

3) Применение противотурбулентных присадок на трубопроводах, работающих на предельном давлении, существенно снижает риск наступления аварии и экологических катастроф, а также предотвращает потери нефти.

Литература

1. Смолл С. Р. Добавки, снижающие сопротивление течения в трубопроводах // Нефть, газ и нефтехимия за рубежом. – 1983. - № 6. – С. 58-60.
2. Несын Г. В., Манжай В. Н., Попов Е. А. и др. Эксперимент по снижению гидродинамического сопротивления нефти на магистральном трубопроводе Тихорецк – Новороссийск // Трубопроводный транспорт. – 1993. - № 4. – С. 28-30.
3. Мастобаев Б. Н., Шаммазов А. М., Мовсумзаде Э. М. Химические средства и технологии в трубопроводном транспорте нефти. – М.: Химия, 2002. – 295 с.
4. Ерошкина, И.И. Влияние малых полимерных добавок на частоту пристенных турбулентных выбросов при течении жидкости в трубопроводе / И. И. Ерошкина и [др.] // Транспорт и хранение нефтепродуктов. - 2000. - № 4. - С. 15-18.
5. Жолобов В.В. К вопросу определения функциональной зависимости гидравлической эффективности противотурбулентных присадок от параметров транспортируемой среды / В.В. Жолобов, Д.И. Варыбок, В.Ю. Морецкий // Наука и технологии трубопроводного транспорта нефти и нефтепродуктов. – 2011. – № 4. – С. 52–57.

ТЕПЛООБМЕН И СОПРОТИВЛЕНИЕ В ТЕРМИЧЕСКОМ НАЧАЛЬНОМ УЧАСТКЕ ПЛОСКОЙ ТРУБЫ

И.Е. Чаплин

Научный руководитель профессор С.Н. Харламов,
Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Введение. Физические свойства жидкости вследствие зависимости их от температуры изменяются во времени и по координатам в соответствии с изменением температуры. При малых разностях температур в потоке или слабой зависимости физических свойств от температуры эти изменения невелики. В таких условиях справедливы результаты, полученные в предположении о постоянстве физических свойств. Однако, если разности температур в потоке значительны, то изменение физических свойств с температурой оказывает существенное влияние по поля скорости и температуры, что представляет практический интерес. Так, например, профиль скорости при вязкостном течении каплевой жидкости вследствие зависимости коэффициента вязкости от температуры уже не будет параболическим. Изменение профиля скорости влечет за собой и соответствующее изменение профиля температуры. При этом изменяется теплоотдача и сопротивление трения по сравнению с их значениями при постоянных физических свойствах. [1]

Актуальность. В большинстве технологических процессов, связанных с транспортировкой реологически сложных вязких сред в трубах и каналах, промышленных и энергетических устройствах широкого назначения распространены устойчивые и переходные процессы вихревой и тепловой природы. Прогноз данных течений нетривиален и требует детального анализа пространственных механизмов переноса импульса, массы и тепла. Для этого привлекаются полные системы уравнений соответствующих законов сохранения и их решение проводится на базе известных численных методов по схемам, которые должны отличаться высокой эффективностью [2]. В оценке точности численного решения такой задачи повышается роль аналитического метода и экспериментальных данных. По согласию этих данных с расчетом можно судить о степени доверия алгоритму в предсказании процессов в особых зонах течения и надеяться на внедрение более дешевых аналитических методов в процессы оптимального управления и транспорт вязких сред. В связи с этим разработка эффективных аналитических методик расчета теплообмена в предельных и устойчивых процессах ламинарного течения углеводородных сред с минимумом эмпирической информации о динамике явлений чрезвычайно полезная работа.

Целью данного исследования является построение решения задачи о вязкостно-инерционном течении каплевой углеводородной среды (бензина) в плоской трубе.

Рассмотрим задачу о движении бензина и теплообмене в термическом начальном участке плоской трубы. При этом будем учитывать зависимость коэффициента вязкости от температуры, полагая остальные физические свойства постоянными. Предполагая постоянство плотности, автоматически исключается из рассмотрения влияние свободной конвекции.

При решении задачи примем следующие допущения:

- 1) толщина теплового пограничного слоя Δ существенно меньше ширины трубы h ;
- 2) течение жидкости и процесс теплообмена стационарны;
- 3) жидкость несжимаема;
- 4) во входном сечении теплообменного участка температура жидкости постоянна по сечению и равна T_0 ;
- 5) температура внутренней поверхности стенки трубы на участке теплообмена постоянна и равна T_w ;
- 6) количество тепла, выделяющегося вследствие диссипации энергии, пренебрежимо мало;
- 7) нет внутренних источников тепла.

Сформулированной задаче отвечает следующая система уравнений [1]:

$$\left. \begin{aligned} w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} &= a \frac{\partial^2 t}{\partial y^2}; \\ \rho \left(w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_x}{\partial y} \right) &= -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial w_x}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial w_x}{\partial y} \right) + \frac{\partial \mu}{\partial x} \cdot \frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial \mu}{\partial y} \cdot \frac{\partial w_x}{\partial y}; \\ \frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} &= 0; \\ \frac{1}{\mu} &= a_0 + a_1 t + a_2 t^2 + \dots + a_m t^m. \end{aligned} \right\} \quad (1)$$

где $a_0, a_1, a_2, \dots, a_m$ – постоянные, зависящие от рода жидкости и интервала температур.

Система уравнений (1) не содержит уравнения проеции скорости на ось y . Предполагаемый способ решения задачи позволяет обойтись без этого уравнения, если не исследовать распределения давления в поперечном сечении трубы.

Граничные условия будут иметь вид:

$$\left. \begin{aligned} \text{при } X \geq 0 \text{ и } Y = 0 \quad & \theta = 0, \quad W_x = W_y = 0; \\ \text{при } X \geq 0 \text{ и } 1 \geq Y \geq k \quad & \theta = 1, \quad \frac{\partial \theta}{\partial Y} = 0; \\ \text{при } X \geq 0 \text{ и } Y = 1 \quad & \frac{\partial W_x}{\partial Y} = 0. \end{aligned} \right\} \quad (2)$$

Где $\theta = \frac{T - T_w}{T_0 - T_w}$, $W_x = \frac{w_x}{w}$, $W_y = \frac{w_y}{w}$, $X = \frac{x}{r_0}$, $Y = \frac{y}{r_0}$, $k = \frac{\Delta}{r_0}$ – безразмерные величины, введенные для удобства.

1 случай – охлаждение бензина. Примем, что во входном сечении трубы профиль скорости является вполне развитым (параболическим). Будем считать, что температура бензина на входе $T_0 = 40^\circ\text{C}$ и распределена по сечению равномерно, а температура стенки $T_w = 0^\circ\text{C}$ и постоянна по поверхности.

На рисунке 1 изображено распределение θ по сечению плоской трубы при различных значениях приведенной длины X^+ .

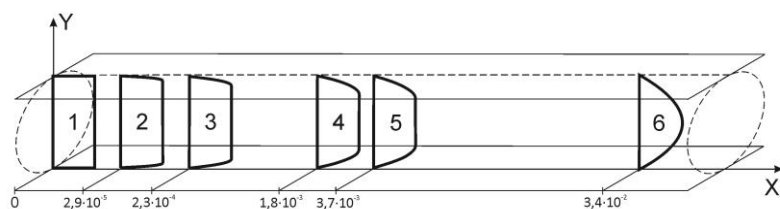


Рис. 1 Распределение θ по сечению плоской трубы при различных значениях $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$ при охлаждении бензина:

$$\begin{aligned} 1 - k = 0; \quad \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 0; \quad 2 - k = 0,1; \quad \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 2,887 \cdot 10^{-5}; \quad 3 - k = 0,2; \quad \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 2,261 \cdot 10^{-4}; \quad 4 - k = 0,4; \quad \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 1,83 \cdot 10^{-3}; \\ 5 - k = 0,5; \quad \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 3,665 \cdot 10^{-3}; \quad 6 - k = 1; \quad \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 0,034 \end{aligned}$$

Из рисунка видно, что с увеличением $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$ толщина теплового пограничного слоя растет достаточно медленно.

2 случай – нагревание бензина. В этом случае температура бензина на входе $T_0 = -20^\circ\text{C}$, а температура стенки $T_w = 20^\circ\text{C}$.

Рассмотрим результаты расчета распределения осевой скорости W_x по сечению плоской трубы при различных значениях приведенной длины $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$ для случая охлаждения ($\frac{\mu_w}{\mu_0} = 1,788$) (рисунок 2,а) и нагревания ($\frac{\mu_w}{\mu_0} = 0,534$) бензина (рисунок 2,б).

Кривая 1, характеризующая распределение скорости на входе в трубу, соответствует изотермическому течению. При нагревании бензина скорость вблизи стенки возрастает, а в середине трубы (в ядре) уменьшается по сравнению со скоростью при изотермическом течении. Вследствие этого профиль скорости становится более заполненным. При охлаждении бензина наблюдается обратный эффект: скорость вблизи стенок уменьшается, а в середине (в ядре) увеличивается по сравнению со скоростью при изотермическом течении. Такой характер изменения скорости объясняет влияние переменной вязкости на теплообмен и гидравлическое сопротивление. При охлаждении бензина скорость на оси на 13,3% больше, чем при изотермическом течении, а при нагревании – на 6,7% меньше. Стоит отметить, что при одинаковых ΔT при охлаждении в 2 раза быстрее происходит изменение скорости в ядре, чем при нагревании.

Рассмотрим результаты расчета зависимости $\zeta \cdot Re_c$ в плоской трубе от $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$ (рисунок 3).

Кривая 1 соответствует течению бензина при нагревании, кривая 2 – течению при охлаждении, а кривая 3 – изотермическому течению.

Из представленной на рисунке зависимости $\zeta \cdot Re_c$ от приведенной длины $X^+ = \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$ можно сделать вывод, что коэффициент сопротивления трения ζ зависит не только от Re_c , но также от X^+ и $\frac{\mu_w}{\mu_0}$. В предельных случаях, то есть при $\frac{\mu_w}{\mu_0} \rightarrow 1$ или $X^+ \rightarrow \infty$, величина $\zeta \cdot Re_c$ стремится к постоянному значению, соответствующему изотермическому течению ($\zeta \cdot Re_c = 24$).

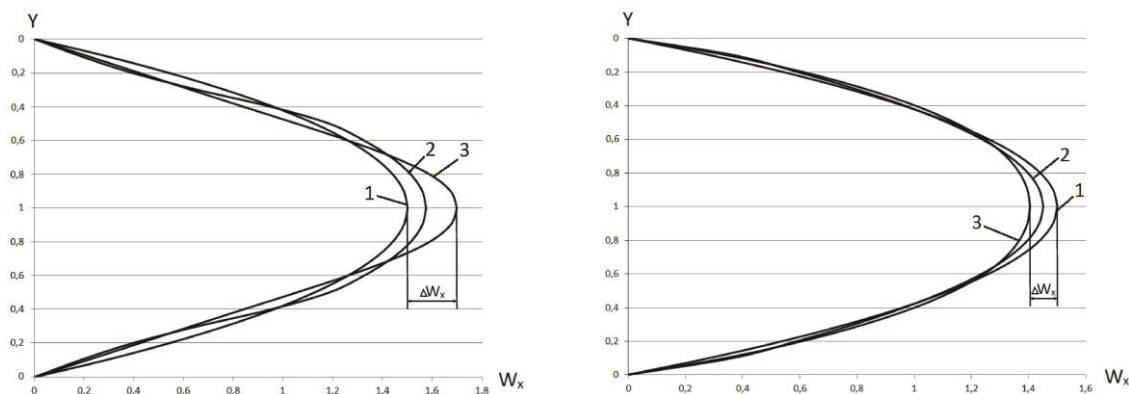


Рис. 2 Распределение W_x по сечению плоской трубы при различных значениях $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$:

а – при охлаждении бензина:
1 – $k = 0$; $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 0$; 2 – $k = 0,5$; $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 3,665 \cdot 10^{-3}$;
3 – $k = 1$; $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 0,034$

при $\Delta T = 40^\circ C$, $\Delta W_x = 13,3\%$

б – при нагревании бензина:
1 – $k = 0$; $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 0$; 2 – $k = 0,2$; $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 4,043 \cdot 10^{-4}$;
3 – $k = 1$; $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h} = 0,031$

при $\Delta T = 40^\circ C$, $\Delta W_x = 6,7\%$

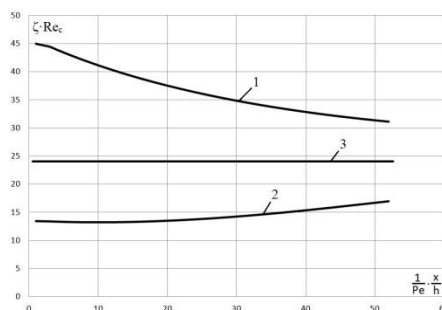


Рис. 3 Зависимости $\zeta \cdot Re_c$ в плоской трубе от $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$:

1 – $\frac{\mu_w}{\mu_0} = 0,534$; 2 – $\frac{\mu_w}{\mu_0} = 1,788$; 3 – $\mu = \text{const}$

Рассмотрим зависимости числа Nu от приведенной длины (рисунок 4).

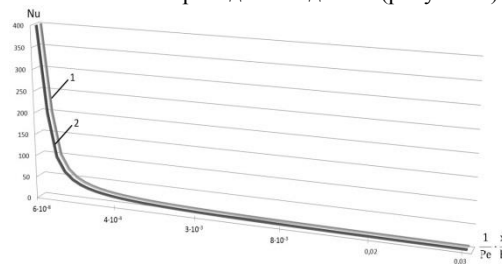


Рис. 4 Число Nu в плоской трубе в зависимости от $\frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$:

1 – $\frac{\mu_w}{\mu_0} = 0,534$; 2 – $\frac{\mu_w}{\mu_0} = 1,788$

Кривая 1 соответствует течению бензина при нагревании, кривая 2 – течению при охлаждении.

Из представленной на рисунке зависимости числа Nu от приведенной длины $X^+ = \frac{1}{Pe} \cdot \frac{x}{h}$ можно сделать вывод, что на термическом начальном участке изменение вязкости с температурой оказывает более сильное влияние на теплообмен, чем в области тепловой стабилизации.

При переменных физических свойствах жидкости, в частности при переменной вязкости, число Nu изменяется по длине и в области тепловой стабилизации, хотя и гораздо слабее, чем в термическом начальном участке.

При $X^+ \rightarrow \infty$ число Nu стремится к своему предельному значению $Nu_\infty = 3,77$ [3]. Однако это постоянное значение достигается лишь на таком расстоянии от входа, на котором разности температур в потоке становятся достаточно малыми. Понятно, что это расстояние отнюдь не соответствует длине термического начального участка.

При одинаковых значениях X^+ число Nu для нагревания больше числа Nu для охлаждения, что характерно для более интенсивного теплообмена, т.к. при одном и том же значении X^+ скорость вблизи стенки в случае нагревания выше, чем в случае охлаждения.

Аппроксимируя точки с характерными значениями Nu и соответствующими им значениями X^+ , была получена следующая зависимость:

$$Nu = 1,027 \cdot (X^+)^{-0,328} \quad (3)$$

Было замечено, что используя данную формулу для расчета Nu при очень маленьких значениях X^+ возникает погрешность ΔNu около 4%.

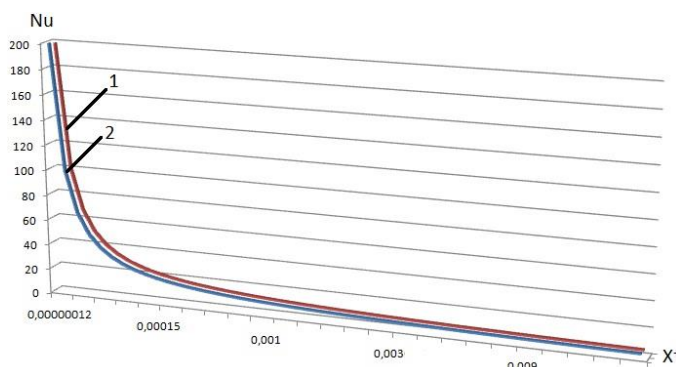


Рис. 5 Число Nu в плоской трубе в зависимости от X^+ :

$$1 - \frac{\mu_w}{\mu_0} = 1,788; \quad 2 - \text{уравнение Левека}$$

Также было проведено сравнение с уравнением Левека для плоской трубы $Nu = 0,978 \cdot \left(\frac{1}{X^+}\right)^{\frac{1}{3}}$ (рисунок 5). Было выявлено, что разница в значениях Nu , вычисленных по этим уравнениям, составляет около 5%.

Литература

1. Петухов Б.С. Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. – Москва: Энергия, 1967. – 411 с.
2. Kharlamov S.N. Hydrodynamics: Theory and Model. Intech, Croatia, 2012. – 307 p.
3. Коган В.Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. – Ленинград: Химия, 1977. – 591 с.