

Турбулентное перемешивание примеси с основным потоком, движущихся в гидравлически гладких трубопроводах

Осипов С.Н.

(БГПА)

Описание продольного турбулентного перемешивания примеси или двух различных веществ (жидких или газообразных), движущихся последовательно в гидравлически гладких трубопроводах при широком диапазоне параметров представляют не только теоретический, но и большой практический интерес.

В связи с широким развитием трубопроводного транспорта на большие расстояния для жидких и газообразных веществ (нефть, газ, различные химические компоненты) возникла необходимость в численном определении зоны смешивания индикаторных примесей с основным (спутным) потоком или последовательно запускаемых веществ (например, бензин за керосином, инертные газы за воздухом, чистая вода за хлорируемым потоком и т.п.).

Все перечисленные процессы продольного турбулентного перемешивания различных веществ, движущихся в трубопроводе и находящихся в одинаковой фазе, подчиняются общим закономерностям и, начиная примерно с 1943 г. Являются объектом экспериментальных и теоретических исследований.

С физической точки зрения распространение ограниченной во времени порции «метки» по трубопроводу можно рассматривать в качестве движения незначительной примеси со спутным турбулентным потоком.

Исходное дифференциальное уравнение движения примеси со спутным турбулентным осе симметричным потоком имеет вид

$$\Psi \left[\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C}{\partial r} \right) \right] = \frac{\partial C}{\partial t} + U(x, r, t) \frac{\partial C}{\partial x}. \quad (1)$$

Хотя при значительных скоростях основного потока и большом (более 100 м) пути распространения примеси, что как раз характерно для исследований на газопроводах, распределение концентраций последней в поперечном сечении турбулентного потока при отсутствии

массообмена со стенками нельзя считать равномерным $\left(\frac{\partial C}{\partial r} \neq 0 \right)$, но

Сложность аналитического решения (3) вынуждает к упрощениям.

Тогда уравнение (1) при допущении $\frac{\partial C}{\partial t} \approx 0$ запишется в виде

$$\psi \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} = \frac{\partial C}{\partial t} + U_0 \frac{\partial C}{\partial x}. \quad (2)$$

Хотя уже получены (4, 5) общие решения различных вариантов постановки задачи, но среди этих решений не было рассмотрено условие импульсной подачи примеси в спутный турбулентный поток. В случае кратковременной подачи «метки» в спутный поток газа, движущегося по трубопроводу, начальное и граничное условия принимают вид

$$C(0,0)=0; C(\infty,0) = 0; C(0,t)=f(t). \quad (3)$$

Учитывая кратковременный равномерный запуск примеси, граничное условие $f(t)$ можно представить как зону распространения примеси в начальном сечении $2l = Ut_3$.

Для гидравлически гладких трубопроводов значение коэффициента перемешивания ψ можно представить в виде

$$\psi = \xi \cdot r \cdot U_0 \cdot \sqrt{\frac{\lambda}{8}}, \quad (4)$$

где ξ – постоянный множитель, полученный Тейлором (6) и принимаемый в подобных процессах равным 10,6.

После проведения серии экспериментальных исследований на модели с использованием нефтепродуктов авторы (7) получили эмпирическую зависимость

$$\frac{\psi}{v} = 3 \cdot 10^3 + 60,7 \cdot Re^{0,545}. \quad (5)$$

При определении значений ψ большое значение имеет также выбор определенной математической модели процесса и полученного решения, так как численные значения ψ получаются путем использования расчетного механизма принятой модели.

При замещении газов или жидкости с различными плотностями и значительными поперечными размерами в силу влияния гравитационных сил происходит расслоение компонентов, что не учитывается в упрощенных математических моделях. В этих случаях, как минимум, необходимо учитывать Архимедовы силы и особенности распределения концентрации компонентов разной плотности в поле силы тяжести.

Поэтому не следует ожидать хорошего совпадения результатов экспериментальных исследований, проведенных в различных условиях.

Решение уравнения (2) с условиями (3) после ряда тривиальных преобразований и подстановки в виде

$$C = U(x, t) \exp(\gamma t + \phi x), \quad (6)$$

где $\gamma = -0,25\psi U_0^2$ и $\phi = 0,5\psi U_0$ сводится к обычному уравнению диффузии (второй закон Фика), которое решается методом Фурье.

После ряда преобразований и упрощений решение поставленной задачи получено в достаточно простом и удобном для инженерных расчетов виде

$$C(x, t) = \frac{C_0}{\sqrt{2\pi}} \left(\int_{z_1}^0 e^{-\frac{z^2}{2}} dz - \int_0^{z_2} e^{-\frac{z^2}{2}} dz \right), \quad (7)$$

$$\text{где } z_1 = \frac{x - U_0 t + 1}{\sqrt{2\psi t}}, \quad z_2 = \frac{x - U_0 t - 1}{\sqrt{2\psi t}}.$$

Для использования табличных значений интеграла вероятности (7) удобно представить в виде

$$C(x, t) = 0,5 \cdot C_0 [\Phi(z_2) - \Phi(z_1)] \quad (8)$$

С целью проверки соответствия полученного решения проведена серия экспериментов. Опыты проводились на специальной установке

с рабочей частью длиной 200 м и диаметром трубопровода $5,3 \cdot 10^{-2}$ м.

На различных расстояниях по потоку заподлицо с внутренней поверхностью трубопровода монтировались датчики СБТ-9, сигнал с которых поступал на шлейфный осциллограф типа Н-115. Один из датчиков устанавливался для измерения времени ввода радиоактивной примеси ($^{85}\text{Кг}$ в смеси с воздухом) на расстоянии 0,5 м от точки ввода. Параметры воздухоудовки обеспечивали предельную скорость в установке до 8,3 м/с, что соответствует $Re \leq 3 \cdot 10^4$. Замеры производились на расстояниях 4,5; 87,0; 91,5; 102,0; 106,5; 188,0 и 192,5 м от нулевого индикатора. Кроме наладочных и тарировочных работ на установке проведено 58 циклов по 10 экспериментов в каждом при постоянных значениях всех параметров, что обеспечило достаточно высокую надежность полученных результатов (>98%).

Как показали результаты экспериментов, представленные в наиболее удобных относительных показателях $L_{\text{см}}/L$ и $L_{\text{см}}/d$, с увеличением скорости потока (Re) значения этих показателей заметно

уменьшаются, что до сих пор было экспериментально отмечено только некоторыми авторами (4,8), хотя из теоретических построений эта закономерность определенно виднее. Здесь использован для классификации экспериментальных значений диффузионный критерий Пекле ($Pe_{\psi} = U_0L / \psi$)

Кроме проведения исследований на описанной специальной установке, также было проведено 14 циклов измерений по 3-5 экспериментов в каждом с $^{85}\text{Kг}$ на действующих газопроводах диаметром $0,5 \div 1,0$ м и длиной замерного участка от 3000 до 136000 м. При этом средняя скорость газового потока изменялась в диапазоне $2,81 \div 24,0$ м/с, что соответствует $Re = 8,73 \cdot 10^4 \div 1,87 \cdot 10^6$.

Кроме проведенных специальных исследований (72 цикла измерений), удалось собрать литературный материалы еще для 29 циклов наблюдений за перемешиванием в потоке бензина, воды и нефти (6, 8, 9), что в общем дало 101 сочетание различных параметров ($2,81 \div 24,0$ м/с; $Re = 7,3 \cdot 10^3 \div 1,87 \cdot 10^6$; $\nu = 6,9 \cdot 10^{-7} \div 2,7 \cdot 10^{-5}$ м²/с).

Как следует из (7), на изменение концентрации примеси («метки») в потоке оказывают влияние пройденное расстояние от места выпуска, скорость потока и коэффициент продольной турбулентной диффузии, часто именуемый коэффициентом перемешивания, который по Тейлору в свою очередь зависит от средней скорости потока и диаметра трубопровода, то есть фактически от критерия Re . Поэтому поиски критериальных зависимостей $L_{cm}/L = f_1(Re, Pe_{\psi})$ и $L_{cm}/d = f_2(Re, Pe_{\psi})$ с физической точки зрения являются достаточно обоснованными.

До сих пор в силу сложности процессов и недостаточного объема экспериментального материала различные авторы основное внимание уделяли поискам только зависимостей $L_{cm}/L, L_{cm}/d = f(Re) / 10 \div 14 /$ без учета влияния критерия Re . Проведенные нами эксперименты и анализ всего имеющегося материала позволили также в явном виде определить влияние критерия Re на процессы продольного перемешивания при движении в гидравлически гладких трубах. Характерный пример представлен на рис.1.

Для определения искомым критериальных зависимостей вида

$$L_{cm}/L = A_1 \cdot Re^{n_1} \cdot Pe_{\psi}^{m_1} \quad (9)$$

и

$$L_{cm}/d = A_2 \cdot Re^{n_2} \cdot Pe_{\psi}^{m_2}. \quad (10)$$

Все имеющиеся результаты экспериментов (101 точка) нанесены на рис.2 в координатах $L_{cm}/L - \lg Re_{\psi}$ и $L_{cm}/L - \lg Re_{\psi}$, где они образовали примерно прямолинейную зону. Как показал анализ, экспериментальные точки с большими значениями критерия Re расположились в нижней части зоны. Поэтому предварительно были построены расчетные зависимости для значений $Re \rightarrow \infty$, проходящие в нижних частях зон расположения точек, и зависящие только от Re_{ψ} в виде

$$(L_{cm}/L)_p = Re_{\psi}^{-0,4} \quad \text{и} \quad (L_{cm}/d)_p = 0,25 Re_{\psi}^{0,6} \quad (11)$$

С учетом данных, приведенных на рис.3 и показывающих области влияния критерия Re через параметры K_l и K_d на размеры зон смещения, обобщенные критериальные уравнения имеют вид

$$L_{cm}/L = 68,8 \cdot Re^{-0,3} Re^{-0,4} \quad \text{при} \quad 7 \cdot 10^3 \leq Re \leq 31,6 \cdot 10^3 \quad (12)$$

$$L_{cm}/d = 148,2 Re^{-0,57} Re^{0,6} \quad \text{при} \quad 7 \cdot 10^3 \leq Re \leq 43,6 \cdot 10^3 \quad (13)$$

Необходимо отметить, что полученные закономерности в силу весьма разнообразных условий экспериментов могут претендовать на широкую область применения, например, при описании процессов движения тепловой волны в теплотрассах, движения различных суспензий и пылевых облаков в трубопроводах со спутным потоком и т.п.

Обозначения

^{85}A , ^{133}Xe , ^{85}Kr – радиоактивные аргон, ксенон и криптон соответственно;

ψ – коэффициент перемешивания, m^2/c ;

C – концентрация примеси в долях, от 1;

x – текущая координата, м;

r – радиус трубопровода, м;

t – время, с;

U – скорость потока, м/с;

t_3 – время ввода примеси, с;

L_{cm} и l – длина зоны смещения в точке регистрации и в начальном сечении, м;

ξ – постоянный множитель в коэффициенте турбулентной диффузии Тейлора;

λ – коэффициент гидравлического сопротивления трубопровода;
 z – аргументы интеграла вероятности $\Phi(z_1)$ и $\Phi(z_2)$;
 L – длина трубопровода, м;
 d – диаметр трубопровода, м;
 Re и Pe – критерий Рейнольдса и диффузионный критерий Пекле, соответственно;
 ν – коэффициент кинематической вязкости, m^2/c ;
 A_1, A_2, m, n, K_1, K_d – эмпирические коэффициенты, определяемые на основании натуральных исследований.
 Индексы p и ε – расчетное и экспериментальное значения, соответственно;
 z – запуск примеси;
 $рег$ – регистрация примеси.

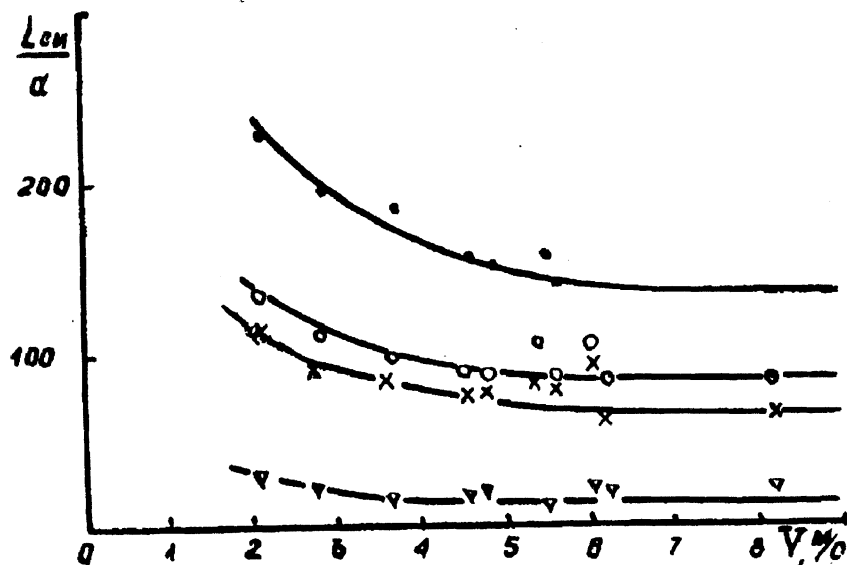


Рис.1. Зависимость безразмерных параметров зоны смешения от скорости потока в трубопроводе. Обозначение расстояний до точки регистрации в м: \bullet – 4,5; \circ – 91,5; \times – 105,5; ∇ – 191,5.

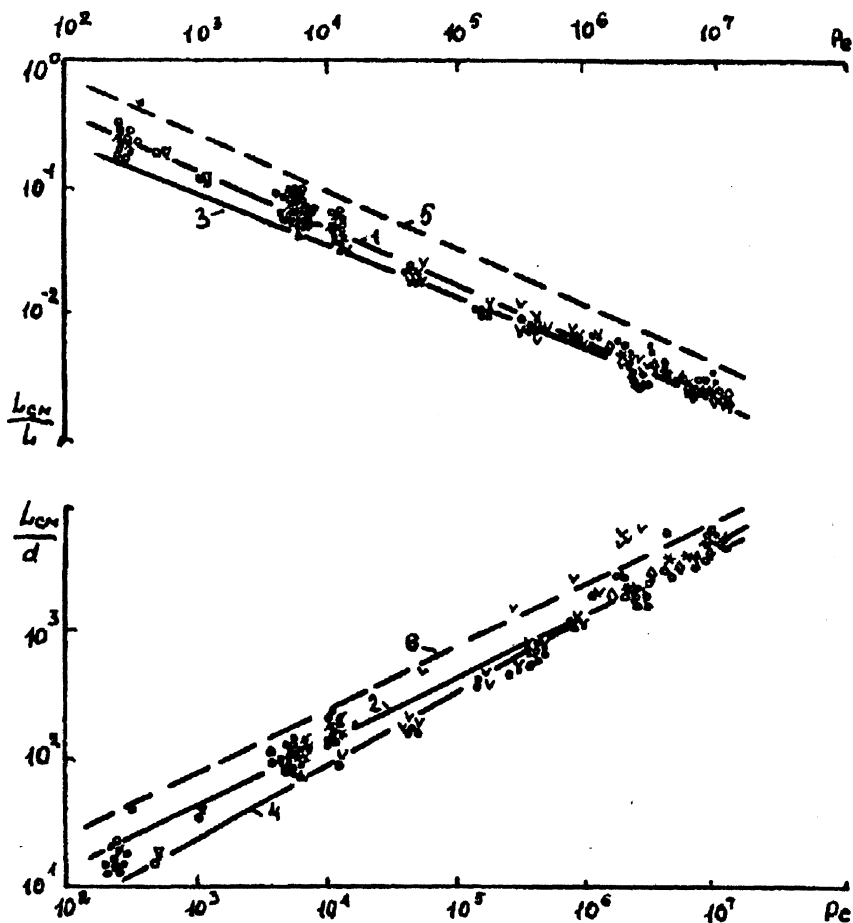
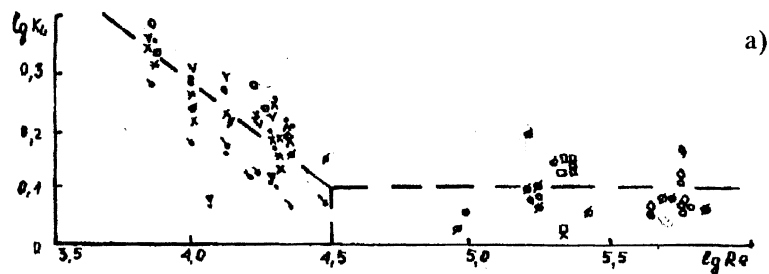
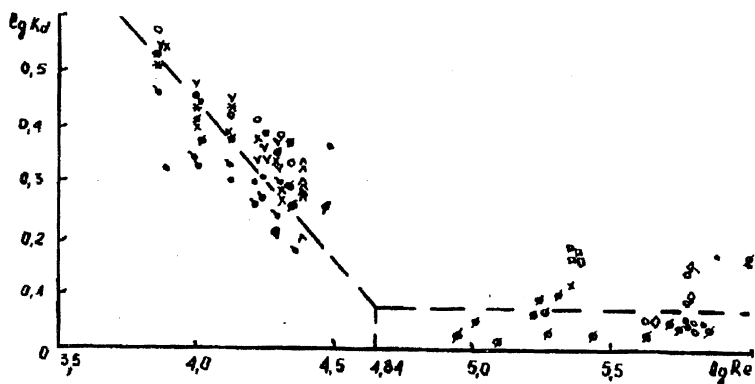


Рис.2. Зависимость безразмерных параметров зоны смешения от критерия Пекле (Pe). Обозначение точек регистрации. Авторов: для $U=2,83$ м/с; \times для $U=5,12$ м/с; \bullet для $U=6,85$ м/с; (все на модели); ∇ — исследования на газопроводах. Других авторов: \wedge — Хулла и Кента /9/; ∇ — Тейлора /6/; Смита и Шульца /8/ — $d=6''$; $*$ — $d=8''$; \diamond — $d=12''$.



a)



б)

Рис.3

Рис.3. Зависимость K_L и K_d от критерия Рейнольдса. Обозначение расстояний в точках регистрации. Авторов, в м: \bullet - 4,5; $-$ 87; $-$ 91,5; \times - 102; \circ - 106; $*$ - 188; \vee - 191,5 (все на модели); исследования на газопроводах. Других авторов: ∇ - Тейлора /6/; Смита и Шульца /8/; \circ - $d = 8''$; \diamond - $d = 12''$; \wedge - Хуллы и Кента /9/.