

Нефтегазовое дело. 2023. Т. 21, № 6. С. 88-95. ISSN 2073-0128 (print)

Petroleum Engineering. 2023. Vol. 21. No. 6. P. 88-95. ISSN 2073-0128 (print)

Научная статья

УДК 532.529.6

DOI: 10.17122/ngdelo-2023-6-88-95

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ МЕТОДОВ РАСЧЕТА ГАЗОЖИДКОСТНОЙ ПРОБКОВОЙ СТРУКТУРЫ ТЕЧЕНИЯ В ПРОМЫСЛОВЫХ ТРУБОПРОВОДАХ

Валерий Германович Михайлов¹, Александр Андреевич Пашали²

¹ООО «РН-БашНИПИНефть» (ОГ ПАО «НК «Роснефть»), Уфа, Россия

²ПАО «НК «Роснефть», Москва, Россия

Автор, ответственный за переписку

Валерий Германович Михайлов, MikhaylovVG@bnipi.rosneft.ru

Аннотация. Для расчёта потерь давления при транспортировке газожидкостных флюидов в промысловых трубопроводах важна правильная оценка эффективных плотности и вязкости смеси, что позволяет повысить точность расчёта касательных напряжений, необходимых для определения гидравлических потерь давления на границе жидкость-стенка. Определяющим параметром при расчёте эффективных значений плотности и вязкости смеси является коэффициент действительного объёмного содержания жидкости в поперечном сечении трубопровода. В статье проведён анализ применимости эмпирических методов моделирования двухфазных газожидкостных течений при расчёте действительного объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке снарядного (пробкового) режима течения в горизонтальных трубопроводах. Дано описание механистического подхода, предложенного Zhang для расчёта объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке, использованного в одной из наиболее известных современных моделей газожидкостного течения — TUFFP Unified model. Представлены результаты расчёта действительного объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке с использованием гидродинамической модели TUFFP Unified model, показавшие хорошую согласованность расчётных данных с экспериментальными для вертикально расположенных трубопроводов, и неудовлетворительную согласованность для течений в горизонтальных трубах. Целью статьи является совершенствование методов расчёта газожидкостной пробковой структуры течения с использованием модели TUFFP Unified model, путём повышения точности расчёта действительного объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке при горизонтальном расположении промыслового трубопровода. Предложение использовать в гидродинамической модели TUFFP Unified model нового подхода к оценке стабильного диаметра пузырька газа дисперсно-пузырькового режима течения в теле жидкостной пробки позволило повысить достоверность расчёта объёмного содержания жидкости в пробке при горизонтальном расположении трубопровода.

Ключевые слова

пробковая структура течения; унифицированная гидродинамическая модель; структура жидкостной пробки; механистический подход моделирования дисперсно-пузырькового режима течения; оценка стабильного диаметра пузырька газа; объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке

Для цитирования

Михайлов В.Г., Пашали А.А. Совершенствование методов расчёта газожидкостной пробковой структуры течения в промысловых трубопроводах // Нефтегазовое дело. 2023. Т. 21, № 6. С. 88-95. <https://doi.org/10.17122/ngdelo-2023-6-88-95>.

Original article

IMPROVEMENT OF METHODS FOR CALCULATION OF GAS-LIQUID SLUG OF FLOW IN PIPELINES

Valery G. Mikhailov¹, Alexander A. Pashaly²¹RN-BashNIPIneft LLC (Rosneft Oil Company), Ufa, Russia²Rosneft JSC, Moscow, Russia

Corresponding author

Valery G. Mikhailov, MikhaylovVG@bnipi.rosneft.ru

Abstract. To calculate pressure losses during transportation of gas-liquid fluids in flowlines, it is important to correctly estimate the effective density and viscosity of the mixture, which increases the accuracy of calculating the tangential stresses required to determine hydraulic pressure losses at the liquid-wall boundary. The determining parameter when calculating the effective values of the density and viscosity of the mixture is the coefficient liquid holdup in the cross section of the pipeline. The article analyzes the applicability of empirical methods for modeling two-phase gas-liquid currents when calculating liquid holdup in slug body of a intermittent (slug) flow in horizontal pipelines. A description is given of the mechanistic approach proposed by Zhang to calculate the liquid holdup in the slug body used in one of the most famous modern models of gas-liquid flow — TUFFP Unified model. The results of calculating the actual liquid holdup in the slug body using the TUFFP Unified model hydrodynamic model are presented, showing good consistency of the calculated data with experimental ones for vertically located pipelines, and unsatisfactory consistency for currents in horizontal pipes. The purpose of the article is to improve the methods of calculating the gas-liquid slug structure of the current using the TUFFP Unified model, by improving the accuracy of calculating the liquid holdup in the slug body at the horizontal location of the flowline. The proposal to use in the TUFFP Unified model a new approach to assessing the stable diameter of the gas bubble of the dispersed-bubble flow regime in the body of a liquid slug made it possible to increase the reliability of calculating the liquid holdup in the slug body with a horizontal location of the pipeline.

For citation

Mikhailov V.G., Pashali A.A. Sovershenstvovanie metodov raschyota gazozhidkostnoj probkovej struktury techeniya v promyslovyyh truboprovodakh// [Improvement of methods for calculation of gas-liquid plug structure of flow in flowlines] // *Neftegazovoe delo — Petroleum Engineering*, 2023, Vol. 21, No. 6. pp. 88-95. [in Russian]. <https://doi.org/10.17122/ngdelo-2023-6-88-95>.

Введение

Для расчёта потерь давления при транспортировке газожидкостных флюидов в промысловых трубопроводах важно умение правильно оценивать эффективные плотности и вязкости смеси достоверные значения которых являются определяющими параметрами при расчёте статической составляющей перепада давлений для наклонных участков трубопровода и гидравлических потерь давления на границе «жидкость — стенка» для горизонтально расположенных трубопроводов. В настоящее время наименее исследованными являются вопросы нахождения эффективных значений плотности и вязкости смеси в газо-

жидкостных структурах течения с переменным продольным распределением как скорости фаз, так и объёмного газосодержания в поперечном сечении трубы. К таким газожидкостным структурам относится пробковый (снарядный) режим течения (рисунок 1).

В данной структуре газожидкостного течения (рисунок 1) можно выделить следующие области: область «А», состоящую из жидкостной плёнки и пузырька Тейлора, и область «В», включающую в себя жидкостную пробку, насыщенную мелкими пузырьками газа и перекрывающую всё проходное сечение трубы. Движение тела жидкостной пробки со скоростью v_{Σ} сопровождается её массообменом че-

Keywords

intermittent flow structure; unified hydrodynamic model; the structure of the liquid slug; mechanistic approach of simulation of dispersion-bubble flow mode; evaluation of stable diameter of gas bubble; liquid holdup in the slug body

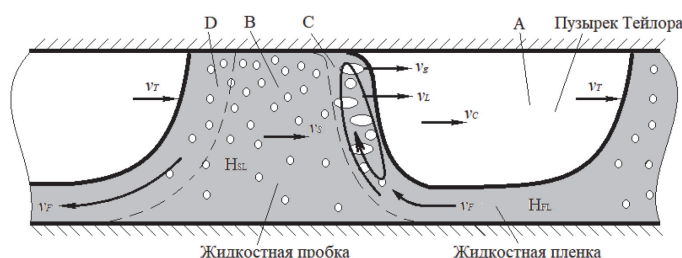


Рисунок 1. Расчётная схема течения газожидкостной смеси в жидкостной пробке

Figure 1. Design flow diagram of gas-liquid mixture in slug of liquid

рез области «С» и «D» с соседними жидкостными плёнками. Из-за наличия переменного распределения скоростей на границе контакта жидкости и газа в область «С» подвод жидкостной фазы из плёнки сопровождается её интенсивным турбулентным перемешиванием, что способствует насыщению тела жидкостной пробки пузырьками газа. В свою очередь, скорость пузырька Тейлора v_T превышает скорость движения жидкостной пробки v_S , что способствует выдавливанию из тела пробки жидкости, заполняющей область «D», и её сбросу в движущуюся за пробкой со скоростью v_F жидкостную плёнку. Такая проточная схема «плёнка — пробка — плёнка», при которой массовые расходы жидкости поступающие в пробку и сбрасываемые из неё эквивалентны, позволяет поддерживать её длину постоянной и обеспечивать устойчивость всей пробковой структуры течения.

Если методы моделирования объёмного содержания жидкости в жидкостной плёнке H_{FL} на сегодняшний день позволяют получать результаты приемлемые для инженерных расчётов [1], то подходы к моделированию объёмного содержания жидкости в пробке требуют дальнейшего развития. В настоящее время отсутствует единое представление о газожидкостной структуре течения в жидкостных пробках снарядного режима течения. Ряд авторов [2–4] утверждают, что течение газожидкостной смеси в пробках имеет пузырьковую структуру для вертикальных, наклонных и горизонтальных трубопроводов. В работе [1] Zhang H.-Q. предлагает гипотезу о реализации в теле жидкостной пробки дисперсно-пузырькового режима течения. Недостаток информации об особенностях структуры снарядного режима течения объясняет большое количество разнообразных подходов к расчёту объёмного содержания жидкости H_{SL} в жидкостной пробке.

Известные методы моделирования объёмного содержания жидкости в жидкостной

пробке условно можно разделить на эмпирические и механистические. Многие исследователи [5, 6] пытались получить универсальные эмпирические корреляции для прогнозирования объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке в вертикальных и горизонтальных трубопроводах, в частности, *Fernandes* (1981) [5] и *Schmidt* (1977) [6] в виде:

$$H_{SL} = 1 - \frac{v_{sg}}{C_1 + C_2 v_m},$$

где $C_1 = 0,425$ и $C_2 = 2,65$ по данным *Fernandes* и $C_1 = 0,033$ и $C_2 = 1,25$ по данным *Schmidt*.

Gregory в работе [7] предложил корреляцию для расчёта коэффициента объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке, адаптированную к газожидкостным течениям в горизонтальных трубопроводах в виде:

$$H_{SL} = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_m}{8,66} \right)^{1,39}}.$$

На рисунке 2 приведено сопоставление экспериментальных [4] и расчетных [5–7] значений объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке в горизонтальном трубопроводе. Из данных, приведенных на рисунке 2, следует, что только корреляция *Gregory* достаточно близко описывает объёмное содержание жидкости в жидкостной пробке при малых значениях скорости газожидкостной смеси (в диапазоне $V_m = 1–3$ м/с). При больших скоростях газожидкостной смеси ($V_m = 3–8$ м/с) ни одна корреляция не применима для проведения инженерных расчётов объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке в горизонтальном трубопроводе.

При разработке своей гидродинамической модели газожидкостного течения «TUFFP Unified model» [1] Zhang H.-Q. предложил использовать механистическую модель расчёта объёмного содержания жидкости в теле жидкостной пробки, основанную на гипотезе от-

сутствия эффекта межфазного проскальзывания «жидкость — газ». Автор допускал, что в теле жидкостной пробки для всего промышленного диапазона объёмных расходов жидкости и газа всегда поддерживается пограничное состояние между пузырьковой и дисперсно-пузырьковой структурами течения.

Для выполнения этого предположения необходимо соблюдение условия — чтобы кинетическая энергия турбулентных пульсаций жидкой фазы E_T не превышала величину поверхностной энергии дисперсных пузырьков газа E_{Smin} . Используя данную гипотезу, в работе [1] была получена механистическая корреляция для расчёта истинного объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке в виде

$$H_{SL} = \frac{1}{1 + \frac{T_{sm}}{3,16C_e[(\rho_L - \rho_g)g\sigma_L]^{1/2}}},$$

где $C_e = \frac{2,5 - |\sin \beta|}{2}$ — коэффициент, учитывающий угол наклона трубы β ;

$$T_{sm} = \frac{(P_2 - P_1)D}{4l_s} \text{ — величина касательного}$$

напряжения на стенке канала;

$P_2 - P_1$ — перепад давления на жидкостной пробке; D — внутренний диаметр трубы; l_s — длина жидкостной пробки; ρ_L, ρ_g — плотности жидкости и газа, соответственно; σ_L — коэффициент поверхностного натяжения.

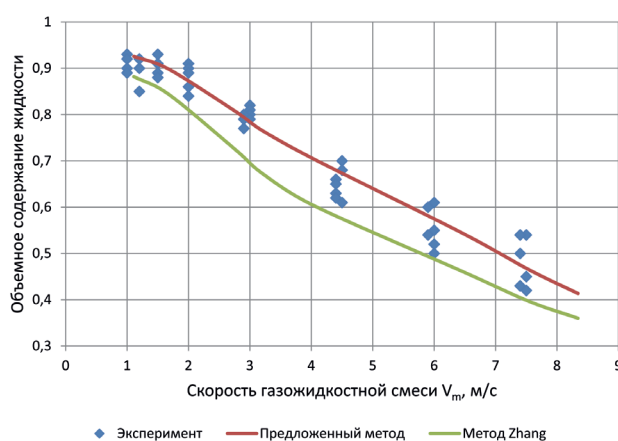


Рисунок 2. Сопоставление экспериментальных (Kouba [8]) и расчётных (Gregory, Fernandes, Schmidt [5–7]) данных истинного объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке

Figure 2. Comparison of experimental (Kouba [8]) and calculated (Gregory, Fernandes, Schmidt [5–7]) data of liquid holdup in slug body

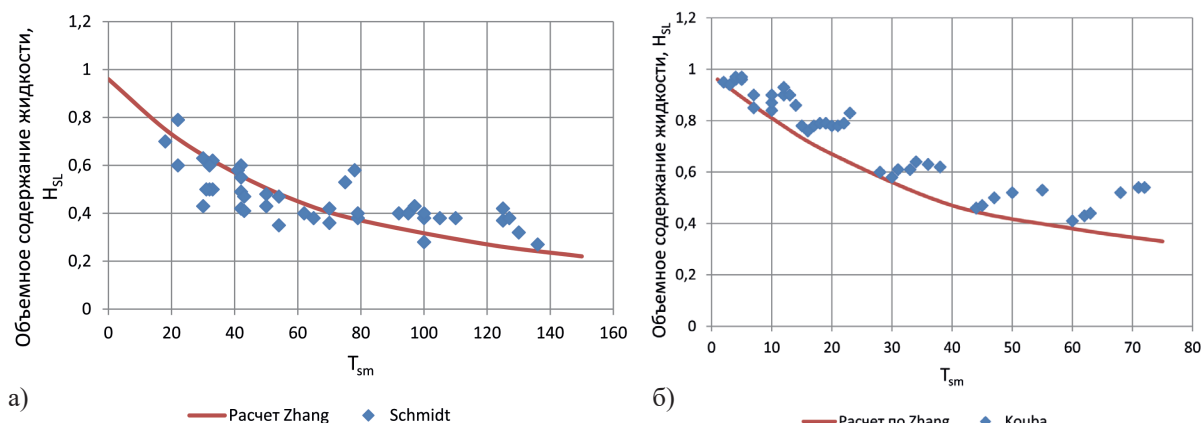


Рисунок 3. Сопоставление экспериментальных данных [6, 8] с расчётными по модели Zhang [1] объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке

Figure 3. Comparison of experimental data [6, 8] with the calculated liquid holdup in slug body from the Zhang [1] model

Из данных, приведённых на рисунке, 3 следует, что результаты расчёта объёмного содержания жидкости по модели Zhang [1] достаточно хорошо согласуются с экспериментальными данными для течений в вертикальных каналах, и занижают значения объёмного содержания жидкости в пробке для течений в горизонтальных каналах.

Целью данной статьи являлось совершенствование гидродинамической модели газожидкостного течения Zhang [1] путём разработки алгоритма уточнённого расчёта объёмного содержания жидкости в пробке снаряженного режима течения в горизонтальном промысловом трубопроводе.

Модификация метода расчёта пробковой структуры течения Zhang для горизонтального промыслового трубопровода

На рисунке 4 приведена расчётная схема сил, действующих на границах жидкостной пробки:

— силы от статического давления жидкой фазы

$$F_{P1,L} + F_{P2,L} = A H_{LF} (P_2 - P_1);$$

— силы от статического давления газовой фазы

$$F_{P1,g} + F_{P2,g} = A(1 - H_{LF})(P_2 - P_1);$$

— силы от динамического напора жидкости

$$F_{v1,L} + F_{v2,L} = A H_{LF} \rho_L (v_T - v_F)(v_S - v_F);$$

— силы от динамического напора газовой фазы

$$F_{v1,g} + F_{v2,g} = A(1 - H_{LF}) \rho_C (v_T - v_C)(v_S - v_C);$$

— силы от трения на границе жидкость-стенка

$$F_\tau = \frac{4 f_s l_s \rho_L v_s^2}{D},$$

где f_s — коэффициент гидравлического трения; A — площадь поперечного сечения трубы; ρ_C — плотность газа в пузырьке Тейлора.

Для устойчивого течения жидкостной пробки должно выполняться уравнение баланса сил, имеющее вид:

$$F_{P1,L} + F_{P2,L} + F_{P1,g} + F_{P2,g} + F_{v1,L} + F_{v2,L} + F_{v1,g} + F_{v2,g} + F_\tau = 0. \quad (1)$$

Структура течения газожидкостной смеси в теле жидкостной пробки в предложенной расчётной схеме (рисунок 4) условно разбита на две области: на дисперсно-пузырьковую «В», в которой скорости жидкой и газообразной фаз равны скорости смеси $v_L = v_g = v_s$, и область интенсивного турбулентного перемешивания «С», где крупные пузырьки газа дробятся до размеров, соответствующих стабильному диаметру пузырьков газа d_b на границе дисперсного и пузырькового режимов течения. В области «С» разность скоростей газа и жидкости $v_g - v_L$ определяется как скорость дрейфа пузырька Тейлора в горизонтальном трубопроводе.

Для оценки диаметра стабильного пузырька газа в области «В» используем условие баланса энергий турбулентных пульсаций жидкой фазы E_T и поверхностной энергии дисперсных пузырьков газа E_{Smin} , предложенное в модели Zhang [1], имеющее вид:

$$E_T \leq E_{Smin}. \quad (2)$$

Уравнение кинетической энергии для турбулентного режима течения жидкости в

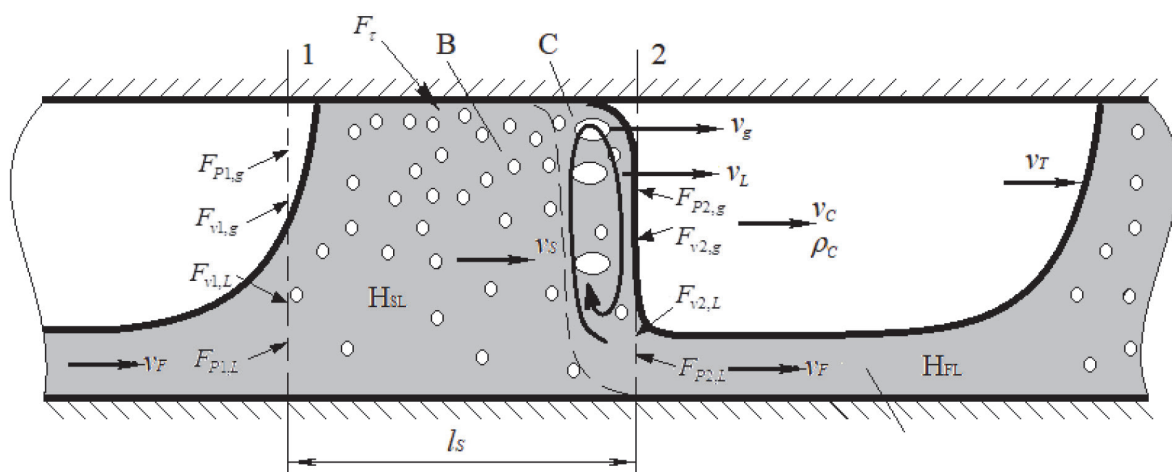


Рисунок 4. Расчётная схема газожидкостного потока в пробке снаряженного режима течения

Figure 4. Design diagram of the gas-liquid flow in the slug body of the intermittent flow

пробке, согласно данным работы *Chen* [9], выглядит как

$$E_T = \frac{3}{2} \rho_L \bar{v}_r'^2 A v_{SL}, \quad (3)$$

где $\bar{v}'^2 = \frac{D}{4\rho_L} \left(\frac{dP}{dL} \right)_s$ — величина турбулентных пульсаций скорости течения жидкости; v_{SL} — приведённая скорость жидкости.

Уравнение баланса сил (1), действующих на тело жидкостной пробки, перепишем для расчёта градиента давления в горизонтальном трубопроводе в виде:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_s = \frac{(P_2 - P_1)}{l_s} = \frac{\rho_L H_{LF} (v_T - v_F)(v_S - v_F)}{l_s} + \frac{\rho_C (1 - H_{LF}) (v_T - v_C)(v_S - v_C)}{l_s} + \frac{4f_s \rho_S v_S^2}{D \cdot 2}. \quad (4)$$

Уравнение для поверхностной энергии дисперсных газовых пузырьков в теле жидкостной пробки, согласно данным работы *Chen* [9], имеет вид:

$$E_{S \min} = C_e \frac{6\sigma_L}{d_b} A v_{Sg}, \quad (5)$$

где v_{Sg} — приведённая скорость газа.

При отсутствии эффекта проскальзывания «жидкость — газ» выражение для расчёта истинного объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке течения можно записать как:

$$H_{SL} = \frac{1}{1 + \frac{v_{Sg}}{v_{SL}}}, \quad (6)$$

где отношение приведённых скоростей $\frac{v_{Sg}}{v_{SL}}$

можно получить из равенства уравнений (3) и (5) в виде

$$\frac{v_{Sg}}{v_{SL}} = \frac{\frac{P_2 - P_1}{l_s} \frac{D}{4}}{4C_e \frac{\sigma_L}{d_b}}. \quad (7)$$

Zhang [1] предлагает для оценки размера стабильного диаметра пузырька газа d_b на границе дисперсного и пузырькового режимов течения использовать корреляцию *Taitetetal.* [10], используемую в известных работах исключительно для течений в вертикальных трубопроводах [3, 4] и имеет вид:

$$d_b = 2 \left(\frac{0,4\sigma_L}{(\rho_L - \rho_g)g} \right)^{0,5}. \quad (8)$$

В горизонтальных трубопроводах расчёт размера стабильного пузырька газа d_b на границе дисперсного и пузырькового режимов течения необходимо осуществлять с учётом условия отсутствия миграции пузырьков газа в верхнюю часть трубопровода. Для этого вместо корреляции *Taitetetal* [10] воспользуемся соотношением, полученным В.Г. Леви-чем [11]. Согласно высказанной им гипотезы, газ, находящийся внутри пузырька, закручивается движением внешней жидкости, создавая внутри пузырька динамический напор $\frac{\rho_g (v_g - v_L)^2}{2}$, где v_g — скорость движения пузырька газа в области «С» жидкостной пробки (рисунок 4), v_L — скорость движения жидкости в теле пробки.

Этот динамический напор направлен изнутри пузырька наружу. Если он превышает удерживающие пузырек капиллярные силы, то пузырёк должен разрушиться. Тогда условие, при котором образуется стабильный пузырёк газа, согласно данным работы [11], следующее:

$$k_f' \frac{\rho_g (v_g - v_L)^2}{2} \geq \frac{3\sigma_L^3}{d_b^3 \rho_L^2 (v_g - v_L)^4}, \quad (9)$$

где $v_g - v_L = (0,54 \cos \beta + 0,35 \sin \beta) \sqrt{\frac{gD(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L}}$

— скорость закрутки газа внутри пузырька [1]; $k_f' = 0,5$ — коэффициент гидродинамического сопротивления [11].

Из уравнения (9) следует, что стабильный диаметр пузырька газа определяется как

$$d_b = \sqrt[3]{\frac{6}{k_f'} \frac{\sigma_L}{(v_g - v_L)^2 \sqrt{\rho_g \rho_L^2}}}. \quad (10)$$

На рисунке 5 приведено сопоставление экспериментальных данных объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке [8] с результатами расчёта модели «TUFPF-Unified model» по методу *Zhang* — уравнения (6) и (8), и по методу, предложенному авторами статьи — уравнения (6) и (10).



Рисунок 5. Сопоставление расчётных данных объёмного содержания жидкости в жидкостной пробке с экспериментальными данными [8] в горизонтальном трубопроводе

Figure 5. Comparison of calculated data of liquid holdup in slug body with experimental data [8] in the horizontal pipeline

Выводы

Модификация гидродинамической модели «TUFFP Unified model» для снарядного режима течения путём использования корреляции В.Г. Левича [11] для прогнозирования стабильного размера пузырька газа в теле жид-

костной пробки позволила повысить точность расчёта касательных напряжений, необходимых для определения гидравлических потерь давления на границе «жидкость — стенка» в горизонтальном промышленном трубопроводе.

СПИСОК ИСПОЛЪЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Zhang H.-Q., Wang Q., Sarica C., Brill J.P. Unified Model for Gas-Liquid Pipe Flow via Slug Dynamics Part 1: Model Development // Journal of Energy Resources Technology, Transactions. 2003. No. 125. P. 266-273. DOI: 10.1115/1.1615246.
2. Xiao J.J., Shoham O., Brill J.P. A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines // Paper presented at the SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, Louisiana, 1990. SPE-20631-MS. DOI: 10.2118/20631-MS.
3. Kaya A.S. Comprehensive Mechanistic Modeling of Two-Phase Flow in Deviated Wells // A Thesis Approved for the Discipline of Petroleum Engineering, the University of Tulsa, Tulsa, Oklahoma. 1998. P. 93.
4. Ansari A.M., Sylvester N.D., Sarica C., Shoham O., Brill J.P. A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbore // Paper presented at the SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, Louisiana. 1994. P. 143-151. Paper No. SPE-20630-MS. DOI: 10.2118/20630-MS.
5. Fernandes R.C. Experimental and Theoretical Studies of Isothermal Upward Gas-Liquid Flows in Vertical Tubes // Ph.D. Dissertation. University of Houston, Houston, TX, 1981.

6. Schmidt Z. Experimental Study of Two-Phase Flow in a Pipeline-Riser Pipe System // Ph.D. Dissertation. The University of Tulsa, 1977.
7. Gregory G.A., Nicholson M.K., Aziz K. Correlation of the Liquid Volume Fraction in the Slug for Horizontal Gas-Liquid Slug Flow // International Journal of Multiphase Flow. 1978. No. 4. Issue 1. P. 33-39. DOI: 10.1016/0301-9322(78)90023-X.
8. Kouba G.E. Horizontal Slug Flow Modeling and Metering // Ph. D. Dissertation. U. of Tulsa (1986).
9. Chen X.T., Brill J.P. A General Model for Transition to Dispersed Bubble Flow // Chemical Engineering Science. 1997. No. 52. Issue 23. P. 4357-4380. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)80857-3.
10. Taitel Y., Barnea D., Dukler A.E. Modeling Flow Pattern Transitions for Steady State Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes // AIChE Journal. 1980. No. 26. Issue 3. P. 345-354. DOI: 10.1002/aic.690260304.
11. Levich V.G. Physicochemical Hydrodynamics. Prentice-Hall. Inc., 1962. 700 p.
12. Caetano E.F. Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus // PhD dissertation. The University of Tulsa, Oklahoma. 1985.
13. Волков М.Г. Методика расчёта течения нефтегазовых смесей в стволе вертикальной скважины // Проблемы сбора, подготовки и транспорта нефти и нефтепродуктов. 2017. № 3 (109). С. 9-42.

REFERENCES

1. Zhang H.-Q., Wang Q., Sarica C., Brill J.P. Unified Model for Gas-Liquid Pipe Flow via Slug Dynamics Part 1: Model Development. *Journal of Energy Resources Technology, Transactions*, 2003, No. 125, pp. 266-273. DOI: 10.1115/1.1615246.
2. Xiao J.J., Shoham O., Brill J.P. A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines. *Paper presented at the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, New Orleans, Louisiana, 1990. SPE-20631-MS. DOI: 10.2118/20631-MS.
3. Kaya A.S. Comprehensive Mechanistic Modeling of Two-Phase Flow in Deviated Wells. *A Thesis Approved for the Discipline of Petroleum Engineering*, the University of Tulsa, Tulsa, Oklahoma. 1998. 93 p.
4. Ansari A.M., Sylvester N.D., Sarica C., Shoham O., Brill J.P. A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbore. *Paper presented at the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, New Orleans, Louisiana, 1994, pp. 143-151. Paper No. SPE-20630-MS. DOI: 10.2118/20630-MS.
5. Fernandes R.C. *Experimental and Theoretical Studies of Isothermal Upward Gas-Liquid Flows in Vertical Tubes*. Ph.D. Dissertation. University of Houston, Houston, TX, 1981.
6. Schmidt Z. *Experimental Study of Two-Phase Flow in a Pipeline-Riser Pipe System*. Ph.D. Dissertation. The University of Tulsa, 1977.
7. Gregory G.A., Nicholson M.K., Aziz K. Correlation of the Liquid Volume Fraction in the Slug for Horizontal Gas-Liquid Slug Flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 1978, No. 4, Issue 1, pp. 33-39. DOI: 10.1016/0301-9322(78)90023-X.
8. Kouba G.E. *Horizontal Slug Flow Modeling and Metering*. Ph. D. Dissertation. U. of Tulsa (1986).
9. Chen X.T., Brill J.P. A General Model for Transition to Dispersed Bubble Flow. *Chemical Engineering Science*, 1997, No. 52, Issue 23, pp. 4357-4380. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)80857-3.
10. Taitel Y., Barnea D., Dukler A.E. Modeling Flow Pattern Transitions for Steady State Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. *AIChE Journal*, 1980, No. 26, Issue 3, pp. 345-354. DOI: 10.1002/aic.690260304.
11. Levich V.G. *Physicochemical Hydrodynamics*. Prentice-Hall. Inc., 1962. 700 p.
12. Caetano E.F. *Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus*. PhD dissertation. The University of Tulsa, Oklahoma. 1985.
13. Volkov M.G. Metodika raschyota techeniya neftevodogazovykh smesey v stvoile vertikal'noj skvazhiny [Procedure for Calculating the Flow of Oil and Gas Mixtures in the Vertical Wellbore]. *Problemy sbora, podgotovki i transporta nefti i nefteproduktov — Problems of Gathering, Processing and Transportation of Oil and Petroleum Products*, 2017, No. 3 (109), pp. 9-42. [in Russian].

ИНФОРМАЦИЯ ОБ АВТОРАХ

INFORMATION ABOUT THE AUTHORS

Валерий Германович Михайлов, доктор технических наук, старший эксперт, ООО «РН-БашНИПИнефть» (ОГ ПАО «НК «Роснефть»), Уфа, Россия

Valery G. Mikhailov, doctor of technical sciences, senior expert, RN-BashNIPIneft LLC (Rosneft OC), Ufa, Russia
MikhaylovVG@bnipi.rosneft.ru

Александр Андреевич Пашали, кандидат технических наук, директор департамента научно-технического развития и инноваций, ПАО «НК «Роснефть», Москва, Россия

Alexander A. Pashali, candidate of technical sciences, director, scientific and technical development and innovation department, Rosneft JSC, Moscow, Russia

Статья поступила в редакцию 16.10.2023; одобрена после рецензирования 04.11.2023; принята к публикации 30.11.2023.

The article was submitted 16.10.2023; approved after reviewing 04.11.2023; accepted for publication 30.11.2023.