УДК 621.695:622

В.И. Самуся, Е.А. Кириченко, д-ра, техн. наук, В.Е. Кириченко, С.С. Ильина, канд-ти техн. наук, А.Г. Антоненко
(Украина, Днепропетровск,ГВУЗ «Национальный горный университет»)

ЭВОЛЮЦИЯ ДВУХФАЗНЫХ МОДЕЛЕЙ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ТЕОРИИ ГЕТЕРОГЕННЫХ ТЕЧЕНИЙ

Анотація. *Розглянуто двофазні двокомпонентні аналітичні та напівемперичні диференціальні моделі різних класів, модифіковані в напрямку рішення прикладних задач гідропневмотранспорта, та адаптовані до розрахунку проектних та експлуатаційних параметрів глибоководних насосних та ерліфтних гідро підйомів. Розроблено модулі програмних інструментовок для створення програмно-алгоритмічного комплекса моделюючого робочі режими глибоководних гідро підйомів.*
Ключові слова: *гідро підйом, течія, суміш, тепломасообмін, гідродинаміка.*

Аннотация *Рассмотрены двухфазные двухкомпонентные аналитические и полуэмпирические дифференциальные модели различных классов, модифицированы в направлении решения прикладных задач гидропневмотранспорта, и адаптированы к расчету проектных и эксплуатационных параметров глубоководных насосных и эрлифтных гидроподъемов. Разработаны модули программных инструментовок для создания програмно-алгоритмического комплекса моделирующего рабочие режимы глубоководных гидроподъемов.*
Ключевые слова: *гидроподъем, течения, смесь, тепломасообмен, гидродинамика.*

Abstract *Two-phase two-component analytical and semi-empirical differential models of various classes are presented, modified in the direction of solving the applied problems of hydropneumatic transport, and adapted to the calculation of the design and operational parameters of deep-water pumping and air-lift hydraulic lifts. Modules of software tools have been developed to create a software-algorithmic complex that simulates the operating modes of deep-water hydraulic lifts.*
Key words: *Hydraulic lift, flow, mixture, heat and mass exchange, hydrodynamics*

Вступление

Гидродинамика двухфазных течений намного сложнее гидродинамики однофазной среды и поэтому развитие теории в данной области невозможно без глубокого анализа результатов экспериментальных исследований.

Развитие теории двухфазных потоков начиналось с простых аналитических моделей, оперирующих осредненными параметрами смеси. Однако простые модели не дают достаточно точного представления о процессе. В связи с этим актуальным является совершенствование простых моделей течения смеси, что в свою очередь приводит к усложнению математического аппарата.

Широкое применение в решении прикладных задач гидродинамики двухфазных смесей получили полуэмпирические методы. При этом эмпирические зависимости используются с целью замыкания исходной системы дифференциальных уравнений. Предпринятые отечественными и зарубежными исследователями многочисленные попытки разработки единой математической модели двухфазного течения в широком диапазоне изменения физических параметров смеси не увенчались успехом. Это определило необходимость изучения каждой структуры течения смеси по отдельности.

Целью данной работы является разработка программных модулей для инструментального исследования рабочих режимов глубоководных гидроподъемов с учетом специфики функционирования глубоководных насосных и эрлифтных установок в условиях значительных градиентов давления с учетом тепломассообменных, неодномерных и нестационарных процессов.

Изложение основного материала

Сделаем краткий обзор известных двухфазных моделей. Различают модели гомогенного и раздельного течений, а также модели потока дрейфа и «сплошные». В теории двухфазные смеси рассматриваются как однородная среда, обладающая средними характеристиками потока (скорость, температура, плотность, вязкость и т.д.). Используемые параметры смеси являются средневзвешенными и не соответствуют свойствам отдельных фаз. Такой простой подход позволяет описывать двухфазные течения на основании уравнений однофазной среды с использованием обычных методов гидродинамики.

Уравнение движения гомогенного одномерного стационарного течения в канале следующее:

$$\frac{dP}{dx} = -\frac{A}{S}\tau_w - \frac{W}{S}\cdot\frac{dV}{dx} - \rho_e \cdot g \cdot cos\,\theta \ . \qquad (1)$$

где P– давление; x – координата, изменяющаяся вдоль течения среды; S и A – площадь поперечного сечения и периметр канала; τ_w – касательное напряжение на стенке трубы; W – массовый расход среды; V – абсолютная скорость среды; ρ_e – плотность среды; g – ускорение силы тяжести; θ – угол продольной оси канала с вертикалью.

Гомогенное изотермическое горизонтальное течение газожидкостных смесей в прямых трубах допускает аналитическое решение. Однако в большинстве случаев решение задачи не удается получить в окончательном виде.

Ниже представлена модификация модели гомогенного стационарного течения применительно к двумерному потоку (твёрдое- жидкость), описывающая расслоение потока в трубопроводе.

$$\frac{g}{a^2}\left(\frac{\partial H}{\partial t} + u\frac{\partial H}{\partial x}\right) + \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{1}{r}\frac{\partial rV}{\partial r} = 0 \ ; \qquad (2)$$

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u\frac{\partial u}{\partial x} + v\frac{\partial u}{\partial r} = -g\frac{\partial H}{\partial x} + \frac{1}{rp}\frac{\partial r\tau}{\partial r}, \qquad (3)$$

где t – временная координата; r – расстояние от оси в радиальном направлении; u – местная продольная скорость; H – пьезометрическая составляющая; τ – напряжение при сдвиге.

Модель потока дрейфа упрощенно описывает движение отдельных фаз в потоке на основании понятий скорости смеси и относительной скорости фазы. Такой подход целесообразно использовать в случаях, когда относительное движение несущественно зависит от расходов фаз, а определяется в основном другими параметрами. Например, при пузырьковой структуре течения в вертикальных трубах большого сечения с низкими скоростями потока. В данных условиях относительное движение между фазами определяется балансом сил выталкивания пузырьков и сопротивления их движению, т.е. объемной концентрацией, а не расходами фаз.

Определим плотность потока дрейфа как плотность объемного расхода (приведенная скорость) каждой фазы(g-газ, f-жидкость, s-пульпа) через мнимую поверхность, передвигающуюся со скоростью смеси. Выразим величину плотности потока дрейфа через приведенные скорости фаз.

$$\overline{V_{gf}} = \left(1-\varphi_g\right)\cdot\overline{V_g} - \varphi_g\cdot\overline{V_f} \ ; \qquad (4)$$

С учетом $\overline{V} = \overline{V_f} + \overline{V_g}$ можно получить:

$$\overline{V_f} = \left(1-\phi_g\right)\cdot\overline{V} - \overline{V_{gf}}; \qquad (5)$$

$$\overline{V_g} = \phi_g\cdot\overline{V} + \overline{V_{gf}}. \qquad (6)$$

Из выражения (5) следует, что приведенная скорость жидкой фазы равна произведению объемной концентрации жидкости и среднеобъемной скорости смеси в сумме с приведенной скоростью дрейфа ($-\overline{V_{gf}} = \overline{V_{fg}}$). Движение газовой фазы в уравнении (6) описывается аналогично.

Для практических расчетов в нефтяной промышленности широко используются «сплошные» модели, являющиеся, по сути, разновидностью модели потока дрейфа. “Сплошные” модели оперируют параметрами смеси, осредненными по площади поперечного сечения трубы, и допускают корректный учет скольжения фаз. Их преимущество заключается в возможности эффективного использования имеющейся эмпирической информации и критериального вида представления экспериментальных данных.

Обзор основных результатов исследований двухфазного газожидкостного потка, довольно распространенного в различных областях техники, выполним, базируясь на модели переменной плотности Бэнкова и модели Мамаева. Кроме предложенного Н. Зубером для определения истинного газосодержания аналитического подхода известен иной путь решения этой задачи разработанный С. Бэнковым.

На основании анализа полученных экспериментальным путем распределений скоростей фаз и истинного газосодержания С. Бэнков установил, что указанные профили могут быть аппроксимированы следующими степенными зависимостями:

$$\frac{V}{V^{\max}} = \left(\frac{y}{R}\right)^{\frac{1}{m}}; \tag{7}$$

$$\frac{\phi_g}{\phi_g^{\max}} = \left(\frac{y}{R}\right)^{\frac{1}{n}}, \tag{8}$$

где $V^{\max}$ и $\varphi_g^{\max}$ – значения на оси трубы; y – расстояние от стенки; R – радиус трубы;φ– объемное газосодержание; «m», «n» – показатели степени для профилей соответственно скорости и локального газосодержания.

Такой подход дал С. Бэнкову основание принять гипотезу о «локальной гомогенности» потока и рассматривать течение без учета относительного движения фаз, что позволило выразить массовые расходы жидкости и газа следующими выражениями:

$$G_f = 2\cdot\pi\cdot R^2\cdot\rho_f\cdot V^{\max}\int_0^1\left(1-\frac{y}{R}\right)\left[1-\phi_g^{\max}\left(\frac{\phi_g}{\phi_g^{\max}}\right)\right]\left(\frac{\langle V\rangle}{V^{\max}}\right)d\left(\frac{y}{R}\right); \tag{9}$$

$$G_g = 2\cdot\pi\cdot R^2\cdot\rho_g\cdot V^{\max}\int_0^1\left(1-\frac{y}{R}\right)\cdot\varphi_g^{\max}\left(\frac{\varphi_g}{\varphi_g^{\max}}\right)\left(\frac{\langle V\rangle}{V^{\max}}\right)d\left(\frac{y}{R}\right). \tag{10}$$

Среднее газосодержание в поперечном сечении трубы можно вычислить следующим образом:

$$\langle\varphi_g\rangle = 2\cdot\varphi_g^{\max}\int_0^1\left(\frac{\varphi_g}{\varphi_g^{\max}}\right)\cdot\left(1-\frac{y}{R}\right)\cdot d\left(\frac{y}{R}\right). \tag{11}$$

Зависимость (11) с учетом выражений (9) и (10) принимает вид

$$\langle\varphi_g\rangle = \frac{\varphi_g^{\max}\cdot 2\cdot n^2}{(n+1)(2n+1)}. \tag{12}$$

После преобразований получаем, что:

$$\frac{1}{X} = 1-\frac{\rho_f}{\rho_g}\left(1-\frac{K}{\varphi_g}\right), \tag{13}$$

или

$$\langle\varphi_g\rangle = \frac{K}{1+\frac{\rho_f}{\rho_g}\frac{1-\varphi_M}{\varphi_M}}, \tag{14}$$

$$K = \frac{2(m+n+m\cdot n)(m+n+2m\cdot n)}{(n+1)(2n+1)(m+1)(2m+1)}, \tag{15}$$

где G – приведенный массовый расход; X – массовое газосодержание.

Формула (15) показывает, что на параметр K влияет только распределение фаз, характеризуемое соответствующими показателями степени «m» для профиля скорости и степени «n» для локального газосодержания.

Выполненные Петриком, Кудиркой и Делае экспериментальные исследования позволили установить, что показатели степени «m» и «n» могут изменяться в диапазонах 2…7 и 0,1…5, соответственно. При этом показателю K присуще изменение в значительно меньшем диапазоне – от 0,5 до 1.

С учетом предложенных предположений уравнение Бэнкова можно записать так:

$$\left\langle \varphi_g \right\rangle = K \frac{\overline{V_g}}{\overline{V_g} + \overline{V_f}} \ . \qquad (16)$$

Из уравнений (14) и (16) следует, что:

$$K = \frac{1}{C_0} \ . \qquad (17)$$

Выражение (17) свидетельствует о том, что введенный С. Бэнковым параметр K равен обратной величине параметра распределения Н. Зубера C_0.

Параметр K используется в соотношениях, отображающих взаимосвязь между истинным объемным и массовым расходным газосодержаниями. В конечном итоге учет данных зависимостей позволяет убрать одну степень свободы при замыкании системы основных уравнений гидродинамики.

Для теории раздельного течения характерно рассмотрение движения фаз с описанием их собственных свойств и скоростей. В модели используются уравнения неразрывности, движения и энергии, которые записываются для каждой фазы в отдельности. Взаимодействие фаз между собой и со стенками трубы учитывается отдельными уравнениями. Сложность модели зависит от количества содержащихся в ней уравнений. При наиболее простой постановке задачи рассматривается несоответствие только по одному из параметров фаз, а уравнение сохранения составляется для смеси в целом. В случае превышения числом переменных количества уравнений используются упрощающие предположения или вводятся корреляционные зависимости.

В теории гомогенного равновесного течения аннулируем допущение о движении фаз с одинаковой скоростью. Образующаяся при этом степень свободы может быть устранена путем введения в уравнения как объемного, так и массового газосодержаний. Тогда уравнение движения принимает вид

$$-\frac{dp}{dx} = \frac{4 \cdot \tau_w}{D_p} + G \frac{d}{dx}\left[X \cdot V_g + (1 - X) \cdot V_f\right] + \left[\varphi_g \cdot \rho_g + (1 - \varphi_g)\rho_f\right] \cdot g \cos\theta \ . \qquad (18)$$

Общий метод решения исходных уравнений состоит в использовании эмпирических зависимостей для описания касательных напряжений на стенке и объемного газосодержания смеси в функции от расходов фаз, свойств жидкости и геометрии канала. Данный подход справедлив для условий адиабатического течения с малыми градиентами давления. Однако при больших ускорениях потока он может давать значительную ошибку.

Для определения неизвестного градиента давления Мартинелли предложил использовать следующие корреляционные параметры:

$$\phi^2{}_{f_0} = \frac{\left(\frac{dp}{dx}\right)_f}{\left(\frac{dp}{dx}\right)_{f_0}} \ , \qquad \phi^2 = \frac{\left(\frac{dp}{dx}\right)_f}{\left(\frac{dp}{dx}\right)_g} \ . \qquad (19)$$

где $\left(\frac{dp}{dx}\right)_f$ и $\left(\frac{dp}{dx}\right)_{f_0}$ – потери давления на преодоление сил трения при течении в рассматриваемом канале соответственно двухфазной смеси и чистой жидкости; $\left(\frac{dp}{dx}\right)_g$ и $\left(\frac{dp}{dx}\right)_f$ – полные потери давления при течении соответственно только газовой фазы и только жидкой фазы.

Данные соотношения отображают баланс потерь давления и касательных напряжений. Расход жидкости или газа при определении градиентов давления для случаев движения отдельных фаз принимается равным расходу смеси.

Согласно предложенного Р. Мартинелли подходу действительное напряжение трения при двухфазном течении представляется как произведение значения касательного напряжения, возникающего при движении соответствующего однофазного потока, и параметра $\phi^2{}_{f0}$:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_f = \frac{(\lambda)_{f0} \cdot G^2 \cdot V_f \cdot \phi^2{}_{f0}}{2 \cdot D_p} , \tag{20}$$

где $(\lambda)_{f0}$ – коэффициент Дарси для потока жидкости; V_f – истинная скорость жидкости; D_p – диаметр трубопровода.

Величина $\phi^2{}_{f0}$ показывает, в какой степени изменение давления в двухфазной смеси отличается от изменения этого параметра в чистой жидкости. Значение ϕ^2 отображает степень приближения поведения двухфазной смеси к течению жидкости или газовой фазе.

Для нахождения параметра ϕ^2 с целью возможности его использования при решении конкретных задач были обобщены результаты экспериментальных исследований, выполненных при горизонтальном течении смеси без фазовых превращений и больших ускорений . Полученная эмпирическая зависимость часто используется для вычислений объемного газосодержания, а также потерь давления на трение даже в случаях присутствия значительных массовых и инерционных сил. Пренебрежение данными факторами приводит к постоянно увеличивающейся погрешности, что обуславливается уменьшением составляющей потерь давления на трение пропорционально другим показателям.

Корреляционное уравнение для параметра объемного газосодержания смеси следующее:

$$\varphi_g = \varphi_g(p, X) . \tag{21}$$

С принятыми допущениями уравнения типа (18) приходится решать численными методами. Рассмотрим горизонтальное газожидкостное течение в рамках раздельной модели без учета взаимодействия фаз. В данной постановке задачи предполагается, что газовая и жидкая фазы движутся в двух горизонтальных раздельных цилиндрах, суммарное поперечное сечение которых равно поперечному сечению трубы. Потери давления в каждом из воображаемых цилиндров считаем такими же, как и в реальном потоке, но обусловленными только трением и определяемыми по теории однофазного течения. Эта модель раздельного течения может быть исследована аналитически .

Приведенная ниже составная модель снарядной структуры течения, практически является новым классом исследования движения гидросмеси, где учітівается движение твердых частиц и пульповоздушной смеси. Исходное уравнение движения одиночной твердой частицы с учетом основных действующих на нее сил принимает вид (22).

$$m_h \frac{dV_h}{dt} = R_{gr} + R_a + R_c + R_{in} = \mathrm{R}_\Sigma , \tag{22}$$

тут m_h – масса твердой частицы; t – время движения частицы; R_{gr} – действующая на частицу сила тяжести; R_a – действующая на частицу сила Архимеда; R_c – сила сопротивления движению частицы; R_{in} – сила инерции; R_Σ – результирующая сил, действующих на частицу;

$$R_{gr} = -m_h \cdot g \cdot \cos\theta_p , R_a = m_e \cdot g \cdot \cos\theta_p , R_c = \frac{1}{2} S_M \cdot C_x \cdot \rho_h |W_e| W_e , R_{in} = M_{ad} \frac{dW_e}{dt} , \tag{23}$$

где m_e – масса транспортирующей среды в объеме частицы; S_M – площадь частицы по Миделю; C_x – коэффициент лобового сопротивления частицы; ρ_e – плотность транспортирующей среды; W_e – скорость движения частицы относительно транспортирующей среды; M_{ad} – присоединенная масса.

Уравнение принимает следующий вид:

$$\alpha_1 \frac{dVe}{dt} = -a_2 + a_{3i} \cdot A_i \cdot W_e^{2-n_i} , \tag{24}$$

где: показатель степени изменяется в диапазоне $1 \le 2 - n_i \le 2$.

$$a_1 = 1 + \frac{1}{2}\frac{\rho_e}{\rho_e} \; . \tag{25}$$

$$a_2 = g \cdot \cos\theta_p \left(1 - \frac{\rho_e}{\rho_h}\right) \; . \tag{26}$$

$$a_{3i} = \left(\frac{\nu_e}{d_h}\right)^{n_i} \frac{1}{2}\frac{S_M}{m_h}\rho_e = \frac{3}{4}\frac{\rho_e}{d_h \cdot \rho_h}\left(\frac{\nu_e}{d_h}\right)^{n_i} \; . \tag{27}$$

тут ν_e – кинематический коэффициент вязкости транспортирующей среды; d_h – диаметр твердой частицы. При постоянном V_e уравнение для относительной скорости движения твердой частицы

$$-a_1 \frac{dW_h}{dt} = -a_2 + a_{3i} \cdot A_i \cdot W_h^{\,2-n_i} \; . \tag{28}$$

С учетом образованных безразмерных параметров уравнение (26) принимает следующий вид:

$$\left(1 + 0{,}5\overline{\rho_e}\right)\frac{d\overline{W_h}}{d\bar{t}} = \frac{1 - \overline{\rho_e}}{E} - \frac{3}{4}\frac{\overline{\rho_e} \cdot A_i}{F^{n_i} \cdot \overline{d_h}^{\,n_i+1}}\overline{W_h}^{\,2-n_i} \; , \tag{29}$$

где i – диапазон изменения параметра Re; E и F – безразмерные комплексы; α – ускорение.

Безразмерная предельная относительная скорость движения твердой частицы определяется так:

$$\overline{W_{fni}} = \left(\frac{3}{4}\frac{\alpha_e \cdot F^{n_i}}{A_i \cdot E}\overline{d_f}^{\,n_i+1}\right)^{\frac{1}{2}-n_i} , \tag{30}$$

$$\alpha_e = \left(1 - \overline{\rho_e}\right)/\overline{\rho_e} \; . \tag{31}$$

Индексу «i» на основании параметра Re присваивается показатель соответствующего диапазона $I - IV$.

Значения A_i и n_i в пределах каждого диапазона $I - IV$ принимаются постоянными, что дает возможность для данных диапазонов получить следующие выражения безразмерной предельной относительной скорости:

$$\overline{W_{fnI}} = 0{,}0555\overline{d_h}^{\,2}\alpha_e\frac{F}{E} \; ; \tag{32}$$

$$\overline{W_{fnII}} = \overline{d_h}\left(0{,}136\alpha_e\frac{F^{1/2}}{E}\right)^{2/3} \; ; \tag{33}$$

$$\overline{W_{fnIII}} = \left(0{,}377\alpha_e\frac{F^{1/5}}{E}\overline{d_h}^{\,6/5}\right)^{5/9} \; ; \tag{34}$$

$$\overline{W_{fnIV}} = \left(1{,}212\alpha_e\frac{\overline{d_h}}{E}\right)^{1/2} \; . \tag{35}$$

Второй частью составной модели является уравнение описывающее движение пульповоздушной смеси. В рамках сделанных предположений двухскоростная однотемпературная модель “снарядной” структуры течения, описывающая одномерное установившееся изотермическое течение гидросмеси в подъемном трубопроводе глубоководного эрлифтного гидроподъема с учетом массообменных процессов, базируется на уравнениях сохранения массы газовой фазы , массы смеси и уравнении движения смеси :

$$\rho_g \cdot \varphi_g \frac{dV_g}{dx} + \rho_g \cdot V_g \frac{d\varphi_g}{dx} + V_g \cdot \varphi_g \frac{d\rho_g}{dx} = M_{s,g} \ ; \tag{36}$$

$$\rho_s \left(1-\varphi_g\right)\frac{dV_s}{dx} + \left(\rho_g \cdot V_g - \rho_s \cdot V_s\right)\frac{d\varphi_g}{dx} + \left(\rho_g \frac{dV_g}{dx} + V_g \frac{d\rho_g}{dx}\right)\varphi_g = 0 \ ; \tag{37}$$

$$\left(1-\varphi_g\right)\cdot \rho_s \cdot V_s \frac{dV_s}{dx} + \varphi_g \cdot \rho_g \cdot V_g \frac{dV_g}{dx} = -\frac{dp}{dx} - g \cdot \cos\theta_p \left[\rho_s\left(1-\varphi_g\right) + \rho_g \cdot \varphi_g\right] -$$
$$-\left(V_s - V_g\right)\left(G_s + G_g\right)\frac{d\chi}{dx} - \frac{\lambda_c}{2 \cdot D_p}\left[\varphi_g \cdot \rho_g \cdot V_g{}^2 + \left(1-\varphi_g\right)\rho_s \cdot V_s{}^2\right], \tag{38}$$

где $M_{s,g}$ – приведенная скорость фазовых переходов; ρ_i – плотность фазы; V_i – истинная скорость фазы; θ_p – угол наклона трубопровода к вертикали; χ – расходное массовое газосодержание.

В практических расчетах наибольшее распространение получили раздельные модели движения двухфазной смеси. В условиях одномерного потока при отсутствии изменения массы за счет фазовых превращений и внешних источников, уравнения неразрывности и движения для нестационарного течения можно представить так:

$$\frac{\partial}{\partial t}\left[\rho_f\left(1-\varphi_g\right)S\right] + \frac{\partial}{\partial x}\left[\rho_f\left(1-\varphi_g\right)\cdot V_f \cdot S\right] = 0 \ ; \tag{39}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}\left[\rho_g \cdot \varphi_g \cdot S\right] + \frac{\partial}{\partial x}\left[\rho_g \cdot \varphi_g \cdot V_g \cdot S\right] = 0 \ ; \tag{40}$$

$$\rho_f\left(\frac{\partial V_f}{\partial t} + V_f \frac{\partial V_f}{\partial x}\right) = b_f + f_f - \frac{\partial p}{\partial x} \ ; \tag{41}$$

$$\rho_g\left(\frac{\partial V_g}{\partial z} + V_g \frac{\partial V_g}{\partial x}\right) = b_g + f_g - \frac{\partial p}{\partial x} \ , \tag{42}$$

где V_g – истинная скорость газа; b_f и b_g – массовые силы, действующие на единицу объема соответственно жидкости и газа; f_f и f_g – параметры, учитывающие влияние остальных сил на единицу объема соответствующих фаз.

Способ определения параметров f_f и f_g зависит от условий конкретной задачи и структуры течения смеси. Например, для кольцевого потока в вертикальной трубе диаметром D уравнения движения следующие:

$$\rho_f\left(\frac{\partial V_f}{\partial t} + V_f \frac{\partial V_f}{\partial x}\right) = -\rho_f \cdot g + \frac{1}{D\left(1-\varphi_g\right)}\left(\tau_i\sqrt{\varphi_g} - \tau_w\right) - \frac{\partial p}{\partial x} \ ; \tag{43}$$

$$\rho_g\left(\frac{\partial V_g}{\partial t} + V_g \frac{\partial V_g}{\partial x}\right) = -\rho_g \cdot g - \frac{\tau_i}{D\sqrt{\varphi_g}} - \frac{\partial p}{\partial x} \ , \tag{44}$$

где τ_i – касательное напряжение на поверхности раздела фаз.

Традиционно при рассмотрении движения двухфазных потоков ограничивались равновесными потоками без учета тепломассообмена.

Ниже представлена модель описывающая межфазный теплообмен двухфазной смеси при кольцевой структуре течения.

$$\frac{d\omega_h}{dx} = \vartheta_1\left(\frac{\omega}{\omega_1} - 1\right) \ ; \tag{45}$$

$$\frac{dT_h}{dx} = \vartheta_2\left(\frac{T - T_h}{\omega_h}\right) \ ; \tag{46}$$

$$C_p T + \frac{\omega^2}{2} + W\left(C_h T_h + \frac{\omega_h{}^2}{2}\right) = E \ ; \tag{47}$$

$$\rho\omega\frac{d\omega}{dx}+\rho\omega W\frac{d\omega_h}{dx}+\frac{dp}{dx}=0, \tag{48}$$

$$\rho\omega S=m \tag{49}$$

$$p=\rho R_o T \tag{50}$$

где T – температура; υ – функция тока; ω – скорость в одномерном приближении; R_0 – газовая постоянная.

С развитием теории двухфазных течений для повышения точности результатов расчетов актуальным является учет тепломассообменных процессов в газожидкостной смеси при кольцевой структуре течения в эрлифтных установках.

Уравнения тепломассообмена двухфазной парожидкостной смеси можно записать так:

$$\frac{\partial(1-\varphi)\rho_f(V_f-w)}{\partial x}+\frac{\partial(1-\varphi)\rho_f}{\partial t}=\tilde{A}_g\ ; \tag{51}$$

$$\frac{\partial\varphi\rho_g(V_g-w)}{\partial x}+\frac{\partial\varphi\rho_g}{\partial t}=\tilde{A}_g\ ; \tag{52}$$

$$\frac{\partial(1-\varphi)\rho_f V_f(V_f-w)}{\partial x}+\frac{\partial(1-\varphi)\rho_f v_f}{\partial t}-CVM+(1-\varphi)\frac{\partial p}{\partial x}-p_i\frac{\partial\varphi}{\partial x}= \ ; \tag{53}$$
$$=(1-\varphi)p_f g\cos\theta-F_f+C_i|V_r|V_r-\tilde{A}_g v_i$$

$$\frac{\partial\phi\rho_g V_g(v_g-w)}{\partial x}+\frac{\partial\phi\rho_g V_g}{\partial t}+CVM+\phi\frac{\partial p}{\partial x}+p_i\frac{\partial\phi}{\partial x}=-C_i|V_r|V_r+\Gamma_g v_i+\phi p_f g\cos\theta-F_f;\ ; \tag{54}$$

$$\frac{\partial(1-\varphi)\rho_f e_f}{\partial t}+p\frac{\partial(1-\varphi)}{\partial t}+\frac{\partial(1-\varphi)p_f e_f(V_f-w)}{\partial x}+\frac{\partial(1-\varphi)p_f(V_f-w)}{\partial x}= \ ; \tag{55}$$
$$(1-\varphi)p_f V_f g\cos\theta+Q_{if}-\tilde{A}_g(h_f+V_f^2/2)$$

$$\frac{\partial\varphi p_g e_g(V_g-W)}{\partial x}+\frac{\partial\varphi\rho_g e_g}{\partial t}+\frac{\partial\varphi p(V_g\ \ w)}{\partial x}+p\frac{\partial\varphi}{\partial t}= , \tag{56}$$
$$\varphi p_g V_g g\cos\theta+Q_{ig}+\tilde{A}_g(h_g+V_g^2/2)$$

где e – удельная полная энергия; C_i – межфазный коэффициент сопротивления; Γ_g – скорость массообменных процессов; h – удельная энтальпия; Q_{if} – тепловой поток жидкости; Q_{ig} – тепловой поток газа.

Таким образом увеличение точности результатов расчетов связано с усложнение математического аппарата. Оценим моделеи течения двухфазной смеси. Различие скоростей и температур фаз создает взаимный обмен теплом. Часто эти процессы протекают быстро и можно сделать допущение о достижении равновесия. В этом случае наиболее удобным методом исследования является теория гомогенного течения, например, для исследования дисперсной и пузырьковой структур. А для горизонтального изотермического пузырькового течения в прямых трубах с постоянной площадью поперечного сечения без фазовых превращений эта теория позволяет получить аналитическое решение. Однако гомогенная модель становится неточной в условиях резкого увеличения скорости и изменения давления. Для описания такого течения требуется применение более точных моделей, например, основанных на теории потока дрейфа или раздельного течения.

Теория потока дрейфа широко используется при изучении пузырьковой, снарядной, пенисто-турбулентной и дисперсной структур течения газожидкостных смесей, а также взвесей твердых частиц в жидкости. Эта модель является основой для решения некоторых нестационарных задач.

В морском эрлифте возникает вертикальный поток трехфазной смеси (жидкость, газ и твердые частицы). Наличие в смеси твердой фазы существенным образом изменяет не только структуру дифференциальных уравнений, но и идеологию построения математических моделей. Численные методы можно разбить на две группы, которые можно условно назвать как методы осредненного континуума и методы разделенных фаз смеси.

Окончательный вывод о достоверности того или иного метода может быть сделан путем сравнения расчетных результатов с экспериментальными данными, полученными на современных установках. Однако «воплотить в жизнь» такие работоспособные установки невозможно без решения широкого спектра научно-исследовательских задач на этапе предпроектных исследований.

Оценочные результтаты выборочного моделирования показали, что учет неодномерности потока гидросмеси (твердое- жидкость) в насосных установках увеличивает точность результатов расчетов на 6 – 8 %, не изотермичность потока кольцевой структуры на 4 – 6%, неравновесность потока пульпы в подводящей трубе ГЕГ и нижней трубе насоса на 5 – 7%, что является новым научно-практическим достижением для эрлифтных установок.

Выводы:

1.Простые аналитические модели (гомогенная, модель потока дрейфа) мало пригодны для решения практических задач трубных течений и имеют в большей степени теоретическое значение ввиду идеализированной постановки и упрощенного механизма физических процессов.

2. Широкий класс трубных течений требует большего количества глубоководных пневмогидравлических транспортных установок (насосы, эрлифты), модели которых в основном базируются на гидравлических закономерностях одномерного двухфазного течения (жидкость-твердое, жидкость-газ) без учета неравновесных процессов, неодномерных и нестационарных эффектов. Эти допущения существенно снижают точность расчетов , а иногда противоречат физике исследуемых процессов.

3. Наиболее перспективными являются теории, развитые на базе идеологии раздельных моделей течения.

4.Для повышения точности результатов расчетов следует учитывать влияние тепломасообменных процессов, что особенно актуально для глубоководных эрлифтных гидроподъемов.

5. В заключительной стадии завершения разработки находится инструментальный программно-алгоритмический комплекс, моделирующий на базе усовершенствованного математического обеспечения проектных и эксплуатационных режимов глубоководных гидроподъемов в широком диапазоне изменения расходных параметров.

Список литературы

1. Грехем Уоллис . Одномерные двухфазные течения. / Г. Уоллис . – М.: Мир, 1972. – 440 с.
2. Гидродинамика газожидкостных смесей в трубах ./ В.А. Мамаев, Г.Э.Одишария, Н.И. Семенов, А.А. Точигин – М. :Недра, [1969]. – 208 с.
3. Кириченко Евгений.Алексеевич. Механика глубоководных гидротранспортных систем в морском горном деле: Монография /Е.А.Кириченко.- Днепропетровск : НГУ, 2009. – 344 с.
4. Mohamad S., Ghidaoui Zhao, Duncan A. Mclnnis and David H. Axworthy. A Review of Water Hammer Theory and Practice – American society of Mechanical Engineers. – Vol 58(2005), pp. 49 – 76.
5. T., Horvat A., Cerne G., Iztok P. WAHALoads-two-phase flow water hammer transients and induced loads on materials and structures of nuclear power plants. – Nuclear Energy of New Europe . – Vol 12(2003), pp.1 – 49.

Рекомендовано до друку: д-ром техн. наук, проф. Ткачовим В.В.

УДК 539.4.012

В.Д. Кирнос, канд. техн. наук, В.Я. Киба
(Украина, г. Днепр, Государственное высшее учебное заведение «Национальный горный университет», Днепр)

ОСОБЕННОСТИ КОНТРОЛЯ РАСХОДА ДВУХФАЗНЫХ СМЕСЕЙ

Анотація. *Показана необхідність постійного періодичного контролю витрати пульпи (двофазної суміші) при збагаченні корисних копалин.*

Проведено аналіз існуючих способів вимірювання витрати рідких і двофазних сумішей, які використовуються або можуть бути використані в технологічних процесах збагачення корисних копалин. Встановлено, що дані способи разом з позитивними властивостями мають ряд суттєвих недоліків.

До них можна віднести такі, як високі вартісні витрати, недостатня точність і відсутність досвіду промислового використання. Запропоновано метод вимірювання витрати двофазних сумішей, що виключає недоліки існуючих.

Ключові слова: *двофазна суміш, насос; гідротранспортна система, трубопровід, анемометр*.

Аннотация. *Показана необходимость постоянного периодичного контроля расхода пульпы (двухфазной смеси) при обогащении полезных ископаемых. Проведен анализ существующих способов измерения расхода жидких и двухфазных смесей, которые используются или могут быть использованы в технологических процессах обогащения полезных ископаемых. Установлено, что данные способы наряду с положительными свойствами имеют ряд существенных недостатков. К ним можно отнести такие,*