

УДК 532.529.5

ОПУСКНОЕ ГАЗОЖИДКОСТНОЕ ПУЗЫРЬКОВОЕ ТЕЧЕНИЕ В ВЕРТИКАЛЬНОЙ ТРУБЕ

О.Н. КАШИНСКИЙ, В.В. РАНДИН

Институт теплофизики СО РАН, Новосибирск

Проведено исследование локальных гидродинамических характеристик спутного опускного пузырькового течения в вертикальной трубе внутренним диаметром 42,2 мм. Для измерения трения на стенке, локального газосодержания и пульсаций трения применялся электродиффузионный метод. Использование специального смесителя позволяло изменять диаметр газовых пузырей при одних и тех же расходах жидкости и газа. Особое внимание уделялось измерениям в непосредственной близости стенки. Установлено увеличение трения на стенке по сравнению с однофазным турбулентным течением. Проведено сравнение структур опускного газожидкостного и восходящего течений. Отмечен эффект подавления пульсаций трения на стенке в опускном пузырьковом течении.

В последние годы структура газожидкостных пузырьковых потоков является предметом интенсивных исследований. Большинство из них посвящены изучению спутного восходящего течения [1 – 3], в то время как опускное пузырьковое течение остается малоисследованным. Первые наблюдения структуры опускного потока наряду с измерением распределения фаз выполнены в [4]. Исследование опускного газожидкостного течения было проведено в работах [5 – 8]. В экспериментах [9 – 11] получены профили скорости и газосодержания. Комплексное изучение параметров течения проведено в работе [12]. Расчеты распределения газосодержания в опускном пузырьковом течении были выполнены в [4, 11, 13].

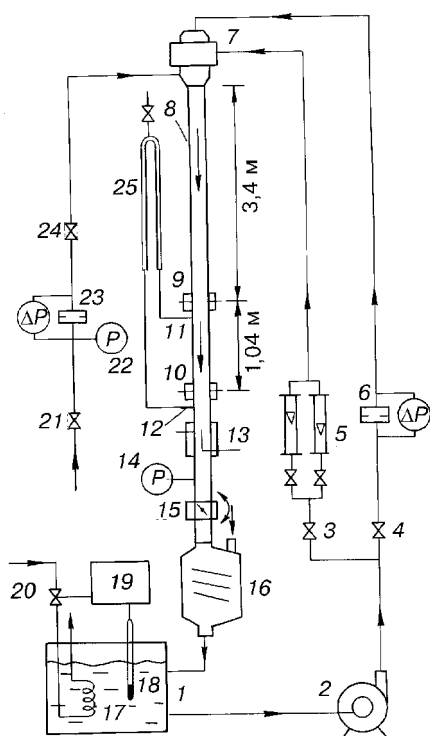
Как теоретические, так и экспериментальные работы показали, что основной отличительной чертой опускного течения является концентрация газовой фазы в центральной части канала. При этом о распределении скорости жидкости и турбулентной структуре течения была получена крайне ограниченная информация. Цель данной работы — детальное экспериментальное исследование локальной структуры спутного опускного пузырькового течения в вертикальной трубе. Особое внимание уделено измерениям трения на стенке и параметров течения в пристенной области.

1. ОПИСАНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТА

1.1. Экспериментальная установка

Эксперименты проводились на установке, схематически показанной на рис. 1. Рабочая жидкость из основного бака 1 центробежным насосом 2 подавалась на вход рабочего участка 8, в качестве которого использовалась вертикальная труба из оргстекла внутренним диаметром 42,2 мм и длиной 4,8 м. Для регулировки давления в рабочем участке на выходе была установлена задвижка 15. Давление в измерительном сечении измерялось манометром

Рис. 1. Экспериментальная установка.
Поясн. см. в тексте.



После рабочего участка газожидкостная смесь подавалась в сепаратор 16, затем жидкость возвращалась в основной бак, а газ выводился в атмосферу. Температура жидкости поддерживалась постоянной регулятором температуры 19 путем подачи холодной воды в охлаждающую спираль 17, управляемую электромагнитным клапаном 20. Термометр 18 контролировал температуру жидкости. Расход жидкости регулировался кранами 3 и 4 и измерялся ротаметрами 5 и расходомерной диафрагмой 6, соединенной с дифференциальным датчиком давления. Локальные параметры течения измерялись в сечениях трубы 9, 10 и 13. Для измерения перепада давления по длине канала в стенке трубы были просверлены отверстия 11 и 12, соединенные с U-образным дифференциальным манометром 25. В качестве газовой фазы использовался воздух, который из магистрали высокого

давления вводился в поток жидкости через смеситель 7. Расход воздуха регулировался кранами 21 и 24. Для измерения расхода воздуха применялась расходомерная диафрагма 23. Давление воздуха определялось манометром 22. Визуализация течения осуществлялась через оптическое стекло, вмонтированное в стенку канала в измерительном участке 13.

Для получения газожидкостного потока использовался специальный смеситель 7, установленный на входе рабочего участка. Схема смесителя показана на рис. 2. Газ через патрубок 6 подавался в кольцевую камеру, образованную корпусом смесителя 1 и втулкой из оргстекла 3. Во втулке были просверлены 120 отверстий диаметром 0,2 мм, через которые газ вводился в поток жидкости. Газовые пузыри генерировались в кольцевой щели, образованной корпусом смесителя и цилиндрической вставкой 2. Жидкость подавалась в эту щель через патрубок 5. Расход жидкости в щели в процессе измерений поддерживался постоянным. Изменение расхода в щели позволяло менять диаметр пузырей. Остальное количество

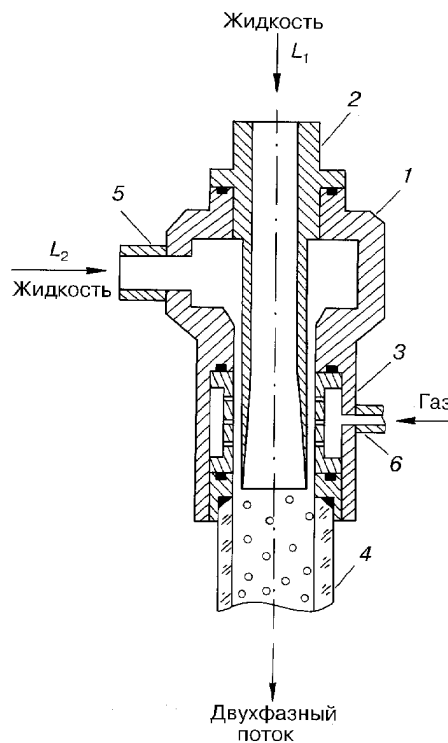


Рис. 2. Генератор пузырей.
Поясн. см. в тексте.

жидкости, необходимое для получения нужного расхода, подавалось через центральное отверстие вставки 2. Полученный таким образом газожидкостный поток поступал на вход в рабочей участок 4. Описанная конструкция смесителя подобна использованной в работе [14] для исследования восходящего пузырькового течения. Такой тип генератора пузырей позволял изменять размер газовых пузырей, не меняя при этом режимных параметров течения.

Объемное расходное газосодержание определялось как

$$\beta = V_G / (V_L + V_G),$$

где V_L , V_G — приведенные скорости соответственно жидкости и газа. Значение V_G пересчитывалось с учетом статического давления в измерительном сечении, полученного из показаний манометра (см. рис. 1, 14).

1.2. Методика измерений

Для измерения локальных параметров течения использовался электродиффузионный метод [15, 16]. Рабочей жидкостью служил раствор 0,005M ферри- и ферроцианида калия и 0,25M соды в дистиллированной воде. В качестве датчиков трения использовались платиновые электроды, смонтированные в стенку трубы и зашлифованные заподлицо с ней. Датчики были двух размеров: 0,1 × 0,9 мм и 0,03 × 0,2 мм (для измерения средних и пульсационных компонент соответственно) и размещались в измерительных сечениях 9 и 10 (см. рис. 1). В каждом сечении находилось 16 датчиков, распределенных равномерно по периметру трубы. Датчики подключались к 8-канальным усилителям. Выходное напряжение усилителей через аналого-цифровой преобразователь вводилось в компьютер, и дальнейшая обработка сигнала проводилась в цифровом виде.

Для измерения локального газосодержания использовался датчик проводимости типа “лобовая точка” [15], установленный на измерительном участке 13; он представлял собой платиновую проволоку, вваренную в стеклянный капилляр. Диаметр датчика на рабочем торце составлял 50 мкм. После усиления и оцифровки обработка сигнала проводилась на компьютере. Значения локального газосодержания определялись суммированием моментов времени нахождения датчика в газовой фазе.

Датчик размещался на координатном механизме. Точность перемещения поперек потока составляла 0,01 мм. Начальное положение датчика устанавливалось в точке его касания стенки с помощью измерительного микроскопа.

При измерениях использовался относительный вариант электродиффузионного метода с калибровкой датчиков в однофазном потоке. Калибровка проводилась в широком диапазоне приведенных скоростей жидкости (от 0,1 до 1,5 м/с), перекрывающем измерительный диапазон. Калибровочная зависимость выглядит следующим образом:

$$\tau_k = A_k I_k^{C_k},$$

где τ — трение на стенке, I — ток датчика, A , C — калибровочные коэффициенты. Калибровка проводилась до и после измерений. Изменение показаний тока датчиков между двумя калибровками не превышало 1 %.

2. РЕЗУЛЬТАТЫ ЭКСПЕРИМЕНТОВ

2.1. Структура потока

Эксперименты проводились в диапазоне приведенных скоростей $V_L = 0,5 - 1,25$ м/с, что соответствует числам Рейнольдса жидкости от 21000 до 55000. Значения приведенной скорости газа V_G изменялись от 0,01 до 0,095 м/с. Измерения проводились при различных значениях среднего диаметра газовых

пузырей d_b . Во всех режимах реализовывалось опускное пузырьковое течение. Визуальные наблюдения показали, что пузыри собираются в центральной части трубы, а вблизи стенки существует тонкий слой жидкости, свободной от пузырей. При $V_L < 0,5$ м/с наблюдался режим “зависания” газа, детально исследованный в работе [9]. Этот режим характеризуется ненулевым значением газосодержания при нулевом расходе газа, т. е. данный режим по отношению к газлифту является обратным. В настоящей работе режим “зависания” газовой фазы был недостаточно стабильным и подробно не исследовался.

Режимные параметры экспериментов приведены в таблице. При $V_L = 1,25$ м/с измерялось только трение на стенке, а в диапазоне $V_L = 0,5 - 1$ м/с производился также замер профилей скорости жидкости и локального газосодержания.

Осредненные параметры течения

V_L , м/с	V_G , м/с	β	d_b , мм	V_m , м/с	τ_w , Н/м ²	α_m	φ
1	0	0	0	1,01	2,88	0	0
0,75	0	0	0	0,752	1,74	0	0
0,5	0	0	0	0,487	0,87	0	0
1	0,0403	0,0387	1,71	1,0	3,29	0,0456	0,0403
0,75	0,03	0,0384	1,73	0,768	2,13	0,0425	0,0455
1	0,0198	0,0194	1,73	0,996	2,95	0,0235	0,0206
0,75	0,0197	0,0256	1,73	0,752	1,93	0,0293	0,0283
0,5	0,02	0,0384	1,73	0,551	1,3	0,0398	0,0498
1	0,0414	0,0398	1,46	1,02	3,24	0,0478	0,0395
0,75	0,412	0,0521	1,46	0,78	2,24	0,0574	0,0576
0,5	0,0405	0,075	1,46	0,569	1,55	0,0882	0,0887
1	0,0916	0,0839	1,47	1,01	3,97	0,108	0,0854
0,75	0,0916	0,109	1,47	0,787	2,83	0,134	0,1165
0,5	0,0916	0,155	1,47	0,558	2,15	0,17	0,1705
1	0,019	0,0186	0,8	0,986	3	0,0221	0,0179
0,75	0,0188	0,0245	0,8	0,761	1,79	0,0289	0,0249
0,5	0,0194	0,0374	0,8	0,505	1	0,0383	0,0425
0,75	0,0407	0,0515	0,92	0,745	2,09	0,0643	0,0541
0,5	0,0418	0,0772	0,92	0,547	1,35	0,0736	0,0877
1	0,0918	0,0841	0,96	0,979	3,83	0,104	0,0829
0,75	0,0942	0,1116	0,96	0,791	2,83	0,13	0,1155
0,5	0,0924	0,156	0,96	0,576	1,98	0,162	0,1591

Известно, что восходящее пузырьковое течение в вертикальной трубе во многих случаях несимметрично относительно оси трубы, особенно при низких скоростях жидкости [2, 17]. Поэтому в опускном потоке была проведена проверка осевой симметрии. На рис. 3 показаны типичные распределения трения на стенке τ_w по периметру трубы (здесь θ — азимутальный угол, отсчитываемый от положения первого датчика трения). Отклонения локальных значений τ_w от средней величины для одних и тех же режимных параметров не превышали 10 %. Таким образом, во всех случаях опускное пузырьковое течение можно считать осесимметричным, и это является принципиальным отличием рассматриваемого течения от восходящего потока.

В отдельной серии экспериментов были проведены одновременные измерения трения на стенке на измерительных участках 9 и 10 (см. рис. 1). Сравнение значений τ_w для обоих участков приведено на рис. 4. Полученные результаты совпадают с точностью 5 %, что находится в пределах погрешности

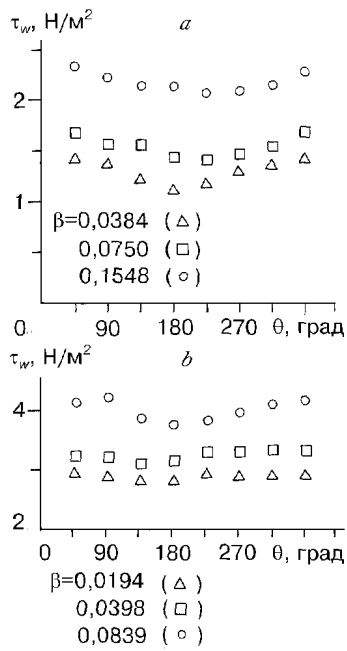


Рис. 3. Распределение трения на стенке по периметру трубы при $V_L = 0,5$ м/с (а), $V_L = 1,0$ м/с (б).

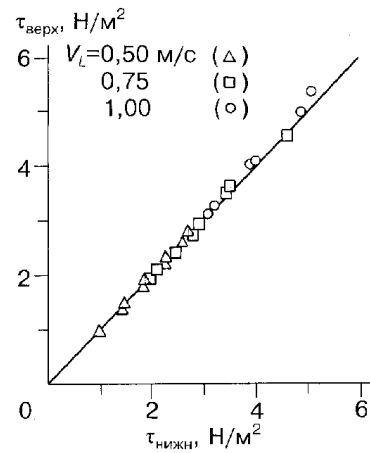


Рис. 4. Распределение трения на стенке по длине трубы.

измерений. Таким образом, течение для всех исследованных режимов можно считать установившимся.

2.2. Трение на стенке

Средние по сечению значения τ_w получались из осреднения показаний всех восьми датчиков. Результаты этих измерений представлены на рис. 5 в виде зависимости отношения τ_w / τ_0 от объемного расходного газосодержания β (здесь τ_0 — трение на стенке в однофазном турбулентном потоке с тем же значением приведенной скорости жидкости V_L). Видно, что во всех исследованных режимах значения τ_w в двухфазном потоке всегда выше, чем в однофазном. Подобная тенденция наблюдалась и для восходящего пузырькового течения [2]. Единственные прямые измерения трения на стенке в опускном двухфазном потоке, известные до настоящего времени, были проведены в работе [12] для трубы диаметром 15 мм. Там также наблюдалось подобное увеличение трения на стенке по сравнению с таковым для однофазного потока. Значения τ_w / τ_0 в настоящих экспериментах выше, чем дается широко известной формулой Арманда [18]:

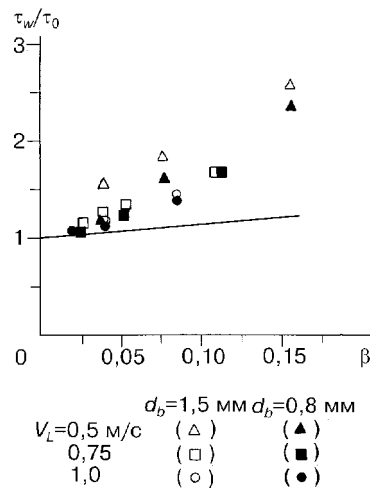


Рис. 5. Среднее по сечению трение на стенке.

$$\tau_w / \tau_0 = (1 - 0,833\beta)^{-1,53}. \quad (1)$$

Эта зависимость показана на рис. 5 сплошной линией. Интересно отметить, что размер газовых пузырей сильно влияет на величину трения на стенке: значение τ_w возрастает с увеличением диаметра пузырей.

Далее был проведен расчет трения на стенке в опускном пузырьковом потоке по модели, представленной в работе [7]. В данной работе авторы на основе теории длины пути смешения вывели следующую формулу для расчета трения на стенке:

$$\tau_{w, \text{calc}} / \tau_0 = (1 - \varepsilon)^{-1} \left[(1 - \varepsilon)^{-1} + BU_b \varepsilon / V_L \right], \quad (2)$$

где $\tau_{w, \text{calc}}$ — расчетное трение на стенке, ε — расчетное значение газосодержания:

$$\varepsilon = \beta / (1 + U_b(1 - \beta) / V_L), \quad (3)$$

здесь U_b — скорость всплытия пузырей в покоящейся жидкости. Эмпирический коэффициент b согласно работе [7] для опускного течения принимался равным 22,81.

Результаты экспериментов сопоставлялись с расчетом по формуле (2). Значения U_b вычислялись с использованием измеренных значений диаметра пузырей d_b по формулам, приведенным в работе [19] для воды. Результаты сравнения (рис. 6) показывают хорошее соответствие между измеренными и рассчитанными значениями трения на стенке; расхождение не превышает 15 %.

Присутствие в потоке газовой фазы обычно меняет пульсационную структуру течения [1, 20]. Важным параметром, характеризующим пульсации потока в пристенной области, является относительная интенсивность пульсаций трения на стенке $\varepsilon_\tau = \tau'_w / \tau_w$, где τ'_w — среднеквадратичная интенсивность пульсаций трения на стенке. В однофазном турбулентном течении в трубе $\varepsilon_\tau = 0,37 - 0,38$. Измерения в восходящем пузырьковом потоке [2] демонстрируют увеличение ε_τ по сравнению с таковым при однофазном течении. Результаты измерений в опускном пузырьковом течении представлены на рис. 7. При скорости жидкости $V_L = 1 \text{ м/с}$ интенсивность пульсаций ε_τ остается примерно такой же, как и в однофазном потоке ($\beta = 0$). При снижении приведенной скорости жидкости наблюдается уменьшение ε_τ . Этот эффект наиболее ярко выражен при $V_L = 0,5 \text{ м/с}$ — значение ε_τ снизилось до $0,23 - 0,25$. Эти результаты демонстрируют важное значение механизма подавления турбулентности в опускном течении.

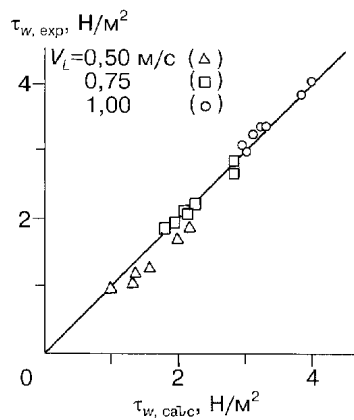


Рис. 6. Сравнение измеренных значений трения с расчетными.

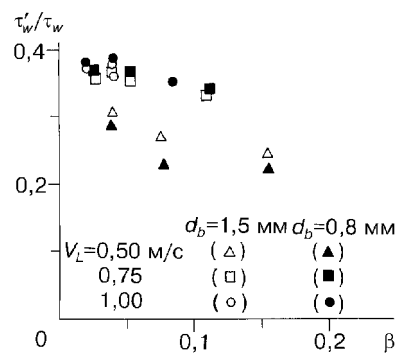


Рис. 7. Интенсивность пульсаций трения на стенке.

2.3. Измерения локального газосодержания

В ходе эксперимента было проведено измерение профилей локального газосодержания при различных расходах жидкости и газа. Профили $\alpha(y)$ показаны на рис. 8 для приведенных скоростей жидкости $V_L = 0,5; 0,75$ и $1,0$ м/с; здесь y — расстояние от стенки трубы. Видно, что вблизи стенки $\alpha = 0$, а в центральной части трубы профили газосодержания довольно однородны. Область резкого увеличения α лежит ближе к стенке трубы при меньших скоростях жидкости. Размер пузырей слабо влияет на распределение газосодержания. Влияние скорости жидкости на профили α показано на рис. 9. При

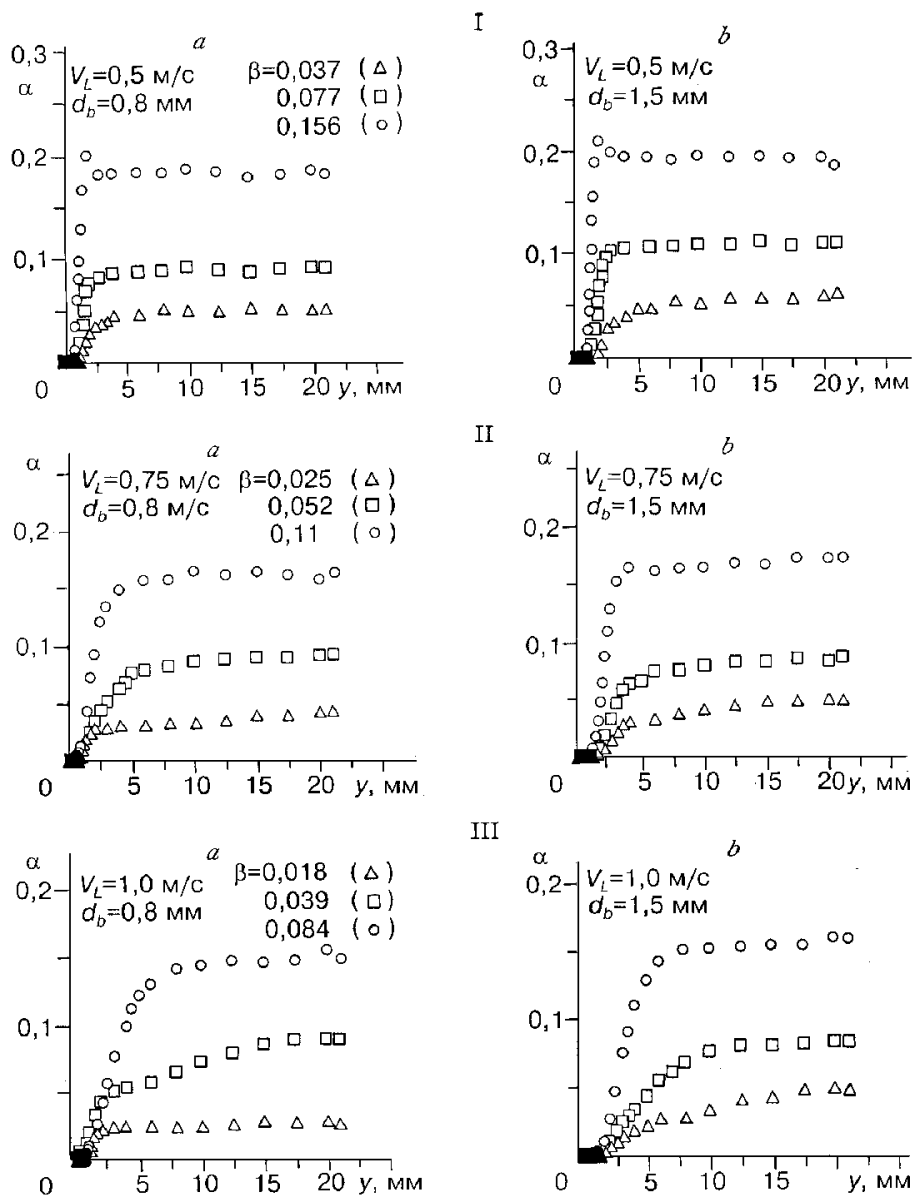


Рис. 8. Профили локального газосодержания при $V_L = 0,5$ м/с (I), $0,75$ м/с (II), $1,0$ м/с (III).

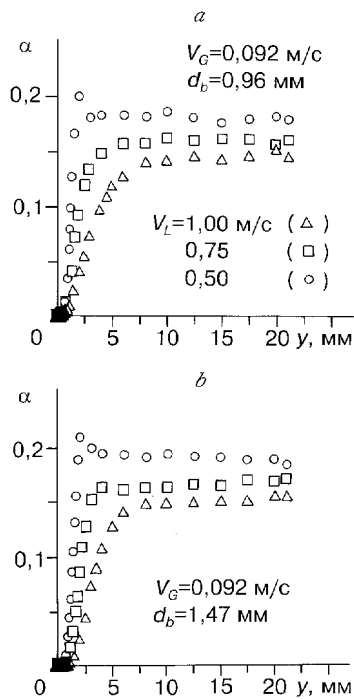


Рис. 9. Влияние скорости жидкости на профили газосодержания.

меньших скоростях жидкости пузыри подходят ближе к стенке. В общем случае влияние размера пузырей меньше влияния скорости жидкости. Некоторые профили при $V_L = 0,5$ м/с и больших значениях β имеют незначительный локальный максимум α вблизи стенки. Этот эффект был также отмечен для опускного течения с низкой скоростью в работе [9].

Типичные распределения локального газосодержания вблизи стенки показаны на рис. 10. Видно, что $\alpha = 0$ до некоторого расстояния от стенки, зависящего от режимных параметров течения. Влияние размера пузырей на пристенное распределение газосодержания незначительно при $V_L = 0,5$ м/с, но становится более выраженным при $V_L = 1$ м/с. Меньшие пузыри подходят ближе к стенке, вследствие чего область с нулевым газосодержанием выражена не ярко (рис. 10, II, a).

Средние значения газосодержания α_m рассчитывались путем осреднения профиля локального газосодержания по поперечному сечению трубы:

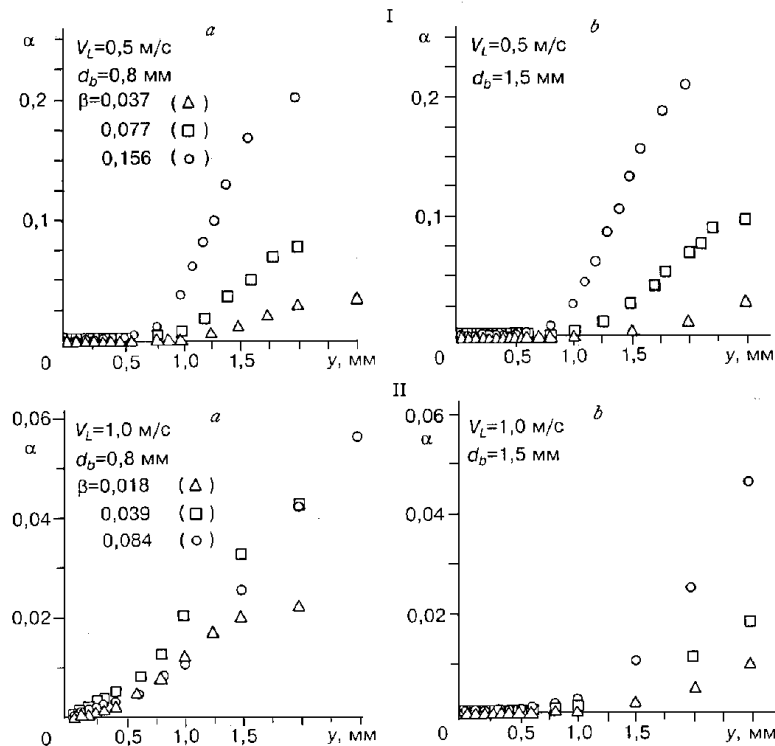


Рис. 10. Распределение газосодержания вблизи стенки при $V_L = 0,5$ (I), 1,0 м/с (II).

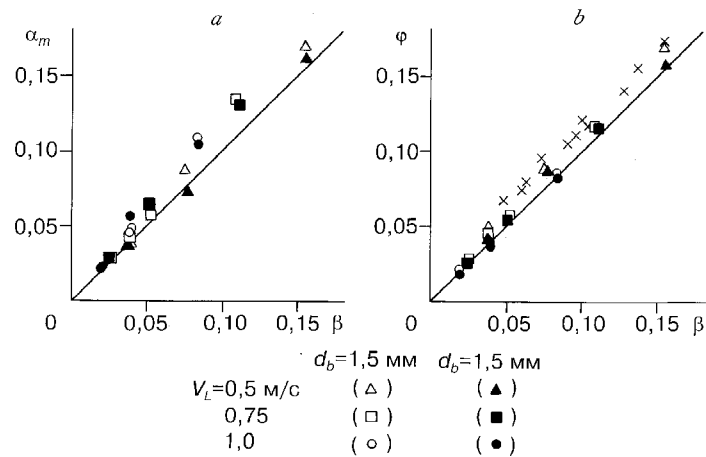


Рис. 11. Среднее по сечению (а) и истинное (б) газосодержание.
 × — данные [9].

$$\alpha_m = \frac{2}{R^2} \int_0^R \alpha(r) r dr, \quad (4)$$

где R — радиус трубы. Значения α_m для различных режимов течения представлены в таблице (см. выше), где приведены также величины истинного газосодержания φ , рассчитанные по измеренным величинам перепада давления по длине трубы и трения на стенке.

На рис. 11, а приведено сравнение α_m и объемного расходного газосодержания β . Видно, что практически во всех исследованных режимах значение $\alpha_m > \beta$, что вполне объяснимо для опускного течения, тогда как в восходящем потоке $\alpha_m < \beta$. Сказанное выше относится и к зависимости $\varphi(\beta)$ (рис. 11, б). На рис. 11, б приведены также результаты работы [9] для опускного пузырькового течения при $V_L = 0,533 \text{ м/с}$. Эти точки на графике лежат немного выше, что может быть вызвано большим размером пузырей ($d_b = 3 - 5 \text{ мм}$).

Разность между α_m и φ (см. таблицу) не превышает 20 % при значениях $V_L = 0,5$ и $0,75 \text{ м/с}$ и увеличивается до 26 % при $V_L = 1 \text{ м/с}$. Точность измерения φ с увеличением скорости жидкости уменьшается, поскольку истинное газосодержание представляет собой разность двух больших величин, описывающих вклад в баланс сил: перепада давления и трения на стенке. К сожалению, в описываемых экспериментах не было другого способа измерения истинного газосодержания.

На рис. 12, 13 профили локального газосодержания представлены в “универсальных” координатах. Область нулевого газосодержания простирается до $yu_r / \nu = 50$ и 100 при V_L соответственно $0,5$ и 1 м/с для пузырей диаметром $1,5 \text{ мм}$. Влияние размера пузырей на распределение локального газосодержания сильно выражено при $V_L = 1,0 \text{ м/с}$ и $\beta = 0,02$ (см. рис. 13). При больших значениях β этот эффект становится слабее.

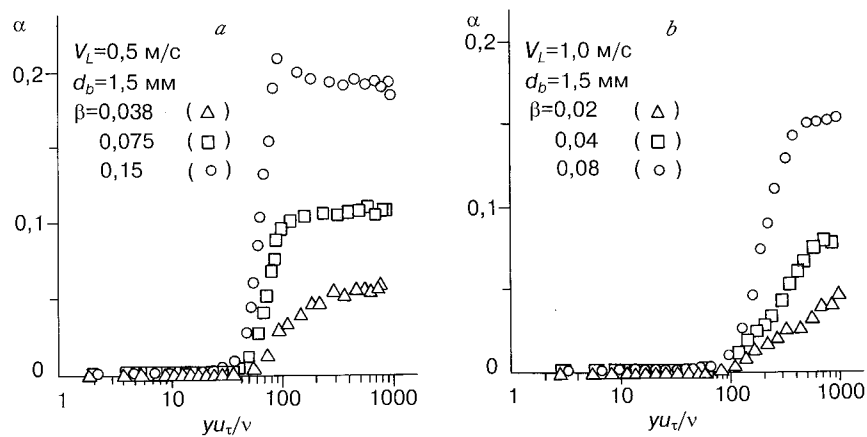


Рис. 12. Профили локального газосодержания в “универсальных” координатах.

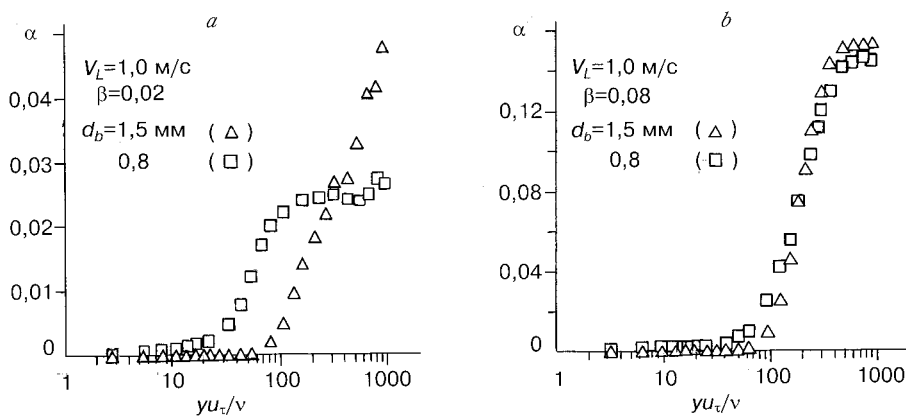


Рис. 13. Влияние размера пузырей на распределение газосодержания.

3. ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

Сравнение результатов для опускного и восходящего течений показывает, что основное различие заключается в распределении пузырей газа по поперечному сечению трубы. В опускном течении газ собирается в центральной части канала, а вблизи стенки трубы остается тонкая область чистой жидкости, свободная от пузырей газа. Анализ распределения газа подтверждает предположения, сделанные в работах [4, 21] о том, что основной причиной миграции пузырей в потоке является боковая сила, которая действует на пузырь, всплывающий в потоке с градиентом скорости. Эта сила имеет разные направления в восходящем и опускном течении вследствие разного направления скорости всплытия пузыря по отношению к скорости жидкости. Следовательно, в опускном течении наблюдаются профили газосодержания с максимумом в центре, тогда как в восходящем потоке преобладают профили с максимумом вблизи стенки.

В общем случае размер газовых включений влияет на параметры течения. Перенос импульса между жидкостью и газом зависит от диаметра пузыря и его относительной скорости. Скорость всплытия пузыря увеличивается с рос-

том его диаметра. Таким образом, перенос импульса сильно возрастает с увеличением диаметра пузырей. Влияние размера газовых пузырей на параметры течения наблюдается как в опускном, так и в восходящем потоке [12, 14].

Механизмы повышения трения на стенке в опускном и восходящем потоках различны. В работе [2] было отмечено, что максимальное трение на стенке наблюдается в режимах с высокой концентрацией пузырей в пристенной области. Пузыри, движущиеся близко к стенке, увлекают за собой жидкость, и это приводит к повышению скорости жидкости вблизи стенки, а значит и градиента скорости. Данный механизм отсутствует в опускном течении, поскольку в этом случае в пристенной области пузырей нет. Наиболее вероятной причиной увеличения трения на стенке в опускном потоке может быть “выполаживание” профиля скорости жидкости в центральной части трубы за счет повышенной турбулентной вязкости, что приводит к росту градиента скорости в пристенной области. Такое неполаживание вследствие более высокой концентрации пузырей в центральной части трубы более выражено в опускном течении по сравнению с восходящим. Влияние размера пузырей на трение можно объяснить более высокой степенью турбулизации потока большими пузырями, имеющими более высокую относительную скорость.

На основе проведенных исследований можно сделать следующие выводы.

Трение на стенке в опускном пузырьковом течении выше, чем в однофазном потоке с тем же значением приведенной скорости жидкости. Это различие зависит от размера пузырей и увеличивается с ростом их диаметра. Наблюдается хорошее соответствие между измеренными значениями трения на стенке и расчетом [7].

В опускном пузырьковом течении отмечен эффект подавления турбулентности для пульсаций трения на стенке.

Работа выполнена при поддержке РФФИ (Грант № 97-02-18535).

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Serizawa A., Kataoka I., Michiyoshi I. Turbulent structure of air-water bubbly flows // *Int. J. Multiphase Flow.* — 1975. — Vol. 2, No. 3. — P. 235 – 246.
2. Nakoryakov V.E., Kashinsky O.N., Burdukov A.P., Odnoral V.P. Local characteristics of upward gas-liquid flows // *Ibid.* — 1981. — Vol. 7, No. 1. — P. 63 – 81.
3. Liu T.J., Bankoff S.G. Structure of air-water bubbly flow in a vertical pipe // *Int. J. Heat Mass Transfer.* — 1993. — Vol. 36, No. 4. — P. 1049 – 1060.
4. Ибрагимов М.Х., Бобков В.П., Тычинский Н.А. Исследование поведения газовой фазы в турбулентном потоке смеси воды и газа в каналах // *Теплофизика высоких температур.* — 1973. — Т. 11, № 5. — С. 1051 – 1061.
5. Oshinovo T., Charles M.E. Vertical two-phase flow. Holdup and pressure drop // *Canad. J. Chem. Engng.* — 1974. — No. 52. — P. 438 – 448.
6. Clark N.N., Flemmer R.L.C. On vertical downward two phase flow // *Chem. Eng. Sci.* — 1984. — № 39. — P. 170 – 173.
7. Clark N.N., Flemmer R.L.C. Two-phase pressure loss in terms of mixing length theory // *Ind. Eng. Chem Fundam.* — 1985. — Vol. 24, No. 4. — P. 412 – 423.
8. Clark N.N., Flemmer R.L.C. Predicting the holdup in two-phase bubble upflow and downflow using the Zuber and Findlay drift-flux model // *AIChE J.* — 1985. — Vol. 31, No. 3. — P. 500 – 503.
9. Ганчев Б.Г., Низовцев В.А., Пересадыко В.Г. Опускные пузырьковые потоки с малой скоростью движения фаз // *Пристенные струйные потоки: Сб. науч. тр.* — Новосибирск, 1984. — С. 85 – 91.
10. Ганчев Б.Г., Пересадыко В.Г. Процессы гидродинамики и теплообмена в опускных пузырьковых потоках // *ИФЖ.* — 1985. — Т. 49, № 2. — С. 181 – 189.
11. Wang S.K., Lee S.J., Jones O.C., Lahey R.T. 3-D turbulence structure and phase distribution mechanism in bubbly two-phase flows // *Int. J. Multiphase Flow.* — 1987. — Vol. 13. — P. 327 – 343.
12. Горелик Р.С., Кашицкий О.Н., Накоряков В.Е. Исследование опускного пузырькового течения в вертикальной трубе // *ПМТФ.* — 1987. — № 1. — С. 69 – 73.
13. Drew D.A., Lahey R.T. Phase distribution mechanism in turbulent low-quality two-phase flow in a circular pipe // *J. Fluid Mech.* — 1982. — Vol. 117. — P. 91 – 106.

14. **Валукина Н.В., Козьменко Б.К., Кашинский О.Н.** Характеристики монодисперсной газожидкостной смеси при течении в вертикальной трубе // ИФЖ. — 1979. — Т. 36, № 4. — С. 695–699.
15. **Nakoryakov V.E., Kashinsky O.N., Kozmenko V.K.** Electrochemical method for measuring turbulent characteristics of gas-liquid flows // Measuring Techniques in Gas-Liquid Two-Phase Flows / Eds. J.M. Delhaye and G. Cognet. — Berlin et al.: Springer Verlag, 1984. — P. 695–721.
16. **Накоряков В.Е., Бурдуков А.П., Кашинский О.Н., Гешев П.И.** Электродиффузионный метод исследования локальной структуры турбулентных течений. — Новосибирск: Изд. Ин-та теплофизики СО АН СССР, 1986. — 247 с.
17. **Kashinsky O.N., Gorelik R.S., Randin V.V.** Upward bubbly flow in a small-diameter vertical pipe // Rus. J. of Engin. Thermophys. — 1995. — Vol. 5, No. 2. — P. 177–193.
18. **Арманд А.А.** Сопротивление при движении газожидкостного потока по горизонтальным трубам // Изв. ВТИ. — 1946. — № 1. — С. 16–23.
19. **Wallis G.B.** The terminal speed of drops and bubbles in an infinite medium // Int. J. Multiphase Flow. — 1974. — Vol. 1, No. 5. — P. 491–511.
20. **Michiyoshi I., Serizawa A.** Turbulence in two-phase bubble flow // Nucl. Eng. Des. — 1986. — Vol. 95. — P. 253–267.
21. **Zun I.** The transverse migration of bubbles influenced by walls in vertical bubbly flow // Int. J. Multiphase Flow. — 1980. — Vol. 6. — P. 583–588.

Статья поступила в редакцию 5 марта 1998 г.