима течения [3]:

$$Nu_g = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,33} = 0,023 \cdot 270000^{0,8} \cdot 2,770,33^{0,33} = 113.$$

Коэффициент массообмена

$$\beta = \frac{Nu_g \cdot D}{d} = \frac{11 \cdot 1,86 \cdot 10^{-2}}{0,0254} = 82,7 \text{ м/час.}$$

Принимаем, что воздух, входящий в трубу, не содержит нафталина, то есть $\rho'_{н.в} = 0$.

Концентрация $\rho'_{н.в}$ нафталина у границы раздела определим по упругости паров P_n по закону Генри, справедливому для разбавленных смесей

$$\rho'_{н.в} = \rho_n \frac{P_n}{P} = \frac{M_n \cdot P_n}{R_m \cdot P} = \frac{128,2 \cdot 10^4}{848 \cdot 283} \frac{0,0209}{735,6} = 1,52 \cdot 10^{-4} \text{ кг/м}^3.$$

Здесь ρ_n - концентрация (плотность) нафталина в газовом состоянии при

100°C (выражена из уравнения газового состояния: $\rho \frac{1}{\rho_n} = \frac{R_m}{M_m} T$).

Запишем материальный баланс по нафталину для бесконечно малого участка трубы, считая, что скорость сублимации нафталина мала и поэтому объемный расход воздуха не изменяется с расстоянием от входа в трубу

$$\frac{\pi d^2}{4} \omega d\rho_{н.в} = \beta \pi d (\rho_{н.ст} - \rho_{н.в})^{dx} \quad \text{или}$$

$$\frac{\pi \cdot 0,0254^2}{4} \cdot 15,24 d\rho_{н.в} = \beta \pi \cdot 0,254 (\rho_{н.ст} - \rho_{н.в})^{dx}.$$

Произведя действия и разделив переменные, получим

$$\int_{\rho_{н.в}}^{\rho_{н.ст}} \frac{d\rho_{н.в}}{\rho_{н.ст} - \rho_{н.в}} = 10,3\beta \int_{x=0}^{x=1,83} dx.$$

Проинтегрировав, имеем

$$-\ln \frac{\rho_{н.ст} - \rho_{н.в}}{\rho_{н.ст}} = \frac{10,3 \cdot 82,7 \cdot 1,83}{3600} = 0,43.$$

$$\text{Отсюда } \frac{\rho_{\text{н,ст}}}{\rho_{\text{н,ст}} - \rho_{\text{н,в}}''} = 1,54;$$

Концентрация нафталина в уходящем воздухе

$$\rho_{\text{н,в}}'' = \rho_{\text{н,ст}} - \frac{\rho_{\text{н,ст}}}{1,54} = 1,52 \cdot 10^{-4} - \frac{1,52 \cdot 10^{-4}}{1,54} = 0,53 \cdot 10^{-4} \text{ кг / м}^3.$$

Скорость сублимации нафталина

$$\frac{\pi d}{4} \omega (\rho_{\text{нв}}'' - \rho_{\text{нв}}') = \frac{\pi \cdot 0,254^2}{4} 15,24 (0,53 \cdot 10^{-4} - 0) 3600 = 1,48 \cdot 10^{-3} \text{ кг / час.}$$

Степень насыщения воздуха нафталином

$$\frac{\rho_{\text{н,в}}''}{\rho_{\text{н,ст}}} \cdot 100 = \frac{0,53 \cdot 10^{-4}}{1,5 \cdot 10^{-4}} 100 = 35,4\%.$$

ЛИТЕРАТУРА

1. Казанцев Е.И. Промышленные печи. Справочное руководство для расчетов и проектирования. – М.: Metallurgy, 1975. – 367 с.
2. Хоблер Тадеуш. Теплопередача и теплообменники. – Л.: Госхимиздат, 1961. – 820 с.
3. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. – М.: Энергия, 1970. – 439 с.
4. Калинин Э.К., Дрейцер Г.А., Ярхо С.А. Интенсификация теплообмена в каналах. – М.: Машиностроение, 1972. – 220 с.
5. Петухов Б.С. Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. – М.: Энергия, 1967. – 411 с.
6. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1973. – 320 с.
7. Щукин В.К. Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. – М.: Машиностроение, 1970. – 184 с.
8. Антуфьев В.М. Эффективность различных форм конвективных поверхностей нагрева. – М.-Л.: Энергия, 1966. – 184 с.
9. Эльперин И.Г., Мельцер В.Л., Павловский Л.Л., Енякин Ю.П. Процессы переноса во встречных струях. – Минск: Наука и техника, 1972. – 213 с.
10. Сборник задач по технической термодинамике и теплопередаче. Под ред. Б.Н. Юдаева. – М.: Высшая школа, 1968. – 371 с.
11. Рид Р., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1971. – 702 с.
12. Бретшнайдер Ст. Свойства газов и жидкостей. – М.-Л.: Химия, 1966. – 535 с.
13. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1970. – 624 с.
14. Печенегов Ю.Я., Каширский В.Г. К вопросу о скорости движения твердых частиц в неизотермическом потоке газовзвеси. – Изв. вузов СССР. Энергетика, 1973, №2. – с. 137-140.
15. Демидович Б.П., Марон И.А., Шувалов Э.З. Численные методы анализа. – М.: Наука, 1967. – 368 с.
16. Горбис З.Р. Теплообмен и гидромеханика дисперсных сквозных потоков. – М.: Энергия, 1970. – 423 с.
17. Чечеткин А.В. Высокотемпературные теплоносители. – М.: Энергия, 1971. – 496 с.
18. Аэров М.Э. Тодес О.М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. – М.: Химия, 1968. – 395 с.
19. Гельперин Н.И., Айнштейн В.Г., Кваша В.В. Основы техники псевдожизнения. – М.: Химия, 1967. – 664 с.

20. Любошиц И.Л., Шейман В.А. Тутова Э.Г. Теплообменные аппараты типа «газовзвесь». – Минск, Наука и техника, 1969. – 215 с.
21. Бабуха Г.Л., Рабинович М.И. Механика и теплообмен потоков полидисперсной газовзвеси. – Киев: Наукова думка, 1969. – 218 с.
22. Краснощеков Е.А., Сукомел А.С. Задачник по теплопередаче. – М.: Энергия, 1969. – 264 с.
23. Тищенко А.Т., Хвастухин Ю.И. Печи и теплообменники с псевдоожиженным слоем. – Киев: Наукова думка, 1973, – 146 с.
24. Печенегов Ю.Я., Каширский В.Г. Исследование теплообмена к газовзвеси в горизонтальной трубе. – Изв. вузов СССР. Энергетика, 1974, №9.– с. 110-115.
25. Теплотехнический справочник. Т.1. –М.: Энергия, 1975. – 743 с.
26. Рабинович О.М. Сборник задач по технической термодинамике. – М.: Машиностроение, 1973. – 344 с.
27. Филиппов Л.П. Исследование теплопроводности жидкостей. – Изд-во МГУ, 1970. – 283 с.
28. Миснар А. Теплопроводность твердых тел, жидкостей, газов и их композиций. – М.: Мир, 1968. – 464 с.
29. Шорин С.Н. Теплопередача. – М.: Высшая школа, 1964. – 495 с.
30. Болгарский А.В., Мухачев Г.А., Щукин В.К. Термодинамика и теплопередача. – М.: Металлургия, 1970. – 528 с.
31. Теплотехнические расчеты металлургических печей. Под. ред. А.С. Телегина. – М.: Металлургия, 1970. – 528 с.
32. Бакластов А.М. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплоиспользующих установок. – М.: Энергия, 1970. – 568 с.
33. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, 1972. – 494 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	
Глава 1. Коэффициенты переноса.....	
Глава 2. Интенсификация теплообмена в каналах	
Глава 3. Теплообмен дисперсных систем	
Глава 4. Массообмен и совместный тепломассоперенос	
Литература.....	