

УДК 621.56:536.24

В.В. Клименко

Кировоградский национальный технический университет, пр. Университетский, 8, г. Кировоград, 25006

КОНВЕКТИВНЫЙ ТЕПЛООБМЕН В КРИСТАЛЛИЗАТОРАХ И ПЛАВИТЕЛЯХ ГАЗО-ГИДРАТНЫХ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ УСТАНОВОК

В статье рассмотрено конвективный теплообмен в кристаллизаторах и плавителях газогидратных технологических установок с позиций полумпирической теории турбулентного переноса. Получено обобщенные полумпирические уравнения для расчета конвективного теплообмена трехфазной системы «гидратообразующий агент- вода- газогидрат» в кристаллизаторах и плавителях в случае принудительной турбулизации потоков мешалками или барботажем.

Ключевые слова: Конвективный теплообмен – Турбулентный перенос – Диссипация энергии – Трехфазная система «гидратообразующий агент-вода-газогидрат» – Кристаллизатор – Плавитель.

In article it is considered convective heat exchange in crystallizers and melters of gas hydrate technological installations from positions semiempirical theories of turbulent transfer. It is received generalized semiempirical the equations for calculation convective heat exchange of three-phase system «hydrate the agent- water- gas hydrate» in crystallizers and melters in case of compulsory turbulization streams by mixers or barbotage.

Key words: Convective heat exchange – Semiempirical theories of turbulent transfer – Energy dissipation – Three-phase system «hydrate the agent-water-gas hydrate» – Crystallizer – Melter.

I. ВВЕДЕНИЕ

Газогидратные технологии, по сравнению с существующими, представляют возможность с большей энергоэффективностью транспортировать природный газ, разделять смеси газов и жидкостей, сжимать газы до высоких давлений, концентрировать водные растворы, производить и аккумулировать холод, утилизировать и хранить CO₂ и др. [1,2] Анализ всех классов газогидратных технологических установок показывает, что они состоят из комбинаций одних и тех же обобщенных элементов, основными из которых являются кристаллизатор и плавитель газогидратов [1,2]

Для практических расчетов величин теплообменных поверхностей кристаллизаторов и плавителей газогидратных технологических установок необходимо определять коэффициент конвективного теплообмена (теплоотдачи) трехфазной системы «гидратообразующий агент- вода- газогидрат». Точное аналитическое решение сложной краевой задачи теплопроводности для этого случая получить в настоящее время не представляется возможным. Поэтому целесообразно рассмотреть метод расчета на основе использования полумпирических моделей гидродинамики и теплообмена при направленном турбулентном движении жидкости, разработанных Прандтлем Л. и Карманом Ч. [3], развитых впоследствии Ландау Л.Д. [4], Левичем В.Г. [5], Дайслером Р. [6], Хинце И. [7], Лойцянским Л.Г. [8] и др., а для условий изотропной турбулентности – Колмогоровым А.Н. [9, 10], Кальдербанком Р. [11], Доманским И. В. и Соколовым В.Н. [12, 13] и др.

В настоящей статье на основе использования полумпирических моделей гидродинамики и теплообмена обосновываются обобщенные уравнения для расчета конвективного теплообмена трехфазных систем «гидрато- образующий агент- вода- газогидрат» в кристаллизаторах и плавителях газогидратов в случае принудительной турбулизации потоков мешалками или барботажем.

II. ОСНОВНАЯ ЧАСТЬ

Согласно модели, предложенной Прандтлем Л., в потоке жидкости существуют турбулентное ядро, описываемое с помощью теории «свободной» турбулентности, и ламинарный подслей, находящийся вблизи стенки теплообменной поверхности («двухслойная» модель) [3].

Карман Ч. расширил эту модель, дополнив ее «буферной» областью для частичного учета взаимодействия молярного и молекулярного процессов в жидкости на границе «турбулентного и ламинарного» слоев («трехслойная» модель) [3,4].

Левич В.Г. при изложении своей теории турбулентного диффузионного потока учел наличие пульсаций в пристенном слое, возникающих из-за крупномасштабных возмущений при турбулентном движении жидких сред. При этом характер пульсаций описывается только параметрами турбулентного потока, а в пристенном слое дополнительно учитывается обычные характеристики молекулярного переноса [5].

На основании вышеизложенного уравнение процесса теплопереноса можно представить в следующем виде [4, 8]:

$$q = (\lambda + \lambda_{\text{до}}) \frac{dT}{d\delta} = (\lambda + \rho \cdot \tilde{n} \cdot \varepsilon) \frac{dT}{d\delta} \quad (1)$$

где q – тепловой поток;

$\lambda, \lambda_{\text{до}}$ – коэффициенты теплопроводности обычного и турбулентного потоков;

ε – вязкость турбулентного потока;

ρ, c, T – плотность, теплоемкость и температура жидкости;

y – длина пути перемешивания.

Вводя в уравнение (4.1) универсальные переменные, Лойцянский Л.Г. привел его к виду [8]:

$$1 = \left(\frac{1}{Dr} + \frac{\varepsilon}{\nu} \right) \frac{d\mathcal{G}}{d\eta} \quad (2)$$

где $\mathcal{G} = \frac{\Delta T}{\Delta \theta}$ – безразмерная разность температур стенки и жидкости в точке, отстоящей от

стенки на расстояние y ;

$\Delta \theta = \frac{q}{\rho \tilde{n} \dot{e}_*}$ – масштаб температуры;

$\eta = \frac{\delta \dot{e}_*}{\nu}$ – безразмерное расстояние до стенки;

$\dot{e}_* = \sqrt{\tau_o / \rho}$ – динамическая скорость трения;

Dr – критерий Прандтля;

τ_o – касательное напряжение трения на стенке.

Если тепловой поток q выразить через коэффициент теплоотдачи α и интегрировать уравнение (2) по η , то получим [8]:

$$\frac{\alpha}{\lambda} \cdot \frac{\nu}{\dot{e}_*} = \frac{Dr}{\mathcal{G}} \quad (3)$$

Несмотря на то, что уравнения (1÷3) получены для плоского канала, они с достаточной для практических расчетов точностью применимы для описания течения несжимаемой жидкости в трубах [5]. При этом характер затухания турбулентных пульсаций в тонком пристенном слое, независимо от геометрии аппарата, принимается таким же, как и при течении жидкости вдоль плоской стенки. При решении задач тепломассообмена турбулентные пульсации подчиняются закономерностям: в пограничном слое $\varepsilon/\nu = (0,124 \eta)^4$ при $\eta \leq 6$; в «буферной» области $\varepsilon/\nu = (\eta / 5)^{-1}$ при $6 \leq \eta \leq 30$; в турбулентной области $\varepsilon/\nu = (\eta / 2,5)^{-1}$ при $\eta > 30$ [8].

Определить закономерности теплообмена при установившемся течении однофазной жидкости вдоль теплопередающей поверхности не вызывает трудностей, так как характеристики турбулентных пульсаций можно рассчитать через τ_o .

Однако во многих аппаратах с принудительной турбулизацией потока, например, в аппаратах с мешалками или барботажного типа, практически невозможно определить значение τ_o в пристенном слое.

Попытки установить прямую связь между подводимой к системе извне мощностью и коэффициентом теплоотдачи показывают, что интенсивность процессов переноса теплоты может быть охарактеризована величиной диссипации энергии [11].

Соколов В.Н. и Доманский И.В. [12] установили зависимость между касательным напряжением на стенке τ_o и величиной диссипации энергии E_o в пристенном слое для случая плоского течения жидкости в ламинарном подслое:

$$\frac{\tau_o}{\nu \rho} = \left(\frac{E_o}{\nu \rho} \right)^{1/2} \quad (4)$$

и получили выражение, аналогичное (3)

$$\frac{\alpha}{\lambda} \cdot \frac{\nu}{\dot{e}_*} = \frac{Pr}{\mathcal{G}_{\text{мао}}} \quad (5)$$

где $\dot{e}_* = \sqrt[4]{\frac{\dot{A}_i \nu}{\rho}}$ – динамическая скорость трения, выраженная через величину диссипации энергии E_o .

Аналогично результатам исследований [11-13] можно с большой вероятностью предположить, что в условиях, близких к изотропной турбулентности [9], когда подводимая извне мощность N рассеивается равномерно во всем объеме трехфазной системы «гидратообразующий агент-вода-газогидрат» V , значение E_o пропорционально N/V :

$$\dot{A}_i = \chi^4 E = \chi^4 \left(\frac{N}{V} \right) \quad (6)$$

где χ – коэффициент пропорциональности.

Выражение (6) позволяет конкретизировать вид уравнения для расчета конвективного теплообмена трехфазной системы «гидратообразующий агент-вода-газогидрат» в кристаллизаторах и плавителях газогидратных технологических установок, в случае принудительной турбулизации потоков мешалками или барботажом.

Уравнение конвективного теплообмена в кристаллизаторах и плавителях с мешалками

При использовании аппарата с мешалкой затраты мощности на перемешивание обычно находят из обобщенного критериального уравнения для случая работы мешалки в жидкой или двухфазной среде [14, 15]. Для геометрически подобных аппаратов можно записать:

$$\dot{A}_e = \hat{E} \cdot Ra^A \cdot Fr^B \quad (7)$$

где E_w , Re , Fr – модифицированные критерии Эйлера, Рейнольдса и Фруда для процессов перемешивания,

$$\dot{A}_e = \frac{N}{\rho_n n_i^3 d_i^5}; R_e = \frac{\rho_c n_i d_i^5}{\mu_n}; Fr = \frac{n_i^2 d_m}{g}$$

где ρ_c – плотность гидратной суспензии; n_m – частота вращения мешалки; d_m – диаметр мешалки; μ_c – динамический коэффициент вязкости; g – ускорение свободного падения; K – безразмерный коэффициент, определяемый характеристиками мешалки и кристаллизатора или плавителя [14, 15]; A , B – показатели степени.

Для турбулентного движения жидкости в аппарате с отражательными перегородками $A = 0$ и $B = 0$, а уравнение (7) принимает вид

$$N = \hat{E} \cdot \rho_n^3 \cdot n_m^3 \cdot d_m^5 \quad (8)$$

На основании наших экспериментальных данных, а также приведенных в работе [16], можно принять, что при объемном содержании кристаллов гидратов β_r до 25% водогазогидратная

суспензия в аппарате с внешним подводом энергии ведет себя, с точки зрения гидродинамики, подобно однофазной жидкости. Тогда для кристаллизатора (плавителя) с мешалкой при $\beta_r < 25\%$ с учетом уравнения (6), выражение (5) примет вид:

$$\frac{\alpha_c}{\lambda_c} \frac{v_c}{\chi^4 \sqrt{K v_c n_m^3 d_m^5 V_c^{-1}}} = \frac{Pr_c}{g_{\max}} \quad (9)$$

где c – индекс, относящийся к суспензии.

Величину максимальной безразмерной разности температур g_{\max} , соответствующей значению ΔT_{\max} , можно найти интегрированием уравнения (2):

$$g_{\max} = \int_0^{\eta_{\max}} \frac{d\eta}{\frac{1}{Pr_c} + \frac{\varepsilon_n}{v_n}} \quad (10)$$

В практических расчетах определить значение g_{\max} можно по графической зависимости вида $Pr/g_{\max} = f(\eta_{\max}, Pr)$ [13], рассчитав число Прандтля для водогазогидратной суспензии и максимальное безразмерное расстояние до теплопередающей поверхности в кристаллизаторе (плавителе):

$$Pr_c = \frac{c_c v_c}{\lambda_c} \quad (11)$$

$$\eta_{\max} = \frac{1}{2} \sqrt{\hat{E} \chi^4 n_i^3 D_{\text{кр}}^4 d_i^5 v_n^{-3}} \quad (12)$$

где λ_c , v_c , c_c – коэффициенты теплопроводности, кинематической вязкости и удельная теплоемкость суспензии; $D_{\text{кр}}$ – диаметр кристаллизатора или плавителя.

Теплофизические характеристики гидратной суспензии, входящие в уравнения (9)–(12), определяют так же, как и характеристики дисперсных систем со сплошной жидкой фазой [16]. При этом надо учитывать, что суспензия представляет собой бинарную механическую смесь гидратообразователя и воды.

Для практического использования полученного на основании полуэмпирической теории турбулентного переноса уравнения конвективного теплообмена трехфазной системы «гидратообразующий агент- вода- газогидрат» (9) в кристаллизаторах (плавителях) с мешалками необходимо экспериментально определить постоянную χ и проверить адекватность уравнения.

Уравнение конвективного теплообмена в кристаллизаторах и плавителях с перемешиванием барботажем

Предполагая, что при перемешивании барботажем совместное воздействие касательных напряжений на стенке, обусловленных течением газосуспензионного потока и пульсационных касательных напряжений, возникающих при движении газа относительно суспензии, может быть выражено через сумму соответствующих диссипаций энергии, получим выражение:

$$E_o = E'_o + E''_o \quad (13)$$

Из уравнения (4) следует:

$$E'_o = \frac{\tau_0^2}{v_c \rho_c} \quad (14)$$

где c – индекс, относящийся к суспензии.

Для барботажных колонн с нулевым расходом жидкости в работе [17] получено выражение для определения E''_o , которое в нашем случае можно представить в следующем виде:

$$E''_o = \chi^4 \rho_c g W_2 (1 - \phi)^2 \quad (15)$$

где W_2 – приведенная скорость газа; ϕ – истинное объемное газосодержание.

При течении газосуспензионного потока, учитывая направленное движение фаз, в качестве скорости газа, определяющей величину диссипации E''_o , следует принять относительную скорость [17]:

$$W_{om} = \frac{W_g}{\phi} - \frac{W_c}{1 - \phi} \quad (16)$$

где W_c – приведенная скорость суспензии.

Тогда

$$E_0' = \chi^4 \rho_c g W_{om} \varphi (1 - \varphi)^2 \quad (17)$$

где $(1 - \varphi)^2$ учитывает уменьшение проникновения турбулентных пульсаций газовыми пузырями, находящимися вблизи поверхности стенки.

Подставляя в уравнение (15) значения E_0' и E_0'' находим для случая течения газосуспензионной смеси в кристаллизаторах (плавителях):

$$E_0 = \frac{\tau_0^2}{\nu_c \rho_c} + \chi^4 \rho_c g W_{om} \varphi (1 - \varphi)^2 \quad (18)$$

С учетом зависимости (18) уравнение скорости течения примет вид:

$$u_* = \sqrt[4]{\frac{\tau_0^2}{\nu_c \rho_c} + \chi^4 \rho_c g W_{om} \varphi (1 - \varphi)^2} \quad (19)$$

Полагаем, что при течении газосуспензионных потоков в вертикальных аппаратах, по аналогии с течением жидкостей и газожидкостных смесей средняя безразмерная разность температур \mathcal{G} может быть заменена максимальной разностью температур \mathcal{G}_{max} , величина которой определяется аналогично как и для рассмотренного выше теплообмена при перемешивании потоков мешалкой.

Тогда уравнение теплоотдачи при направленном движении газосуспензионного (трехфазного) потока в вертикальном кристаллизаторе (плавителе) можно записать, с учетом приведенных выше зависимостей, следующим образом:

$$\frac{\alpha_c}{\lambda_c} \frac{\nu_c}{\sqrt[4]{\left(\frac{\tau_0}{\rho_c}\right)^2 + \chi^4 \rho_c g W_{om} \varphi (1 - \varphi)^2}} = \frac{Pr_c}{\mathcal{G}_{max}} \quad (20)$$

Это уравнение по форме не отличается от уравнения теплообмена газожидкостного (двухфазного) потока со стенкой, полученного Доманским И.В., Соколовым В.Н., Тишиным В.Б. [17], но вместо теплофизических характеристик жидкости, входящих в уравнение вышеуказанных авторов - уравнение (20) содержит теплофизические характеристики водогазгидратной суспензии.

При малых значениях скоростей водогазгидратной суспензии ($W_c < 0,6$ м/с) величина $\left(\frac{\tau_0}{\rho_c}\right)$ весьма малая и ее можно, аналогично, как и для газо жидкостных система [13], не учитывать при определении u_* . В этом случае уравнение (20) упрощается:

$$\frac{\alpha_c}{\lambda_c} \frac{\nu_c}{\chi^4 \sqrt[4]{\rho_c g W_{om} \varphi (1 - \varphi)^2}} = \frac{Pr_c}{\mathcal{G}_{max}} \quad (21)$$

Теплофизические характеристики водогазгидратной суспензии, входящие в уравнения (20) и (21), определяют так же, как и характеристики дисперсных систем со сплошной жидкой фазой [16, 18], а для расчета величины газосодержания φ можно воспользоваться зависимостями, приведенными в [13].

Для практического использования полученных на основании полуэмпирической теории турбулентного переноса уравнений конвективного теплообмена трехфазной системы «гидратообразующий агент- вода- газогидрат» (20) и (21) в барботажных кристаллизаторах (плавителях) необходимо экспериментально определить постоянную χ и проверить адекватность уравнений.

III. ВЫВОДЫ

1. Решена задача по конвективному теплообмену между стенкой и трехфазной системой «гидратообразующий агент-вода-газогидрат» на основе полуэмпирической теории турбулентного переноса и гипотезы о пропорциональности диссипации энергии в пристенном слое энергии, подводимой к системе.

2. Получены обобщенные полуэмпирические уравнения для расчета конвективного теплообмена трехфазной системы «гидратообразующий агент- вода- газогидрат» в кристаллизаторах и плавителях газогидратных технологических установок в случае принудительной турбулизации потоков мешалками или барботажем.

3. Для практического использования полученных полуэмпирических уравнений конвективного теплообмена при тепловом расчете газогидратных кристаллизаторов и плавителей с принудительной турбулизацией потоков мешалками или барботажем необходимо экспериментально определить соответствующие значения постоянной χ .

ЛИТЕРАТУРА

- Смирнов Л.Ф. О новых технологиях, использующих газогидраты / Л.Ф. Смирнов // Теор. основы хим. технол. - 1989, - т. XXIII, №.6 -С. 808—822.
- Клименко В.В. Науково-технічні основи газогідратної технології (термодинаміка та кінетика процесів, схемні рішення): автореф. дис. на здобуття наук. ступеня доктора техн. наук.: спец. 05.14.06 «Технічна теплофізика та промислова теплоенергетика» / В.В. Клименко. -К., 2012. - 40 с.
- Кутателадзе С. С. Основы теории теплообмена. / С.С. Кутателадзе. -Новосибирск: Наука, 1970.-606 с.
- Ландау Л. Д. Механика сплошных сред / Л. Д. Ландау, Е. М. Лифшиц. - М.; Гостехиздат, 1953. -788 с.
- Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика / В. Г. Левич. - М.; Физматгиз, 1959.-699 с.

6. **Diessler R.G.** Analysis of turbulent heat transfer, mass-transfer and friction in smooth tubes at high Prandtl and Schmidt numbers/ *NACA Report*, 1955, v. 1210, - P. 146–170.
7. **Хинце И.О.** Турбулентность: перевод с английского под ред. Г. Н. Абрамовича, пер. О. В. Яковлевский. – М.: Изд. физико-математической литературы, 1963. – 680 с.
8. **Лойцянский Л.Г.** Механика жидкости и газа. – 4-е изд. перераб. и доп. – М.: Изд. физико-математической литературы, 1973.—847 с.
9. **Колмогоров А.Н.** Рассеяние энергии при локально-изотропной турбулентности. – Докл. АН СССР, 1941, т. 32.- С. 19–22.
10. **Колмогоров А.Н.** Локальная структура турбулентности несжимаемой жидкости при очень больших числах Рейнольдса. – Докл. АН СССР, 1941, т. 30, № 4.- С. 299—303.
11. **Calderbank P.H., Moo-Young M.B.** The continuous phase heat and mass transfer properties of dispersious.//*Chem.Eng.Sci.*,1961, vol. 16, - P. 39-54.
12. **Соколов В.Н.** Газожидкостные реакторы/ В. Н. Соколов, И. В. Доманский. - Л.; Машиностроение, 1976.- 216 с.
13. **Соколов В.Н.** Газожидкостные реакторы/ В. Н. Соколов, И. В. Доманский. - Л.; Машиностроение, 1976.- 216 с.
14. **Стренк Ф.** Перемешивание и аппараты с мешалками (пер. с пол.) /Под ред.Щупляка И.А. – Л.: Химия, 1975. – 385 с.
15. **Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М.** Перемешивание в жидких средах: Физические основы и методы расчета. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
16. **Кофанов В.И.** Жидкостные суспензии как теплоносители/В.И.Кофанов // Энергомашинострое- ние. – 1964. - №1. – С. 56-59.
17. **Доманский И.В.** Теплообмен при движении газо-жидкостных смесей в трубах / И.В. Доманский, В.Б.Тишин, В.Н. Соколов //Журнал прикладной химии – 1969.- № 4.- С. 851-856.
18. **Гройсман А.Г.** Теплофизические свойства газовых гидратов/ А.Г. Гройсман. -Новосибирск: Наука, 1985. - 94 с.

ев конвективного теплообмена с помощью полупырической теории турбулентного переноса/ И.В. Доманский, В.Н. Соколов //Теор. основы хим. технол.- 1968, - т. 2. - С. 761–767.

Получена в редакции 16.01.2013, принята к печати 18.01.2013