

компании вынуждены создавать вспомогательные мероприятия по повышению эксплуатационных характеристик переходов. Следовательно, возникает необходимость усовершенствования СНиП и нормативных документов, дабы избежать высоких рисков разгерметизации трубопровода во время активизации тектонического разлома.

Литература

1. Документ компании: «Проект «Сахалин II» – Этап 2 – Основы проектирования переходов тектонических разломов», Документ № 5600 – Z – 90 – 42 – T – 9006 – 00, 2008 г.
2. Документ подрядчика: «Проект «Сахалин II» – Этап 2 – Конструкция траншей в зависимости от категории разлома – оценка взаимодействия труба-грунт», Документ №. 5600 – Z – 90 – 42 – T – 9003 – 00 – P2, 2007 г.
3. СНиП 2.05.06 – 85* «Магистральные трубопроводы», Москва, 1997 г.
4. Справочный документ компании «Сахалин Энерджи»: «Трансаляскинская трубопроводная система (ТАТС) в сравнении с трубопроводной транспортной системой по проекту «Сахалин – 2». – Южно-Сахалинск, 2005. – 22с.
5. СНиП II-7-81*. Строительство в сейсмических районах. – Введ. 1982-01-01. – М.: Госстрой СССР, 1987;

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОБКОВОГО РЕЖИМА ТЕЧЕНИЯ В ДВУХФАЗНОЙ СРЕДЕ

В. Т. Фан, Т. Ф. Т. Данг, В.Т. Динь

Научный руководитель профессор С.Н. Харламов

Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Пробковое (или снарядное) течение — наиболее распространенная форма течения газожидкостной смеси, оно встречается в самых различных областях техники. В этой работе мы изучаем это течение при моделировании, и также с помощью эмпирических результатов.

Самым простым и, следовательно, самым распространённым, подходом к моделированию пробкового течения является сокращение перемежаемость в периодичность и взять на себя полный развитой поток так, что сложная структура может быть упрощена до «элемент эквивалентной клетки», состоящий из жидкой пробки и длинного пузыря (Wallis, 1969). Dukler и Hubbard [1975] разработал «модель элементарной клетки» («equivalent cell unit» - по английскому языку) для горизонтального потока. Они были первыми, чтобы определить зон смешивания на передней части пробки и предложить отношения к процессу захвата на фронте и пролития на хвосте пробки. Рисунок 1 показывает одиночную клетку, по их мнению, состоящей из тела жидкой пробки и одного длинного пузыря.

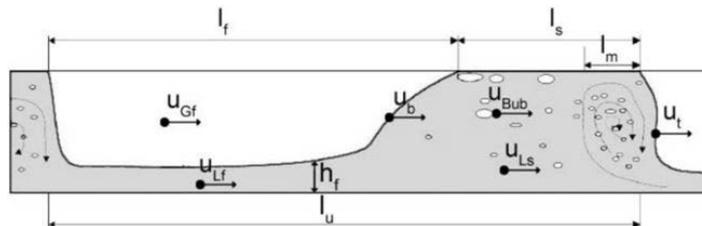


Рис.1. Схема элемента клетки [Dukler и Hubbard, 1975]

Один элемент пробки делится в двух регионах – регион жидкой пробки, также называемый телом пробки, длины l_s и регион жидкой пленки, длины l_f , состоящий из жидкой пленки с высоты h_f и удлиненного газового пузыря. Газ из региона пленки имеет тенденцию быть увлекаемым в переднюю часть пробки, как показано на рисунке 1, и образует зон смешивания с длиной l_m . Скорость жидкой пробки на фронте называется U_t и U_b – скорость его хвоста. Средняя скорость жидкости в теле пробки обозначается как U_{Ls} и скорости пузырьков внутри пробки U_{Bub} . Средняя скорость жидкости в пленке обозначена как U_{Lf} .

Хорошо известно, что в начало жидкая пробка движется с большей скоростью, чем полной скорости смеси. Это означает, что жидкость берется на пробки спереди и проливается на его конце. Скорость пролития определяется истинной скоростью удлиненного газового пузыря. Некоторые авторы предполагают, что пробковый поток считается полным развитым, когда скорость захвата жидкости в нос развивающейся пробки равна скорости пролития жидкости на его хвосте. Когда это происходит, то скорость жидкой пробки на передней части пробки U_t равна скорости жидкой пробки на его хвосте U_b и длина жидкой пробки l_s затем постоянным.

Двухфазная модель состоит из набора уравнений сохранения для каждой фазы (Ishii и Hibiki, 2006). Использованы формулы для одномерного потока и получена модель, путем осреднения процесса в поперечного сечения потока. Поток считалось изотермическим вдоль горизонтальной трубы, без массопереноса между фазами. Жидкую фазу моделируется как несжимаемой, а газовая фаза регулируется законом идеального газа. На основании предыдущих исследований (Карнейро и др., 2005; Карнейро и Nieckele, 2008), равенства давлений по обе стороны от поверхности раздела рассматривалась также и, для простоты, давление газа считается равным его межфазному значению.

Сумма объемных долей фаз должен подчиняться следующим отношением,

$$\varphi_G + \varphi_L = 1 \quad (1)$$

где : φ_G – истинное объемное содержание газа, которое определяется отношением соответствующих площадей (A_G) поперечного сечения трубопровода (A), φ_L – истинное объемное содержание жидкости.

Уравнения сохранения для каждой фазы

а) Уравнения непрерывности

Для газа:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_G A_G) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_G A_G U_G) = 0 \quad (2)$$

Для жидкости:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_L A_L) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_L A_L U_L) = 0 \quad (3)$$

б) Уравнения движения:

Для газа:

$$\rho_G A_G U_G \frac{\partial}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_G A_G U_G^2) = -A_G \frac{\partial P}{\partial x} - \rho_G A_G g \cos \alpha \frac{\partial h}{\partial x} - \rho_G A_G g \sin \alpha - \tau_{SG} - \tau_{SL} \quad (4)$$

Для жидкости:

$$\rho_L A_L U_L \frac{\partial}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_L A_L U_L^2) = -A_L \frac{\partial P}{\partial x} - \rho_L A_L g \cos \beta \frac{\partial h}{\partial x} - \rho_L A_L g \sin \beta + \tau_{SL} - \tau_{LG} - \tau_{LI} \quad (5)$$

В приведенных выше уравнений, где: S_G, S_L – смоченные периметры газа и жидкости; τ_L, τ_G, τ_i , жидкость–стенка, газ–стенка и межфазное напряжения сдвига, соответственно. Они определяются как:

$$\tau_L = f_L \frac{\rho U^2}{2} \quad \tau_G = f_G \frac{\rho U^2}{2} \quad \tau_i = f_i \frac{\rho (U - U')^2}{2} \quad (6)$$

Существуют несколько корреляции для определения коэффициент трения f . В настоящей работе, корреляции приведенные в таблице 1 были использованы по результатам работы Issa and Kempf (2003).

Таблица 1

Корреляции для определения коэффициент трения f (Issa и Kempf 2003)

	$Re_G, Re_L, Re_i < 2100$ (ламинарный)	$Re_G, Re_L, Re_i > 2100$ (турбулентный)
f_L	$24 / Re_{SL}$	$0.0262 (\alpha_L Re_{SL})^{-0.139}$
f_G	$16 / Re_G$	$0.046 (Re_G)^{-0.25}$
f_i	$16 / Re_G$	$0.046 (Re_i)^{-0.25}$

Числа Рейнольдса Re_G, Re_L, Re_i определяются как (Taitel и Dukler, 1976)

$$Re_{SL} = \frac{\rho U_{SL} S_L}{\mu_L} \quad Re_G = \frac{\rho U_G D_{hG}}{\mu_G} \quad (7)$$

$$Re_i = \frac{\rho_G |U_G - U_L| D_{hG}}{\mu_G} \quad D_{hG} = \frac{4A_G}{S_G + S_i}$$

Где число Рейнольдса для газа и межфазной поверхности базируются на гидравлический диаметр потока газа D_{hG} ; кроме этого, μ - это динамическая вязкость фазы, D означает диаметр трубы, и U_{SL} является расходной скоростью жидкости, которое определяется как $U_{SL} = \varphi_L U_L$.

Падение давления в течение полного элемента пробки, ΔP_U , является суммой падения давления пленки пробки и тела пробки. Градиент давления в регионе пленки для горизонтальной трубы рассчитывается как:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_f = \frac{\rho_L \varphi_L f_f (U_i - U_f)(U_L - U_f)}{L_f} + \frac{\rho_G \varphi_{Ls} (U_i - U_G)(U_b - U_G)}{L_f} - \frac{\tau_f S_f}{A} - \frac{\tau_G S_G}{A} \quad (8)$$

Градиент давления в теле пробки

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_s = - \frac{\rho_L \varphi_L f_f (U_i - U_f)(U_L - U_f)}{L_s} + \frac{\rho_G \varphi_{Ls} (U_i - U_G)(U_b - U_G)}{L_s} - \frac{\tau_s \pi D}{A} \quad (9)$$

Градиент давления для одного элемента пробки:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_U = - \frac{\tau_s \pi D L_s}{A L_u} - \frac{\tau_f S_f + \tau_G S_G L_f}{A L_u} \quad (10)$$

Тогда, градиент давления через элемент клетки задается таким же образом:

$$\frac{\Delta P}{L} = \rho_u g \sin \alpha + \frac{\tau \pi D L}{A L_u} + \frac{\tau S + \tau S L}{A L_u} + \frac{L L G G f}{A L_u} \quad (11)$$

Для того, чтобы прогрессировать и завершить эти модели, мы должны исследовать дополнительные отношения для параметров потока, которые описываются эмпирическими исследованиями у много ученых в разных условиях.

Истинная скорость пузыря (скорость хвоста жидкой пробки) представлена как функция скорости смеси и относительная скорость (равна скорости дрейфа) в форме, предложенной Nicklin (1962).

$$U_b = C U_M + U_d \quad (12)$$

где C представляет собой коэффициент отношения максимальной скорости смеси к средней на профиле распределения скорости. Nicklin предложил значение 1,2 для C , когда поток является турбулентным, и значение 2 для ламинарного потока. Относительная скорость U_d представляет движение пузырей в неподвижной жидкости. Бендиксен (1984) дал корреляцию для относительной скорости потока в горизонтальной и восходящей трубе, который широко используется в качестве:

$$U_d = 0,54 \sqrt{gD} \cos \alpha + 0,35 \sqrt{gD} \sin \alpha \quad (13)$$

Влияние вязкости на относительную скорость было исследовано Gokcal и др. (2009a) для жидкости, у которой вязкость колеблется от 1 сП до 1237 сП. Экспериментальные результаты показали тенденцию к снижению относительной скорости с увеличением вязкости жидкости.

Для пузырьков в жидкой пробке Taitel и Barnea (1990) считали их скорость в общем случае как в виде линейной комбинации скорости смеси и скорости дрейфа:

$$U_{Bub} = B_0 U_M + U_d \quad (14)$$

где B_0 – параметр распределения, предложенный Zuber и Findlay (1965); U_d – скорость дрейфа в неподвижной жидкости и U_M является скоростью смеси. Для горизонтального потока в трубе, Taitel и Dukler предполагали скорость дрейфа равной нулю, и они рекомендовали использовать $B_0 = 1$ в отсутствии подробной информации.

Длина жидкой пробки, в отличие от многих других характеристик свойств пробки, как правило, широко разбросаны по среднему значению. Для трубы диаметра 0,0254 м уравнение Скотта показывает, что средняя длина жидкой пробки колеблется около 30D. Dukler и Hubbard (1975) проводили эксперимент для исследования течения воздух-вода потока в трубе диаметра 38,1 мм, и в результате длина пробки определена в пределах 12D-30D. По результатам опыта Nicholson и др. (1978) и Gregory и др. (1978), для потока воздух-легкая нефть и трубы диаметра 25,8 мм или 51,2 мм, длина пробки почти 30D. А по результатам опыта Nydal и др. (1992), в случае потока воздух-вода получены диапазон 15D-20D для диаметра 53 мм и спектр 12D-16D для 90-мм диаметра.

При отсутствии какой-либо теории для удовлетворительно прогноза таких длин, Scott и др. (1989) предполагают, что длина жидкой пробки определена следующим эмпирическим уравнением, которое является корреляцией на основе данных у Prudhoe Bay (1987):

$$L_s = \exp \left\{ -26,8 + 28,5 \left[\ln \frac{D}{0,0254} \right]^{0,1} \right\} \quad (15)$$

Важным вопросом в развитии модели пробкового течения является определение частоты пробок и распределение длин пробки. Более точные определения частоты пробок приводят к улучшению результаты определения перепада давления, который сильно зависит от частоты пробок. Модель частоты также служить основой для разработки упрощенных корреляций, которые, тем не менее, сохраняют его важную физическую природу. Не многие феноменологические модели были разработаны, чтобы определить частоту пробки, так как большинство исследователей предпочли давать отчет данных как функция зависимости от расхода газа и жидкости, или представлять упрощенные корреляции, которые имеют ограниченную применимость за пределами условий, в которых они были разработаны во-первых.

Gregory и Scott (1969) определили частоту пробки с помощью записей визуальных наблюдений и импульсов давления из экспериментов по исследованию течения двухфазных потоков (двуокиси углерода – воды) в горизонтальной трубе диаметра 0,75 дюйма. Основываясь на своих измерениях эти авторы пришли к следующему выражению для частоты пробок:

$$v_s = 0,0226 \left[\frac{U^{SL}}{gD} \left(\frac{19,75 + U_M}{U_M} \right) \right]^{1,2} \quad (16)$$

Для истинного объемного содержания жидкости в теле жидкой пробки, значительное количество исследований было посвящено с его измерением и корреляциями. Однако, ни один из этих корреляций не дают надежные прогнозы из-за сложности пробкового потока, который не является периодической в пространстве, также во времени. В 1978 году Gregory и др. исследовали воздух-светлая нефть смеси в трубах 25,8 мм и 51,2 мм ID. После построения графика зависимости истинного объемного содержания жидкости от скорости смеси, они предложили следующее уравнение:

$$\varphi_{Ls} = \frac{1}{1 + (U_M / 8,66)^{1,39}} \quad (17)$$

Промежуточная стадия между вступлением коротких жидких пробок и состоянием полно развитого пробкового течения очень важна для определения того, что может ли короткая пробка вырасти с полностью или нет (рассеиваться). Ruder и др. в 1989 пытались обеспечить более широко применимую критерию перехода для формирования полностью развитого пробкового потока.

$$\frac{(U_i - U_{L_f})^2 4A_{L_f}}{(gH)^{1/2} \pi D^2} = 0,542 \quad (18)$$

где U_i – скорость носителя жидкой пробки, U_{L_f} – скорость жидкости в регионе жидкой пленки, A_{L_f} – сечение зоны жидкой пленки на фронте жидкой пробки.

В составе граничных условий входят: доли жидкостной фазы, жидкие и газовые расходные скорости на входе; фиксированное абсолютное давление на выходе; и начальное условие как поле равномерного расслоенного потока, где доли фаз, скорости газа и жидкости, и давление равномерные по всей трубе. Когда жидкая пробка образуется ($\phi_G < 0,02$), то объемная доля газа стремится к нулю и, следовательно, уравнение дискретизованного импульса газа становится сингулярной. Поскольку уравнение газа импульс становится сингулярной, это уравнение не была решена, и скорость газа была произвольно установлена в ноль.

Уравнения сохранения были дискретизированы с методом конечных объемов, который заключается в интегрировании уравнений сохранения на каждом контрольном объеме. Истинное газосодержание получается из уравнения сохранения массы газа, в то время как скорости газа и жидкости были получены путем решения их соответствующих уравнений движения. Давление определяется косвенно от общих уравнений сохранения массы, которые могут быть получены путем объединения уравнений сохранения для газа и жидкости. Жидкая фаза считается несжимаемым, а эффекты сжимаемости в газовой фазе учитываются с использованием закона идеального газа. Как показано Issa & Abrishami (1986), если уравнения непрерывности газа и жидкости взвешены по связанной справочной плотности, форма общей непрерывности выражается в виде:

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + \frac{\partial (\phi U)}{\partial x} + \frac{1}{\rho_G^{ref}} \left[\frac{\partial (\phi_G U_G)}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_G \phi_G U_G)}{\partial x} \right] = 0 \quad (19)$$

Уравнение давления решается с помощью алгоритма PISO – алгоритм, предложенный Issa в 1986 году, без итераций и с большими шагами по времени и малым вычислительным усилием. Он является расширением метода SIMPLE, которое вообще дает более стабильные результаты и занимает меньше времени центрального процессора CPU, но не подходит для всех процессов. Алгоритм PISO было использован в коде TRIUMPH программы CFD (Computational fluid dynamics). На рисунке 2 показана его блок-схема.



Рис. 2. Блок-схема алгоритма PISO

В результате моделирования, мы можем получить прогноз частоты жидкой пробки и другие параметры пробкового течения. На рис. 3 показаны зависимости частоты жидкой пробки от расходной скорости газ, и также расходной скорости жидкости. Это данные получены с помощью моделирования (прерывные линии) и измерения в эксперименте (сплошные линии) пробкового течения в трубе, длины 37 м с диаметром 78 мм. Два от трех случаев расходных скоростей жидкости (0,4 м/с и 0,6 м/с) уже дают хорошие значение частоты жидкой пробки, у которых максимальная средняя ошибка составляет 29%. В остальном случае (0,2 м/с) модель не удается предсказать переход от расслоенного в пробковой поток. Интерфейс газа–жидкости остается в плоской поверхности в течении 300s симуляции. Это может объясняться тем, что сетка не достаточно хорошо, и истинное объемное содержание жидкости дано на входе ($\phi_L=0,5$) выше чем, правильное значение. При увеличении значении истинного объемного содержания жидкости на входе похожий результат получен. Жидкие пробки образованы, но ещё раз интерфейс газа–жидкости стал плоским, когда на достаточном расстоянии от входа. Видно, что это является случаем превышения уровня жидкости на входе.

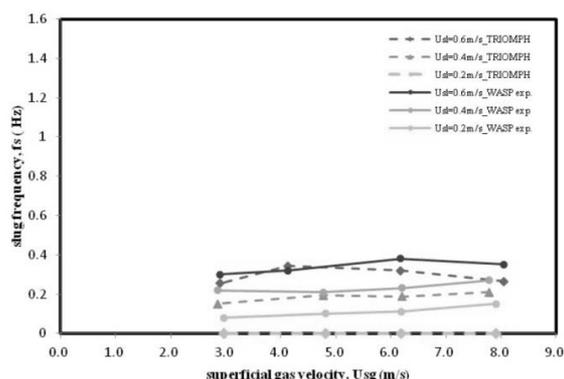


Рис. 3. Зависимости частоты жидкой пробки от расходной скорости газ и жидкости

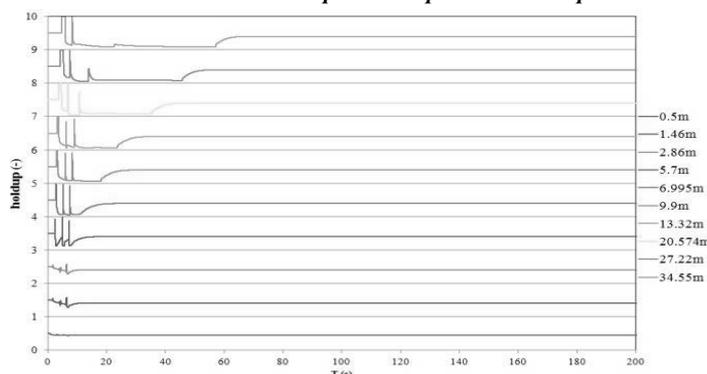


Рис. 4. TRIOMPН прогноз истинного объемного содержания жидкости на разных расстояниях от входа

Литература

1. Ansari M.R., Shokri V. Numerical modeling of slug flow initiation in a horizontal channels using a two-fluid model // International Journal of Heat and Fluid Flow. – 2011 – № 32. – С. 145–155.
2. Min Lu. Experimental and computational study of two-phaseslug flow. – 2015–346 с.
3. Edurne Carpintero Rogero. Experimental Investigation of developing Plug and Slug Flows. – 2008. – 138 с.
4. Carneiro J. N. E. Statistical Characterization of TwoPhase Slug Flow in a Horizontal Pipe // Special Issue. – 2011 – № 33. – С. 251–258.
5. Zhao Y., Lao L., Yeung H Investigation and prediction of slug flow characteristics in highly viscous liquid and gas flows in horizontal pipes // Chemical Engineering Research and Design. – 2015 – № 102. – С. 124–137.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ПРОЕКТИРУЕМОГО ПРОМЫСЛОВОГО ТРУБОПРОВОДА М. А. Филимоненко

Научный руководитель, доцент А. Г. Зарубин

Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Промысловые трубопроводы являются одним из важнейших средств осуществления совокупности технологических и технических операций по добыче нефти и газа из недр, обеспечению безопасности населения, охране объектов окружающей среды.

Большинство крупных месторождений нефти и газа России, расположены на территориях с уникальными экосистемами. Возможные негативные воздействия со стороны объектов транспортировки нефти и газа могут привести к необратимым последствиям для всех видов живых организмов, живущих на данных территориях.

Цель работы – провести гидравлический расчет трубопровода, определить диаметр, перепад давления и температуры по длине трубопровода.

По промышленным трубопроводам транспортируются среды с большим количеством воды, сероводорода, углекислого газа, механическими примесями, что существенно уменьшает срок их безаварийной эксплуатации. Поэтому задача обеспечения надежной и безопасной эксплуатации промышленных трубопроводов является особо актуальной в наше время, когда необходимо минимизировать затраты на добычу углеводородов с учетом низких цен на них. Среднестатистический срок службы низконапорных и высоконапорных водоводов равен 7 лет, нефтегазосборных сетей – 10 лет [1].

Для определения оптимальных параметров трубопровода «Нефтегазосборные сети куст А – узел В» (диаметр, начальное давление, конечная температура) при определенных исходных данных необходимо провести