

В химической технологии и энергетике для перемещения теплоносителей применяются в основном трубопроводы круглого сечения. При этом реализуется ламинарный или турбулентный режимы течения теплоносителей [1-2].

1. Теплоотдача при ламинарном течении теплоносителя При движении потока жидкости в трубе образуются гидродинамический и тепловой начальные участки L_g и L_t . Начальные участки заканчиваются тогда, когда пограничные слои полностью заполняют всё сечение трубы. С этого момента начинаются гидродинамические и тепловые стабилизированные участки. Математическая модель начального участка теплообмена состоит из уравнений движений, энергии и соответствующих граничных условий. Эта модель была реализована такими видными исследователями, как Гретц и Нуссельт, Лауверьер и Лейбензон, Кутателадзе и Лыков и другими [3-6]. Задачу в наиболее сложной постановке решил Л.С. Лейбензон: он учел в правой части уравнения Фурье-Кирхгофа и диссипативный член, и член учитывающий прирост продольного потока тепла теплопроводностью. Результаты решений соответствующих уравнений при тепловых граничных условиях первого рода ($T_{ст} = \text{const}$) для длины участка термической стабилизации (начальный участок) можно представить следующим образом: $Nu = A \cdot Re$, $Nu = A \cdot Re \cdot Pr$, (1) где d - диаметр трубопровода, Re - критерий Рейнольдса, Pr - критерий Прандтля. Значение множителя A меняется от 0,03 до 0,065 в зависимости от принятых методов приближенного решения уравнений. Для жидкостей $Pr > 1$, поэтому тепловой пограничный слой будет находиться внутри гидродинамического. Это обстоятельство позволило упростить математическую модель начального участка теплообмена. Считать, что жидкость поступает в трубу с развитым параболическим профилем скорости. Для локального и среднего числа Нуссельта были получены формулы: $Nu_{\text{локал}} = 1,03 \cdot Re$, (2) $Nu_{\text{сред}} = 1,55 \cdot Re$, (3) где α - коэффициент теплоотдачи, λ - коэффициент молекулярной теплопроводности, Re - критерий Пекле. Формула (2) в области 0,01 хорошо описывает результаты точного решения, записанного в виде бесконечных рядов, и её можно использовать как интерполяционное выражение. Как видно из формулы (2) на начальном термическом участке локальное значение Nu уменьшается по мере удаления от входа. Вдали от входа ($L > L_t$) локальное и среднее значение критерия Нуссельта стремятся к 3,66. Следовательно, стабилизированный теплообмен для потока жидкости, обладающей неизменными теплофизическими свойствами, при тепловых граничных условиях первого рода характеризуется постоянным значением критерия Нуссельта: $Nu = 3,66$. А для тепловых граничных условий второго рода (тепловой поток $q = \text{const}$) получено $Nu = 4,36$. В работе [7] приведен анализ работ, выполненных с учетом зависимости вязкости жидкости от температуры. В одних работах учитывалось изменение температуры потока жидкости только по длине трубы, в других задача решалась без учета инерционных членов уравнения движения в предположении, что распределение

температуры в потоке сохраняется таким же, как при постоянной вязкости. Б.С. Петухов исследовал гидродинамический и тепловой начальные участки, принимая зависимость вязкости жидкости от температуры в следующем виде: $\mu = A_0 + A_1T + A_2T^2 + \dots + A_nT^n$. (4) При решении уравнений гидродинамического и теплового пограничных слоев был использован метод интегральных соотношений Кармана-Польгаузена. Приближенное решение этих уравнений при тепловых граничных условиях первого рода позволило получить для критерия Нуссельта следующее выражение: $Nu = \frac{kR_0}{\delta T}$ (5) где k - безразмерная толщина теплового пограничного слоя, δT - толщина теплового пограничного слоя, R_0 - радиус трубы. Необходимо отметить, что формула (5) была получена для случая, когда $\delta T \gg T$ значение Nu стремится к 3,66. Теплоотдача при турбулентном течении теплоносителя. Процессы переноса энергии и количества движения в ядре турбулентного потока протекают с большой скоростью. Поэтому определяющую роль играют явления переноса в пограничном слое: именно там сосредоточено основное термическое сопротивление процесса. На входе жидкости в трубу образуется ламинарный гидродинамический, далее турбулентный пограничный слой с вязким подслоем. На начальном участке турбулентный режим движения жидкости всегда сочетается с ламинарным. Это обстоятельство усложняет и без того непростую задачу анализа турбулентного переноса субстанций. В развитом турбулентном пограничном слое толщины теплового и гидродинамического пограничных слоев совпадают и растут гораздо быстрее, чем в ламинарном. Для решения этой задачи необходимо располагать данными по профилю скорости для всех зон (ламинарный подслой, пристенная область, турбулентное ядро), турбулентной вязкости μT и числу Pr . Уравнение энергии, записанное в приближении пограничного слоя, решалось различными приближенными методами. Этим объясняется существование различных формул для определения критерия Нуссельта. С.С. Кутателадзе для двухслойной модели - ламинарный подслой - турбулентное ядро - была получена следующая формула [3]: $Nu = \frac{0,66 + 0,46 Pr^{1/4} Re^{1/4}}{1 + 0,01 Pr^{1/4} Re^{1/4}}$ (8) справедливая для газов и жидкостей при $Pr \geq 5$. Здесь ξ - коэффициент гидравлического сопротивления. Им же в работе [9] для расчета Nu в области $Pr > 200$ была предложена формула: $Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$ (9) В работе [3] приводятся формулы Рибо: $Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$ (10) и Б.С. Петухова и В.В. Кириллова $Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$ (11) справедливые в области $0,72 \leq Pr \leq 200$. Б.С. Петуховым в работе [10] была получена для расчета Nu усовершенствованная формула в виде: $Nu = \frac{0,66 + 0,46 Pr^{1/4} Re^{1/4}}{1 + 0,01 Pr^{1/4} Re^{1/4}} \left(1 + \frac{0,4}{1 + 0,01 Pr^{1/4} Re^{1/4}} \right)^{1/4}$ (12) где $k_1(\xi) = 1 + 3,4\xi$, $k_2(Pr) = 11,7 + 1,8 Pr^{1/4}$, $\xi = 0,11 \Delta$ - шероховатость внутренней поверхности трубы. Однако, в вышеприведенных формулах не учитывается неизотермичность процесса, т.е. изменение вязкости теплоносителя от температуры. Неизотермичность процесса может быть учтена введением в формулу по определению Nu комплекса $Pr^{1/4} Re^{1/4}$. Показатель степени n зависит от направления потока тепла: при охлаждении теплоносителя $n=0,25$, при нагревании - $n=0,11$. Вышеприведенные формулы (8-12) справедливы для

участка стабилизированного теплообмена. Повышенную теплоотдачу на термически начальном участке трубы можно учитывать введением в расчетные формулы поправочного коэффициента ε_L . Длины участков термической и гидродинамической стабилизации небольшие и примерно равны $L_T = L_G \approx 15$ [6]. Однако, их влияние на процесс, как показано экспериментальными исследованиями И.Г.Аладьева [10], достигает до $\varepsilon_L = 50$. Таблица 1 - Поправка $\varepsilon_L = f(\text{Re})$ на термически начальный участок при турбулентном течении теплоносителя в трубах

Re	10	15	20	30	40	50	$1 \cdot 10^4$	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17
$2 \cdot 10^4$	1,13	1,07	1,03	1,02	1,01	1,00	$5 \cdot 10^4$	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10
$1 \cdot 10^5$	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	$1 \cdot 10^6$	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04
$1 \cdot 10^7$	1,03	1,02	1,01	1,00	0,99	0,98						

3. Физическое моделирование процесса

Наряду с теоретическими решениями задачи конвективного теплообмена в круглой трубе было выполнено физическое моделирование процесса [6,11-13]. Теоретические решения были приближенными, поэтому они не всегда отражали реальную картину происходящих процессов. Анализ экспериментальных работ конвективного теплообмена при турбулентном движении теплоносителя в трубах приведен в работе [14]. Вид критериального уравнения определяется из положений теории подобия, а необходимые коэффициенты уравнения - из эксперимента. Диттиус и Болтер предложили критериальное уравнение в виде [15]: $Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$ (13). Эта формула может быть использована при $0,525 \leq Pr \leq 160$ и не очень высоких Re . Формула (13) не учитывает влияния на расчеты термически начального участка. При высоких Re и Pr рассчитанный коэффициент теплоотдачи α может отличаться от действительного на 30% и более. Для полностью стабилизированного потока критерий Нуссельта определяется по формуле М.А. Михеева [16]: $Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$ (14). Здесь Pr_s , Pr_{st} - соответственно критерии Прандтля при температуре потока теплоносителя и стенки трубопровода. Формула выполняется при $10^4 \leq Re \leq 10^5$ и $0,52 \leq Pr \leq 160$. Д.А. Самсоновым получено уточненное критериальное уравнение теплоотдачи при течении пара в трубе путем экспериментальных исследований с использованием эталонного датчика плотности теплового потока, имеющего погрешность не более 1,5% [17-18]: $Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25} \left(\frac{Pr_{st}}{Pr} \right)^{0,25}$ (15), где показатель степени n меняется от 0,79 до 0,82. Таблица 2

Re	10^4	$2,5 \cdot 10^4$	$4,5 \cdot 10^4$	$20 \cdot 10^4$	$35 \cdot 10^4$	$40 \cdot 10^4$	n	0,79	0,80	0,81	0,82
----	--------	------------------	------------------	-----------------	-----------------	-----------------	-----	------	------	------	------

Сравнение расчетных данных по Nu , полученных по критериальному уравнению Михеева (14) и теоретической зависимости Петухова (11) с экспериментальными данными Самсонова в диапазоне чисел Рейнольдса от $2,5 \cdot 10^4$ до $4 \cdot 10^5$ и при $Pr = 1$ показали, что расхождения достигают до 20÷30%. Учитывая высокую метрологическую обеспеченность проведенных экспериментальных исследований, можно сказать, что формулы Михеева и Петухова нуждаются в некоторой коррективке. Рассмотрим более подробно физическое моделирование. Необходимым условием процессов переноса теплоты является соблюдение гидродинамического и геометрического подобий [13]. Тогда общее

критериальное уравнение теплоотдачи будет иметь вид: $f(Fo, Nu, Pe, No, Fr, Eu, Re, Gi) = 0$, (16) где Fo - критерий Фурье, No - критерий гомохронности, Fr - критерий Фруда, Eu - критерий Эйлера, Gi - геометрические симплексы ($i=1, 2\dots$). Определяемым критерием в данном случае является критерий Nu : $Nu = \varphi(Fo, Pe, No, Fr, Eu, Re, Gi)$. (17) Для случая, когда тепловые и гидромеханические процессы стационарные и жидкость течет по горизонтальной трубе круглого сечения, получим: $Nu = \varphi(Pe, Eu, Re, ,)$. (18) В известных формулах Диттиуса-Болтера и Михеева в общее критериальное уравнение критерий Эйлера Eu не входит. Предполагается, что имеется однозначная связь между критериями Eu и Re в виде $Eu=f(Re)$. Между тем, для этого случая связь между критериями Eu и Re имеет вид: $Eu= f(Re, ,)$. (19) Из опыта известно, что критерий Eu прямо пропорционально зависит от Re , поэтому: $Eu= f(Re,)$. (20) В диапазоне чисел Рейнольдса 15 300 связь между симплексом и коэффициентом гидравлического сопротивления ξ определяется по формуле Альтшуля: $\xi=0,11$, (21) а в диапазоне $Re>300$ по формуле Шифринсона: $\xi=0,11$. (22) Поэтому критериальная зависимость (18) должна быть преобразована к виду $Nu = \varphi(Pr, Re,)$ (23) Влияние на процесс переноса теплоты термически начального участка учитывается поправочным коэффициентом ϵ_L , а неизотермичность - комплексом θ . В формуле Петухова (12) коэффициент гидравлического сопротивления ξ присутствует.