

6. Стернин Л.Е. Основы газодинамики двухфазных течений в соплах. — М., Машиностроение, 1974.
7. Глазунов А.А., Рычков А.Д. // Изв. АН СССР. МЖГ. — 1977. — № 6. — С. 86–91.
8. Henderson C.B. // AIAA Journal. — 1976. — V.14. — № 6. — P. 707–708.
9. MacCormack R.W. // AIAA Paper. — 1969. — № 69. — P. 354–356.

*The iteration method for calculation of stationary one-dimensional flow in the Laval nozzle is proposed. Gas in the nozzle accelerates from subsonic to supersonic speed. The calculations for two-phase flow have shown good agreement with the result, obtained by the pseudotransient method. The iterations number of the offered method less by order the pseudotransient method*

УДК (519.9+518.5):532

## МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕЧЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ УГЛЕВОДОРОДНОЙ ЖИДКОСТИ В ТРУБОПРОВОДАХ

В.В. ЖОЛОБОВ, Е.И. ТАРНОВСКИЙ

*Представлена теоретическая модель описывающая напорное и безнапорное течение многокомпонентной углеводородной жидкости в трубопроводах. Модель в рамках единого подхода позволяет рассматривать переходные процессы при произвольном содержании паровой фазы (от чистой жидкости до чистого пара — возникновение и схлопывание паровых полостей). На её основе проведено численное моделирование процесса движения смеси для заданного профиля трубопровода. Показано, что формируемая структура нестационарного течения существенным образом определяется исходным составом смеси и профилем трубопровода.*

Для теоретического исследования течения в трубах, как правило, используются модели механики сплошных сред. Физические законы сохранения, примененные к элементарному объему движущегося флюида, приводят к определяющей системе дифференциальных уравнений, гибкость которой обеспечивается введением ряда параметров, идентифицируемых в последствии по эмпирической информации. Неустановившиеся напорные и безнапорные течения в гидравлическом приближении описываются системами дифференциальных уравнений в частных производных гиперболического типа [1]. Уравнения в частных производных этого типа достаточно хорошо изучены и разработан ряд эффективных численных методов для их решения. Привлекательной стороной такого подхода является универсальность и возможность адаптации к реальным условиям. В случае существенного изменения давления при стационарном течении углеводородных смесей и при неустановившихся процессах могут возникать фазовые переходы, приводящие к образованию паровых объемов различного масштаба (от изолированных пузырьков в объеме жидкости до протяженных участков с неполным заполнением поперечного сечения трубы). Аналогичная ситуация возникает при движении парогазожидкостных смесей. Полости могут исчезать (схлопываться) в том случае, если они заполнены только паровыми компонентами углеводородной жидкости. Различие в механизмах выделения и растворения газовых компонентов приводит к тому, что для растворения газовых компонентов необходимо значительно больше времени. При этом реализуются режимы течения с неполным заполнением трубы при давлениях существенно превышающих давление насыщенных паров жидкости. Для прогнозирования процессов, происходящих при транспортировке углеводородов в этом случае уже необходимо знать неравновесный компонентный состав фаз. Первичный компонентный состав газопаровой фазы зависит от компонентного состава жидкости и может быть определен путем рассмотрения фазового равновесия нефти как многокомпонентной углеводородной смеси. Последующее трансформирование компонентного состава газопаровой фазы необходимо рассматривать в рамках неравновесной схемы фазовых переходов, учитывающей предысторию процесса. Одним из важных этапов построения математической модели, описывающей движение многокомпонентной смеси, является конкретизация функций, задающих интенсивность межфазного переноса компонентов.

Применение принципов термодинамики необратимых процессов [2] позволяет получать феноменологические линейные соотношения для кинетики фазовых переходов [3]. При этом коэффициенты, входящие в эти соотношения, зависят от свойств фаз, структуры смеси, геометрии области движения и определяются из эксперимента или детального анализа микродвижений в окрестности поверхностей фазового перехода. Молекулярно-кинетический анализ процессов уноса и осаждения молекул пара на единицу площади межфазной границы приводит к формуле Герца-Кнудсена-Ленгмюра [4,5,6] для предельной скорости фазовых превращений. Использование этого уравнения в инженерных целях требует знания коэффициента аккомодации для составляющих углеводородную смесь компонентов. Относительно этого коэффициента не только не существует теории пригодной для предсказания его величины, но и отсутствуют простые способы ее экспериментального определения. Имеющиеся в настоящее время данные о коэффициенте аккомодации для различных веществ очень противоречивы. В связи с этим имеет смысл рассмотрение упрощенной квазиравновесной схемы на межфазной границе, предполагающей, что несмотря на неравновесность в объеме фаз, на самой границе выполняются условия термодинамического равновесия. Дальнейшим упрощением является принятие более сильного допущения в виде квазиравновесной схемы в объеме непрерывных фаз, предполагающей

выполнение условий термодинамического равновесия в объеме смеси одной из фаз с каплями или пузырьками другой. Это упрощение предполагает, что сначала каждая из фаз автономно подстраивается к изменению внешних условий, "быстро" трансформируя свой компонентный состав в направлении локального термодинамического равновесия внутри занимаемого ею объема. На втором (существенно более длительном) этапе устанавливается истинное термодинамическое равновесие между сосуществующими фазами. В реальных условиях транспортировки истинное фазовое равновесие недостижимо. Кинетика межфазного массообмена в элементарном объеме определяется микроскопическими движениями компонентов смеси и структурой межфазной границы. Можно ожидать, что эти движения описываются соответствующим решением уравнений многокомпонентной диффузии. В простейших случаях это можно осуществить лишь при условии правильного задания граничных условий. Учитывая сложную форму межфазных границ смеси в реальной углеводородной смеси, которую практически невозможно описать в математическом виде, не удастся решить и задачу определения интенсивности межфазного массообмена каким-либо точным на микро уровне способом. В данной работе в качестве упрощения полагается, что доминирующими факторами, определяющими интенсивность массообмена  $i \rightarrow j$ , являются скорости образования промежуточной фазы  $i \rightarrow j^*$  в дисперсном виде и скорости перехода её в непрерывную форму  $i^* \rightarrow j$  (осаждение капель, слияние пузырьков). По сравнению с характерным временем процесса движения, временем образования и расслоения промежуточных фаз можно пренебречь и принять макроскопически изотермическую и локально равновесную по фазовому переходу  $i \rightarrow j^*$  модель течения смеси газа, паров и капель жидкости. Интенсивность массообмена между непрерывной и дискретной формой определяет в этом случае эффективную скорость массообмена для модели раздельного движения фаз. Принимая гравитационный механизм осаждения (всплытия) капель (пузырьков), введем характерные времена  $\theta$ , процесса объединения дисперсной и непрерывной частей фаз. Предполагая, что в момент времени  $t$  в объеме непрерывных частей фаз существуют только те дисперсные включения, которые образовались во временном промежутке  $t - \theta$ , получим следующие соотношения для интенсивностей межфазного массообмена:

$$G_{ij} = \chi \left( a_i \rho_i^0 V_{ij} - a_j \rho_j^0 V_{ji} \right) \quad (1)$$

где  $V_{ij}$  – вертикальная скорость движения дисперсных включений от  $j$ -ой фазы к  $i$ -ой фазе, которая определяется следующими обыкновенными дифференциальными уравнениями:

$$V_{ij} \frac{dV_{ij}}{dt} = (-1)^i \left( \frac{\rho_j^0}{\rho_i^0} - 1 \right) g - C_{xj} \frac{V_{ij}^2 \rho_j^0 i}{d_{ij} \rho_i^0}, \quad (i \neq j = 0, 1),$$

$\chi$  – длина линии контакта непрерывных фаз;  $\alpha_0$  – объемная концентрация пузырьков пара в жидкости;  $\alpha_1$  – объемная концентрация капель в газопаровой фазе;  $\rho_i^0$  – истинная плотность соответствующей фазы в непрерывной форме.

Решение последнего уравнения должно быть найдено на промежутке  $[t - \theta, t]$ .

Следуя работе [7] предполагается, что в трубопроводе имеются напорные участки, заполненные жидкостью целиком, а также участки, заполненные лишь частично, давление на которых равно давлению в парогазовой фазе. В отличие от работы [7] рассматривается случай, когда давление в парогазовой фазе может отличаться от давления насыщенных паров жидкости. Ограничимся рассмотрением изотермических течений вязкой сжимаемой жидкости. Систему уравнений для средних гидродинамических величин, выражающую баланс закона сохранения массы и количества движения фаз, можно представить следующим образом [1]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho_i F_i + \frac{\partial}{\partial x} \rho_i u_i F_i &= \chi \left( a_i \rho_i^0 V_{ij} - a_j \rho_j^0 V_{ji} \right), \quad \rho_i = (1 - a_j) \rho_i^0, \quad (i \neq j = 0, 1), \\ \frac{\partial}{\partial t} \rho_i u_i F_i + \frac{\partial}{\partial x} F_i \beta_i \rho_i u_i^2 &= -F_i \frac{\partial \pi}{\partial x} c_{pi} + (\pi_{\chi_i} - \pi_{c_{pi}}) \frac{\partial F_i}{\partial x} - \\ &- \int \tau_{oi} d\chi_i + \chi \left( a_i \rho_i^0 V_{ij} u_j - a_j \rho_j^0 V_{ji} u_i \right), \quad \pi_i = p + \rho_i g z_i, \end{aligned} \quad (2)$$

здесь  $\rho_i$  – средняя по сечению кажущаяся плотность  $i$ -ой фазы (включающей дисперсную часть  $j$ -ой фазы – газопаровая фаза с каплями жидкости или жидкая фаза с пузырьками пара);  $F_i$  – часть поперечного сечения трубы, занятая соответствующей фазой ( $i$ -ой фазой в непрерывной форме, включая дисперсную часть  $j$ -ой фазы);  $u_i$  – средняя по поперечному сечению трубы скорость  $i$ -ой фазы;  $\beta_i$  – коэффициент, характеризующий поправку на количество движения потока жидкости, которая протекает в единицу времени через поперечное сечение с площадью  $F_i$ , вследствие неравномерности распределения скорости и плотности по сечению ( $\beta_i = 1$  в случае идеальной жидкости, при турбулентном движении  $\beta_i = 1,03 \div 1,1$  при неустановившемся движении  $\beta_i$  будет переменной величиной зависящей от характера распределения скоростей в сечениях трубы);  $z_i$  – расстояние по вертикали вверх от некоторой горизонтальной плос-

кости до данной точки  $i$ -ой фазы;  $\pi_i$  – среднее значение величины  $\pi$  по периметру сечения соответствующего потока;  $\tau_{0i}$  – величина силы трения, действующая на единицу площади боковой поверхности трубы;  $p$  – давление, которое предполагается одинаковым на границе раздела обеих фаз;  $\chi_i$  – периметр сечения потока  $i$ -ой фазы.

Замыкание системы (2) может быть проведено с помощью соотношений, приведенных в работе [8]. В дополнение к указанной работе рассмотрим вариант с вертикальным расположением трубы, когда реализуется кольцевое движение двухфазной газожидкостной смеси. В этом случае соотношения для объемной концентрации и смоченного периметра принимают вид

$$L_1 = 2\pi R, \quad S_0 = \frac{F_0}{F_0 + F_1}, \quad F_0 + F_1 = F = \pi R^2, \quad L_0 = 0, \quad zg = -x. \quad (3)$$

Следует отметить, что для данного случая возможно также и использование соотношений работы [8] при  $zg = -x$ . Раздельное кольцевое движение в вертикальных трубопроводах может реализоваться только в специально организованных случаях движения газопаровых смесей. Наиболее вероятным в этом случае является дисперсно-кольцевой режим течения с совместным движением фаз. Учитывая большие диаметры трубопроводов можно считать, что на вертикальных участках реализуется совместное (одно или двухскоростное) движение фаз с возможной инверсией несущей фазы в процессе движения.

Аналогичная ситуация имеет место и на горизонтальных участках при больших объемных содержаниях одной из фаз, когда невозможно одновременное присутствие обеих фаз в непрерывной форме. В этом случае используется односкоростной вариант совместного движения фаз. Распад разрыва модифицируется путем дополнения соответствующими конфигурациями, позволяющими рассматривать взаимодействие областей с раздельным и совместным движением паргазожидкостной смеси.

Сила трения, действующая на единицу площади боковой поверхности трубы, может быть представлена следующим образом:

$$\tau_{0i} = \frac{1}{8} \rho_i u_i^2 \lambda_i \left( Re_i, \varepsilon_i, \frac{F_i}{L_i^2} \right), \quad (4)$$

$$\text{где } Re_i = \frac{\rho_i u_i 4r_{\Gamma i}}{\mu_i}, \quad \varepsilon_i = \frac{e}{2r_{\Gamma i}}.$$

Здесь  $\varepsilon_i$  – относительная шероховатость,  $e$  – средний размер выступов шероховатостей.

Для замыкания системы основной системы уравнений воспользуемся уравнениями состояния фаз и индивидуальных компонентов. Кроме этого положим, что объемные концентрации дисперсных включений равны их мольным долям при локальном термодинамическом равновесии фаз. Определение составов и количественного соотношения равно-весных паровой и жидкой фаз (при заданном давлении, температуре и общем составе смеси) осуществляется на основе классических положений термодинамики фазового равновесия многокомпонентных смесей неоднократно рассмотренных в соответствующей литературе.

В настоящее время в качестве уравнений состояния углеводородных смесей широко используются уравнения состояния вандерваальсовского типа. Наиболее удачные из большого количества имеющихся модификаций обсуждаются в [9, 10]. В данной работе используется уравнение Пенга-Робинсона [11], имеющее для индивидуального вещества следующий вид:

$$p = \frac{R^* T}{(v-b)} - \frac{a}{v(v+b) + b(v-b)}; \quad (5)$$

$$a = a_c a_{(T)}; \quad a_c = \frac{0,4572 R^{*2} T_c^2}{p_c}; \quad b = \frac{0,073 R^* T_c}{p_c}; \quad a_{(T)} = \left\{ 1 + m \left[ 1 - \left( \frac{T}{T_c} \right)^{0.5} \right] \right\}^2;$$

$$m = 0,37464 + 1,54226 \varpi - 0,26992 \varpi^2; \quad \varpi = \frac{0,424 T_k \lg(10,2 p_c)}{(1 - T_k)} - 0,994; \quad T_k = \frac{T_b}{T_c}.$$

где  $T$  – абсолютная температура, К;  $v$  – мольный объем, м<sup>3</sup>/моль;  $R^*$  – универсальная газовая постоянная;  $\omega$  – ацентрический фактор;  $T_b$  – температура кипения; индекс (с) приписывается параметрам в критической точке.

Для расчета смесей применяются комбинационные правила:

$$b_m = \sum \eta_k b_k; \quad a_m = \sum \sum \eta_k \eta_n a_{kn}; \quad a_{kn} = (1 - c_{kn})(a_k a_n)^{0.5},$$

где  $\eta_k$  – условное обозначение мольной доли  $k$ -го компонента парогазовой или жидкой фазы;  $c_{kn}$  – коэффициенты парного взаимодействия, значения которых для ряда индивидуальных углеводородов приведены в работе [11].

Выражение для летучести  $k$ -го компонента, необходимое для записи условий равновесия, имеет вид [10]:

$$\ln f_k = \ln(\eta_k p) - \ln(z - B) + \frac{b_k(z-1)}{b_k} - A \left[ 2 \sum \frac{\eta_k (1 - c_{kn})(a_k a_n)^{0.5}}{a_m} - \frac{b_k}{b_m} \right] \ln \left\{ \frac{z - 2.41B}{z - 0.41B} \right\},$$

$$A = \frac{a_m p}{R^* 2 T^2}; \quad B = \frac{b_m p}{R^* T}, \quad (k \neq n = 1, 2, \dots, N), \quad (6)$$

здесь суммирование ведется по числу компонентов  $N$ .

Коэффициент сжимаемости  $z$  определяется из кубического уравнения:

$$z^3 - (1 - B)z^2 + (A - 3B^2 - 2B)z - (AB - B^2 - B^3) = 0.$$

При рассмотрении парогазовой фазы смеси выбирается максимальный действительный корень, а при рассмотрении жидкой фазы – минимальный действительный корень. Из условий термодинамического равновесия, материального баланса между фазами и нормировки следует замкнутая система уравнений для расчета локального равновесного состава фаз:

$$f_{ki}^0 = f_{ki}^1, \quad \eta_{k1} = y_{k1} a_1 + (1 - a_1) x_{k1}, \quad \eta_{k2} = y_{k2} (1 - a_2) + a_2 x_{k2}, \quad \sum x_{ki} = 1, \quad \sum y_{ki} = 1,$$

здесь  $f_{ki}^0, f_{ki}^1$  – летучести  $k$ -го компонента в равновесной парогазожидкостной смеси с капельной и пузырьковой структурой соответственно;  $x_{ki}, y_{ki}, \eta_{ki}$  – мольные доли  $k$ -го компонента  $i$ -ой фазы в газопаровой, жидкой составляющей фаз и смеси непрерывных и дисперсных составляющих соответственно;  $a_i$  – мольные доли общего количества вещества  $i$ -ой фазы в непрерывной форме;  $\Sigma$  – суммирование по индексу  $k$ . Текущая величина  $\eta_{ki}$  вычисляется с помощью массовых концентраций  $C_{ki}$ , определяемых из уравнений сохранения массы компонент

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho_i C_{ki} F_i + \frac{\partial}{\partial x} \rho_i u_i C_{ki} F_i = (-1)^i \chi \left( a_1 \rho_1^0 V_1 \frac{x_{k2} M_{k2}}{M_1} - a_2 \rho_2^0 V_2 \frac{y_{k1} M_{k1}}{M_2} \right), \quad (7)$$

здесь  $M_{ki}$  – молекулярный вес компонентов  $i$ -ой фазы;  $M_i$  – молекулярный вес вещества дисперсных включений соответствующей фазы. При записи зависимостей (7) принято, что объемное содержание фаз в дисперсной форме равно их текущей молярной концентрации в соответствующей несущей фазе.

Коэффициент динамической вязкости фаз  $\mu$ , газовых и жидких углеводородных смесей, входящее в (4), с учетом введенных ранее обозначений, рассчитывается с помощью соотношений приведенных в [12]:

$$\mu_i = \mu_{0i} + 1.08 \cdot 10^{-4} [\exp(1.439 \rho_{npi}) - \exp(-1.111 \rho_{npi}^{1.858})] \xi_i$$

где  $\mu_{0i}$  – коэффициент динамической вязкости при атмосферном давлении и температуре  $\mu_{0i} = 3.4 \cdot 10^{-4} T_{npi}^{8/9}$ ;  $\rho_{npi}$  – приведенная плотность и температура;

$$\rho_{npi} = \frac{\rho_i}{\rho_{nkpri}}, \quad T_{npi} = \frac{T_i}{T_{nkpri}}, \quad \xi_i = \frac{M_i^{0.5} \rho_{nkpri}^{2/3}}{T_{nkpri}^{1/6}}, \quad \rho_{nkpri} = \frac{1}{\sum_{j=1}^N \eta_j V_{cpij}}, \quad T_{nkpri} = \sum_{j=1}^N \eta_j T_{cpij},$$

$$\rho_{nkpri} = R^* z_{nkpri} T_{nkpri} / V_{nkpri}, \quad z_{nkpri} = \sum_{j=1}^N \eta_j z_{ij}, \quad M_i = \sum_{j=1}^N \eta_j M_j.$$

Зависимость площади сечения трубы от давления для упругого материала стенок, подчиняющегося закону Гука, выражается следующим соотношением:

$$F = F_0 \left( 1 + \frac{D_y (p - p_0)}{\delta E} \right),$$

где  $D_p$  – внутренний диаметр трубы;  $\delta$  – толщина стенки трубы;  $E$  – модуль упругости материала стенок трубы;  $F_0$  – площадь поперечного сечения трубы при отсутствии избыточного внутреннего давления.

Далее будем полагать, что до момента времени  $\tau = 0$  движение отсутствовало или было стационарным. По отношению к массовому расходу  $Q$  и давлению  $p$  имеем следующие начальные условия:  $t = 0, \bar{Q} = Q - Q_0 = 0, \bar{p} = p - p_0$ .

Граничные условия для рассматриваемых течений весьма разнообразны и зависят от вида возмущений на границах течения. Вопрос постановки граничных условий целесообразно рассматривать при решении конкретной задачи.

Для численного расчета течений нефти или нефтепродуктов как на полностью заполненных участках трубопровода, так и на заполненных лишь частично используется аналог метода распада произвольного разрыва С.К.Годунова [14]. Рассматривая метод распада разрыва как формальную процедуру, приводящую к устойчивой разностной схеме, разностные уравнения для системы (2,5,7) представляются в виде, аналогичном случаю идеального газа. "Большие" значения определяются из условий распада произвольного разрыва в предположении отсутствия силы трения. Распадные значения для каждой из фаз в отдельности определяются из распада разрыва в идеальном газе, аппроксимирующем соотношения (7). При этом используется не истинная плотность фаз, а кажущаяся плотность, учитывающая наличие дисперсных включений. Уравнения для определения параметров на границах ячеек в этом случае совпадают с уравнениями для расчета распада разрыва в равновесном запыленном газе [15]. Особенность заключается в определении величин на границе расчетной ячейки. Для жидкой фазы оказывается эффективным использование направленной схемы [15] типа

$$(F_2)_{n+1} = \begin{cases} (F_2)_{n+0.5} & (U_2)_{n+0.5} + (U_2)_{n+1.5} \geq 0; \\ (F_2)_{n+1.5} & (U_2)_{n+0.5} + (U_2)_{n+1.5} \leq 0. \end{cases}$$

Для газопаровой фазы считается, что распадные значения устанавливаются в минимальном проходном сечении  $(F_1)_{n+1} = \min\{(F_1)_{n+0.5}, (F_1)_{n+1.5}\}$ .

Выбор шага по времени осуществляется таким образом, чтобы ни в каком месте разностной сетки не успевало произойти взаимодействие волн, образующихся в результате распада разрыва на границах соседних ячеек.

Таким образом, задача о движении многокомпонентной углеводородной жидкости при нестационарных режимах трубопроводной транспортировки в математическом плане сводится к решению системы уравнений (2,5,7) с соответствующими начальными и граничными условиями. При этом, в отличие от [7], нет необходимости вводить различные системы уравнений для описания движения на напорных и безнапорных участках.

Численный расчет движения многокомпонентной углеводородной смеси в трубопроводе ( $T=293K^0$ ), состоящей из модельного состава представленного в табл. 1, проводился при следующих начальных и граничных условиях: в момент времени движение отсутствовало и внутреннее давление в трубопроводе  $p = 0.2$  МПа.

вариант 1:  $x=0 \quad p=0.8$  МПа;  
 $x=L \quad p=0.2$  МПа,

соответствует поступлению углеводородной смеси в сечении  $x=0$  истечению при  $x=L$  (аналог запуска остановленного трубопровода).

вариант 2:  $x=0 \quad p=0.8$  МПа;  
 $x=L \quad p=0.8$  МПа,

соответствует поступлению углеводородной смеси на  $x=0$  и  $x=L$ .

Для данной смеси фазовое равновесие, в рассматриваемом диапазоне изменения давления, достигается в соответствии с графиком представленном на рис. 1.

Для всех расчетов профиль трубопровода  $D=1$ м., общей длины  $L=40000$ м., выбирался с геодезическими координатами представленными на рис. 2. Результаты численного расчета параметров течения изображенных на рис. 2–6 соответствуют: левый – варианту 1, правый – варианту 2. Приводятся результаты расчета для начального этапа процесса  $0 < t < 150$ с., через  $\Delta t = 10$ с.

Таблица 1

Компоненты	$\eta_k$
CH <sub>4</sub>	0.08
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0482
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0293
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.3884
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0.1323
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0.2252
H <sub>2</sub> S	0.0966

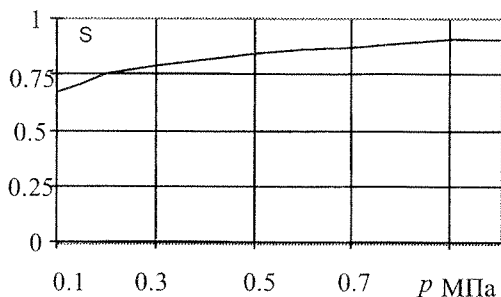


Рис. 1. Зависимость объемного содержания жидкой фазы смеси от давления

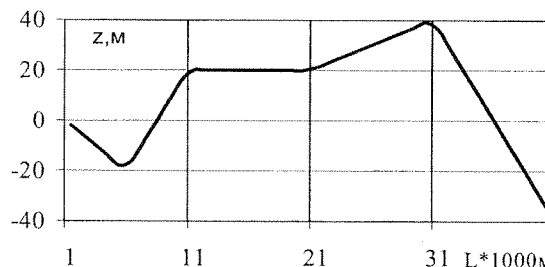


Рис. 2. Расчетный профиль трассы трубопровода

На рис. 3. приведены результаты расчета распределения фазового давления вдоль оси трубопровода. Влияние перепада высот на нисходящих и восходящих участках трубопровода, сказывается незначительно на начальной стадии процесса. Низкочастотных пульсаций давления для рассмотренной (сформированной) парожидкостной структуры потока не отмечается.

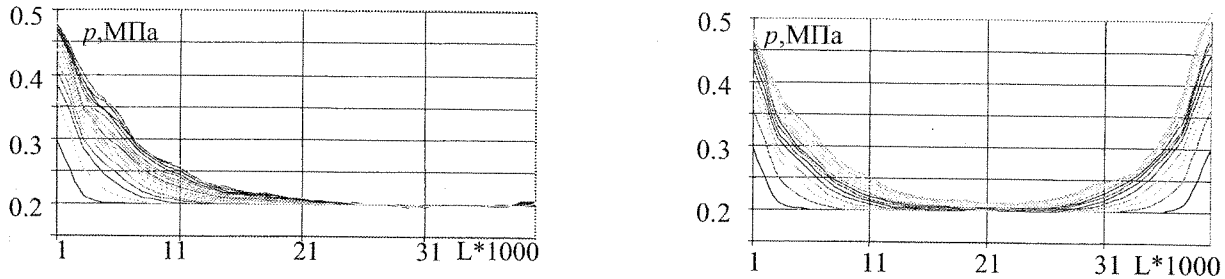


Рис. 3. Зависимость изменения давления  $p(t)$  по длине трубопровода

На рис. 4, 5 приведены результаты расчета распределения скорости течения паровой и жидкой фазы по длине трубопровода. Увеличение скорости относительного движения потока паровой фазы приводит к появлению в жидкой фазе волн, амплитуда которых возрастает вместе с ростом относительной скорости паровой фазы, находясь при этом в противофазе. При некоторой достаточно большой амплитуде, вследствие наличия относительной скорости фаз, происходит сдвиг волны и ее деформирование. Отмечается наличие добавочных колебаний в параметрах характеризующих паровую фазу. Спектр пульсаций скорости газовой фазы показывает на присутствие дополнительных напряжений в потоке. Генерация этих напряжений связана с пульсацией границы раздела жидкой и паровой фазы в трубопроводе, происходящих за счет выделения дисперсных включений, когда пузырьки газа акклюдируются в жидкости. Появление дисперсной фазы (формируется поток в виде суспензии) приводит к увеличению эффективной вязкости жидкой фазы и, следовательно, к возрастанию потерь напора. Выделение капель жидкости в газовом потоке не происходит. Для изменения скорости газовой фазы характерно присутствие периодических составляющих на линейных участках трубопровода.

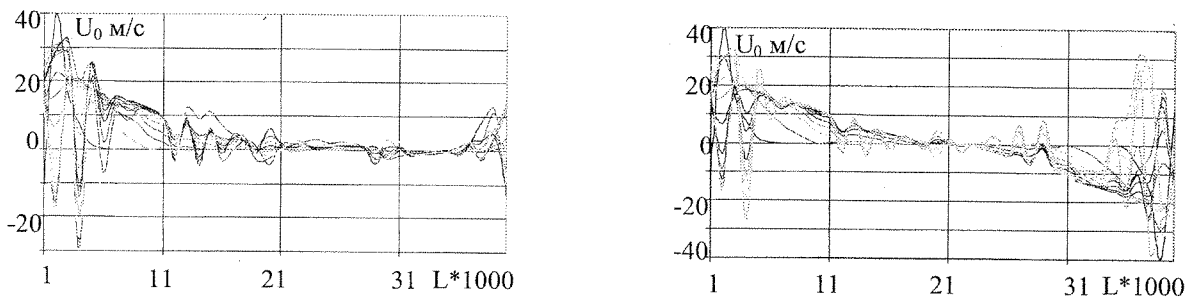


Рис. 4. Динамика распределения скорости течения паровой фазы по длине трубопровода

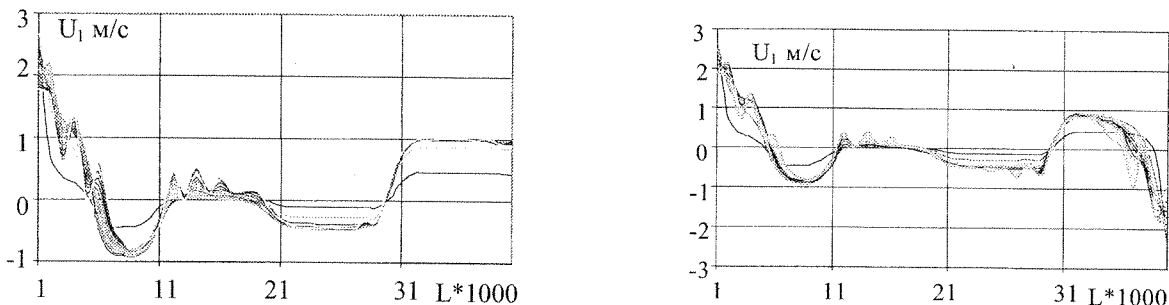


Рис. 5. Динамика распределения скорости течения жидкой фазы по длине трубопровода

Ориентация трубопровода в пространстве, даже при незначительном изменении геодезических координат профиля, существенно влияет на структуру течения обеих фаз. Жидкая фаза, на стадии формирования структуры течения на участках подъема под действием гравитационных сил, формирует противоточное движение, которое приводит к перестройке структуры течения газожидкостной системы. Объемное содержание жидкой фазы (рис. 6) увеличивается на участках трубопровода, где скорость течения достигает локального максимума.

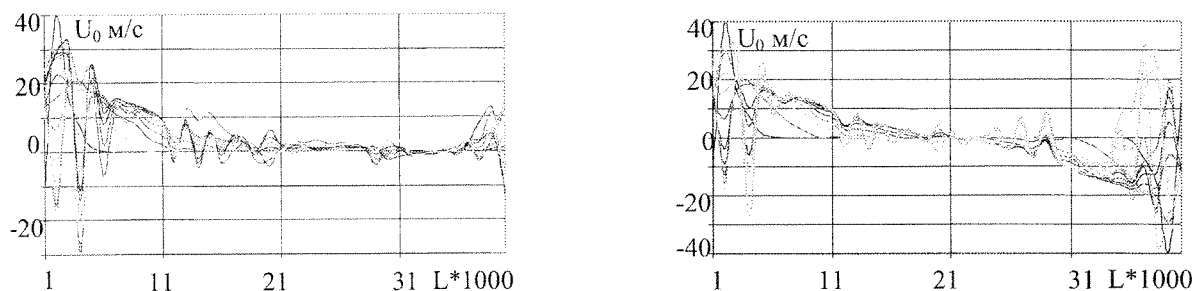


Рис. 6. Распределение объемного содержания жидкой фазы по длине трубопровода

Отметим в заключение, что в результате численного эксперимента выявлены основные закономерности течения многокомпонентной углеводородной смеси в трубопроводе определенного профиля. Показана возможность, в рамках единой расчетной схемы, проводить численное моделирование переходных процессов реализуемых при напорных и безнапорных течениях.

#### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Гинзбург И.П. Прикладная гидрогазодинамика. — Л.: Изд. Ленинград. ун-та, 1958. — 337 с.
2. Базаров И.П. Термодинамика. — М.: Высшая школа, 1983. — 344 с.
3. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. ч.1. — М.: Наука. гл. ред. физ.-мат. лит., 1987. 464 с.
4. Hertz Н. Über die Verdunstung der Flüssigkeiten, insbesondere des Quecksilbers, im luftleeren Raume. Der Physik und Chemie, 1882, Bd. 17, 177.
5. Knudsen M. Die maximale verdampfungsgeschwindigkeit des Quecksilbers. — Annalen der Physik, 1915, Bd. 47, № 13.
6. Langmuir I. The Dissociation of Hydrogen into atoms. The Journal of the American Chemical Society, 1915, vol. 37, № 3.
7. Агавин А.А., Карасевич А.М., Сухарев М.Г. и др. Трубопроводные системы энергетики: модели, приложения, информационные технологии. — М.: ГУП Из-во "Нефть и газ" РГУ Нефти и газа им. И.М. Губкина, 2000. — 320 с.
8. Жолобов В.В., Тарновский Е.И. Моделирование неустановившихся течений углеводородных смесей в трубопроводах. // Вестник ТГПУ. Серия естественные и точные науки. Вып. 2. Томск, 2002. — С.32–39.
9. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. — Л.: Химия, 1982. — 592 с.
10. Баталин О.Ю., Брусиловский А.И., Захаров М.Ю. Фазовые равновесия в системах природных углеводородов. — М.: Недра, 1992. — 271 с.
11. Peng D.Y., Robinson D.B. A new two-constant equation of State // Ind. Eng. Chem. Fundam. 1976. Vol. 15, № 1, P. 59–64.
12. Dian D.E., Stiel L.I. The viscosity of nonpolar gas mixtures at moderate and high pressure // AIChE J. — 1965. — Vol. 11, № 3. — P. 526–532.
13. Ely J.F. and Hanley H.J.M. A Computer Program for the Prediction of Viscosity and Thermal Conductivity in Hydrocarbon Mixtures, NBS Technical Note 1039.
14. Годунов С.К. Разностный метод численного расчета разрывных решений гидродинамики // Математический сборник, 1959. т. 47. № 3. — С. 271–306.
15. Матвеев С.К. Некоторые аспекты применения метода Годунова к решению нестационарных задач газовой динамики // Ученые записки Ленинград. университета. Сер. Газодинамика и теплообмен, 1977. № 5. — С. 42–54.

## MODELLING OF MULTICOMPONENT HYDROCARBONIC LIQUID CURRENT IN PIPELINES

JOLOBOV V.V., TARNOVSKI E.I

*The presented theoretical model describes pressure head and free-flow current of multicomponent hydrocarbonic liquid in pipelines. The model within the common framework allows to examine the transients with any steam phase contents (from pure liquid up to pure pair — occurrence and collapse of steam cavities). On this basis, quantitative modelling of the mixture movement process for the given type of pipeline is carried out. It shows that the formed structure of transitional current is significantly defined by an initial composition of the mixture and a type of the pipeline.*