

Федеральное государственное бюджетное учреждение науки

Институт теплофизики им. С. С. Кутателадзе

Сибирского отделения Российской академии наук

На правах рукописи

Барткус Герман Васильевич

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ЛОКАЛЬНЫХ
ХАРАКТЕРИСТИК ГАЗОЖИДКОСТНОГО ТЕЧЕНИЯ
В ПРЯМОУГОЛЬНЫХ И ЩЕЛЕВЫХ МИКРОКАНАЛАХ

Специальность 1.1.9 – Механика жидкости, газа и плазмы

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата физико-математических наук

Научный руководитель:

доктор физико-математических наук, профессор

Кузнецов Владимир Васильевич

Новосибирск – 2022

Оглавление

Введение.....	4
Глава 1 Обзор исследований о структуре и характеристиках газожидкостного течения и методиках их исследования.....	9
1.1. Классификация каналов по размерам	9
1.2. Режимы газожидкостного течения	11
1.3. Перепад давления	18
1.4. Локальные характеристики газожидкостного течения и методики их измерения	22
1.5. Массообмен при физической абсорбции в микроканалах	27
1.6. Выводы по Главе 1, постановка задач исследования.....	34
Глава 2 Описание экспериментальной установки и используемых методик измерений	36
2.1. Экспериментальный стенд для исследования структуры газожидкостного течения.....	36
2.2. Технологии создания микроканалов	39
2.3. Метод лазерного сканирования потока	43
2.4. Метод лазерно-индуцированной флуоресценции (LIF).....	44
2.4. Оценка погрешностей измерения	52
2.5. Выводы по Главе 2	53
Глава 3 Экспериментальное исследование структуры течения в прямоугольных и щелевых микроканалах.....	54
3.1. Режимы газожидкостного течения в прямоугольных микроканалах.....	54
3.2. Режимы газожидкостного течения в щелевых микроканалах с перекрестным входом....	58
3.3. Статистические характеристики газожидкостного течения в прямоугольных и щелевых микроканалах.....	60
3.3.1. Скорости газовых пузырей	61
3.3.2. Статистические характеристики газожидкостного течения, полученные методом лазерного сканирования	61
3.4. Карты режимов течения.....	65
3.5. Перепад давления в щелевом микроканале	73
3.5.1. Сравнение с гомогенными моделями	75
3.5.2. Сравнение с моделями раздельного течения	77
3.6. Вывода по Главе 3	80
Глава 4 Исследование локальных характеристик газожидкостного течения в прямоугольных и щелевых микроканалах, полученные методом LIF	82
4.1. Распределение жидкости в щелевом микроканале	82
4.2. Распределение жидкости в прямоугольном микроканале.....	87
4.3. Безразмерная толщина пленки	89
4.4. Выводы по Главе 4	90

Глава 5 Экспериментальное исследование процесса массообмена в прямоугольном микроканале	92
5.1. Экспериментальное исследование структуры течения в прямоугольном микроканале без физической абсорбции.....	92
5.2. Экспериментальное исследование структуры течения в прямоугольном микроканале при физической абсорбции.....	95
5.2.1. Объемный коэффициент массоотдачи в предположении равномерной концентрации в элементарной ячейке	99
5.2.2. Объемный коэффициент массоотдачи при раздельном вкладе пленки и перемычки жидкости	101
5.3. Выводы к Главе 5.....	109
Заключение	111
Список сокращений и условных обозначений	113
Список публикаций по теме диссертации	116
Список литературы	121

Введение

В настоящее время капиллярная гидродинамика двухфазного течения в микроканалах и сопутствующие процессы тепломассобмена являются активно развивающимися направлениями науки и техники. При данном течении две среды суммарного потока, которыми могут быть как газ, жидкость или твердые частицы, движутся совместно с определённой скоростью в заданной геометрии канала. Среди всего разнообразия различных двухфазных течений значительное внимание уделяется газожидкостным смесям и смесям жидкость-жидкость.

В микроканалах, размер которых обычно меньше капиллярной постоянной δ_c для используемой жидкости, определяющими являются капиллярные, межфазные, инерционные и вязкостные силы. Получившиеся распределения фаз в микроканале принимают различные формы, реализуются разные режимы течения в зависимости от доминирования определенной силы, отличающиеся от течений в больших каналах. Исследования режимов течения и их локальных характеристик является в настоящее время актуальной задачей, так как связано с широким применением газожидкостных и двухжидкостных течений в различных современных технологиях на основе микроканалов. Например, двухфазные течения в микроканалах используются в мембранных топливных элементах и испарительно-конденсационных системах термостабилизации космических аппаратов.

Основным преимуществом микроканалов является реализуемые большие площади поверхности фаз. При уменьшении поперечного размера канала отношение поверхности к объему канала увеличивается обратно пропорционально диаметру канала, что обеспечивает высокую эффективность теплообмена и массообмена в микроканалах. Такие системы получают все более широкое распространение в микроэлектронике, транспорте и энергетике. Микроканалы открывают новые перспективы в управлении реакций с временным масштабом порядка нескольких миллисекунд, и прямоугольная геометрия микроканала является наиболее преимущественной и уже широко реализуемой для указанных выше применений. Например, в системах охлаждения оборудования прямоугольная геометрия сечения может обеспечить максимальную поверхность контакта фаз для теплосъема. Искривленная геометрия канала применяется для улучшения смещения фаз и являются основой для разработки пассивных микросмесителей [1]. Большая площадь контакта фаз делает выгодным внедрение систем на основе микроканалов в биологических технологиях для анализа крови, компактных системах Lab-On-Chip, инкапсуляции клеток и их лизиса [2].

За последние 15–20 лет исследовательские группы со всего мира представляли свои результаты по тепло- и массообмену при двухфазном течении в каналах микроразмера для разного типа геометрий. Растет число публикаций на данную тематику и проводятся многочисленные специализированные конференции по вопросам гидродинамики и тепломассообмена в микроканалах и микросистемах. Для оптимизации дизайна микроканальных систем необходимо детальное понимание механизмов формирования газожидкостного течения, реализуемых режимов, перепада давления и локальных характеристик для большого диапазона расхода фаз.

В этой связи **актуальным** являются проведение экспериментальных исследований капиллярной гидродинамики и межфазного массообмена при газожидкостном течении в микроканалах, определение характерных режимов течения и построение карт на их основе, измерение локальных характеристик течения для разных типов геометрий канала и с использованием фаз с различными физическими свойствами. Экспериментальное исследование требует разработки новых методов определения характеристик течения.

Целью данной работы является развитие методов измерения и обработки данных, проведение комплексных экспериментальных исследований капиллярной гидродинамики и межфазного массообмена при газожидкостном течении в горизонтальных микроканалах с различным соотношением сторон и при изменении физических свойств жидкости.

В соответствии с указанной целью были решены следующие **задачи**:

1. Развитие экспериментальных методик и исследование структуры двухфазного газожидкостного течения в каналах прямоугольной (соотношение сторон $\alpha_c=2$) и щелевой геометрии (соотношение сторон $\alpha_c>6$) с гидравлическими диаметрами от 253 до 364 мкм с помощью высокоскоростной видеосъемки и лазерного сканирования для каналов с разными типами смесителей и используемых жидкостей.

2. Определение основных режимов и статистических характеристик течения, построение карт режимов течения на их основе. Разработка метода смешения фаз на входе в щелевой микроканал.

3. Развитие методики измерения локальных характеристик течения методом лазерно-индуцированной флуоресценции (LIF), измерение с его помощью локальных характеристик течения, включая локальную и среднюю толщину пленки жидкости, ее распределение вдоль широкой стороны канала, структуру волн на поверхности пленки жидкости. Определение закономерностей газожидкостного течения на основе данного метода и сравнение с существующими теоретическими моделями.

4. Измерение объемного коэффициента массоотдачи в прямоугольном микроканале по измерению изменения объема газового пузыря CO_2 вдоль канала, проверка применимости существующих моделей и их доработка для случая прямоугольной геометрии.

Научная новизна полученных результатов состоит в том, что:

Впервые выполнено комплексное экспериментальное исследование и установлены локальные характеристики горизонтального газожидкостного течения в прямоугольных микроканалах в диапазоне отношения сторон канала от 2 до 10 с использованием лазерных методов определения статистических характеристик и локальной толщины пленки жидкости для безволнового и волнового режимов течения.

С помощью метода высокоскоростной визуализации и лазерного сканирования получены основные режимы газожидкостного течения в прямоугольных и щелевых микроканалах для соотношения сторон канала $\alpha_c=2, 6$ и 10 с различными смесителями на входе при изменении физических свойств жидкостей, установлены границы периодического снарядного режима течения для микроканалов с различным соотношением сторон. Впервые показано значительное влияние гидрофилизации стенок микроканала на границы периодического снарядного режима течения для смеси с повышенной вязкостью.

Впервые с помощью метода LIF измерено распределение локальной толщины безволновой и волновой пленки жидкости в поперечном сечении прямоугольного микроканала. Доказана предсказанная ранее теоретически неравномерность толщины пленки жидкости, связанная с поперечным течением жидкости к углам канала под действием капиллярных сил, определен размер зоны менисков на короткой стороне канала. Выявлено влияние волн на интенсивность поперечных перетоков жидкости, получено выравнивание поверхности пленки жидкости при высоких скоростях газа, вследствие образования трехмерных волн.

Используя визуализацию течения с высоким разрешением для измерения объема пузыря газа экспериментально получены объемные коэффициенты массоотдачи для абсорбции CO_2 при газожидкостном течении в прямоугольном микроканале. Предложен новый подход к определению коэффициента массоотдачи в прямоугольном микроканале на основе моделей Butler и Van Baten and Krishna, учитывающий локальную структуру циркуляционного течения в перемычке жидкости.

На защиту выносятся следующие положения:

1. Результаты по экспериментальному определению границ режимов течения в горизонтальных прямоугольных и щелевых микроканалах, полученные методом лазерного сканирования и высокоскоростной визуализацией.

2. Результаты по применению перекрестного смесителя для формирования газожидкостного течения в микроканалах с большим отношением сторон.

3. Результаты по экспериментальному определению локальных характеристик течения с использованием метода лазерно-индуцированной флуоресценции, измерению локальной и средней толщины пленки жидкости и определению областей менисков в углах канала.

4. Результаты по экспериментальному определению объемного коэффициента массоотдачи в прямоугольном микроканале и новый подход для расчета коэффициента массоотдачи при снарядном режиме течения в прямоугольном микроканале.

Достоверность полученных результатов подтверждается использованием современных методов измерений, оценкой величины погрешности измерений, проведением калибровочных экспериментов, а также сопоставлением полученных результатов с теоретическими и экспериментальными данными других авторов.

Теоретическая и практическая значимость работы связана с получением экспериментальных данных и закономерностей о режимах течения, перепаде давления и локальных характеристиках, которые могут быть использованы при обосновании режимов работы технологических устройств, основанных на микроканальных системах. Метод LIF позволяет получать более полные данные о структуре распределения фаз в течении и о тонкой пленке жидкости, что является критически важным в массообменных микрореакторах и микроканальных радиаторах. Полученные результаты могут быть использованы при разработке компактных тепломассообменных устройств в энергетике, химической технологии и системах утилизации диоксида углерода.

Личный вклад соискателя. Постановка задач исследования и выбор методики измерений проведены соискателем совместно с научным руководителем. Соискателем лично проведено конструирование рабочих участков, модернизация стенда, отработка методик измерений локальных и статистических характеристик газожидкостного течения методами высокоскоростной визуализации, лазерного сканирования и лазерно-индуцированной флуоресценции (LIF). Все экспериментальные данные, включенные в диссертацию, обработка экспериментальных данных, их анализ, разработка программы для получения локальных характеристик течения методом LIF выполнены соискателем лично. Написание статей по материалам исследования выполнено совместно с научным руководителем.

Данная работа выполнена в Институте теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН в соответствии с планом работ лаборатории и при финансовой поддержке РФФИ (№19-38-90255, 18-08-01282) и РНФ (№16-19-10519, 21-19-00626).

Апробация работы. Материалы диссертации были представлены на следующих международных и всероссийских конференциях:

- 16th International Heat Transfer Conference IHTC-16 (Beijing, 2018);
- International School of Young Scientists «Interfacial Phenomena and Heat Transfer» (Novosibirsk, 2016);
- Международная научно-техническая конференция «Оптические методы исследования потоков» (Москва, 2021);
- 7^{ая} Российская национальная конференция по теплообмену РНКТ-7 (Москва, 2018)
- Международная конференция СибОптика (Новосибирск, 2015, 2016, 2017, 2018)
- V и VI Международный семинар с элементами научной школы для молодых ученых «Проблемные вопросы тепломассообмена при фазовых превращениях и многофазных течениях в современных аппаратах химической технологии и энергетическом оборудовании» ISHM V, ISHM VI (Novosibirsk, 2016)
- Российская конференция "Многофазные системы: модели, эксперимент, приложения" (Уфа, 2020)
- XXXIII, XXXV и XXXVI Всероссийская конференция с элементами научной школы для молодых ученых «Сибирский теплофизический семинар» (Новосибирск, 2019, 2020, 2021)
- XXI и XXII Школа-семинар молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А. И. Леонтьева «Проблемы газодинамики и тепломассообмена в энергетических установках» (Санкт-Петербург, 2017; Москва, 2019)
- XIV, XV и XVII Всероссийский семинар «Динамика Многофазных Сред» с участием иностранных ученых (Новосибирск, 2015, 2017, 2021)
- XIV и XVI Всероссийская Школа-конференция молодых ученых с международным участием «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики» (Новосибирск, 2016, 2020)
- LIV и LV Международная Научная Студенческая Конференция МНСК (Новосибирск, 2016, 2017).

Публикации. Основные результаты по теме диссертации изложены в 39 печатных изданиях, 14 из которых опубликованы в журналах, рекомендованных ВАК, 25 – в тезисах докладов и трудах конференции.

Структура и объем диссертации. Диссертация состоит из введения, 5 глав, заключения и списка цитируемой литературы, включающего 113 наименований. Диссертация изложена на 128 страницах, включает 14 таблиц и 66 рисунков.

Глава 1 Обзор исследований о структуре и характеристиках газожидкостного течения и методиках их исследования

1.1. Классификация каналов по размерам

Классификация каналов необходима для анализа экспериментальных данных, так как характеристики течения в каналах разного размера обладают различными свойствами, которые необходимо учитывать при проектировании технологических устройств. Уменьшение размера способствует доминированию капиллярных сил на микромасштабе, что приводит к появлению новых режимов и структур течения.

В литературе по двухфазным потокам размеры микроканалов варьируются и используются разные критерии для перехода к микроканальности. Обычно приводят классификацию в зависимости от гидравлического диаметра D_h , представленную в работе Kandlikar S. G., Grande W.J. [3] и составленную оперируя длиной свободного пробега (см. Таблица 1.1).

Таблица 1.1 – Классификация каналов

Стандартные трубы	$D_h > 3$ мм
Миниканалы	$3 \text{ мм} \geq D_h > 200$ мкм
Микроканалы	$200 \text{ мкм} \geq D_h > 10$ мкм
Переходные миниканалы	$10 \text{ мкм} \geq D_h > 1$ мкм
Переходные микроканалы	$1 \text{ мкм} \geq D_h > 0.1$ мкм
Наноканалы	$0.1 \text{ мкм} \geq D_h$

В работе Serizawa A. и др. [4], в которой были проведены эксперименты по изучению газожидкостной водно-воздушной смеси в круглых каналах с гидравлическим диаметром 20, 25 и 100 мкм, обобщены данные и показано, что примерными критериями «микроканальности» являются постоянная Лапласа δ_c (капиллярная постоянная) и число Этвеша Eo

$$\delta_c = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{liq} - \rho_{gas})}}, \quad (1.1)$$

$$Eo = \frac{g \Delta \rho D^2}{\sigma} = \left(\frac{D}{\delta_c} \right)^2, \quad (1.2)$$

где σ - поверхностное натяжение границы раздела, g - ускорение свободного падения, $\Delta \rho = \rho_{liq} - \rho_{gas}$ - разность плотностей жидкости и газа, D - характерный размер в системе, в данном случае

для круглого канала его диаметр, соответственно. В работе [5] получили, что для диаметра трубы D переход к микроканалу через капиллярную постоянную происходит для $\delta_c/D \geq 3.3$. Brauner N., Moalem-Maron D. [6] предложили другой критерий для перехода: $Eo \leq (2\pi)^2$.

Указанные выше определения недостаточны для определения точного перехода к микромасштабному поведению, так как дают примерную оценку. Каналы с поперечным размером от 2 до 0.01 мм в целом рассматриваются как каналы с проявлением микромасштабных эффектов, определяющихся мерой влияния капиллярных сил на структуру течения. В рамках указанного выше диапазона поперечного размера переход от миниканалов к микроканалам должен учитывать не только гидравлический диаметр D_h , но и параметр, показывающий степень влияния капиллярных сил, например, такой как безразмерные числа Вебера We , Этвеша Eo , капиллярное число Ca . Как примерную оценку отличия миниканалов от микроканалов для газожидкостного течения возьмем степень влияния ориентация течения [7]: для микроканалов – гидравлический диаметр D_h много меньше капиллярной постоянной δ_c и расположение канала в пространстве не влияет на режим течения; для миниканалов - D_h сравним с капиллярной δ_c .

В микромасштабных течениях иногда пренебрегают эффектами инерции и плавучести и говорят, что они незначительны, в то время как в такой системе преобладают поверхностное натяжение и силы вязкости. Относительное доминирование инерционно-вязких сил оценивается с помощью числа Рейнольдса:

$$Re = \frac{\rho UL}{\mu} \quad (1.3)$$

где ρ и μ - плотность и вязкость жидкости, а U и L - характерная скорость и характерная длина исследуемой системы, соответственно. Скорость U можно установить равным скорости пузырька или средней скорости жидкости, $J_{liq} = Q_{liq}/S$, где S - площадь поперечного сечения микроканала. Относительное доминирование эффектов плавучести над эффектами поверхностного натяжения оценивается по числу Бонда:

$$Bo = \frac{\rho g L^2}{\sigma} \quad (1.4)$$

где σ - поверхностное натяжение границы раздела, g - ускорение свободного падения. Числа Бонда, характеризующее микромасштабные потоки, часто малы по сравнению с единицей. Относительное доминирование сил вязкости над силами поверхностного натяжения оценивается с помощью капиллярного числа:

$$Ca = \frac{U\mu}{\sigma}. \quad (1.5)$$

1.2. Режимы газожидкостного течения

Определение характерных режимов течения и их границ существования, построение карт режимов является базовой задачей для любого исследования, связанного с двухфазными течениями в каналах разного размера. Режимы газожидкостного течения определяются многими параметрами: газосодержанием, физическими свойствами и скоростью фаз, формой канала, его ориентацией, типом смесителей при формировании течения и материалом поверхности стенок. Стандартная классификация режимов течения, полученная для труб большого диаметра при вертикальном расположении канала, выделяет следующие режимы течения, показанные на Рисунке 1.1 (а):

Пузырьковый режим. Газовая фаза разделена на отдельные пузыри в жидкой среде;

Снарядный режим. При данном течении пузыри имеют почти такое же поперечное сечение, что и канал. Они имеют характерную пулеобразную форму (пузырь со сферическим носом и тупоконечным хвостом, Тейлоровский пузырь) и разделены жидкой перемычкой, в которой могут содержаться пузыри малого размера. Между стенкой канала и самим снарядом есть тонкая пленка жидкости;

Переходной режим (вспененный). Если увеличить скорость двухфазной смеси в снарядном режиме (например, нагревом системы и генерацией пара), то структура со временем станет нестабильной. В каналах малого размера данный режим часто называют переходным режимом течения от снарядного к кольцевому;

Кольцевой режим. При данном течении жидкость вытесняется с центра трубы на её стенки в виде тонкой пленки (кольца), газ же формируется в центре в непрерывную фазу. Жидкость может попадать в центральную часть трубы в виде капель в зависимости от расхода газа и жидкости.

G. B. Wallis [8] выделял и другие режимы течения, представленные детально на Рисунке 1.1 (б):

Дисперсно-кольцевой режим. Наблюдаются увлеченные вместе с потоком газа объемы жидкости, которые имеют форму облачка или жгута в центре трубы;

Туманный режим. При больших скоростях газа кольцевая пленка становится тонкой, нестабильной и в итоге разрушается до мелких капель.

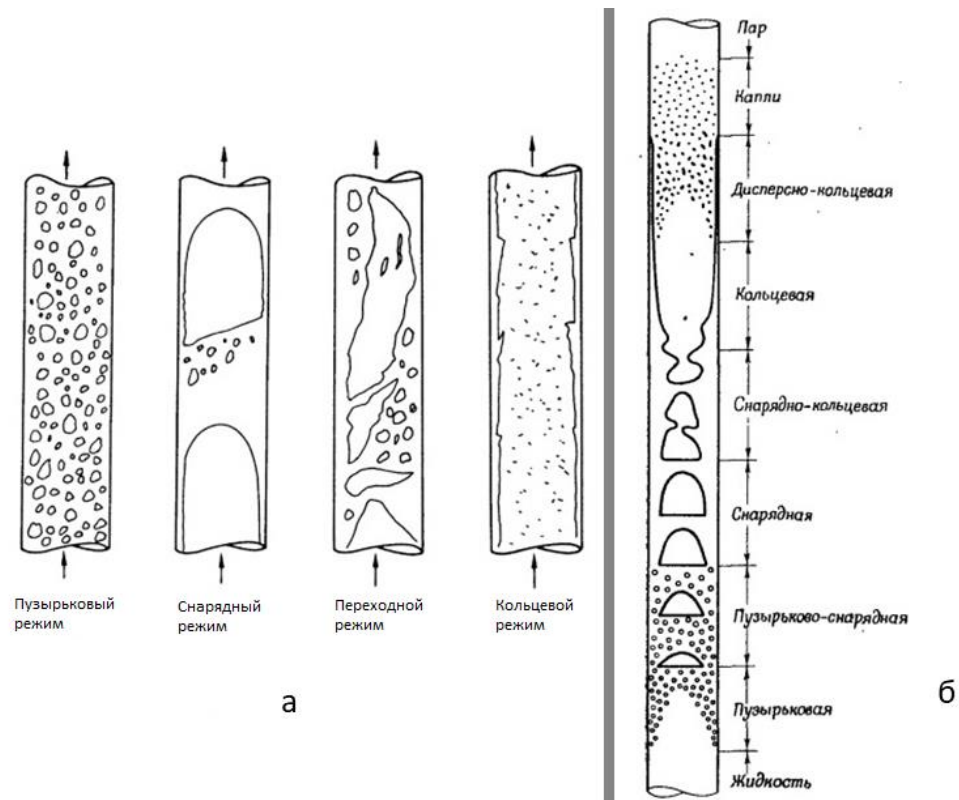


Рисунок 1.1 – Классификация режимов течения в вертикальном потоке по: (а) - G.F. Hewitt and N.S. Taylor [9], (б) - G. B. Wallis [8].

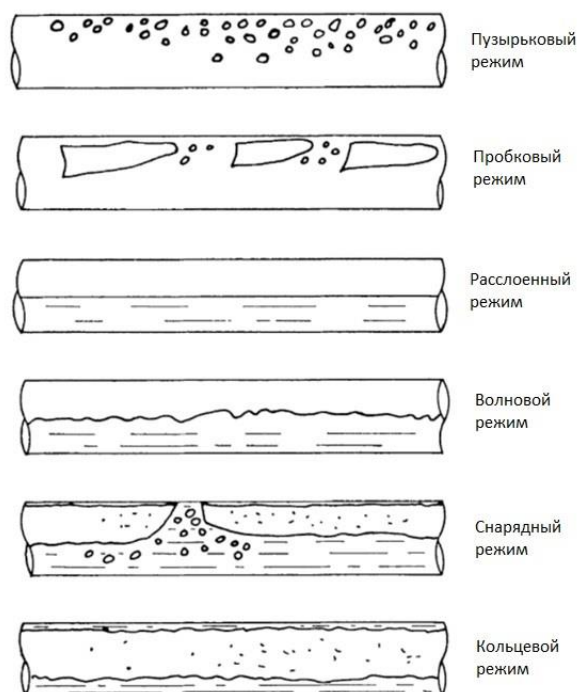


Рисунок 1.2 – Классификация режимов течения в горизонтальном канале по G.F. Hewitt and N.S. Taylor [9].

В каналах горизонтального расположения встречаются другие режимы течения (Рисунок 1.2), нехарактерные для вертикальной ориентации канала:

Пробковый режим. Схожий со снарядным режимом течения для вертикального случая, но слой жидкости, разделяющий пузырь от стенок канала, имеет большую толщину снизу пузыря (ближе ко дну канала) чем сверху пузыря;

Расслоенный режим. В данном случае наблюдается полное раздельное течение жидкости и газа, жидкость течет снизу канала, газ-сверху;

Волновой режим. При увеличении скорости газа в раздельном течении образуются волны на поверхности жидкости;

На структуру двухфазного течения влияет большое количество параметров. В работе J. Weisman и др. [10] рассматривалось влияние диаметра каналов. В эксперименте были использованы каналы диаметром $D=1.2, 2.5$ и 5.1 см и было изучено влияние вязкости, плотностей жидкости и газа, а также поверхностного натяжения на условия перехода между режимами двухфазного течения в трубах. Получено, что наибольшее влияние на границы режимов течения оказывают объемные расходы газовой и жидкой фаз.

В микроканале, основываясь на относительном влиянии поверхностного натяжения и сил инерции, течения подразделяется на 3 основных режима: с доминированием сил поверхностного натяжения, с доминированием сил инерции и переходной режим течения [11]. Выделенные основные режимы течения состоят из 6 подрежимов. При доминировании сил поверхностного натяжения выделяют пузырьковый и снарядный (течение Тейлора), для переходного режима - вспененный и снарядно-кольцевой, при доминировании сил инерции - дисперсный и кольцевой. Выделяются и другие подрежимы течения в микроканалах, однако они морфологически близки к указанным выше и могут быть сведены к ним. Примеры режимов течения для смеси деионизованная вода-азот в прямоугольном микроканале с поперечным сечением 600×300 мкм² представлены для работы Y. Zhao и др. [12], в которой использовался Т-образный смеситель для формирования потока (Рисунок 1.3).

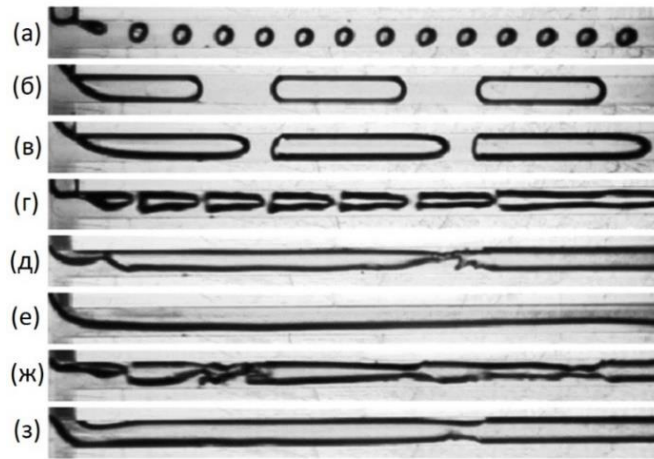


Рисунок 1.3 – Режимы течения в микроканале $600 \times 300 \text{ мкм}^2$, полученные Y. Zhao и др. [12], для смеси деионизованная вода-азот в области Т-образного смесителя и (направление течения слева направо): (а) Пузырьковое течение $J_{\text{gas}}=0.28 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.74 \text{ м/с}$; (б) Снарядное течение $J_{\text{gas}}=0.18 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.093 \text{ м/с}$; (в) Снарядное течение $J_{\text{gas}}=0.93 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.19 \text{ м/с}$; (г) Нестабильное снарядное течение $J_{\text{gas}}=1.85 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.74 \text{ м/с}$; (д) Снарядно-кольцевое течение $J_{\text{gas}}=3.7 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.19 \text{ м/с}$; (е) Параллельное течение $J_{\text{gas}}=3.7 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.023 \text{ м/с}$; (ж) Вспененное течение $J_{\text{gas}}=9.26 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.74 \text{ м/с}$; (з) Кольцевое течение $J_{\text{gas}}=23.15 \text{ м/с}$, $J_{\text{liq}}=0.093 \text{ м/с}$.

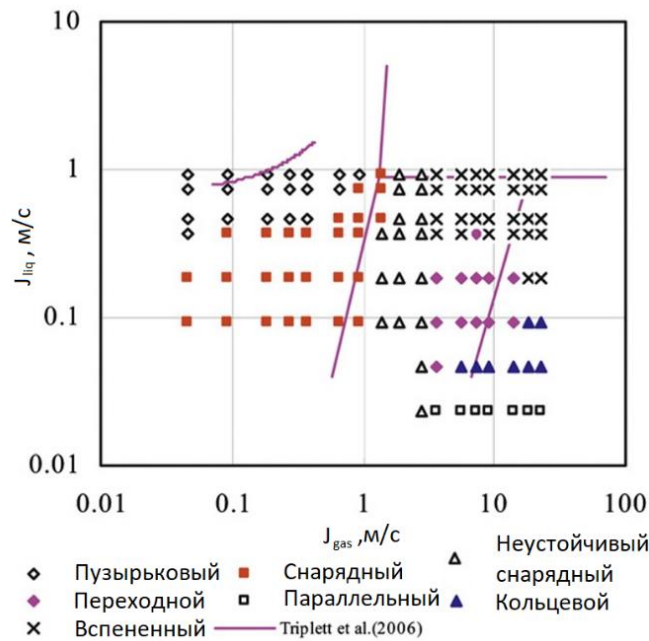


Рисунок 1.4 – Карта режимов течения для смеси деионизованная вода-азот в микроканале $600 \times 300 \text{ мкм}^2$ [12].

Пример карты режимов течения для указанных выше кадров течений, показанных на Рисунке 1.3, представлен на Рисунке 1.4, на котором также показано сравнение с границами режимов, полученных в работе Triplett и др. [13].

В работе [14] выполнено исследование водо-воздушного течения в каналах квадратного сечения $0.2 \times 0.2 \text{ мм}^2$ и $0.525 \times 0.525 \text{ мм}^2$. Выделены пузырьковый, расклинивающий (wedging), снарядный, кольцевой и осушенный режимы течения. В расклинивающем режиме при малых скоростях пузырей тонкая пленка жидкости между пузырем и серединой боковой стороны микроканала разрушалась, стягивалась и образовывалось сухое пятно. При высоких скоростях пузырей в расклинивающем, снарядном и кольцевом режимах между пузырем и стенкой всегда существовала тонкая пленка. При очень высоких газосодержаниях возникал дисперсный режим течения, когда на стенках канала находилась жидкость в виде капель.

В диссертационной работе И. А. Козулина [7] было выполнено экспериментальное исследование двухфазных потоков в прямоугольных каналах с сечениями $0.67 \times 2 \text{ мм}^2$, $0.72 \times 1.5 \text{ мм}^2$, $1.78 \times 3.75 \text{ мм}^2$. Получены характерные режимы в данных каналах, сопоставлены карты режимов для вертикальной и горизонтальной ориентации канала $1.5 \times 0.72 \text{ мм}^2$ и обнаружено их совпадение с хорошей точностью. Тем самым показано, что для каналов с гидравлическим диаметром $\sim 1 \text{ мм}$ гравитация не оказывает существенного влияния на границы режимов и на перепад давления при разных ориентациях канала. Используя методы двулучевого лазерного сканирования и высокоскоростной видеосъемки, были измерены статистические характеристики жидкой и газовых фаз (скорости пузырей, длины жидких перемычек и газовых пузырей). Были обнаружены волны вдоль канала при кольцевом режиме течения и предложен метод определения перехода к кольцевому режиму, основываясь на времени жизни жидких и газовых перемычек. Также с помощью метода ЛИФ была определена толщина пленки в канале $0.72 \times 1.5 \text{ мм}^2$ при кольцевом режиме.

В работе [15] выполнено экспериментальное исследование течения двухфазного потока в узкой короткой горизонтальной щели прямоугольного сечения шириной 10, 20 и 30 мм, высотой 0.3 мм. Было показано, что с увеличением ширины каналов растут области вспененного и пузырькового режимов, сжимая область струйного режима течения. При этом границы кольцевого и раздельного режимов течения практически не изменяются. При раздельном режиме газовая фаза занимает большую часть сечения канала и движется в центре канала. Жидкость же заполняет боковые области канала, затапливая их полностью по высоте, а также течет гладкой пленкой на нижней части канала под действием газового потока.

В целом режимы газожидкостного течения и их границы определяются такими параметрами как устройство смешения фаз для формирования течения [16], смачиваемость

поверхности канала [17] и его геометрия сечения, физические свойства газа и жидкости, их приведенные скорости [18,19].

Процесс формирования двухфазного течения с помощью различных смесителей на входе микроканала требует отдельного рассмотрения. Микроканальные устройства смешения фаз можно разделить на 4 группы: перекрестные (cross-flow geometries, CF), спутного течения (co-flowing geometries, CF), фокусирующие (flow-focusing geometries, FF) и остальные (other geometries, OG), которые детально представлены в работе S. Naase и др. [20], и частично на Рисунке 1.5.

В последнее время было выполнено большое количество экспериментальных и расчетных исследований, направленных на изучение структуры двухфазных течений в микроканалах с прямоугольной геометрией поперечного сечения. Прямоугольная геометрия канала наиболее предпочтительна для практических применений в системах охлаждения оборудования и может обеспечить максимальную поверхность контакта фаз для теплосъема [21]. Обзор статей с изучением течений в каналах прямоугольной геометрии с разным соотношением сторон представлен в Таблице 1.2. В ней приведены результаты для разных газожидкостных смесей и разных способов формирования газожидкостного течения (различные смесители).

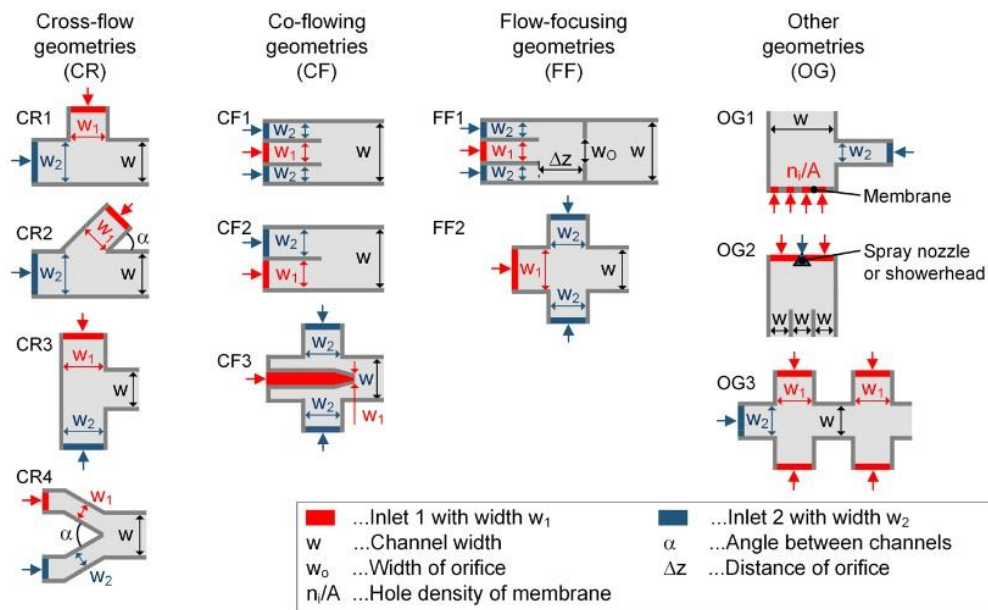


Рисунок 1.5 – Типы геометрии смесителей, используемые в микроканалах [20].

Анализируя данные, представленные в таблице, можно видеть, что для каналов с соотношением сторон $\alpha_c < 6$ (где $\alpha_c = a/b$; a , b – ширина и высота поперечного сечения микроканала) обычно используются для формирования течения Т-образные [12,22–24], Y-образные [18,19] и перекрестные [16] устройства смешения. В указанных выше случаях

Таблица 1.2 – Обобщение обзора литературы по горизонтальным газожидкостным течениям в прямоугольных микроканалах с различным соотношением сторон

Авторы	Газо-жидкостная смесь	Тип устройства смещения	Соотношение сторон	Режимы течения
Qu и др. (2004) [25]	Вода-N ₂	Пористая поверхность	5 (0.406 × 2.032 мм ²)	Пузырьковый/ снарядный, снарядный, затопленный/снарядный, затопленный/ кольцевой, кольцевой
Haverkamp и др. (2006) [16]	Вода-N ₂ Изопропанол-N ₂	Перекрестный	2 и 3 (0.05 × 0.1 мм ²) (0.3 × 0.1 мм ²)	Пузырьковый, снарядный, снарядно-кольцевой, кольцевой
Waelchli и др. (2006) [22]	Вода-N ₂ Этанол-N ₂	T	2.67 (0.15 × 0.4 мм ²)	Пузырьковый, прерывистый, кольцевой
Yue и др. (2008) [19]	Вода-CO ₂	Y	2 (0.5 × 1 мм ²)	Пузырьковый, снарядный, снарядно/кольцевой, кольцевой, вспененный
Pohorecki и др. (2008) [18]	Вода-N ₂ Этанол-N ₂	Y	2.75 (0.2 × 0.55 мм ²)	Пузырьковый/ снарядный, снарядный, кольцевой/снарядный, кольцевой
Choi и др. (2011) [23]	Вода-N ₂	T	2.11 (0.501 × 0.237 мм ²) 5.92 (0.503 × 0.085 мм ²)	Пузырьковый, снарядный, удлинённый пузырь, переходный, жидкостный кольцевой поток
Zhao и др. (2013) [12]	Вода-N ₂	T	2 (0.3 × 0.6 мм ²)	Пузырьковый, снарядный, нестабильный снарядный, параллельный, снарядно-кольцевой, кольцевой поток и вспененный поток
Kuznetsov и др. (2013) [24]	Вода-N ₂	T	2.08 (0.72 × 1.5 мм ²)	Пузырьковый, снарядный, вспененный, кольцевой
Housmand и др. (2014) [26]	Вода-N ₂	Микроцилиндр со щелями 25 мкм	6.67 (0.225 × 1.5 мм ²)	Пузырьковый, прикрепленный, пузырьковый/прикрепленный
Lewis и др. (2019) [27]	Вода-Воздух	Асимметричный ввод	10.63 (0.304 × 3.23 мм ²)	Поток вытянутых капель, отдельный, отдельный с уносом капель, стационарный ривулет, динамический ривулет
Ronshin и др. (2019) [28]	Вода-N ₂	Плоское сопло	60.98 (0.164 × 10 мм ²)	Пузырьковый, стационарные струи, пульсирующие струи, отдельный, вспененный, кольцевой

устройство смешения не играет значительной роли на конечные наблюдаемые в каналах режимы течения, а лишь на их границы. Для каналов с соотношением сторон $\alpha_c < 6$ наблюдались одинаковые режимы: пузырьковый, снарядный, переходной, кольцевой и их модификации. W. Qi и др. [25] использовал в своей работе пористую поверхность трубки и газ-азот барботировался через нее в поток жидкости между трубкой и корпусом. Для данного типа устройства смешения наблюдались те же режимы течения, что и указанные выше.

Для микроканалов с соотношением сторон $\alpha_c > 6$ другие типы устройств смешения применялись в экспериментах. F. Housmand и др. [26] использовали микроцилиндр с щелями шириной 25 мкм при разных углах направленности. Для данного типа формирования газожидкостного течения наблюдались пузырьковое течение, прикрепленное течение газа и смешанное прикрепленное-пузырьковое. В работе [28] использовали плоское сопло, которое было сделано в нижней стенке канала под углом 11° , и жидкость поступала через данное сопло в канал с соотношением сторон 1:61. Расслоенное, кольцевое, вспененное, струйное (стационарная струя, динамическая струя), снарядное и пузырьковое течения были зарегистрированы шлирен-методом для течения смеси вода-азот. Lewis и др. [27] использовали асимметричный ввод под углом 90° к главному каналу для течения газа. Течение удлинённых капель, расслоенное, расслоенное с уносом капель, течения стационарного и динамического ривулета были зарегистрированы DSLR камерой. Видно, что механизм формирования течения и его структура течения в микроканалах с соотношением сторон $\alpha_c > 6$ отличается от формирования в каналах с $\alpha_c < 6$. При $\alpha_c > 6$ тип устройства смешения определяет режимы течения в большей степени и наблюдаются режимы течения не характерные для течения при меньшем соотношении сторон. Руководствуясь этими соображениями в рамках данного исследования, микроканалы с прямоугольным сечением, для которых выполняется $\alpha_c > 6$ будем далее называть щелевыми микроканалами.

1.3. Перепад давления

Перепад давления при газожидкостном течении является одним из важных параметров, который требует экспериментального изучения для последующего предсказания давления в технологических и экспериментальных установках и их оптимизации. Систематизировать и обобщить экспериментальные данные позволяет создание моделей и корреляционных зависимостей на основе экспериментальных данных с учетом различных параметров системы: геометрии каналов, расходов газа и жидкости, физических свойств сред.

В качестве примера распределения давления при снарядном режиме течения показано распределение давления в жидкости для работы [29] (см. Рисунок 1.6 (а)) и для работы [30] (Рисунок 1.6 (б)), где показан перепад давления соответствующий газовому пузырю. Отличием данных распределений является то, что осевое распределение давления в пленке жидкости в одном случае постоянно, а в другом имеет положительную производную наклона. Резкому скачку и спаду давления соответствуют сферические области передней и задней торцевых частей пузыря.

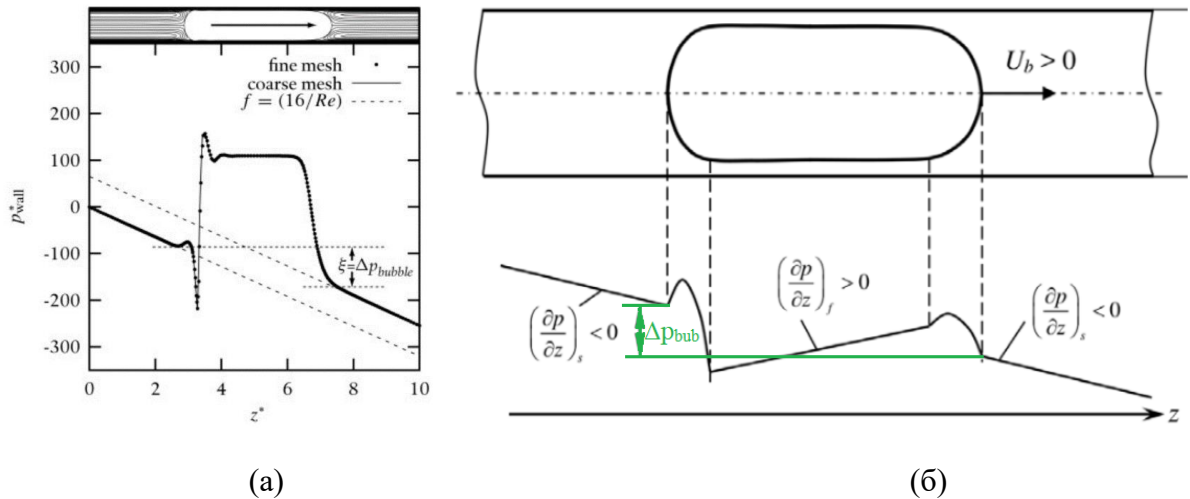


Рисунок 1.6 – (а) Расчетный профиль давления на стенку микроканала при снарядном режиме течения в осевом направлении для $Ca=0.01$, $Re=100$ в зависимости от координаты [29]. (б) Схема газожидкостного снарядного режима течения в микроканале и расчетный профиль давления в жидкой фазе в зависимости от координаты [30].

Для определения перепада давления при двухфазном потоке одним из простых способов является использование модели гомогенного течения. В ней предполагается, что двухфазный поток ведет себя как однофазный поток с плотностью и вязкостью, которые рассчитываются на основе оценки доли газа и жидкости. Примеры корреляций для вязкости в рамках гомогенной модели представлены в Таблице 1.3.

Таблица 1.3 – Формулы вязкости для гомогенной модели

Авторы	Вязкость
McAdams (1942) [31]	$\mu_{tp} = \left(\frac{x}{\mu_{gas}} + \frac{1-x}{\mu_{liq}} \right)^{-1}$
Dukler и др. (1964) [32]	$\mu_{tp} = \beta \mu_{gas} + (1-\beta) \mu_{liq}, \text{ где } \beta = \frac{J_{gas}}{J_{gas} + J_{liq}}$
Beattie and Whalley (1982) [33]	$\mu_{tp} = \beta \cdot \mu_{gas} + (1-\beta) \cdot (1+2.5\beta) \cdot \mu_{liq}$

Перепад давления по данной модели определяется следующей формулой

$$\left(\frac{dP}{dx}\right)_{tp} = f_{tp} \frac{2G^2}{D_h \rho_{tp}} \quad (1.6)$$

где G – полный массовый поток, рассчитываемый по формуле (1.7), ρ_{tp} – двухфазная плотность по формуле (1.8), x – массовое газосодержание (1.9), определяемое как отношение поток массы газа к суммарному потоку массы

$$G = \frac{\rho_{gas} Q_{gas} + \rho_{liq} Q_{liq}}{S} \quad (1.7)$$

$$\rho_{tp} = \left(\frac{x}{\rho_{gas}} + \frac{1-x}{\rho_{liq}} \right)^{-1} \quad (1.8)$$

$$x = \frac{\rho_{gas} Q_{gas}}{\rho_{gas} Q_{gas} + \rho_{liq} Q_{liq}} \quad (1.9)$$

Обычно фактор трения f_{tp} для ламинарного течения рассчитывается по уравнению, используя число Пуазейля Po [34] и число Рейнольдса Re .

$$Po = f Re = 24(1 - 1.3553\alpha_c + 1.9467\alpha_c^2 - 1.7012\alpha_c^3 + 0.9564\alpha_c^4 - 0.2537\alpha_c^5) \quad (1.10)$$

$$Re = \frac{GD_h}{\mu_{tp}} \quad (1.11)$$

$$f_{tp} = \frac{Po}{Re_{tp}} \quad (1.12)$$

В диссертационной работе использовался действительный коэффициент трения f_{app} в зависимости от числа Рейнольдса, полученный экспериментально и показанный далее в Главе 3. Такой подход позволяет учитывать начальный участок формирования течения и более точно прогнозировать перепад давления по модели, используя оригинальную зависимость f_{app} .

Для турбулентных режимов течения ($Re_{tp} > 2000$) фактор трения вычисляется по формуле, предложенной Philips [35] для развивающегося и полностью развитого участка течения

$$f_{app} = A Re^B \quad (1.13)$$

где $A = 0.0929 + \frac{1.01612}{L/D_h}$; $B = -0.268 - \frac{0.3293}{L/D_h}$; L – длина канала.

Вторым подходом для определения перепада давления на трение является модель раздельного течения. В данной модели предполагается, что каждая из фаз движется отдельно в

канале с разными скоростями и взаимодействует только вдоль раздела фаз [27]. В Таблице 1.4 выборочно указаны некоторые примеры корреляций для модели раздельного течения.

Таблица 1.4 – Корреляции перепада давления для раздельной модели течения

Авторы	Корреляции
Lockhart and Martinelli (1949) [36]	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{tp} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_l \varphi_l^2 \quad \left(\frac{dP}{dL}\right)_{tp} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_g \varphi_g^2$ $\varphi_l^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad \varphi_g^2 = 1 + CX + X^2$ $C_{vv} = 5 \quad C_{tv} = 10 \quad C_{vt} = 12 \quad C_{tt} = 20$
Mishima and Hibiki (1996) [37]	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{tp} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_l \varphi_l^2 \quad \left(\frac{dP}{dL}\right)_{tp} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_g \varphi_g^2$ $\varphi_l^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad \varphi_g^2 = 1 + CX + X^2$ $C = 21 \left[1 - e^{-319 \cdot 10^{-6} D_h} \right] \text{ для каналов с прямоугольным сечением}$ $C = 21 \left[1 - e^{-333 \cdot 10^{-6} D_h} \right] \text{ для каналов с круглым сечением}$
Hwang and Kim (2006) [38]	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{tp} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_l \varphi_l^2$ $\varphi_l^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}; C = 0.227 \cdot \text{Re}_{lo}^{0.452} X^{-0.32} N_{conf}^{-0.82}$ $N_{conf} = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_g) D_h^2}}$
Kim and Mudawar (2012) [39]	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{tp} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_l \varphi_l^2$ $\varphi_l^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}$ Жидкость-газ (пар): Ламинарный-Ламинарный $C = 3.5 \cdot 10^{-5} \text{Re}_{lo}^{0.44} Su_{go}^{0.5} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.48}$ Ламинарный-Турбулентный $C = 0.0015 \text{Re}_{lo}^{0.59} Su_{go}^{0.19} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.36}$ Турбулентный-Ламинарный $C = 8.7 \times 10^{-4} \text{Re}_{lo}^{0.17} Su_{go}^{0.5} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.14}$ Турбулентный-Турбулентный $C = 0.39 \text{Re}_{lo}^{0.03} Su_{go}^{0.1} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.35}$ где $\text{Re}_{lo} = \frac{GD_h}{\mu_l}; Su_{go} = \frac{\rho_g \sigma D_h}{\mu_g^2}$

Параметр Мартинелли определяется как

$$X = \sqrt{\left(\frac{dP}{dL}\right)_{liq} / \left(\frac{dP}{dL}\right)_{gas}} \quad (1.14)$$

который вычисляется, используя выражения

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{liq,gas} = f_{app} \frac{G_{liq,gas}^2}{\rho_{liq,gas} D_h} \quad (1.15)$$

и полученные экспериментально f_{app} и $G_{liq}=G(1-x)$; $G_{gas}=Gx$.

1.4. Локальные характеристики газожидкостного течения и методики их измерения

Большое внимание в исследованиях газожидкостных течений уделяется локальным характеристикам потока в микроканалах, так как они являются определяющими в процессах тепломассообмена. Скорость движения газовых пузырей, их длина и длина жидких перемычек, частота следования пузырей, циркуляция внутри жидких перемычек, размер области менисков и другие характеристики встречаются в литературе при детальном описании газожидкостных течений из-за влияния их на эффективность процессов в микроканалах. Одной из важнейших характеристик при детальном описании течения является толщина пленки жидкости в канале, образующаяся между стенкой канала и газовой фазой, и ее распределение по сечению канала. Тонкая пристеночная пленка жидкости, образующаяся на хорошо смачиваемых стенках канала, позволяет пузырькам проскальзывать и, как следствие, скорость пузырей газа выше суммарной скорости фаз. Коэффициент теплопередачи α пропорционален коэффициенту теплопроводности материала λ и обратно пропорционален толщине слоя δ

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta}. \quad (1.16)$$

Приведенная выше формула (1.16) показывает, что толщина слоя жидкости является одной из ключевых характеристик, влияющей на эффективность процессов тепломассообмена в микроканальных реакторах.

Существует ряд статей по определению толщины пленки, образующейся в каналах при газожидкостном течении, как контактными, так и бесконтактными методами. В работе А. Н. Павленко и др. [40] были проведены измерения локальной толщины пленки на широкой и узкой стенках прямоугольного канала размером $2.6 \times 7.1 \text{ мм}^2$ емкостным методом при вертикальном течении пленки жидкости как со спутным потоком пара, так и без него. В работе D. Ito, H. Prasser [41] использовался канал с сечением $1.5 \times 32 \text{ мм}^2$. В стенки канала помещались электроды,

расположенные на противоположных сторонах. При затопленном канале, ток, подаваемый электродом передатчика, достигает ближайших электродов-приемников через жидкость. При прохождении газового пузыря, проводимость, находящаяся в определенной зависимости от размера пузыря, измеряется приемниками по обе стороны канала. Распределение пленки жидкости и газосодержание оценивались по измеренной электрической проводимости и строились двумерные картины сечения течения в канале.

В работе Н. Kanno и др. [42] использовались горизонтальные каналы с круглым сечением диаметром $D=0.3$ мм, 0.5 мм и 1.0 мм для определения толщины пленки в кольцевом режиме течения методом конфокального лазерного смещения (LCDM метод). В качестве жидкости использовались дегазированная вода и FC-40, в качестве газовой фазы - воздух. Формирование потока происходило в Т-образном смесителе и общий расход обеих фаз изменялся в диапазоне 100–500 кг/м²с. Безразмерная (деленная на гидравлический диаметр D_h) средняя толщина пленки жидкости уменьшалась с увеличением массового расхода и диаметра канала. Также была обнаружена рябь на поверхности кольцевого течения, на частоту и размер которых влияли инерционные силы и силы поверхностного натяжения.

В обзорной статье С. Tibiriçá и др. [43] приведены основные методы, которые использовались для изучения толщин пленок на микромасштабе, и представлены в Таблице 1.5. В ней также указаны ранее описанные методы.

Таблица 1.5 – Сравнение методов измерения толщины пленки жидкости, базирующееся на статьях до 2010 г. [43]

Method [Reference numbers]	Measurement principle	Intrusive	Dynamic measurements	Type of measurement	Smallest channel used ^b	Thickness measured range ^b
Ultrasound	Speed of the sound in the liquid	No	Yes	Local	40 × 25 mm ²	50–500 μm
Conductance	Liquid conductivity	Yes	Yes	Local	9.5 mm (I.D.)	50 μm–1.2 mm
Capacitance	Dielectric constant of the liquid	No	Yes	Cross-section averaged	12.7 × 12.7 mm ²	0.4–23 mm
Interface detection	Color or light intensity gradient	No/yes ^a	Yes	Local	45 × 500 μm ²	20 μm–1.4 mm
Light attenuation	Fluid absorptivity	No	Yes	Chordal	0.15 mm (gap size)	2 μm–3 mm
Total internal light reflection	Critical reflection angle	No	No	Local	0.75 mm	9 μm–2.6 mm
Beam laser shadow	Refraction and reflection of a collimated light	No	Yes	Local	Open channel	0.4–0.9 mm
Beam laser scattering	Scattering of light by particles	No/yes ^a	Yes	Local	Open channel	0.7–3 mm
Fluorescence intensity	Induced fluorescence	No/yes ^a	Yes	Local	Open channel	5 μm–1.5 mm
Laser focus displacement	Position displacement	No	Yes	Local	0.3 mm (I.D.)	2 μm–2.8 mm
Interferometry	Interference of light waves	No	Yes	Local	9 mm (I.D.)	10 μm–1 mm
Gamma ray	Radiation attenuation	No	Yes	Chordal	–	–
Neutron	Radiation attenuation	No	Yes	Chordal	–	–
X-ray	Radiation attenuation	No	Yes	Chordal	–	–

Указанный в таблице метод лазерно-индуцированной флуоресценции (ЛИФ, LIF) сравнительно недавно нашел свое применение в визуализации течений [44] и уже существует ряд статей по изучению кольцевого течения с помощью данного метода в каналах различного размера [45,46].

В микроканалах данный метод используется не так давно и становится актуальным его внедрение для изучения структуры газожидкостного течения [47,48].

На данный момент существует несколько экспериментально определенных зависимостей для предсказания толщины пленки в микроканалах. Большая часть из них построена на основе экспериментов, проведенных в капиллярах круглого сечения [49], и наиболее широко используемые корреляция для определения толщины пленки представлены в Таблице 1.6 в хронологическом порядке.

Таблица 1.6 – Корреляции для толщины пленки жидкости в каналах круглого сечения [50].

Авторы	Корреляция	Информация
Fairbrother and Stubbs (1935)[51]	$\frac{\delta}{D_h} = 0.25Ca^{0.5}$	Индикация скорости пузыря $D_h = 2.25 \text{ mm}$
Bretherton (1961) [52]	$\frac{\delta}{D_h} = 0.67Ca^{2/3}$	Теория проскальзывания, эксперименты с уменьшением длины жидких перемычек $D_h = \text{нет данных}$ $Ca = 2 \cdot 10^{-7} - 0.01$
Irandoost and Andersson (1989) [53]	$\frac{\delta}{D_h} = 0.18(1 - e^{-3.08Ca^{0.54}})$	Поглощение света пленкой $D_h = 1.0; 2.0 \text{ мм}$ $Ca = 0.001-1.25$
Aussillous and Quere (2000)[54]	$\frac{\delta}{D_h} = \frac{0.67Ca^{2/3}}{1 + 3.35Ca^{2/3}}$	Фотометрия $D_h = 0.84-2.24 \text{ мм}$ $Ca = 0.001-1.25$
Kreutzer и др. (2001) [55]	$\frac{\delta}{D_h} = 0.18(1 - e^{-2.13Ca^{0.52}})$	Фотометрия $D_h = 2.0 \text{ мм}$ $Ca = 0.001-3.0$
Han and Shikazono (2009) [56]	$\frac{\delta}{D_h} = 0.5 \left(\frac{0.67Ca^{2/3}}{1 + a_1 + a_2 - a_3} \right)$ $a_1 = 3.13Ca^{2/3}$ $a_2 = 0.504Ca^{0.672} Re^{0.589}$ $a_3 = 0.352We^{0.629}$	Лазерный измеритель смещения фокуса $D_h = 0.3-1.3 \text{ мм}$ $Ca = 0.001-0.38$

Толщина пленки жидкости определяется скоростью газового пузыря U_{bub} и физическими свойствами жидкости, что позволяет удобно использовать в корреляциях зависимость от безразмерного капиллярного числа Ca . Впоследствии данная зависимость уточнялась добавлением в нее чисел Рейнольдса Re и Вебера We .

Распределение толщины пленки жидкости в микроканалах круглого сечения является близким к равномерному и может рассматриваться симметричным относительно центрального сечения канала. Пример распределения толщины пленки жидкости в канале круглого сечения представлен на Рисунке 1.7 (а). Распределения толщины пленки в микроканалах квадратной

[47,57] и прямоугольной геометрии неравномерно и усложняется наличием зон менисков и неравномерной пленки жидкости и представлены на Рисунке 1.7 (б) и (в), соответственно. Также визуализированы масштабы длины 6 областей пленки вдоль пузыря (Рисунок 1.7 (в)): линии статического контакта показаны жирными линиями; верхняя часть рисунка показывает ширину и длину каждой области пленки в рамках газового пузыря, а нижняя - иллюстрирует соответствующий профиль пленки и ее толщину δ . Высота пленки преувеличена в иллюстративных целях [58].

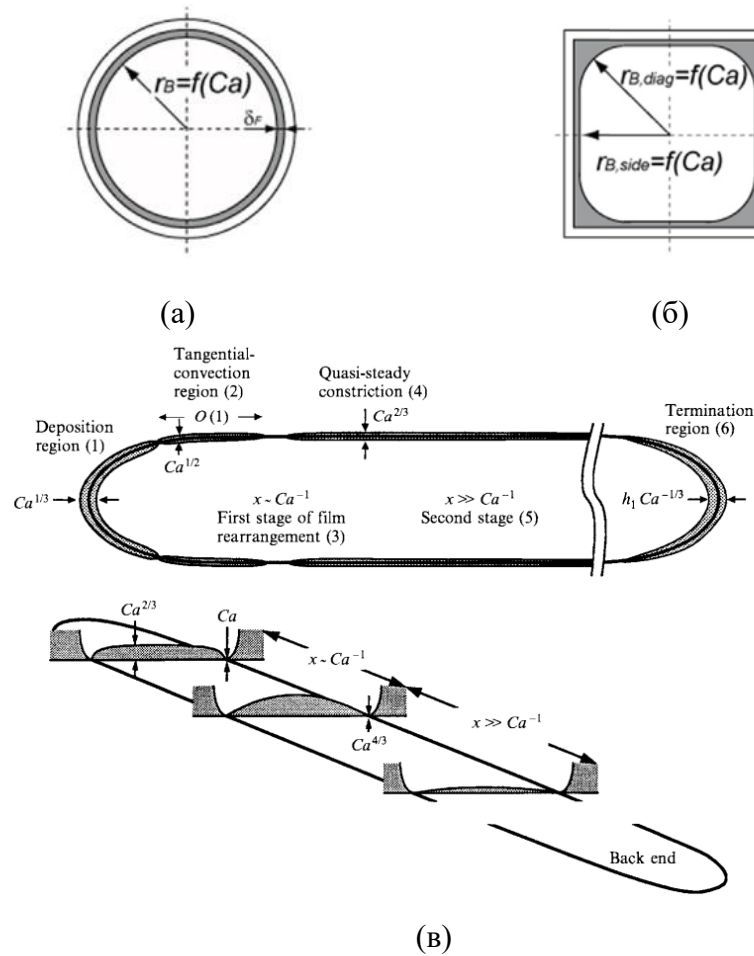


Рисунок 1.7 – Модели распределения пленки жидкости в каналах различной геометрии: (а) канал круглого сечения [50], (б) канал квадратного сечения [50], (в) канал прямоугольного сечения (распределение указано не для полного сечения) [58].

В Таблице 1.7 приведены основные исследования по толщине пленки жидкости в каналах квадратной и прямоугольной геометрии, где представлены детали экспериментальных и расчетных работ и существующие корреляции. Ограниченное количество работ, направленных на изучение пленки жидкости в каналах прямоугольной и квадратной геометрии, и дефицит экспериментальных и расчетных данных говорят о необходимости детального понимания о

динамике и распределении толщины пленки жидкости в таких каналах в зависимости от расхода фаз.

Таблица 1.7 – Исследования распределения толщины жидкости в каналах квадратного и прямоугольного сечений

Авторы	Корреляция	Информация
Kolb and Cerro (1991)[59]	-	$D_h=2$ мм
Wong и др. (1995) [58]	-	Аналитический метод
Thulasidas и др. (1995) [60] Kreutzer и др. (2005) [61]	$\frac{\delta}{D_h} = (0.357 - 0.25e^{-2.25Ca^{0.445}})$	
Kuznetsov и др. (1997) [62]	-	Эксперимент, расчет $D_h=3.8$ мм
Hazel and Heil (2002) [63]	-	Моделирование
Fries и др. (2008) [47]	-	LSM (Laser Scanning Microscopy), LIF $D_h=0.2$ мм Вода, этанол, 60% глицерин
Нап и др. (2009) [57]	$R_{corner} = \begin{cases} 1.171 - \frac{2.43Ca^{2/3}}{1 + 7.28Ca^{2/3} - 0.255We^{0.215}} \\ (Re < 2000)(a) \\ 1.171 - \frac{3869\mu^2 / \rho\sigma D_h^{2/3}}{1 + 7.28(\mu^2 / \rho\sigma D_h)^{2/3} - 6.70(\mu^2 / \rho\sigma D_h)^{0.215}} \\ (Re > 2000)(b) \end{cases}$ $R_{center} = \begin{cases} 1 \\ (R_{corner} > 1)(a) \\ R_{corner} \\ (R_{corner} < 1)(b) \end{cases}$ $R_{center} = 1 - \frac{2\delta_{0_center}}{D_h}$ $R_{corner} = \sqrt{2} - \frac{2\delta_{0_corner}}{D_h}$	Вода, этанол, FC-40 $D_h=0.3, 0.5, 1$ мм $Ca=0.002-0.4$

1.5. Массообмен при физической абсорбции в микроканалах

Важным преимуществом микроканалов и систем на их основе является существенная интенсификация процессов массообмена за счет высокой удельной поверхности контакта фаз (при уменьшении поперечного размера канала, отношение поверхности к объему канала увеличивается обратно пропорционально диаметру канала). Такие системы получают все более широкое распространение в биологических системах и химической промышленности.

Сравнение коэффициентов массоотдачи, достигаемых в различных типах технологических устройств и в микрореакторах, проведенное в работе Yue и др. [64], показано в Таблице 1.8. Видно, что микрореакторы опережают аналогичное оборудование по показателям более чем в несколько раз и являются перспективным и преимущественным способом в качестве массообменного оборудования.

Таблица 1.8 – Сравнение типов оборудования и реализующихся в них объемных и поверхностных коэффициентов массоотдачи, удельной поверхности контакта [64].

Тип оборудования	$k_L \cdot 10^5$, м/с	a , м ² /м ³	$k_L a \cdot 10^2$, 1/с
Барботажные колонны	10–40	50–600	0.5–24
Пленочные аппараты	9–20	200–1200	3–21
Абсорберы со сталкивающимися струями	29–66	90–2050	2.5–122
Насадочные колонны с регулярной насадкой	4–60	10–1700	0.04–102
Насадочные колонны с нерегулярной насадкой	4–20	10–350	0.04–7
Распылительные колонны	12–19	75–170	1.5–2.2
Статические смесители	100–450	100–1000	10–250
Аппараты с мешалками	0.3–80	100–2000	3–40
Горизонтальные трубчатые реакторы	10–100	50–700	0.5–70
Вертикальные трубчатые реакторы	20–50	100–2000	2–100
Микрореакторы	40–160	3400–9000	30–2100

Для изучения характеристик процессов массообмена обычно используют аналитические решения уравнений переноса, численное моделирование или же экспериментальные методики изучения [65]. У данных методов есть свои плюсы и минусы. При аналитическом решении находится точное решение, однако таким способом невозможно получить решения для задач со сложной геометрией и при наличии нелинейных членов. Используя численное моделирование с помощью программных пакетов (ANSYS, Comsol, FlowVision) с измельчением сетки растет точность, но существенно возрастает время расчета и полученные решения не дают

представления о преобладающих механизмах в процессе массопереноса. Современные экспериментальные методы позволяют получить как локальные, так и интегральные характеристики потока при исследовании процессов массообмена. К локальным методикам можно отнести методы визуализации течения: высокоскоростная контрастная съемка, лазерно-индуцированная флуоресценция и другие - позволяющие измерять локальную концентрацию. В случае измерения интегральных характеристик, где не требуется дорогостоящего оборудования и его точной настройки, чаще всего применяют титрование и датчики-сенсоры определения концентрации.

Для моделирования процесса массопереноса между фазами используются различные подходы, включающие в себя 2 основных части: первая часть, описывающая массоперенос между двумя фазами, и вторая часть, описывающая характер смешивания растворенного вещества внутри фазы-абсорбера. Часть, отвечающая за взаимодействия между фазами, предполагает два типа межфазного поведения: статичная пленка и поглощение на динамической контактной поверхности (модель проницаемости).

В основе модели статичной пленки постулируется, что массоперенос происходит путем молекулярной диффузии в пленку на границе раздела толщиной δ , в то время как остальной объем жидкости хорошо перемешан [66]. Данная модель включает в себя важные особенности реальной системы и проста в использовании.

Модель проницаемости, предложенная R. Higbie [67], предполагает, что, например, при абсорбции газа в жидкость, каждый элемент межфазной поверхности жидкости находится в контакте с газом в течение времени θ . Время воздействия θ определяется скоростью поверхности раздела фаз и ее длиной.

Таким образом, массоперенос при газожидкостном течении может быть описан с помощью одной из упомянутых выше моделей. Модель проницаемости (1.17) и модель пленки (1.18), определяющие коэффициент массоотдачи определены следующим образом, соответственно:

$$k_L = 2\sqrt{\frac{D_{diff}}{\pi\theta}} \quad (1.17)$$

$$k_L = \frac{D_{diff}}{\delta} \quad (1.18)$$

где D_{diff} – коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$.

Применимость данных моделей может быть определена с помощью числа Фурье, формула которого показана ниже и выражает отношение времени контакта фаз t_{cont} ко времени диффузии t_{diff}

$$Fo = t_{cont}/t_{diff} = \frac{L_{bub}}{U_{bub}} \frac{\delta^2}{D_{diff}} \quad (1.19)$$

Согласно работе E. Cussler [68], если число Фурье $Fo < 1$, то это соответствует короткому времени взаимодействия фаз и применима модель проницаемости, если $Fo \gg 1$, то пленочная модель предпочтительнее. О применимости той или иной модели можно судить по экспериментально определенному объемному коэффициенту массоотдачи $k_L a$.

В данном подразделе будет рассматриваться в большей степени массообмен при снарядном режиме течения (течение с удлинёнными пузырями, пузыри Тейлора). Согласно работе van Baten and Krishna [69], общий массоперенос при снарядном режиме течения в круглом капилляре представляет собой сумму двух вкладов: вклад передней и задней части пузыря (caps), имеющих сферическую поверхность, и вклад боковой поверхности пузыря в пленку жидкости (film), между стенкой канала и пузырем. Перенос молекул газа из пузыря в перемычку жидкости происходит через переднюю и заднюю торцевые части пузыря, также известный как массоперенос в зоне циркуляции из-за образования вихрей в перемычке жидкости (Рисунок 1.8).

Общий объемный коэффициент массообмена $k_L a$ может быть записан как сумма двух вкладов:

$$k_L a = k_{LF} a_F + k_{LC} a_C \quad (1.20)$$

где k_{LF} – поверхностный коэффициент массоотдачи в пленку жидкости, k_{LC} – поверхностный коэффициент массоотдачи в перемычку жидкости от передней и задней части пузыря. Удельные поверхности a , a_F , a_C и объем элементарной ячейки V_{UC} определяются из соотношений

$$a = \frac{S_{bub}}{V_{UC}}; \quad a_F = \frac{S_{film}}{V_{UC}}; \quad a_C = \frac{S_{caps}}{V_{UC}}; \quad (1.21)$$

$$V_{UC} = L_{UC} ab; \quad S_{bub} = S_{film} + S_{caps}$$

где a , b – ширина и высота микроканала, S_{bub} – полная площадь поверхности пузыря, S_{film} – площадь поверхности пузыря, контактирующая с тонкой пленкой жидкости, S_{caps} – площадь торцевой поверхности пузыря, соответствующая сумме площадей передней и задней части пузыря. Рисунок 1.8 демонстрирует схему течения снарядного режима течения в рамках модели элементарной ячейки с выделением передней и задней части пузыря S_{cap} , и области пленки жидкости S_{film} .

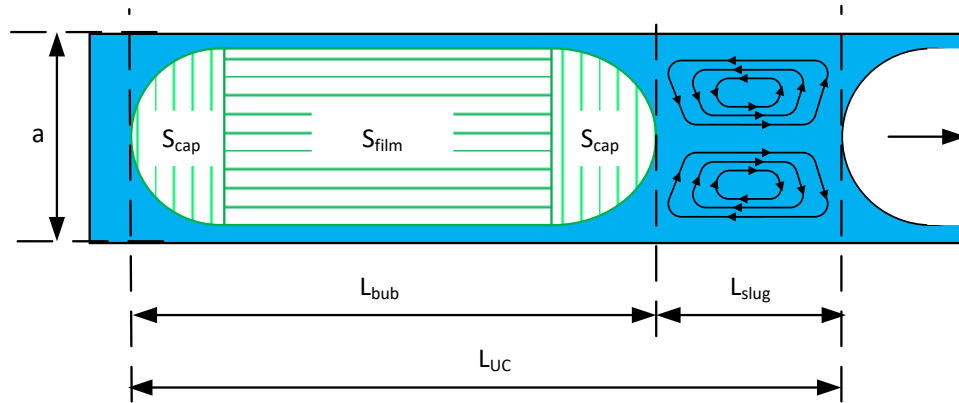


Рисунок 1.8 – Схематическое представление элементарной ячейки при снарядном режиме течения с выделением перемычки жидкости и циркуляции внутри нее, пузыря и областей поверхности пузыря для разных типов массообмена.

Стоит уточнить, что перенос молекул из пузыря в пленку жидкости происходит только при активной межфазной поверхности пленки вокруг пузыря, т. е. когда пленка не является ни насыщенной, ни истощенной. Соответственно, в пленке жидкости и в перемычке реализуются разные коэффициенты массоотдачи.

Описанная выше модель не является единственной и представляется собой одну из наиболее распространенных моделей взаимодействия газа и жидкости при снарядном режиме течения. На Рисунке 1.9 (а) представлена модель элементарной ячейки, в рамках которой не выделяется зона пленки и передней и задней части пузырей, а считается, что в жидкости концентрация равновесная [70]. Данная модель может быть реализуема и применена для длинных каналов и каналов с поворотами, где жидкость в канале успевает полностью перемешаться и можно утверждать о близком к равномерному распределению концентрации.

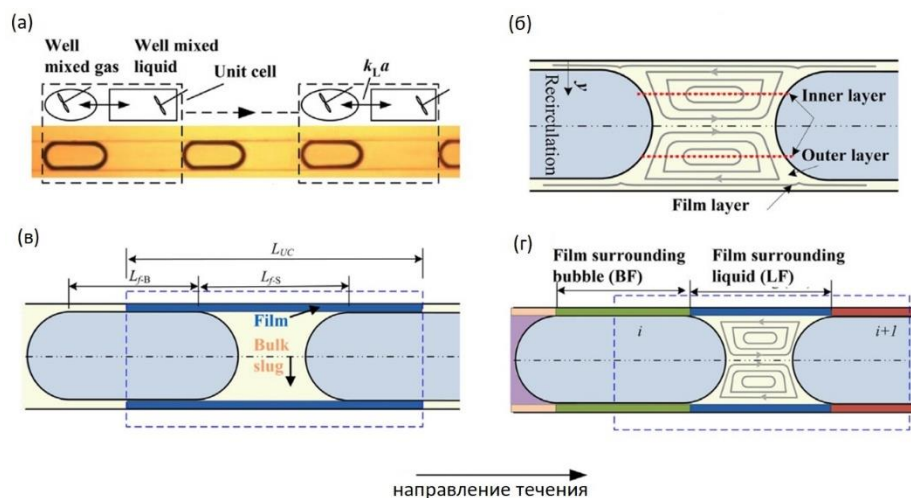


Рисунок 1.9 – Различные модели массообмена [71]: (а) Модель элементарной ячейки [70] (б) Трехслойная модель [72] (в) Модель взаимодействия пленка-перемычка [73] (г) Модель Nirmal и др. [74]

На Рисунке 1.9 (б) показана трехслойная модель [72], с выделением слоя пленки жидкости (film layer), внутреннего (inner layer) и внешнего (outer layer) слоев относительно циркуляции. На Рисунке 1.9 (в) представлена модель взаимодействия «пленка-перемычка», в которой предполагается, что перенос вещества между пленкой (film) и перемычкой жидкости (bulk slug) происходит за счет диффузии и обе области не смешиваются друг с другом. В модели Nirmal и др. [74], показанной на Рисунке 1.9 (г), происходит дальнейшее усложнение и пленка жидкости дополнительно разделяется на две зоны: пленка под пузырем (film surrounding bubble) и пленка под перемычкой жидкости (film surrounding liquid).

Подводя итог, можно сказать, что существует несколько моделей (см. Таблица 1.9) для иллюстрации динамического массопереноса и растворения пузырей, и более высокая точность модели дополняется сложностью использования.

Таблица 1.9 – Характеристики моделей массообмена

Модель	Основные допущения	Преимущества	Недостатки
Пробочная модель	• предположение пробочного течения (скорость жидкости одинакова вдоль любого сечения канала)	• широкое применение	• требуется средняя концентрация • определяется только средний k_{La}
Модель элементарной ячейки	• идеальное перемешивание жидкой фазы во всей элементарной ячейке (пленка и перемычка)	• прямая корреляция k_{La} со скоростью уменьшения размера пузыря • параметр растворимости не требуется	• массоперенос в пленке и перемычки нельзя разнести • требуется существенное уменьшение размера пузыря
Трехслойная модель	• В перемычки преобладает конвективный массоперенос • в пленочном слое преобладает диффузионный массоперенос	• массоперенос в пленке и перемычки жидкости разделен • способен описать распределение концентрации в пленке	• действительна только для больших чисел Пекле ($\sim 10^5$) • требуются сложные численные расчеты
Модель взаимодействия пленка-перемычка	• идеальное перемешивание в пленке • идеальное перемешивание в перемычке	• разделение массопереноса в пленке и перемычки жидкости • простота вычисления	

Также нужно отметить, что по длине микроканала (Рисунок 1.10 (а)) реализуются несколько областей массообмена, которым соответствуют различные коэффициенты массоотдачи $k_L a$. Область смесителя, основной микроканал и выходная область, также

подразделяющаяся на несколько подобластей, могут быть выделены и соответствующие им коэффициенты массообмена $(k_L a)_j$, концентрации C_i и времена пребывания τ_j (см. Рисунок 1.10 (б)), соответственно. Среднее значение $k_L a$ содержит в основном вклад зоны смесителя и самого микроканала.

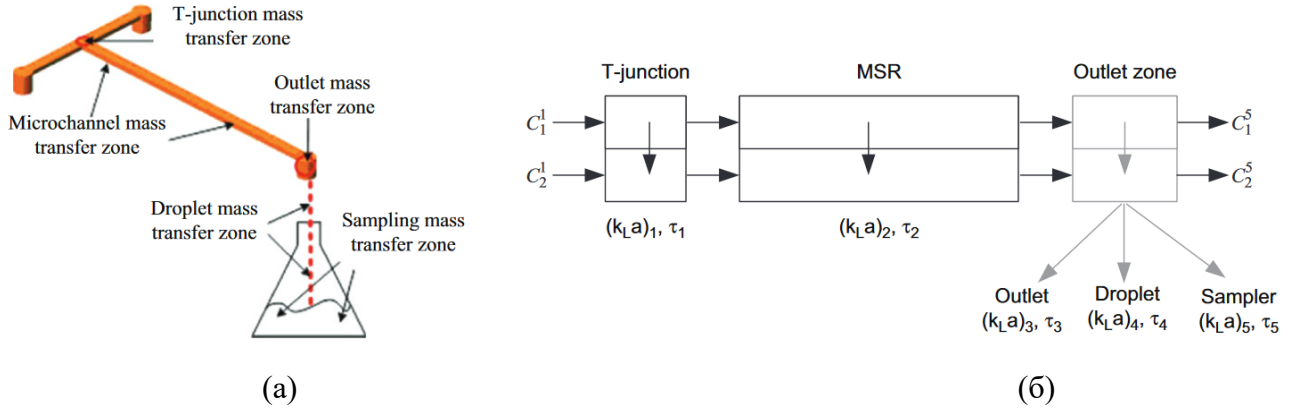


Рисунок 1.10 – (а) Пять различных зон массообмена в микроканале с Т-образным смесителем для процесса жидкостной экстракции. (б) Схематическое изображение различных зон массопереноса, где C_i — концентрация растворенного вещества в i -й фазе, $(k_L a)_j$ и τ_j — объемные коэффициенты массообмена и время пребывания в различных областях микроканала, соответственно [75].

Для описания интенсивности массоотдачи общепринято использовать коэффициент массоотдачи $k_L a$, и в качестве безразмерного критерия подобия число Шервуда Sh (1.22) и число Шмидта Sc (1.23):

$$Sh = \frac{k_L D_h}{D_{diff}} \quad (1.22)$$

$$Sc = \frac{\eta}{D_{diff} \rho} \quad (1.23)$$

На данный момент известно большое количество корреляций, полученных в каналах разной геометрии для различных наборов смесей газ-жидкость, показаны в Таблице 1.10. Однако, до сих пор не существует обобщенной достоверной методики расчета массообменных процессов в микрореакторах. В качестве примера приведен график на Рисунке 1.11 из работы Уао и др. [76], где показано сравнение измеренного объемного коэффициента массообмена и определенного по корреляциям из литературы, где видно несовпадение различных моделей более чем на порядок. Часть корреляций, используемых при сравнении, приведена в Таблице 1.10. Указанный факт говорит о требовании дополнительного детального исследования процессов массообмена в микроканалах. Большинство экспериментальных и расчетных работ было выполнено в каналах

круглого сечения, где использована центральная симметрия относительно центрального сечения, и в данный момент наблюдается дефицит работ по исследованию массообмена и определения коэффициентов массоотдачи в каналах прямоугольной геометрии, где течение усложняется наличием менисков и тонкой пленкой жидкости. Недостаток исследований массообмена в каналах прямоугольной геометрии не дает полного понимания процессов, происходящих в них.

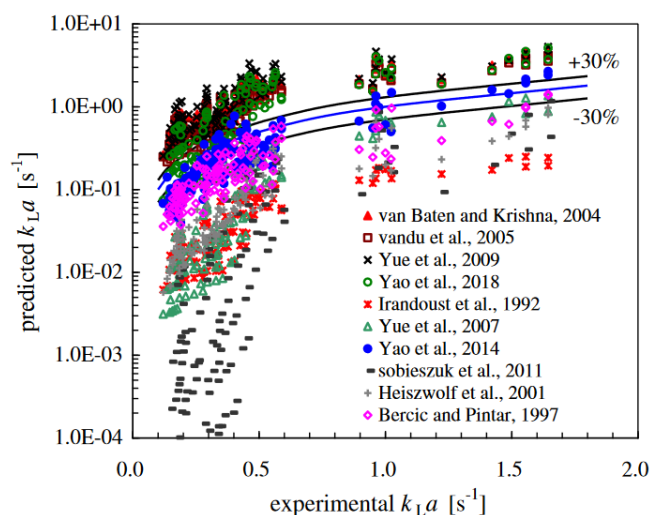


Рисунок 1.11 – График сравнения между экспериментально полученным объемным коэффициентом массообмена и предсказанным по корреляциям для физической абсорбции [76].

Таблица 1.10 – Корреляции для определения объёмных коэффициентов массообмена

Авторы	Корреляция
Irandoust и др. (1992) [77]	$Sh_{liq} = 0.69(1 + 0.724 Re_{tp}^{0.48} Sc_{liq}^{1/3})$
Bercic and Pintar (1997) [78]	$k_L a = 0.111 \frac{J_{tp}^{1.19}}{\left[(1 - \varepsilon_{gas}) L_{UC} \right]^{0.57}}$
Heiszwolf и др. (2001) [55]	$k_L a = \frac{0.133 J_{tp}^{1.2}}{\sqrt{L}} \left(\frac{D_{diff}}{D_{CH_4}} \right)^{0.5}$
Van Baten and Krishna (2004) [69]	$k_L a = \frac{2\sqrt{2}}{\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{D_h}} \frac{4}{L_{UC}} + \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} \frac{4L_{F_bub}}{L_{UC} D_h}$
Vandu и др. (2005) [79]	$k_L a = 4.5 \sqrt{\frac{D_{diff} J_{gas}}{L_{UC}}} \frac{1}{D_h}$
Yue и др.	$Sh_{liq} a D_h = 0.084 Re_{gas}^{0.213} Re_{liq}^{0.912} Sc_{liq}^{0.5}$

(2007) [64]	
Yue и др. (2009)[80]	$k_L a = \frac{2}{D_h} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{D_h}} \left(\frac{L_{bub}}{L_{UC}} \right)^{0.3}$
Sobieszuk и др. (2011) [81]	$Sh_{liq} a D_h = 1.367 Re_{gas}^{0.421} Re_{liq}^{0.717} Sc_{liq}^{0.64} Ca_{tp}^{0.5}$
Yao и др. (2014) [70]	$Sh_{liq} a D_h = 1.367 Re_{gas}^{0.421} Re_{liq}^{0.717} Sc_{liq}^{0.64} Ca_{tp}^{0.5}$
Butler и др. (2016) [73]	$L_{slug} < 2D_h$ $k_L a = \frac{2\sqrt{2}}{\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{tp}}{D_h}} \frac{4}{L_{UC}} + \frac{2}{3.5\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} a_{F_bub} + 3.66 \frac{D_{diff}}{D_h} a_{F_slug}$ $L_{slug} > 2D_h$ $k_L a = \frac{2\sqrt{2}}{1.8\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{tp}}{D_h}} \frac{4}{L_{UC}} + \frac{2}{35\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} a_{F_bub} + 3.66 \frac{D_{diff}}{D_h} a_{F_slug}$
Yao и др. (2018) [82]	$k_L a = \left\{ \frac{2\sqrt{2}}{\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{D_h}} \frac{4}{L_{UC}} + \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} \frac{4L_{F_bub}}{L_{UC} D_h} \right\} \left(\frac{\mu_{liq}}{1mPa \cdot s} \right)^{-0.33}$

1.6. Выводы по Главе 1, постановка задач исследования

Проведенный обзор литературных данных показал, что в данный момент значительное количество работ направлено на исследование капиллярной гидродинамики газожидкостных течений в микроканалах с круглым поперечным сечением и каналам прямоугольной геометрии уделено меньше внимания. Получение достоверных закономерностей капиллярной гидродинамики в каналах малого размера бесконтактными современными методами с целью определения характерных режимов течения и достоверных границ, определения распределения фаз в поперечном сечении и других локальных характеристик, являющихся определяющими в процессах тепломассообмена необходимо для разработки нового класса оборудования, основанного на микроканалах. В практическом применении для охлаждения оборудования и в химической инженерии крайне важно предсказывать с хорошей точностью ожидаемый режим течения и перепад давления для большого набора газожидкостных течений и геометрий канала, а знания о локальных характеристиках позволят эффективно применять газожидкостные течения. Прямоугольная геометрия является более предпочтительной для упомянутых выше приложений.

В данный момент наблюдается дефицит работ, направленных на одновременное изучение влияния на структуру газожидкостного течения в прямоугольных и щелевых микроканалах таких параметров как тип устройства смещения для формирования течения на входе в канал и свойств жидкости для построения обобщенных карт режимов течения. Также, проведенный обзор литературных данных показал, что проблемой, которая еще не была решена, является создание устойчивого формирования двухфазного газожидкостного течения в щелевых микроканалах для получения представительных данных и последующего точного прогнозирования режимов течения и перепада давления для различных газожидкостных смесей. Распределения толщины пленки жидкости в прямоугольных и щелевых микроканалах усложняется наличием областей менисков и тонкой пленки жидкости по сравнению с каналами круглого сечения. Определение локальных характеристик в каналах прямоугольной геометрии позволит более детально разобраться в процессе массообмена реализуемых в микроканалах и усовершенствовать модели прогнозирования.

Целью данной работы является проведение программы систематических экспериментальных исследований капиллярной гидродинамики и межфазного массообмена газожидкостных течений в прямоугольных и щелевых микроканалах с помощью комплекса измерительных методов: высокоскоростной видеосъемки, лазерного сканирования и LIF – при разных способах формирования газожидкостного течения, геометрии каналов и свойств используемой жидкости с целью получения определяющих закономерностей. Эти закономерности включают характерные режимы течения и их границы в широком диапазоне расходов фаз, данные о перепаде давления и сравнение с известными корреляциями, экспериментальные данные о распределении толщины пленки жидкости в сечении прямоугольного и щелевого микроканалов и сравнение с полученными ранее зависимостями, определение объемного коэффициента массоотдачи, подкрепленное знаниями о локальных характеристиках течения, и сравнение с уже опубликованными корреляциями.

Глава 2 Описание экспериментальной установки и используемых методик измерений

В данной работе экспериментальное исследование режимов газожидкостного течения и их детальной структуры в прямоугольных и щелевых микроканалах проводилось на экспериментальном стенде с микроканалами, имеющими различное соотношение сторон. Была выполнена программа экспериментальных исследований при горизонтальном газожидкостном течении смесей в следующих микроканалах:

- в прямоугольных микроканалах с соотношением сторон $\alpha_c < 6$ (400×200 мкм²) изучена структура газожидкостного течения для течения смесей этанол-азот и водный раствор глицерина-азот; использовалась прямая и боковая геометрия Т-смесителей для формирования течения;
- в щелевых микроканалах ($\alpha_c > 6$) с сечениями 2045×200 мкм² и 1205×200 мкм² изучена структура газожидкостного течения смесей вода-азот и этанол-азот для перекрестного смесителя;
- в прямоугольном микроканале с сечением 380×190 мкм² выполнено исследование течения для смеси этанол-диоксид углерода при физической абсорбции.

2.1. Экспериментальный стенд для исследования структуры газожидкостного течения

Схема экспериментального стенда для исследования режимов газожидкостного течения и их структуры представлена на Рисунке 2.1 (а). На Рисунке 2.1 (б) приведена фотография элемента установки с установленным экспериментальным участком.

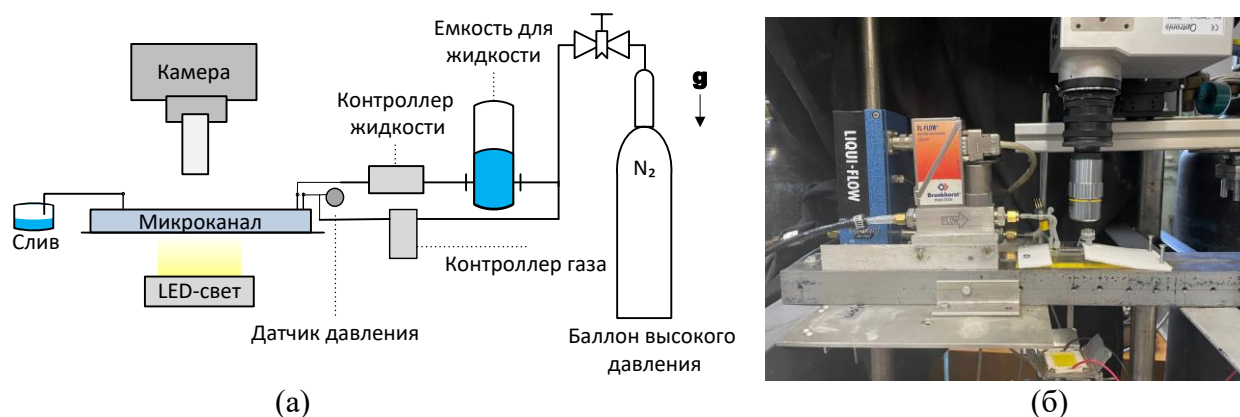


Рисунок 2.1– (а) Схема экспериментального стенда. (б) Фото экспериментального стенда.

Экспериментальными участками являлись микроканалы на входе которых располагались устройства смешения различной геометрии для формирования двухфазного газожидкостного

течения. Гидравлический диаметр микроканалов варьировался от 253 мкм до 364 мкм. Каналы были изготовлены из стекла и PDMS.

В качестве жидкой фазы использовались жидкости с различными физическими свойствами: дистиллированная вода, 95% водный раствор этанола, далее называемый этанол (95% абсолютированного этанола и 5% дистиллированной воды), 20.9% водный раствор глицерина; в качестве газовой фазы – азот (N_2), диоксид углерода (CO_2). Свойства газов и жидкостей представлены в Таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Свойства используемых жидкостей и газов

Жидкость	ρ [кг/м ³]	ν [м ² /с]	σ [Н/м]
Дистиллированная вода	998.2	$1.01 \cdot 10^{-6}$	0.073
95% (V) водный раствор этанола	811	$1.5 \cdot 10^{-6}$	0.0223
20.9% (V) водный раствор глицерина	1060	$2.17 \cdot 10^{-6}$	0.0713
Газ			
Азот (N_2)	1.16	$1.59 \cdot 10^{-5}$	–
Диоксид углерода (CO_2)	1.82	$8.4 \cdot 10^{-6}$	–

Газ поступал из баллона высокого давления через редуктор на вход в контроллер расхода газа Bronkhorst EL-FLOW F-201CV и далее в устройство смешения экспериментального участка для формирования газожидкостного течения. Перед входом в канал стоял тройник, одно плечо которого шло на датчик давления HoneyWell 40PC015G, второе плечо – на контроллер расхода, третье – на вход в микроканал. Питание датчика обеспечивалось источником питания Gwinstek GPR-3060D. Перед измерением перепада давления в канале датчик давления калибровался с помощью стрелочного манометра. Сигнал с датчика давления записывался с помощью высокоскоростного АЦП ZETLab 210 с частотой 26.6 кГц и затем обрабатывался на компьютере в программе ZETLab. Таким образом, датчик давления измерял перепад давления между давлением на входе в микроканал P_{in} и атмосферным P_{atm} , необходимый для пересчета объемного расхода с целью определения правильной приведенной скорости газа J_{gas} . При определении объемного расхода газа в заданном сечении Q_{gas} микроканала вводится поправка на плотность газа в этом сечении, которая определяется по давлению в соответствии со справочными данными [83]. Расход Q_{gas} вычисляется по формуле

$$Q_{gas} = \frac{Q_{gas}^*}{\frac{1}{P_{atm}} \left[P_{in} - (P_{in} - P_{atm}) \frac{X}{L} \right]} \quad (2.1)$$

где Q_{gas}^* – объемный расход, задаваемый контроллером; P_{in} – давление на входе в микроканал, P_{atm} – атмосферное давление, X – место измерения, где необходимо определить приведенную скорость газа J_{gas} , L – длина всего микроканала. Давление определяется, используя линейную аппроксимацию изменения давления по длине рабочего участка. Приведенная скорость фаз $J_{liq,gas}$ определяется как объемный расход Q , деленный на площадь сечения S микроканала

$$J_{liq,gas} = \frac{Q_{liq,gas}}{S} \quad (2.2)$$

Жидкость под избыточным давлением, также создаваемым газом-азотом из баллона высокого давления, поступала из емкости для жидкости в термо-массовый регулятор расхода жидкости Bronkhorst LIQUI-FLOW L30 и далее в устройство смешения микроканала. Для питания контроллеров расхода использовались источники питания аналогичной компании. На выходе газожидкостная смесь стекала в открытый бак, при этом газ уходил в атмосферу. Жидкость после эксперимента выливалась и для проведения экспериментов всегда использовалась новая (новый раствор).

В работе использовались газовые контроллеры с максимальными расходами 20 мл_н/мин и 1250 мл_н/мин при 20 °С. Расход проверялся и уточнялся перед каждым экспериментом с помощью пенного расходомера и онлайн-конвертора от компании Bronkhorst на сайте fluidat.com. Для жидкости-воды максимальный расход составлял – 0.5 кг/час при 20 °С. Для других жидкостей поправочный коэффициент расхода определялся экспериментально с помощью высокоточных весов и онлайн-конвертора.

Для экспериментов при физической абсорбции для течения смеси 90% этанол-диоксид углерода экспериментальный стенд был доработан, и его схема представлена на Рисунке 2.2. Ключевым отличием от предыдущей схемы на Рисунке 2.1 (а) является то, что баллон высокого давления с азотом создает избыточное давления только для жидкостной линии, газовая линия подключена к баллону высокого давления с CO₂.

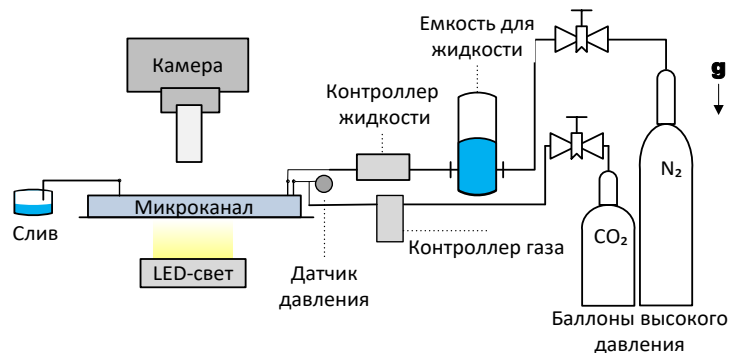


Рисунок 2.2 – Схема экспериментального стенда для экспериментов при физической абсорбции для течения смеси этанол-CO₂.

Для исследования газожидкостного течения использовались три основных методики измерения: высокоскоростная визуализация для регистрации режимов газожидкостного течения, лазерное сканирование потока для получения статистических характеристик течения и метод лазерно-индуцированной флуоресценции для получения распределения жидкости внутри сечения микроканала.

Регистрация газожидкостного течения производилась с помощью камеры Opttronis CR600x2 и объективов разного увеличения: 6.3x ausJENA Planachromat, 10x Mitutoyo Plan Apo. Камера и LED-свет располагались по разные стороны микроканала по нормали к его поверхности, что позволило получить представительные данные с хорошим разрешением до 3.5 мкм/пикс. При максимальном разрешении 1280×1024 пикселей камера позволяла делать съемку при частоте 500 кадров в секунду (500 FPS). Уменьшение разрешения до интересующей области в рамках кадра течения делало возможным увеличить частоту съемки, что позволило выполнить съемку с частотой 2000 FPS при вариации времени экспозиции.

2.2. Технологии создания микроканалов

В данной работе использовались 2 технологии изготовления микроканалов. Прямоугольные микроканалы с соотношением сторон $\alpha_c < 6$ были изготовлены методом мягкой литографии. Щелевые микроканалы с соотношением сторон $\alpha_c > 6$ были изготовлены самостоятельно при зажатии металлической пластины между стеклянными пластинами.

На Рисунке 2.3 представлены схемы прямоугольных микроканалов, изготовленных методом мягкой литографии (soft lithography) из полидиметилсилоксана (PDMS). Данные каналы были изготовлены на заказ в лаборатории Нанобиотехнологий в Санкт-Петербургском национальном исследовательском Академическом университете РАН. Каналы, выполненные с использованием мастер-форм, полученных лазером из металла и из материала SU-8, имели Т-образные смесители прямого и бокового типов. Угол наклона вертикальных стенок канала не превышал 5°, ширина канала по длине не изменялась более чем на 5 мкм. Каналы крепились на предметные стекла толщиной 1 мм. На Рисунке 2.3 (а, б) представлены схемы микроканалов поперечное сечение которых составило 400×200 мкм², длина каналов – 50 мм. На Рисунке 2.3 (в) показана схема микроканала поперечное сечение которого составило 380×190 мкм², длина каналов – 34 мм.

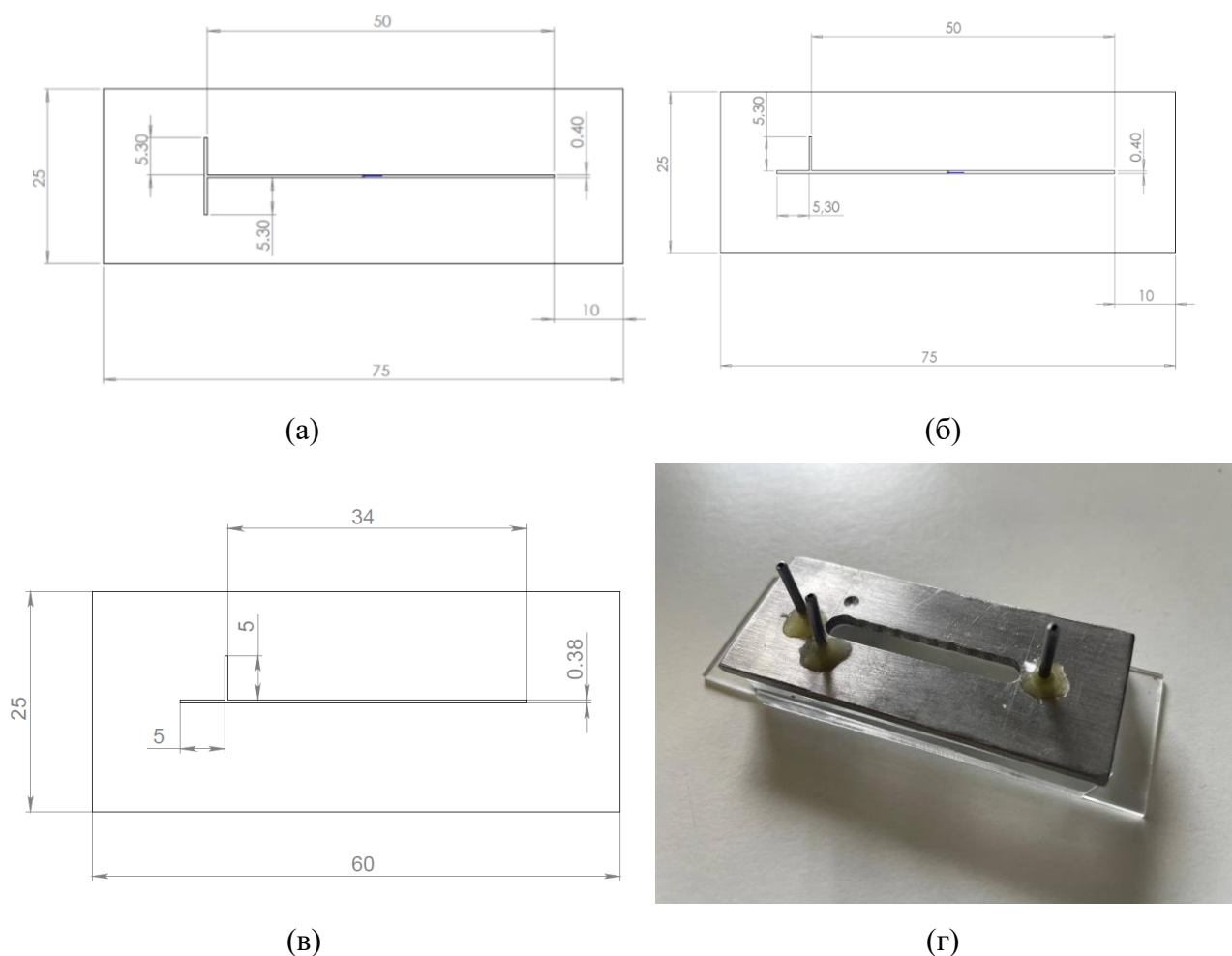
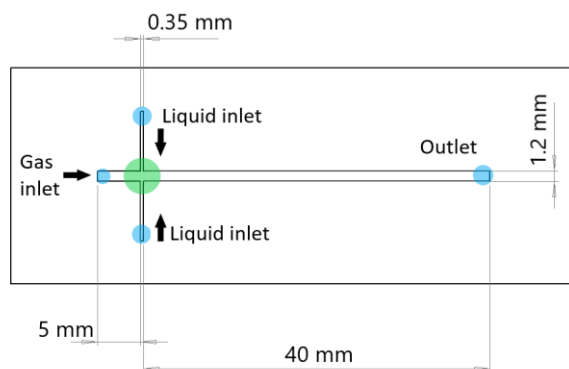


Рисунок 2.3 – Схемы прямоугольных микроканалов (вид сверху), изготовленных из материала PDMS: (а) микроканал с сечением $400 \times 200 \text{ мкм}^2$ с Т-образным смесителем прямого типа; (б) микроканал с сечением $400 \times 200 \text{ мкм}^2$ с Т-образным смесителем бокового типа; (в) микроканал с сечением $380 \times 190 \text{ мкм}^2$ с Т-образным смесителем бокового типа; (г) фотография микроканала с закреплённым чип-холдером.

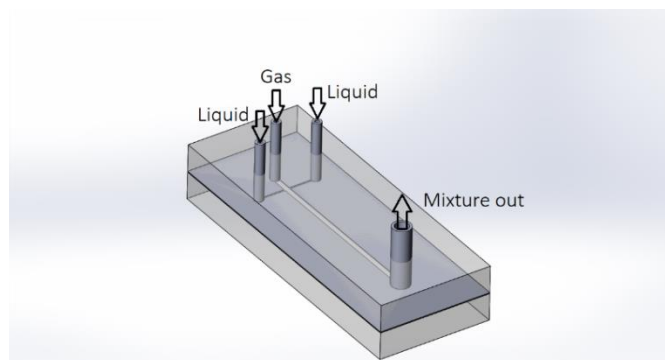
Для подключения микроканалов к контроллерам газа и жидкости использовался специально изготовленный металлический чип-холдер с подведенными нержавеющей трубками, герметично входящими в отверстия канала. Фотография микроканала с закреплённым чип-холдером показана на Рисунке 2.3 (г).

Щелевые микроканалы с большим отношением сторон $\alpha_c > 6$ качественно выполнить по технологии мягкой литографии сложно и поэтому они были выполнены самостоятельно на основании предыдущего опыта и изученных статей. При изготовлении микроканалов были использованы витражные стекла толщиной 6 мм одинакового размера $30 \times 70 \text{ мм}^2$, в одном из которых были сделаны 4 круглых сквозных отверстия для закрепления в них нержавеющей входных трубок для входа фаз и выхода двухфазной смеси. Боковые торцы стекол дополнительно

шлифовались для улучшения склейки. Изготавливалась калиброванная нержавеющая пластина толщиной 200 мкм, в которой была произведена сквозная лазерная резка по определенной геометрии. Пример геометрии контура резки представлен на Рисунке 2.4 (а). Синими кругами показаны зоны ввода газа, жидкости и выхода смеси, зеленым кругом – область формирования газожидкостного течения, перекрестное устройство смешения.



(а)



(б)

Рисунок 2.4 – (а) Схема щелевого микроканала (вид сверху), изготовленного из стекла и нержавеющей пластины, с сечением 1205×200 мкм² с перекрестным смесителем на входе, вид сверху. (б) 3D вид собранного микроканала.

На первом этапе сборки канала производилось закрепление нержавеющих трубок в стеклянной пластине с отверстиями. Их расположение строго перпендикулярно по отношению к пластине. Данные трубки использовались для дальнейшего удобного подключения контроллеров расхода газа и жидкости, и для вывода двухфазной смеси из микроканала. Фиксация происходила с помощью эпоксидного клея повышенной прочности.

После происходила окончательная сборка канала, перед которой все составляющие тщательно очищались от жирных разводов, грязи и пыли во избежание попадания внутрь микроканала. Одновременно складывались стеклянная пластина, нержавеющая пластина и стеклянная пластина с трубками для входа-выхода компонент двухфазной смеси. Данная сборка скреплялась зажимами. Для контроля зазора между пластинами и его максимального уменьшения толщина контролировалась микрометром. После успешной сборки торцы всех пластин (2 стеклянных и нержавеющей) склеивались эпоксидным клеем. После высыхания клея микроканал, 3D вид которого показан на Рисунке 2.4 (б), был готов для проведения тестовых экспериментов. Всего было изготовлено по данной технологии два микроканала с сечениями 2045×200 и 1205×200 мкм².

Все каналы, как прямоугольные, так и щелевые, проходили проверку на герметичность путем подачи избыточного давления и подключения манометра к системе с микроканалом.

Показания манометра при проведении такого эксперимента не изменялись в течение 1 часа при избыточном давлении 0.5 бар.

Измерение внутренних размеров микроканала происходило с использованием оптического микроскопа и микрометра. В работе использовался микроскоп Olympus BX51M с возможностью 5, 10 и 50-кратного увеличения изображения. При измерении ширины канала использовался 5 и 10-кратный объектив и программа записи изображения через камеру Jenoptik Jena на ПК. 10 кратное увеличения дает разрешение 1460 пикс/мм, 5 кратное – 730 пикс/мм. Измерения ширины по длине канала были произведены с равным шагом и всего было сделано 40 измерений, включая измерения в области устройства смещения и на выходе из канала. Измерения глубины микроканала при помощи микрометра и микроскопа было также выполнено по всей площади экспериментального участка и суммарно выполнено 12 измерений. Точность измерения микрометром составляет 5 мкм. Сведения обо всех экспериментальных участках-микроканалах представлены в Таблице 2.2.

Таблица 2.2 – Сведения о прямоугольных и щелевых микроканалах

Материал	Сечение канала, мкм ²	D _h , мкм	L _{канала} , мм	Тип смесителя
PDMS	400×200	267	50	Т-образный прямой
				Т-образный боковой
	380×190	253	30	Т-образный боковой
Стекло	2045×200	364	40	перекрестный
	1205×200	343	40	

Гидравлический диаметр используемых микроканалов не превышает капиллярных постоянных для используемых в экспериментах жидкостей: вода $\delta_c=2.73$ мм, 95% водный раствор этанола $\delta_c=1.7$ мм, 20.9% водный раствор глицерина $\delta_c=2.19$ мм.

Для подтверждения измеренного внутреннего размера микроканала были проведены эксперименты по определению среднего гидравлического диаметра по формуле Дарси-Вейсбаха для потерь давления:

$$\frac{dp}{dx} = \lambda \frac{1}{D_h} \cdot \frac{U^2}{2} \cdot \rho \quad (2.3)$$

где λ – коэффициент потерь на трение по длине; D_h – гидравлический диаметр микроканала рассчитываемый по формуле $D_h = 4ab/2(a+b)$, где a, b – длины сторон сечения микроканала; J_{gas} – скорость течения газа, ρ – плотность газа. Коэффициент λ для потерь на трение по длине можно представить в виде $\lambda = 4f = 4 \frac{Po}{Re}$, где Po – число Пуазёйля вычисляется по формуле указанной ниже [34], Re – число Рейнольдса

$$Po = 24 \cdot (1 - 1.33553\alpha_c + 1.9467\alpha_c^2 - 1.7012\alpha_c^3 + 0.9564\alpha_c^4 - 0.2537\alpha_c^5) \quad (2.4)$$

где $\alpha_c = \frac{a}{b} < 1$.

Используя уравнение Менделеева – Клапейрона и указанные выше шаги, исходная формула (2.3) была приведена к виду

$$\frac{P_{in}^2}{2} - \frac{P_{atm}^2}{2} = 2 \cdot Po \cdot \frac{RT}{D_h^2} \cdot G \cdot \eta \cdot L \quad (2.5)$$

где P_{in} – давление на входе в микроканал, P_{atm} – атмосферное давление, L – длина микроканала, R – газовая постоянная для газа азота, T – температура.

Микроканал закреплялся на стенде, на вход подавался однофазный поток газа. Измеренный перепад давления на микроканале подставлялся в формулу (2.5) и вычислялся средний по каналу гидравлический диаметр. Данная процедура выполнялась для разных расходов газа для подтверждения вычисленного диаметра с измеренным.

2.3. Метод лазерного сканирования потока

Впервые метод лазерного сканирования для определения характеристик двухфазного газожидкостного потока был разработан и применен R. Revellin [84]. Данный метод включал в себя два лазера мощностью менее 1 мВт, лучи которых фокусировались на прозрачной стенке микроканала с двухфазным течением. С обратной стороны стеклянного микроканала располагались фотодиоды для регистрации пройденного сквозь канал излучения. Сигналы с фотодиодов поступали на АЦП и далее обрабатывались. В последующем данный метод был применен в лаборатории Козулиным И. А. и Кузнецовым В. В. [85]. С использованием метода двулучевого лазерного сканирования выделены основные режимы течения (снарядно-пузырьковый, снарядный, переходный, эмульсионный, кольцевой) и определены статистические характеристики двухфазного потока в канале сечения $0.67 \times 2 \text{ мм}^2$. Была построена карта режимов

течения, получена зависимость скорости движения снаряда от приведенной скорости смеси. Данный метод позволяет следить за эволюцией двухфазного течения по длине канала, определять длины газовых и жидких перемычек и определять границы перехода режимов.

В данной работе использовались короткие микроканалы, что делало невозможным использование двух лазеров, поэтому использовалась конфигурация с одним лазером и фотодиодом. Схема метода лазерного сканирования потока представлена на Рисунке 2.5. В экспериментах применялся маломощный лазер, луч которого, фокусировался на двухфазном потоке с помощью линзы. Пройденный сквозь прозрачный микроканал и двухфазное течение, лазерный луч регистрировался фотодиодом ФД-24, расположенным по другую сторону от лазера. Сигнал с фотодиода поступал на скоростную плату АЦП ZETLab 210 и оцифровывался с частотой 26.6 кГц. Время записи сигнала составляло 1 минуту. Система с лазером и фотодиодом располагалась на отдельной платформе, что позволяло перемещать ее на разное расстояние от устройства смешения и получать статистические характеристики в той же области, где происходила высокоскоростная визуализация.

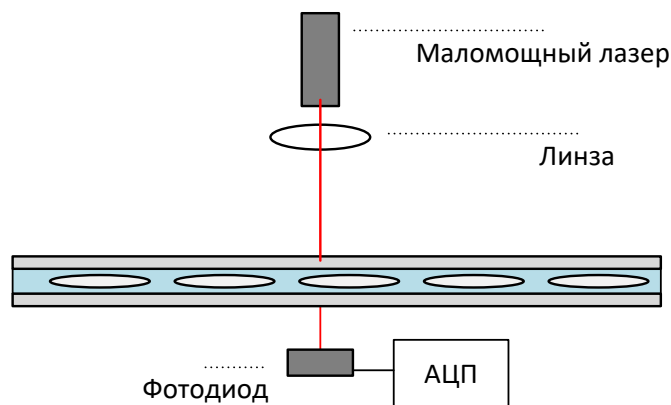


Рисунок 2.5 – Схема метода лазерного сканирования потока.

2.4. Метод лазерно-индуцированной флуоресценции (LIF)

Лазерно-индуцированная флуоресценция (LIF), метод, основанный на фотовозбуждении флуорофора или флуоресцентного красителя, получил популярность как универсальный инструмент визуализации для множества 1D, 2D и 3D приложений (Н. М. Ayala и др. [86], А. Y. Joffe и др. [87]), и в частности для исследования потоков (N. Georgiev и др. [88], А. Kovacs и др. [89], В. Thirouard и др. [90]).

Рассмотрим прямоугольный объем жидкости, заполненный флуоресцентным красителем, с площадью поперечного сечения A и длиной dx , облучаемый лазерным излучением

(перпендикулярно области A) с равномерной интенсивностью как показано на Рисунке 2.6. Полная флуоресценция F , излучаемая этим дифференциальным объемом определяется как

$$F = I_e \varepsilon(\lambda_{laser}) C \phi dV \quad (2.6)$$

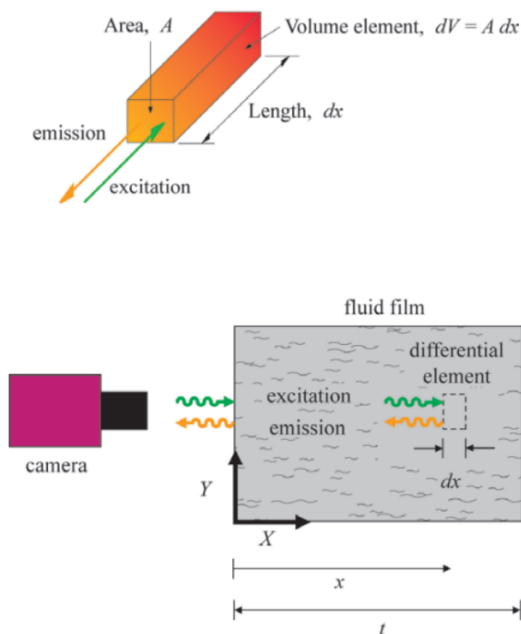


Рисунок 2.6 – Флуоресценция пленки жидкости [91].

Из уравнения (2.6) очевидно, что интенсивность флуоресценции зависит от I_e энергии возбуждения, доступной для переходов на более высокие возбужденные уровни, ε молярной поглощающей способности (коэффициент экстинкции), C концентрации красителя, ϕ квантовой эффективности, которая представляет собой отношение излучаемой энергии к поглощенной, и является мерой того, сколько энергии, накопленной в более высоких электронных состояниях, испускается как флуоресцентный свет, когда молекулы возвращаются в свое основное состояние, и dV объема элемента, который является контрольным объемом где происходит возбуждение и флуоресценция.

Поскольку длина элемента дифференциального объема может быть бесконечно малой, деля уравнение (2.6) на площадь A , получаем интенсивность флуоресценции, нормальной к области A :

$$I_f = I_e \varepsilon(\lambda_{laser}) C \Phi dx \quad (2.7)$$

Если предполагается, что область A является проецируемой областью, отображаемой на один пиксель, очевидно, что интенсивность пикселя пропорционально интенсивности возбуждения, характеристикам красителя, концентрации и толщине жидкого элемента. Для

очень тонких толщин пленок такое представление является точным. Если известна интенсивность возбуждения, характеристики красителя и концентрация являются константами, толщина пленки жидкости может быть непосредственно определена из флуоресценции. Более точное представление явление флуоресценции можно получить из закона абсорбции Ламберта [92], который учитывает поглощение возбуждающего света объемом жидкости:

$$I_e(x) = I_0 \exp[-\varepsilon(\lambda_{laser})Cx] \quad (2.8)$$

$$dI_f(x) = I_e \varepsilon(\lambda_{laser})C\Phi dx = I_0 \exp[-\varepsilon(\lambda_{laser})Cx] \varepsilon(\lambda_{laser})C\Phi dx \quad (2.9)$$

Для толщины жидкости δ полная интенсивность, полученная ПЗС-матрицей

$$I_f(\delta) = \int_0^\delta dI_f = \int_0^\delta I_0 \exp[-\varepsilon(\lambda_{laser})Cx] \varepsilon(\lambda_{laser})C\Phi dx \quad (2.10)$$

$$I_f(\delta) = I_0 \Phi \{1 - \exp[-\varepsilon(\lambda_{laser})C\delta]\} \quad (2.11)$$

Таким образом, при малых значениях δ (тонкие пленки) уравнение может быть сведено к

$$I_f(\delta) \approx I_0 \varepsilon(\lambda_{laser})C\Phi \delta \quad (2.12)$$

Это идентично уравнению (2.7) и является основой концепции оптически тонких и оптически толстых систем. Зависимость флуоресценции от толщины пленки квазилинейная для оптически тонких систем, для оптически толстых систем она экспоненциальная. Что считать тонкой или толстой плёнкой зависит от произведения элементов $\varepsilon(\lambda_{laser})C$.

В работе [91] проведены эксперименты по измерению толщины пленки, показывающие минимальную реабсорбцию при одновременном использовании двух красителей на оптически тонкой системе. Комбинация красителей, состоящая из 8×10^{-5} моль/л Пиррометена 567 и 2.4×10^{-4} моль/л Родамина 640, была растворена в масле. Хотя эта система из 2 красителей проявляет реабсорбцию (так как спектр излучения Родамина 640 перекрывает спектр поглощения Пиррометена 567), низкие концентрации, используемые для обоих красителей, показали факт, что для рассмотренных толщин жидкости до 45 мкм в оптически тонком слое реабсорбция минимальна. В рамках экспериментов, отраженных в данной диссертации, концентрация Родамина 6Ж не превышала 50 мг/л, что соответствовало 1.05×10^{-4} моль/л и, соответственно, реабсорбцией можно пренебречь в наших экспериментах и считать систему оптически тонкой.

На измерение толщины пленки существенное влияние оказывает флуктуации интенсивности лазера. Также сигнал LIF для пленки зависит от оптических характеристик материалов, окружающих его. Для материалов с высокой отражающей способностью сигнал LIF

примерно в два раза выше, чем у материала с низкой отражательной способностью, поэтому в экспериментах минимизировались поверхности отражения и использовались поглощающие черные материалы при LIF измерениях.

Для получения точных результатов измерений была проведена калибровка оптической системы. В работе [91] проведены измерения толщины пленки в диапазоне 5–400 мкм и показана точность измерения до 1% при использовании CCD камеры с разрешением 1300×1030 пикселей с глубиной цвета 12 бит.

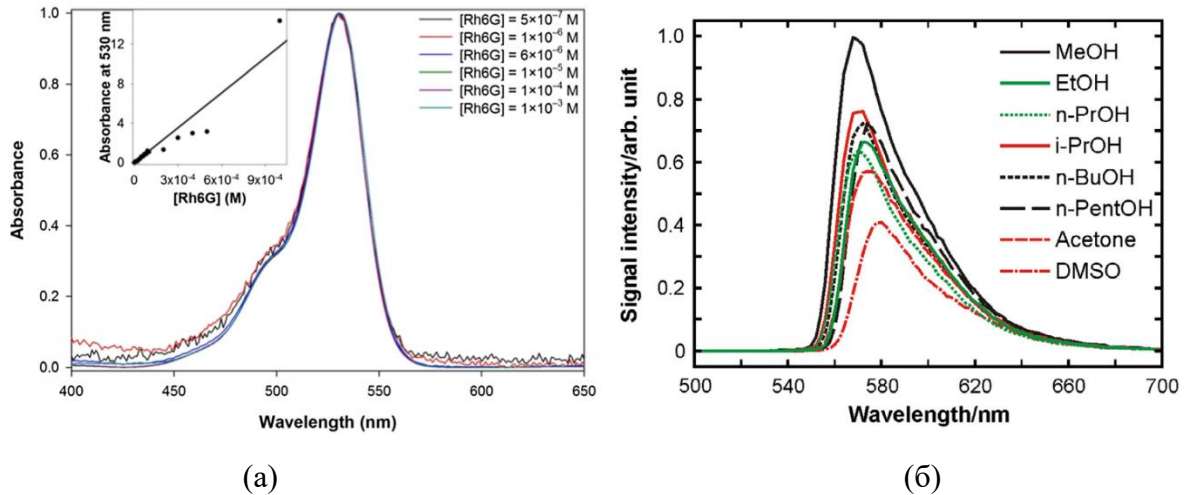


Рисунок 2.7 – (а) Нормированные спектры поглощения Родамина 6Ж в зависимости от концентрации от 10^{-7} М/м³ до 10^{-3} М/м³ для этанола. На вставке в график по закону Бэра показан пик максимального поглощения при 530 нм [93]. (б) Нормированные спектры флуоресценции Родамина 6Ж для различных растворов.

В диссертационной работе метод LIF реализовывался при добавлении в жидкую фазу флуоресцентного материала Родамина 6Ж (R6G). Выбор указанного флуорофора обоснован тем, что он наиболее изучен и часто используется в перестраиваемых лазерах, а также используется в экспериментах по определению локальных характеристик газожидкостного течения.

Спектры поглощения и флуоресценции красителя Родамина 6Ж в этаноле представлены на Рисунке 2.7. В этаноле Родамин 6Ж поглощает в диапазоне от 440 до 570 нм с максимумом при 530 нм [94] и время жизни (свечения) составляет 3.99 нс [95].

Схема метода лазерно-индуцированной флуоресценции (LIF), реализуемой в экспериментах, представлена на Рисунке 2.8. В качестве источника возбуждения флуоресценции раствора использовался твердотельный лазер с диодной накачкой на кристалле неодима DTL-314QT с длиной волны равной $\lambda=532$ нм, время импульса 7 ± 3 нс. Лазерный пучок разворачивался в лазерный «нож» с помощью цилиндрической линзы для равномерного освещения объема жидкости в микроканале. При прохождении лазерного излучения через канал происходит его

поглощение раствором Родамина 6Ж и возбуждение электронных состояний красителя. Впоследствии происходит свечение вещества красителя, возникающее при переходе молекул из возбужденного электронного состояния в основное, на длине волны отличной от возбуждающей.

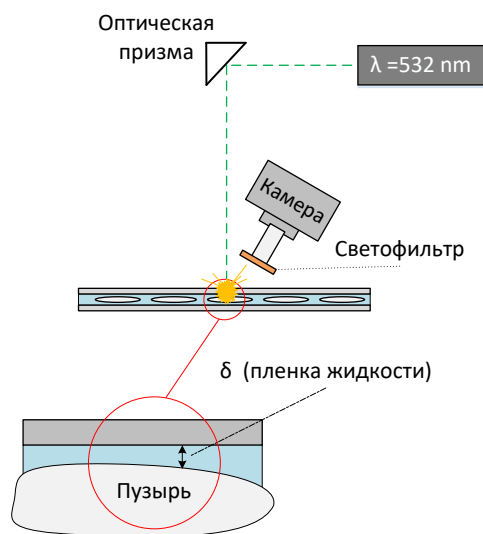


Рисунок 2.8 – Схема метода лазерно-индуцированной флуоресценции.

Светофильтр ОС-12, спектр пропускания которого показан на Рисунке 2.9, был установлен на объектив микроскопа ausJENA 6.3x, который с помощью переходного кольца крепился к высокоскоростной камере Optronis CR600x2, с целью отсекающей длины волны лазера на изображениях интенсивности.

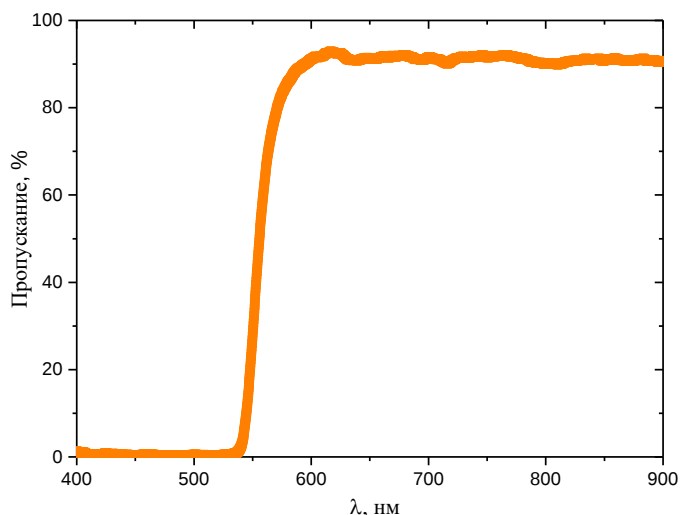


Рисунок 2.9 – Спектр пропускания длин волн для светофильтра ОС-12.

Вся система для измерения локальной толщины пленки (лазер DTL-314QT; камера Optronis, закрепленная на координатном столе) крепится к общему оптическому столу. Ключевым отличием по сравнению с другими методами для измерения толщины пленки является

то, что метод LIF является бесконтактным и имеет хорошее пространственное и временное разрешения.

Калибровка измерительной системы заключалась в проведении серии экспериментов, при которых микроканал был полностью заполнен раствором Родамина 6Ж. При различных концентрациях раствора с помощью высокоскоростной камеры измерялась локальная интенсивность плоскопараллельных слоев рабочей жидкости в полностью затопленном канале. Измерения проводились на том же расстоянии от устройства смешения, где производилась регистрация течения высокоскоростной видеосъемкой и лазерным сканированием потока. Частота лазера регулировалась с помощью генератора Hewlett Packard 214В. Используя высокоуровневый язык программирования Python, кадры киносъемки обрабатывались, и определялась интенсивность флуоресценции в канале для различных концентраций вдоль линии засветки лазерным излучением. Из полученных распределений интенсивностей для разных концентраций отнимался сигнал интенсивности, соответствующий чистому раствору жидкости без добавления флуорофора, равный цифровому шуму камеры. На основании полученных данных был построен калибровочный график зависимости интенсивности переизлученного света от концентрации Родамина 6Ж вдоль длинной стороны канала (Рисунок 2.10). Разный уровень сигнала соответствует интенсивности затопленного канала вдоль длинной стороны микроканала с растворами различной концентрации, а спад сигнала по краям графика отвечает стенкам микроканала, куда жидкость не поступает и интенсивность нулевая. Зашумление сигнала

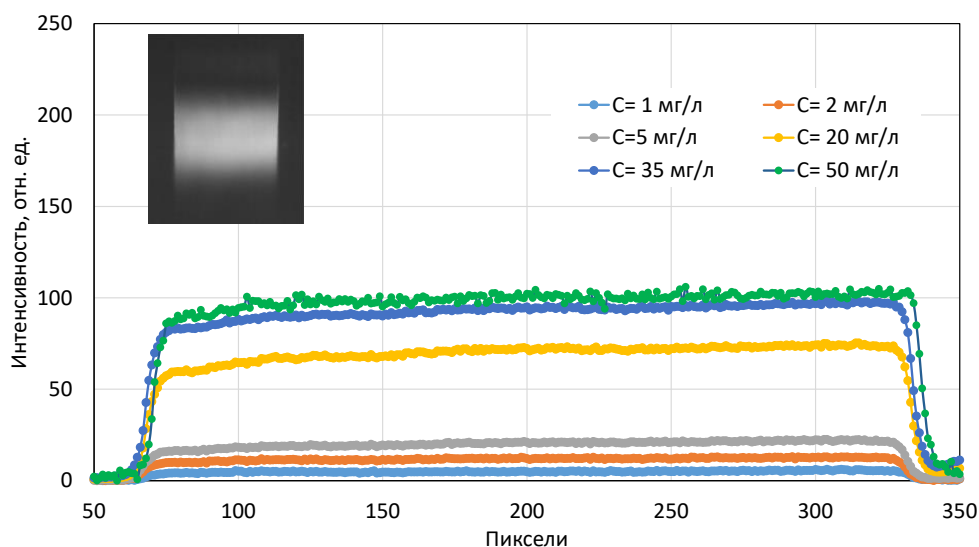
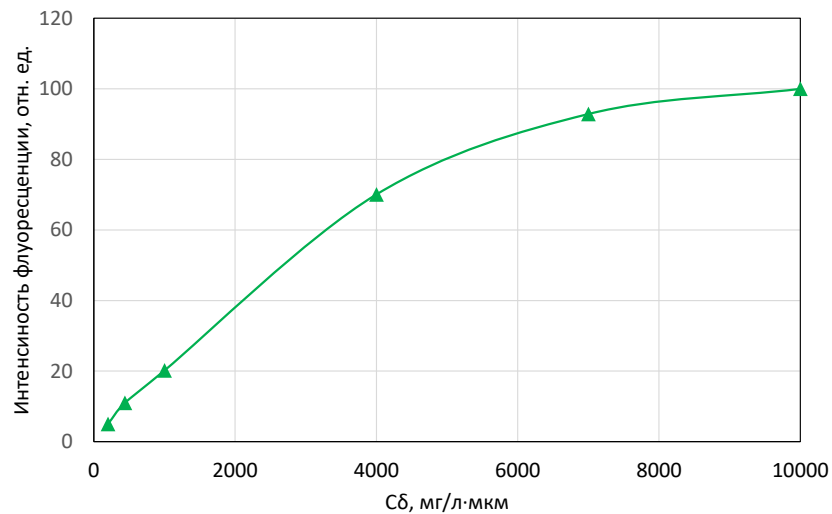


Рисунок 2.10 – Распределение интенсивности для разных концентраций вдоль длинной стороны микроканала.

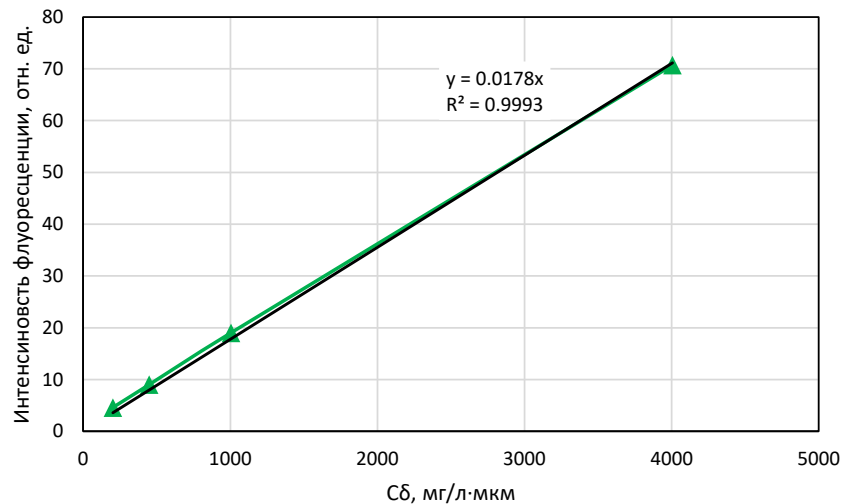
интенсивности вдоль длинной стороны микроканала объясняется наличием оптических искажений, связанных с разверткой луча в лазерный нож с помощью линзы, так как наблюдается

повторение профиля интенсивности при увеличении концентрации. Интенсивность затопленного канала бралась как среднее значение интенсивности пикселей по длинной стороне микроканала, которая в данном представлении составляла 1205 мкм. В дальнейшем при определении толщины пленки подразумевалось, что распределение интенсивности равномерно по длинной стороне канала.

График зависимости интенсивности I от произведения $C\delta$ представлен на Рисунке 2.11 (а). Значение интенсивности при 35 и 50 мг/л не использовалось, так как при такой концентрации нарушается линейная зависимость интенсивности флуоресценции от концентрации.



(а)



(б)

Рисунок 2.11 – (а) График зависимости интенсивности флуоресценции от концентрации (линия тренда в предположении нулевой интенсивности флуоресценции для нулевой концентрации), умноженной на глубину слоя жидкости (200 мкм). (б) Линейный отрезок графика зависимости интенсивности флуоресценции от концентрации с линией тренда (в предположении нулевой интенсивности для нулевой концентрации).

Аппроксимируя данный график на линейном участке (от 1 мг/л до 20 мг/л) и считая, что при нулевой концентрации интенсивность флуоресценции равна нулю, было получено уравнение зависимости интенсивности переизлученного света от произведения концентрации на толщину слоя жидкости (Рисунок 2.11 (б)). В дальнейшем для измерения малых толщин жидкой пленки использовался подход увеличения частоты с генератора с целью накопления интенсивностей от нескольких вспышек за время экспозиции. Формула для оптически тонких пленок (2.12) была адаптирована для текущих экспериментов и указана ниже

$$I = 0.0178 \cdot C\delta \quad (2.13)$$

Была дополнительно проведена аналогичная калибровка для подтверждения линейной зависимости интенсивности от толщины пленки для созданного микроканала с толщиной зазора 20 мкм. Сделаны измерения интенсивности при тех же концентрациях и построен график средней интенсивности по излучению вдоль ширины микроканала при тех же условиях что и калибровка для канала с зазором 200 мкм. Результаты калибровочных экспериментов показаны на Рисунке 2.12. Полученная формула зависимости интенсивности для тонкой пленки (20 мкм) имела вид

$$I = 0.019 \cdot C\delta \quad (2.14)$$

и коэффициент наклона имеет близкое значение к полученному ранее в формуле (2.13).

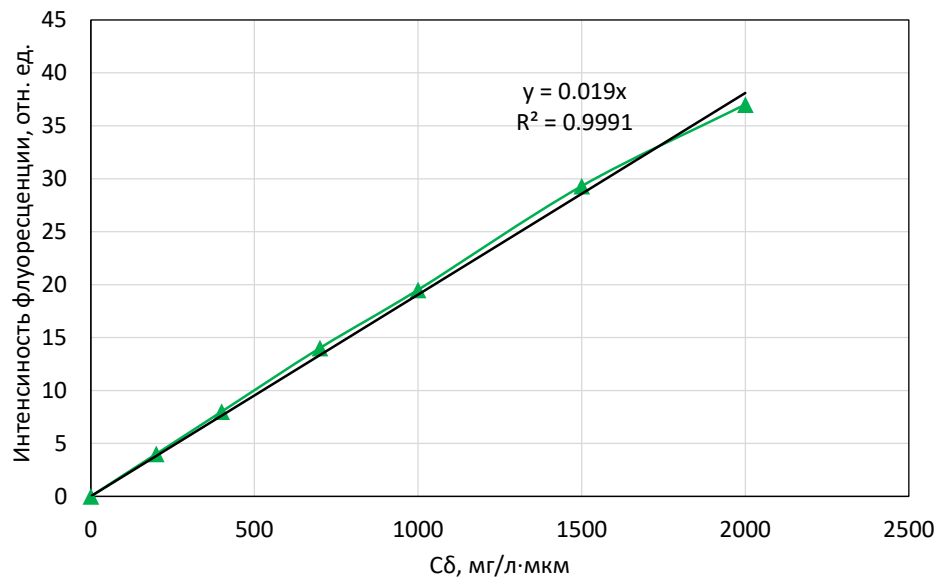


Рисунок 2.12 – График зависимости интенсивности флуоресценции от концентрации (линия тренда в предположении нулевой интенсивности флуоресценции для нулевой концентрации), умноженной на глубину слоя жидкости (20 мкм).

Данный факт говорит о том, что выполняется линейная зависимость интенсивности от концентрации и толщины слоя в определенном диапазоне и показана применимость LIF метода

для измерения тонких пленок жидкости чья толщина лежит в диапазоне пленок жидкостей, измеренных другими методами (LSM метод, [47]).

Отличие в коэффициенте зависимостей в формулах (2.13) и (2.14) говорит о неопределенности измерения толщины слоя жидкости, которая не превышала 7%, куда также входит неравномерность освещения лазерным излучением. Основную же погрешность в измерение толщины пленки жидкости вносит теневой шум матрицы камеры. В работе было решено использовать концентрацию Родамина 6Ж 50 мг/л и режим с 2-4 вспышками (частота лазера 2.01-4.01 кГц при времени экспозиции 1 мс) для разрешения тонких пленок жидкости в микроканале. Предварительно были проведены калибровки, направленные на изучение зависимости интенсивности от концентрации и толщины слоя жидкости для каждого из каналов. Регистрация LIF изображений происходила при одной и той же оптической схеме, чтобы исключить внесение дополнительных сложностей.

2.4. Оценка погрешностей измерения

Основными источниками погрешности являются неопределенность измерения размеров сечения микроканала, расхода газовой и жидкой фаз, погрешность датчика давления, а также точность измерения интенсивности флуоресценции на LIF-изображениях.

Точность определения размеров сечения микроканала составляет ± 5 мкм. Паспортная относительная погрешность газового расходомера ± 0.5 % от текущего расхода и 0.1 % от полной шкалы. Для контроллера жидкости ± 1 % от полной шкалы паспортная погрешность. При определении скорости для газовой фазы относительная погрешность менялась от ± 0.5 % для минимальной скорости до ± 1 % для максимальной скорости в эксперименте. Для скорости жидкости абсолютная погрешность изменялась от ± 33.7 % для минимальной скорости до ± 8.7 % при максимально используемой скорости жидкости. Значительная относительная погрешность определения скорости жидкости была минимизирована проведением калибровок расходов в диапазоне скоростей эксперимента.

Погрешность определения перепада давления датчиком давления составляет ± 200 Па.

Погрешность измерения интенсивности при вычитании шума из сигнала для метода лазерно-индуцированной флуоресценции составляет ± 1 отн. ед., что в пересчете на толщина пленку равняется ± 1.1 мкм. Неравномерность освещения вносит относительную погрешность, дающую ± 7 % от измеренной величины.

2.5. Выводы по Главе 2

Определены основные методики регистрации режимов газожидкостного течения и измерения их статистических и локальных характеристик в микроканалах: высокоскоростная визуализация течения, лазерное сканирование потока, метод лазерно-индуцированной флуоресценции (LIF). Проведена калибровка оборудования для проведения экспериментов и методик измерения, определены погрешности измерений и написана программа обработки данных для метода LIF. Выполнены необходимые работы по изготовлению экспериментальных участков микроканалов.

Глава 3 Экспериментальное исследование структуры течения в прямоугольных и щелевых микроканалах

Для исследования структуры газожидкостного течения в рамках данного исследования выполнены следующие работы:

- Определены характерные режимы течения и их границы, используя методы высокоскоростной видеосъемки и лазерного сканирования. Построены обобщённые карты режимов течения
- Определено влияние устройств смешения и свойств жидкости на режимы течения
- Измерен перепад давления в щелевом микроканале и выполнено сравнение с известными корреляциями.

3.1. Режимы газожидкостного течения в прямоугольных микроканалах

Выполнена серия экспериментов, направленных на визуализацию течения с помощью высокоскоростной видеосъемки для построения карт режимов в каналах прямоугольной геометрии, показанных на Рисунках 3.13-3.17.

С использованием высокоскоростной визуализации получены основные режимы течения, реализующиеся в каналах сечения $200 \times 400 \text{ мкм}^2$ с Т-образными смесителями прямого и бокового типа для смесей: 95% этанол-азот и 20.9% глицерин-азот. На Рисунке 3.1 представлена визуализация режимов течения для смеси этанол-азот. На основе результатов визуализации выделено 5 характерных режимов течения: снарядный периодический режим, переходной, расслоенный, расслоенный волновой и кольцевой режимы течения. Снарядный периодический режим характеризуется периодическим чередованием газовых пузырей и жидких перемычек (Рисунок 3.1 (а)). Размеры газовых пузырей для такого течения не изменяются по длине микроканала, как и размеры жидких перемычек. При увеличении приведенной скорости газа периодичность течения нарушается, и течение становится переходным (Рисунок 3.1 (в)). Для данного течения наблюдались периодические пульсации давления, измеренные на входе с помощью датчика давления. Визуализация показала, что в канале наблюдается каскад пузырей и жидких перемычек разного размера. С падением давления по длине канала газовые пузыри увеличиваются в размере, и происходит их слияние. Расслоённый режим течения, представленный на Рисунке 3.1 (г), соответствует малым расходам жидкости и большим расходам газа, характеризуется параллельным течением фаз без смешения на входе и без образования газовых пузырей и перемычек жидкости.

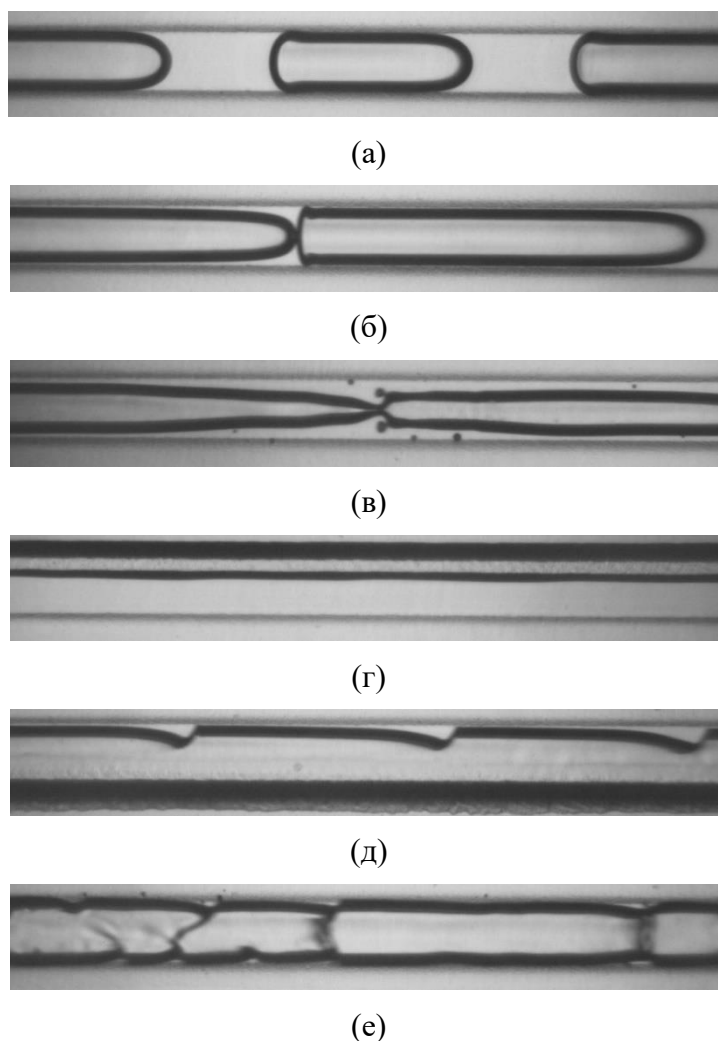


Рисунок 3.1 – Фотографии течения смеси этанол-азот в прямоугольном микроканале (а) снарядный периодический режим $J_{liq}=0.13$ м/с, $J_{gas}=0.2$ м/с, (б) переходной режим $J_{liq}=0.13$ м/с, $J_{gas}=2$ м/с, (в) $J_{liq}=0.27$ м/с, $J_{gas}=2.88$ м/с, (г) расслоенный режим $J_{liq}=0.1$ м/с, $J_{gas}=3.61$ м/с, (д) расслоенный волновой $J_{liq}=0.1$ м/с, $J_{gas}=33.1$ м/с, (е) кольцевой $J_{liq}=0.2$ м/с, $J_{gas}=31.07$ м/с. Направление движения течения - слева направо.

При увеличении приведенной скорости газа на поверхности жидкости при расслоенном режиме течения образуются волны, и происходит переход к волновому расслоенному режиму течения (Рисунок 3.1 (д)). Кольцевой режим течения, показанный на Рисунке 3.1 (е), характеризуется отсутствием перемычек жидкости в потоке и распределением жидкости по периметру канала с образованием волн на межфазной границе, как для длинной, так и короткой сторон канала, при движении газа в центре канала.

На Рисунке 3.2 представлена визуализация режимов течения для смеси 20.9% глицерин-азот. Можно выделить также пять характерных режимов течения: снарядный периодический (Рисунок 3.2 (а)), переходной (Рисунок 3.2 (б)), расслоенный (Рисунок 3.2 (в)), расслоенный волновой (Рисунок 3.2 (г)) и кольцевой (Рисунок 3.2 (д)).

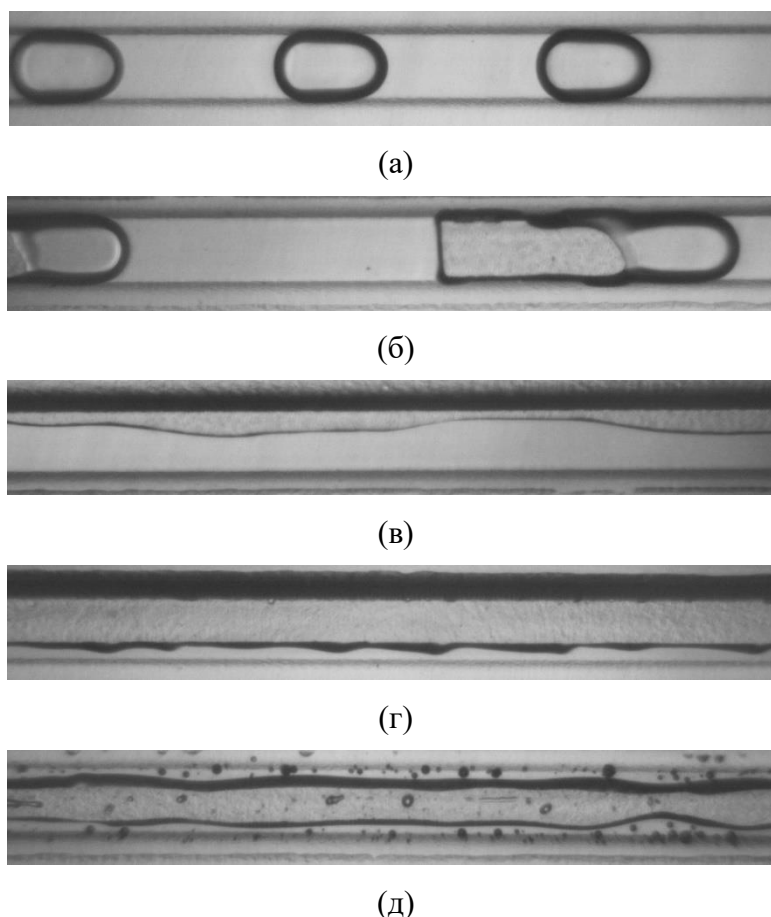


Рисунок 3.2 – Фотографии течения смеси 20.9% глицерин-азот в прямоугольном микроканале: (а) снарядный периодический режим $J_{liq}=0.17$ м/с, $J_{gas}=0.08$ м/с, (б) переходной режим $J_{liq}=0.09$ м/с, $J_{gas}=0.4$ м/с (в) расслоенное течение $J_{liq}=0.09$ м/с, $J_{gas}=2$ м/с; (г) расслоенный волновой $J_{liq}=0.09$ м/с, $J_{gas}=33.5$ м/с, (д) кольцевое течение $J_{liq}=0.16$ м/с, $J_{gas}=4.87$ м/с. Направление движения течения слева направо.

Увеличение поверхностного натяжения и вязкости жидкости привело к изменению формы газовых пузырей. Другой особенностью течения смеси 20.9% глицерин-азот является плохое смачивание поверхности PDMS, являющейся гидрофобной, что хорошо видно на Рисунке 3.2 (б). Это приводит к разрыву пленки жидкости и стягиванию жидкости в углы канала по длине пузыря. При кольцевом режиме течения наблюдалось наличие в менисках жидкости пузырьков газа и капель в потоке газа, показанное на Рисунке 3.2 (д), которые формируются в зоне смешения при увеличении расхода жидкости.

Так как для экспериментов со смесью 20.9% глицерин-азот наблюдается плохое смачивание стенок канала, выполнена модифицирование стенок канала путем длительного прокачивания раствора поливинилового спирта с целью улучшения смачиваемости. Гидрофильное покрытие было получено при прокачке сквозь канал раствора поливинилового спирта в воде после плазменной активации поверхности. В этом случае контактный угол для

воды составил $11 \pm 4^\circ$. Измерения проведены в лаборатории Нанобиотехнологий в Санкт-Петербургском национальном исследовательском Академическом университете РАН методом сидячей капли с оптической регистрацией величины контактного угла. На Рисунке 3.3 представлена визуализация режимов течения для смеси 20.9% глицерин-азот в микроканале с гидрофильным покрытием стенок. В этом случае выделены 3 характерных режима течения: снарядный периодический, переходной и расслоенный. Гидрофильное покрытие стенок микроканала позволило увеличить диапазон снарядного периодического режима течения до больших скоростей газа.

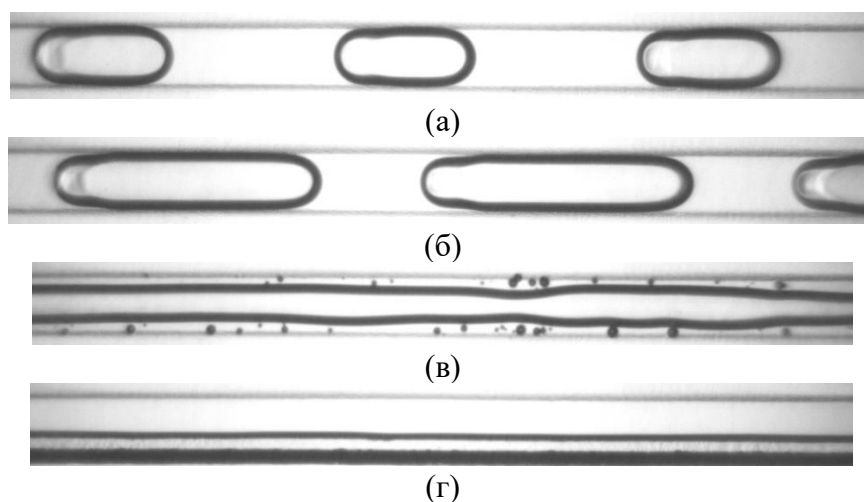


Рисунок 3.3 – Фотографии течения смеси 20.9% глицерин-азот в прямоугольном микроканале с Т-образным смесителем бокового типа: снарядный периодический режим (а) $J_{liq}=0.17$ м/с, $J_{gas}=0.074$ м/с, (б) $J_{liq}=0.17$ м/с, $J_{gas}=0.37$ м/с; переходной режим (в) $J_{liq}=0.22$ м/с, $J_{gas}=3.5$ м/с; (г) расслоенный режим $J_{liq}=0.11$ м/с, $J_{gas}=3.83$ м/с. Направление движения течения слева направо.

Получено, что для гидрофильного канала при течении раствора глицерина в задней части формы газового пузыря формировалось локальное сужение, которое видно на Рисунке 3.3 (а), (б), что связано с увеличением вязкости жидкости. Подобная форма пузырей ранее наблюдалась в работе [96]. Увеличение приведённой скорости газа приводит к переходному режиму течения, где наблюдались также мелкие пузыри газа в менисках жидкости, и далее к расслоенному (параллельному) режиму течения, когда газ и жидкость начинают течь в канале параллельно (Рисунок 3.3 (г)). Возникновение расслоенного режима течения вызвано неравномерной подачей жидкости в канал для прямого и бокового входов, для устранения этого явления применен перекрестный тип смесителя на входе.

3.2. Режимы газожидкостного течения в щелевых микроканалах с перекрестным входом

Проведены эксперименты по визуализации газожидкостного течения в щелевых микроканалах с сечением $2045 \times 200 \text{ мкм}^2$ ($\alpha_c=10$) и $1205 \times 200 \text{ мкм}^2$ ($\alpha_c=6$), имеющие перекрестный тип смесителя на входе. Эксперименты проведены для течения смесей дистиллированная вода-азот и этанол-азот.

На Рисунке 3.4 представлены фотографии области смешения, показывающие процесс формирования газового пузыря для течения этанол-азот в микроканале $2045 \times 200 \text{ мкм}^2$. Пузырь образовывался при смыкании расположенных друг напротив друга областей жидкости, перекрывая газовый поток.

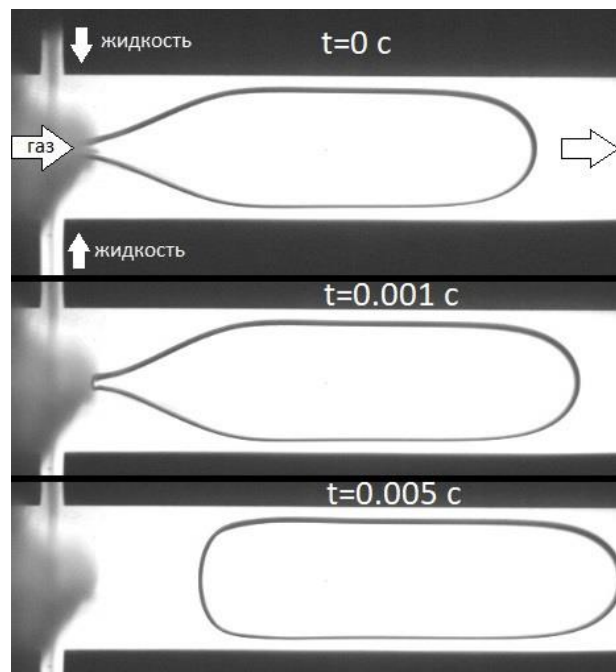


Рисунок 3.4 – Фотографии области смешения жидкости и газа, показывающие механизм процесса формирования газового пузыря в канале $2045 \times 200 \text{ мкм}^2$ для течения смеси этанол-азот при скоростях $J_{liq}=0.041 \text{ м/с}$, $J_{gas}=0.084 \text{ м/с}$.

На Рисунке 3.5 представлены фотографии течения в щелевом микроканале с сечением $2045 \times 200 \text{ мкм}^2$. Эксперименты проведены в диапазоне расходов для смеси этанол-азот, обеспечивающем получение снарядного периодического режима течения.

Проведены эксперименты по высокоскоростной визуализации при течении смесей дистиллированной воды-азота и этанол-азота для щелевого микроканала с соотношением сторон $\alpha_c=6$ ($1205 \times 200 \text{ мкм}^2$). Для указанного микроканала была выполнена регистрация течения в области смешения и показана на Рисунке 3.6.

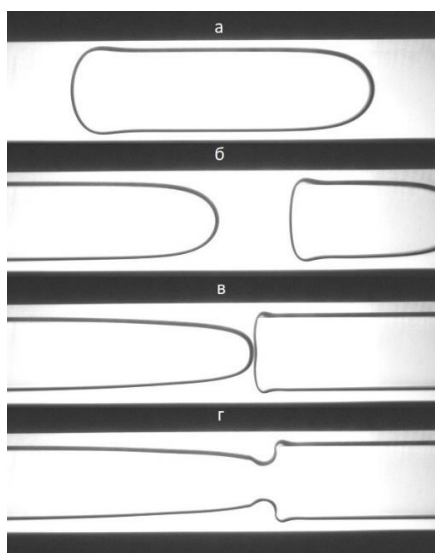


Рисунок 3.5 – Фотографии газожидкостного течения на расстоянии 38 мм от смесителя в микроканале $2045 \times 200 \text{ мкм}^2$: (а) снарядный периодический режим $J_{\text{liq}}=0.041 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.084 \text{ м/с}$, (б) переходной режим $J_{\text{liq}}=0.041 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.418 \text{ м/с}$, (в) - (г) переходной режим - $J_{\text{liq}}=0.041 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.83 \text{ м/с}$.

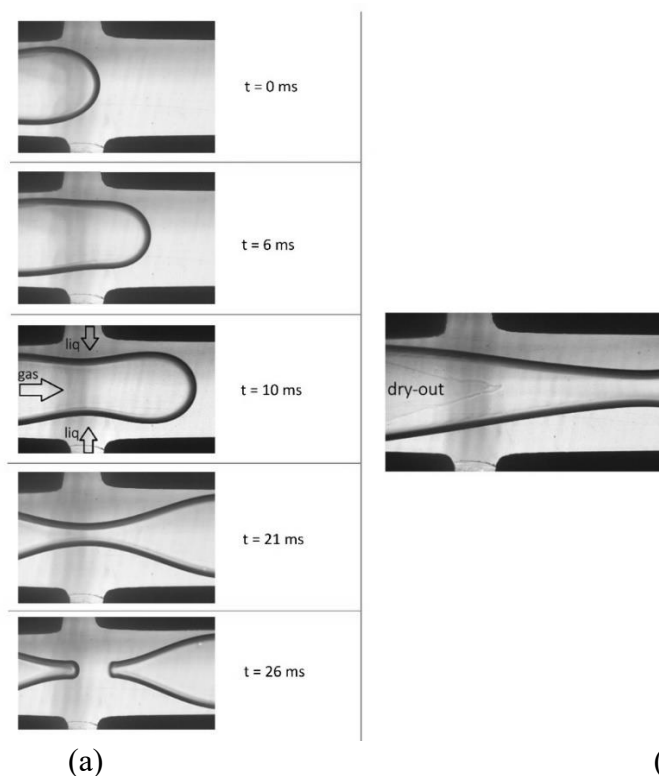


Рисунок 3.6 – (а) Механизм формирования снарядного режима течения в перекрестном смесителе для течения этанол-азот при приведенных скоростях $J_{\text{liq}}=0.079 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.07 \text{ м/с}$ в микроканале $1205 \times 200 \text{ мкм}^2$. (б) Механизм формирования переходного режима течения в перекрестном смесителе для течения этанол-азот при приведенных скоростях $J_{\text{liq}}=0.079 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=1.1 \text{ м/с}$ с образованием области высыхания (dry-out).

На Рисунке 3.7 приведены результаты характерных режимов течения в щелевом микроканале $1205 \times 200 \text{ мкм}^2$ для течения этанол-азот и дистиллированная вода-азот.

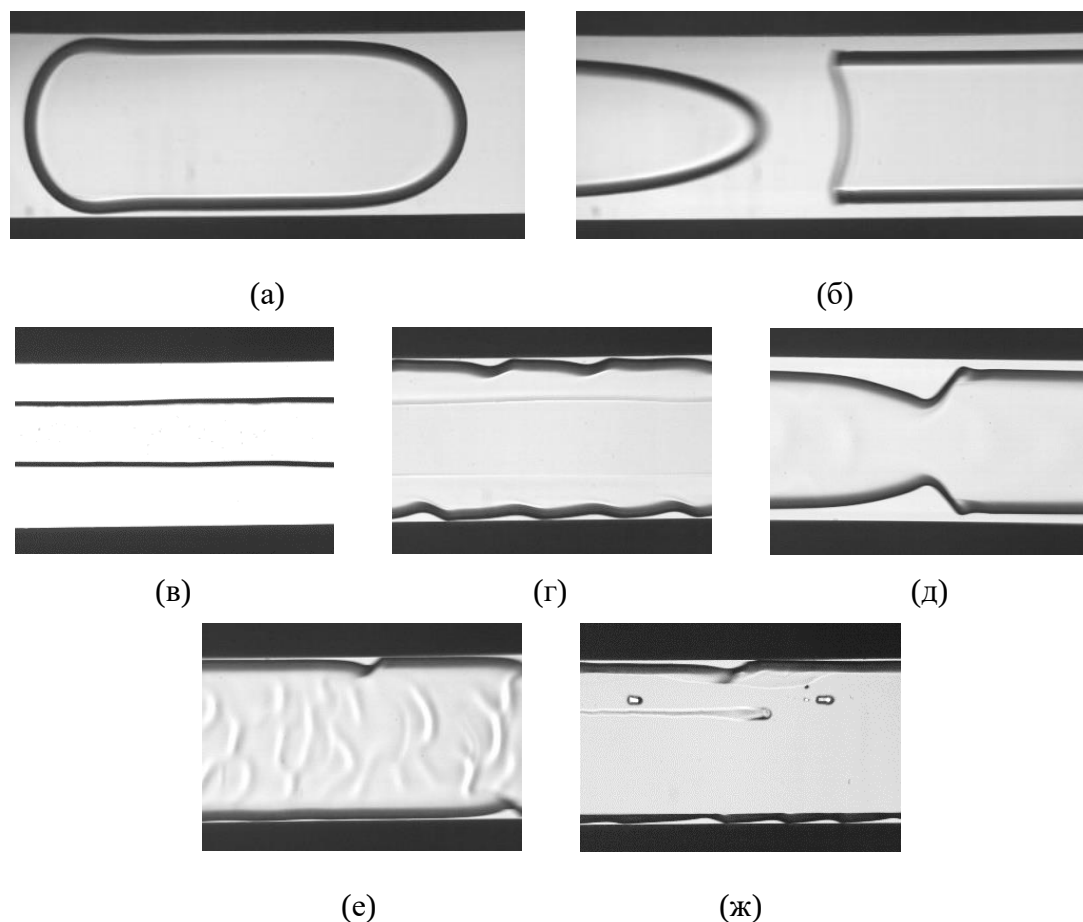


Рисунок 3.7 – Фотографии характерных режимов течения газожидкостного течения в микроканале $1205 \times 200 \text{ мкм}^2$ для этанол-азота: (а) снарядный периодический режим $J_{\text{liq}}=0.08 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.028 \text{ м/с}$, (б) переходной $J_{\text{liq}}=0.08 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.42 \text{ м/с}$, (г) расслоенный с волнами $J_{\text{liq}}=0.056 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=33.28 \text{ м/с}$, (д) жидкостный кольцевой $J_{\text{liq}}=0.08 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=9.79 \text{ м/с}$ (е) кольцевой $J_{\text{liq}}=0.08 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=45.61 \text{ м/с}$; для течения дистиллированная вода-азот: (в) расслоенный $J_{\text{liq}}=0.058 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.69 \text{ м/с}$, (ж) расслоенный с уносом капель $J_{\text{liq}}=0.08 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=86.3 \text{ м/с}$. Направление течения слева направо.

3.3. Статистические характеристики газожидкостного течения в прямоугольных и щелевых микроканалах

Статистические характеристики течения были выявлены при обработке данных, полученных высокоскоростной визуализацией и методом лазерного сканирования потока.

3.3.1. Скорости газовых пузырей

Получены зависимости скорости пузыря от приведенной скорости смеси в прямоугольном микроканале $380 \times 190 \text{ мкм}^2$ в начале канала сразу после формирования пузыря (Рисунок 3.8 (а)) и в конце микроканала (Рисунок 3.8 (б)) для течения смеси этанол-азот.

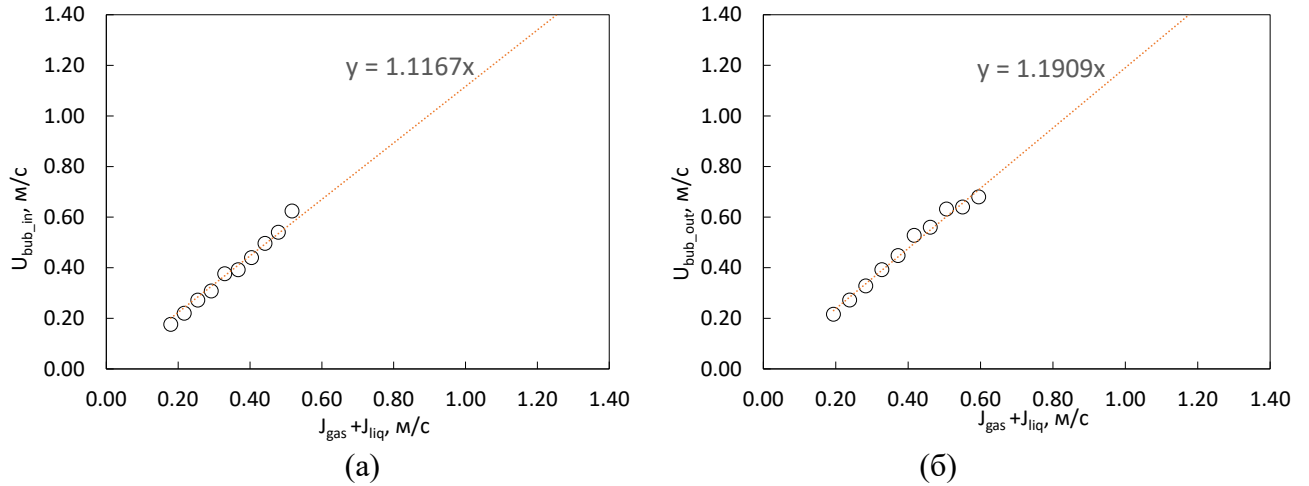


Рисунок 3.8 – Зависимости скорости пузыря от приведенной скорости смеси в прямоугольном микроканале $380 \times 190 \text{ мкм}^2$ в начале (а) и в конце микроканала (б).

Скорость газового пузыря U_{bub} может быть представлена как произведение

$$U_{bub} = c \cdot J_{tp} \quad (3.1)$$

$$J_{tp} = J_{liq} + J_{gas} \quad (3.2)$$

где c - параметр распределения, J_{tp} – сумма приведённых скоростей фаз. Видно, что параметр распределения в начале канала равен $c=1.12$, а в конце канала $c=1.19$, что говорит об ускорении пузыря к концу канала при падении давления. Скорость газовых пузырей была необходима для расчета толщины пленки жидкости по закону Тейлора для оценки объема газовых пузырей.

3.3.2. Статистические характеристики газожидкостного течения, полученные методом лазерного сканирования

Для определения статистических характеристик двухфазного потока использовался метод лучевого лазерного сканирования. Калибровка сигнала с фотодиода производилась путем соответствия интенсивности излучения света с сигналом на фотодиоде газовой или жидкой фазе. Установлено, что максимальный уровень сигнала с фотодиода соответствует жидкости, а нижний уровень сигнала соответствует прохождению газовой фазы. Данное явление объясняется

наличием тонкой пленки жидкости между газовой фазой и стенкой канала и лазерное излучение активно рассеивается на межфазной поверхности газ-жидкость, частично доходя до фотодиода и затем сигналом на АЦП. Систему «фотодиод-АЦП» будем называть далее оптический регистратор.

Были получены сигналы для разных режимов течения и их примеры представлены на Рисунке 3.9. На Рисунке 3.9 (а) пунктирными линиями показаны отрезки сигнала, отвечающие перемычкам жидкости и газовому пузырю.

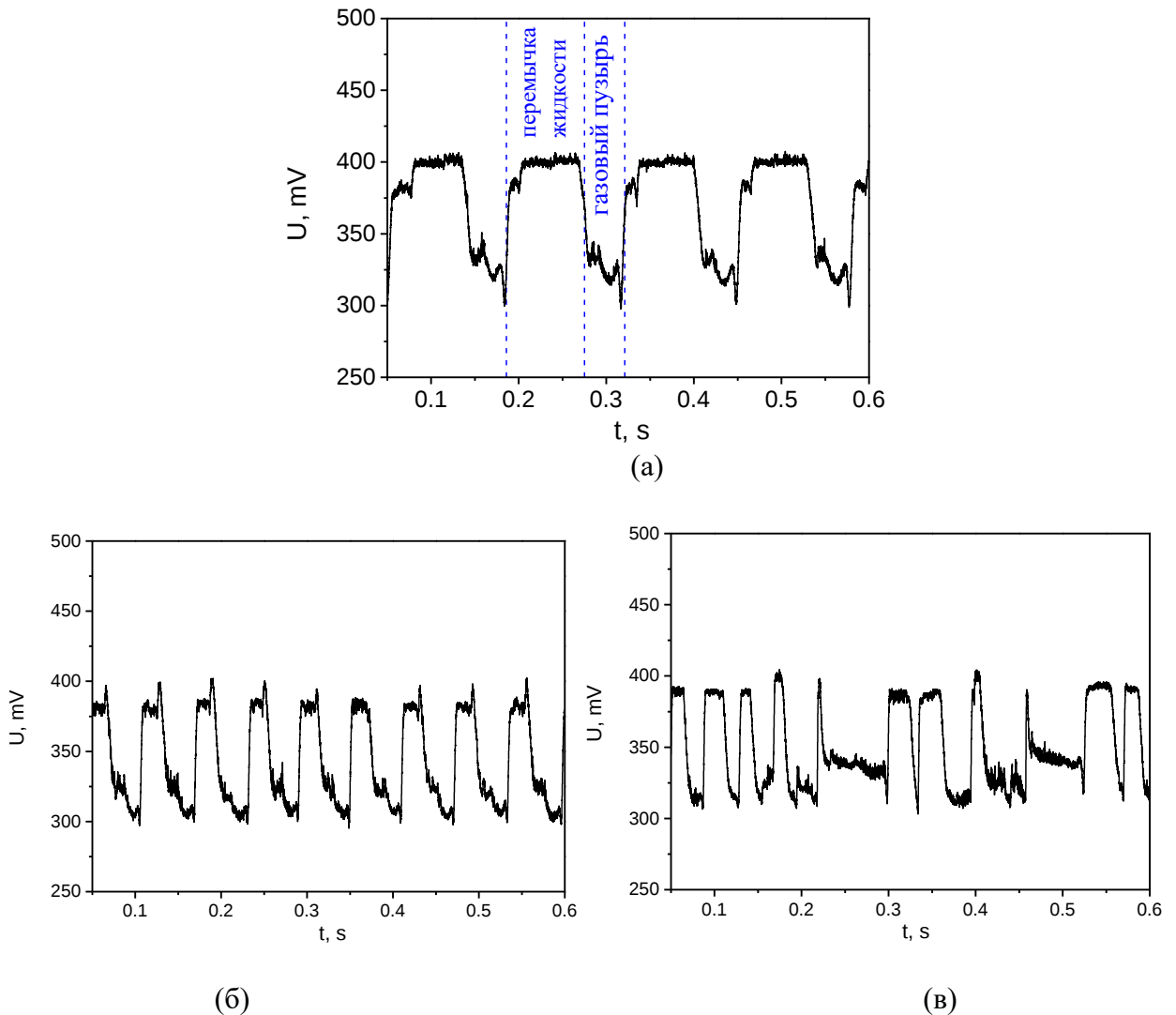


Рисунок 3.9 – Сигнал с оптического регистратора для снарядного периодического режима течения для приведенных скоростей (а) $J_{\text{liq}} = 0.041$ м/с, $J_{\text{gas}} = 0.026$ м/с и (б) $J_{\text{liq}} = 0.041$ м/с, $J_{\text{gas}} = 0.084$ м/с в щелевом микроканале 2045×200 мкм². (в) Сигнал с оптического регистратора для переходного режима течения для приведенных скоростей $J_{\text{liq}} = 0.041$ м/с и $J_{\text{gas}} = 0.25$ м/с.

Анализируя Рисунок 3.9 (а, б), можно видеть, что при увеличении приведенной скорости газа в рамках снарядного режима течения за равные промежутки времени формируется большее

количество пузырей и длина жидкой перемычки уменьшается с увеличением приведенной скорости газа. Получено, что при увеличении приведенной скорости газа периодичность пузырей и перемычек жидкости нарушается, наступает переходной режим течения. Сигнал с оптического регистратора для переходного режима течения при приведенных скоростях $J_{liq} = 0.041$ м/с и $J_{gas} = 0.25$ м/с показан на Рисунке 3.9 (в).

Полученные сигналы были обработаны и построены гистограммы распределения длин газовых пузырей (L_{gas}) и перемычек жидкости (L_{liq}) для снарядного режима течения смеси этанол – азот для приведенных скоростей $J_{liq} = 0.041$ м/с, $J_{gas} = 0.084$ м/с и для переходного режима течения - $J_{liq} = 0.041$ м/с, $J_{gas} = 0.25$ м/с. Для снарядного течения длины газовых пузырей и перемычек изменяются в узком диапазоне (Рисунок 3.10 (а)). При увеличении приведенной скорости газа (переходной режим) разброс по длинам становится значительно шире (см. Рисунок 3.10 (б)). Данные гистограммы построены с учетом измеренных скоростей пузырей.

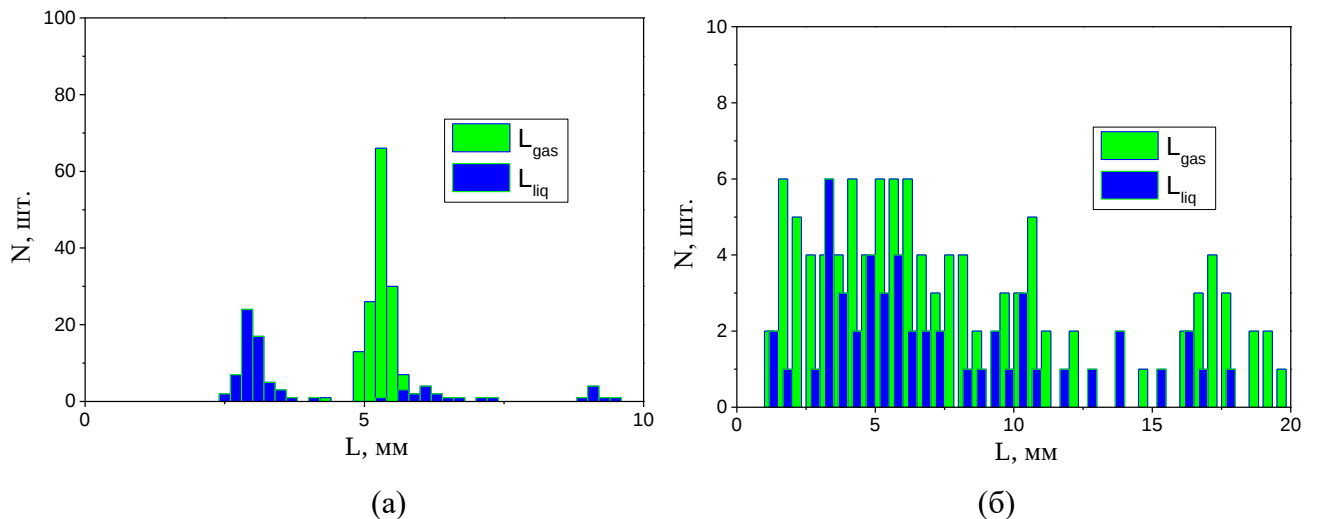


Рисунок 3.10 – Гистограммы распределения длин газовых пузырей (L_{gas}) и перемычек жидкости (L_{liq}) для снарядного периодического режима течения смеси этанол-азот для приведенных скоростей $J_{liq} = 0.041$ м/с, $J_{gas} = 0.084$ м/с (а) и переходного (непериодического) режима течения - $J_{liq} = 0.041$ м/с, $J_{gas} = 0.25$ м/с (б) в микроканале с сечением 2045×200 мкм².

Используя сигнал с оптического регистратора, можно построить зависимость среднеквадратичного отклонения длин газовых пузырей без пересчета в физическую длину пузыря, а руководствуясь продолжительностью сигнала, отвечающего газовым пузырям, что позволяет определять границы режимов течения быстрее. График зависимости среднеквадратичного отклонения распределений длительности сигнала для газовых пузырей от приведенной скорости газа при $J_{liq} = 0.041$ м/с представлен на Рисунке 3.11. Видно, что снарядному течению для малых приведенных скоростей газа соответствует малое значение

среднеквадратичного отклонения и течение является периодическим. Резкое увеличение среднеквадратичного отклонения и дальнейший рост связаны с переходом к непериодическому режиму течения. Последующее увеличение приведенной скорости газа приводит к уменьшению среднеквадратичного отклонения и пульсаций в потоке, что говорит о приближении к кольцевому режиму течения, при котором наблюдается уменьшение верхнего уровня сигнала с оптического регистратора, что указывает на отсутствие затопленных жидких перемычек. На Рисунке 3.11 зеленой вертикальной линией отмечен переход от снарядного периодического к переходному (непериодическому) режиму течения.

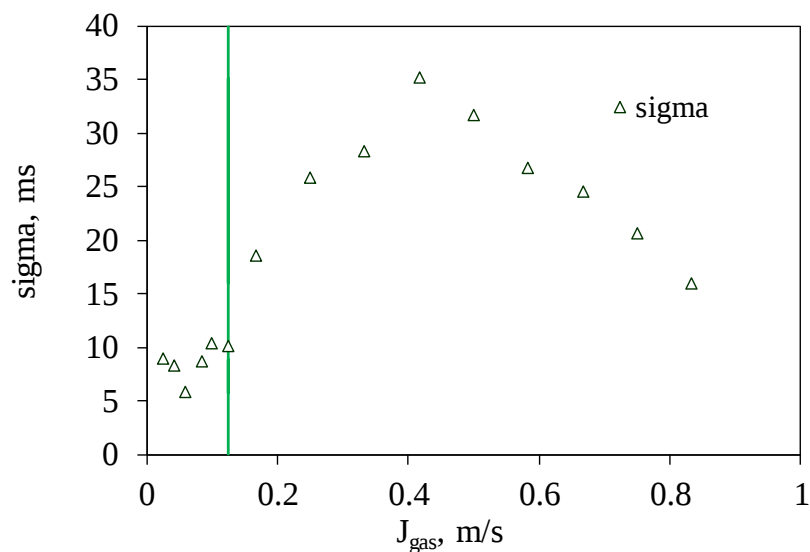


Рисунок 3.11 – Зависимость среднеквадратичного отклонения распределений длительности сигнала, соответствующего газовым пузырям, от приведенной скорости газа при $J_{liq} = 0.041$ м/с в микроканале с сечением 2045×200 мкм².

С использованием метода лазерного сканирования выявлены статистические характеристики, установленных режимов течения в микроканалах с Т-смесителями прямого и бокового типа. Для каждого режима течения смесей определено среднеквадратичное отклонение σ статистической величины, характеризующее ширину распределения длин газовых пузырей. На Рисунке 3.12 (а-г) представлены зависимости среднеквадратичного отклонения распределения продолжительности сигнала, соответствующее газовым пузырям, от приведенной скорости газа для разных типов смесей, устройств смешения на входе, которые были учтены при построении карт режимов. Получено, что при применении прямой и боковой геометрии Т-образного смесителя изменения среднеквадратичного распределения от снарядного к переходному режиму течения происходит при близких скоростях газа, но для Т-образного смесителя бокового типа переходной режим наступает позднее и дольше реализуется снарядное периодическое течение

(Рисунок 3.12 (а-б), (в-г)). Также было установлено, что модификация поверхности стенок микроканала путем ее гидрофилизации увеличивает область существования снарядного режима течения для течения смеси 20.9% глицерин-азот.

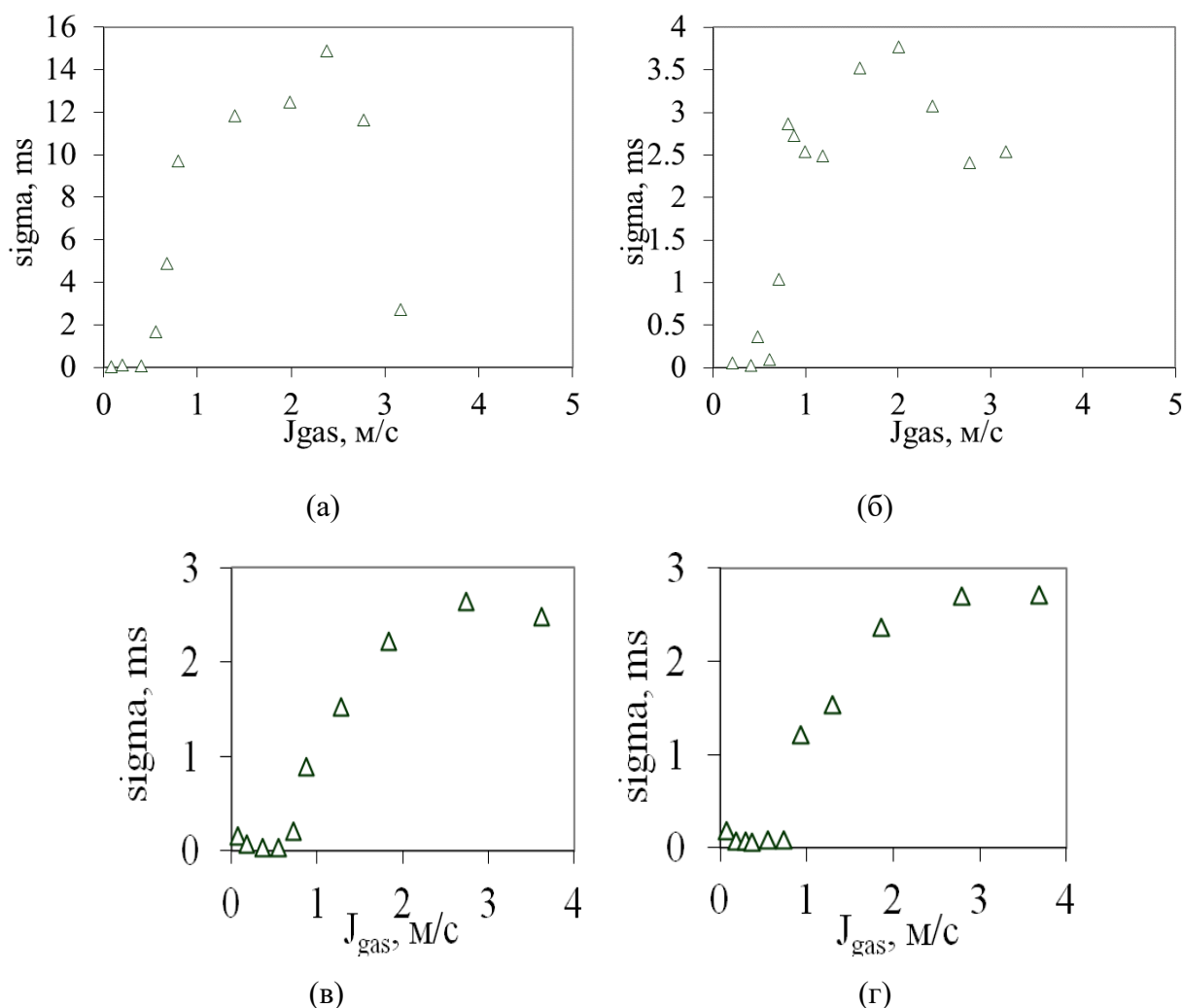


Рисунок 3.12 – Зависимость среднеквадратичного отклонения распределений продолжительности сигнала, соответствующее газовым пузырям, от приведенной скорости газа для течения смеси этанол-азот: (а) микроканал с Т-смесителем прямого типа ($J_{\text{liq}} = 0.13$ м/с), (б) микроканал с Т-смесителем бокового типа ($J_{\text{liq}} = 0.13$ м/с), для течения смеси 20.9% глицерин-азот: (в) микроканал с гидрофильной модификацией с Т-смесителем прямого типа ($J_{\text{liq}} = 0.17$ м/с), (г) микроканал с гидрофильной модификацией поверхности с Т-смесителем бокового типа ($J_{\text{liq}} = 0.17$ м/с).

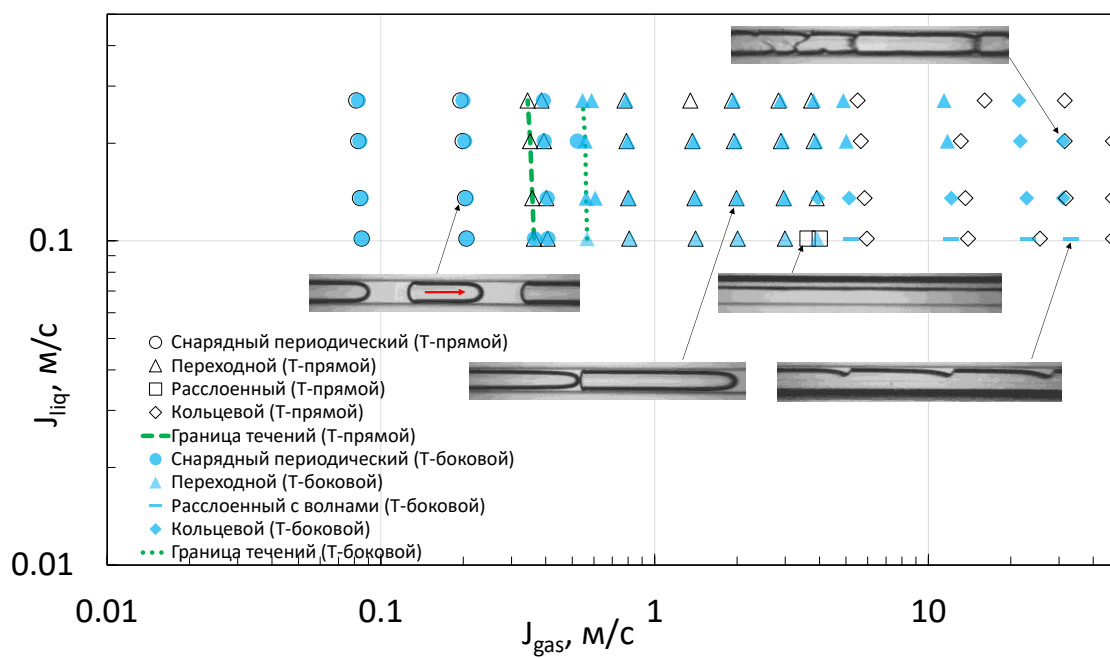
3.4. Карты режимов течения

На основании визуализации течения и обработки сигналов, полученных высокоскоростной съемкой и лазерным сканированием, выявлены основные режимы течения и

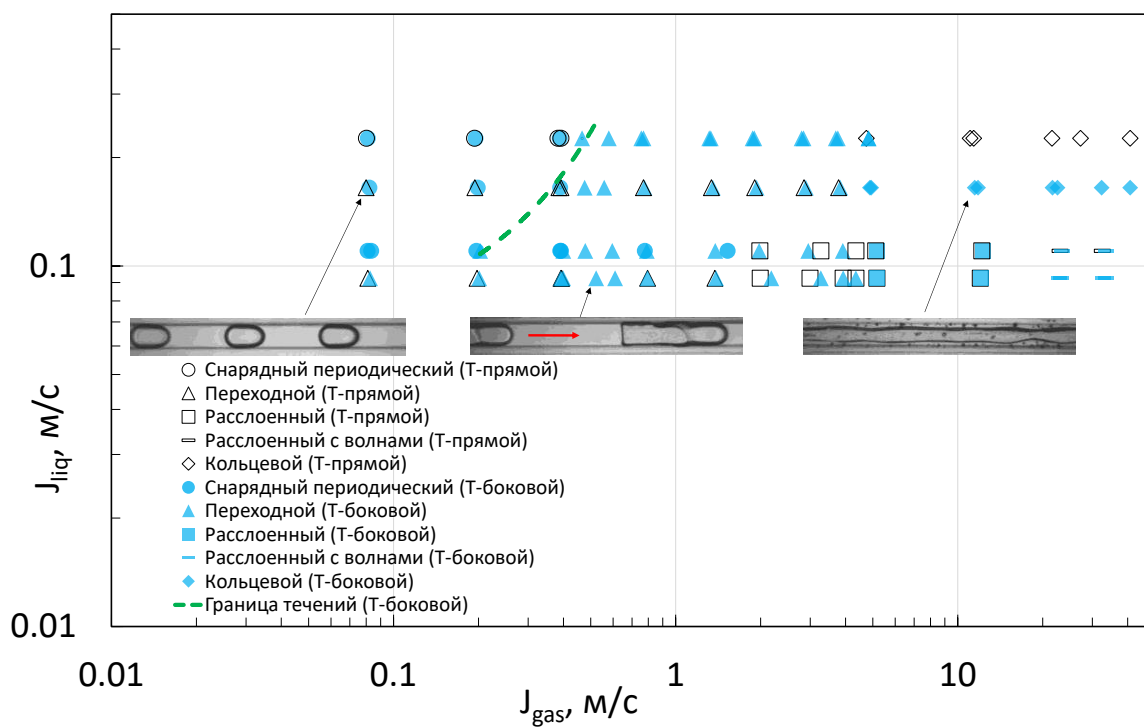
построены карты режимов течения. На Рисунке 3.13 представлены карты режимов для разных жидкостей (95% этанол и 20.9% глицерин) и способов формирования газожидкостного течения (Т-образные смесители прямого и бокового типов) в микроканалах с прямоугольным сечением 400×200 мкм², построенные в координатах приведенных скоростей газа J_{gas} и жидкости J_{liq} .

На Рисунке 3.13 круглым маркером обозначен снарядный периодический режим течения, треугольным маркером - переходной (непериодический) режим течения, квадратным маркером - расслоенный режим течения, прямоугольником – расслоённый волновой, ромбом - кольцевой режим течения. Зелеными штриховой и точечной линиями обозначены границы режимов течений для разных типов смесителей. Анализируя данные графики получено, что для течения смеси этанол-азот при Т-образном смесителе бокового типа переходной режим наступает позднее и дольше реализуется снарядное периодическое течение. Переход к переходному режиму течения для Т-образного смесителя бокового типа происходит при $J_{gas} > 0.6$ м/с, а для Т-образного смесителя прямого типа при $J_{gas} > 0.4$ м/с для указанных скоростей по жидкости (Рисунок 3.13 (а)). Для течения 20.9% глицерин-азот наблюдалось аналогичное поведение и Т-образный смеситель бокового типа создавал устойчивое течение в условиях плохой смачиваемости поверхности стенок микроканала для раствора глицерина в приведенном диапазоне скоростей жидкости (Рисунок 3.13 (б)).

Также была построена карта режимов для течения смеси 20.9% глицерин-азот в микроканале со специально модифицированной гидрофильной поверхностью стенок с целью улучшения смачиваемости при течении раствора глицерина. На Рисунке 3.14 представлена карта режимов и получено, что гидрофилизация поверхности позволила расширить область существования снарядного периодического режима течения до приведенных скоростей газа $J_{gas} = 0.75$ м/с и также наблюдалось сужение задней части пузыря при течении в канале. Было обнаружено незначительное влияние типа смесителя на карту режимов для данного микроканала с гидрофильной поверхностью.



(a)



(б)

Рисунок 3.13 – Карты режимов течения с примерами течений в прямоугольных микроканалах с Т-образными смесителями прямого и бокового типа (а) с при течении смеси этанол-азот, (б) при течении смеси 20.9% глицерин-азот.

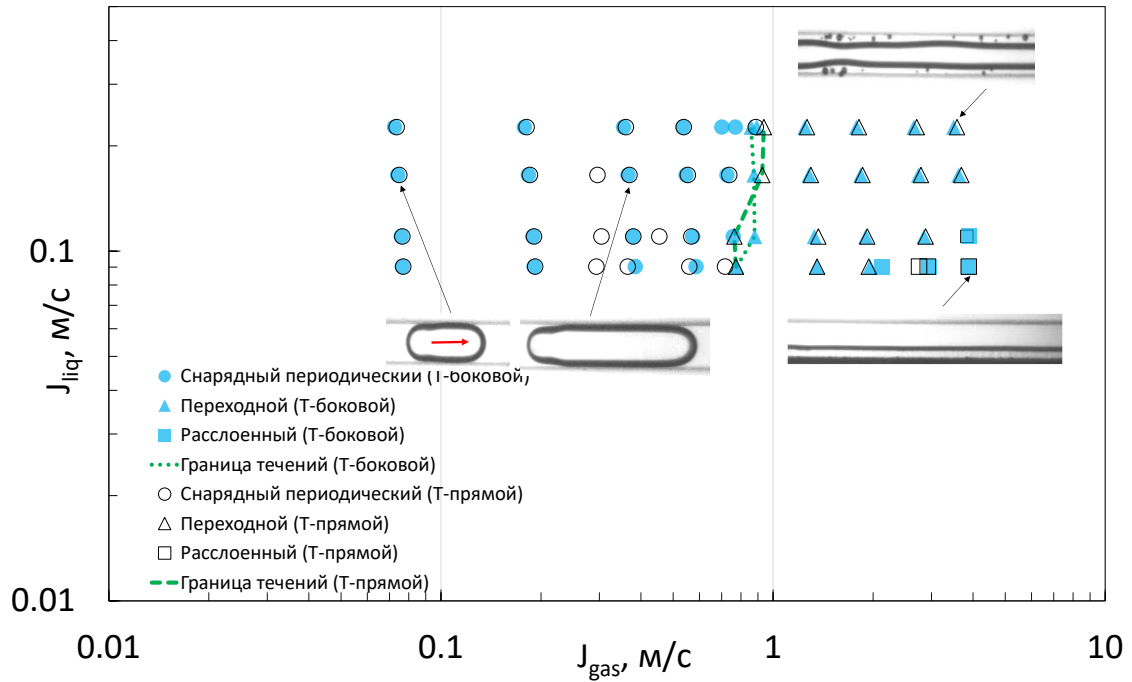


Рисунок 3.14 – Карты режимов течения с примерами течений в прямоугольном микроканале сечения 400x200 мкм² при гидрофильной модификации поверхности с Т-образными смесителями прямого и бокового типа при течении смеси 20.9% глицерин-азот.

Построение режимных карт, когда безразмерные критерии используются в качестве координат, целесообразно в зонах вырождения влияния некоторых физических факторов, например гравитации. Для обобщения экспериментальных данных для всех наборов смесей было предложено использовать безразмерный комплекс, предложенный S. Waelchli и др. [22]. Данный комплекс содержит комбинацию безразмерных чисел Вебера и Рейнольдса в степенях $Re^{0.2}We^{0.4}$, где

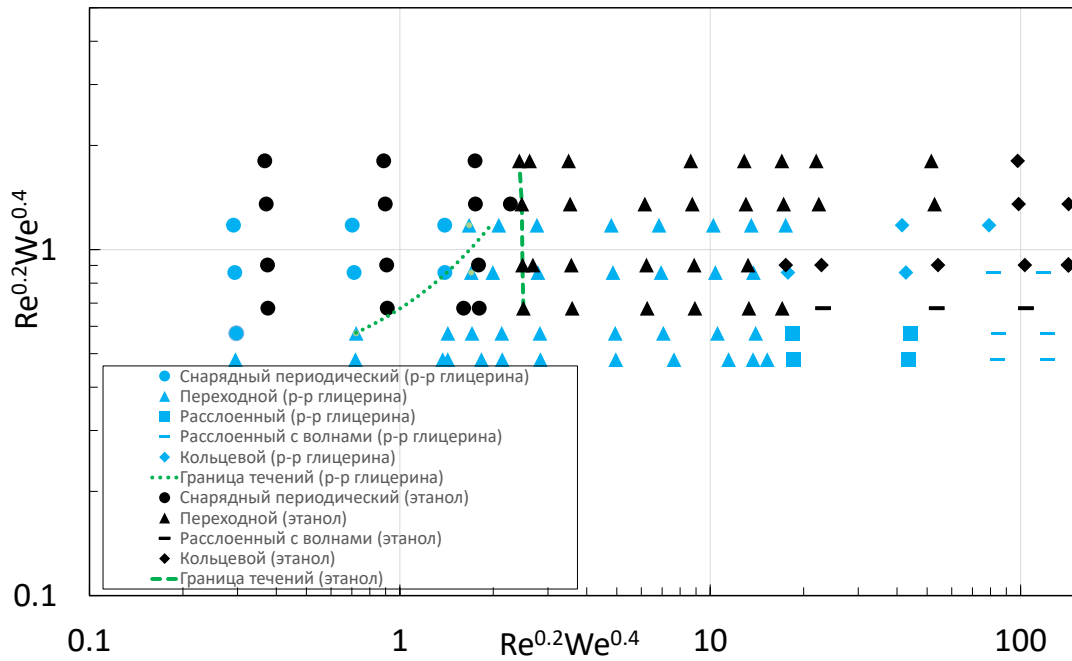
$$Re_{liq,gas} = \frac{J_{liq,gas} \cdot D_h}{\nu_{liq,gas}} \quad (3.3)$$

$$We_{liq,gas} = \frac{\Delta\rho \cdot J_{liq,gas}^2 \cdot D_h}{\sigma} \quad (3.4)$$

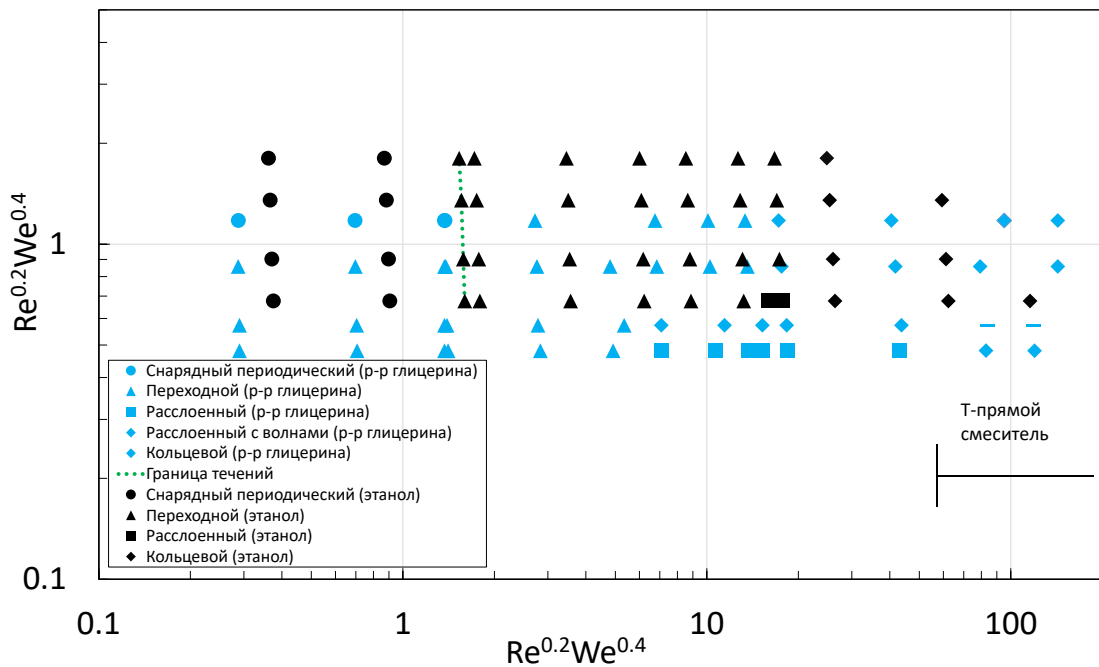
где $\Delta\rho$ -разница плотностей газа и жидкости.

На Рисунке 3.15 представлены графики, обобщающие экспериментальные данные, представленные на Рисунке 3.13. Видно, что для течения смесей 20.9% раствор глицерина и этанол-азот данные не обобщаются для значения степеней комплекса $Re^{0.2}We^{0.4}$ в области границы режимов течения «снарядный периодический – переходной». Указанный переход между режимами наблюдается в диапазоне оси от 0.8 до 2.5. для разных жидкостей. Данные для перехода к кольцевому режиму течения не могут до конца быть обобщены так как наблюдались

подрежимы в виде расслоенного и расслоенного с волнами режима течения при малых расходах жидкости и необходимы дополнительные исследования, что не входило в цели и задачи диссертационной работы.



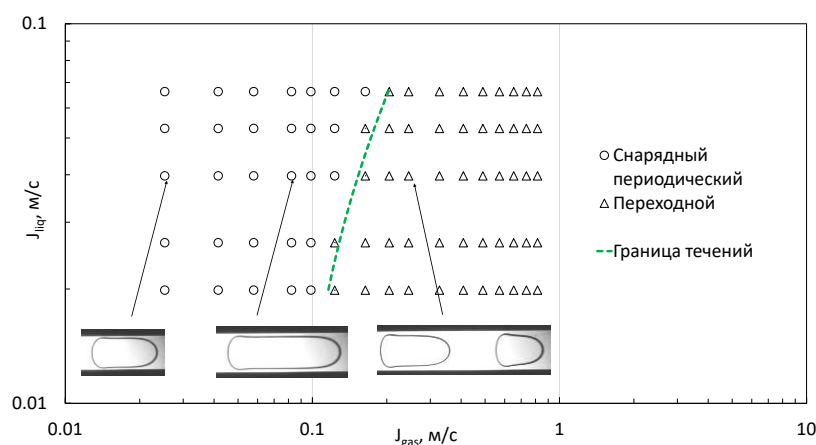
(a)



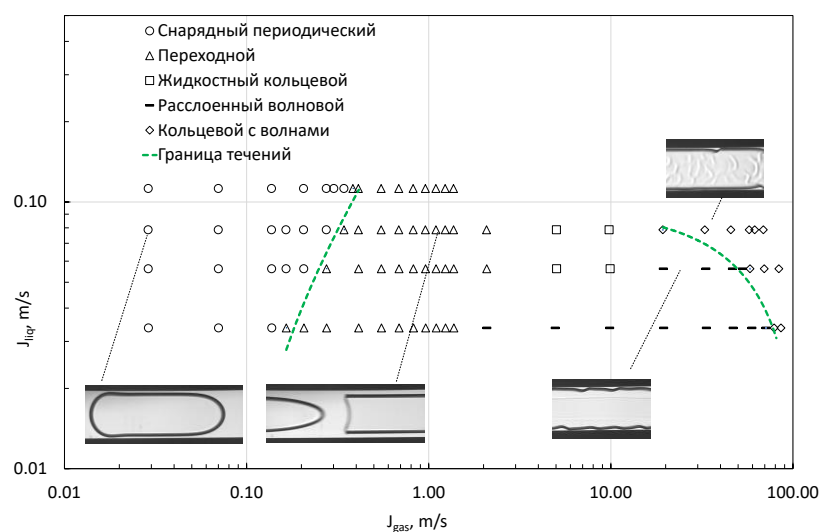
(б)

Рисунок 3.15 – Карты режимов для горизонтальных микроканалов с сечением 400×200 мкм², построенные в безразмерных координатах $Re^{0.2}We^{0.4}$, для смесей этанол-азот (черный маркер) и 20.9% глицерин-азот (синий маркер) с Т-смесителем бокового типа (а) и Т-смесителем прямого типа (б).

На основании визуализации течения и обработки сигналов, полученных высокоскоростной съемкой и лазерным сканированием, были построены карты режимов для течения этанол-азот и дистиллированная вода-азот в щелевых микроканалах с сечениями 2045×200 мкм² и 1205×200 мкм². На Рисунке 3.16 (а) представлена карта режимов течения в микроканале с сечением 2045×200 мкм² для смеси этанол-азот, построенная для узкого диапазона скоростей газа и жидкости, с приведенными примерами фотографий характерных режимов течения. Зеленой линией показана граница перехода от снарядного периодического режима течения к переходному (непериодическому) режиму течения. На Рисунке 3.16 (б) показана карта режимов течения для смеси этанол-азот в щелевом микроканале 1205×200 мкм². Видно, что использование перекрестной геометрии смесителя в обоих щелевых микроканалах позволило получить устойчивый снарядный периодический режим течения в канале с большим отношением сторон.



(а)



(б)

Рисунок 3.16 – Карты режимов газожидкостного течения для течения смеси этанол-азот в щелевых микроканалах с сечениями (а) 2045×200 мкм², (б) 1205×200 мкм².

На Рисунке 3.17 показана карта режимов течения дистиллированная вода-азот в щелевом микроканале с сечением 1205×200 мкм² и выделено три характерных режима течения: расслоенный, расслоенный волновой и расслоенный волновой с уносом капель. Перекрестный смеситель позволил равномерно распределить жидкость по коротким сторонам микроканала, но достичь снарядного периодического режима течения не удалось.

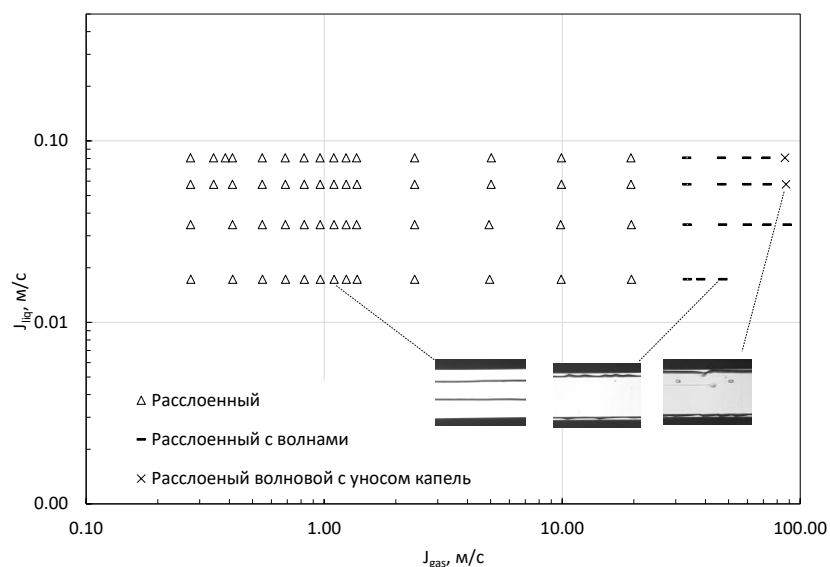
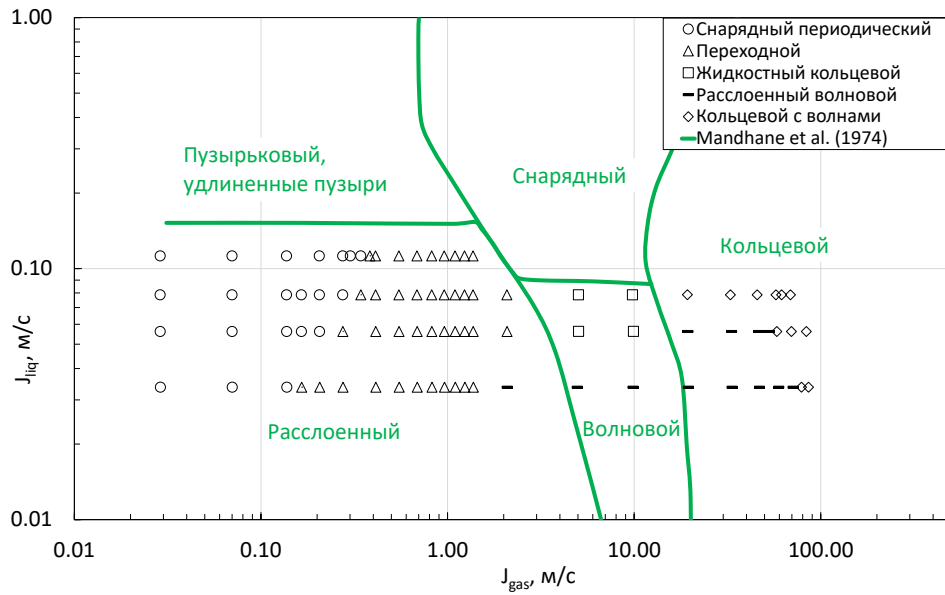
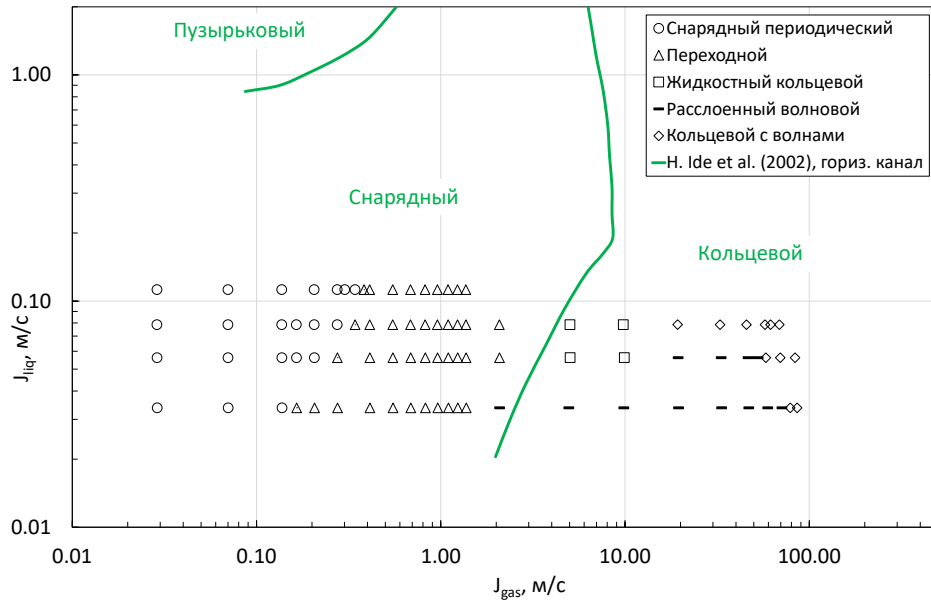


Рисунок 3.17 – Карта режимов газожидкостного течения в щелевом микроканале с сечением 1205×200 мкм² для течения смеси дистиллированная вода-азот.

Проведено сравнение карты режимов течения, полученной для щелевого микроканала 1205×200 мкм², с границами режимов течения, полученных другими авторами, построенными в координатах приведенных скоростей. На Рисунке 3.18 (а) показано сравнение с границами режимов течения, полученных в работе Mandhane и др. [97] при горизонтальном течении в больших каналах круглого сечения с диаметром $D=1.27-16.5$ см. Видно, что границы перехода не совпадают для больших каналов и микроканалов, в области приведенных скоростей, отвечающей расслоенному режиму течения в больших каналах, в микроканале реализуется снарядный периодический и переходной режимы течения. Кольцевой режим в микроканалах наступает при меньших скоростях по газу. На Рисунке 3.18 (б) показано сравнение с границами режимов течения, полученных в работе Ide и др. [98] для течения смеси вода-воздух в круглых миниканалах с диаметром $D=1, 2.4$ и 4.9 мм, а также в прямоугольных каналах с сечением $1 \times 1, 2 \times 1, 5 \times 1, 9.9 \times 1.1$ мм². Получено, что граница перехода к кольцевому режиму течения, полученная для миниканалов, хорошо предсказывает переход для микроканалов. Также в круглых миниканалах не наблюдалось расслоенного режима течения, реализуемого в каналах прямоугольной и щелевой геометрии для Т-образного и перекрестного смесителей.



(a)



(б)

Рисунок 3.18 – Сравнение карты режимов для течения смеси этанол-азот в щелевом микроканале с сечением 1205×200 мкм² с границами режимов течения, полученных в работах: (а) Mandhane и др. [97], (б) Ide и др. [98].

Сравнение карт режимов для прямоугольных и щелевых микроканалов показало наличие тех же самых режимов течения при использовании перекрестного смесителя на входе для формирования течения, что говорит о целесообразности использования такого устройства смешения в щелевых микроканалах с большим соотношением сторон при $\alpha_c > 6$.

3.5. Перепад давления в щелевом микроканале

Перед экспериментами по определению двухфазного перепада давления были измерены общие и локальные перепады давления для течения газообразного азота с целью получения потерь давления на различных местах рабочего участка (микроканала). Потери давления в подводящей трубке подачи газа измерялись датчиком давления без подсоединения микроканала. Падение давления на всей длине микроканала и при расширении на выходе измерялось с использованием подключения датчика давления к боковому выходу микроканала, рассчитанного для подвода жидкости. Еще один участок с падением давления: сужение потока с изгибом 90° на входе - рассчитывался вычитанием измерений предыдущих мест падения давления от общего. Фактор трения для подводящей газовой трубки в микроканал и для сужения потока с изгибом на 90° в зависимости от чисел Рейнольдса Re использовались для получения правильного давления по длине микроканала и, следовательно, правильной приведенной скорости в точке визуализации.

Все измеренные потери давления на трение, сжатие и расширение сравнивались с существующими уравнениями для потерь давления, и сумма рассчитанных падений давления отличалась от измеренной суммы не более чем на 7% для малых перепадов, где влияние точности датчика является значительным, и совпадало при высоких перепадах давления. Перепады давления рассчитывались по приведенным ниже формулам. Падение давления из-за сжатия определяется формулой (3.5), предложенной Hewitt и др. [99] для двухфазного течения и была рекомендована J. W. Coleman [100], использовалась в условиях однофазного течения

$$\Delta p_{con} = \frac{G^2}{\rho} \left[\left(\frac{1}{C_0} - 1 \right)^2 + 1 - \frac{1}{\sigma_{con}^2} \right] \quad (3.5)$$

$$C_0 = \frac{1}{0.639 \left(1 - \frac{1}{\sigma_{con}} \right)^{0.5} + 1} \quad (3.6)$$

где G – массовый поток, σ_{con} – относительное сужение площади ($\sigma_{con} > 1$), C_0 – коэффициент сжатия. Для случая внезапного расширения потока использовалась формула из работы Hewitt и др. [99]

$$\Delta p_{exp} = \frac{G^2}{\rho} \sigma_{exp} (1 - \sigma_{exp}) \quad (3.7)$$

где σ_{exp} – относительное расширение площади ($\sigma_{exp} < 1$). Уравнение (3.8) использовалось для определения потерь давления в области изгиба по формуле I. Idelchik [101]

$$\Delta p_{bend} = \frac{G^2}{2\rho} \cdot \zeta \quad (3.8)$$

где ζ – коэффициент, зависящий от угла и типа изгиба.

Знание измеренного перепада давления на трение в микроканале также позволило с хорошей точностью оценить средний D_h для различных расходов газа, используя формулу (2.5). Крайне важно подтвердить размер канала, измеренный с помощью микроскопа, чтобы исключить возможность течения вне пределов прямоугольного канала.

Измеренный перепад давления на трение в микроканале использовался для расчета кажущегося коэффициента трения f_{app} , который учитывает падение давления на трение и эффекты начального участка. f_{app} представляет собой среднее значение коэффициента трения по длине потока между входной частью и рассматриваемым местоположением. Таким образом, перепад давления в канале гидравлического диаметра D_h на длине L выражается следующим образом:

$$\Delta p = \frac{2 f_{app} G^2 L}{2\rho} \quad (3.9)$$

Действительный коэффициент трения f_{app} был рассчитан из уравнений для прямоугольных каналов $\alpha_c=0.2$ с использованием источников [35,102] и был сравнен с экспериментально измеренным коэффициентом трения, который соответствует значению $\alpha_c=0.17$. На Рисунке 3.19 показано хорошее соответствие между двумя действительными факторами трения, и экспериментальные значения f_{app} были использованы в дальнейших расчетах по перепаду давления.

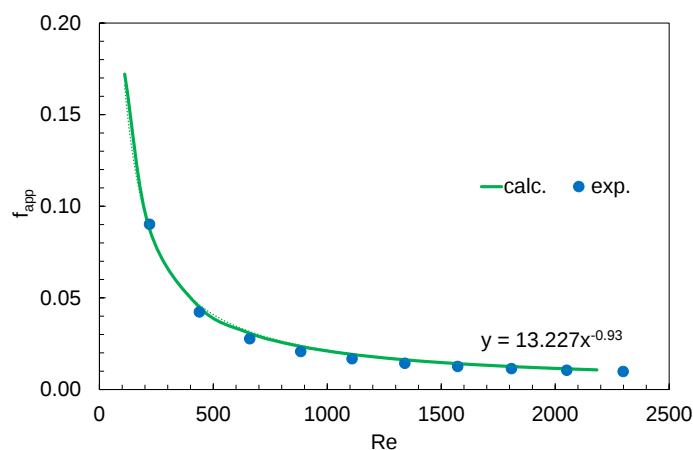


Рисунок 3.19 – Экспериментально измеренный и посчитанный фактор трения f_{app} в зависимости от числа Re .

На Рисунке 3.20 показана зависимость измеренных перепадов давления от приведенной скорости газа для двухфазных потоков смесей этанол-азот и вода-азот в прямоугольном щелевом

микроканале $1205 \times 200 \text{ мкм}^2$ для близких скоростей жидкости. Перепады давления одинаковы до перехода к кольцевому с волнами режиму течения для смеси этанол-азот. Видно, что переход от расслоенного с волнами к кольцевому с волнами режиму сопровождается скачком давления, который не наблюдался для водно-азотной смеси как и переход к кольцевому с волнами режиму.

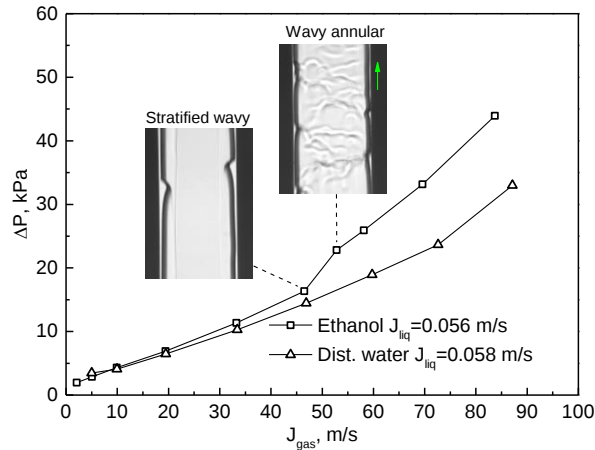


Рисунок 3.20 – Измеренный перепад давления в зависимости от приведенной скорости газа для течения смесей этанол-азот и вода-азот.

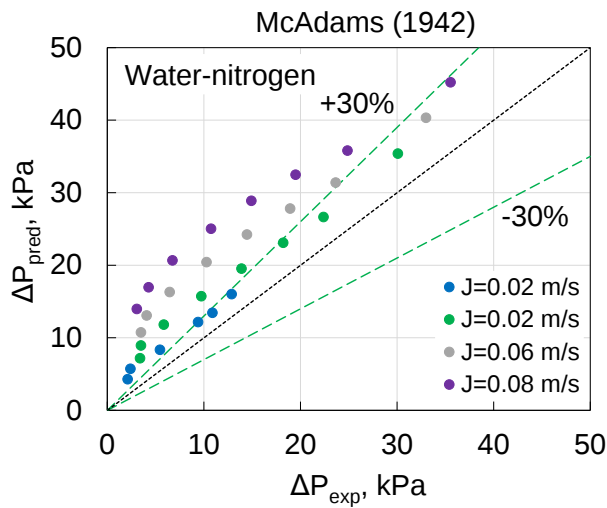
3.5.1. Сравнение с гомогенными моделями

Существует много корреляций в литературе для двухфазной вязкости. Однако, в последние годы большинство исследователей все больше используют для расчета перепада давления по гомогенной модели вязкости, полученные Owens [103], McAdams [31], Cicchitti и др. [104], Lin и др. [105], Awad and Muzychka [106], Dukler и др. [32] и Beattie and Whalley [33]. Было решено сравнить экспериментальные данные с 3 моделями, представленными в Таблице 1.3, которые дали минимальную среднюю абсолютную ошибку в исследовании перепада давления при двухфазном течении в щелевом микроканале [28].

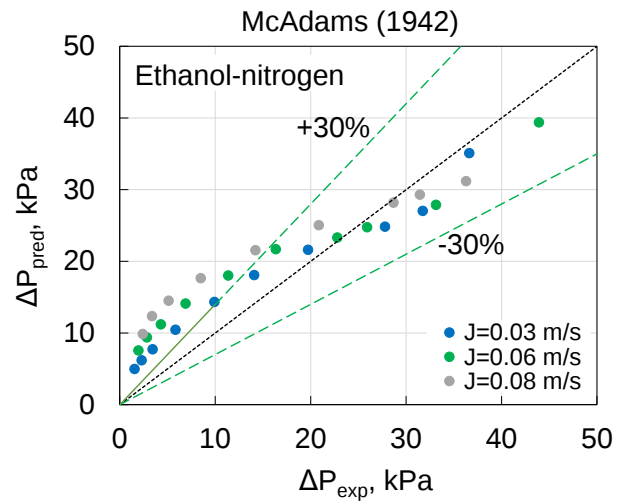
Средняя абсолютная ошибка (MAE, Mean Average Error) была использована для определения точности корреляций, которая рассчитывалась по формуле (3.10). Значения средней абсолютной ошибки (MAE) для гомогенной модели представлены в Таблице 3.1.

$$MAE = \frac{1}{N} \sum \left(\frac{|\Delta P_{\text{exp}} - \Delta P_{\text{pred}}|}{\Delta P_{\text{exp}}} \cdot 100 \right) \quad (3.10)$$

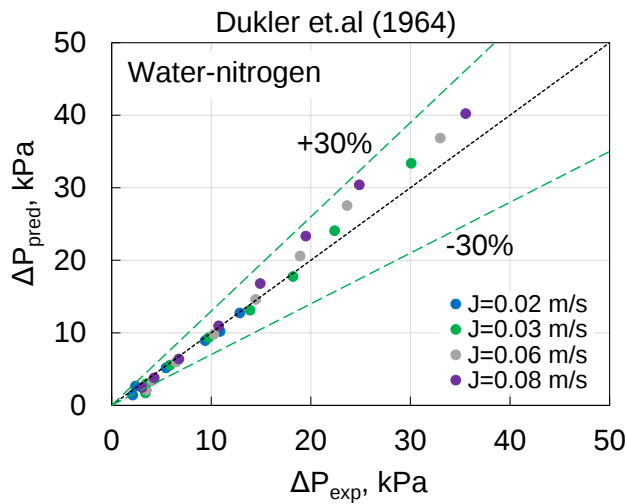
где ΔP_{exp} – экспериментально измеренный перепад давления, ΔP_{pred} – рассчитанный по модели перепад.



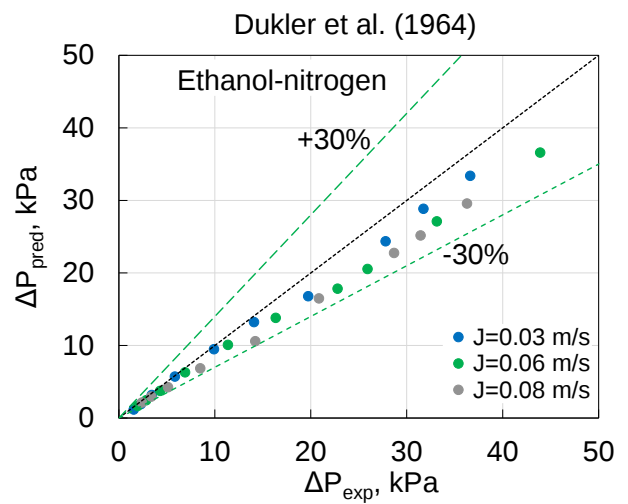
(a)



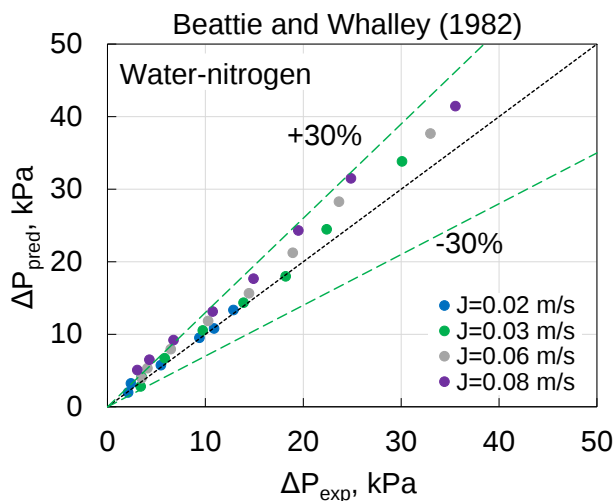
(б)



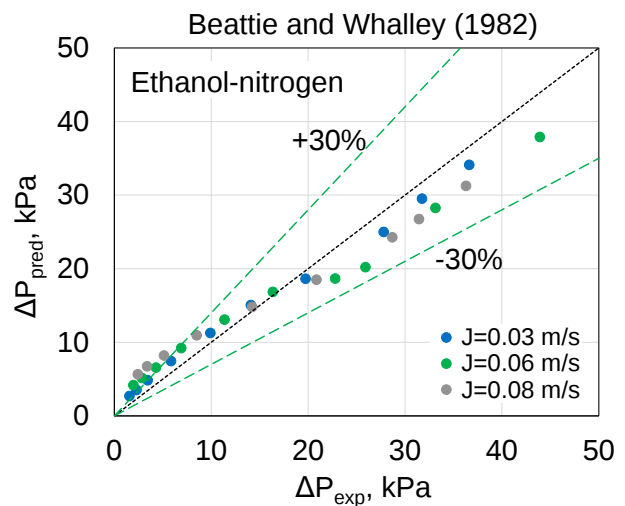
(в)



(г)



(д)



(е)

Рисунок 3.21 – Сравнение экспериментальных данных для перепада давления при двухфазном течении этанол-азота и воды-азота с гомогенной моделью течения для разных корреляций (а, б) McAdams, (в, г) Dukler и др., (д, е) Beattie and Whalley при разных скоростях жидкости и газа.

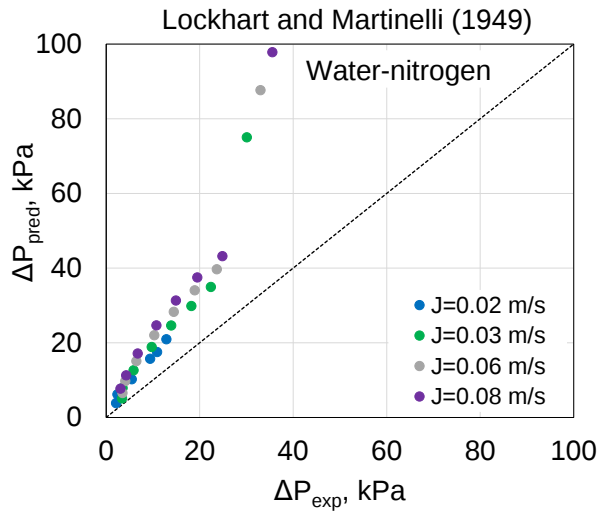
Экспериментальные данные сравнены с корреляциями гомогенной модели и представлены на Рисунке 3.21. Корреляция модели McAdams дает более высокий прогноз давления (Рисунок 3.21 (а, б)) из-за вязкости, рассчитанной по массовому содержанию, а не по объемному. Показано, что лучший результат корреляции для двухфазной вязкости дает модель Dukler и др. [32], которая аппроксимирует экспериментальные данные с МАЕ равным 12% для водно-азотной смеси (Рисунок 3.21 (в)) и 15% для смеси этанол-азот (Рисунок 3.21 (г)). Эта модель также показала лучший результат для течения воды-азота в щелевом канале $0.164 \times 10 \text{ мм}^2$ [28]. Расчет по корреляции Beattie and Whalley [33] качественно соответствует эксперименту, но количественное расхождение значимо (Рисунок 3.21 (д, е)). Результаты для всех двухфазных вязкостей дали МАЕ $<100\%$, что можно видеть в Таблице 3.1. Изменение характера сравнения перепада давления для потока этанол-азот для моделей McAdams и Beattie and Whalley соответствует скачку давления и переходу к кольцевому режиму с волнами, как показано на Рисунке 3.21 (б, е). Для модели Dukler и др. (Рисунок 3.21 (г)) переход к кольцевому режиму с волнами соответствует началу турбулентного течения по Re_{tr} и данная модель это учла, что не отразилось на характере сравнения перепадов давления.

Таблица 3.1 – Средняя абсолютная ошибка для корреляций вязкости в модели гомогенного течения.

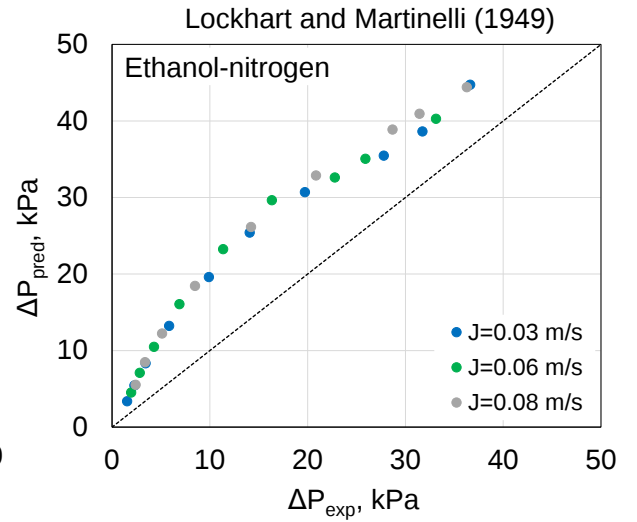
Модель вязкости	МАЕ, %	
	Дист. вода	Этанол
McAdams	99	89
Duckler et. al	12	15
Beattie and Whalley	18	34

3.5.2. Сравнение с моделями раздельного течения

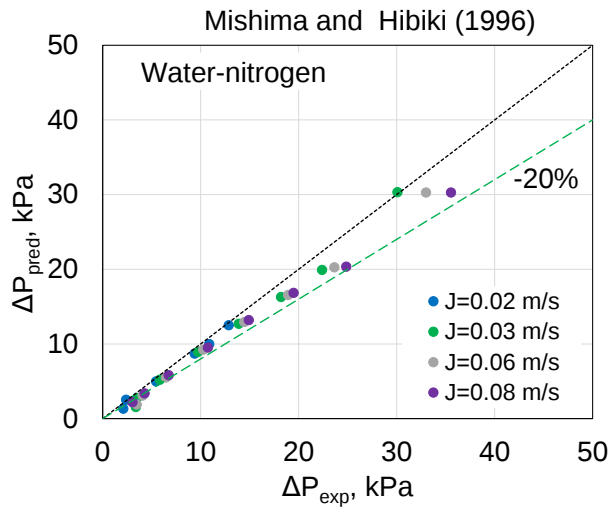
Было выполнено сравнение экспериментальных данных с корреляциями модели раздельного течения Mishima and Hibiki [37], Hwang and Kim [38], Kim and Mudawar [39], представленных в Таблице 1.4. Сравнение со всеми корреляциями представлено на Рисунке 3.22.



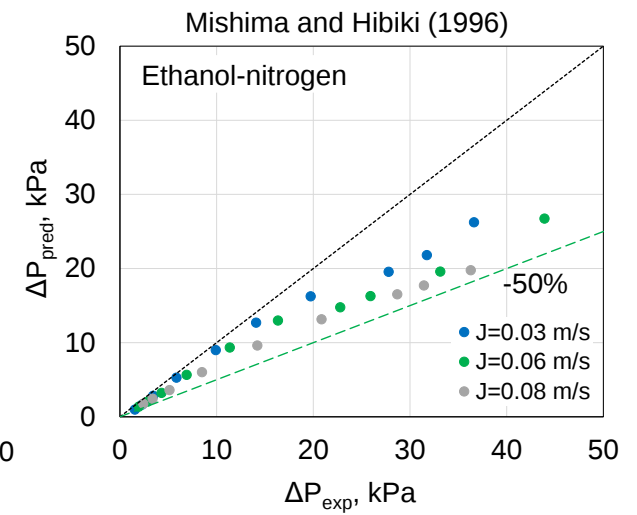
(a)



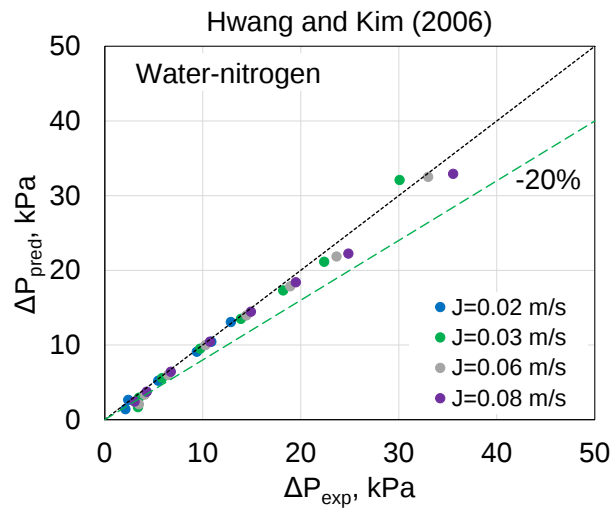
(b)



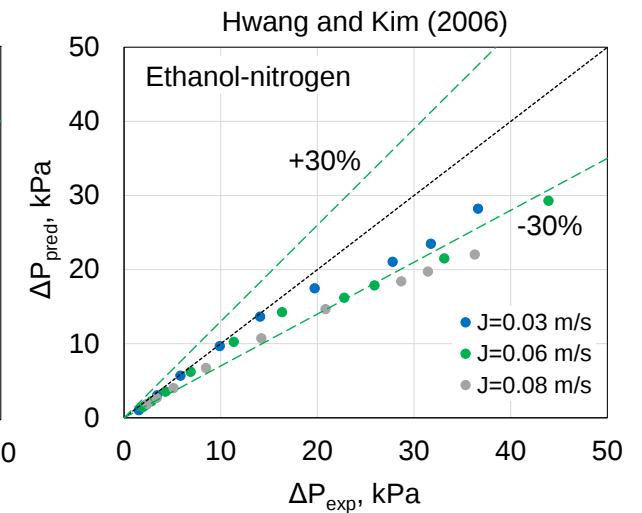
(c)



(d)



(e)



(f)

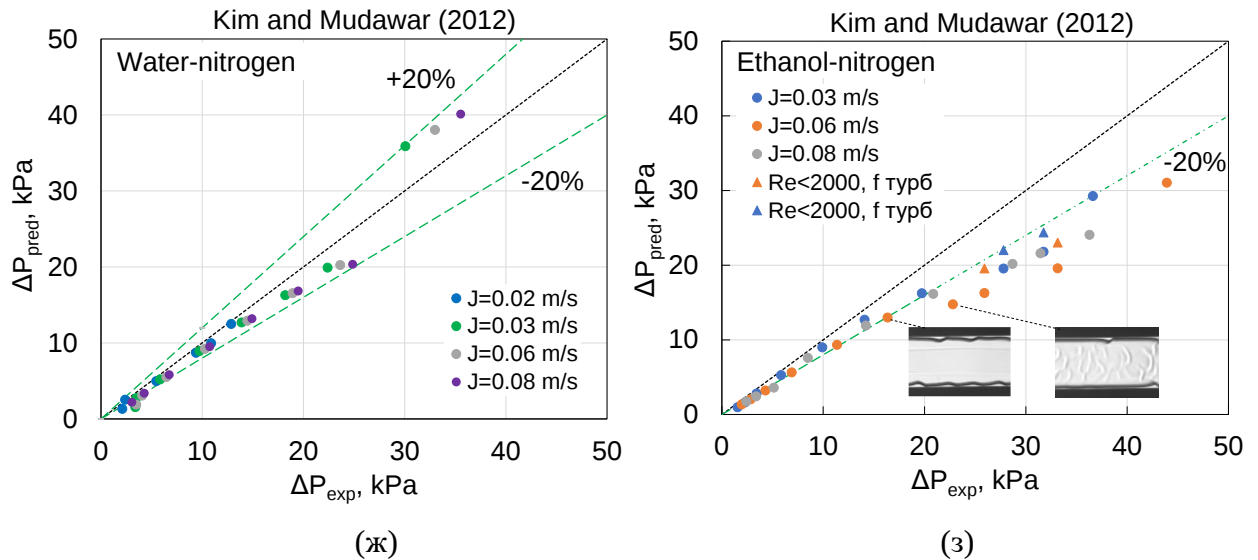


Рисунок 3.22 – Сравнение экспериментальных данных для перепада давления с моделью раздельного течения для разных скоростей жидкостей (этанола, воды) и разных корреляций расчета: (а, б) Lockhart and Martinelli, (в, г) Mishima and Hibiki, (д, е) Hwang and Kim, (ж, з) Kim and Mudawar.

Получено, что корреляция Lockhart and Martinelli завышает прогнозируемый перепад давления для смесей вода-азот и этанол-азот, показанных на Рисунке 3.22 (а) и (б), соответственно. Для других представленных корреляций перепады давления ниже. Наименьшая средняя абсолютная ошибка (MAE) равная 12% для водно-азотной смеси и 22.1% для этанол-азота достигается корреляцией Hwang and Kim [38] (Рисунок 3.22 (д, е)). Модели Mishima and Hibiki [37], Kim and Mudawar [38] действительно хорошо согласуются с экспериментальными данными для течения вода-азот, представленными на Рисунке 3.22 (в, ж)). MAE всех вышеперечисленных корреляций представлены в Таблице 3.2.

Для течения этанол-азот переход к кольцевому с волнами режиму соответствует началу турбулентного течения пленки жидкости для чисел Рейнольдса ниже 2000. Расчет коэффициента трения для турбулентного потока для этих чисел Рейнольдса ниже 2000 дает лучший прогноз, который показан на Рисунке 3.22 (з) для модели Kim and Mudawar треугольными маркерами. Треугольные маркеры показывают новые значения прогнозируемого давления, которые более близки к измеренному давлению, и указывают на ранний переход к турбулентному течению.

Для течения смеси этанол-азот, полученные значения MAE выше, чем для воды-азот. Отклонение от прогнозируемого по модели перепада давления для смеси этанол-азот может быть вызвано переходом от расслоенного с волнами режима течения к кольцевому.

Таблица 3.2 – Средняя абсолютная ошибка для корреляций перепада давления при двухфазном течении по моделям раздельного течения

Авторы	MAE, %	
	Дист. вода	Этанол
Lockhart and Martinelli	92.8	84.4
Mishima and Hibiki (1996)	17	28.7
Hwang and Kim (2006)	12	22.1
Kim and Mudawar (2012)	17.6	25.1 (23.7)

3.6. Вывода по Главе 3

В данной главе представлены результаты экспериментального исследования структуры горизонтального газожидкостного течения в прямоугольных и щелевых микроканалах. Были изготовлены 2 группы микроканалов: прямоугольные микроканалы с поперечным сечением 400×200 мкм² ($\alpha_c = 2$) с Т-образными смесителями прямого и бокового типов; щелевые микроканалы с поперечным сечением 1205×200 мкм² ($\alpha_c = 6$) и 2045×200 мкм² ($\alpha_c = 10$) с перекрестными смесителями на входе.

С использованием метода высокоскоростной визуализации исследована капиллярная гидродинамика двухфазного газожидкостного течения и получены основные режимы течения для течения смесей 95% этанол-азот и 20.9% глицерин-азот в прямоугольных микроканалах: снарядный периодический, переходной (непериодический), расслоенный, расслоенный волновой и кольцевой режимы течения. Для течения смесей дистиллированная вода-азот и 95% этанол-азот в щелевых микроканалах также получены характерные режимы течения: снарядный периодический, переходной (непериодический), расслоенный, расслоенный волновой, расслоенный с уносом капель и жидкостный кольцевой – и проведена визуализация процесса формирования газожидкостного течения в области перекрестного смесителя.

Методом лазерного сканирования потока проведены измерения статистических характеристик газожидкостного течения и построены гистограммы распределения длин газовых пузырей и жидких перемычек и показано, что для снарядного периодического режима течения длины газовых пузырей и перемычек жидкости изменяются в узком диапазоне. При увеличении приведенной скорости газа (переходной режим) разброс по длинам становится значительно шире. Построены графики зависимости среднеквадратичного отклонения распределений длительности сигнала, соответствующего газовым пузырям, от приведенной скорости газа. Измерены скорости газовых пузырей с использованием высокоскоростной съемки. Впервые для всех исследованных систем построены карты режимов на основе статистического анализа и

данных визуализации. Показано, что карты, построенные в координатах $Re^{0.2}We^{0.4}$, не позволяют учесть свойства жидкости и дают плохое обобщение экспериментальных данных для прямоугольных каналов по границе перехода режимов «снарядный периодический-переходной». Показано определяющее влияние геометрии каналов и типа смесителя на карту режимов течения. Установлено, что Т-смеситель бокового типа позволяет расширить область существования периодического снарядного режима течения по сравнению с Т-смесителем прямого типа. Впервые показано значительное влияние гидрофилизации стенок микроканала на границы периодического снарядного режима течения для смеси с повышенной вязкостью.

Впервые была применена перекрестная геометрия смесителя с равномерной подачей жидкости на боковые стенки микроканала для щелевого микроканала с целью получения устойчивого повторяющегося течения. Сравнение характерных режимов течения для прямоугольных и щелевых микроканалов показало наличие тех же самых режимов течения при использовании перекрестного фокусирующего устройства смешения, что говорит о целесообразности использования подобных устройства смешения в щелевых микроканалах для создания устойчивого течения.

Выполнены измерения перепада давления при двухфазном течении в щелевом микроканале $1205 \times 200 \text{ мкм}^2$ и проведено сравнения с моделями гомогенного и раздельного течения для разных корреляций. Получено, что наилучшее предсказание давления, определенные по наименьшему значению средней абсолютной ошибки (MAE), для гомогенной модели дает корреляция Dukler и др. (MAE=12% при течении воды, MAE=15% при течении этанола), для модели раздельного течения – корреляция Hwang and Kim (MAE=12% при течении воды, 22.1% при течении этанола). Отклонение от прогнозирования по модели перепада давления для смеси этанол-азот может быть вызвано переходом от раздельного режима с волнами к кольцевому с волнами.

Результаты, описанные в главе, опубликованы в работах 1, 2, 7, 9 и 12 из списка публикаций по теме диссертации.

Глава 4 Исследование локальных характеристик газожидкостного течения в прямоугольных и щелевых микроканалах, полученные методом LIF

В данной главе представлены результаты применения метода лазерно-индуцированной флуоресценции (LIF) для течения смеси 95% этанол-азот в прямоугольных и щелевых микроканалах. Получены распределения локальной толщины пленки жидкости методом LIF для разных режимов течения, определены области тонкой пленки и менисков жидкости. Измерена средняя толщина пленки жидкости поперек пузыря, показана динамика пленки жидкости вдоль пузыря. Проведено сравнение с известными зависимостями для толщин пленок в микроканалах.

4.1. Распределение жидкости в щелевом микроканале

Механизм лазерно-индуцированной флуоресценции, основанный на переизлучении флуорофором поглощенного света с отличным от возбуждающего излучения спектральным составом, детально описан во второй главе диссертации, где также показаны калибровка метода и оценка неопределённости измерений данным методом.

На Рисунке 4.1 представлены примеры изображений, полученных методом LIF, для разных приведённых скоростей газа и жидкости при снаряжном режиме течения и переходном в щелевом микроканале 1205×200 мкм². Изображения были получены в формате jpeg с глубиной цвета 8 бит. Рисунок 4.1 (а) и (б) демонстрируют примеры LIF кадров для задней и передней части пузыря, соответственно, для снаряжного периодического режима течения. Темным участкам в рамках засветки лазерным ножом поперек течения соответствуют области отсутствия жидкости и наблюдаются границы канала. Видно, что при прохождении газового пузыря в сечении канала большая часть жидкости распределена в менисках, которым соответствуют области с высокой интенсивностью светимости в грациях серого по краям канала. В центре широкой стороны микроканала жидкость течет в качестве тонкой пленки, и ей соотносится область слабой интенсивности свечения. При увеличении приведенной скорости газа наблюдается переходное течение, при котором на менисках жидкости образуются бегущие симметричные волны, смачивающие длинную сторону канала (Рисунок 4.1 (в)), наблюдается накопление интенсивности от двух вспышек, из которых можно определить скорость волн возмущений).

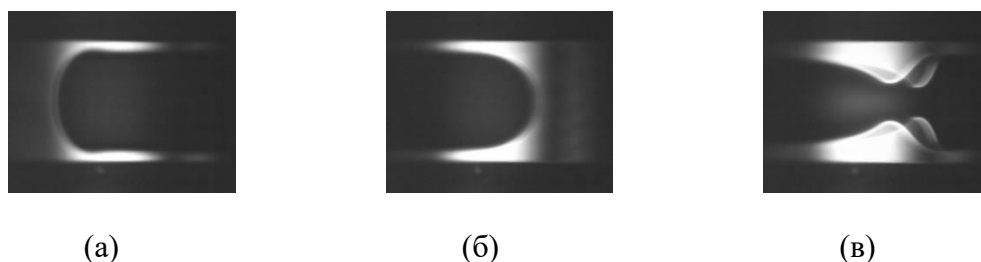


Рисунок 4.1 – Примеры LIF изображений для течения этанол-азот в прямоугольном микроканале с поперечным сечением $1205 \times 200 \text{ мкм}^2$: течение с удлинёнными пузырями $J_{\text{liq}} = 0.06 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}} = 0.14 \text{ м/с}$: (а) задняя часть пузыря, (б) передняя часть пузыря; (в) Волны на менисках жидкости при переходном режиме, $J_{\text{liq}} = 0.06 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}} = 1.37 \text{ м/с}$. Направление движения течения слева направо.

Из полученных изображений извлекается распределение интенсивности в градациях серого, которое далее с помощью калибровки восстанавливается в реальную толщину пленки жидкости в микроканале.

Толщина пленки жидкости вдоль длинной стороны канала является значимой характеристикой двухфазного газожидкостного течения необходимой при моделировании процессов тепломассообмена. Рисунок 4.2 иллюстрирует динамику изменения пленки жидкости вдоль длинной стороны микроканала поперек течения при прохождении газового пузыря.

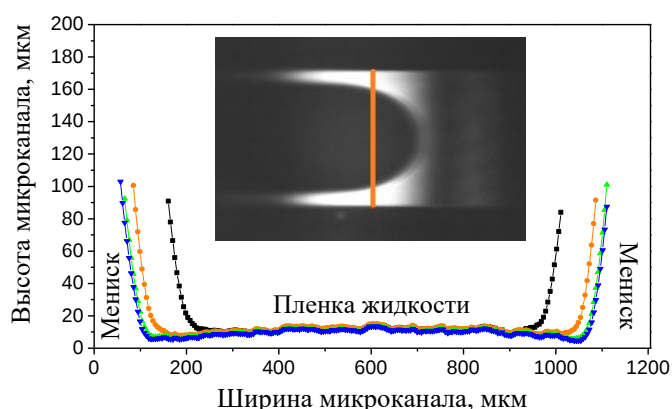


Рисунок 4.2 – Распределение толщины пленки жидкости вдоль длинной стороны микроканала ($1205 \times 200 \text{ мкм}^2$) для течения этанол-азот при приведенных скоростях $J_{\text{liq}} = 0.056 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}} = 0.07 \text{ м/с}$. Оранжевой линией на изображении показано место LIF измерения вдоль пузыря и распределение толщины, построенное оранжевыми маркерами, соответствует ему.

Распределение построено для половины сечения канала из соображений симметрии для трех разных сечений поперек газового пузыря. Распределение, построенное оранжевыми маркерами на Рисунке 4.2 соответствует распределению, отмеченному на фотографии оранжевой линией. Области менисков и тонкой пленки жидкости обозначены на распределении и получено, что при

прохождении газового пузыря зона менисков и толщина пленки жидкости уменьшаются от начала пузыря.

При измерении пленок жидкости в каналах влияние искажений на суммарную интенсивность флуоресценции показано в работах [46,107]. При измерении локальной толщины пленки жидкости определенную погрешность может внести наличие пленки жидкости, реализующейся симметрично на противоположной стенке микроканала. Косвенным подтверждением несущественного влияния второй пленки жидкости на интенсивность флуоресценции являются результаты численного эксперимента, проведенного Антоновым А. Н. в открытом пакете для численного моделирования задач механики сплошных сред OpenFOAM. Расчеты проведены методом VOF для условий ввода, геометрии и скоростей фаз, используемых в эксперименте, и представлены на Рисунке 4.3.

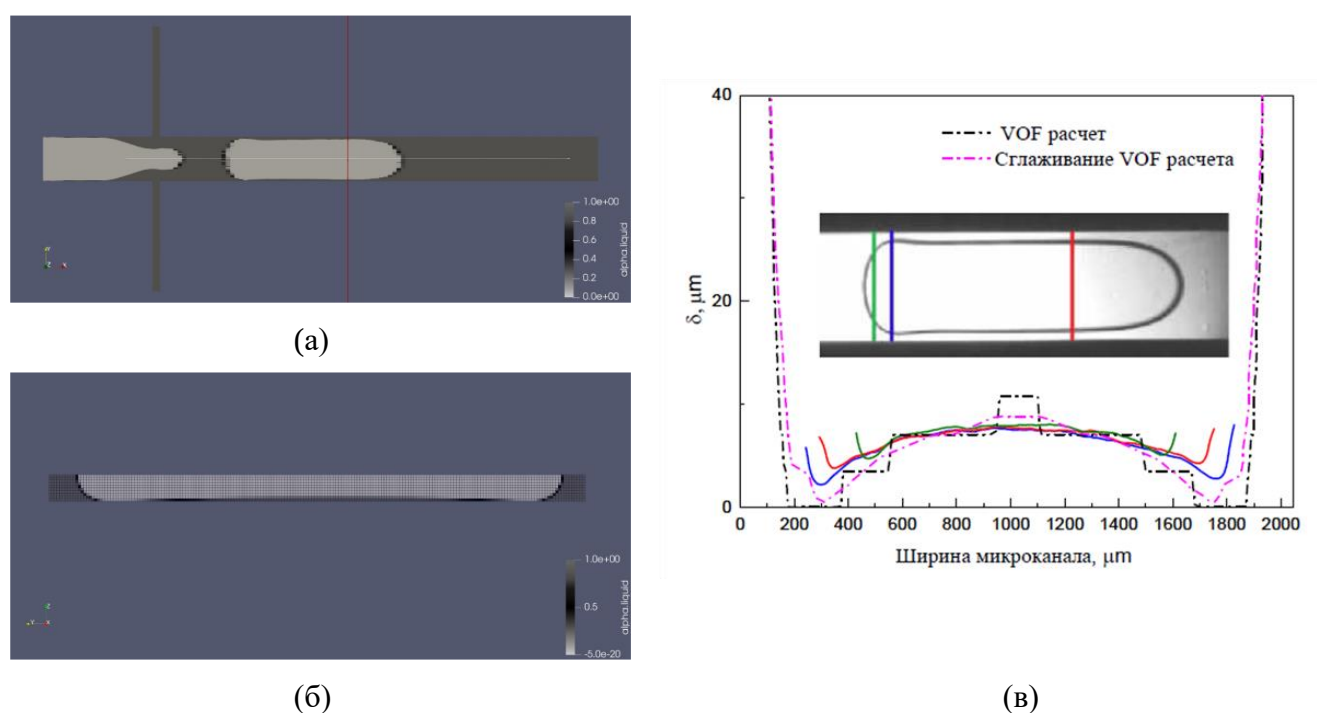


Рисунок 4.3 – (а) Расчет снарядного периодического газожидкостного течения, выполненный методом VOF Антоновым А. Н., в микроканале $200 \times 2045 \text{ мкм}^2$ для течения смеси этанол-азот при $J_{\text{liq}} = 0.04 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}} = 0.08 \text{ м/с}$, сечение для определения распределения толщины пленки жидкости отмечено красной линией. (б) Половинное сечение сформированного газового пузыря в микроканале $200 \times 2045 \text{ мкм}$ для течения смеси этанол-азот при $J_{\text{liq}} = 0.04 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}} = 0.08 \text{ м/с}$. (в) Распределения толщины пленки для течения смеси этанол-азот в микроканале $200 \times 2045 \text{ мкм}^2$ для разных сечений при приведенных скоростях $J_{\text{liq}} = 0.04 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}} = 0.08 \text{ м/с}$ в сравнении с данными полученными в расчете методом VOF для тех же скоростей.

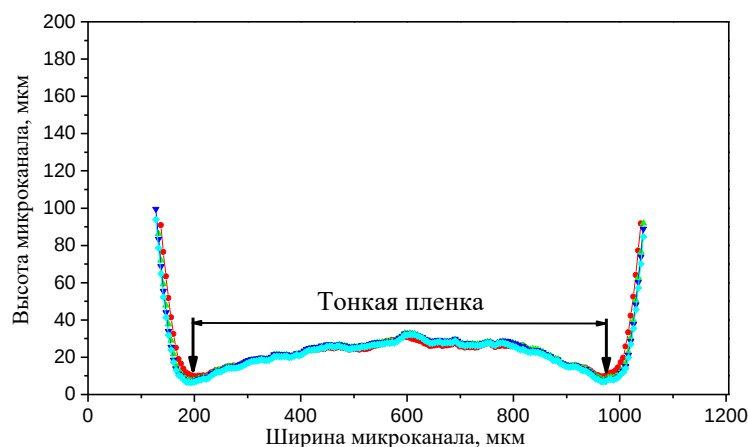
На Рисунке 4.3 (а) представлен расчет снарядного периодического газожидкостного течения, выполненный методом VOF Антоновым А. Н., в микроканале 200×2045 мкм² для течения смеси этанол-азот при $J_{\text{liq}} = 0.04$ м/с, $J_{\text{gas}} = 0.08$ м/с. Сечение для определения распределения толщины пленки жидкости (Рисунок 4.3 (б)) отмечено красной линией. Рисунок 4.3 (б) демонстрирует половинное сечение канала для сформированного газового пузыря при течении смеси этанол-азот при $J_{\text{liq}} = 0.04$ м/с, $J_{\text{gas}} = 0.08$ м/с и показывает неравномерность распределения пленки жидкости. На Рисунке 4.3 (в) показано распределение толщины пленки жидкости вдоль всей длинной стороны микроканала для разных сечений для приведенных скоростей: $J_{\text{liq}} = 0.04$ м/с, $J_{\text{gas}} = 0.08$ м/с в сравнении с данными, полученными в расчете методом VOF для тех же скоростей. Видно, что рассчитанная толщина пленки жидкости, при сглаживании расчета методом VOF, совпадает с измеренной методом LIF, что говорит о косвенном подтверждении достоверности измерений методом LIF и малом влиянии второй пленки на суммарную интенсивность флуоресценции при использованном расположении регистрирующей камеры, показанном на Рисунке 2.8.

На Рисунке 4.4 приведены распределения для переходного режима течения (а) и для кольцевого с волнами (б). Так как распределение жидкости является неравномерным в рамках поперечного сечения щелевого микроканала, и тонкая пленка жидкости имеет изогнутый профиль, то границы существования тонкой пленки было предложено обозначить как расстояние между минимальным значением толщины жидкости слева на границе «пленка-мениск» и минимальным значением справа «пленка-мениск». Границы тонкой пленки жидкости показаны на Рисунке 4.4 (а) и определялись при обработке кадров автоматически. В дальнейшем введение границ тонкой пленки позволило определить среднюю толщину пленки жидкости, вычисляемую как сумма значений толщин жидкости в рамках тонкой пленки, деленная на ее ширину, формула (4.1) и сравнить ее с известными зависимостями.

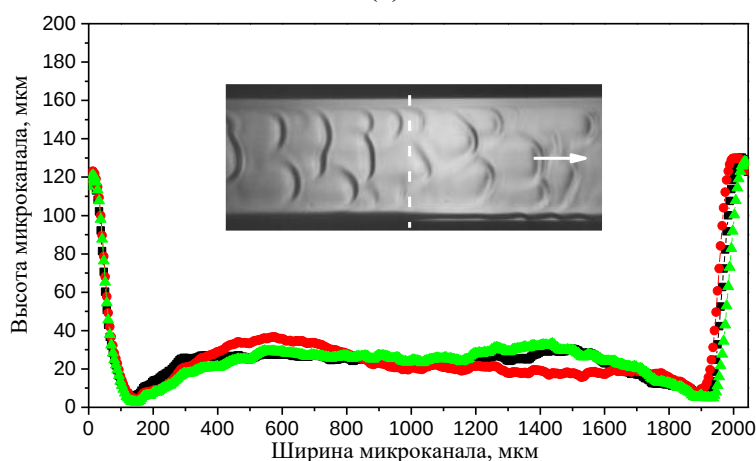
$$\delta_{\text{aver}} = \frac{\sum_{i=\text{левый_мениск}}^{\text{правый_мениск}} \delta_i}{W_{\text{пленки}}} \quad (4.1)$$

На Рисунке 4.4 (б) представлено распределение толщины пленки жидкости для течения этанол-азот при скоростях $J_{\text{liq}} = 0.022$ м/с, $J_{\text{gas}} = 29.02$ м/с для кольцевого с волнами режима течения. Было обнаружено, что при увеличении приведенной скорости газа все больше жидкости вытесняется из области менисков в пленку жидкости. Пленка жидкости в кольцевом режиме имеет большую толщину по сравнению с течением при снарядном режиме течения, так как значительная часть жидкости из менисков перешла в пленку за счет трения. На короткой и

длинной сторонах микроканала формируются двухмерные и трехмерные волны различной амплитуды и длины. Из представленного распределения жидкости видно, что при кольцевом режиме по пленке жидкости пробегают волны, которые могут увеличить толщину жидкостного слоя на широкой стороне до двух раз.



(а)



(б)

Рисунок 4.4 – (а) Распределение толщины пленки жидкости для течения этанол-азот в микроканале $200 \times 1205 \text{ мкм}^2$ при $J_{\text{lig}}=0.056 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=0.69 \text{ м/с}$ и границы тонкой пленки жидкости. (б) Распределение толщины пленки жидкости для течения этанол-азот в микроканале $200 \times 2045 \text{ мкм}^2$ при скоростях $J_{\text{lig}}=0.022 \text{ м/с}$, $J_{\text{gas}}=29.02 \text{ м/с}$ и кадр высокоскоростной визуализации течения при тех же скоростях.

На Рисунке 4.5 представлена зависимость средней толщины пленки жидкости от приведенной скорости газа для различных скоростей жидкости. Как видно, при приведенной скорости газа 6 м/с , когда волны наблюдаются только на коротких сторонах микроканала, средняя толщина пленки жидкости пропорциональна приведенной скорости жидкости. При более высоких скоростях газа, когда регистрировались двумерные волны на пленке жидкости, средняя пленка жидкости значительно больше по сравнению с течением без волн. Это связано с

выбросом жидкости из области менисков в пленку жидкости, что показано на Рисунке 4.4. Для разных скоростей жидкости показаны близкие значения усредненной толщины пленки жидкости для одних и тех же приведенных скоростей газа. Дальнейшее увеличение приведенной скорости газа приводит к формированию трехмерных волн на пленке жидкости и уменьшению средней толщины пленки жидкости за счет формирования волн меньших длин волн и амплитуд. При переходе к кольцевому течению с двумерными волнами в прямоугольном микроканале средняя толщина пленки перестает увеличиваться. Аналогичный эффект наблюдался и для толщины пленки, измеренной методом LFD [56] в круглом канале для течения смеси этанол-воздух. В работе А. Н. Павленко и др. [40], где исследовалось совместное опускное течение жидкого и газообразного азота в канале с сечением $2.6 \times 7.1 \text{ мм}^2$, также было получено, что при скоростях газа выше 11 м/с происходит выравнивание пленки жидкости по периметру канала на длинной и короткой сторонах микроканала.

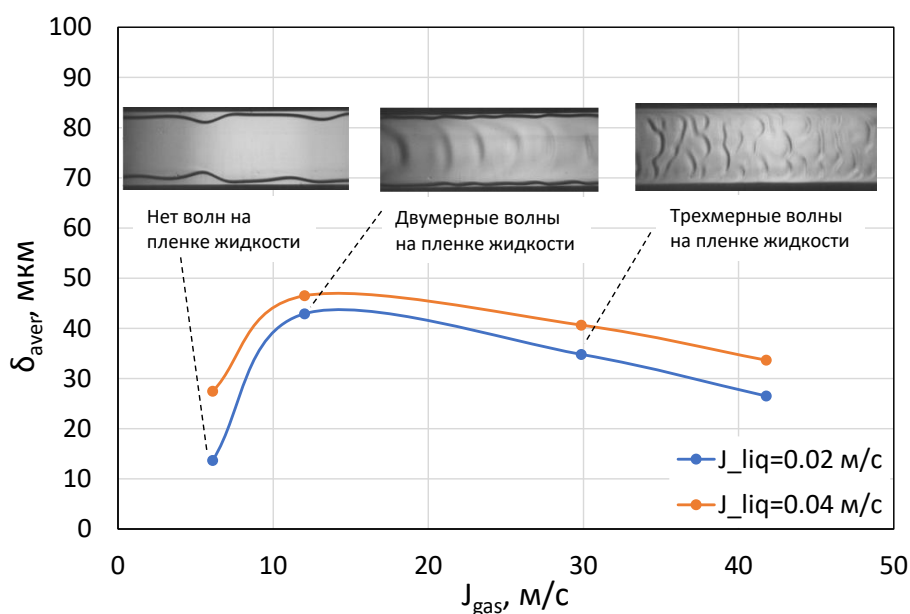


Рисунок 4.5 – Зависимость средней толщины пленки жидкости от приведенной скорости газа для при кольцевом режиме течения.

4.2. Распределение жидкости в прямоугольном микроканале

Были проведены LIF измерения для определения толщины пленки в прямоугольном микроканале с сечением $400 \times 200 \text{ мкм}^2$. На Рисунке 4.6 (а) показана локальная толщина пленки жидкости вдоль центрального сечения пузыря δ_{center} на разном расстоянии от начала пузыря для течения этанол-азот при приведенных скоростях газа и жидкости $J_{liq}=0.2 \text{ м/с}$, $J_{gas}=0.38 \text{ м/с}$. Данные представлены в сравнении с законом Тейлора [108], полученным для круглого канала,

который показан сплошной синей линией. Формула для расчета толщины пленки по закону Тейлора, приведена ниже [54]:

$$\frac{\delta}{D_h} = \frac{0.67Ca^{2/3}}{1 + 3.35Ca^{2/3}} \quad (4.2)$$

где капиллярное число $Ca = U_{bub} \cdot \mu / \sigma$. Видно, что пленка жидкости в центральном сечении пузыря убывает по длине газового пузыря из-за стягивания ее в углы канала под действием капиллярных сил. Для течения с удлинёнными пузырями в прямоугольном микроканале толщина пленки жидкости в центральном сечении имеет большее значение, чем по предсказанию по закону Тейлора. Однако, так как пленка является неравномерной, то в дальнейшем при сравнении с зависимостями, полученными другими авторами, будет использоваться средняя толщина.

На Рисунке 4.6 (б) представлено распределение тонкой пленки жидкости в поперечном сечении микроканала 400×200 мкм² для течения этанол-азот в микроканале при скоростях газа и жидкости $J_{liq} = 0.2$ м/с, $J_{gas} = 0.38$ м/с. Зоны менисков жидкости не отражены до конца на графике так как в эксперименте использовался раствор с высокой концентрацией Родамина 6Ж, что позволило разрешить тонкую пленку жидкости, а менискам жидкости соответствовала максимальная интенсивность флуоресценции и восстановить корректную толщину в них, благодаря калибровке, не представлялось возможным.

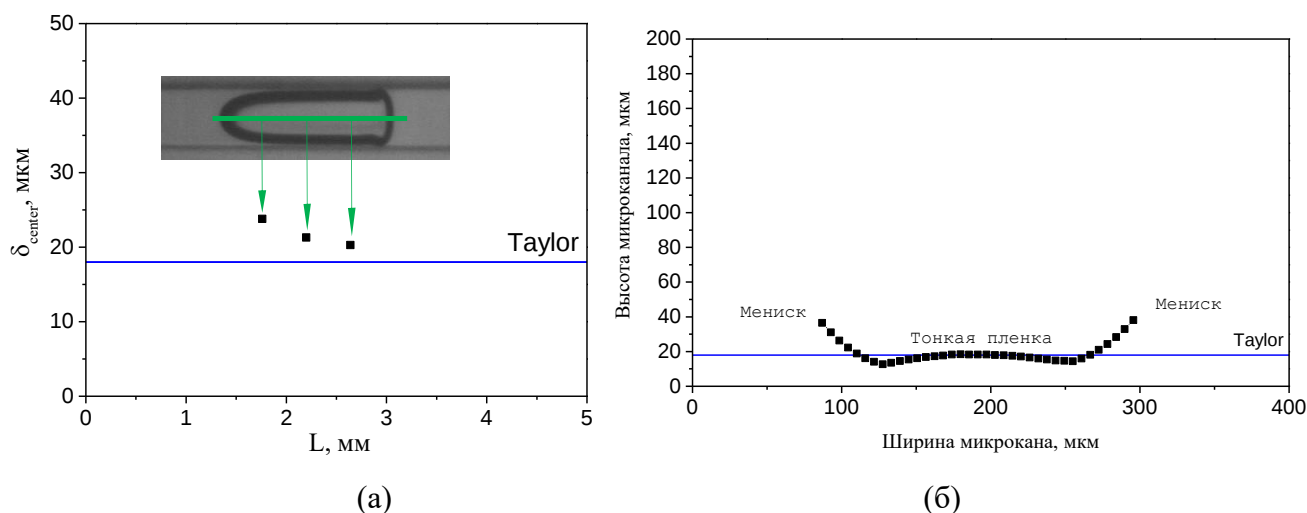


Рисунок 4.6 – (а) Локальная толщина пленки жидкости вдоль центрального сечения пузыря δ_{center} на разном удалении от начал пузыря для течения этанол-азот при скоростях $J_{liq} = 0.2$ м/с, $J_{gas} = 0.38$ м/с в сравнении с законом Тейлора. (б) Распределение толщины пленки жидкости в поперечном сечении микроканала 200×400 мкм² для течения этанол-азот в микроканале при $J_{liq} = 0.2$ м/с, $J_{gas} = 0.38$ м/с.

4.3. Безразмерная толщина пленки

Так как в прямоугольных и щелевых микроканалах распределение толщины жидкости неравномерное и тонкая пленка жидкости имеет изогнутый характер с максимумом толщины в середине целесообразно проводить сравнение со средней толщиной пленки. Средняя толщина пленки жидкости δ_{aver} рассчитывается по формуле (4.1), как сумма толщин пленки жидкости вдоль длинной стороны микроканала (от одного минимального значения толщины слоя жидкости до другого в рамках распределения), деленная на ширину пленки жидкости. Границы тонкой пленки как пример показаны на Рисунке 4.4 (а).

На Рисунке 4.7 представлен график зависимости средней толщины пленки от капиллярного числа. Данные для одного и того же капиллярного числа отвечают толщине пленки на разном расстоянии от начала пузыря: $L/a < 1$ и $L/a > 1$, где L - расстояние от начала пузыря до точки измерения толщины пленки, a – ширина микроканала. Как видно, толщина пленки жидкости максимальна в начале пузыря, и убывает с ростом расстояния от начала пузыря из-за стягивания жидкости капиллярными силами в углы канала. Сплошной линией на Рисунке 4.7 приведен расчет толщины пленки для круглого канала по закону Тейлора. Для данного диапазона капиллярных чисел закон Тейлора совпадает с зависимостью, доработанной и полученной в работе Нап и др. [56]

$$\frac{\delta}{D_h} = \frac{0.67Ca^{2/3}}{1 + 3.13Ca^{2/3} + 0.504Ca^{0.672} Re^{0.589} - 0.352We^{0.629}} \quad (4.3)$$

Сравнение с работами, в которых было выполнено исследование толщины пленки в каналах квадратного сечения не представлялось возможным так как в этих работах исследовалась в основе толщина пленки в углах канала [57,61], а динамика толщины пленки вдоль сторон канала была получена корректно лишь для узкого диапазона капиллярных чисел.

Как видно измеренная безразмерная средняя толщина пленки жидкости, представленная для 3 каналов с поперечными сечениями 2045×200 мкм², 1205×200 мкм² и 400×200 мкм² для снарядного режима течения не соответствует закону Тейлора и имеет более высокие значения как в начале пузыря $L/a < 1$ так и при удалении $L/a > 1$. Тенденция к совпадению средней безразмерной толщины пленки жидкости с предсказанием по закону Тейлора наблюдается только при уменьшении пленки к задней части пузыря.

Совпадение экспериментально измеренной безразмерной средней толщины пленки с законом Тейлора наблюдается для капиллярных чисел $Ca > 0.05$, соответствующих переходному режиму течения.

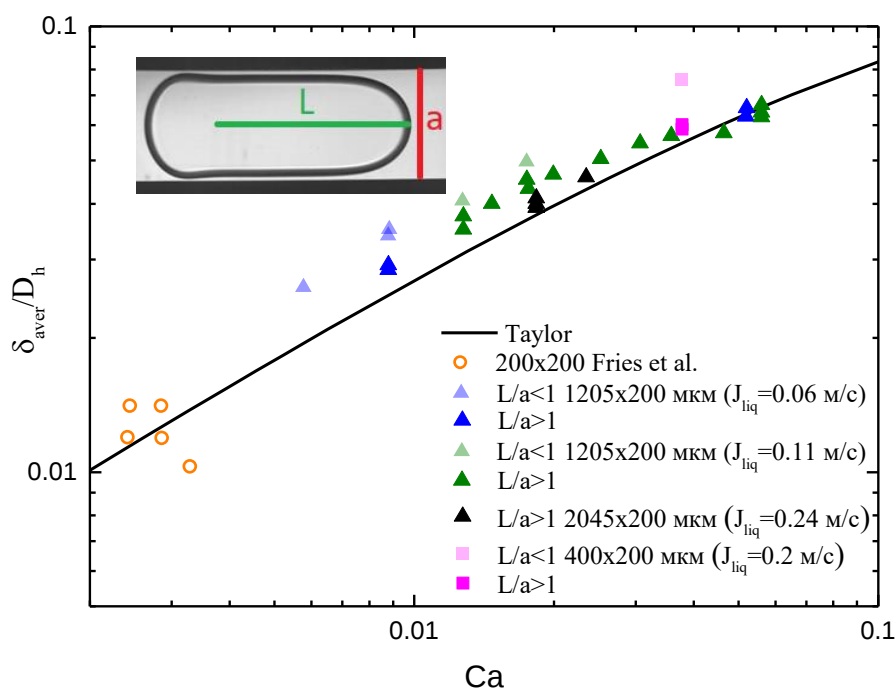


Рисунок 4.7 – Зависимость безразмерной средней толщины пленки жидкости от капиллярного числа при течении смеси этанол-азот.

Также на Рисунке 4.7 приведено сравнение с толщиной пленки жидкости в квадратном микроканале ($200 \times 200 \text{ мкм}^2$), полученная методом конфокального лазерного смещения для течения смеси этанол-азот [47]. В данной работе Fries и др. получили более высокое значение толщины пленки жидкости, реализующейся между газовым пузырем и стенкой канала, чем по формуле Тейлора, для малых капиллярных чисел.

4.4. Выводы по Главе 4

Впервые выполнено детальное экспериментальное изучение внутренней структуры горизонтального газожидкостного течения смеси этанол-азот для разных режимов течения методом LIF в прямоугольных и щелевых микроканалах. Построены распределения толщины пленки жидкости вдоль длинной стороны микроканала и вычислены средние значения толщины пленки между менисками. Выделены области менисков и тонкой пленки жидкости в рамках распределений. Показано убывание локальной и средней толщины пленки жидкости от начала пузыря в прямоугольных и щелевых микроканалах. Выявлено влияние волн на интенсивность поперечных перетоков жидкости, получено выравнивание поверхности пленки жидкости при высоких скоростях газа, вследствие образования волн на поверхности пленки. Построена безразмерная зависимость средней толщины пленки жидкости в прямоугольных и щелевых

микроканалах от величины капиллярного числа и показано, что значение толщины пленки в микроканалах для снарядного периодического режима течения выше, чем по предсказанию закона Тейлора как в начале пузыря $L/a < 1$ так и при удалении $L/a > 1$ вследствие искривления поверхности жидкости капиллярными силами и его можно использовать для оценки толщины. Тенденция к совпадению средней безразмерной толщины пленки жидкости с предсказанием по закону Тейлора наблюдается только при уменьшении пленки к задней части пузыря в снарядном режиме. Для переходного режима течения закон Тейлора хорошо предсказывает безразмерную среднюю толщину пленки жидкости при $Ca > 0.05$.

Результаты, описанные в главе, опубликованы в работах 3, 5–9 из списка публикаций по теме диссертации.

Глава 5 Экспериментальное исследование процесса массообмена в прямоугольном микроканале

В данной главе представлены результаты экспериментального исследования процесса межфазного массообмена при физической абсорбции в прямоугольном микроканале с сечением $380 \times 190 \text{ мкм}^2$. Проведены эксперименты, направленные на определение объема пузырей газа при течении 90% этанол-азот, получена неопределенность измерения объема пузыря при визуализации. Выполнено экспериментальное исследование, направленное на детальное изучение процесса массообмена при течении 90% этанол-диоксид углерода для снарядного режима течения на основе визуализации течения, и измерен объемный коэффициент массоотдачи. Проведено сравнение с известными зависимостями и предложена модель расчета.

5.1. Экспериментальное исследование структуры течения в прямоугольном микроканале без физической абсорбции

С использованием высокоскоростной камеры проведена оптическая визуализация газожидкостного течения в микроканале с прямоугольным сечением $380 \times 190 \text{ мкм}^2$ с Т-образным смесителем бокового типа. Эксперименты проведены для снарядного периодического режима течения для смеси 90% (м) этанол-азот. Визуализация течения проводилась камерой Optronic CR600x2 с частотой съемки 2000 кадр/с с использованием микрообъектива Carl Zeiss ausJENA 6.3x в области смешения и на выходе из микроканала. Преимуществом данной работы является то, что изображения получены с высоким разрешением 3.57 мкм/пикс.

При периодическом снарядном режиме течения размеры пузырей и жидких перемычек мало отличаются при формировании, что позволяет отследить с хорошей точностью изменение газовых пузырей по длине канала как для экспериментов без физической абсорбции, так и с присутствием.

На Рисунке 5.1 представлена визуализация снарядного режима течения для смеси 90% этанол-азот в микроканале сечения $380 \times 190 \text{ мкм}^2$ для области сразу после бокового Т-смесителя (а) и на выходе микроканала (б). Сравнивая пузыри в области формирователя течения и в конце канала, можно видеть увеличение размера пузыря. Данные эксперименты были проведены с целью определения расширения газовых пузырей по длине канала при падении давления вдоль него.

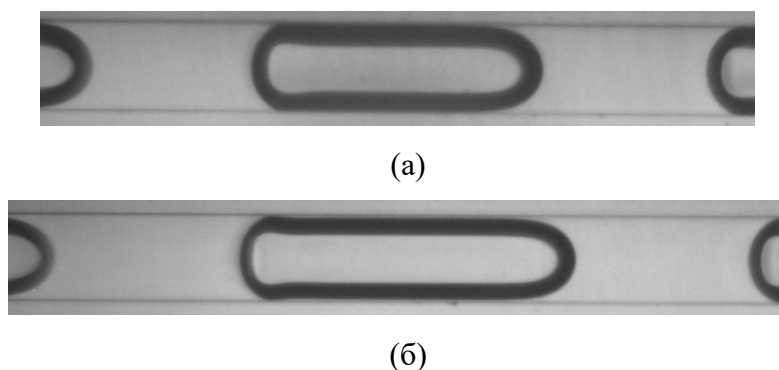


Рисунок 5.1 – Фотографии течения смеси 90% этанол-азот в прямоугольном микроканале 380×190 мкм² для $J_{\text{liq}}=0.11$ м/с, $J_{\text{gas}}=0.14$ м/с в области сразу после смесителя течения (а) и на выходе канала (б). Направление движения течения - слева направо.

Высокоскоростная запись газожидкостного течения обрабатывалась, используя программный пакет DMV [109], позволяющий оценивать скорость газового пузыря, его площадь и другие характеристики при визуализации течения сверху по градации серого. На Рисунке 5.2 показана методика измерения объема газового пузыря. Изначально определялась площадь пузыря S_2 , показанная на Рисунке 5.2 (а) по внешнему контуру для не менее 100 пузырей в рамках одного режима течения. Для аналогичного набора пузырей определялась площадь S_1 , показанная на Рисунке 5.2 (б), определенная по внутреннему контуру. Объем пузыря определялся в приближении, показанном на Рисунке 5.2 (в), где показано поперечное сечение канала при газожидкостном течении направленном перпендикулярно плоскости листа.

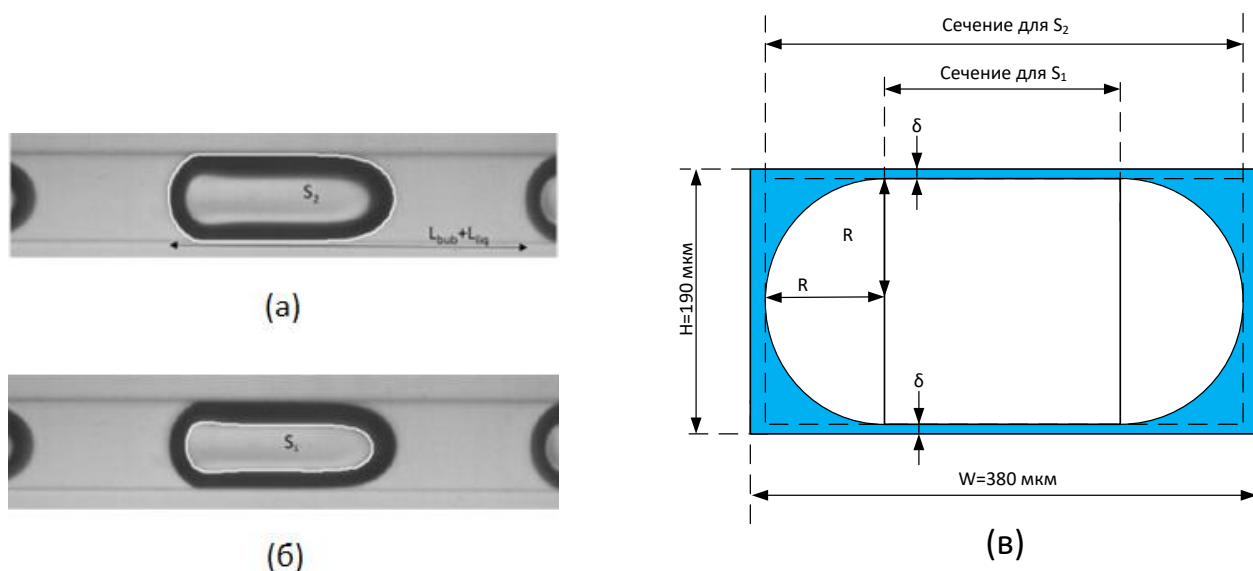


Рисунок 5.2 – Методика измерения объема газового пузыря: (а) измеряемый контур внешней границы пузыря обозначена белой линией – S_2 , (б) измеряемый контур внутренней границы пузыря обозначена белой линией – S_1 , (в) схема поперечного сечения микроканала с пузырем.

Объем пузыря определялся, основываясь на приближениях равномерности пленки δ вдоль и поперек пузыря и кривизны пузыря в области менисков, имеющую форму полукруга. Толщина пленки δ определялась по закону Тейлора [54] по измеренной скорости газового пузыря U_{bub}

$$\delta/D_h = 0.67Ca^{2/3} / (1 + 3.35Ca^{2/3}) \quad (5.1)$$

Итоговая формула для расчета объема газовых пузырей из измеренных S_1 , S_2 и вычисленных δ выглядит следующим образом

$$V_{bub} = S_1(H - 2\delta) + (S_2 - S_1)(H - 2\delta)k, \text{ где } k = \left(\frac{\pi R^2/2}{2R^2}\right) = 0.785 \quad (5.2)$$

Данный способ измерения объема пузыря, зная частоту пузырей, позволил оценить общий объёмный расход, что является крайне важным при получении истинного значения изменения объема газового пузыря для расчета объемного коэффициента массоотдачи при течении 90% этанол-диоксид углерода.

С помощью формулы (5.2) был оценен объем газовых пузырей в начале и в конце канала и с учетом частоты генерации пузырей f по формуле

$$Q_{gas_meas} = V_{bub} \cdot f \quad (5.3)$$

был определен объемный расход газа в начале и в конце канала. На Рисунке 5.3 представлено сравнение измеренного расхода газа, определённого по объему пузырей на входе и выходе микроканала, с расходом, поданным с контроллера расхода.

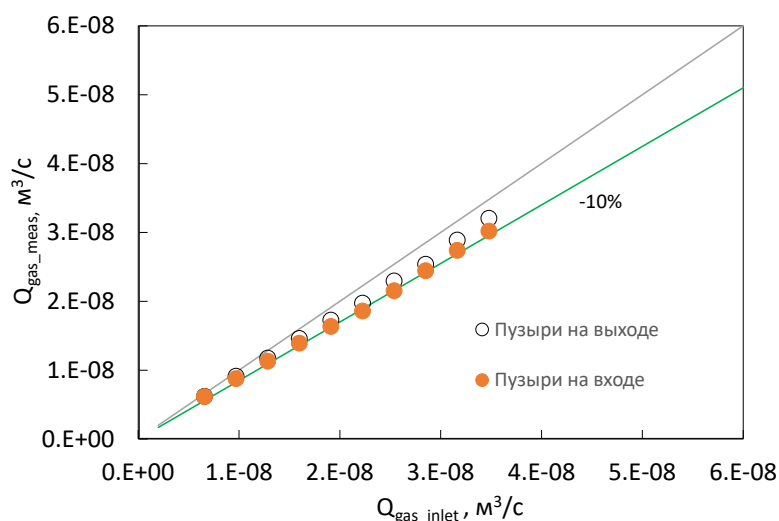


Рисунок 5.3 – Сравнение измеренного расхода газа, определённого по сумме объемов пузырей на входе и выходе микроканала, с расходом, поданным с контроллера расхода для течения смеси этанол-азот.

Видно, что присутствует отклонение от центральной черной линии, указывающее на занижение определения объемного расхода через объем пузыря. Ошибка возрастает при увеличении расхода газа и не превышает 10 % для всего диапазона измерений. Разница в определении объемного расхода через объем пузырей в начале и конце канала минимальна, что даст незначительную ошибку в дальнейшем при определении объемного коэффициента массообмена.

Зависимость перепада давления, измеренного в микроканале при двухфазном течении 90% этанол-азот, от приведенной скорости газа показана на Рисунке 5.4 (а). Перепад давления изменялся в диапазоне от 4.2 до 4.7 кПа.

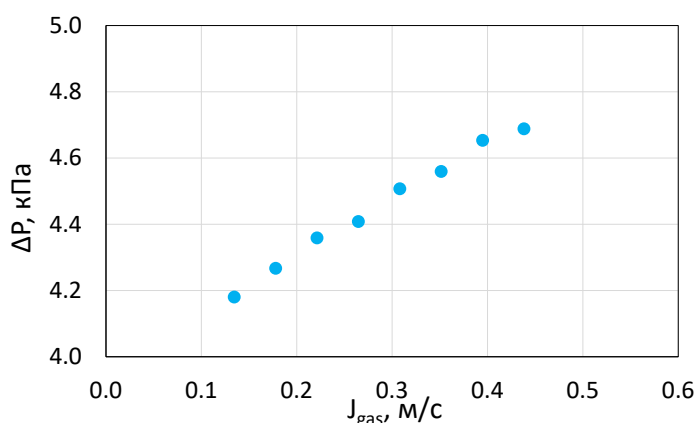


Рисунок 5.4 – Зависимость измеренного давления на входе в микроканал при двухфазном течении от приведенной скорости газа при $J_{liq}=0.10 \text{ м/с}$.

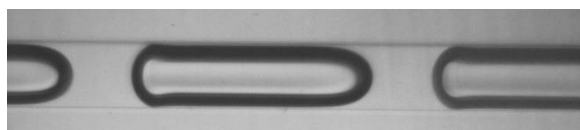
5.2. Экспериментальное исследование структуры течения в прямоугольном микроканале при физической абсорбции

Измерение коэффициента массоотдачи выполнено для снарядного периодического режима течения для смеси 90% этанол-диоксид углерода для того же диапазона приведенных скоростей газа и жидкости, что и при течении смеси 90% этанол-азот без абсорбции.

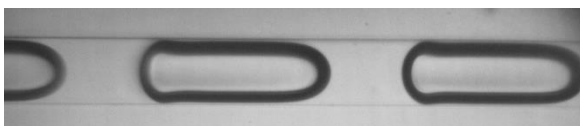
Углекислый газ CO_2 широко распространен в природных и промышленных процессах. Управление растворением газообразного CO_2 в жидкостях важно при улавливании и хранении углерода (carbon capture and storage (CCS)) [110], а при сегментированном потоке на микромасштабе массообмен в жидкость усиливается за счет радиального перемешивания в перемычке жидкости из-за рециркуляции между пузырями.

На Рисунке 5.5 показаны результаты визуализации для течения смеси 90% этанол- CO_2 в прямом канале при физической абсорбции для приведенных скоростей $J_{liq}=0.11 \text{ м/с}$, $J_{gas}=0.33 \text{ м/с}$ в области смесителя течения (а) и в конце микроканала (б). Можно наблюдать визуальное уменьшение размера пузыря к концу канала из-за физической абсорбции газа в жидкость.

Анализируя массив полученных данных по визуализации были получены объемные коэффициенты массоотдачи.



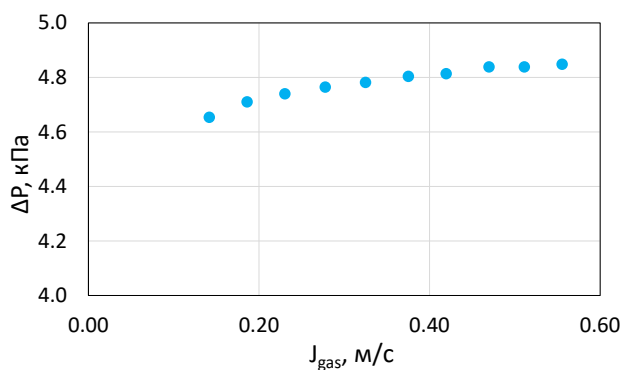
(a)



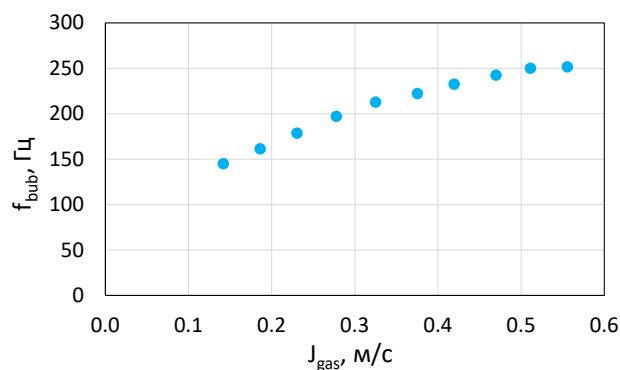
(б)

Рисунок 5.5 – Фотографии течения смеси 90% этанол-диоксид углерода в прямом микроканале для приведенных скоростей $J_{liq}=0.11$ м/с, $J_{gas}=0.33$ м/с в области смесителя течения (а) и на выходе канала (б). Направление движения течения - слева направо.

Зависимости перепада давления и частоты образования пузырей от приведенной скорости газа при $J_{liq}=0.10$ м/с представлены на Рисунке 5.6. Перепад давления увеличивался от 4.6 до 4.9 кПа, частота генерации пузырей увеличивалась от 145 до 252 Гц с ростом приведённой скорости газа.



(a)



(б)

Рисунок 5.6 – (а) Зависимость перепада давления от приведенной скорости газа при $J_{liq}=0.10$ м/с. (б) Зависимость частоты образования пузырей от приведенной скорости газа при $J_{liq}=0.10$ м/с.

При формировании газового пузыря в области бокового Т-смесителя также происходит процесс поглощение CO_2 , которому соответствует определённый коэффициент массообмена, о чем говорилось в первой главе диссертации. Для вычисления объемного коэффициента массообмена выделялось три состояния пузыря по длине: с начальным количеством молей v_0 , определенным как задаваемый расход, деленный на частоту формирования пузырей; после формирования в боковом Т-смесителя v_{in} (в начальной области визуализации) и в конце

микроканала v_{out} (визуализация на выходе). Такое выделение необходимо для точного определения коэффициента массообмена строго на прямолинейном участке микроканала с учетом начального участка формирования.

Уравнение состояния идеального газа имеет вид

$$PV = \nu RT \quad (5.4)$$

где P – давление, V – объем, ν – число молей, R – газовая постоянная, T – температура.

Число молей в пузыре начального размера определяется как

$$\nu_0 = \frac{Q_{gas}}{f} \frac{P_{atm}}{RT} \quad (5.5)$$

где Q_{gas} – объемный расход газа диоксида углерода, подающийся с контроллера расхода, также проверенный при калибровочных экспериментах без абсорбции диоксида углерода; f – частота пузырей, P_{atm} – атмосферное давление. Количество молей в пузыре газа сразу после формирования в области смесителя определяется как

$$\nu_{in} = \frac{P_{in} V_{bub_in}}{RT}, \quad (5.6)$$

а в конце микроканала

$$\nu_{out} = \frac{P_{out} V_{bub_out}}{RT} \quad (5.7)$$

где P_{in} , P_{out} – давления в начале канала после смесителя и в конце канала, V_{bub_in} , V_{bub_out} – объемы газового пузыря после смесителя в начале микроканала и в конце микроканала, определенные по визуализации используя формулу (5.2).

Изменение мольной концентрации диоксида углерода в объеме жидкости происходит в приближении модели элементарной ячейки (unit cell model), в рамках которой предполагается, что весь растворенный газ из пузыря концентрируется в жидкости, находящейся в рамках элементарной ячейки. Длина элементарной ячейки L_{UC} и ее объем V_{UC} , объем перемычки жидкости V_{slug} в ячейке и объем всей жидкости V_{liq} в рамках ячейки определяются следующими соотношениями, руководствуясь Рисунком 5.7

$$L_{UC} = L_{bub} + L_{slug} \quad (5.8)$$

$$V_{UC} = L_{UC} ab \quad (5.9)$$

$$V_{slug} = L_{slug} ab \quad (5.10)$$

$$V_{liq} = V_{UC} - V_{bub} \quad (5.11)$$

где L_{bub} – длина газового пузыря, L_{slug} – длина жидкой перемычки, a , b – ширина и высота поперечного сечения микроканала.

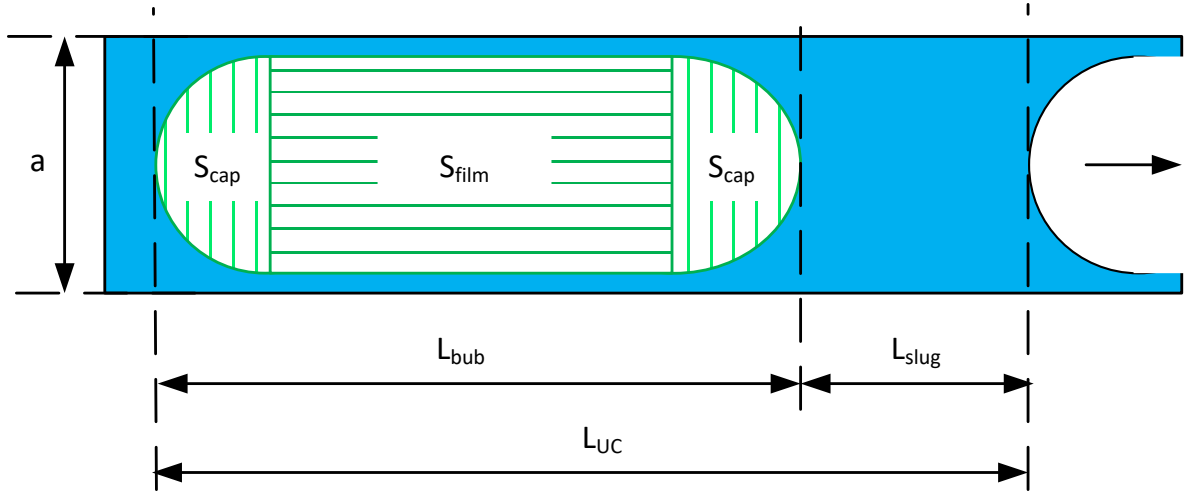


Рисунок 5.7 – Схема элементарной ячейки с обозначениями длин участков и областей пузыря, соответствующих различным коэффициентам массоотдачи.

Концентрация растворенного газа в жидкости в пределах элементарной ячейки, определяются как отношение числа молей, определенных по изменению объема пузыря, к объему жидкости в ячейке

$$C = \frac{\Delta v}{V_{liq}} \quad (5.12)$$

Соответственно, можно записать, что концентрация растворенного диоксида углерода в жидкости после смесителя C_0 , где прошел уже частичный массообмен при формировании пузыря, и концентрация на выходе их микроканала C_1 определяются на основе формул (5.5), (5.6) и (5.7) как

$$C_0 = \frac{v_0 - v_{in}}{V_{liq}} \quad (5.13)$$

$$C_1 = \frac{v_0 - v_{out}}{V_{liq}} \quad (5.14)$$

В части экспериментальных работ концентрация растворенного газа определяется, используя не весь объем жидкости V_{liq} в рамках ячейки, а только объем перемычки жидкости V_{slug} без учета оставшейся жидкости в пленке вокруг пузыря. Такой методикой подсчета концентрации можно пользоваться при предположении, что пленка жидкости насыщена до

равновесной концентрации C_* и не участвует в массообмене. Данный факт может быть подтвержден, например, контрастной визуализацией на мелком масштабе. Использование объема перемычки жидкости V_{slug} при ненасыщенной пленке жидкости может привести к искусственному завышению коэффициента массоотдачи.

В общем случае предпочтительнее использовать весь объем жидкости в перемычке. В дальнейшем в диссертационной работе будет разделен вклад массообмена от торцевых частей пузыря в перемычку жидкости и от боковой части пузыря в пленку и будет отдельно определены концентрации в них.

5.2.1. Объемный коэффициент массоотдачи в предположении равномерной концентрации в элементарной ячейке

В рамках модели элементарной ячейки запишем балансовое уравнение изменения числа молей газа во времени для объема жидкости V_{liq} , в которую входит весь объем жидкости в рамках ячейки, в предположении равномерной концентрации

$$\frac{d(V_{liq}C)}{dt} = V_{liq} \frac{dC}{dt} = k_L A_{bub} (C_* - C) \quad (5.15)$$

где C – концентрация в V_{liq} , моль/м³, k_L – поверхностный коэффициент массоотдачи, м/с; C_* – равновесная концентрация при экспериментальных условиях, моль/м³; A_{bub} – площадь контакта фаз газ-жидкость или площадь пузыря, м².

Путем преобразований формула (5.15) приводиться к виду

$$k_L a dt = \frac{V_{liq}}{V_{UC}} \frac{dC}{(C_* - C)} \quad (5.16)$$

$$a = \frac{A_{bub}}{V_{UC}}; \quad dt = \frac{dx}{U_{bub}} = \frac{L_{chan}}{U_{bub}} \quad (5.17)$$

$$k_L a = \frac{V_{liq}}{V_{UC}} \frac{U_{bub}}{L_{chan}} \frac{dC}{(C_* - C)} \quad (5.18)$$

$$k_L a = \frac{V_{liq}}{V_{UC}} \frac{U_{bub}}{L_{chan}} \ln\left(\frac{C_* - C_0}{C_* - C_1}\right) \quad (5.19)$$

а с учетом выражения (5.20) для истинного газосодержания принимает итоговый вид, показанный в формуле (5.21)

$$\varphi = \frac{V_{bub}}{V_{UC}}; \quad (1 - \varphi) = \frac{V_{liq}}{V_{UC}} \quad (5.20)$$

$$k_L a = (1 - \varphi) \frac{U_{bub}}{L_{chan}} \ln\left(\frac{C_* - C_0}{C_* - C_1}\right) \quad (5.21)$$

Если принять, что объемное газосодержание равняется расходу $\varphi = \beta$, то $U_{bub} = \frac{J_{gas}}{\varphi} = \frac{J_{liq}}{1 - \varphi}$ и выражение (5.21) примет классический вид используемый во многих работах для расчета объемного коэффициента массоотдачи:

$$k_L a = \frac{J_{liq}}{L_{chan}} \ln\left(\frac{C_* - C_0}{C_* - C_1}\right) \quad (5.22)$$

При расчете в диссертационной работе будет использоваться полная формула (5.21) для нахождения коэффициента массоотдачи, за исключением случаев сравнения с работами других авторов, в которых расчет производился по формуле (5.22).

В большинстве работ предполагается, что C_0 является нулевой и коэффициент массообмена рассчитывается в этом предположении, что не является совсем правильным. В работе Yao и др. [70] показано, что в длинном микроканале длиной $L=15$ см и прямоугольным сечением 600×300 мкм² при формировании пузыря происходило поглощение от 2 до 10% абсорбированного за все течение в длинном канале газа. В диссертационной работе использовался относительно короткий канал (3.4 см) и процент поглощенного газа после смесителя увеличивался от 26 до 56% при увеличении приведенной скорости газа.

На основе указанных выше данных был вычислен объемный коэффициент массоотдачи для течения смеси 90% этанол-диоксид углерода и показан на Рисунке 5.8. Начальная концентрация C_0 учитывалась при расчете коэффициента массоотдачи. Равновесная концентрация для 90% (м) раствора этанола составила $C_*=81.1$ моль/м³ [70]. На Рисунке 5.8. (а) показаны значения экспериментально определенного объемного коэффициента массоотдачи по формуле (5.22) и проведено сравнение с корреляцией, полученной в работе Yue и др. [111], где использовался близкий по размерам канал с сечением 0.5×1 мм² при течении смеси вода-диоксид углерода в канале из РММА. Видно, что измеренный коэффициент массоотдачи имеет большие значения, чем по предсказанию модели и с ростом приведенной скорости газа увеличивается до определённого значения, а после падает чего не наблюдается для модели. На Рисунке 5.8 (б) представлен экспериментально определенный объемный коэффициент массоотдачи, рассчитанный по выведенной формуле (5.21), где не наблюдается падение коэффициента массоотдачи и происходит выход на насыщение, что является физически понятным по сравнению со случаем, представленным на Рисунке 5.8 (а).

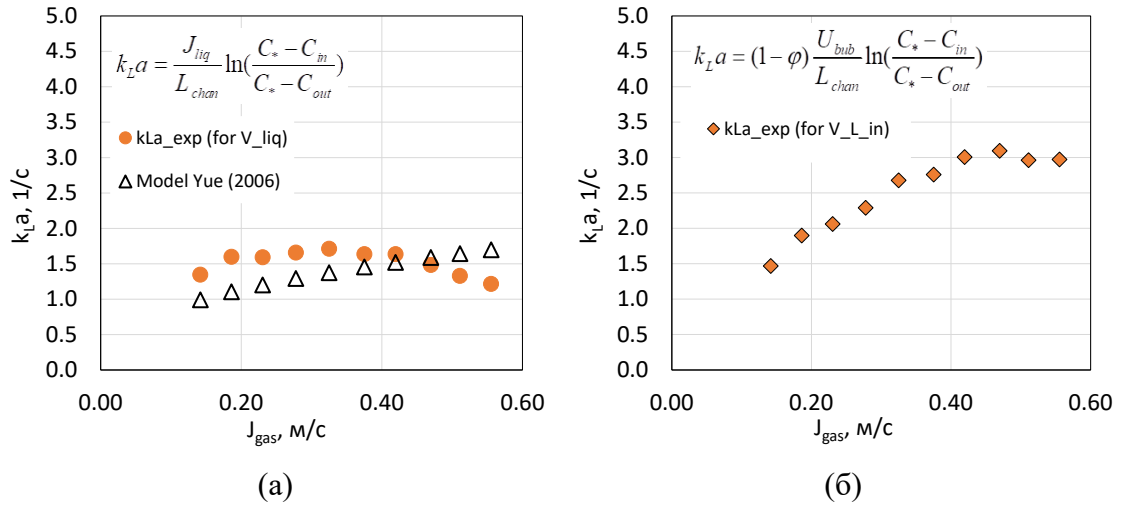


Рисунок 5.8 – (а) Зависимость объемного коэффициента массоотдачи, рассчитанного по формуле (5.22) от приведенной скорости газа в сравнении с моделью Yue и др. [111] (б) (а) Зависимость объемного коэффициента массоотдачи, рассчитанного по формуле (5.21), от приведенной скорости газа.

5.2.2. Объемный коэффициент массоотдачи при раздельном вкладе пленки и перемычки жидкости

Используя формулы (5.21) и (5.22) можно определить суммарный объемный коэффициент массоотдачи, однако, нельзя разнести отдельный вклад от торцевых передней и задней частей пузыря и пленки жидкости.

В корреляции, предложенной Van Baten and Krishna [69], полученной в расчетной работе для круглых каналов с $D_h = 1.5, 2$ и 3 мм, суммарный объемный коэффициент массообмена $k_L a$ состоит из вклада от торцевых частей газового пузыря (левая компонента в сумме, (5.23)) и массообмена в пленку (правая компонента в сумме, (5.23)) и выражается на основе модели проницаемости Higbie [67], общее уравнение для которой представлено в формуле (5.24):

$$k_L a = k_{LC} \cdot a_C + k_{LF} \cdot a_F \quad (5.23)$$

где k_{LC} , k_{LF} – поверхностные коэффициенты массоотдачи для торцевых частей пузыря и пленки жидкости; a_C , a_F – удельные поверхности для торцевых частей пузыря и пленки жидкости

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_{diff}}{\pi \theta}} \quad (5.24)$$

$$k_L a = \frac{2\sqrt{2}}{\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{D_h}} \cdot \frac{4}{L_{UC}} + \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_F}} \ln\left(\frac{1/\Delta}{1-\Delta}\right) \cdot 4 \frac{L_F}{D_h} \frac{1}{L_{UC}} \quad (5.25)$$

$$\Delta = 0.7857 e^{-5.121 Fo} + 0.1001 e^{-39.21 Fo} + 0.0360 e^{-105.6 Fo} + 0.0181 e^{-204.7 Fo} + \dots \quad (5.26)$$

где число Фурье определяется следующим образом $Fo = t_{film}/t_{diff} = \frac{L_{bub}}{U_{bub}} \frac{\delta_{film}^2}{D_{diff}}$. Корреляция

(5.25) соответствуют малому времени контакта пленки жидкости с пузырьком и справедлива при числах Фурье $Fo < 0.1$.

В работе Butler и др. [73] на основе экспериментальных данных, полученных методом PLIF, была уточнена модель Van Baten and Krishna и получена корреляция для коэффициента массоотдачи в круглом капилляре с $D_h = 3$ мм, для двух случаев течения $L_{slug} < 2D_h$ и $L_{slug} > 2D_h$ и приведена ниже с учетом третьей компоненты в сумме, отвечающей за диффузионное взаимодействие перемычки жидкости и пленкой под ней.

Для $L_{slug} < 2D_h$:

$$k_L a = \frac{2\sqrt{2}}{\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{tp}}{D_h}} \cdot \frac{4}{L_{UC}} + \frac{2}{3.5\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} \cdot a_{F_bub} + 3.66 \frac{D_{diff}}{D_h} \cdot a_{F_slug} \quad (5.27)$$

Для $L_{slug} > 2D_h$:

$$k_L a = \frac{2\sqrt{2}}{1.8\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{tp}}{D_h}} \cdot \frac{4}{L_{UC}} + \frac{2}{35\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} \cdot a_{F_bub} + 3.66 \frac{D_{diff}}{D_h} a_{F_slug} \quad (5.28)$$

где a_{F_bub}, a_{F_slug} – удельные поверхности для пленки жидкости между пузырьком и стенкой канала и для плёнки жидкости между перемычкой жидкости и стенкой канала. Можно видеть, что приведённые формулы отличаются от формулы (5.25) наличием уточняющих численных коэффициентов перед первым и вторым компонентами суммы и заменой скорости пузыря U_{bub} на двухфазную скорость смеси U_{tp} в первом члене суммы.

Выполнена проверка методики расчета Butler и др. [73], в которой считается концентрация растворенного газа в перемычке и пленке жидкости и учитывается диффузия между слоями жидкости в перемычке жидкости и пленкой под ней, по следующим уравнениям: балансовое уравнение растворенного газа в перемычке жидкости объемом V_{slug} концентрации C_{slug} ,

зависящей от времени t , (5.29) и балансовое уравнение потока жидкости в пленке с концентрацией C_{film} , зависящей от координаты z по длине канала, (5.30).

$$V_{slug} [C_{slug}(t + dt) - C_{slug}(t)] = \{ (k_L a)_{caps} [C_* - C_{slug}(t)] V_{UC} + (k_L)_{film_slug} A_{film_slug} [C_{film}(t) - C_{slug}(t)] \} dt \quad (5.29)$$

$$q_{film} C_{film}(z + dz) = q_{film} C_{film}(z) + \{ (k_L)_{film_bub} a_{film_bub} [C_* - C_{film}(z)] - (k_L)_{film_slug} a_{film_slug} [C_{film}(z) - C_{slug}(z)] \} dz \quad (5.30)$$

где q_{film} – объемный расход в пленке жидкости. Обозначение длины областей участков пленки жидкости показано на Рисунке 5.9 различными цветами и области пленки под пузырьем соответствует зеленый цвет (L_{film_bub}), а области пленки под перемычкой жидкости (L_{film_slug}) – желтый. Используя данные длины были определены удельные поверхности a и поверхностные коэффициенты массообмена k_L .

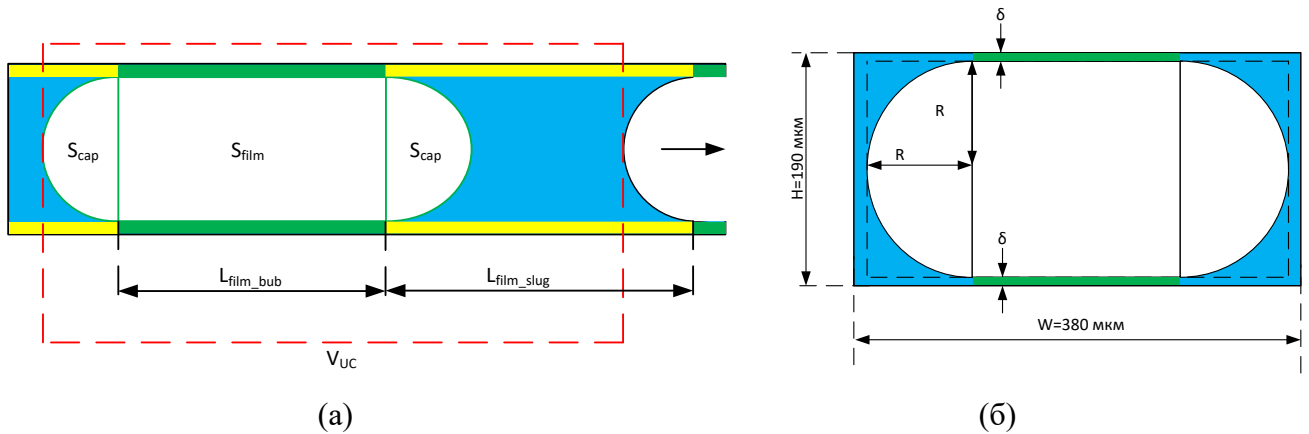


Рисунок 5.9 – (а) Схема элементарной ячейки с обозначением длин участков пленки жидкости (L_{film_bub} , L_{film_slug}) и областей пузыря (S_{cap} , S_{film}), соответствующих различным коэффициентам массоотдачи. (б) Схема поперечного сечения микроканала с пузырьем, где зеленым цветом отмечена область пленки жидкости, области по краям пузыря-мениски, отмечены синим и отнесены к объему перемычки жидкости.

Площади поверхности передней и задней торцевых частей пузыря S_{caps} были оценены в приближении полукруглой поверхности торцевых частей пузыря (см. Рисунок 5.10 (а)), реализующиеся на соответствующей длине L_{caps} , и в итоге $S_{caps} = \pi R L_{caps}$, представленные при визуализации течения сверху на Рисунке 5.10 (б).

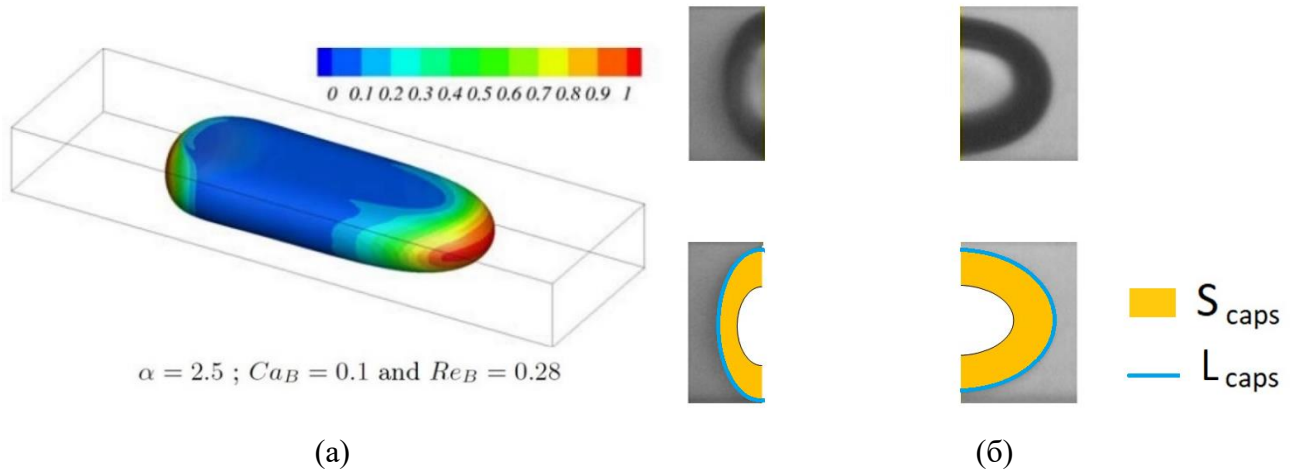


Рисунок 5.10 – (а) Иллюстрация формы пузыря для соотношения сторон микроканала $\alpha_c=2.5$ при $Ca_{bub}=0.1$, $Re_{bub}=0.28$, выполненная Abadie [112]. (б) Обозначение площади пузыря, отмеченное оранжевым цветом, для передней и задней торцевых частей пузыря при приведенных скоростях $J_{liq}=0.1$ м/с, $J_{gas_in}=0.11$ м/с в начале канала после смесителя.

Система уравнений (5.29) и (5.30) была преобразована для вычисления зависимости концентрации в пленке и перемычке жидкости от координаты по длине канала для дальнейшего вычисления средней концентрации в ячейке. Графики примеров зависимости концентрации от координаты вдоль длины канала после смесителя, где уже произошел частичный массообмен, показаны на Рисунке 5.11. для приведенных скоростей $J_{liq}=0.1$ м/с, $J_{gas_aver}=0.10$ м/с (а), $J_{liq}=0.1$ м/с, $J_{gas_aver}=0.28$ м/с (б), где J_{gas_aver} определена как средняя скорость между начальной скоростью в области визуализации после смесителя и в конце канала, рассчитанные с учетом массообмена и падения объемного расхода по длине канала

$$J_{gas_aver} = \frac{(J_{gas_in} + J_{gas_out})}{2} = \frac{f_{bub}}{2S} (V_{bub_in} \frac{P_{in}}{P_{atm}} + V_{bub_out} \frac{P_{out}}{P_{atm}}). \quad (5.31).$$

Черной сплошной линией показана концентрация в перемычке жидкости, пунктирной – в пленке жидкости.

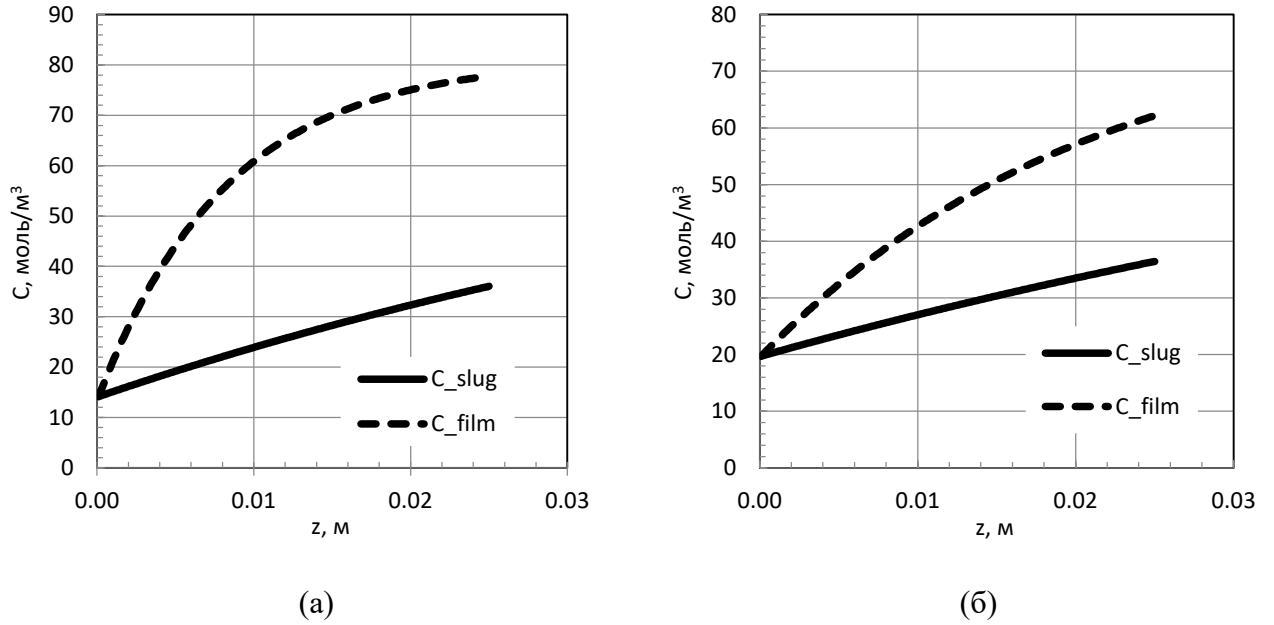


Рисунок 5.11 – Изменение концентрации в пленке и перемычке жидкости в зависимости от координаты для приведенных скоростей (а) $J_{liq}=0.1$ м/с, $J_{gas_aver}=0.10$ м/с. (б) $J_{liq}=0.1$ м/с, $J_{gas_aver}=0.28$ м/с.

При увеличении приведенной скорости газа размер пузыря и количество жидкости в пленке под ним увеличиваются, объем жидкости в перемычке V_{slug} уменьшается. Соответственно, при увеличении приведенной скорости газа концентрация в пленке жидкости в рамках элементарной ячейки уменьшается, но ее вклад возрастает за счет увеличения объема V_{film} .

Результирующая концентрация растворенного газа в рамках элементарной ячейке, C_{UC} , рассчитывается как сумма концентрация C_{slug} и C_{film} , умноженные на соответствующие объемы:

$$V_{UC} C_{UC} = V_{film} C_{film} + V_{slug} C_{slug} \quad (5.32)$$

$$V_{liq} = V_{film} + V_{slug} \quad (5.33)$$

Вычислив среднюю концентрацию C_{UC} в ячейке по формуле (5.32) и подставив в формулу (5.21) для расчета массообмена было приведено сравнение экспериментально измеренного коэффициента массоотдачи с предсказанным по модели Butler и др. [73]. Видно совпадение измеренных коэффициентов массообмена только для верхнего диапазона измерений. Данное сравнение не является до конца корректным так как корреляция в работе [73] получена и справедлива для канала круглого сечения. В каналах круглого сечения распределение пленки вдоль пузыря симметрично, чего не наблюдается в каналах с прямоугольным поперечным сечением с образованием тонких пленок и менисков в углах канала.

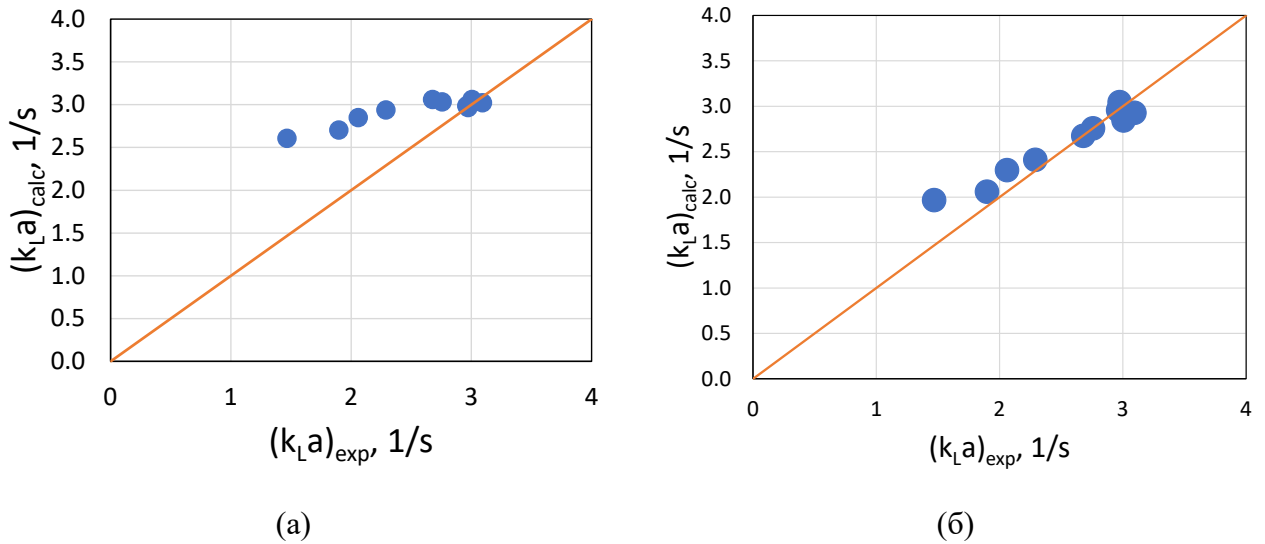


Рисунок 5.12 – (а) Сравнение экспериментально измеренного коэффициента массоотдачи с предсказанным по модели Butler и др. [73]. (б) Сравнение экспериментально измеренного коэффициента массоотдачи с предсказанным по измененной модели Butler с подобранными коэффициентами.

Численные коэффициенты входящие в поверхностные коэффициенты массоотдачи в модели Butler были изменены и подобраны с целью минимального отклонения экспериментально измеренного объемного коэффициента массообмена от предсказанного по модели Butler. Для подобранных коэффициентов МАЕ между экспериментально измеренным и предсказанным составило 7% во всем диапазоне L_{slug}/D_h от 1 до 2.5 и итоговая формула расчета представлена ниже, а график зависимости представлен на Рисунке 5.12 (б).

$$k_L a = \frac{2}{3.5\pi} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{tp}}{D_h}} \cdot a_{caps} + \frac{2}{18\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} \cdot a_{film_bub} + 3.66 \frac{D_{diff}}{D_h} a_{film_slug}. \quad (5.34)$$

Было предложено физически обоснованное изменение коэффициентов поверхностного массообмена k_L и удельной поверхности a для адаптации к прямоугольной геометрии канала и проверена пригодность данного подхода. При расчете коэффициентов массообмена в канале прямоугольной геометрии было предложено изменить удельную поверхность торцевых частей пузыря a_{caps} и также время взаимодействия θ в соответствии с локальной структурой течения:

1) использовать при расчете коэффициента массоотдачи переднюю и заднюю торцевую поверхность пузыря, отвечающую внутренней рециркуляционной зоне в перемычки жидкости, как область массообмена с высокой концентрацией;

2) при оценке времени θ использовать скорости и размеры, локально реализуемые в прямоугольной геометрии микроканала (скорость циркуляции U_{circ} и длина дуги L_{cap} , ограниченная точкой центра рециркуляционной зоны).

Полные площади передней и задней частей пузыря S_{caps} были определены в приближении, описанном ранее. Основываясь на визуализации течения в работе Abadie [113], где рассматривались зоны рециркуляции в поперечном сечении прямоугольного микроканала при разных скоростях проскальзывания $W=0.1-0.4$, где

$$W = \frac{U_{bub} - U_{tp}}{U_{bub}} \quad (5.35)$$

для каналов с различным соотношением сторон, были определены области поперечного сечения, соответствующие внутренней рециркуляционной зоне, где скорость потока жидкости выше, чем скорость пузыря (Рисунок 1.8, Рисунок 5.13 (а)), для канала с соотношением сторон $\alpha_c=2.5$. На Рисунке 5.13 (в) показаны области поверхности пузыря, соответствующие передней и задней части пузыря с выделением полной площади S_{caps} и области S_{caps_lim} отвечающей площади пузыря, охваченной внутренней зоной рециркуляции на основе данных [112].

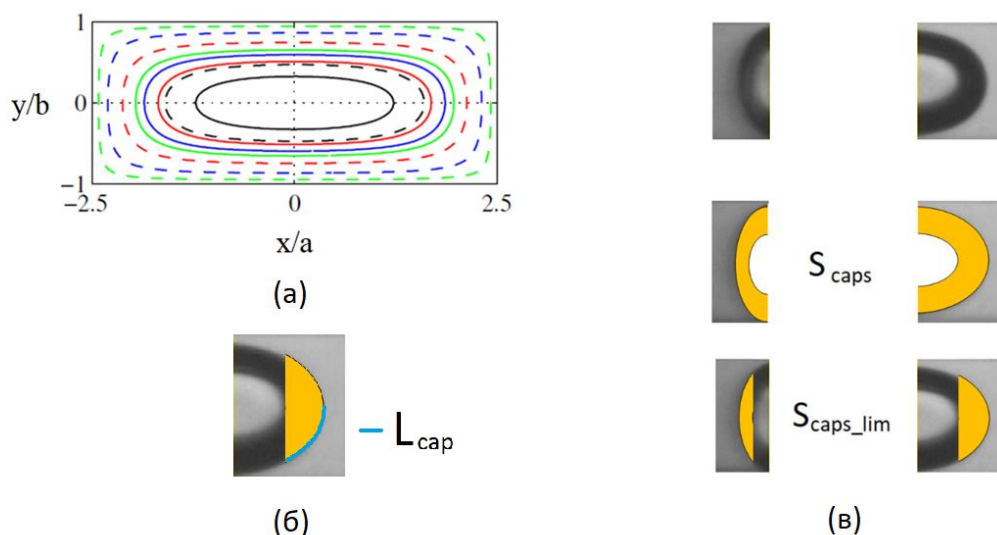


Рисунок 5.13 – (а) Форма поперечного сечения рециркуляционной зоны для микроканала с соотношением сторон $\alpha_c=2.5$ при различных скоростях проскальзывания W . Условные обозначения: непрерывная линия – центр рециркуляционного контура; пунктирная линия – разделяющая контур рециркуляции и пленку. Цвета соответствуют разным скоростям проскальзывания – зеленый $W=0.1$, синий $W=0.2$, красный $W=0.3$, черный $W=0.42$. (б) Дуга L_{cap} , определенная по форме поперечного сечения внутренней рециркуляционной зоны. (в) Области торцевой части поверхности пузыря, соответствующие передней и задней части пузыря с выделением полной площади S_{caps} и области S_{caps_lim} , отвечающей площади пузыря для внутренней зоны рециркуляции на основе данных [112].

Характерное время θ для компоненты массообмена, отвечающей за массоперенос в торцевых передней и задней части пузыря, определялся с учетом проекции центра рециркуляции

на область S_{caps} . Для определения характерного времени взаимодействия θ использовалась скорость циркуляции жидкости U_{circ} , также полученная в работе [112] для канала с соотношением сторон $\alpha_c=2.5$, и L_{caps} , показанный на Рисунке 5.13 (б).

Итоговые используемые для расчета поверхностных коэффициентов массообмена формулы представлены ниже

$$k_{L,caps} = C_1 \cdot \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{circ}}{L_{caps}}} \quad (5.36)$$

$$k_{L, film_bub} = C_2 \cdot \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{film_bub}}} \quad (5.37)$$

Для определения удельных поверхностей a_{caps} подставлялись значения S_{caps_lim} , представленные на Рисунке 5.13 (в).

При подсчете поверхностных коэффициентов в формулах (5.36) коэффициент C_1 был выбран равный 1, а C_2 в (5.37) варьировался для лучшего совпадения измеренного и рассчитанного объёмных коэффициентов массообмена и было получено, что наилучшее совпадение с минимальным $MAE=5.6\%$ наблюдается при использовании коэффициента равного $C_2=1/16$ (см. Рисунок 5.14 (а)) в независимости от отношения длины перемычки жидкости к гидравлическому диаметру L_{slug}/D_h в диапазоне значений от 1 до 2.5 (Рисунок 5.14 (б)). Зависимость вклада пленки жидкости в общую концентрацию элементарной ячейки от средней скорости пузыря представлена на Рисунке 5.14 (в) и видно, что при увеличении расхода газа и скорости пузыря вклад пленки в общую концентрацию ячейки возрастает существенно.

Итоговая формула для определения объемного коэффициента массообмена, полученная для канала прямоугольной геометрии и хорошо обобщающая экспериментальные данные, показана ниже и может быть использована для проверки ее работоспособности.

$$k_L a = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{circ}}{L_{cap}}} \cdot a_{caps_lim} + \frac{2}{16\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_{diff} U_{bub}}{L_{F_bub}}} \cdot a_{film_bub} + 3.66 \frac{D_{diff}}{D_h} a_{film_slug} \quad (5.38)$$

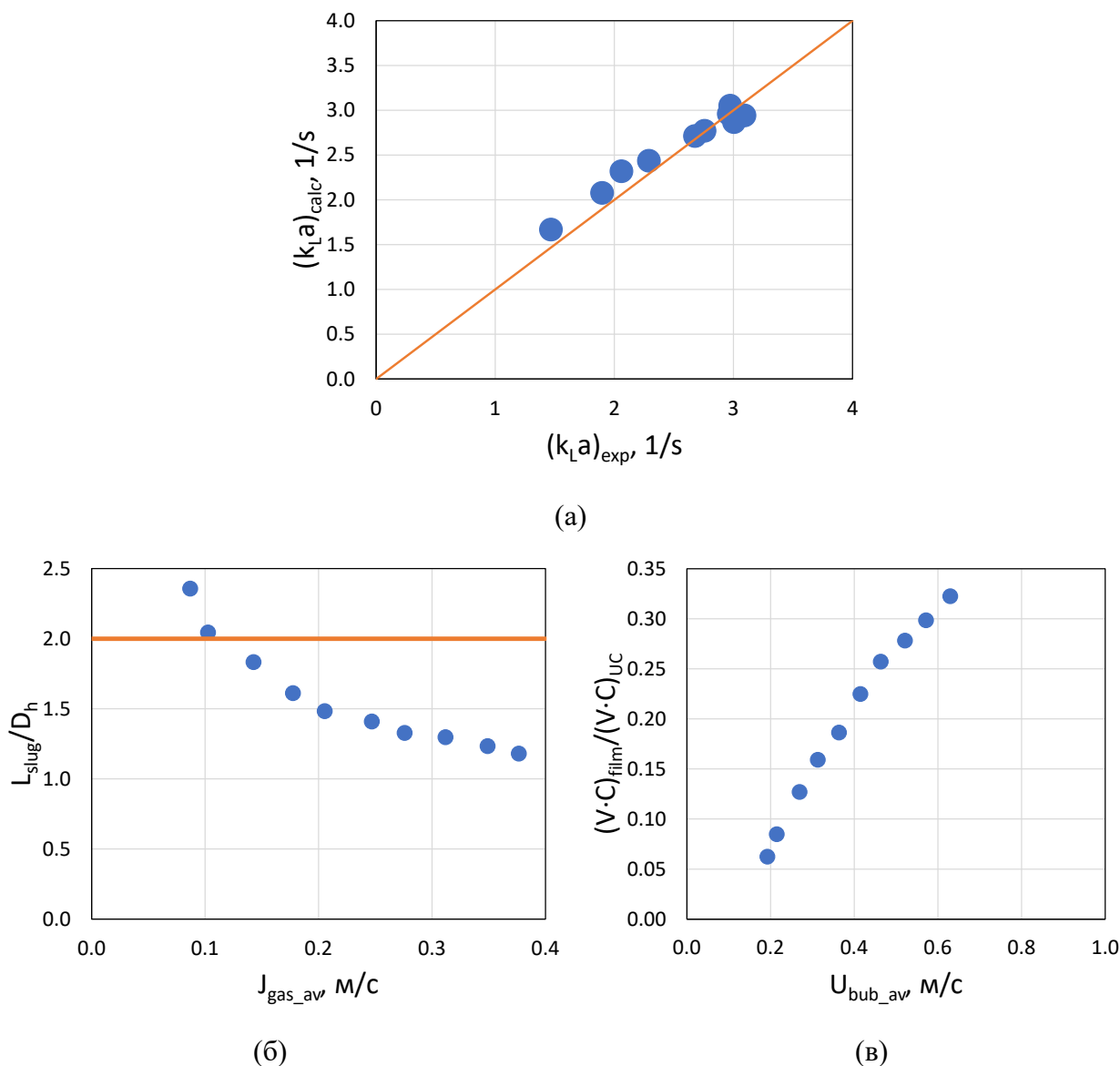


Рисунок 5.14 – (а) Сравнение экспериментально измеренного коэффициента массоотдачи с предложенной моделью на основе работы Butler и др. [73] (б) Зависимость отношения длины перемычки жидкости к гидравлическому диаметру от средней приведенной скорости газа. (в) Зависимость вклада пленки жидкости в общую концентрацию элементарной ячейки от средней скорости пузыря.

5.3. Выводы к Главе 5

В данной главе представлены результаты экспериментального исследования процесса межфазного массообмена при физической абсорбции в прямоугольном микроканале с сечением 380×190 мкм². Проведены калибровочные эксперименты для течения смеси 90% этанол-азот в отсутствии физической абсорбции для снарядного режима течения, направленные на

определение объема пузырей газа в начале и в конце канала, с целью получения неопределенности измерения объема пузыря по методу визуализации течения. Измерена частота пузырей и их скорость в начале и конце канала для вычисления суммарного объемного расхода. Получено, что ошибка в определении объема газового пузыря мала и не превышает 10% для максимальных расходов по газу.

Выполнено экспериментальное исследование, направленное на детальное изучение процесса массообмена при течении 90% этанол-диоксид углерода для снарядного периодического режима течения на основе визуализации течения. Выведено общее уравнение определения объемного коэффициента массоотдачи в рамках элементарной ячейки и вычислен объемный коэффициент массоотдачи. Проведено сравнение измеренного коэффициента массоотдачи с известными корреляциями и показано их несовпадение [111].

Построены зависимости изменения концентрации растворенного газа в пленке и перемычки жидкости от координаты вдоль канала по модели Butler и др. [73], и показано увеличение вклада пленки жидкости в общую концентрацию при росте приведённой скорости газа. Выполнено сравнение измеренного коэффициента массоотдачи с предсказанным по модели, предложенной Butler и др. [73], в которой учитывается диффузионное взаимодействие между перемычкой жидкости и пленкой под ней, полученной для канала круглого сечения, и показано их несовпадение из-за различной геометрии каналов. Подобраны коэффициенты для модели Butler дающие наилучшее предсказание измеренному коэффициенту массообмена при значении средней абсолютной ошибки (MAE) равной 7%.

Предложена модель на основе моделей Van Baten and Krishna и Butler для канала прямоугольной геометрии, в которой при расчете коэффициента массоотдачи используется поверхность пузыря, отвечающая внутренней рециркуляционной зоне в перемычки жидкости, а для определения характерного времени взаимодействия θ используется скорость циркуляции U_{circ} внутри перемычки жидкости. Для предложенной модели MAE между измеренным и предсказанным объемным коэффициентом массообмена составило 5.6%.

Результаты, описанные в главе, опубликованы в работе 1 из списка трудов конференций по теме диссертации.

Заключение

В диссертационной работе выполнено комплексное исследование локальных характеристик горизонтального газожидкостного течения в прямоугольных микроканалах в диапазоне соотношения сторон канала от 2 до 10 (200×400 , 380×190 , 1205×200 и 2045×200 мкм²) с использованием лазерных методов определения статистических характеристик течения и локальной толщины пленки жидкости для безволнового и волнового режимов течения. Получены и проанализированы данные на основе высокоскоростной визуализации режимов течения. Обработаны сигналы лазерного сканирования газожидкостного течения и выполнены измерения методом LIF. Проведены эксперименты по определению объемного коэффициента массоотдачи в канале прямоугольной геометрии.

По итогам работы получены следующие основные результаты:

1. С помощью метода высокоскоростной визуализации и лазерного сканирования получены основные режимы течения и их границы в прямоугольных и щелевых микроканалах для соотношения сторон канала $\alpha_c = 2, 6$ и 10 с различными смесителями для формирования газожидкостного течения и при вариации физических свойств жидкостей. Установлены границы периодического снарядного режима течения для микроканалов с различным соотношением сторон. Получено увеличение диапазона снарядного периодического режима течения для смеси 20.9% глицерин-азот благодаря гидрофилизации стенок микроканала.

2. Методом лазерного сканирования потока проведены измерения статистических характеристик газожидкостного течения и построены гистограммы распределения длин газовых пузырей и жидких перемычек и показано, что для снарядного периодического режима течения их значения изменяются в узком диапазоне. При увеличении приведенной скорости газа (переходной режим) разброс по длинам становится значительно шире. Впервые для всех исследованных систем построены карты режимов на основе статистического анализа и данных визуализации. Показано, что карты, построенные в координатах $Re^{0.2}We^{0.4}$, не позволяют учесть свойства жидкости и дают плохое обобщение экспериментальных данных для прямоугольных каналов по границе перехода «снарядный периодический режим-переходной».

3. Впервые была применена перекрестная геометрия смесителя с равномерной подачей жидкости на боковые стенки микроканала для щелевого микроканала с целью получения устойчивого повторяющегося течения. Сравнение характерных режимов течения для прямоугольных и щелевых микроканалов показало наличие тех же самых режимов течения при использовании перекрестного устройства смешения, что говорит о целесообразности использования подобных устройств смешения в микроканалах с большим соотношением сторон.

4. Выполнено измерение перепада давления при двухфазном течении в щелевом микроканале 1205×200 мкм² и проведено сравнение с моделями гомогенного и раздельного течения для разных корреляций. Получено, что наилучшее предсказание давления, определенное по наименьшему значению средней абсолютной ошибки (MAE), для гомогенной модели дает корреляция Dukler и др., для модели раздельного течения – корреляция Hwang and Kim.

5. Впервые выполнено детальное экспериментальное изучение внутренней структуры горизонтального газожидкостного течения смеси этанол-азот для разных режимов течения методом LIF в прямоугольном и щелевых микроканалах. Построены распределения толщины пленки жидкости и вычислены средние значения толщины пленки между менисками. Показано убывание локальной и средней толщины пленки жидкости при удалении от начала пузыря. Выявлено влияние волн на интенсивность поперечных перетоков жидкости, получено выравнивание поверхности пленки жидкости при высоких скоростях газа, вследствие образования волн на поверхности пленки. Построена безразмерная зависимость средней толщины пленки жидкости в прямоугольных и щелевых микроканалах от величины капиллярного числа и показано, что значение толщины пленки в микроканалах для снарядного периодического режима течения выше, чем по предсказанию закона Тейлора и его можно использовать для оценки толщины. Для переходного режима течения закон Тейлора хорошо предсказывает безразмерную среднюю толщину пленки жидкости при $Ca > 0.05$.

6. Выполнено экспериментальное изучение процесса массообмена при течении смеси этанол-диоксид углерода для снарядного периодического режима течения в канале с соотношением сторон $\alpha_c = 2$. На основе результатов визуализации течения и предложенного метода измерения объема пузыря определен объемный коэффициент массоотдачи. Предложен физически обоснованный подход для расчета массоотдачи, основанный на моделях Van Baten and Krishna и Butler, в котором учитывается локальная циркуляционная структура течения в перемычке жидкости и массообмен в пристенном слое жидкости. Установлено хорошее соответствие экспериментальных данных для прямоугольного микроканала с расчетом по предложенной модели массообмена.

Список сокращений и условных обозначений

D – диаметр, м

t – время, с

J – приведенная скорость, м/с

U – скорость, м/с

G – массовый расход, кг/(м²·с)

Q, q – объемный расход, м³/с

P – давление, Па

f – коэффициент трения

R – газовая постоянная, Дж/(моль·К)

T – температура, К

V – объем, м³

$W = \frac{U_{\text{bub}} - U_{\text{tp}}}{U_{\text{bub}}}$ – скорость проскальзывания, -

FPS (Frame Per Second) – скорость съемки, кадр/с

MAE (Mean Average Error) – средняя абсолютная ошибка, %

S – площадь поперечного сечения, м²

A – площадь поверхности, м²

C – концентрация, моль/м³

D_{diff} – коэффициент диффузии, м²/с

k_L – поверхностный коэффициент массообмена, м/с

k_{LC} – поверхностный коэффициент массообмена для передней и задней торцевых частей пузыря, м/с

k_{LF} – поверхностный коэффициент массообмена в пленку жидкости, м/с

a – удельная поверхность контакта фаз, м²/м³

a_c – удельная поверхность контакта фаз для передней и задней торцевых частей пузыря, м²/м³

a_F – удельная поверхность контакта фаз для пленки жидкости, м²/м³

k_{La} – объемный коэффициент массообмена, 1/с

Безразмерные комплексы

x – массовое газосодержание

s – параметр распределения скорости

$$Eo = \frac{g\Delta\rho D^2}{\sigma} - \text{число Этвеша}$$

$$Re = \frac{\rho UL}{\mu} - \text{число Рейнольдса}$$

$$Bo = \frac{\rho g L^2}{\sigma} - \text{число Бонда}$$

$$Ca = \frac{U\mu}{\sigma} - \text{капиллярное число}$$

$$We = \frac{\rho \cdot J^2 \cdot D_h}{\sigma} - \text{число Вебера}$$

$$Po = f Re - \text{число Пуазейля}$$

$$Sh = \frac{k_L D_h}{D_{diff}} - \text{число Шервуда}$$

$$Sc = \frac{\eta}{D_{diff} \rho} - \text{число Шмидта}$$

$$Fo = \frac{D_{diff} t_{film}}{\delta_{film}^2} - \text{число Фурье}$$

Греческие символы

$\alpha_c = a/b$ – соотношение сторон микроканала, где a – длинная сторона, b – короткая сторона микроканала

β – расходное газосодержание

$\delta_c = \sqrt{\sigma/g(\rho_{liq} - \rho_{gas})}$ – капиллярная постоянная (постоянная Лапласа), м

δ – толщина пленки, м

ρ – плотность, кг/м³

σ – поверхностное натяжение, Н/м

ν – кинематическая вязкость, м²/с

μ – динамическая вязкость, Па·с

λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)

φ, ε – объемное газосодержание, -

ν – число молей вещества, моль

τ – напряжение трения, кг/(м·с²)

Индексы

0 - начальный

h – гидравлический

liq – жидкость

gas – газ

tp – двухфазный

bubble – пузырь

caps – передняя и задняя торцевые области пузыря

cell – ячейка

slug – перемычка жидкости

film – пленка жидкости

circ – циркуляции

aver – средний

exp – экспериментально полученный

pred – предсказанный по модели

meas – измеренный

eq – равновесный

in – входное значение

out – выходное значение

Список публикаций по теме диссертации

Список публикаций из перечня ВАК:

1. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Experimental study of gas-liquid flow patterns in a slit channel with a cross junction mixer // *Journal of Engineering Thermophysics*. – 2021. – Vol. 30. – №. 1. – P. 14–18.
2. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное исследование влияния физических свойств жидкости и размера сечения прямоугольного микроканала на режимы газожидкостного течения // *Тепловые процессы в технике*. – 2019. – Т. 11. – №3. – С. 98–105.
3. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное изучение детальной структуры газожидкостного течения в прямоугольном микроканале // *Вестник НГУ. Серия: Физика* – 2016. – Т. 1. – № 11. – С. 73-79.
4. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Study of interface gas-liquid flow characteristics in a rectangular microchannel for wavy-annular flow // *Journal of Physics: Conference Series*. – IOP Publishing, 2021. – Vol. 2119. – №. 1. – P. 012059.
5. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Experimental study of wavy-annular flow in a rectangular microchannel using LIF method // *Journal of Physics: Conference Series*. – IOP Publishing, 2021. – Vol. 2119. – №. 1. – P. 012061.
6. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Application of the laser-induced fluorescence to study local characteristics of a gas-liquid flow in rectangular microchannel // *Journal of Physics: Conference Series*. – IOP Publishing, 2021. – Vol. 2127. – №. 1. – P. 012008.
7. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Experimental study of gas-liquid flow in a rectangular microchannel using LIF method // *Journal of Physics: Conference Series*. – IOP Publishing, 2020. – Vol. 1677. – №. 1. – P. 012050.
8. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Experimental study of the gas-liquid flow characteristics in a rectangular channel with a large aspect ratio // *Journal of Physics: Conference Series*. – IOP Publishing, 2020. – Vol. 1677. – №. 1. – P. 012049.
9. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Experimental investigation of gas-liquid flow characteristics in slit rectangular and circular channels // *Journal of Physics: Conference Series*. – IOP Publishing, 2019. – Vol. 1382. – №. 1. – P. 012072.
10. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Experimental studying of local characteristics of gas-liquid flow in microchannels by optical methods // *AIP Conference Proceedings*. – AIP Publishing LLC, 2018. – Vol. 1939. – №. 1. – P. 020001.

11. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Local Characteristics of Two-Phase Gas-Liquid Flow in a Microchannel Downstream of T-Shaped Mixer // Proceedings of the 16th International Heat Transfer Conference, IHTC-16. – Begell House, 2018. – P. 6255–6261.
12. Bartkus G. Experimental study of gas-liquid flow local characteristics in rectangular microchannel //MATEC Web of Conferences. – EDP Sciences, 2017. – Vol. 115. – P. 05015.
13. Bartkus G., Kozulin I., Kuznetsov V. Experimental investigation of two-phase gas-liquid flow in microchannel with T-junction //EPJ Web of Conferences. – EDP Sciences, 2017. – Vol. 159. – P. 00004.
14. Bartkus G. V., Kuznetsov V. V. Film thickness measurement for elongated bubble flow in microchannel using LIF //MATEC Web of Conferences. – EDP Sciences, 2016. – Vol. 84. – P. 00005.

Список тезисов конференций:

1. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное исследование процесса массообмена в газожидкостном потоке при течении удлиненных пузырей в микроканале// Труды Восьмой Российской национальной конференции по теплообмену (РНКТ-8). – 17-22 октября 2022, Москва. (в печати)
2. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Изучение волновых характеристик мениска жидкости при газожидкостном течении в прямоугольном микроканале // Тезисы Всероссийской конференции с элементами научной школы для молодых ученых «XXXVII Сибирский теплофизический семинар». – 14-16 сентября 2021, Новосибирск. – С. 78.
3. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное изучение кольцевого течения в прямоугольном микроканале методом LIF // Тезисы Всероссийской конференции с элементами научной школы для молодых ученых «XXXVII Сибирский теплофизический семинар». – 14-16 сентября 2021, Новосибирск. – С. 79.
4. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Применение метода лазерно-индуцированной флуоресценции для исследования локальных характеристик газожидкостного течения в микроканале // Тезисы 6-ой Международной научно-технической конференции «Оптические методы исследования потоков 2021». – 28 июня-2 июля 2021, Москва.
5. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Исследование локальных характеристик газожидкостного течения в прямоугольных микроканалах методом LIF // Труды VII Российской конференции "Многофазные системы: модели, эксперимент, приложения". – 5-10 октября 2020, Уфа. – С. 12.
6. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Исследование локальных характеристик двухфазного течения в прямоугольных микроканалах методом LIF // Тезисы XVI Всероссийской

- школы-конференция молодых ученых с международным участием «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики». – 24-27 ноября 2020 г, Новосибирск. – С. 11.
7. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное исследование характеристик газожидкостного течения в прямоугольном канале с большим отношением сторон // Тезисы Всероссийской конференции с элементами научной школы для молодых ученых «XXXVI Сибирский теплофизический семинар». – 5-7 октября 2020, Новосибирск. – С. 109.
 8. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное исследование газожидкостного течения в прямоугольных микроканалах методом LIF // Тезисы Всероссийской конференции с элементами научной школы для молодых ученых «XXXVI Сибирский теплофизический семинар». – 5-7 октября 2020, Новосибирск. – С. 164.
 9. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное исследование локальных характеристик газожидкостного течения в щелевом и круглом микроканалах // Тезисы Всероссийской конференции с элементами научной школы для молодых ученых «XXXV Сибирский теплофизический семинар». – 27-29 августа 2019, Новосибирск. – С. 108.
 10. Барткус Г. В., Мордовской А. С. Экспериментальное исследование структуры двухфазного течения и кипения в прямоугольных микроканалах // Тезисы XXII Школы-семинара молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А. И. Леонтьева «Проблемы газодинамики и тепломассобмена в энергетических установках». – 20-24 Мая 2019, Москва. – Т. 1. – С. 141–142.
 11. Барткус Г. В., Антонов А. Н., Кузнецов В. В. Экспериментальное и расчетное исследование влияния физических свойств жидкости на режимы газожидкостного течения в прямоугольном микроканале // РНКТ-7. – 22-26 октября 2018, Москва. – Т. 3. – С. 337–340.
 12. Барткус Г. В. Экспериментальное изучение двухфазного газожидкостного течения в микроканале оптическими методами // Тезисы МНСК-2017. – 17-20 апреля 2017, Новосибирск. – С. 79.
 13. Г. В. Барткус, В. В. Кузнецов Применение двулучевого лазерного сканирования для изучения структуры газожидкостного течения в прямоугольном микроканале с Т-образным смесителем // СибОптика-2017. – 17-21 Апреля 2017, Новосибирск. – Т. 1. – С. 163–167.
 14. Г. В. Барткус, В. В. Кузнецов Экспериментальное исследование локальных характеристик газожидкостного течения в прямоугольном микроканале // Тезисы XXI Школы-семинара

- молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А. И. Леонтьева «Проблемы газодинамики и тепломассобмена в энергетических установках». – 22-26 Мая 2017, Санкт-Петербург. – Т. 2. – С. 71.
15. Г. В. Барткус, В. В. Кузнецов Экспериментальное исследование локальных характеристик газожидкостного течения в прямоугольном микроканале // Труды XXI Школы-семинара молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А. И. Леонтьева «Проблемы газодинамики и тепломассобмена в энергетических установках». – 22-26 Мая 2017, Санкт-Петербург. – Т. 2. – С. 80–83.
 16. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное изучение локальных характеристик газожидкостного течения в прямоугольном микроканале // Всероссийская конференция с элементами научной школы для молодых ученых «XXXIII Сибирский теплофизический семинар». – 6-8 июня 2017, Новосибирск. – С. 176.
 17. G. Bartkus, V. Kuznetsov Experimental study of the local characteristics of gas-liquid flow in a rectangular microchannel // 12-th International conference “Two-Phase Systems for Space and Ground Applications”. – 11-15 September 2017, Novosibirsk. – P. 71–72.
 18. Г. В. Барткус, В. В. Кузнецов Экспериментальное исследование локальных характеристик газожидкостного течения в микроканалах оптическими методами // Тезисы Всероссийского семинара «Динамика Многофазных Сред» с участием иностранных ученых. – 3-5 октября 2017, Новосибирск. – С. 7–8.
 19. G. V. Bartkus, V. V. Kuznetsov Film thickness measurement for elongated bubble flow in microchannel using LIF // International Symposium and School for Young Scientists “Interfacial Phenomena And Heat Transfer”. – 2-4 March 2016, Novosibirsk. – P. 87.
 20. Г. В. Барткус, В. В. Кузнецов Применение метода лазерно-индуцированной флюоресценции для исследования восходящего газожидкостного течения в прямоугольном микроканале // Труды СибОптика-2016. – 20-22 Апреля 2016. Новосибирск. – Т. 1. – С. 27–31.
 21. Г. В. Барткус, И. А. Козулин, В. В. Кузнецов Экспериментальное исследование восходящего газожидкостного течения в прямоугольном микро- и миниканале // Труды СибОптика-2016. – 20-22 Апреля 2016, Новосибирск. – Т. 1. – С. 22–26.
 22. G. V. Bartkus, V. V. Kuznetsov Experimental study of upward gas-liquid flow in rectangular microchannels // ISHM-IV. – 18-19 April 2016, Novosibirsk.
 23. G. V. Bartkus, V. V. Kuznetsov Film thickness measurement for elongated bubble flow in microchannel using LIF // ISHM-V. – 16-17 November 2016, Novosibirsk.

24. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное изучение детальной структуры восходящего газожидкостного течения в прямоугольном микроканале // Тезисы МНСК-2016. – 16-20 апреля 2016, Новосибирск. – С. 70
25. Барткус Г. В., Кузнецов В. В. Экспериментальное изучение структуры газожидкостного течения в микроканалах // Тезисы XIV Всероссийской Школы-конференции молодых ученых с международным участием «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики». – 22-25 ноября 2016, Новосибирск. – С. 140.

Список литературы

1. Tofteberg T., Skolimowski M., Andreassen E., Geschke O. A novel passive micromixer: lamination in a planar channel system // *Microfluid. Nanofluidics*. – 2010. – Vol. 8. - № 2. – P. 209–215.
2. Günther A., Jensen K.F. Multiphase microfluidics: from flow characteristics to chemical and materials synthesis // *Lab Chip*. – 2006. – Vol. 6. - № 12. – P. 1487–1503.
3. Kandlikar S.G., Grande W.J. Evolution of Microchannel Flow Passages–Thermohydraulic Performance and Fabrication Technology // *Heat Transf. Eng.* – Taylor & Francis, 2003. – Vol. 24. - № 1. – P. 3–17.
4. Serizawa A., Feng Z., Kawara Z. Two-phase flow in microchannels // *Exp. Therm. Fluid Sci.* – 2002. – Vol. 26. - № 6. – P. 703–714.
5. Suo M., Griffith P. Two-Phase Flow in Capillary Tubes // *J. Basic Eng.* – 1964. – Vol. 86. - № 3. – P. 576–582.
6. Brauner N., Maron D.M. Identification of the range of ‘small diameters’ conduits, regarding two-phase flow pattern transitions // *Int. Commun. Heat Mass Transf.* – 1992. – Vol. 19. - № 1. – P. 29–39.
7. Козулин И.А. Экспериментальное исследование газожидкостного течения в микроканалах с различной ориентацией: дис. ... канд. физ.-мат. наук : 01.02.05. – Новосибирск, 2013. – 158 с.
8. Wallis G.B. One-Dimensional Two-Phase Flow. – Courier Dover Publications, 2020. – 435 p.
9. Hewitt G. Annular Two-Phase Flow. – Elsevier, 2013. – 327 p.
10. Weisman J., Duncan D., Gibson J., Crawford T. Effects of fluid properties and pipe diameter on two-phase flow patterns in horizontal lines // *Int. J. Multiph. Flow*. – 1979. – Vol. 5. - № 6. – P. 437–462.
11. Shao N., Gavriilidis A., Angeli P. Flow regimes for adiabatic gas–liquid flow in microchannels // *Chem. Eng. Sci.* – 2009. – Vol. 64. - № 11. – P. 2749–2761.
12. Zhao Y., Chen G., Ye C., Yuan Q. Gas–liquid two-phase flow in microchannel at elevated pressure // *Chem. Eng. Sci.* – 2013. – Vol. 87. – P. 122–132.
13. Triplett K.A., Ghiaasiaan S.M., Abdel-Khalik S.I., Sadowski D.L. Gas–liquid two-phase flow in microchannels Part I: two-phase flow patterns // *Int. J. Multiph. Flow*. – 1999. – Vol. 25. - № 3. – P. 377–394.
14. Cubaud T., Ho C.-M. Transport of bubbles in square microchannels // *Phys. Fluids*. – American Institute of Physics, 2004. – Vol. 16. - № 12. – P. 4575–4585.

15. Чиннов Е.А., Роньшин Ф.В., Кабов О.А. Двухфазное течение в коротких горизонтальных прямоугольных микроканалах высотой 300 μm // Письма В Журнал Технической Физики. – 2015. – Т. 41. - № 17. – С. 1–8.
16. Haverkamp V., Hessel V., Löwe H. [et al.] Hydrodynamics and Mixer-Induced Bubble Formation in Micro Bubble Columns with Single and Multiple-Channels // Chem. Eng. Technol. – 2006. – Vol. 29. - № 9. – P. 1015–1026.
17. Choi C., Yu D.I., Kim M. Surface wettability effect on flow pattern and pressure drop in adiabatic two-phase flows in rectangular microchannels with T-junction mixer // Exp. Therm. Fluid Sci. – 2011. – Vol. 35. - № 6. – P. 1086–1096.
18. Pohorecki R., Sobieszuk P., Kula K. [et al.] Hydrodynamic regimes of gas–liquid flow in a microreactor channel // Chem. Eng. J. – 2008. – Vol. 135. – P. S185–S190.
19. Yue J., Luo L., Gonthier Y., Chen G., Yuan Q. An experimental investigation of gas–liquid two-phase flow in single microchannel contactors // Chem. Eng. Sci. – 2008. – Vol. 63. - № 16. – P. 4189–4202.
20. Haase S., Bauer T., Graf E. Gas–Liquid Flow Regime Prediction in Minichannels: A Dimensionless, Universally Applicable Approach // Ind. Eng. Chem. Res. – ACS Publications, 2020. – Vol. 59. - № 9. – P. 3820–3838.
21. Kuznetsov V.V., Shamirzaev A.S. Flow Boiling Heat Transfer of Refrigerant R-134a in Copper Microchannel Heat Sink // Heat Transf. Eng. – Taylor & Francis, 2016. – Vol. 37. - № 13–14. – P. 1105–1113.
22. Waelchli S., Rudolf von Rohr P. Two-phase flow characteristics in gas–liquid microreactors // Int. J. Multiph. Flow. – 2006. – Vol. 32. - № 7. – P. 791–806.
23. Choi C.W., Yu D.I., Kim M.H. Adiabatic two-phase flow in rectangular microchannels with different aspect ratios: Part I – Flow pattern, pressure drop and void fraction // Int. J. Heat Mass Transf. – 2011. – Vol. 54. - № 1. – P. 616–624.
24. Kuznetsov V.V., Shamirzaev A.S., Kozulin I.A., Kozlov S.P. Correlation of the Flow Pattern and Flow Boiling Heat Transfer in Microchannels // Heat Transf. Eng. – Taylor & Francis, 2013. – Vol. 34. - № 2–3. – P. 235–245.
25. Qu W., Yoon S.-M., Mudawar I. Two-Phase Flow and Heat Transfer in Rectangular Micro-Channels // J. Electron. Packag. – 2004. – Vol. 126. - № 3. – P. 288–230.
26. Houshmand F., Elcock D., Amitay M., Peles Y. Bubble formation from a micro-pillar in a microchannel // Int. J. Multiph. Flow. – 2014. – Vol. 59. – P. 44–53.
27. Lewis J.M., Wang Y. Two-phase frictional pressure drop in a thin mixed-wettability microchannel // Int. J. Heat Mass Transf. – 2019. – Vol. 128. – P. 649–667.

28. Ronshin F.V., Dementyev Yu.A., Chinnov E.A., Cheverda V.V., Kabov O.A. Experimental Investigation of Adiabatic Gas-Liquid Flow Regimes and Pressure Drop in Slit Microchannel // Microgravity Sci. Technol. – 2019. – Vol. 31. - № 5. – P. 693–707.
29. Kreutzer M.T., Kapteijn F., Moulijn J.A., Kleijn C.R., Heiszwolf J.J. Inertial and interfacial effects on pressure drop of Taylor flow in capillaries // AIChE J. – Wiley Online Library, 2005. – Vol. 51. - № 9. – P. 2428–2440.
30. Abiev R. Analysis of hydrodynamics and mass transfer of gas-liquid and liquid-liquid Taylor flows in microchannels: theoretical approach and experimental proofs // Process Analysis, Design, and Intensification in Microfluidics and Chemical Engineering. – IGI Global, 2019. – P. 1–49.
31. McAdams W.H. Vaporization inside horizontal tubes-II, Benzene oil mixtures // Trans ASME. – 1942. – Vol. 64. – P. 193–200.
32. Dukler A.E., Wicks M., Cleveland R.G. Frictional pressure drop in two-phase flow: B. An approach through similarity analysis // AIChE J. – 1964. – Vol. 10. - № 1. – P. 44–51.
33. Beattie D.R.H., Whalley P.B. Simple two-phase frictional pressure drop calculation method // Int J Multiph. Flow U. K. – 1982. – Vol. 8. - № 1. – P. 83–87.
34. Kakac S., Shah R.K., Aung W. Handbook of single-phase convective heat transfer. – 1987. – P. 900.
35. Phillips R.J. Forced-convection, liquid-cooled, microchannel heat sinks: thes. ... doct. philosophy.– MIT Cambridge, –1987.
36. Lockhart R.W. Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes // Chem Eng Prog. – 1949. – Vol. 45. – P. 39–48.
37. Mishima K., Hibiki T. Some characteristics of air-water two-phase flow in small diameter vertical tubes // Int. J. Multiph. Flow. – 1996. – Vol. 22. - № 4. – P. 703–712.
38. Hwang Y.W., Kim M.S. The pressure drop in microtubes and the correlation development // Int. J. Heat Mass Transf. – 2006. – Vol. 49. - № 11. – P. 1804–1812.
39. Kim S.-M., Mudawar I. Universal approach to predicting two-phase frictional pressure drop for adiabatic and condensing mini/micro-channel flows // Int. J. Heat Mass Transf. – 2012. – Vol. 55. - № 11. – P. 3246–3261.
40. Pavlenko A.N., Pecherkin N.I., Chekhovich V.Y., Zhukov V.E., Sander S., Houghton P. The two-phase cocurrent downflow of liquid nitrogen in a vertical rectangular channel // Russ J Eng Thermophys. – 2002. – Vol. 11. - № 4. – P. 321–333.
41. Ito D., Prasser H.-M. Measurement of two-phase flow structure in a narrow rectangular channel // Flow Meas. InTech. – 2012. – P. 73–94.

42. Kanno H., Han Y., Saito Y., Shikazono N. Measurement of Liquid Film Thickness in Micro Tube Annular Flow // *Proceedings of 14th International Heat Transfer Conference*. ASME Digital Collection, 2011. – P. 245–252.
43. Tibiriçá C.B., do Nascimento F.J., Ribatski G. Film thickness measurement techniques applied to micro-scale two-phase flow systems // *Exp. Therm. Fluid Sci.* – 2010. – Vol. 34. - № 4. – P. 463–473.
44. Rüttinger S., Spille C., Hoffmann M., Schlüter M. Laser-Induced Fluorescence in Multiphase Systems // *ChemBioEng Rev.* – 2018. – Vol. 5. - № 4. – P. 253–269.
45. Farias P.S.C., Martins F.J.W.A., Sampaio L.E.B., Serfaty R., Azevedo L.F.A. Liquid film characterization in horizontal, annular, two-phase, gas–liquid flow using time-resolved laser-induced fluorescence // *Exp. Fluids*. – 2012. – Vol. 52. - № 3. – P. 633–645.
46. Alekseenko S., Cherdantsev A., Cherdantsev M. [et al.] Application of a high-speed laser-induced fluorescence technique for studying the three-dimensional structure of annular gas–liquid flow // *Exp. Fluids*. – 2012. – Vol. 53. - № 1. – P. 77–89.
47. Fries D.M., Trachsel F., von Rohr P.R. Segmented gas–liquid flow characterization in rectangular microchannels // *Int. J. Multiph. Flow*. – 2008. – Vol. 34. - № 12. – P. 1108–1118.
48. Chinnov E.A., Guzanov V.V., Cheverda V., Markovich D.M., Kabov O.A. Regimes of two-phase flow in short rectangular channel // *Microgravity Sci. Technol.* – Springer, 2009. – Vol. 21. - № 1. – P. 199–205.
49. Youn Y.J., Lee C.K., Shikazono N., Kang H.W. Theoretical and experimental study on liquid film thicknesses of unsteady slug flows in a capillary tube // *Int. J. Multiph. Flow*. – 2021. – Vol. 134. – P. 103470.
50. Haase S., Murzin D.Yu., Salmi T. Review on hydrodynamics and mass transfer in minichannel wall reactors with gas–liquid Taylor flow // *Chem. Eng. Res. Des.* – 2016. – Vol. 113. – P. 304–329.
51. Fairbrother F., Stubbs A.E. 119. Studies in electro-endosmosis. Part VI. The “bubble-tube” method of measurement // *J. Chem. Soc. Resumed.* – Royal Society of Chemistry, 1935. – P. 527–529.
52. Bretherton F.P. The motion of long bubbles in tubes // *J. Fluid Mech.* – Cambridge University Press, 1961. – Vol. 10. - № 2. – P. 166–188.
53. Irandoust S., Andersson B. Liquid film in Taylor flow through a capillary // *Ind. Eng. Chem. Res.* – ACS Publications, 1989. – Vol. 28. - № 11. – P. 1684–1688.
54. Aussillous P., Quéré D. Quick deposition of a fluid on the wall of a tube // *Phys. Fluids*. – American Institute of Physics, 2000. – Vol. 12. - № 10. – P. 2367–2371.
55. Kreutzer M.T., Du P., Heiszwolf J.J., Kapteijn F., Moulijn J.A. Mass transfer characteristics of three-phase monolith reactors // *Chem. Eng. Sci.* – 2001. – Vol. 56. - № 21. – P. 6015–6023.

56. Han Y., Shikazono N. Measurement of the liquid film thickness in micro tube slug flow // *Int. J. Heat Fluid Flow*. – 2009. – Vol. 30. - № 5. – P. 842–853.
57. Han Y., Shikazono N. Measurement of liquid film thickness in micro square channel // *Int. J. Multiph. Flow*. – 2009. – Vol. 35. - № 10. – P. 896–903.
58. Wong H., Radke C.J., Morris S. The motion of long bubbles in polygonal capillaries. Part 1. Thin films // *J. Fluid Mech.* – Cambridge University Press, 1995. – Vol. 292. – P. 71–94.
59. Kolb W.B., Cerro R.L. Coating the inside of a capillary of square cross section // *Chem. Eng. Sci.* – 1991. – Vol. 46. - № 9. – P. 2181–2195.
60. Thulasidas T.C., Abraham M.A., Cerro R.L. Flow patterns in liquid slugs during bubble-train flow inside capillaries // *Chem. Eng. Sci.* – Elsevier, 1997. – Vol. 52. - № 17. – P. 2947–2962.
61. Kreutzer M.T., Kapteijn F., Moulijn J.A., Heiszwolf J.J. Multiphase monolith reactors: Chemical reaction engineering of segmented flow in microchannels // *Chem. Eng. Sci.* – 2005. – Vol. 60. - № 22. – P. 5895–5916.
62. Kuznetsov V.V., Safonov S.A., Sunder S., Vitovsky O.V. Capillary Controlled Two-Phase Flow in a Rectangular Channel // *Proc. Int. Conf. on Compact Heat Exchangers for Process Industries*, Begell House Inc., 1997. – P. 291–304.
63. Hazel A.L., Heil M. The steady propagation of a semi-infinite bubble into a tube of elliptical or rectangular cross-section // *J. Fluid Mech.* – Cambridge University Press, 2002. – Vol. 470. – P. 91–114.
64. Yue J., Chen G., Yuan Q., Luo L., Gonthier Y. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in gas–liquid flow through a rectangular microchannel // *Chem. Eng. Sci.* – 2007. – Vol. 62. - № 7. – P. 2096–2108.
65. Светлов С.Д. Процессы диспергирования и массопереноса при тейлоровском режиме течения в микрореакторах: дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. – Санкт-Петербург, 2017. – 183 с.
66. Whitman W.G. The two film theory of gas absorption // *Int. J. Heat Mass Transf.* – 1962. – Vol. 5. - № 5. – P. 429–433.
67. Higbie R. The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure // *Trans AICHE.* – 1935. – Vol. 31. – P. 365–389.
68. Cussler E.L., Cussler E.L. *Diffusion: mass transfer in fluid systems*. – Cambridge university press, 2009.
69. Van Baten J.M., Krishna R. CFD simulations of mass transfer from Taylor bubbles rising in circular capillaries // *Chem. Eng. Sci.* – Elsevier, 2004. – Vol. 59. - № 12. – P. 2535–2545.
70. Yao C., Dong Z., Zhao Y., Chen G. An online method to measure mass transfer of slug flow in a microchannel // *Chem. Eng. Sci.* – 2014. – Vol. 112. – P. 15–24.

71. Yao C., Zhao Y., Ma H., Liu Y., Zhao Q., Chen G. Two-phase flow and mass transfer in microchannels: A review from local mechanism to global models // *Chem. Eng. Sci.* – 2021. – Vol. 229. – P. 116017.
72. Svetlov S.D., Abiev R.Sh. Modeling mass transfer in a Taylor flow regime through microchannels using a three-layer model // *Theor. Found. Chem. Eng.* – 2016. – Vol. 50. - № 6. – P. 975–989.
73. Butler C., Cid E., Billet A.-M. Modelling of mass transfer in Taylor flow: Investigation with the PLIF-I technique // *Chem. Eng. Res. Des.* – 2016. – Vol. 115. – P. 292–302.
74. Nirmal G.M., Leary T.F., Ramachandran A. Mass transfer dynamics in the dissolution of Taylor bubbles // *Soft Matter*. – The Royal Society of Chemistry, 2019. – Vol. 15. - № 13. – P. 2746–2756.
75. Zhao Y., Chen G., Yuan Q. Liquid–liquid two-phase mass transfer in the T-junction microchannels // *AIChE J.* – Wiley Online Library, 2007. – Vol. 53. - № 12. – P. 3042–3053.
76. Yao C., Zhao Y., Zheng J., Zhang Q., Chen G. The effect of liquid viscosity and modeling of mass transfer in gas–liquid slug flow in a rectangular microchannel // *AIChE J.* – 2020. – Vol. 66. - № 5. – P. e16934.
77. Irandoust S., Ertlé S., Andersson B. Gas-liquid mass transfer in Taylor flow through a capillary // *Can. J. Chem. Eng.* – Wiley Online Library, 1992. – Vol. 70. - № 1. – P. 115–119.
78. Bercić G., Pintar A. The role of gas bubbles and liquid slug lengths on mass transport in the Taylor flow through capillaries // *Chem. Eng. Sci.* – 1997. – Vol. 52. - № 21. – P. 3709–3719.
79. Vandu C.O., Ellenberger J., Krishna R. Hydrodynamics and mass transfer in an upflow monolith loop reactor // *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* – 2005. – Vol. 44. - № 3. – P. 363–374.
80. Yue J., Luo L., Gonthier Y., Chen G., Yuan Q. An experimental study of air–water Taylor flow and mass transfer inside square microchannels // *Chem. Eng. Sci.* – 2009. – Vol. 64. - № 16. – P. 3697–3708.
81. Sobieszuk P., Pohorecki R., Cygański P., Grzelka J. Determination of the interfacial area and mass transfer coefficients in the Taylor gas–liquid flow in a microchannel // *Chem. Eng. Sci.* – 2011. – Vol. 66. - № 23. – P. 6048–6056.
82. Yao C., Zhao Y., Chen G. Multiphase processes with ionic liquids in microreactors: hydrodynamics, mass transfer and applications // *Chem. Eng. Sci.* – 2018. – Vol. 189. – P. 340–359.
83. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – Москва: Наука, 1972. – 720 с.
84. Revellin R. Experimental two-phase fluid flow in microchannels: thes. ... doct. philosophy. – EPFL Lausanne, 2005. – 193 p.

85. Козулин И.А., Кузнецов В.В. Статистические характеристики двухфазного газожидкостного потока в вертикальном микроканале // Прикладная Механика И Техническая Физика. – 2011. – Т. 52. - № 6. – С. 129–139.
86. Ayala H.M., Hart D.P., Yeh O.C., Boyce M.C. Wear of elastomeric seals in abrasive slurries // Wear. – Elsevier, 1998. – Vol. 220. - № 1. – P. 9–21.
87. Joffe A.Y., Sayenko V.F., Denisov N.A., Dets S.M., Buryi A.N. Early diagnosis of gastric cancer with laser-induced fluorescence // Optical and Imaging Techniques for Biomonitoring IV. – International Society for Optics and Photonics, 1999. – Vol. 3567. – P. 10–17.
88. Georgiev N., Alden M. Two-dimensional imaging of flame species using two-photon laser-induced fluorescence // Appl. Spectrosc. – Society for Applied Spectroscopy, 1997. – Vol. 51. - № 8. – P. 1229–1237.
89. Kovacs A. Visualisation of fuel-lubricant interaction on the cylinder surface in the combustion chamber of SI engines // Lubr. Sci. – Wiley Online Library, 1995. – Vol. 7. - № 2. – P. 149–162.
90. Thirouard B., Tian T., Hart D.P. Investigation of oil transport mechanisms in the piston ring pack of a single cylinder diesel engine, using two dimensional laser induced fluorescence // SAE Trans. – JSTOR, 1998. – P. 2007–2015.
91. Hidrovo C.H., Hart D.P. Emission reabsorption laser induced fluorescence (ERLIF) film thickness measurement // Meas. Sci. Technol. – 2001. – Vol. 12. - № 4. – P. 467–477.
92. Poll G., Gabelli A., Binnington P.G., Qu J. Dynamic Mapping of Rotary Lip Seal Lubricant Films by Fluorescent Image Processing // Fluid Sealing / ed. by Nau B.S. – Dordrecht: Springer Netherlands, 1992. – P. 55–77.
93. Chapman M., Euler W.B. Rhodamine 6G Structural Changes in Water/Ethanol Mixed Solvent // J. Fluoresc. – 2018. – Vol. 28. - № 6. – P. 1431–1437.
94. Brackmann U. Laser dyes. – Goettingen: Lambda Physik AG, 2000. – 294 p.
95. Magde D., Wong R., Seybold P.G. Fluorescence Quantum Yields and Their Relation to Lifetimes of Rhodamine 6G and Fluorescein in Nine Solvents: Improved Absolute Standards for Quantum Yields // Photochem. Photobiol. – 2002. – Vol. 75. - № 4. – P. 327–334.
96. Kovalev A.V., Yagodnitsyna A.A., Bilsky A.V. Flow hydrodynamics of immiscible liquids with low viscosity ratio in a rectangular microchannel with T-junction // Chem. Eng. J. – Elsevier, 2018. – Vol. 352. – P. 120–132.
97. Mandhane J.M., Gregory G.A., Aziz K. A flow pattern map for gas—liquid flow in horizontal pipes // Int. J. Multiph. Flow. – 1974. – Vol. 1. - № 4. – P. 537–553.
98. Ide H., Kariyasaki A., Fukano T. Fundamental data on the gas–liquid two-phase flow in minichannels // Int. J. Therm. Sci. – Elsevier, 2007. – Vol. 46. - № 6. – P. 519–530.

99. Hewitt G.F. Hemisphere handbook of heat exchanger design. – New York: Hemisphere Pub. Corp., 1990. – 2000 p.
100. Coleman J.W. An Experimentally Validated Model for Two-Phase Sudden Contraction Pressure Drop in Microchannel Tube Headers // *Heat Transf. Eng.* – 2004. – Vol. 25. - № 3. – P. 69–77.
101. Idelchik I. Handbook of hydraulic resistance (2nd revised and enlarged edition). – Washington, DC: Hemisphere Publishing Corp. (Translation), 1986. – 662 p.
102. Kandlikar S., Garimella S., Li D., Colin S., King M.R. Heat Transfer and Fluid Flow in Minichannels and Microchannels. – Elsevier, 2005. – 473 p.
103. Owens W.L. Two-phase pressure gradient. *Int. Dev // Heat Transf. Pt II ASME N. Y.* – 1961.
104. Cicchitti A., Lombardi C., Silvestri M. Two-phase cooling experiments: pressure drop, heat transfer and burnout measurements // *Energ. Nucl.* – 1960. – Vol. 6. - № 7. – P. 407–425.
105. Lin S., Kwok C.C.K., Li R.-Y., Chen Z.-H., Chen Z.-Y. Local frictional pressure drop during vaporization of R-12 through capillary tubes // *Int. J. Multiph. Flow.* – 1991. – Vol. 17. - № 1. – P. 95–102.
106. Awad M.M., Muzychka Y.S. Effective property models for homogeneous two-phase flows // *Exp. Therm. Fluid Sci.* – 2008. – Vol. 33. - № 1. – P. 106–113.
107. Cherdantsev A.V., An J.S., Charogiannis A., Markides C.N. Simultaneous application of two laser-induced fluorescence approaches for film thickness measurements in annular gas-liquid flows // *Int. J. Multiph. Flow.* – Elsevier, 2019. – Vol. 119. – P. 237–258.
108. Taylor G.I. Deposition of a viscous fluid on the wall of a tube // *J. Fluid Mech.* – Cambridge University Press, 1961. – Vol. 10. - № 2. – P. 161–165.
109. Basu A.S. Droplet morphometry and velocimetry (DMV): a video processing software for time-resolved, label-free tracking of droplet parameters // *Lab. Chip.* – The Royal Society of Chemistry, 2013. – Vol. 13. - № 10. – P. 1892–1901.
110. Aghel B., Heidaryan E., Sahraie S., Mir S. Application of the microchannel reactor to carbon dioxide absorption // *J. Clean. Prod.* – 2019. – Vol. 231. – P. 723–732.
111. Yue J., Chen G., Yuan Q., Luo L., Le Gall H. Mass transfer in gas-liquid flow in microchannels // *CIESC J.* – 2006. – Vol. 57. - № 6. – P. 1296–1303.
112. Abadie T. Hydrodynamics of gas-liquid Taylor flow in microchannels: thes. ... doct. philosophy. – Toulouse, 2013. – 196 p.
113. Abadie T., Xuereb C., Legendre D., Aubin J. Mixing and recirculation characteristics of gas-liquid Taylor flow in microreactors // *Chem. Eng. Res. Des.* – Elsevier, 2013. – Vol. 91. - № 11. – P. 2225–2234.