

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ НАУКИ
ИНСТИТУТ ТЕПЛОФИЗИКИ ИМ. С.С. КУТАТЕЛАДЗЕ
СИБИРСКОГО ОТДЕЛЕНИЯ РОССИЙСКОЙ АКАДЕМИИ НАУК

На правах рукописи

Евдокименко Илья Анатольевич

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ
ХАРАКТЕРИСТИК И
ТЕПЛОМАССОБМЕНА ОТРЫВНЫХ ПУЗЫРЬКОВЫХ ПОТОКОВ

1.3.14. Теплофизика и теоретическая теплотехника

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук
Лобанов Павел Дмитриевич

Новосибирск – 2026

Оглавление

Введение.....	5
1. Актуальное состояние вопроса. Обзор литературы.....	10
1.1 Общие сведения о режимах течения двухфазных потоков в каналах.....	10
1.2 Барботажные колонны	12
1.2.1 Общая информация.....	12
1.2.2 Газосодержание в барботажных колоннах.....	14
1.2.3 Массообмен в барботажных колоннах	17
1.3 Отрывные потоки в вертикальных каналах	21
1.3.1 Общая информация о пузырьковом режиме течения.....	21
1.3.2 Теплообмен в пузырьковых потоках	23
1.3.3 Общие сведения об отрывных течениях.....	25
1.3.4 Структура течения перед преградой	25
1.3.5 Структура течения за преградой	28
1.3.6 Распределение скорости жидкости и локального газосодержания при внезапном расширении.....	30
2. Экспериментальные методики.....	34
2.1 Измерение истинного газосодержания в пузырьковой колонне.....	34
2.2 Определение режима течения в пузырьковой колонне	34
2.3 Время перемешивания	35
2.4 Метод измерения объемного коэффициента массообмена (метод абсорбции-десорбции кислорода).....	36
2.5 Метод цифровой трассерной визуализации.....	38
2.6 Метод теневой съемки	41
2.7 Измерение теплообмена на стенке.....	42
3. Гидродинамика и массообмен пузырьковой колонны	44
3.1 Экспериментальная установка	44
3.2 Истинное газосодержание	45
3.2.1 Истинное газосодержание в классической колонне.....	45

3.2.2 Влияние ввода газа на истинное газосодержание.....	47
3.2.3 Влияние одиночной преграды	49
3.2.4 Влияние парных преград.....	51
3.2.5 Влияние расстояния между парными преградами	55
3.2.6 Влияние расположения непарных преград	56
3.2.7 Влияние способа ввода газа на газосодержание в колонне с преградами	57
3.3. Время перемешивания	59
3.3.1 Влияние одиночной преграды на время перемешивания	59
3.3.2 Влияние парных преград на время перемешивания.....	60
3.3.3 Влияния расстояния между парными преградами на время перемешивания	62
3.3.4 Влияние расположения непарных преград на время перемешивание.....	63
3.4 Объемный коэффициент массообмена k_{La}	65
3.4.1 Эффект введения парных преград.....	65
3.4.2 Эффект введения непарных преград.....	66
3.4.3 Эффект количества инжекторов.....	67
Выводы к главе 3	68
4. Локальная гидродинамическая структура восходящего отрывного пузырькового течения в вертикальном канале с преградами	69
4.1 Описание экспериментального стенда	69
4.2 Распределение скорости жидкости однофазного потока за одиночной преградой.....	70
4.3 Распределение скорости двухфазного потока за одиночной преградой.....	72
4.4 Распределение скорости жидкости однофазного потока за обратным уступом	77
Выводы к главе 4	80
5. Теплообмен восходящего отрывного пузырькового течения в вертикальном канале с преградами	81
5.1 Описание экспериментальной установки и рабочего участка	81
5.2 Теплообмен за одиночной преградой.....	82
5.2.1 Влияние расходного газосодержания на теплообмен за одиночной преградой.....	82

5.2.2 Влияние формы преграды и скорости жидкости на теплообмен за преградой	83
5.3 Теплообмен за уступом.....	85
Выводы к главе 5	89
Заключение	90
Список условных обозначений	91
Публикации по теме диссертации	94
Список литературы	95
Приложение А	110

Введение

Получение чистой энергии, снижение выбросов CO₂ является одним из ключевых направлений в государственной энергетической стратегии. Двухфазные газожидкостные потоки играют значимую роль в промышленности, энергетике, химической технологии и биотехнологии. В частности, развитие биотехнологий в Российской Федерации является одним из приоритетных научно-технических направлений по ряду ключевых причин, охватывающих экономические, социальные, медицинские, экологические и стратегические аспекты.

Системы, в которых газ принимает форму пузырей активно применяются при создании высокоэффективного оборудования. Несмотря на обширные исследования, понимание закономерностей двухфазных пузырьковых течений остается неполным. Такие потоки часто являются турбулентными со значительным межфазным взаимодействием между несущей жидкой фазой и пузырьками. Они могут осложняться различными процессами и явлениями, такими как: слияние пузырьков, полидисперсность газовой фазы, фрагментация, взаимодействие пузырьков с турбулентными структурами и т. д., что в свою очередь оказывает влияние на процессы переноса тепла и массы. Возможность управления интенсивностью процессов переноса в различных технологических приложениях позволяет повысить эффективность промышленных технологий. Одним из способов такого контроля является регулирование параметров дисперсной фазы (размерами, распределением и скоростями движения пузырей) в газожидкостном течении.

Управление локальными гидродинамическими параметрами течения является перспективным способом интенсификации процессов тепло- и массообмена. Для изменения структуры течения могут применяться элементы, которые повышают или уменьшают турбулентность потока. К устройствам, увеличивающим турбулентность потока относят пассивные завихрители. Их особенность заключается в отсутствии необходимости подвода энергии извне для изменения гидродинамической структуры потока. Пассивные завихрители-интенсификаторы бывают различной формы: преграды, спирали, ребра, перфорированные пластины. Форма завихрителя оказывает существенное влияние на структуру потока и может привести к отрыву потока в некоторых частных случаях. Наличие отрыва течения является причиной образования сложных гидродинамических структур, что вызывает сложности при её математическом моделировании.

С конца прошлого века интерес к исследованию отрывных потоков возрос из-за возможности их математического моделирования, связанной с развитием вычислительных методов (LES, DNS) и необходимостью верификации разрабатываемых кодов. Рециркуляционное движение, образующееся при отрыве потока, во многом определяет структуру турбулентного течения и оказывает существенное влияние на интенсивность переноса

импульса, массы и теплопереноса, что усложняет численные исследования таких течений. За счет интенсивного образования вихрей в зоне отрыва потока происходит значительная интенсификация процессов теплообмена.

Несмотря на большое количество работ по исследованию отрывных течений, ряд вопросов по-прежнему остается открытым даже для однофазных течений, а количество работ по двухфазным течениям сильно ограничено. Большое количество работ посвящено исследованию эффектов установки интенсификаторов в барботажные реакторы на массообмен при различных параметрах газовой фазы. Подобные работы не имеют систематического характера и исследуют лишь частные случаи, ограниченных областью применения. В то же время, информации о процессах переноса в пузырьковых течениях в каналах с завихрителями в литературе практически не содержится и совместный эффект влияния введения газовой фазы и интенсификаторов в поток не рассматривался.

В связи со сказанным, проведение экспериментальных исследований отрывных пузырьковых потоков необходимо для получения эмпирической базы о гидродинамической структуре и процессах переноса тепла и массы в дисперсных течениях. Полученная информация может лечь в основу разработки современных методов расчета двухфазных течений.

Целью работы является оптимизация методов управления процессами тепло- и массообмена в пузырьковых реакторах с помощью легко обслуживаемых интенсификаторов без механических элементов и внешнего подвода энергии.

Задачи:

1. Определить особенности влияния формы и расположения преград-интенсификаторов на интегральные гидродинамические параметры в барботажном реакторе;
2. На основе изменения расположения преград-интенсификаторов провести экспериментальные исследования для определения способов интенсификации объемного коэффициента массообмена газ-жидкость в барботажном реакторе;
3. Провести экспериментальное исследование локальной гидродинамической структуры и теплообмена восходящего двухфазного потока в вертикальном канале с различными способами организации отрывных течений;
4. Выявить закономерности влияния конструкции рабочего участка с точки зрения интенсификации теплоотдачи от нагреваемой стенки к восходящему двухфазному потоку, с учетом локальных и интегральных параметров течения при разных соотношениях расходов жидкой и газовой фаз.

Научная новизна:

Научная новизна диссертационной работы определяется полученными оригинальными результатами исследований:

- Впервые получены данные по управлению интегральными параметрами барботажных реакторов с помощью преград-интенсификаторов. Установлены закономерности влияния расположения преград и их формы на интенсификацию тепломассообменных процессов и изменение режимов двухфазного течения в реакторе. Так, параллельное парное расположение преград интенсифицирует коалесценцию пузырей из-за сужения проходного сечения, применение непарных преград улучшает перемешивание двухфазной среды, преграды-интенсификаторы с сечением в виде равнобокой трапеции препятствуют коалесценции пузырей и увеличивают межфазную поверхность газ – жидкость;
- Получены объемные коэффициенты массообмена для барботажного реактора с преградами-интенсификаторами. Установка преград-интенсификаторов приводит к увеличению коэффициента массообмена за счет изменения площади межфазного взаимодействия;
- Установлено, что комбинированный эффект от наличия дисперсной газовой фазы и создания отрыва двухфазного течения за преградами-интенсификаторами увеличивает интенсивность теплообмена в прямоугольном канале более чем в 2 раза по сравнению с однофазным потоком;
- На основе оригинальных экспериментальных данных показано, что двухфазные отрывные течения за преградой и за уступом в прямоугольном имеют качественно подобную между собой структуру, а введение пузырей сокращает их зону рециркуляции по сравнению с однофазным потоком.

Теоретическая и практическая значимость:

Экспериментальное исследование совместного эффекта введения пузырей и создания отрыва потока позволяет усовершенствовать и верифицировать существующие математические модели для описания газожидкостных течений. Полученные в ходе данной работы новые знания об интегральных и локальных гидродинамических параметрах и их влиянию на тепломассообмен могут стать опорной информацией при проектировании и создании высокотехнологичных реакторов. Результаты данной работы могут активно применяться в различных промышленных приложениях, в частности в области биотехнологических процессов. Экспериментальные данные о применении преград-интенсификаторов, закономерности их влияния на процессы переноса позволяют составить рекомендации для разработки как эффективных барботажных реакторов для культивирования микроводорослей, так и элементов энергетического оборудования.

Степень достоверности результатов:

Достоверность полученных результатов обеспечивается использованием современных методов исследований, проведением калибровочных измерений, воспроизводимостью полученных экспериментальных данных. Используемые методы тестировались в однофазных потоках, а результаты сравнивались с известными корреляциями. Достоверность полученных данных обусловлена также публикацией результатов исследований в жестко рецензируемых научных журналах.

Положения, выносимые на защиту:

- Результаты экспериментального исследования гидродинамической структуры двухфазного потока и смены режимов газожидкостного течения в барботажном реакторе с преградами-интенсификаторами различной формы;
- Закономерности влияния завихрителей потока различной формы на объемные коэффициенты массообмена газ-жидкость в барботажном реакторе;
- Особенности эволюции локальной гидродинамической структуры двухфазного течения в зависимости от формы преград-интенсификаторов в прямоугольном канале при малых газосодержаниях в диапазоне чисел Рейнольдса по жидкой фазе от 5000 до 15000;
- Закономерности влияния формы одиночных преград-интенсификаторов на распределение коэффициента теплоотдачи от нагреваемой стенки к одно- и двухфазному потоку в прямоугольном канале при малых газосодержаниях в диапазоне чисел Рейнольдса по жидкой фазе от 5000 до 12500;
- Особенности влияния пузырей газа на интенсификацию теплоотдачи в прямоугольном канале с обратным уступом при малых газосодержаниях в диапазоне чисел Рейнольдса по жидкой фазе от 5000 до 12500.

Личный вклад:

Основные научные результаты, представленные в диссертации и предлагаемые для защиты, были получены автором лично. Автор участвовал в проектировании и создании экспериментальных установок и испытательных стендов, подготовке и проведении всех экспериментов, описанных в работе, разработке и проверке комплекса методов анализа экспериментальных данных. Обработке и анализе результатов экспериментов, подготовке публикаций для рецензируемых журналов и докладов на научных конференциях. Постановка задачи и основные методы исследования сформулированы руководителем диссертационной работы д.т.н. П.Д. Лобановым.

Объем и структура работы.

Диссертация состоит из введения, пяти глав и заключения. Полный объем диссертации составляет 110 страниц с 54 рисунками, 3 таблицами и 1 приложением. Список литературы содержит 164 наименования.

Апробация результатов:

Основные положения и результаты работы представлены и получили одобрение на:

- Всероссийских конференциях XXXV, XXXVI, XXXVII, XXXIX, XL Сибирский теплофизический семинар», 2019-2024, Новосибирск;
- XX Научно-технической конференции «НПО-2019», 2019, Новосибирск;
- XXII, XXV Школе-семинаре молодых ученых и специалистов под руководством академика А.И. Леонтьева "Проблемы газодинамики и теплообмена в энергетических установках", 2019-2025 г, Россия;
- V, VI, VII Всероссийских научных конференциях "Теплофизика и физическая гидродинамика" с элементами школы молодых ученых, 2020- 2023, Россия;
- Национальной конференции с международным участием «СибОптика». Актуальные вопросы высокотехнологичных отраслей», 2023-2024. Новосибирск;
- Минском Международном форуме по тепло- и массообмену, 2024, Минск, Республика Беларусь.

1. Актуальное состояние вопроса. Обзор литературы

1.1 Общие сведения о режимах течения двухфазных потоков в каналах

В двухфазных газожидкостных потоках газ и жидкость движутся внутри трубы или канала. Эти потоки являются чрезвычайно важными во многих областях техники, включая нефтегазовую промышленность, биотехнологию, авиа- и машиностроение. Изучение газожидкостных течений затруднено их многообразием и различным поведением, что резко отличает их от однофазных течений.

Сложность описания газожидкостных потоков заключается в определении деформируемой границы газ-жидкость. Для упрощения этой задачи, многие из таких конфигураций выделены в отдельные «режимы» течения газожидкостных потоков, которые зависят от многих параметров (скорости газа и жидкости, вязкость и плотность фаз, геометрии канала, ориентации канала в пространстве и т.д.). Важно уделить отдельное внимание направлению течения потока (восходящее, нисходящее, горизонтальное). Различные режимы течения характеризуются разным распределением фаз в потоке. Классическим методом идентификации режима течения является визуальное наблюдение через прозрачные участки канала.

Одна из известных классификаций основана на концентрации газа в потоке жидкости и формы, которую принимают дисперсные включения [1]. Так как в данной работе будет рассматриваться только вертикальное восходящее течение, использование предложенной классификации справедливо для настоящего случая. Авторы выделяют 5 основных режимов течения:

1. пузырьковый режим;
2. снарядный (пробковый);
3. эмульсионный;
4. дисперсно-кольцевой;
5. клочковато-кольцевой.

Схематичное изображение данных режимов показано на рисунке 1 .

Как было сказано выше, режим газожидкостного течения зависит от концентрации газа (газосодержания) и формы, которую он принимает. Режим с малой концентрацией газа называется пузырьковым. При этом режиме течения, газ принимает форму в виде множества сферических или эллиптических пузырей. Благодаря развитой межфазной поверхности пузырьковый режим отличается высокой интенсивностью тепло- и массообмена, что широко используется в различных промышленных процессах.

При увеличении концентрации газа наблюдается рост количества пузырей и явление их коалесценции, что приводит к образованию кластеров пузырей (снарядов или пробок) и к смене режима. В данном режиме «пробка» или «снаряд» занимают всё сечение канала, оставляя лишь

тонкий слой жидкости у стенок. Снарядный режим обладает высокой нестабильностью и при дальнейшем росте газового потока разрушается, переходя в пенный (эмульсионный) режим.

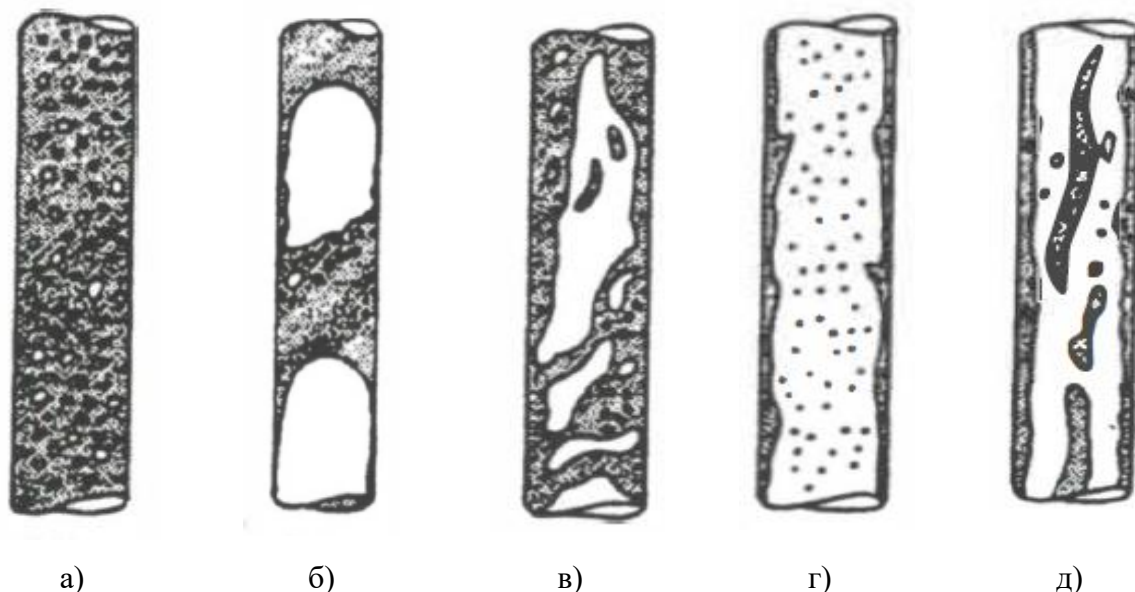


Рисунок 1– Режимы газожидкостного течения в вертикальных трубах:
а) пузырьковый; б) снарядный (пробковый); в) эмульсионный; г) дисперсно-кольцевой; д) клочковато-кольцевой [1]

Пенный или эмульсионный режим характеризуется нарушением непрерывности жидкой фазы между газовыми снарядами. Такое нарушение связано с разрушением «снарядов» и «пробок», вызванное ростом концентрации газа, что приводит к колебанию жидкости в канале.

При дисперсно-кольцевом режиме, жидкость собирается у стенок канала образуя «кольцо», а газ занимает остальное сечение трубы, тем самым создавая сильный газовый поток в середине канала. Из-за высокой скорости газа происходит унос некоторого количества жидкости из пленок у стенки, которая продолжает движения в канале в газовом потоке в форме капель. При дальнейшем увеличении концентрации газа, унесённые из пленки капли формируют более крупную жидкую структуру.

Как было сказано выше, структурные особенности «режимов» течения оказывают значительное влияние на процессы переноса в двухфазных течениях. Поэтому возможность определения различных режимов во многом позволяет предсказывать поведение потока. С развитием искусственного интеллекта и вычислительных мощностей для идентификации режимов течения используется машинное зрение, которое базируется на фото- и видеорегистрации течения [2, 3]. К преимуществам таких алгоритмов можно отнести возможность работы с большим массивом данных, что приводит к увеличению точности идентификации смены режимов в канале, а также к получению сопутствующей информации о размерах и динамике газовой и жидкой фазы.

1.2 Барботажные колонны

1.2.1 Общая информация

Реакторы по типу барботажных колонн представляют собой устройства, в которых газ в виде пузырьков находится в контакте с неподвижной жидкостью. Такие реакторы относятся к общему классу многофазных реакторов, внутри которых происходит взаимодействие между двумя и более фазами.

Барботажные колонны состоят из вертикальной цилиндрической колонны, заполненной жидкостью, в которую через основание закачивается газ. Газ подается в виде пузырьков в жидкую фазу или твердую суспензию. По своим конструктивным особенностям выделяют 3 типа барботажных колонн: насадочные или тарельчатые барботажные колонны; барботажные колонны с псевдооживленным слоем; и непосредственно, барботажные пузырьковые колонны (см. рисунок 2).

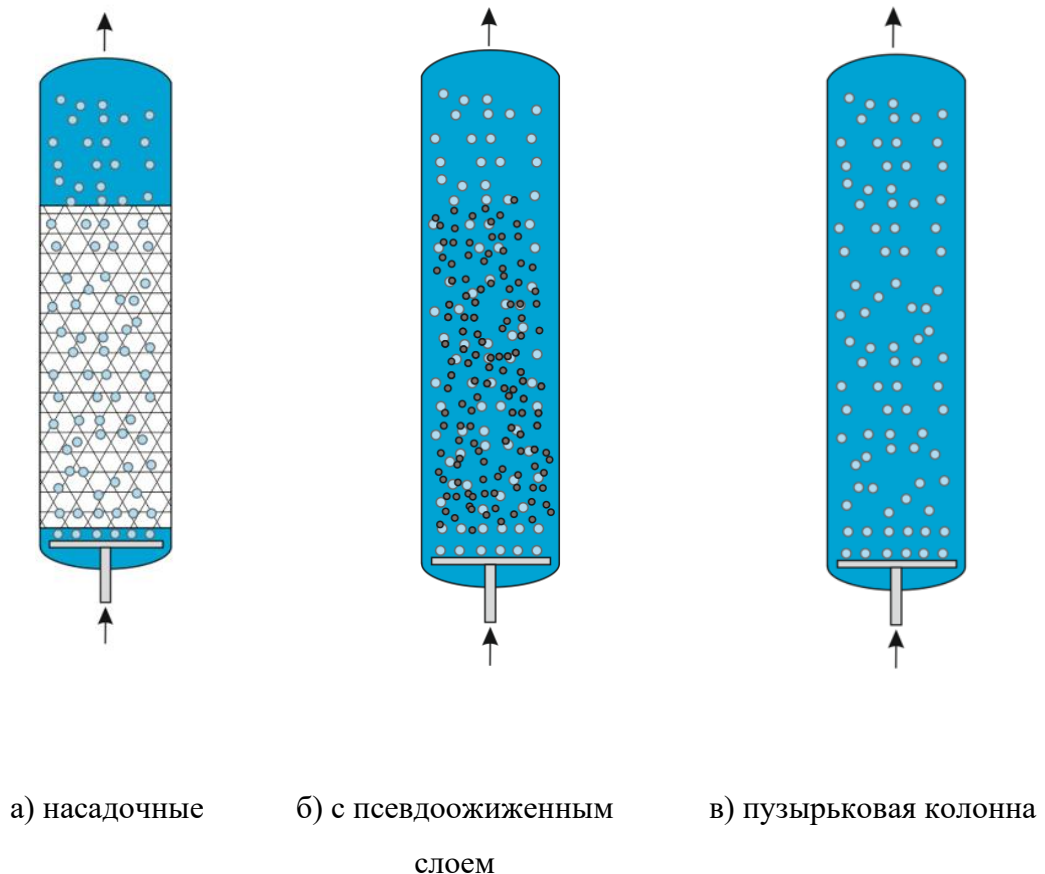


Рисунок 2– Типы барботажных пузырьковых колонн

Преимуществами реакторов являются: простота конструкции, низкая стоимость и удобство эксплуатации. Кроме того, реакторы могут достигать высоких характеристик массо- и теплопередачи при низком потреблении энергии [4]. Благодаря своим преимуществам пузырьковые колонны используются во многих отраслях промышленности, особенно в

биотехнологии [5]. Пузырьковые колонны также используются в качестве фотобиореакторов для культивирования фотосинтетических микроводорослей [6].

Для описания движения газожидкостных потоков используют два основных параметра: среднерасходные скорости жидкости и газа. Приведенная скорость жидкости в двухфазном потоке U_L определяется как отношение объема жидкости, протекающего через поперечное сечение потока за единицу времени, к площади поперечного сечения потока S : $U_L = \frac{Q_L}{S}$. Приведенная скорость газа U_G считается по аналогии с приведенной скоростью жидкости $U_G = \frac{Q_G}{S}$.

Расходным газосодержанием $\beta = \frac{U_G}{(U_G+U_L)}$ называют отношение приведенной скорости газа к сумме приведенных скоростей газовой и жидкой фазы. Как правило, расходное газосодержание регулируется внешними условиями (например, при помощи массовых расходомеров).

Помимо расходного газосодержания существует понятие истинного ϕ и локального α газосодержания. Локальное содержание α показывает газосодержание в определенной области площади поперечного сечения канала и может отличаться от истинного газосодержания в связи с неоднородным распределением газа по поперечному сечению.

Гидродинамические характеристики потока зависят от режима течения, направления течения в канале, формы канала. В барботажных пузырьковых колоннах выделяют 3 подвида пузырькового течения: монодисперсный, переходный и полидисперсный. Переход от одного режима течения к другому связан с увеличением газосодержания.

Монодисперсный режим характеризуется низкой приведенной скоростью газа. В этом режиме газовые пузыри перемещаются свободно вертикально по каналу без взаимодействия между собой [7–9]. Скорость жидкой фазы определяется движением пузырей, тем самым вектор скорости жидкой фазы вблизи пузырей коллинеарен вектору скорости всплытия пузыря, а между пузырями – в обратном направлении.

Переходному режиму соответствует наличие полидисперсности и коалесценция пузырей при увеличении скорости газа. Более крупные кластеры пузырей собираются в центре канала, а менее крупные располагаются по его сечению. Вблизи стенок наблюдаются зоны обратного течения жидкости [8, 10].

При полидисперсном режиме при высокой скорости газа и высокой доле газосодержания, течение становится неустойчивым, и в канале происходят различные процессы (коалесценция, дробление и т.д.), также наблюдается широкое распределение размеров пузырьков [9]. Так как целью данной работы является исследование в пузырьковых колоннах, в дальнейшем, в диссертации будет подробно рассмотрен именно этот тип барботажных колонн.

Эволюция газосодержания при увеличении приведенной скорости газа и смена режимов в пузырьковой колонне показаны на рисунке 3.

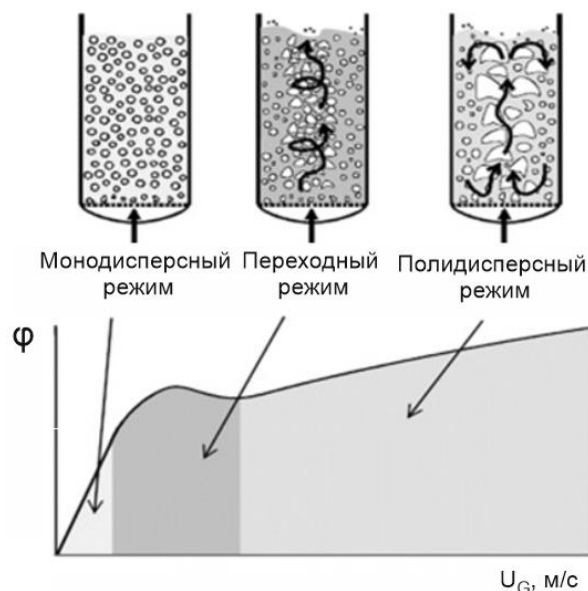


Рисунок 3 – Режимы течений в пузырьковых колоннах [11]

1.2.2 Газосодержание в барботажных колоннах

Для барботажных колонн изменение режима течения напрямую влияет на картину потока. Гидродинамика в пузырьковых колоннах очень сложна из-за явлений, обусловленных взаимодействием между пузырьками и их воздействием на жидкую фазу. В случае пузырьковых колонн, зачастую основными характеристиками течения являются истинное газосодержание ϕ , а также приведенная скорость газа U_G и размеры пузырей, которые тесно связаны между собой. Истинное газосодержание представляет собой отношение площади поперечного сечения канала, которое занимает газ к общей площади поперечного сечения канала. Как уже упоминалось выше, истинное газосодержание увеличивается с ростом приведенной скорости газа. Следует отметить, что рост истинного газосодержания в монодисперсном режиме происходит гораздо интенсивнее с увеличением приведенной скорости, чем в переходном и полидисперсном режимах. Это связано с отсутствием коалесценции, ростом размера пузырей, а следовательно площади межфазной поверхности [12–14].

Исследования эволюции газосодержания в пузырьковых колоннах проводились в работах [3–21]. Были получены корреляции, которые позволяют предсказать величину истинного газосодержания (см. таблицу 1). Такие корреляции были получены для водных растворов [12, 13, 15], для растворов с меньшей вязкостью [16], для колонн с псевдооживленным слоем [14, 17].

Таблица 1 – Корреляции для расчета газосодержания в пузырьковых колоннах

Корреляция	Ссылка
$\varphi = 1.07Fr^{1/3}$	[16]
$\varphi = 0.672f\left(\frac{U_G\mu_L}{\sigma_L}\right)^{0.578}\left(\frac{\mu_L^4g}{\rho_L\sigma_L^3}\right)^{-0.131}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.062}\left(\frac{\mu_G}{\mu_L}\right)^{0.107}$	[17]
$\varphi = U_G^{0.54}\mu_L^{-0.22}D_c^{-0.20}\sigma_L^{0.13}$	[18]
$\frac{\varphi}{(1-\varphi)^4} = 0.277\left(\frac{U_G\mu_L}{\sigma_L}\right)^{0.918}\left(\frac{\mu_L^4g}{\rho_L\sigma_L^3}\right)^{-0.252}$	[19]
$\varphi = 0.009 + 296U_G^{0.44}\rho_L^{-0.98}\sigma_L^{-0.16}\rho_G^{0.19}$	[20]

где, μ_L и μ_G – динамическая вязкость жидкости и газа (Па·с), ρ_L и ρ_G – плотность жидкости и газа (кг/м³), σ_L – поверхностное натяжение жидкости (Н/м), D_c – диаметр колонны (м), g – ускорение свободного падения (м/с²).

Поскольку истинное газосодержание сильно зависит от приведенной скорости газа и физико-химических свойств жидкости, многие корреляции были установлены экспериментально и требуют эмпирических коэффициентов. Например, Хикита [17] вводит в свою модель f-фактор, который для чистых жидкостей и неэлектролитов равен 1. Эта корреляция работает в небольшом диапазоне вязкостей и плотностей, аналогичных воде. Однако для неньютоновских жидкостей их модель плохо согласуется с экспериментальными данными.

Особое внимание в литературе уделяется колоннам, заполненным высоковязкими жидкостями (тяжелыми маслами или битумами). Из литературных источников не ясно, как связана вязкость жидкости с истинным газосодержанием. Авторы предполагают [13, 15] что снижение газосодержания вызвано высокой интенсивностью коалесценции при высокой вязкости жидкости. Эффект увеличения газосодержания обусловлен снижением скорости всплытия пузырьков по сравнению с жидкостями с низкой вязкостью, так как вязкие силы затрудняют всплытие пузырьков. Например, в работе [14] были проведены эксперименты в диапазоне вязкости жидкости (силиконового масла) от 5 до 5000 мПа·с, и было показано, что газосодержание увеличивается с ростом вязкости и приведенной скорости пузырьков. Авторы предполагают, что эффект вязкости сильно связан с диаметром колонны и размером пузырьков. Научная группа [21] работает над объяснением двойственности эффекта. Предполагается, что размер пузырьков и их способность к взаимодействию могут как ослаблять, так и усиливать коалесценцию.

Способ введения пузырей в канал и их размер также влияют на газосодержание. Наибольшее газосодержание наблюдается при наименьшем размере пузырьков [21]. Использование различных типов инжекторов позволяет получить пузырьки требуемого размера. Расположение

инжекторов также влияет на газосодержание из-за их конструктивных особенностей. Показано [19], что увеличение диаметра отверстия инжектора (1-3 мм) приводит к уменьшению газосодержания. Одним из инженерных приемов для создания мелких пузырьков является использование перфорированной пластины с отверстиями малого диаметра, что приводит к увеличению газосодержания [19].

Давление в промышленных установках, как правило, превышает атмосферное. Поэтому влияние давления в колонне на истинное газосодержание также является важным вопросом. Роллбуш [22] в своей работе показывает, что повышение давления в колонне увеличивает газосодержание по сравнению с атмосферным давлением при одинаковом размере пузырьков.

Во многих случаях введение различных элементов в колонну приводит к существенной перестройке структуры потока. К элементам, влияющим на возмущение потока и изменяющим его гидродинамическую структуру, можно отнести преграды [23], заполненные [24] и полые цилиндры [25] для создания кольцевых течений, секционные преграды [26], дуги [27] и стержни [28, 29]. В кольцевом канале, даже при малых приведенных скоростях газа наблюдается взаимодействие и коалесценция пузырей. Это приводит к уменьшению газосодержания по сравнению с полой пузырьковой колонной, а следственно и к более раннему режимному переходу [24]. Введение полого цилиндра приводит к образованию двух зон: с малым сечением канала при наличии кольцевого течения и с большим сечением после прохождения цилиндра. Следует отметить, что из-за малого сечения локальное газосодержание выше. После прохождения внутренней секции, где происходит увеличение диаметра канала, локальное газосодержание уменьшается, так как количество пузырьков не меняется, а происходит только их перераспределение по всему сечению канала [25].

Влияние введения 10 преград (80x10 мм) на истинное газосодержание в цилиндрической пузырьковой колонне ($H_0/D_c=4,3$) для ньютоновских и неньютоновских жидкостей было оценено в работе [23]. Показано, что для двух жидкостей газосодержание в монодисперсном режиме течения выше при использовании преград, но в полидисперсном режиме течения значения газосодержания ниже, чем в реакторе без преград. Гуан и Янг [29] показали, что введение стержней приводит к запаздыванию смены режима, что связано со значительным уменьшением количества больших пузырей и увеличением количества маленьких пузырей. Для дугообразных преград (типа «п» и «ш») в работах [27] наблюдается увеличение газосодержания и, следовательно, объемного коэффициента массопередачи.

Помимо модификации режимных переходов, важным предметом исследования остается влияние завихрителей потока на перемешивание и время пребывания пузырьков в реакторе. Например, введение преграды в канал позволяет турбулизовать некоторые «мертвые» зоны, образующиеся в реакторе [30]. В работе Вонга и др. [31] исследованы эксперименты с

различными углами наклона преграды. Было показано, что угол наклона преграды от 0 до 20 градусов позволяет уменьшить объем застойных зон в каждой секции. Численное моделирование показало, что установка преград также помогает разделить большие рециркуляционные зоны на более мелкие, что обеспечивает лучшее перемешивание [32, 33]. Результаты моделирования для наклонных преград были получены в работе [34]. В работе [35] показано, что увеличение времени пребывания пузырьков в реакторе происходит из-за их столкновения с перегородками, которые они не могут быстро преодолеть. В их работе преграды представляли собой пластины из оргстекла длиной 6 см, сам же реактор имел ширину 8 см и высоту 45 см. Из-за небольшой ширины между перегородкой и стенкой канала движение пузырьков между секциями реактора было затруднено, что привело к увеличению массообмена.

Было обнаружено, что в реакторе по типу эрлифт с внутренним контуром и перегородками добавление преград может увеличить время пребывания пузырьков в реакторе из-за препятствий в канале. Однако газосодержание в колонне снижается за счет уменьшения скорости циркуляции жидкости в восходящей части колонны. Таким образом, авторы отмечают, что для данного исследования преграды не оказывают существенного влияния на массоперенос [36].

Таким образом, в литературе приводятся различные данные о применении элементов возмутителей потока, но основной интерес представляют исследования массопереноса для технологических приложений. Экспериментальная информация может способствовать улучшению и интенсификации явлений перемешивания и переноса в (био)реакторах.

1.2.3 Массообмен в барботажных колоннах

Различные теории для оценки массопереноса в системах газ-жидкость были разработаны еще в начале прошлого века. К одной из таких теорий относится теория двойной пленки, предложенная Льюисом и Уитменом в 1924 году. Согласно этой теории, предполагается, что в системе газ-жидкость две фазы отделены друг от друга границей, находящейся в равновесном состоянии, переход через которую регулируется только молекулярной диффузией. При этом сама граница представляет собой "пленку", характеризующуюся коэффициентом массопереноса как со стороны газа (k_G), так и со стороны жидкости (k_L).

Для газа, который плохо растворимо в жидкой фазе, как в случае с кислородом или углекислым газом, массоперенос происходит через жидкую фазу, которая должна быть турбулентной, чтобы уменьшить толщину жидкой пленки и тем самым улучшить массоперенос. Так как определение концентрации на границе раздела жидкости и газа является сложной задачей, зачастую принимается, что существует концентрация газа C_G^* которая находится в равновесии с жидкой фазой C_L^* . Таким образом, растворение газообразного CO_2 в воде можно описать с помощью уравнения:

$$N_{CO_2} = k_G(C_G - C_G^*) = k_L(C_L^* - C_L) \quad (1)$$

Где, N_{CO_2} - плотность потока вещества, обменивающегося через границу раздела фаз (кмоль/м²·с); C_L и C_G (кмоль/м³·с) - концентрации CO₂ в жидкой и газовой фазах;

Часто важно определить скорость массопереноса на единицу объема жидкости (кмоль/м³·с), а не плотность массового потока (кмоль/м²·с). Поток J_{CO_2} (кмоль/м³·с) может быть выражен следующим образом:

$$J_{CO_2} \approx k_L a (C_L^* - C_L) \quad (2)$$

Где, a – межфазная поверхность (1/м).

Однако определение коэффициента массопередачи (k_L) является достаточно сложной и трудной задачей. В литературе имеются лишь единичные данные полученные в реакторах и пузырьковых колоннах [37, 38]. Поэтому для получения некоторой информации о массопереносе в таких каналах используют объемный коэффициент массопереноса ($k_L a$). Этот параметр является ключевым при проектировании и конструировании газожидкостных пузырьковых колонн и реакторов. Объемный коэффициент массопередачи представляет собой произведение коэффициента массопередачи и удельной площади межфазного взаимодействия газа и жидкости. Тем не менее, этот коэффициент является интегральным параметром и недостаточен для понимания механизма явления массопереноса. Детальное изучение влияния отдельных параметров потока (например, диаметра пузырьков) на $k_L a$, позволит получить информацию о контроле процессов переноса. Такие данные могут оптимизировать производительность биореакторов и сделать производство более рентабельным.

В литературе имеется большое количество работ, посвященных экспериментальному измерению объемного коэффициента массопереноса в пузырьковых колоннах. Такие исследования начались еще в 1980-х годах [39, 40]. Использование корреляций для оценки коэффициента массоотдачи позволяет оценить $k_L a$, не анализируя экспериментально процессы растворения кислорода. Для этого авторы часто предлагают использовать зависимости, основанные на физико-химических свойствах газа и жидкости, а также на макроскопических свойствах газа. Однако для каждого типа геометрии и параметров раствора корреляция должна быть проверена экспериментально, чтобы получить данные высокой точности.

Деквер [7] в своей работе вывел экспериментальную корреляцию для определения $k_L a$.

$$k_L a = b U_g^c \quad (3)$$

Где b и c - эмпирически определенные значения. Позже Шах и соавторы [38] смогли определить коэффициенты b и c .

$$k_L a_L = 0.32 U_g^{0.7} \quad (4)$$

Размер пузырьков, скорость и способ их ввода в канал влияют на истинное газосодержание, поэтому целесообразно оценить влияние конструкции газового инжектора на процессы массопереноса в биореакторах. Достаточно большое количество работ посвящено прямоугольным реакторам с различными способами впрыска газа [42-47], в которых было показано, что увеличение приведенной скорости газа приводит к увеличению коэффициента $k_L a$ [42, 43]. Янг [41] провел исследование массопереноса в прямоугольном фотобиореакторе с подачей газа через отверстия диаметром 0,9 мм, изменяя количество инжекторов и расстояние между ними. Было показано, что скорость потока воздуха, подаваемого в фотобиореактор, оказывает доминирующее влияние на характеристики потока и турбулентное перемешивание внутри фотобиореактора, тем самым изменяя продуктивность роста водорослей.

Влияние размера пор на генерацию пузырей и массообмен для пористых газовых инжекторов на основе мембран исследованы в работах [45-47]. Показано, что при малых приведенных скоростях газа объемный коэффициент массопередачи $k_L a$ выше для инжекторов с меньшим диаметром пор, что объясняется более высоким истинным газосодержанием. Однако при более высоких скоростях разница между диаметрами пор инжекторов практически не влияет на массоперенос.

Ванду и Кришна [47] провели обширное экспериментальное исследование объемного коэффициента массообмена в пузырьковых колоннах диаметром от 0,1 до 0,63 м при скорости газа до 0,4 м/с для дистиллированной воды, тетрадекана, этилового спирта, парафинового масла и масла Теллуса. В качестве газовой фазы использовался воздух. Было показано, что истинное газосодержание связано с реологическими свойствами жидкой фазы и оказывает сильное влияние на объемный коэффициент массопереноса. Выяснено, что $k_L a$ увеличивается по мере уменьшения динамической вязкости жидкости. Это связано с тем, что φ также увеличивается для менее вязких жидкостей [48]. При давлении 2,5 МПа и температуре воды равной 4 °С происходит увеличение вязкости и снижение поверхностного натяжения воды, что приводит к увеличению размера пузырьков и снижению газосодержания по сравнению с экспериментом, проведенным при температуре жидкости равной температуре окружающей среды. Авторы предположили, что уменьшение $k_L a$ связано с уменьшением коэффициента диффузии и увеличением вязкости, что влияет на k_L [49].

Численному моделированию процесса массопереноса в пузырьковых колоннах посвящено большое количество работ: Small Eddy Model (SEM) [50], LES [51, 52], RANS [53, 54].

Недостатком численных расчетов является невозможность проследить за поведением пузырьков и наблюдать явления коалесценции и дробления. Это не позволяет достоверно оценить площадь межфазного взаимодействия [55]. В работе [56] для проверки CFD-модели использовались экспериментально полученные данные для колонны диаметром 0,39 м и высотой 2 м. Авторам удалось создать модель, способную предсказать процесс переноса кислорода в биореакторе с погрешностью 20%. Это говорит о том, что CFD-моделирование имеет перспективное применение при наличии необходимого количества экспериментальных данных. Информация о различных простых конфигурациях биореакторов поможет перейти к моделированию более сложных и совершенных конструкций.

Оптимизация процессов массопереноса возможна за счет введения в пузырьковую колонну различных преград-интенсификаторов [58-63]. Наличие преград-интенсификаторов позволяет создать в канале зоны вихреобразования. В зависимости от размера зоны рециркуляции и ее расположения можно увеличить время пребывания пузырьков и уменьшить количество «мертвых» зон в реакторе, что, соответственно, влияет на характеристики массообменных процессов. Преграды увеличивают турбулентность, провоцируют коалесценцию пузырьков и увеличивают массоперенос в 3-4 раза по сравнению с классической барботажной колонной [62]. Увеличение времени пребывания пузырьков в реакторе происходит из-за столкновения с перегородкой, которую пузырьки не могут быстро преодолеть [61]. Было установлено, что в реакторе с внутренним контуром с перегородками добавление преград увеличивает время пребывания пузырьков в реакторе из-за наличия препятствия в канале. но в Существенного влияния на массоперенос обнаружено не было [60].

Преграды-интенсификаторы могут создавать серию расширений и сужений в канале за счет изменения площади поперечного сечения. Ахмед и др. [63] исследовали массоперенос в осциллирующих реакторах различных конструкций, включая серии плавных и внезапных сужений/расширений ($ER=2$) при пузырьковом, снарядном и пенном режиме течения. Показано, что истинное газосодержание в случае плавного расширения поперечного сечения выше, чем при внезапном расширении, что объясняется наличием мелких пузырьков в зоне сужения. Также показано, что объемный коэффициент массопередачи в таких реакторах увеличивается в два раза по сравнению с простой пузырьковой колонной и немодифицированным осциллирующим реактором.

Из-за изменения геометрии канала возникают различные схемы течения, что приводит к коалесценции пузырьков и их дроблению на более мелкие [64]. В работе [65] было показано, что усиление барботажа в таких реакторах улучшает перемешивание, циркуляцию жидкости и, как следствие, массоперенос. Исследования по интенсификации массопереноса в системе озон-вода проводились в реакторе с периодическим изменением площади поперечного сечения [66, 67].

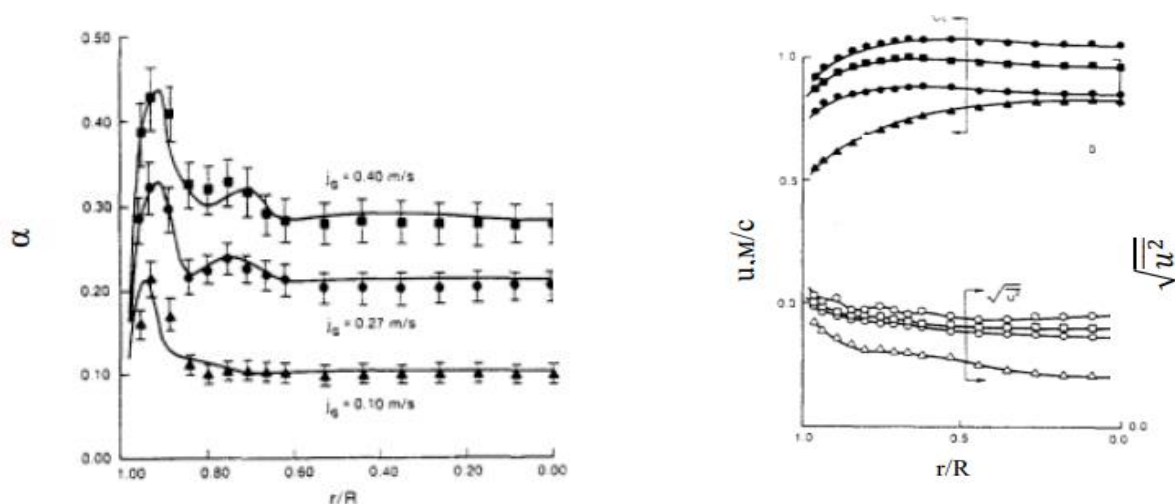
Авторы показали, что массоперенос в пузырьковой колонне с плавным расширением происходит гораздо интенсивнее (до 10 раз), чем в классической пузырьковой колонне [67].

1.3 Отрывные потоки в вертикальных каналах

1.3.1 Общая информация о пузырьковом режиме течения

Зачастую в адиабатных потоках скорость газовых пузырей отлична от скорости несущей жидкости, что приводит к $\varphi \neq \beta$. В литературе проводились как экспериментальные [68–70], так и численные [70, 71] исследования связи истинного и расходного газосодержания. Важность данных работ заключается в возможности предсказания значения φ , которое является необходимым для построения математических моделей. Предложенные подходы не являются универсальными для всех типов течения, что требует наличия большого количества эмпирических данных о локальной структуре течения, в том числе и информации о распределении газовой фазы по сечению канала.

Большое экспериментальное исследование пузырьковых потоков было проведено в [72]. Были получены данные о распределении скорости жидкости и газосодержания для восходящих и нисходящих потоков в круглой трубе с диаметром 57,15 мм. Профили газосодержания и скорости жидкости из этой работы приведены на рисунке 4. При помощи термоанемометра авторы смогли установить, что в восходящих потоках газовые пузыри имеют тенденцию смещаться ближе к стенкам трубы, в то время как максимум скорости жидкости располагается в центре канала.



а)

б)

Рисунок 4 – Профили газосодержания (а) , скорости жидкости и СКО (б) восходящего пузырькового потока [72]

Экспериментальные работы [75 - 78] показали, что такие методики диагностики однофазного потока, как лазерная доплеровская анемометрия, цифровая трассерная визуализация также

могут быть применены и адаптированы для измерения характеристик двухфазных потоков. Так, например, одновременные измерения скоростей фаз в двухфазном потоке при помощи PIV метода, теневой съемки и численной обработки позволили подробно изучить эффект «псевдотурбулентности». Этот эффект вносит модификации турбулентности потока при введении пузырей [76].

В исследовании, выполненном в ИТ СО РАН [78], было показано, что при увеличении скорости потока жидкости и расхода газа наблюдается рост скорости и размера пузырей в восходящих течениях. Данный эффект объясняется тем, что инерция потока жидкости и архимедова сила, действующая на газовую фазу, сонаправлены (вверх), что способствует ускорению всплытия газовых пузырей.

Необходимо отметить, что размер газовых включений тоже оказывает существенное влияние на распределение газосодержания [77]. Авторы при помощи смесителя особой конструкции смогли получить пузыри разных размеров. Было показано что присутствие пузырей диаметром 0,5 мм приводит к седлообразному распределению газосодержания, а пузырей диаметром более 1 мм к куполообразному.

Ряд работ посвящен численному моделированию пузырьковых течений [81-84]. В работе [78] авторы предложили эмпирическую корреляцию для описания поперечной силы, действующей на пузырьки. С помощью прямого численного моделирования ламинарного пузырькового течения было показано, что для сферических пузырей одинакового размера для газожидкостной смеси присутствует гидростатическое равновесие. В восходящем потоке пузырьки движутся к стенкам канала, образуя вблизи них слой толщиной в один диаметр пузырька. В статье [79] проводится анализ распределения фаз в полностью развитом ламинарном пузырьковом потоке. Основное внимание уделено влиянию сил (таких как подъемная сила, сила сопротивления, боковая сила и др.) на пространственное распределение пузырьков. Результаты показывают, что распределение фаз зависит от баланса этих сил, а также от параметров потока, таких как число Рейнольдса и газосодержания. Прямое численное моделирование (DNS) ламинарного пузырькового течения в вертикальном канале приведено в работе [80]. Авторы исследуют взаимодействие пузырьков газа с окружающей жидкостью, анализируя их динамику, деформацию и влияние на структуру потока. Метод DNS позволяет точно разрешить межфазные границы и изучить детали течения без использования упрощенных моделей. Кашинский О.Н. и др. провели экспериментальное и численное исследование нисходящего пузырькового течения в трубе [81]. Авторами показано, что численная модель на основе уравнений Навье–Стокса и методов механики многофазных сред хорошо согласуется с экспериментальными данными при умеренных газосодержаниях. В работе анализируются гидродинамические характеристики и теплообмен в двухфазном потоке при различных режимах. Наблюдается асимметричное

распределение пузырьков в трубе, связанное с действием подъемных сил и турбулентной диффузии. В работе [82], которая посвящена моделированию полидисперсных пузырьковых турбулентных течений, авторам удалось создать модель, основанную на объединении диффузионно-инерционной модели с методом дельта-аппроксимаций, которая позволяет моделировать такие течение в широком диапазоне значений газосодержания.

1.3.2 Теплообмен в пузырьковых потоках

Литературные исследования, посвященные исследованиям теплообмена в двухфазных системах, можно разделить на две группы:

1. теплоотдача от погруженного объекта к потоку;
2. теплообмен от потока к нагретой/охлажденной стенке.

Для оценки коэффициентов теплоотдачи в общем случае необходимо иметь источник тепла, от которого тепло будет передаваться объекту. Для оценки коэффициента теплоотдачи используется следующее выражение:

$$h = \frac{q_w}{\Delta T} \quad (5)$$

Здесь h - коэффициент теплоотдачи ($\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{°C}$), q_w – плотность теплового потока ($\text{Вт}/\text{м}^2$), а ΔT - градиент температуры °C .

Для оценки теплопередачи в пузырьковой колонне для погруженного нагретого объекта Каст [37] предложил использовать число Стентона. Число Стентона может быть рассчитано как функция приведенной скорости газа (U_G) и физических свойств жидкой фазы, исходя из предположения, что скорость жидкости пропорциональна приведенной скорости газа:

$$St = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{h}{U_G \rho_L c_{pL}} \quad (6)$$

Где, h – коэффициент теплоотдачи ($\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$), U_G – характерная скорость газа ($\text{м}/\text{с}$), ρ_L – плотность жидкости ($\text{кг}/\text{м}^3$), c_{pL} – удельная теплоёмкость жидкости ($\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$).

Деквер [83] использовал модель, предложенную Кастом [84], для описания данных о коэффициентах теплопередачи для пузырьковых колонн. Он обнаружил, что эта модель позволяет хорошо описать экспериментальные данные по теплопередаче погруженного в колонну нагревателя. Деквер [40] сформулировал следующее соотношение на основе экспериментальных данных:

$$h \sim \lambda^{0.5} \rho_L^{0.75} c_p^{0.5} \mu_L^{-0.25} g^{0.25} u_g^{0.25} \quad (7)$$

Затем он интерпретировал данные с помощью критерия Стэнтона:

$$St = c(ReFrPr^2)^{-0.25} \quad (8)$$

Исследовалось влияние на теплообмен различных параметров колонны и потока: свойств жидкой фазы [85–87], приведенной скорости газа [49, 50-52], геометрических параметров колонны [49].

Ли и Пракаш [87] изучили влияние диаметра колонны на коэффициент теплопередачи в пузырьковых колоннах и колоннах с псевдооживленным слоем. Показано, что коэффициент теплопередачи выше в колонне с большим диаметром. Было обнаружено, что коэффициент теплопередачи всегда выше в центре колонны, чем у стенки. Это связано с увеличением градиента скорости в центре канала [88]. В работе [89] показано, что коэффициент теплоотдачи увеличивается с ростом приведенной скорости газа. Однако Чен и др. [85] отмечают, что использование среднего коэффициента теплоотдачи приводит к потере информации, связанной с влиянием мгновенной динамики пузырьков на теплообмен.

Экспериментальные исследования показывают, что присутствие движущихся пузырьков, как правило, улучшает теплопередачу за счет изменения структуры турбулентности [90, 91].

Влияние газосодержания на температуру стенки при обдуве вертикальной трубы сухим насыщенным паром исследовалось в [92]. Было выяснено, что при пузырьковом режиме течения при увеличении газосодержания при постоянном расходе жидкости приводит к росту коэффициента теплоотдачи h . Похожие результаты были получены в исследовании [93] получены аналогичные результаты.

Эффект подавления турбулентности в нисходящем пузырьковом потоке влияет, как на трение у стенки, так и на теплообмен. В исследовании [94] было установлено, что изменение размеров дисперсной фазы может приводить как к интенсификации, так и к ухудшению теплоотдачи по сравнению с однофазным потоком при постоянной скорости потока жидкости и газа на входе в канал.

Влияние угла наклона трубы на теплообмен было изучено в работе [95]. Авторы установили, что при низких расходах газа и жидкости увеличение угла наклона трубы от горизонтали значительно влияет на газосодержание, перепад давления и коэффициент теплоотдачи. Однако с ростом расходов газа и жидкости влияние угла наклона на характеристики потока становится менее выраженным. Аналогичные исследования были проведены для опускающего газожидкостного течения в наклонной трубе [96]. Зависимость газосодержания и коэффициента теплообмена от угла наклона трубы имеет нелинейный характер. Угол наклона трубы существенно влияет на переход режима течения от стратифицированного к снарядному.

Сато и др. в исследованиях [97] разработали теорию переноса тепла и импульса в двухфазном пузырьковом течении учитывая турбулентность, вызванную относительным движением пузырьков в жидкости. Данная теория показала хорошее совпадение расчетных и экспериментальных данных.

При помощи прямого численного моделирования конвективного теплообмена в восходящем течении, авторы показали, что введение пузырей в поток усиливает теплообмен по сравнению с результатами для однофазного потока [98].

Несмотря на наличие работ по исследованию теплообмена пузырьковых потоков в различных каналах, ряд вопросов о влиянии конфигурации канала и параметров дисперсной фазы на теплообмен по-прежнему остаётся открытым.

1.3.3 Общие сведения об отрывных течениях

В отрывных течениях вязкой жидкости или газа при обтекании тел с гладкой поверхностью наблюдается более интенсивное торможение пристеночного пограничного слоя по сравнению с удаленными от поверхности слоями потока. Отрыв потока сопровождается потерями энергии. При отрыве потока от поверхности тела около тела и за ним образуется область отрывного течения.

Отрывные течения характеризуются большим масштабом области отрыва по сравнению с размерами самого тела. Также в таких течениях присутствует след, который может проследиваться вниз по течению на различные расстояния. Такой след называется «спутным» [99]. Также отрывные течения делятся между собой по месту отрыва. Существуют различные типы отрывных течений:

1. возникающие перед преградой;
2. возникающие за преградой.

К течениям, в которых отрыв начинается перед преградой можно отнести внезапное сужение канала. К другому типу относятся возвратно-рециркуляционные течения. В данных течениях отрыв происходит после расширения канала. Отрывные возвратно-рециркуляционные (циркуляционные) течения характеризуются прямым углом наклона к поверхности в точках отрыва. То есть, поверхность тела располагается перпендикулярно направлению течения.

1.3.4 Структура течения перед преградой

Сужение в канале можно создать при помощи введения в него различных геометрических элементов (преград, ступеней и т.д.), которые своим присутствием уменьшают сечение канала. Особенность отрывного течения, которое происходит при сужении канала заключается в существовании двух рециркуляционных зон, которые возникают непосредственно перед сужением и на самом сужении [100]. В работе [101] для однофазного воздушного потока в канале с внезапным сужением показано, что первая зона перед сужением возникает на расстоянии $1 - 1,2H$ (высот преграды). И как правило, в однофазных системах, высота этой зоны зависит от высоты преграды. Очевидно, что в данном случае, точка отрыва потока может изменять своё положение в зависимости от условий течения. Точно определяемой точкой отрыва является точка, которая располагается на кромке преграды, создающей сужение. Таким образом, сразу за

ней формируется слой течения, характеризующийся низкой скоростью вблизи самой преграды, и областью высокоскоростного (внешнего) течения на остальном участке сечения канала. Между низкоскоростным обратным потоком вблизи стенки и средним свободным потоком развивается сдвиговый слой, увеличивающий локальное перемешивание и интенсивность турбулентности в пограничном слое [102]. Наибольшие значения касательных и нормальных турбулентных напряжений наблюдаются именно в свободном сдвиговом слое из-за наличия вихревых структур в данной зоне. Принципиальная схема течения показана на рисунке 5.

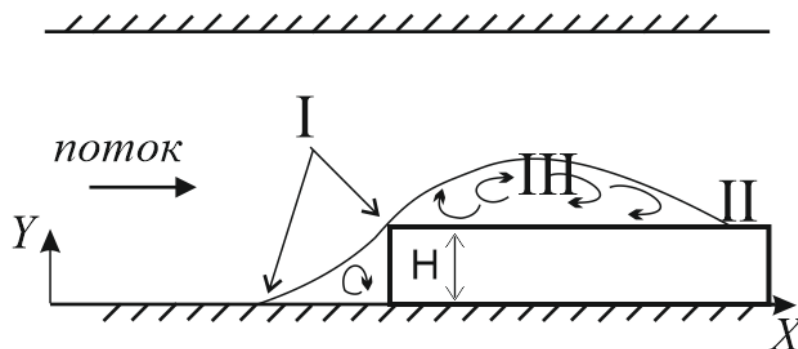


Рисунок 5 – Схема отрыва потока перед внезапным сужением: I– сдвиговый слой; II – зона присоединения; III– зона рециркуляции.

По мере удаления от точки отрыва, положение этих напряжений, изначально совпадающее с нулевой линией тока, меняет свое направление в сторону внешнего течения, что приводит к уменьшению влияния вихреобразования на течение. Такое расстояние от точки отрыва до точки присоединения потоков называется отрывной зоной, или зоной рециркуляции. Расположение точки присоединения потоков зависит от многих факторов, в том числе от геометрии канала и отношения степени сужения канала ($ER = H_2/H_1$, $ER < 1$). На данный момент получение точных данных о процессах присоединения в отрывных течениях является важной проблемой, которая требует новых высокотехнологичных инженерных решений и методик. В связи с малым количеством работ, посвященным этой тематике, текущее представление и понимание происходящих процессов не дает возможности предсказывать эти процессы в более сложных течениях, например, пузырьковых потоках [103].

Тем не менее в литературе имеется ряд работ, посвященных исследованию влияния формы преграды на длину отрывной зоны и расположение точки присоединения в однофазных течениях. Схожесть некоторых механизмов при движении однофазных и многофазных систем позволяет получить некоторую базовую информацию об структуре течения, основываясь на известных результатах, полученных для однофазного потока.

С помощью PIV были получены экспериментальные данные по распределению скорости и напряжений Рейнольдса перед и на ступени высотой 0,16 м в квадратном канале с размерами на

2x2 м и длиной 10 м для развитого турбулентного потока [104]. Авторы отмечают, что первая рециркуляционная зона имеет высоту около $0,55H$. Подобные размеры первой рециркуляционной зоны были обнаружены в работах [106-108]. Вторая рециркуляционная зона возникает при отрыве потока от острой кромки ступени и характеризуется большей длиной области, которая имеет длину до $3,2H$ и максимальную высоту зоны до $0,3H$, как и в [106]. Стоит отметить, что в данных случаях отрыв исследовался в каналах, высота которых много больше высоты ступени, тем самым, влияние самого сужения канала на поток не рассматривалась, а интерес представлял лишь механизм отрыва. Подобные результаты также были получены при помощи PIV метода в работах [108, 109].

В работе [110] с помощью PIV измерений для воздушного потока показано, что форма кромки преграды играет важную роль при отрыве потока. Для преград, имеющих острую кромку, максимум напряжений Рейнольдса находится на расстоянии в $1,5H$, в то время как для преград со скругленной формой, такой максимум выражен слабее и находится сразу на кромке.

Ряд работ был посвящен исследованию влияния отношения высоты образуемого пограничного слоя и высоты ступени на длину зоны отрыва δ/H [113-116]. Оказалось, что при $\frac{\delta}{H} < 1$, длина зоны отрыва практически не изменяется и остается в пределах $4H$ и $5H$, однако увеличение толщины пограничного слоя может сократить зону отрыва до $1,5H$.

Особый интерес вызывает исследование влияния длины прямоугольной ступени на длину зоны рециркуляции на ступени в диапазоне $\frac{L}{H} = 0,1 \div 8$ для свободного воздушного потока ($Re_H=20000$) [118]. При помощи PIV метода авторы показали, что длина преграды играет важную роль при образовании зоны рециркуляции на ступени. Таким образом, для длинных преград ($\frac{L}{H} = 4 - 8$) авторы наблюдали наличие 3 зон рециркуляции: перед, на и после преграды с точкой присоединения $2,7H$ на ступени. Тем не менее, с уменьшением длины, зоны рециркуляции на ступени и за ней приближаются друг к другу, вплоть до их слияния в одну большую зону рециркуляции, которая начинается от передней кромки ступени. Такое явление характерно для тонких ребер. Выяснено, что уменьшение длины преграды увеличивает длину зоны рециркуляции за преградой.

Прямое численное моделирование движения однофазного отрывного потока в канале с прямой прямоугольной ступенью проводилось в работах [116]. Полученные модели позволяют хорошо описать формирование пограничного слоя, возникающего при отрыве.

Количество работ для двухфазных течений в каналах с сужением остается малочисленным. Некоторая часть исследований посвящена исследованию перепада давления до сужения и после сужения, а также создания математической модели, позволяющей описать данный перепад. В теоретической работе [117], проведенной для круглой трубы с внезапным сужением

исследовалось влияние введения пузырей на распределение скоростей и давления. Авторы выяснили, что сразу после сужения наблюдается резкое падение давления. Перепад давления в случае для одно- и двухфазных потоков также возрастает при увеличении расходов одной из фаз. Также авторы отмечают, что в случае двухфазных потоков происходящий на кромке сужения отрыв не создавал возвратного течения по сравнению с однофазным потоком. Есть ряд работ, в которых рассматриваются микроканалы с сужением [110]. Проведено исследование влияния внезапного сужения в трубе со степенью расширения $ER=0,42$ и $0,57$ и введения предварительной кольцевой преграды для газожидкостного потока в диапазоне расходных газосодержаний от 0 до 10%. Введение предварительной кольцевой преграды позволяет уменьшить величину перепада давления. При помощи визуализации потока высокоскоростной камерой было показано, что в случае сужения наблюдается коалесценция пузырей, которая приводит к увеличению турбулентности и появлению пульсаций в потоке.

1.3.5 Структура течения за преградой

Отрывной поток за обратным уступом делится на 4 основные зоны, в каждой из которых проявляется свой механизм взаимодействия турбулентных образований и связанное с ним поведение турбулентных характеристик. На рисунке 6 изображена структура течения при отрыве за уступом.

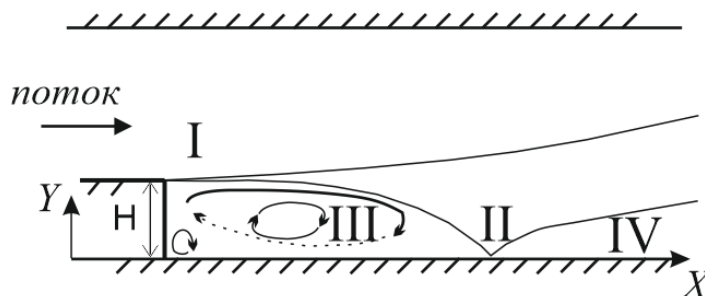


Рисунок 6 – Схема течения при отрыве за уступом I – сдвиговый слой; II – зона присоединения; III – зона рециркуляции; IV – зона релаксации.

В зоне I, где располагается внезапное расширение, при протекании потока жидкости, происходит отрыв пограничного слоя от кромки уступа. При отрыве пограничного слоя наблюдается образование свободного сдвигового слоя. Рост максимумов напряжений Рейнольдса и интенсивности турбулентности обнаружены в работе [19]. Это связано с увеличением размеров вихрей, которые вовлечены во взаимодействие со стенкой в зоне присоединения потоков. В зоне присоединения II течение ведет себя нестационарно. Это проявляется в непостоянстве длины области отрыва, которая постоянно пульсирует с некоторой амплитудой. В зоне рециркуляции III скорость течения жидкости намного меньше, чем скорость

основного течения. Это связано с наличием крупного вихря в этой зоне, что было подтверждено в работах [118, 119]. Структура течения в области вблизи стенки трубы определяется вихревым движением, а также демпфирующим влиянием стенки.

В зоне релаксации течения IV происходит образование нового пограничного слоя. Одновременно с уменьшением напряжений Рейнольдса внутри присоединившегося слоя смешения начинается образование нового пограничного слоя. Надслоем называется промежуточная область, которая находится между внешней границей динамического пограничного слоя и внешним турбулизированным потоком. Для надслоя характерно наличие поперечных вихрей различных масштабов, но размеры этих вихрей существенно меньше, чем в зоне присоединения потоков. Образование такой области влечет за собой анизотропию турбулентности, снижение турбулентной вязкости, а также уменьшение кинетической энергии пульсаций скорости, на внешней границе динамического пограничного слоя.

Профили скорости для однофазного потока были получены с помощью метода лазерной доплеровской анемометрии в [110]. Измерения скорости проводились сразу после уступа и на удалении до него. Было выяснено, что сразу после прохождения расширения поток делится на две условные зоны: зона на расстоянии до $9H$ и зона на расстоянии после $9H$. Зона на расстоянии до $9H$ характеризуется наличием возвратного течения, которое формируется у стенки прямо за уступом. Зона рециркуляция характеризуется областью с отрицательными значениями скорости, появление которых вызвано изменением направления потока обратно основному течению. Однако по мере удаления от расширения асимметрия профилей скорости исчезает, вплоть до выравнивания профилей скорости, что соответствует точке присоединения, располагающейся на расстоянии $9H$.

В литературе влияние внезапного расширения на поток рассмотрено подробнее, чем влияние сужения. Тем не менее, большинство результатов описаны для однофазного потока, а для двухфазных потоков ряд вопросов до сих пор остается открытым.

Исследования перепада давления в каналах с внезапным расширением для двухфазных потоков и создание математических моделей проводились в работах [120–122]. Было установлено, что при прохождении внезапного расширения наблюдается резкий перепад давления, который увеличивается вместе с увеличением расходов фаз. Однако по мере удаления от расширения, после прохождения максимума, разность давлений начинает уменьшаться [120, 122]. Учитывая сжимаемость двухфазной смеси, изменение средней плотности, вязкость жидкой фазы и поверхностное натяжение системы, Шмидт и Фридель в своей работе [115] создали модель для расчета перепада давления, которая описывает их экспериментальные данные.

Очевидно, что многообразие геометрических параметров и условий течения оказывают влияние на перепад давления. В работе [120], авторы сравнили полученные экспериментально

результаты по измерению перепада давления в плоском микроканале с внезапным расширением и изгибом 90° и пришли к выводу, что модель, предложенная в [115], не описывает их случай с высокой точностью, так как в данной модели не учитывается влияние изгиба.

1.3.6 Распределение скорости жидкости и локального газосодержания при внезапном расширении

В работе [123] рассматривались различные локальные параметры двухфазного потока, такие как газосодержание, распределение скорости несущей и дисперсной фаз, размер пузырей в плоском канале с осесимметричным расширением. Для определения скорости жидкости использовался метод термоанемометрии, а для определения распределения газосодержания использовался двойной оптический датчик. После прохождения расширения, скорость потока измерялась на различных расстояниях от уступа. На рисунке 7 представлены профили средней осевой скорости относительно безразмерного расстояния после внезапного расширения. Авторы отмечают, что профили скорости жидкости имеют похожую форму, как и для однофазного потока. То есть, профили скорости жидкости имеют форму ударного профиля на участке до расширения, но после прохождения уступа профили меняют свою форму и принимают ступенчатый вид на выходе из внезапного расширения. При удалении от уступа влияние возвратного течения уменьшается, вплоть до равномерного распределения скорости в потоке. Аналогичные результаты по получению профиля скорости жидкости в прямоугольном канале с внезапным расширением были получены автором диссертации в работах [124–127]. Флуктуации осевой скорости потока после уступа постепенно уменьшаются по мере удаления от расширения. Стоит отметить, что точка присоединения в пузырьковых потоках располагается ближе к уступу, что вызвано добавлением газовой фазы в поток. Газовые пузыри вносят интенсивное перемешивание, что связано с увеличением псевдотурбулентности.

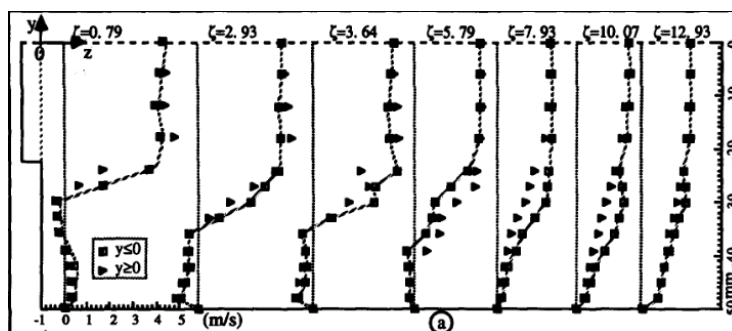


Рисунок 7 – Профили осевой скорости жидкости за внезапным расширением канала при $U_L=3,2$ м/с и газосодержании $\beta=26,7\%$ [128]

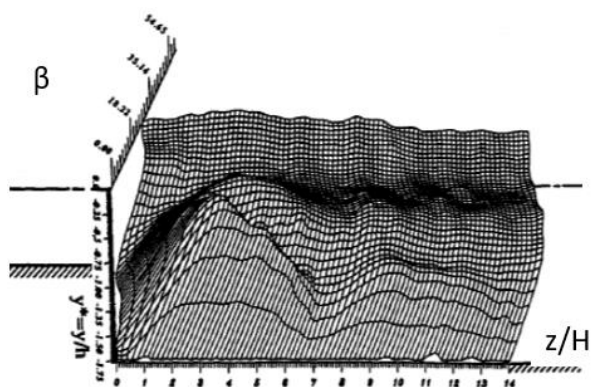


Рисунок 8 – Распределение газосодержания за внезапным расширением при $U_L=3,2$ м/с газосодержании $\beta=20,83\%$ [128]

Результаты определения локального газосодержания после внезапного расширения указывают на две области, в которых распределение газосодержания претерпевает различные изменения (см. рисунок 8).

Пузырьки, захваченные в области рециркуляции, продолжают вращаться по замкнутым траекториям. Вдоль этих линий потока скорость пузырька постепенно изменяется от отрицательного значения около стенки до максимального положительного значения в центре канала. В области рециркуляции наблюдается максимальное газосодержание, что соответствует центру большого вихря, где скорости пузырьков практически равны нулю. Такое увеличение вызвано постоянным присутствием пузырей в данной зоне канала. Но при удалении от расширения локальное газосодержание постепенно уменьшается. Выявлено, что существует отклонение от симметрии потока при малых количествах газа, но при увеличении газосодержания до 10% течение становится близким к симметричному.

Особое внимание в литературе уделяется визуализации течений с помощью различных оптических методик. К оптическим методам относятся теневая съемка [129], метод цифровой трассерной визуализации (PIV метод) [127], метод плоской лазерно-индуцированной флюоресценции (PLIF метод). В работе [128] пузырьковый поток при внезапном расширении визуализировался с помощью камеры Reflex (с частотой кадров от 30 до 1000 кадров/с). Данная визуализация помогла установить, что при более высоких расходах газа (примерное расходное содержание газа 27,7%) наблюдается квазисимметрия потока. Вихревые области практически устойчивы и имеют одинаковые размеры. В работе [130] с помощью визуализации высокоскоростной камерой было оценено распределение фаз после расширения. Было показано, что газосодержание резко увеличивается сразу после расширения, после чего происходит установление до постоянного значения в полностью развитой области потока. Распределение газа после расширения может происходить по-разному в зависимости от канала, его геометрии, площади и расположения уступа. Печеркин Н. и Чехович В. в своей работе исследовали

массообмен и напряжение трения на стенке в трубе с внезапным расширением электрохимическим методом и при помощи цифровой камеры также смогли получить данные по визуализации двухфазного газожидкостного течения [131].

Метод плоской лазерно-индуцированной флуоресценции (PLIF) использовался в работе [132]. Канал представлял собой трубу из прозрачного оргстекла, в поток вводились флуоресцентные частицы, изготовленные из полиметилметакрилата и родамина-В. Был определен профиль скорости жидкости, без учета характеристик газовых пузырей. Процедура распознавания пузырьков позволяет увеличить точность экспериментальных данных и детектирование пузырей на изображениях является очень сложной проблемой. На данный момент активно применяются обученные алгоритмы компьютерного зрения, которые позволяют идентифицировать контуры пузырей на изображениях, полученных теневой съемкой. Эти алгоритмы основаны на нахождении центраида пузыря, изменение градиента серого цвета. Также существует алгоритм, который позволяет определить вектор скорости пузырей и скорость каждого отдельно идентифицированного пузыря на теневом изображении, основываясь на смещении контуров [133].

1.3.7 Теплообмен отрывных течений

Экспериментальные и численные исследования теплообмена в однофазных течениях в каналах проводились в работах [131-133]. Показано, что сразу за преградой в канале наблюдается зона малоинтенсивного теплообмена. При удалении от преграды интенсивность теплообмена возрастает вплоть до достижения максимума, который соответствует точке присоединения, и после прохождения данного максимума наблюдается плавное снижение коэффициента теплоотдачи вплоть до ее стабилизации, что соответствует зоне релаксации течения, где происходит образование пограничного слоя. Было выяснено, что изменение угла наклона уступа (от 15° до 90°) не оказывает влияния на максимальную величину коэффициента теплоотдачи от течения в канале к его стенке [135]. В работах [127, 132] проводились численное и экспериментальное исследование теплообменных характеристик двухфазного пузырькового потока и однофазного потока в канале с внезапным расширением. Было выяснено, что теплообмен пузырькового потока со стенкой канала происходит по схожему механизму, как в однофазном потоке. Тем не менее, ввод пузырей в поток приводит к значительному увеличению коэффициента теплоотдачи по сравнению с однофазным потоком, и она усиливается с увеличением газосодержания. В канале с внезапным расширением наибольшая интенсификация теплообмена наблюдается в зоне релаксации. Влияние пузырьков на теплообмен в зоне рециркуляции является минимальным, поскольку в этой зоне теплообмен определяется наличием крупновихревых структур. Интенсификация теплопереноса в области релаксации потока связана

с его дополнительной турбулизацией пузырьками и с изменением профиля скорости течения жидкости, что приводит к увеличению градиента скорости в пристенной области.

Тем не менее, данных о влиянии формы преград на теплообмен в двухфазных пузырьковых потоках в прямоугольных каналах в литературе обнаружено не было. Целью настоящей работы является оптимизация методов управления процессами тепло- и массообмена в пузырьковых реакторах с помощью легко обслуживаемых интенсификаторов без механических элементов и внешнего подвода энергии.

2. Экспериментальные методики

2.1 Измерение истинного газосодержания в пузырьковой колонне

Истинное газосодержание - это отношение объема газа к общему объему газожидкостной смеси в пузырьковой колонне:

$$\varphi = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad (9)$$

Истинное газосодержание можно определить по высоте столба жидкости в колонне во время инъекции газа [137]. Другой способ - метод измерения статического давления, который использовался в работах [4, 138]. Общее содержание газа в пузырьковой колонне может быть определено по следующему уравнению:

$$\varphi = 1 - \Delta P / (\rho_L g \Delta H) \quad (10)$$

Где ΔP - разность давлений между двумя датчиками на расстоянии ΔH . Для измерения перепада давления в пузырьковой колонне используется датчик перепада давления Keller PD-23 с диапазоном от 0 до 200 мбар и точностью измерений $\pm 0,1\%$. Два датчика установлены на высоте 20 мм (P_1) и 550 мм (P_2) ($\Delta H=530$ мм) от дна колонны. Перепады давления регистрировались с частотой 50 Гц в течение 120 секунд с помощью интерфейса LABVIEW. Для проверки повторяемости измерения повторялись 3 раза для каждой точки.

2.2 Определение режима течения в пузырьковой колонне

Идентификация и характеристика режимов течения в пузырьковой колонне имеет решающее значение для проектирования и оптимизации производительности фотобиореакторов, особенно в части массопереноса. Визуальное наблюдение - один из самых простых методов определения переходных режимов, который основан на наблюдении за изменением формы и поведения пузырьков. Однако этот метод не очень точен. Существует несколько методик идентификации режимных переходов с помощью графических построений, которые значительно повышают точность идентификации. Иногда достаточно проследить эволюцию газосодержания в зависимости от приведенной скорости газа в пузырьковой колонне.

Когда изменение наклона кривой недостаточно очевидно, используется метод скоростей, который предполагает определение U_{swarm} , как функции приведенной скорости газа (U_G) [134-137]

$$U_{swarm} = \frac{U_G}{\varphi} \quad (11)$$

Другой метод - модель потока дрейфа, предложенный в работе [141]:

$$\langle j_{GL} \rangle = U_G(1 - \varphi) \quad (12)$$

2.3 Время перемешивания

Временем перемешивания называется время, необходимое до установления равновесной концентрации в объеме раствора. Существует несколько методов определения времени перемешивания в барботажной колонне. Например, визуализационные методы, такой как окрашивание раствора с использованием рН-чувствительного индикатора [142], которые не обладают высокой точностью, однако просты в использовании и наглядны. Также существуют относительные методы измерений, например, кондуктометрический метод [26, 143].

Кондуктометрический метод основан на добавлении раствора NaCl в реактор и отслеживании изменения электропроводности раствора до стабилизации. Этот метод более точен и воспроизводим, чем методы, основанные на визуализации. Фактически, визуализация в сочетании с анализом изображений может быть очень точной, но требует много времени по сравнению с другими доступными методами.

В данном исследовании использовался, как кондуктометрический метод, который позволял количественно оценить время перемешивания, так и метод изменения окраски с использованием рН-чувствительного индикатора для описания механизма перемешивания. Для кондуктометрического метода измерений через основание канала вводилось 10 мл раствора с концентрацией 40 г/л NaCl в качестве электролита. Для отслеживания изменения электропроводности раствора использовался кондуктометр марки Tacussel CD-810 (Франция), который регистрировал данные ($\pm 0,05$ См) с частотой 50 Гц. Калибровка кондуктометра происходила в растворах с различной концентрацией NaCl.

Время перемешивания фиксируется при достижении раствором постоянной электропроводности с допустимыми флуктуациями $\pm 10\%$ от его максимального значения.

Визуализация перемешивания обеспечивалась методом изменения цвета с помощью рН-чувствительного индикатора. Сначала вода в пузырьковой колонне смешивалась с 50 мл 1%-ного спиртового раствора фенолфталеина. Затем через боковую стенку у основания канала в колонну производилась инъекция 10 мл 1М раствора NaOH. Изменение цвета раствора на фиолетовый происходит при изменении рН раствора. Этот процесс записывается на камеру до тех пор, пока не установится однородный цвет. Таким образом, наблюдение за изменением цвета раствора при введении NaOH в пузырьковую колонну позволяет получить качественное представление о

механизме перемешивания внутри колонны, а также оценить влияние преград на изменение структуры потока.

2.4 Метод измерения объемного коэффициента массообмена (метод абсорбции-десорбции кислорода)

Массоперенос газ-жидкость обычно описывается объемным коэффициентом массоотдачи газ-жидкость (k_{La}). Этот интегральный параметр может быть получен методом абсорбции-десорбции кислорода [144] либо методом ступенчатого динамического давления [145, 146].

В данном исследовании объемный коэффициент массопереноса газ-жидкость (k_{La}) измеряется методом абсорбции-десорбции кислорода. Этот метод заключается в изучении вытеснения растворенного кислорода в реакторе на этапе десорбции с помощью инертного газа (N_2), а также растворением кислорода из воздуха на этапе абсорбции. Концентрация растворенного O_2 измеряется каждую секунду во время циклов абсорбции-десорбции.

Чтобы определить k_{La} по изменению концентрации O_2 во время циклов абсорбции-десорбции, существуют некоторые предположения для обеих фаз, учитывающие гидродинамику и перемешивание в системе. Считается, что среда в реакторе является идеально перемешанной [144], а состав газовой фазы предполагается однородным, так как кислород имеет низкую растворимость в водных растворах и размер пузыря не изменяется по высоте колонны ввиду изменения гидростатического давления. Время отклика датчика концентрации растворенного кислорода (5-10 с) считается незначительным по сравнению с динамикой массопереноса газ-жидкость. Кроме того, в нашем случае переключение между барботированием азота и воздуха происходит очень быстро, поэтому восстановление гидродинамики считается почти мгновенным.

Концентрация растворенного кислорода в зависимости от времени измерялась с помощью оптического кислородного датчика OXROB10 Pyroscience с чувствительностью $\pm 1,5\%$, который фиксирует затухания излучаемого ИК-сигнала при его столкновении с молекулами кислорода. Таким образом, фаза десорбции кислорода (барботирование азотом) продолжается до тех пор, пока его концентрация не опустится ниже 1% от концентрации насыщения воздуха (около 0,1 мг/л). После этого наступает фаза абсорбции кислорода, когда в реактор начинает подаваться воздух через капилляры. Увеличение концентрации растворенного кислорода отслеживается с течением времени до тех пор, пока жидкость не насытится концентрацией кислорода, превышающей 90% концентрации насыщения воздуха (т.е. 8,7 мг/л).

Калибровка датчика растворенного кислорода проводится путем измерения двух контрольных точек: первая из которых имеет нулевое значение в воде, ненасыщенной кислородом (O_2), путем впрыскивания азота (N_2), а вторая - в насыщенной воде путем введения воздуха. Типичный цикл адсорбции и десорбции показан на рисунке 9.

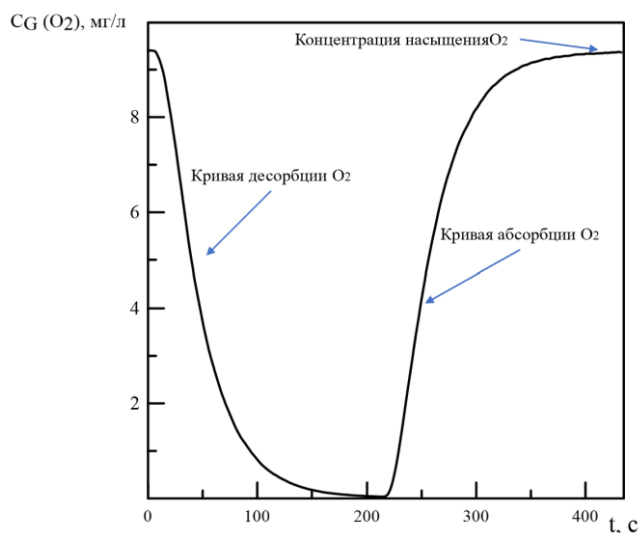


Рисунок 9 – Типичная кривая десорбции и абсорбции растворенного кислорода

В случае газожидкостных реакторов, в которых сопротивление массообмену газ-жидкость расположено на стороне жидкости и где передача осуществляется через единицу площади, массовый поток может быть выражен как:

$$N = k_L a \cdot V_L \cdot \Delta C_L \quad (13)$$

где, a — межфазная площадь ($a=S/V_L$, $1/m$); $k_L a$ — объемный коэффициент массопереноса; ΔC_L ($кмоль/м^3$) — градиент концентрации или обменного потенциала.

Записав массовый баланс на газожидкостном реакторе и предположив однородный состав газа и жидкости не реагирующих между собой для реактора периодического действия, получим:

$$N = V_L dC_L dt \quad (14)$$

Объединив эти уравнения, можно вывести следующее уравнение:

$$dC_L dt = k_L a (C_L^* - C_L) \quad (15)$$

где C_L^* — содержание насыщенного кислорода в жидкости ($кмоль/м^3$), C_L — содержание кислорода в жидкости ($кмоль/м^3$).

Интегрирование дифференциального уравнения и приведение его к линейной форме позволяет получить $k_L a$, как функции от времени:

$$C_L = C_L^* (1 - e^{-(k_L a)t}) \quad (16)$$

$$\ln \left(\frac{C_L^* - C_L}{C_L^*} \right) = -k_L a \cdot t \quad (17)$$

2.5 Метод цифровой трассерной визуализации

Метод цифровой трассерной визуализации (PIV) является широко используемым современным методом для определения мгновенных полей скорости потока для широкого спектра применений. Принцип метода PIV основан на визуализации частиц-трассеров, добавляемых в поток, которые освещаются при помощи импульсного лазерного излучения. Съемка цифровой камерой позволяет уловить рассеянный частицами свет. Лазерная система испускает луч с заданным интервалом времени, цифровая камера снимает два последовательных кадра в моменты времени t и t' . На основании двух последовательных кадров формируется информация о мгновенной скорости частиц с учетом их смещения на изображениях, временной задержки между двумя лазерными импульсами и увеличения системы формирования изображения. Оценка пары изображений PIV в моменты времени t и t' основана на алгоритме взаимной корреляции [147, 148].

При обработке последовательных изображений специальным программным инструментом осуществляется корреляция данных, из которой видно, что некоторое количество частиц в заданном элементарном объеме, через определенный промежуток времени изменило свое положение на втором кадре, относительно первого. На основе этой информации строится векторное поле после обработки всех областей в кадре. Для увеличения точности допускают несколько итераций [149]. Полученный кадр делится на некоторое количество равных между собой измерительных областей таким образом, чтобы в каждую область попало некоторое количество трассеров. При осуществлении операции вычисления мгновенных скоростей расчеты происходят в каждой измерительной области, т.е. в каждой ячейке сетки.

Мгновенное поле скорости означает поле скорости, осредненное за промежуток времени Δt , которое, как правило, на два или три порядка ниже минимальных характерных времен потока. При расчете поля скорости используются итерационные алгоритмы, методы коррекции ошибочных векторов, методы отсева ошибочных векторов, что способствует повышению точности расчета и увеличению. Необходимые компоненты системы PIV приведены ниже:

- частицы;
- освещение;
- система регистрации данных;
- ПО для оценивания и анализа полученных данных;

Частицы для измерения PIV должны быть достаточно малы для того, чтобы следовать потоку, не меняя его структуры, но в то же время частицы должны быть достаточно велики для того, чтобы рассеивать для его регистрации цифровой камерой. Размеры используемых в PIV эксперименте частиц могут составлять от 0,1 до 50 мкм. Длина волны лазерного излучения (532 нм).

Выбор частиц для засева потока зависит от нескольких параметров. В первую очередь необходимо учитывать характеристики исследуемого потока и используемого лазера. Следует выбирать трассеры максимально большого размера, так как количество рассеянного ими света увеличивается с размером трассеров. Верхний предел размера частиц определяется их способностью следовать за движением потока. С увеличением скорости потока максимально допустимый диаметр частиц должен уменьшаться. При этом для достижения высокой точности измерений поля скорости, размер изображения частиц должен составлять 1,5–2,5 пикселя., что влияет на выбор размера трассеров и оптической схемы измерений. Для измерения профиля скорости жидкости чаще всего используют полиамидные частицы, ввиду высокой отражательной способности и нейтральной плавучести в воде. Также применяют стеклянные сферы, алюминиевый порошок и флуоресцентные трассеры. Освещение для лазерной системы подбирается индивидуально в зависимости от условия экспериментов. Эксперименты с помощью PIV проводятся при дневном свете или при определенном затемнении. Цифровые камеры используются для регистрации изображений исследуемого потока. Цифровые камеры имеют монохромные матрицы и позволяют регистрировать пару изображений с малой временной задержкой (до 100 нс) между кадрами. Программное обеспечение предназначено для управления измерительным комплексом и совмещает в себе функции автоматизации процесса проведения эксперимента, обработки и визуализации данных, организации управления и хранения полученных данных на физическом носителе.

Схема проведения PIV/ PLIF измерений, использованная в данной работе, показана на рисунке 10. Зеленый лазер постоянного свечения (длина волны 532 нм), с полной мощностью 1 Вт установлен на координатно-перемещающее устройство и располагается параллельно каналу. Лазерный нож перенаправляется в канал с помощью оптического зеркала, наклон которого составляет 45 градусов. Такое расположение лазерного ножа позволяет проводить измерения по ширине канала в плоскости сечения лазерного ножа. Для проведения измерений по всей глубине канала, лазер перемещался с помощью координатно-позиционирующего устройства с шагом 1 мм.

Съемка производится с помощью высокоскоростной камеры JET 19 (Kaia Instruments, Haifa, Israel), которая располагается перпендикулярно передней стенке канала. Для сохранения одинакового расстояния между камерой и лазерным ножом, камера также устанавливается на координатно-перемещающее устройство. Для каждого режима течения было получено 4000 изображений со скоростью съемки 1000 кадров/с. На камеру монтировался пороговый фильтр. Использование фильтра приводит к уменьшению оптических бликов, которые возникают при преломлении лазерного ножа на межфазных границах. Расходное газосодержание в эксперименте варьировалось от 0 до 1%, число Рейнольдса по жидкой фазе от 5000 до 15000.

Измерительный участок представляет собой прямоугольную область с размерами 100x50 мм, которая позволяет провести исследования структуры потока от одной из стенок до оси канала. Передвижение преграды с помощью магнитов позволяет осуществлять измерения в зоне перед преградой или в зоне после преграды, сохраняя при этом позиционирование лазерного ножа и камеры. Преимуществом данной схемы измерений является возможность получения данных о течения не только по всей глубине канала, но также по всей его ширине, в том числе на различном расстоянии от боковой стенки канала.

Для проведения измерений в рабочую жидкость (дистиллированную воду) были добавлены полиамидные частицы с диаметром 1-20 микрометров производства Dantec Dynamics (Дания). Для обработки полученных данных использовалось программное обеспечение «ActualFlow» разработанное в ИТ СО РАН. Для проведения теневой съемки использовалась LED лампа белого цвета. Для каждого режима были получено по 6000 изображений со скоростью съемки 1000 кадров/с.

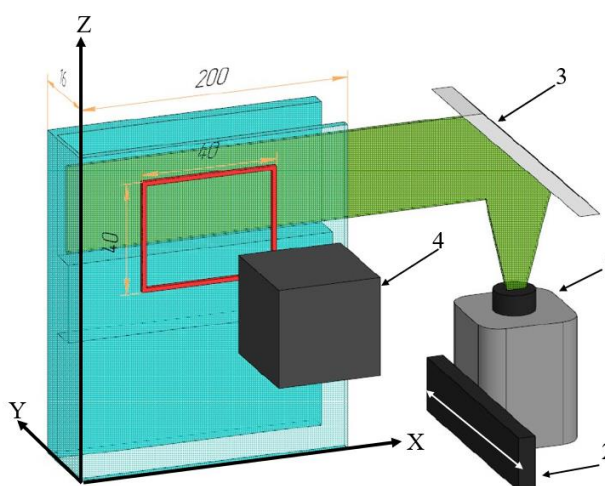


Рисунок 10 – Схема измерений PIV/PLIF: 1 – лазер; 2 – координатно-перемещающее устройство; 3 – оптическое зеркало; 4 – цифровая камера

На рисунке 11 представлена зависимость z-компоненты скорости потока жидкости от количества обрабатываемых кадров. Для определения необходимого количества кадров для получения достоверной информации о скорости жидкости была проведена PIV съемка 6000 изображений одно- и двухфазного потока и выбрана одна случайная точка для измерения скорости. Шаг обработки составлял 500 изображений. Полученные значения скорости сравнивались со значением полученным после обработки 6000 кадров. Таким образом было определено, что значение скорости, полученное для 4000 кадров и выше имеет близкую величину скорости потока.

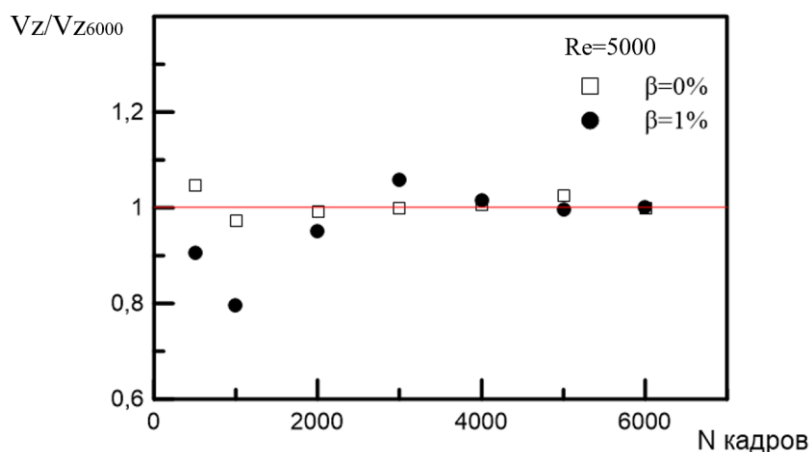


Рисунок 11 – Зависимость z-компоненты скорости потока жидкости от количества обрабатываемых кадров

2.6 Метод теневой съемки

Определение размера и скорости пузырьков проводилось методом теневой съемки. Цифровая камера высокого разрешения Hisense Zyla (2560 x 2160 пикселей) располагалась перед колонной пузырьков. Область обзора представляет собой прямоугольник размером 110 x 100 мм, от боковой стенки до центра канала. Камера была установлена вертикально вдоль канала с помощью штатива. Камера позволяла получать информацию о размере и скорости подъема пузырьков при различных положениях преград. Запись велась с частотой 15 Гц в режиме «двойной кадр». Источником света служил оптический кабель, соединенный с зеленым Nd:Yag лазером, который преобразовывал лазерный луч в белый свет. Источник света располагался за каналом для обеспечения равномерного освещения зоны измерения. Для обработки теневых изображений пузырьков использовались два различных алгоритма. Для анализа изображений теневой графики используется программное обеспечение DANTEC DYNAMICS©. Функция «ShadowProcessing» используется для измерения диаметра и скорости пузырьков. Этот алгоритм изменяет уровни серого, чтобы выделить границы пузырей на изображении. Затем программным образом выделяется пузырь, определяется его вертикальная и горизонтальная оси и вычисляется площадь. Чтобы оценить диаметр пузыря, вычисляется объем эквивалентного пузыря, предполагая, что он имеет осесимметричную структуру вдоль длинной оси. Данный метод измерения диаметра был апробирован в канале квадратного сечения в работе [150].

Для определения скорости пузырька используется режим «двойного кадра», при котором два изображения захватываются в быстрой последовательности. Скорость затем оценивается путем соотнесения смещения пузырька с временным интервалом между кадрами. Однако высокая плотность пузырьков и, как следствие, большее количество наложений приводит к затруднению идентификации пузырьков. Поэтому для обработки данных с большим количеством пузырьков

был использован второй алгоритм, основанный на корреляционном анализе изображений, подробно описанный в работе [151]. В данном случае этот метод применим для изображений, полученных при частоте съемки 15 Гц в режиме «одиноким кадра». Идентификация корреляционного пика для определения скорости подъема пузырька основана не на анализе двух последовательных кадров, а на суммировании корреляционных функций десяти последовательных кадров. Данный алгоритм был разработан в рамках настоящего диссертационного исследования. Его ключевой принцип действия, обеспечивающий техническую новизну, охраняется патентом № 2848923 (Приложение А) [152].

Такое суммирование позволяет выявить корректный корреляционный пик за счет его выделения на фоне шумов при суммировании. Этот подход применим только для устойчивых потоков, в предположении, что все пузырьки поднимаются с одинаковой скоростью в любой точке канала.

2.7 Измерение теплообмена на стенке

Для исследования теплообмена в прямооточном канале использовался участок, схема которого показана на рисунке 12. Участок представлял собой пластиковый диск с диаметром 165 мм, расположенный на высоте 730 мм от основания канала. В пластиковый диск заподлицо вмонтирована нержавеющая фольга с размерами 70x145 мм с толщиной 0.2 мм, к которой были припаяны латунные тоководы. Для проведения экспериментов использовался прямой метод нагрева путем прохождения через пластину постоянного тока от источника тока Gwinstek psu 7 6-200 с напряжением до 6 В и силой тока до 200 А. Во избежание деформации фольги во время течения потока, положение фольги фиксировалось при помощи пластиковой решетки особой конструкции.

В качестве измеряемого объекта использовалась температура внешней стенки фольги. Тепловизионные измерения проводились с помощью инфракрасного тепловизора высокого разрешения (320x240) Fluke Ti32 с чувствительностью 0,05 °С и скоростного тепловизора марки FLIR x6550sc (640x512) с точностью $\pm 1\%$ от показаний, которые располагались перпендикулярно каналу. Для проведения тепловизионных измерений внешняя поверхность фольги была покрашена в матово-черный цвет. При обработке данных использовался коэффициент излучения стенки 0,95. Эксперименты проводились при постоянной температуре окружающей среды 25°С. Контроль температуры внешней стенки фольги также осуществлялся при помощи термопары К-типа.

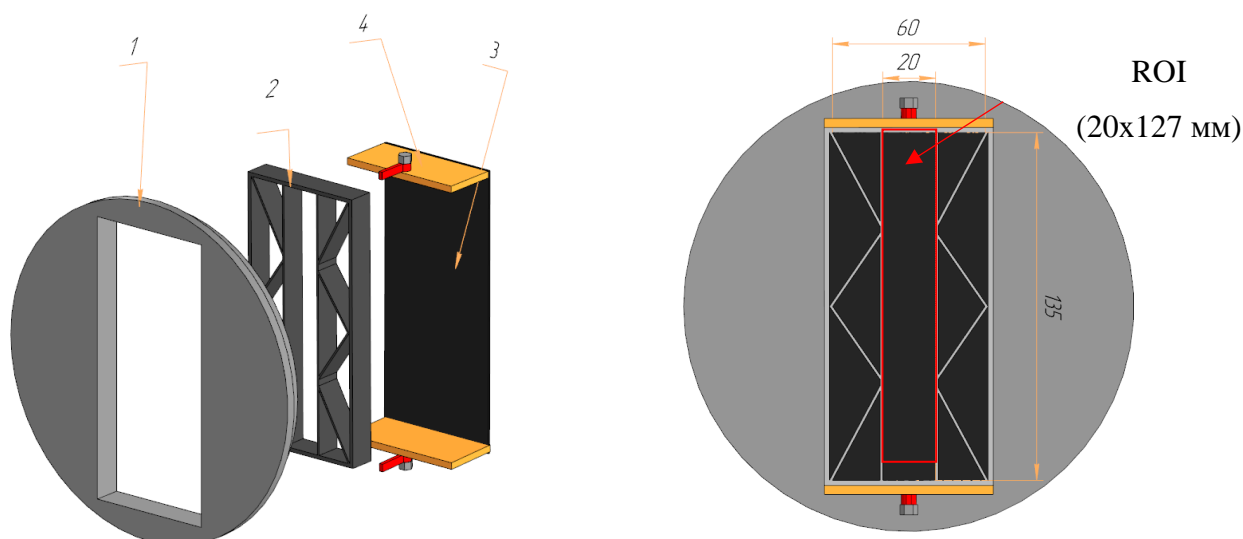


Рисунок 12– Схема измерительного участка;

1 – установочный диск; 2- фиксирующая сетка; 3- нержавеющая пластина; 4- медные тоководы.

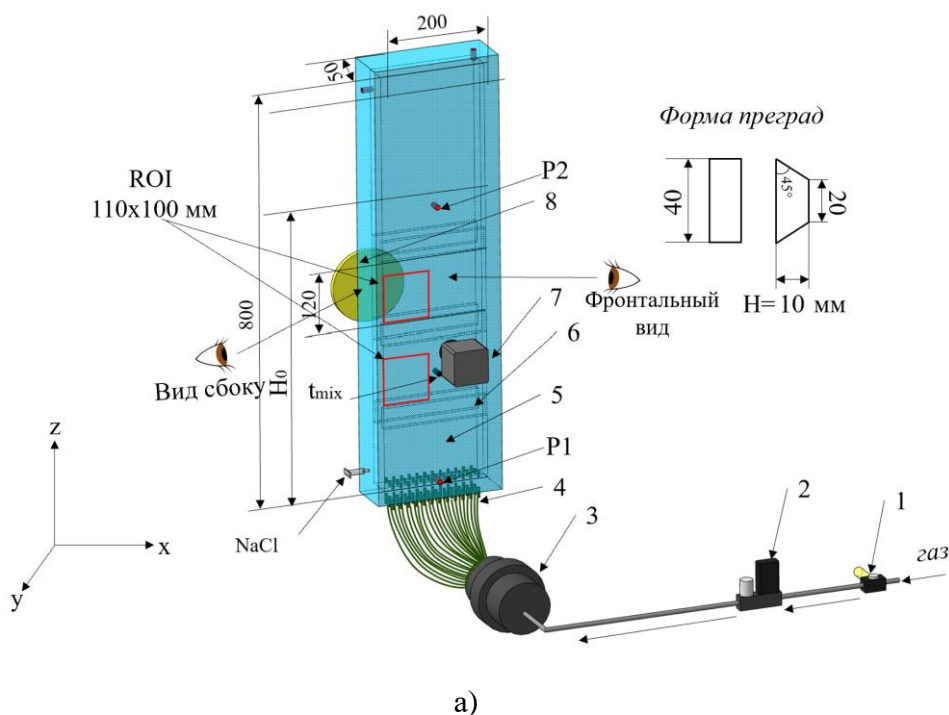
Измеряемый участок (ROI) имел размеры 20x127 мм. Во время экспериментов ток поддерживался постоянным, тем самым выполняя граничное условие постоянного теплового потока на стенке ($q_w = 9,14 \text{ кВт/м}^2 = \text{const}$). Коэффициент теплоотдачи h был посчитан на основе разницы между температурой стенки и температурой жидкости $h = q_w / (T_w - T_L)$, где $(T_w - T_L)$ – разность температур внешней стенки нержавеющей фольги, и натекающего потока жидкости). Тепловой поток q_w оценивался по закону Джоуля-Ленца $q_w = I^2 R_{\text{пл}} / S_{\text{пл}}$, где R омическое сопротивление пластины из нержавеющей стали, $S_{\text{пл}}$ – площадь пластины, I – пропускаемый через рабочий участок ток. Число Нуссельта определялось как $Nu = h \cdot H / \lambda_L$, где λ_L – теплопроводность воды. Данная методика применялась в работах [135, 153]

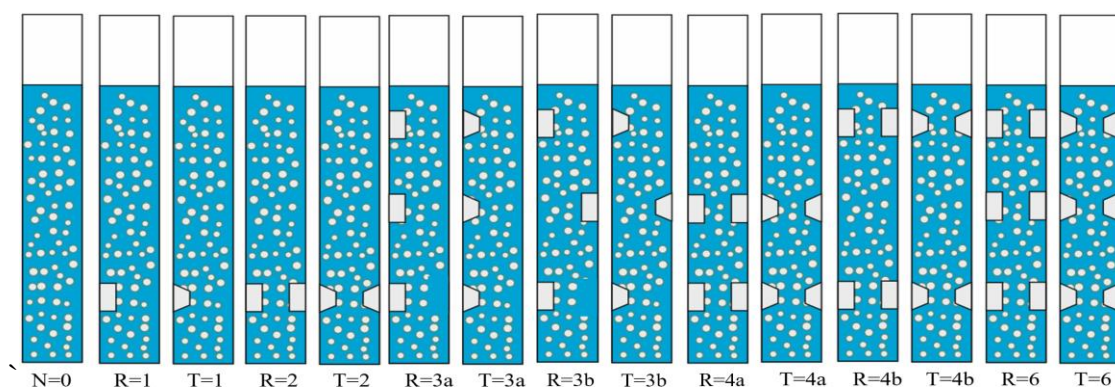
Температура воды контролировалась при помощи терморегулятора ОВЕН и поддерживалась постоянной при 25°C. Для каждого режима было получено 20 термограмм. Данные с полученных термограмм обрабатывались при помощи фирменного ПО Fluke и ПО Altair.

3. Гидродинамика и массообмен пузырьковой колонны

3.1. Экспериментальная установка

Экспериментальная установка представляет собой барботажную пузырьковую колонну. Схема показана на рисунке 13а. Сухой сжатый воздух проходит через детандер 1, снижая давление до 2 бар, что соответствует входному давлению массового расходомера марки BROOKS (при максимальной скорости потока 60 нл/мин). Газ направляется в газовый смеситель под давлением 3, где равномерно распределяется по 36 капиллярам 4 с внутренним диаметром 0,508 мм и вводится в прямоугольную пузырьковую колонну 5 размером 800x200x50 мм. Пузырьковая колонна заполнена жидкостью (водопроводной водой) до уровня $H_0=550$ мм. В колонне установлены преграды-интенсификаторы прямоугольной («R») и трапецевидной («Т») формы 6. Размеры преграды составляют 40x10 мм, с углом 45° для трапецевидной преграды. Исследовано 15 различных положений преград в пузырьковой колонне, которые показаны на рисунке 13б. Введение преграды в канал внезапно или плавно изменяет локально поперечное сечение и создает зону сужения. Таким образом коэффициент сужения при непарном расположении преград $CR = \frac{H_c - H}{H_c} = 0,8$, (R, T=1;3), и для парного расположения преград $CR = \frac{H_c - 2H}{H_c} = 0,6$ (R, T=2;4;6). Для получения теневых изображений пузырьков на разных высотах канала используется камера высокого разрешения (2560 x 2160 пикселей) Hisense Zyla 7 и источник света 8.





б)

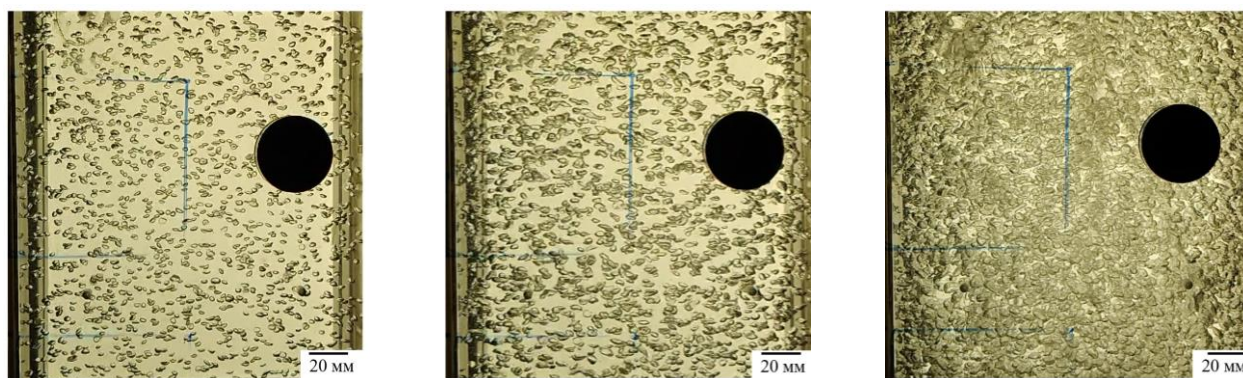
Рисунок 13 – Общий вид экспериментальной установки: а) пузырьковая колонна с перегородками: 1 - детандер; 2-расходомер; 3- газовый смеситель; 4- газовые инжекторы; 5-пузырьковая колонна; 6-перегородка-интенсификатор; 7-камера; 8- источник света; б) Расположение преград в колонне

3.2 Истинное газосодержание

3.2.1 Истинное газосодержание в классической колонне

В классической пузырьковой колонне без преград в данном исследовании наблюдается 2 основных режима течения (монодисперсный и переходный) в диапазоне U_G до 0,08 м/с.

Монодисперсный режим течения соответствует наличию отдельных пузырьков одинакового размера, которые не взаимодействуют друг с другом. В переходном режиме течения наблюдается высокая плотность и малая коалесценция пузырьков, что приводит к появлению пузырьков разного размера. Теневые фотографии монодисперсного и переходного режимов течения для пузырьковой колонны без преград представлены на рисунке 14 .



а) монодисперсный режим

$U_G = 0,004$ м/с

б) монодисперсный режим

$U_G = 0,034$ м/с

в) переходный режим

$U_G = 0,06$ м/с

Рисунок 14 – Визуализация режимов течения в классической пузырьковой колонне (фронтальный вид)

Визуальное наблюдение показывает, что в режиме монодисперсного потока пузырьки равномерно занимают все поперечное сечение канала и не взаимодействуют друг с другом во время всплытия (см. рисунок 14а). Однако пузырьки у стенок движутся несколько медленнее, чем в центре. Это объясняется силой, действующей на пузырек со стороны стенки.

Размер пузырьков и их количество увеличиваются с ростом U_G (см. рисунок 14б). Первая заметная коалесценция пузырьков наблюдается при $U_G = 0,045$ м/с. С ростом скорости газа увеличивается количество коалесцирующих пузырьков, когда несколько пузырьков объединяются в более крупный пузырек, что приводит к увеличению их скорости всплытия. При скорости $U_G=0,06$ м/с пузырьки имеют самые разнообразные формы и размеры (см. рисунок 14в). Движение пузырьков в колонне становится крайне неупорядоченным. Из-за большого количества инжекторов колонна плотно заполнена пузырьками, которые взаимодействуют друг с другом, не обязательно коалесцируя из-за своего малого размера.

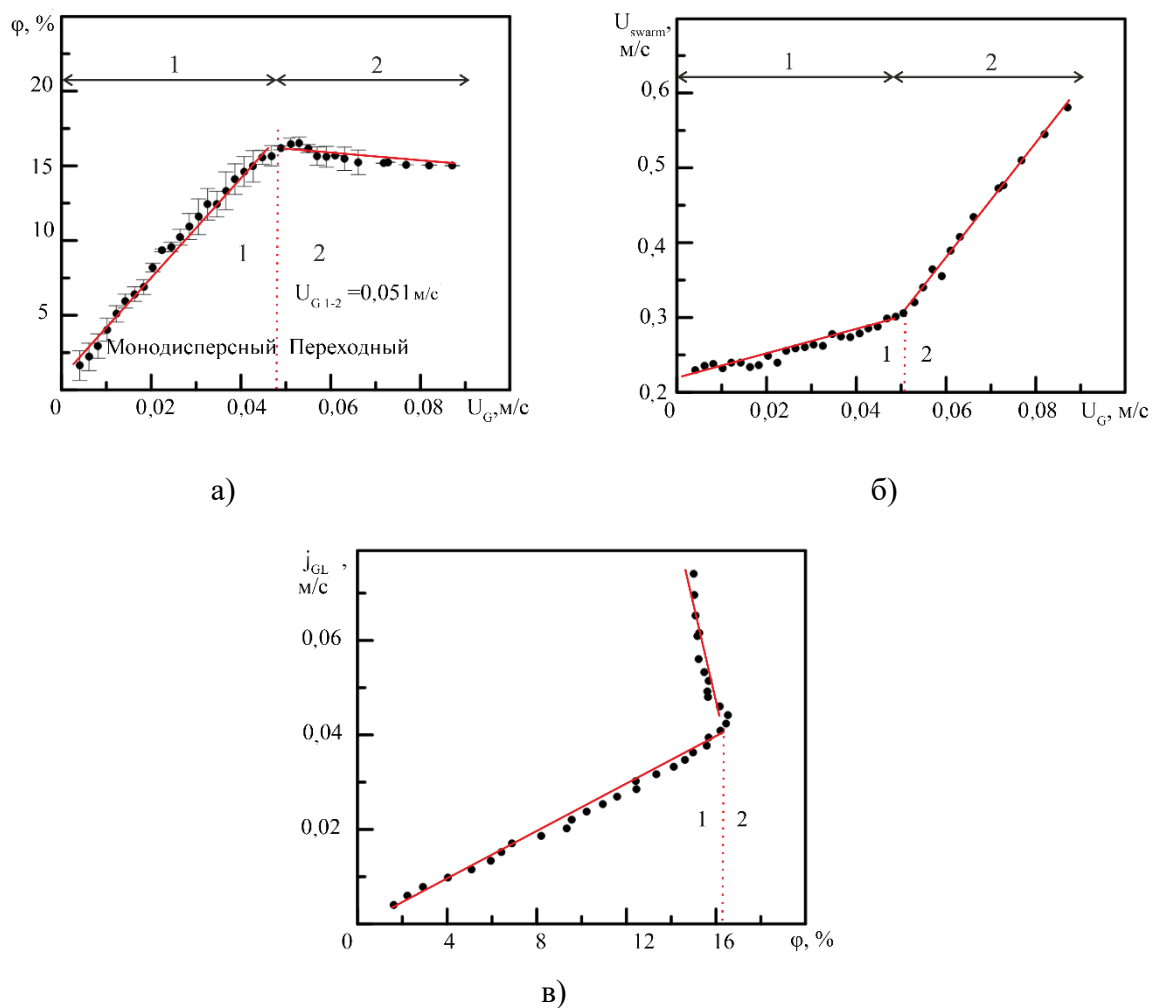


Рисунок 15 – Определение режимов течения в классической пузырьковой колонне

а) $\varphi(U_G)$; б) $U_{swarm}(U_G)$; в) Метода потока дрейфа

Как показано на рисунке 15а, газосодержание увеличивается с ростом U_G . При скорости 0,051 м/с газосодержание достигает максимального значения, после чего несколько снижается. Этот изгиб кривой, согласно литературным данным, соответствует инъекции маленьких пузырьков [154]. В этом случае происходит образование большого количества пузырьков, которые не коалесцируют между собой. Но при скоростях газа выше 0,051 м/с происходит их коалесценция. Это и является причиной уменьшения газосодержания при высоких приведенных скоростях газа.

Эволюция U_{swarm} в зависимости от U_G представлена на рисунке 15б. В режиме монодисперсного потока наблюдается плавное и медленное увеличение U_{swarm} . Изменение угла наклона также свидетельствует о смене режима. При скорости $U_G = 0,053$ м/с угол наклона изменяется, но U_{swarm} продолжает расти. Такое увеличение U_{swarm} соответствует переходному режиму течения.

Результаты, полученные методом дрейфового течения, показаны на рисунке 15в. Для этого метода изменение наклона кривой соответствует скорости 0,048 м/с, что несколько отличается от двух предыдущих методов.

Для всех трех методов характерно только одно изменение угла наклона кривой. Эти результаты не позволяют выделить наличие полидисперсного режима течения. Тем не менее, в данном случае имеет место длительный переходный режим, который описывается постоянными значениями газосодержания, несмотря на увеличение приведенной скорости газа.

Способ введения пузырьков газа влияет на форму кривой $\varphi(U_G)$ и режимный переход в пузырьковой колонне. Так, в работах, где метод введения пузырьков ближе к «тонкому» методу, наблюдается перегиб для перфорированной пластины [155] и капиллярной инъекции [156]. Тем не менее, в их результатах полидисперсный режим устанавливается сразу после переходного процесса. В данном исследовании этот эффект не наблюдается. Это объясняется использованием капилляров с малым диаметром (0,508 мм), равномерно распределенных по сечению канала, что не способствует коалесценции и, следовательно, возникновению полидисперсного режима.

3.2.2 Влияние ввода газа на истинное газосодержание

Исследование влияния количества инжекторов на газосодержание в классической пузырьковой колонне проводилось между 36, 18 и 12 капиллярами. Теневые изображения пузырьков для трех типов инъекции и средние размеры пузырьков приведены на рисунке 16. Показано, что уменьшение числа капилляров приводит к увеличению диаметра пузырьков d_b в колонне и уменьшению их количества (n).

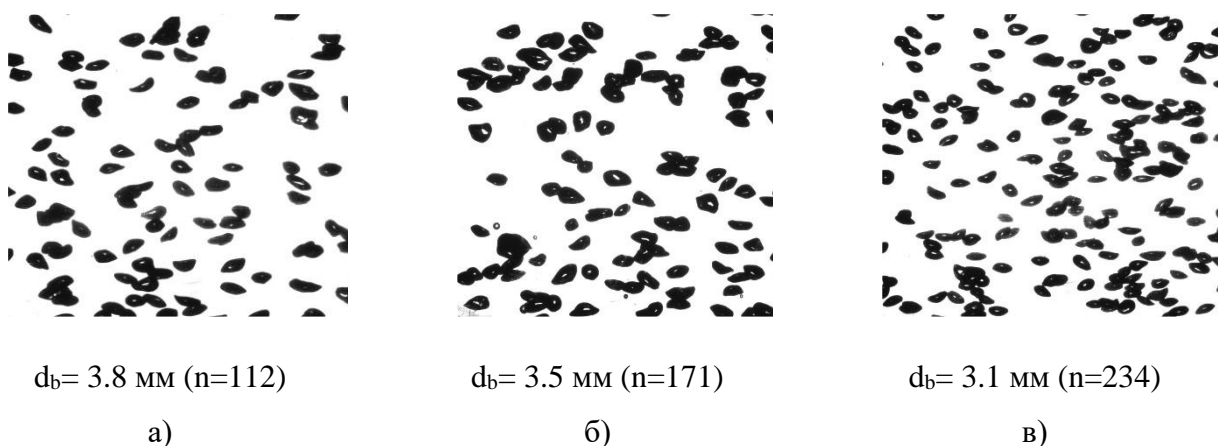


Рисунок 16 – Теневые фотографии пузырей при $U_G = 0.004$ м/с для различного количества инжекторов: а) 12 капилляров.; б) 18 капилляров; в) 36 капилляров.

На рисунке 17 показано влияние количества капилляров на рост газосодержания в классической колонне. Известно, что при «грубом» способе ввода газа наблюдается линейный рост газосодержания [154], что обусловлено частой коалесценцией пузырьков, которая приводит к увеличению скорости всплывания.

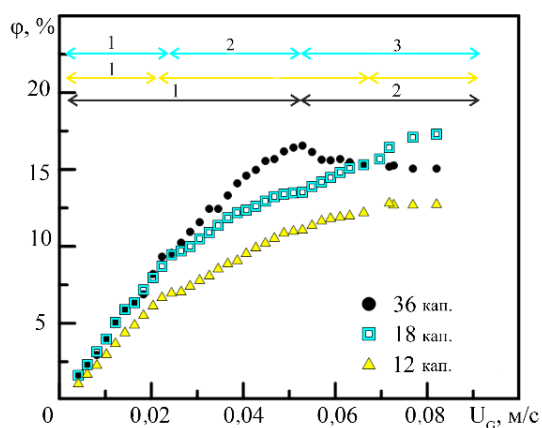


Рисунок 17 – Влияние количества инжекторов на истинное газосодержание

Уменьшение количества капилляров приводит к переходу от «тонкой» к «грубой» инъекции, что подтверждается отсутствием перегиба на кривой газосодержания по сравнению с инъекцией через 36 капилляров. В случае инъекции через 18 и 12 капилляров газосодержание непрерывно растет, но из-за меньшего количества пузырьков и их большего диаметра газосодержание в этих случаях ниже, чем при инъекции через 36 капилляров. Три основных режима наблюдаются для 12 капилляров, где $U_{G\ 1-2} = 0,022$ м/с и $U_{G\ 2-3} = 0,065$ м/с. И $U_{G\ 1-2} = 0,024$ м/с и $U_{G\ 2-3} = 0,051$ м/с при вводе газа через 18 капилляров.

Также на рисунке 18 приведены результаты сравнения данной работы для различного количества капилляров и результаты других авторов для прямоугольных [157] и круглых пузырьковых колонн [11, 155, 158]

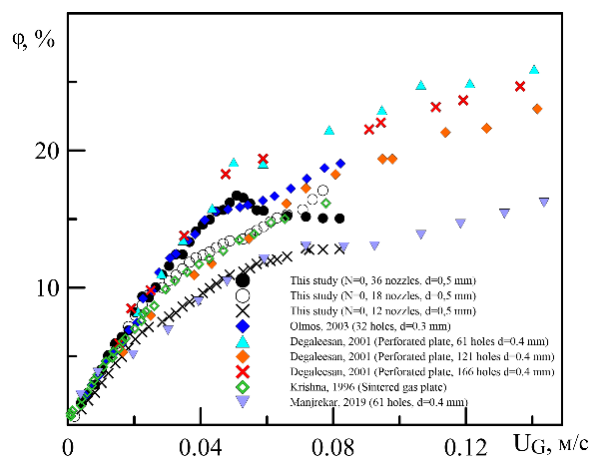


Рисунок 18 – Истинное газосодержание в пузырьковых колоннах

3.2.3 Влияние одиночной преграды

Визуальное наблюдение позволяет определить, что размещение преград в канале приводит к изменению гидродинамической структуры потока. В режиме монодисперсного течения в случае прямоугольной преграды ($R=1$, $CR=0,8$) поток до расширения движется, занимая все сечение канала, часть пузырьков у стенки канала попадает под преграду и «застревает», как показано на рисунке 19а. Застрявшие пузырьки собираются в более крупный пузырек, пока он не отрывается и не всплывает.

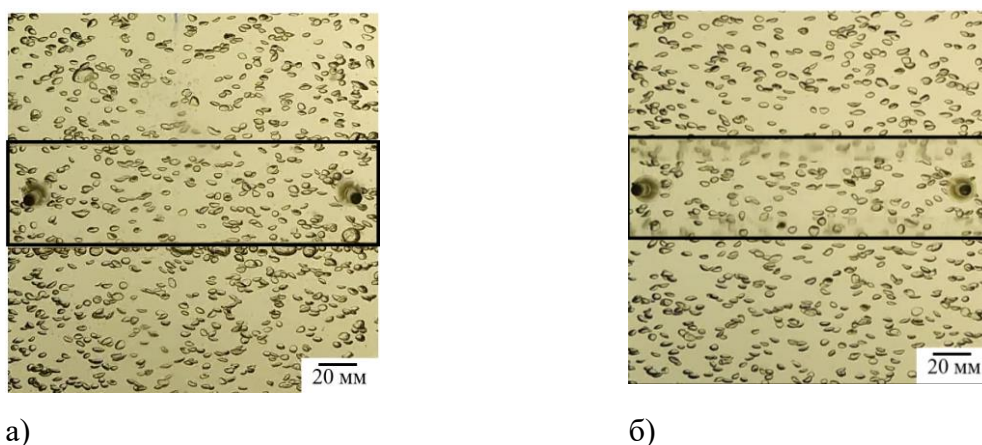


Рисунок 19 – Визуализация течения для одиночной преграды: а) прямоугольной формы; б) трапециевидной формы (фронтальный вид)

Визуализация с боковой стороны позволила установить, что сразу за преградой наблюдается зона свободной от пузырьков жидкости. Эта зона называется зоной рециркуляции и часто встречается в пузырьковых потоках, где происходит изменение сечения канала [159]. Длина этой зоны уменьшается с увеличением U_G и составляет от $2H$ до $4H$. Предполагается, что пузырьки не могут проникнуть в эту зону, так как скорость их подъема значительно больше скорости рециркуляции жидкости за преградой [123]. После прохождения зоны рециркуляции пузырьки занимают все поперечное сечение канала. Увеличение количества пузырьков и их размера затрудняет прохождение зоны сужения канала, и пузырьки зависают у стенок (см. рисунок 20). Тем не менее область жидкости за преградой (красная зона) существует всегда, хотя ее длина уменьшается.

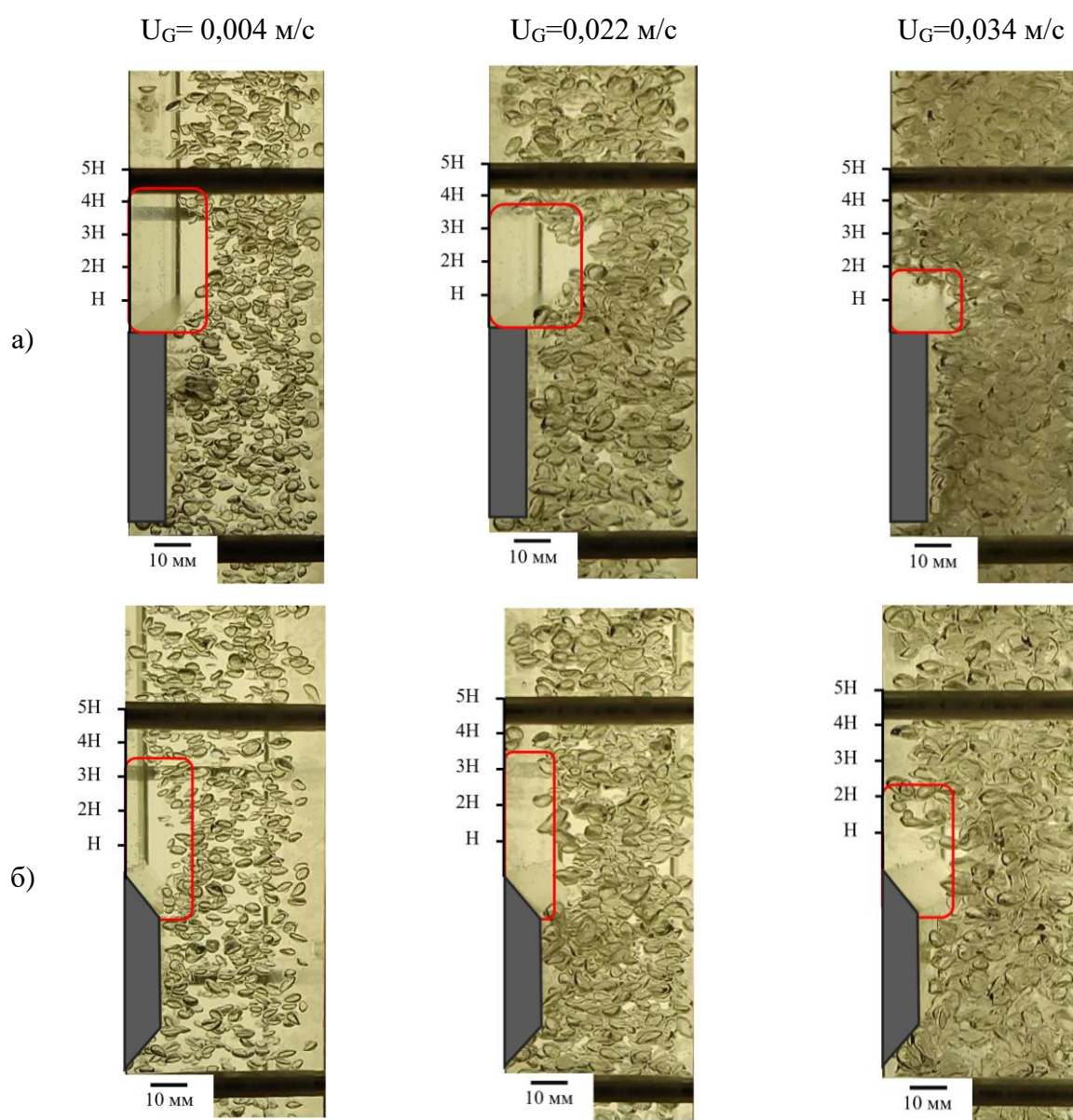


Рисунок 20 – Визуализация течения для одиночной преграды: а) прямоугольной формы; б) трапециевидной формы (вид сбоку)

В случае трапециевидной преграды ($T=1$, $CR=0,8$) пузырьки, приближающиеся к преграде, не застревают перед ступенькой благодаря её обтекаемой форме. Пузырьки проходят вдоль наклона трапеции и, достигнув края ступеньки, отрываются от нее и продолжают свое движение. В зоне сужения канала движение пузырьков протекает аналогично прямоугольной преграде, но при этом большее количество пузырьков находится у поверхности преграды, а не у дальней стенки. По мере постепенного расширения канала пузырьки также не проникают в область за трапецией, как и в случае с прямоугольной преградой. На некотором расстоянии после трапециевидной преграды пузырьки снова занимают все поперечное сечение канала.

На рисунке 21а показана эволюция газосодержания в зависимости от U_G для трех конфигураций $N=0$, $T=1$ и $R=1$. Следует отметить, что введение одной преграды не оказывает существенного влияния на режимный переход. Тем не менее, в переходной области (после $0,051$ м/с) наблюдается небольшое увеличение газосодержания по сравнению с классической колонной. Предполагается, что эффект от введения одной преграды слишком мал по сравнению с высотой колонны.

3.2.4 Влияние парных преград

Исследование проводилось для преград, которые были установлены параллельно друг другу по обе стенки канала, образуя таким образом «пару». Такое положение преград позволяет значительно уменьшить площадь поперечного сечения ($CR=0,6$). Количество «пар» в эксперименте варьировалось от 1 до 3. Визуальное наблюдение с боковой стороны за одной парой преград для двух форм представлено на рисунке 22.

В монодисперсном режиме ($U_G=0,004$ м/с) пузырьки не взаимодействуют друг с другом. В редких случаях, так же как при $R=1$, наблюдается скопление пузырьков под прямоугольной преградой и последующий выход из-под нее объединенных крупных пузырьков. Для трапециевидных преград такой коалесценции не происходит. При более высоких скоростях газа ($U_G=0,012$ и $U_G=0,034$ м/с) под обеими преградами образуются зоны, в которых пузырьки «зависают» и не могут сразу войти в сужение. Именно во время прохождения пузырьков через сужение они начинают сливаться между собой. Часто на выходе из узкой части канала пузырьки, которые уже слились, распадаются на маленькие и продолжают свое движение независимо друг от друга. Через некоторое расстояние ($2H-4H$) от преград, поток пузырьков снова занимает все сечение канала. Тем не менее, за сужением за каждой преградой остается зона без пузырьков, как и в случае с одной преградой. Длина этих зон за преградами также уменьшается по мере удаления от сужения. Изменение формы преграды оказывает незначительное влияние на длину этой области при малых приведенных скоростях газа, но этот эффект пропадает при более высоких U_G .

Распределение скоростей пузырьков по компонентам V_x и V_z для пузырьков за парными преградами при $U_G=0,004$ м/с показано на рисунке 23. Стоит отметить, что скорость V_x практически не меняется для этой заданной скорости из-за отсутствия взаимодействия между пузырьками (см. рисунок 23а).

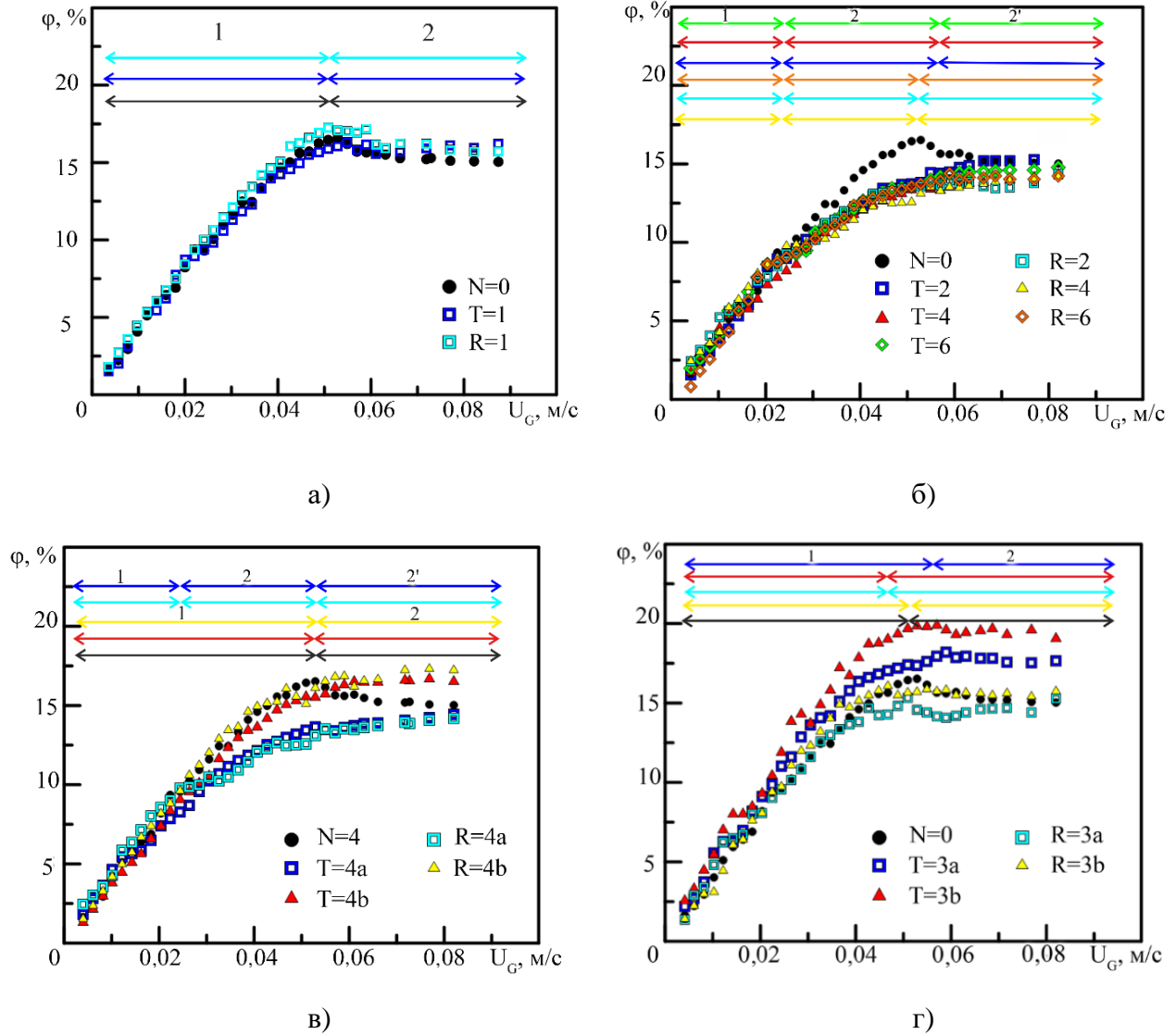


Рисунок 21 – Влияние внезапного и прогрессивного изменения сечения канала на истинное газосодержание:

- а) одиночная преграда; б) парные преграды; в) расстояние между парными преградами; г) непарные преграды.

В то же время гистограмма распределения скоростей пузырьков V_z (см. рисунок 23б) показывает, что средняя скорость V_z в классической колонне выше, чем в колонне с преградами, что подтверждает сложность всплытия пузырьков в колонне с парными преградами. Кроме того, гистограмма распределения скоростей пузырьков в колонне шире, чем в классической колонне,

что может свидетельствовать о большем разнообразии дисперсного состава размеров пузырей и наличии коалесценции (см. рисунок 23в). Наличие коалесценции пузырьков подтверждается изменением количества пузырьков до и после сужения для $R=2$ и $T=2$.

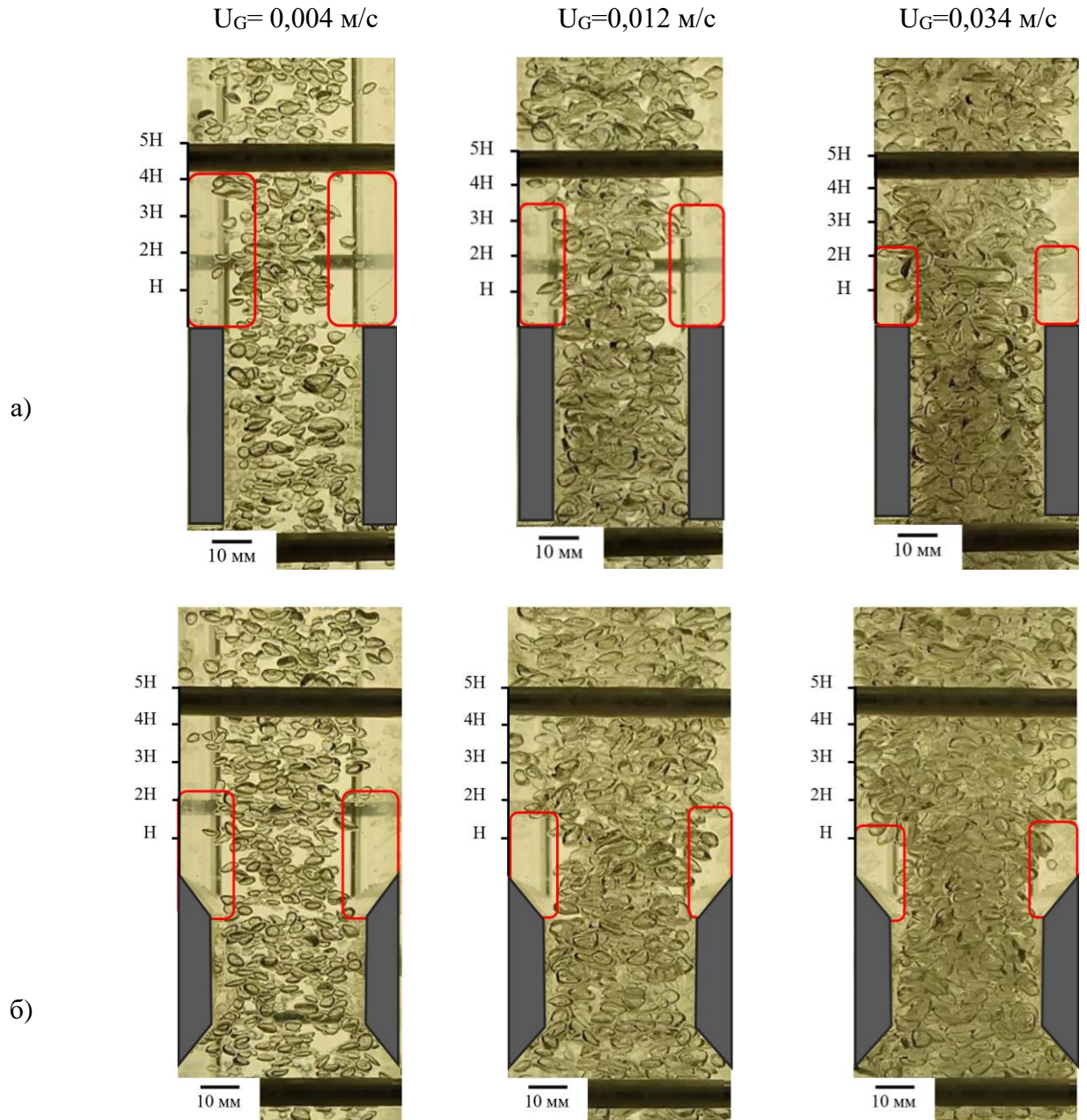


Рисунок 22 – Визуализация течения для парных преград: а) прямоугольной формы; б) трапециевидной формы (вид сбоку)

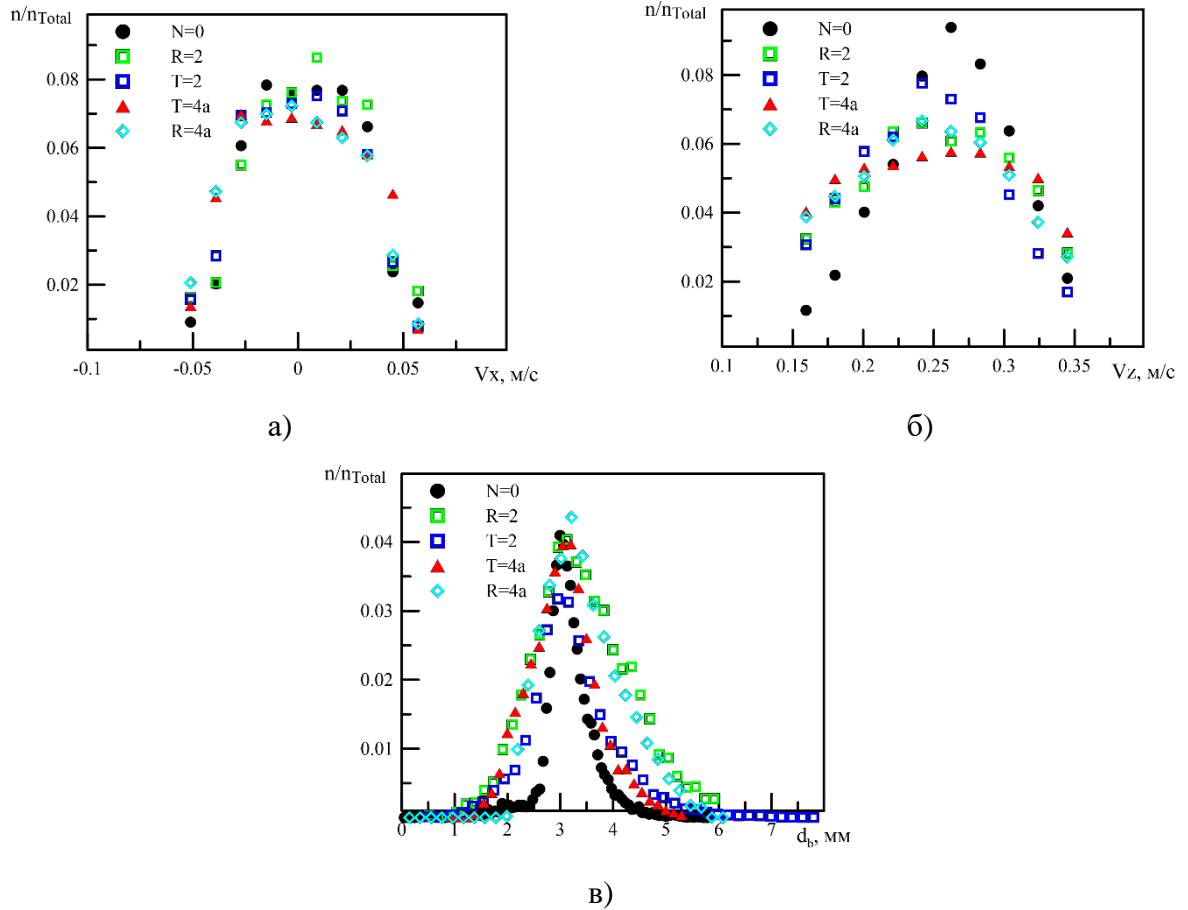


Рисунок 23 – Гистограммы распределения скорости пузырей и их диаметра после прохождения парных преград: а) V_x -компонента; б) V_z -компонента; в) распределение газовых пузырей по размеру

Подробные данные о количестве пузырьков, их размерах и средней скорости представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Количество пузырей, их размер и скорость V_z

Конфигурация	Зона измерений (110 x 100 мм)	n	d_b , мм	V_z , м/с
N=0		251	3,10	0,242
R=2	До преград	286	3,06	0,236
	После преград	172	3,17	0,227
T=2	До преград	269	3,07	0,230
	После преград	298	3,06	0,22
R=4a	После преград	156	3,27	0,223
T=4a	После преград	275	3,23	0,227

На рисунке 21б показано сравнение эволюции газосодержания в классической колонне и колонне с парными преградами различной формы. Введение парных преград приводит к увеличению коалесценции в канале, что подтверждается измерениями размеров пузырьков и является причиной снижения газосодержания, а также к более раннему переходу режима из монодисперсного в переходный (1-2, при $U_G = 0,03$ м/с) по сравнению с классической колонной ($U_G = 0,051$ м/с), которая характеризуется более широким распределением пузырьков по диаметру. Кроме того, при увеличении приведенной скорости газа выше $U_G = 0,065$ м/с появляются воздушные «карманы» и плавно увеличивается газосодержание, что соответствует переходному режиму течения (2-2').

Важно отметить, что существенной разницы в росте газосодержания между введением одной, двух или трех пар преград не наблюдается. Тем не менее, при наличии нескольких пар преград в колонне образуются «камеры». Камеры представляют собой пространство между двумя последовательными парами преград, в которых подъем пузырьков затрудняется прохождением через сужение поперечного сечения, что приводит к увеличению времени их пребывания в реакторе [26]. Однако увеличение числа таких камер более одной не оказывает существенного влияния на газосодержание и смену режима течения в колонне.

3.2.5 Влияние расстояния между парными преградами

Важно определить влияние расстояния между парой преград на газосодержание. В данном исследовании эксперименты проводились для двух расстояний между преградами - 120 мм ($R=4a$, $T=4a$, $CR=0,6$) и 240 мм ($R=4b$, $T=4b$, $CR=0,6$) соответственно.

Было обнаружено, что при расстоянии между преградами 240 мм после прохождения первого сужения пузырьковый поток успевает восстановить свою структуру перед повторным входом в сужение. В таких случаях структура потока приближается к классической пузырьковой колонне.

При расстоянии между преградами 120 мм ($R=4a$, $T=4a$) наблюдается возникновение «камер», характеризующихся образованием вихрей, увлекающих пузырьки. Они возникают вследствие того, что поток не успевает восстановиться после прохождения сужения перед входом в следующее. Визуализация потока представлена на рисунке 24. Близкое расположение парных преград увеличивает коалесценцию пузырьков, что приводит к уменьшению газосодержания (см. рисунок 18в). Это связано с тем, что пузырьки, выходящие из одного сужения, практически сразу попадают в следующее, что увеличивает вероятность их коалесценции.

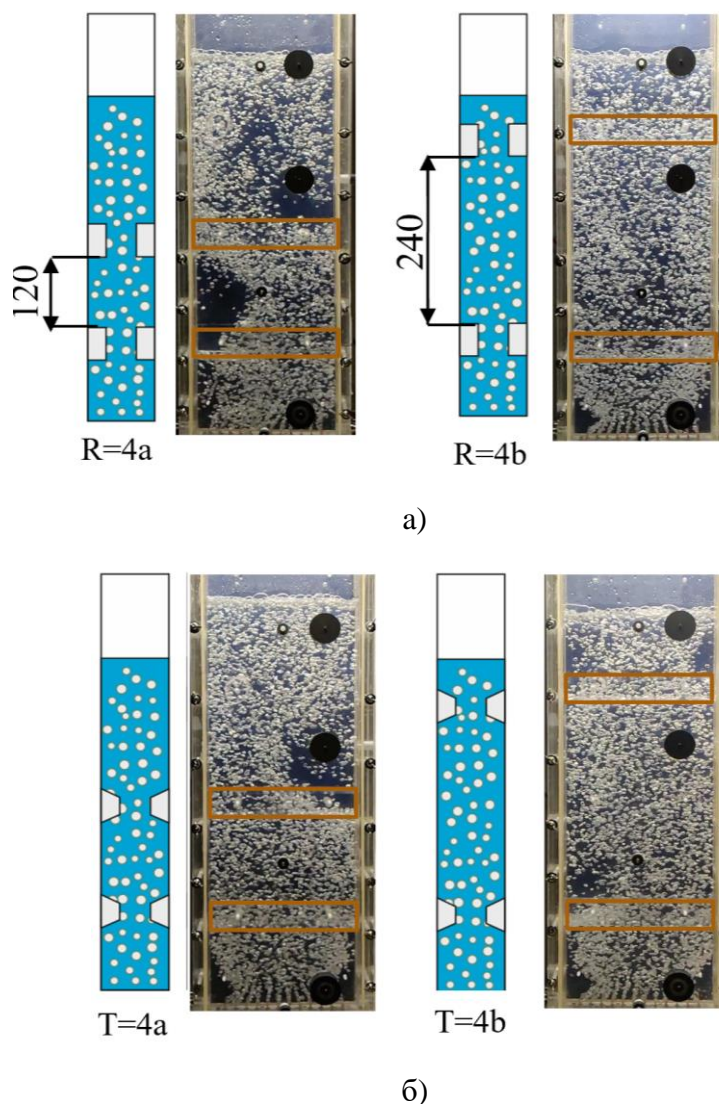


Рисунок 24 – Визуализация влияния изменения расстояния между парными преградами при $U_G=0,012$ м/с: а) для прямоугольных преград; б) для трапециевидных преград

3.2.6 Влияние расположения непарных преград

Расположение трёх преград на одной стенке (R=3a, T=3a, CR=0,8) и на двух стенках (R=3b, T=3b, CR=0,8) канала влияет на изменение динамики режимного перехода в колонне по сравнению с классической пузырьковой колонной, что проявляется в росте величины газосодержания (см. рисунок 18г).

В режиме монодисперсного потока до скорости $U_G=0,024$ м/с газосодержание принимает примерно одинаковые значения для всех типов конфигураций. Однако после $U_G=0,024$ м/с газосодержание для трапециевидных преград (T=3a, T=3b) увеличивается быстрее, чем для прямоугольных (R=3ab, R=3b), что приводит к более ранней смене режима. Таким образом, режимный переход (1-2) происходит при $U_G=0,042$ м/с для (T=3a, T=3b). В то время как для (R=3a, R=3b) этот переход происходит при $U_G=0,051$ м/с. Предполагается, что плавное сужение в этом случае ограничивает коалесценцию пузырьков и провоцирует их перераспределение по

всему сечению колонны. Это позволяет увеличить время их пребывания в реакторе по сравнению с прямоугольными преградами, образующими «камеры». Одновременно существенную роль приобретает эффект расположения на двух стенках. В классических пузырьковых колоннах с диаметром от сантиметров до метров изменение диаметра в этом диапазоне не влияет на газосодержание [160]. Однако газосодержание становится чувствительным к диаметру при толщине колонны достигающей нескольких миллиметров [4, 138]. Поэтому в данном случае для одностенных конфигураций ($R=3a$) степень сужения $CR=0,8$ не приводит к изменению газосодержания по сравнению с классической колонной. Таким образом, совместное влияние формы и двухстенного расположения ($T=3b$) позволяет получить увеличение газосодержания на 33 % по сравнению с классической колонной в диапазоне приведенных скоростей газа до 0,1 м/с.

3.2.7 Влияние способа ввода газа на газосодержание в колонне с преградами

В присутствии преград ($R=3a$, $R=3b$ и $T=3a$, $T=3b$) наблюдаются три режима течения при вводе газа через 12 и 18 капилляров.

Стоит отметить, что при инъекции через 12 капилляров, расположенных по середине канала, при низких приведенных скоростях газа образуются пузырьки, которые не взаимодействуют с преградой при всплытии. С увеличением количества капилляров пузырьки более равномерно распределяются по сечению канала и начинают взаимодействовать с преградами. С увеличением количества пузырьков и их размера начинается их локальное взаимодействие, аналогичное описанному выше для 36 капилляров.

Интересно отметить, что при малых скоростях газа для всех трех типов инъекции (см. рисунок 25) наблюдается первый режимный переход (1-2), который происходит в диапазоне $U_{G1-2} = 0,026-0,028$ м/с, а также смена переходного режима на полидисперсный (2-3) для $U_{G2-3} = 0,066$ м/с. Полученные значения приведенной скорости газа, характерной для смены режимов сведены в таблицу 2.

Очевидно, что уменьшение числа капилляров приводит к снижению газосодержания в колонне, но не оказывает существенного влияния на скорость газа, при которой происходит режимный переход. Стоит отметить, что введение в колонну преград при изменении типа ввода газа не влияет на величину газосодержания по сравнению с классической колонной без преград. Это можно объяснить более редким взаимодействием пузырьков с преградами, что объясняется малым количеством пузырей и областью сечения, в которой они всплывают.

Как можно заметить, влияние преград на газосодержание и смену режимов практически незначительно. Форма кривой при введении преграды практически не меняется.

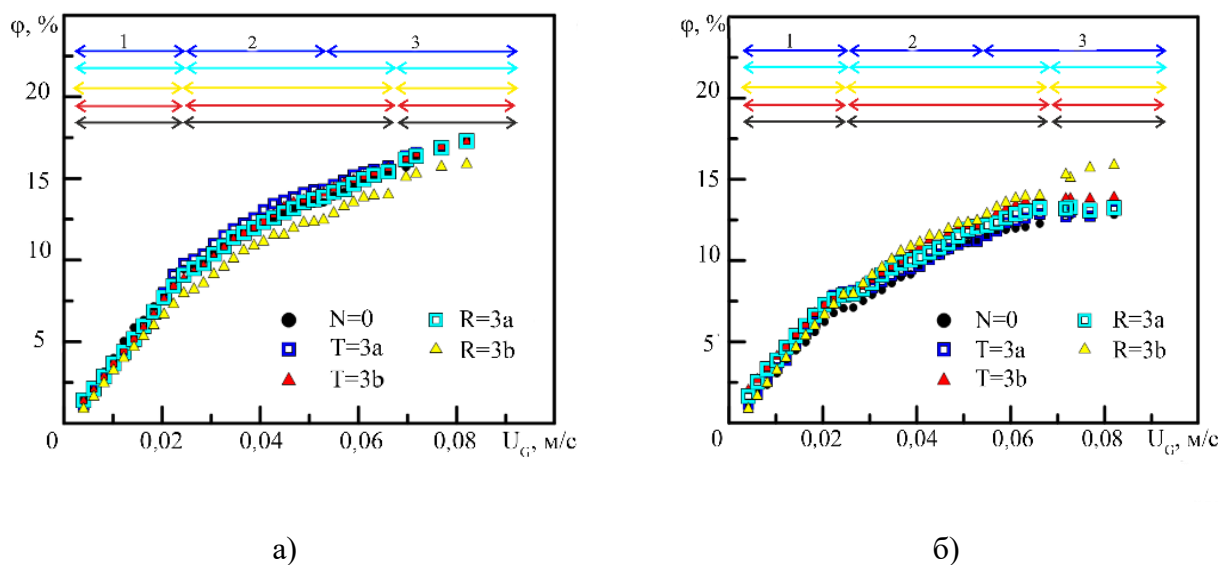


Рисунок 25 – Влияние количества инжекторов на истинное газосодержание в колонне с преградами:

а) 12 капилляров; б) 18 капилляров.

Это позволяет утверждать, что при вводе газа через 12 и 18 капилляров рост газосодержания определяется только размером пузырьков, и преграды не способствуют усилению коалесценции. Данные о режимных переходах для всех типов инжекции и конфигураций канала приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Режимные переходы

36-капиллярная инжекция		
Конфигурация	$U_{G\ 1-2}$, м/с	$U_{G\ 2-2}$, м/с
N=0	0,051	-
R=1	0,051	-
R=2	0,028	0,051
R=3a	0,046	-
R=3b	0,051	-
R=4a	0,028	0,051
R=4b	0,051	-
R=6	0,028	0,051
T=1	0,051	-
T=2	0,028	0,058

Продолжение таблицы 3

T=3a	0,046	-
T=3b	0,046	-
T=4a	0,028	0,058
T=4b	0,051	-
T=6	0,028	0,058
<i>18-капиллярная инжекция</i>		
Конфигурация	$U_{G\ 1-2}$, м/с	$U_{G\ 2-3}$, м/с
N=0	0,026	0,051
R=3a		0,066
R=3b		
T=3a		
T=3b		
<i>12-капиллярная инжекция</i>		
Конфигурация	$U_{G\ 1-2}$, м/с	$U_{G\ 2-3}$, м/с
N=0	0,028	0,066
R=3a		
R=3b		
T=3a		
T=3b		

3.3 Время перемешивания

Для оценки уровня однородности концентрации вещества в реакторе используют такую характеристику, как время перемешивания. В данном исследовании в качестве вводимого раствора электролита использовался NaCl (40 г/л). Введение электролита в рабочую жидкость позволяет изменить ее электропроводность. С помощью кондуктометра Tacussel были получены данные о времени установления постоянной электропроводности путем введения 10 мл NaCl через отверстие у основания канала.

3.3.1 Влияние одиночной преграды на время перемешивания

Ранее было показано, что введение одиночной преграды в канал влияет на гидродинамическую структуру течения. Данные о времени перемешивания, полученные в диапазоне скоростей газа от 0,004 м/с до 0,036 м/с, приведены на рисунке 26а. Все измерения проводились в монодисперсном режиме течения.

Обычно увеличение скорости газа приводит к улучшению перемешивания в канале и, как следствие, к уменьшению времени перемешивания. Таким образом, время достижения равновесной концентрации при высоких скоростях газа меньше, чем при низких.

Стоит отметить, что, начиная со скорости 0,01 м/с, время перемешивания практически не меняется с увеличением скорости газа. Это свидетельствует о равномерном перемешивании внутри канала, вызванном подъемом пузырьков. При низкой скорости газа (0,004 м/с) преграда увеличивает время перемешивания на 75 % по сравнению с классической пузырьковой колонной. Форма преграды в этом случае не оказывает существенного влияния. Предполагается, что такое ухудшение перемешивания связано с тем, что преграды препятствуют попаданию пузырьков в зону рециркуляции за преградой, что перемешивание происходит менее интенсивно. Кроме того, поскольку при данной скорости количество пузырьков относительно невелико, они не взаимодействуют друг с другом, поэтому жидкость вокруг них перемешивается менее интенсивно, чем при более высоких U_G . Однако с увеличением скорости газа и количества пузырьков этот эффект исчезает, и время перемешивания не сильно отличается от времени перемешивания в классическом случае.

3.3.2 Влияние парных преград на время перемешивания

Как показано в разделе 3.2.3, парные преграды могут создавать серию сужений/расширений. В работе [26] было выяснено, что внезапное уменьшение поперечного сечения приводит к увеличению времени перемешивания на 200-250 % по сравнению с классической колонной. Основной причиной такого роста времени перемешивания является снижение скорости перетока жидкости между секциями колонны, что выражается в затруднении перемешивания жидкости в зонах без сужения до и после него. Отмечается, что введение парных преград снижает степень перемешивания как на макро-, так и на микроуровне.

Для конфигураций парных преград ($R, T=2;4a;6$) увеличение времени перемешивания подтверждается для $R=4a$ и $R=6$ при $U_G=0,004$ м/с. Для $T=2, T=4a, T=6$ такого эффекта не наблюдается. Вероятно, это связано с формой сужения и расширения, которая провоцирует улучшение перемешивания за счет движения пузырьков, но не способствует коалесценции в канале. Стоит отметить, что введение пары преград разной формы всегда приводит к увеличению времени перемешивания при малой приведенной скорости газа (до 0,01 м/с). Результаты показаны на рисунке 26б.

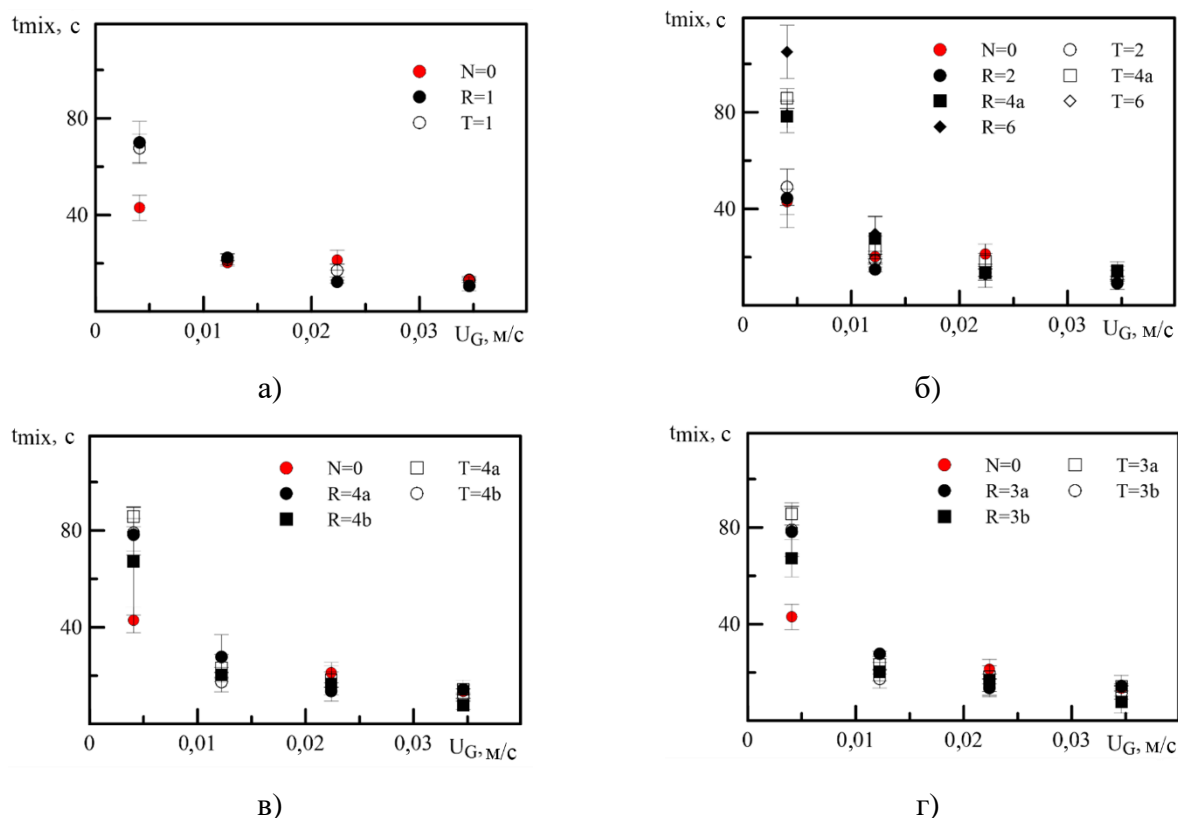


Рисунок 26 – Время перемешивания в пузырьковой колонне с преградами:
 а) одиночная преграда; б) парные преграды; в) удаленные парные преграды; г)
 непарные преграды.

На рисунке 27 показана визуализация изменения цвета фенолфталеина при введении NaOH для $t=10, 30, 60$ с для классической пузырьковой колонны и колонны с парами преград при $U_G=0,004$ м/с. Установлено, что с увеличением числа парных преград происходит замедление изменения интенсивности окраски вдоль вертикальной координаты ($R=2$). Этот эффект объясняется уменьшением скорости V_z пузырьков вдоль вертикальной составляющей, а также созданием «камер», задерживающих всплытие пузырьков. Стоит также отметить, что данный метод не позволяет точно количественно определить время перемешивания, а также достоверно оценить изменение окраски по глубине канала из-за оптических искажений, но позволяет качественно описать процесс перемешивания в колонне. Тем не менее, после достижения $t=60$ с наблюдается равномерное окрашивание всей колонны в фиолетовый цвет без дальнейших изменений.

Аналогичная визуализация была проведена для двух форм преград для $R=4a$ и $T=4a$. На 28 показано, что форма преград не оказывает существенного влияния на перемешивание при вводе парных преград в колонну.

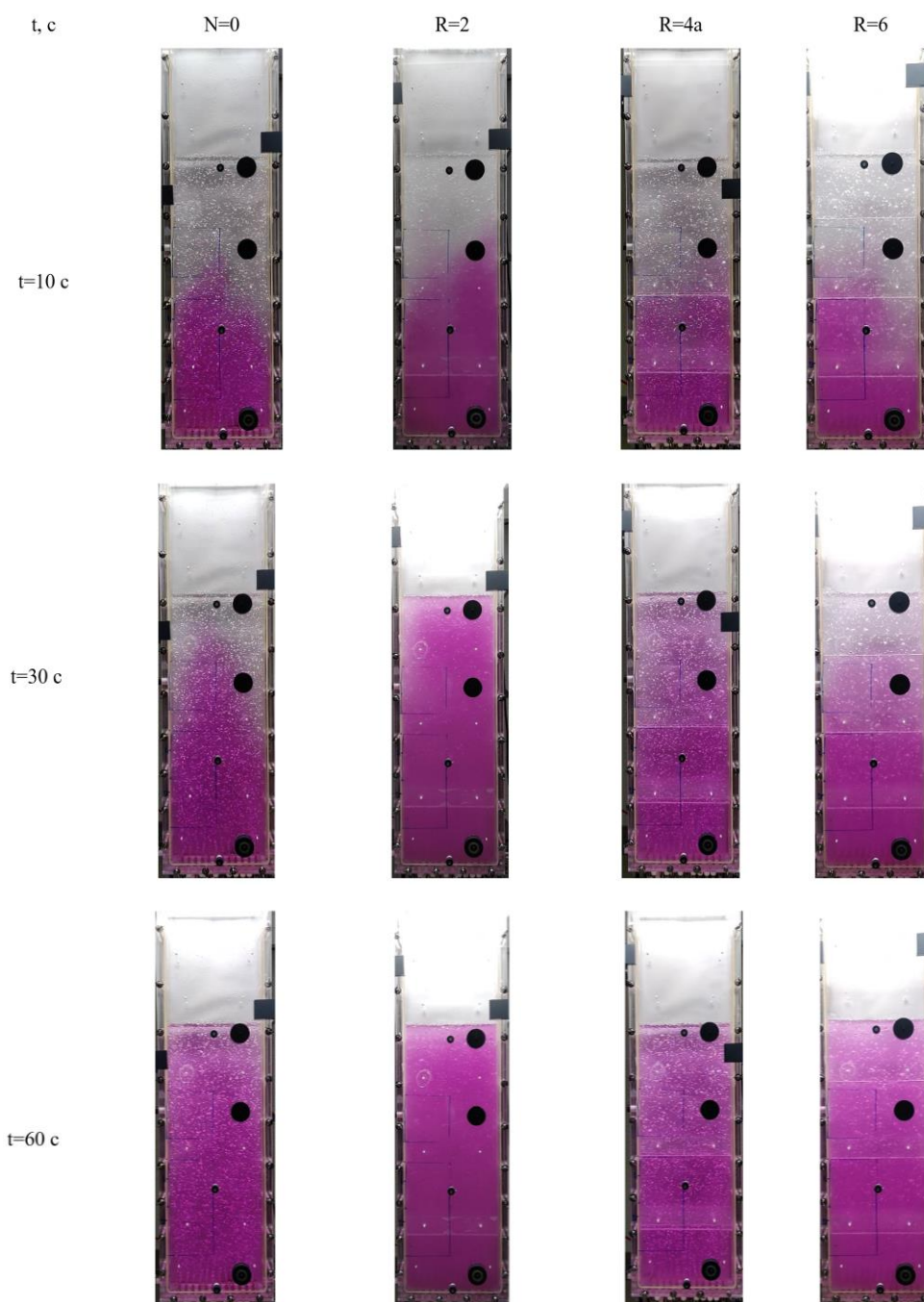


Рисунок 27 – Визуализация перемешивания в пузырьковой колонне с парными преградами в различные моменты времени

3.3.3 Влияния расстояния между парными преградами на время перемешивания

Результаты оценки времени перемешивания для двух парных преград с различными расстоянием показаны на рисунке 26в. Как было сказано выше, две пары преград, расположенных на расстоянии 120 мм друг от друга, создают небольшую камеру. Данная информация подтверждается данными визуализации.

Однако для преград с шагом 240 мм эффект камеры гораздо меньше из-за большего объема рециркуляции. Это подтверждается временем перемешивания (см. рисунок 26в). То есть при

$U_G = 0,004$ м/с преграды, установленные на расстоянии 240 мм, имеют меньшее время перемешивания, чем преграды с расстоянием 120 мм.

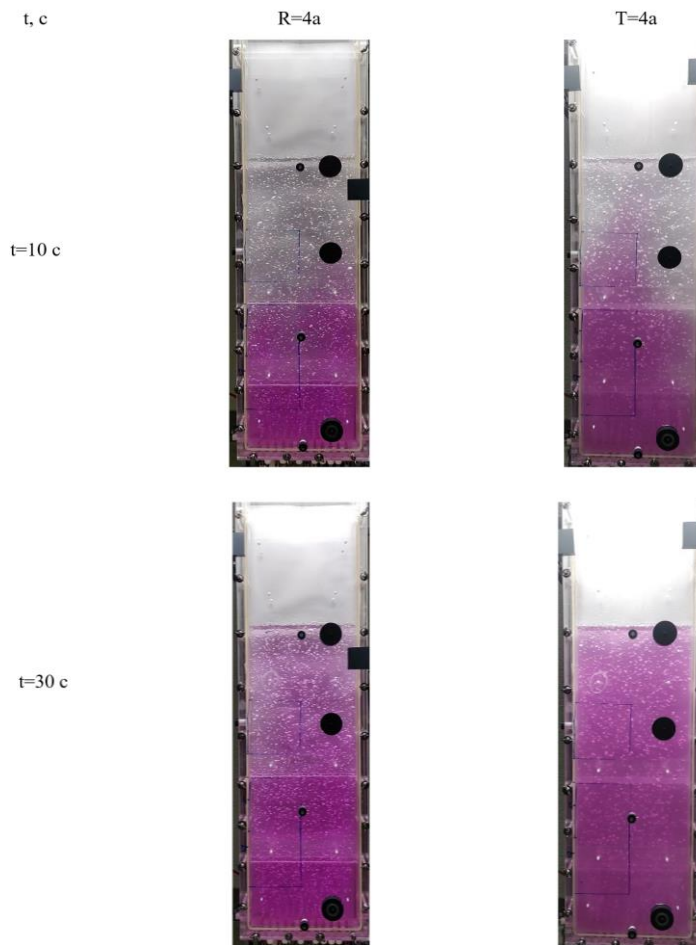


Рисунок 28 – Визуализация влияния формы преград на перемешивание в пузырьковой колонне в различный момент времени

3.3.4 Влияние расположения непарных преград на время перемешивание

На время перемешивания также влияет способ расположения преград в колонне. Результаты показаны на рисунке 26г. Интересно отметить, что расположение преград по обе стороны канала делает время перемешивания близким к классической колонне, создавая при этом зоны рециркуляции за преградой. Несмотря на то, что для $T=3b$, $R=3b$ газосодержание принимает высокие значения, что должно улучшать перемешивание, в данном случае наличие зон рециркуляции приводит к его ухудшению. В этих зонах жидкость за преградой практически не подвергается перемешиванию, вызываемому пузырьками при $U_G=0,004$ м/с. Влияние этих зон, сильно уменьшается с увеличением U_G и количества пузырьков.

Визуализация влияния количества инжекторов на изменение интенсивности фенолфталеинового индикатора для пузырьковой колонны с трапецевидными преградами представлена на рисунке 29. Уменьшение числа капилляров приводит к увеличению диаметра

пузырьков и, как следствие, к увеличению скорости их подъема. Это, в свою очередь, приводит к ускорению распространения NaOH и изменению окраски жидкости в колонне, что подтверждается результатами визуализации.

Таким образом, важно отметить, что расположение преград играет доминирующую роль при перемешивании лишь для малого диапазона приведенных скоростей газа (до 0,004 м/с). В то время как при увеличении U_G введение преград не оказывает существенного влияния на время, несмотря на изменение гидродинамической структуры потока.

Это позволяет предположить, что при высоких приведенных скоростях процесс перемешивания контролируется количеством и размером пузырьков, способствующих циркуляции жидкости, а при малых приведенных скоростях геометрией канала. Таким образом, управление интенсивностью макроскопического перемешивания при помощи введения преград-интенсификаторов может стать одной из возможностей увеличения эффективности биореакторов.

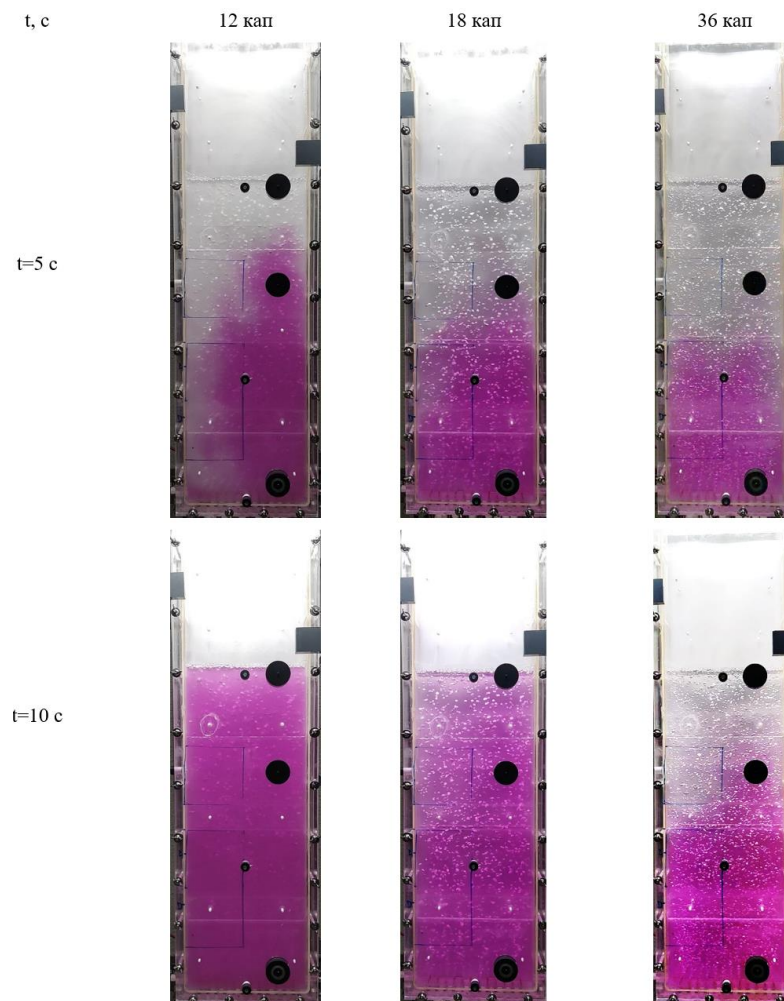


Рисунок 29 – Визуализация влияния способа ввода газа на перемешивание в пузырьковой колонне с непарными преградами $T=3b$ в различные моменты времени

3.4 Объемный коэффициент массообмена k_{La}

Измерения объемного коэффициента массопереноса газ-жидкость (k_{La}) проводились методом десорбции и абсорбции растворенного кислорода.

Этот метод состоит из двух циклов. В первом цикле деоксигенация реактора осуществляется путем барботирования жидкой фазы азотом (N_2) в качестве газовой фазы с целью снижения уровня кислорода в растворе, а во втором цикле добавлением кислорода (воздуха), вводится через те же капилляры, а изменение концентрации растворенного кислорода (O_2) во времени измеряется с помощью кислородного зонда.

Слишком высокая скорость газа может привести к уничтожению микроводорослей. Эксперименты проводились в области малых скоростей газа от 0,004 м/с до 0,034 м/с. Поэтому фотобиореакторы обычно работают в монодисперсном режиме пузырькового течения с приведенной скоростью газа около 0,004 м/с.

Предполагая идеальное перемешивание жидкой фазы, определены объемные коэффициенты массообмена k_{La} для различных приведенных скоростей газа в диапазоне от 0,004 до 0,034 м/с для 4 конфигураций барботажной колонны с преградами.

3.4.1 Эффект введения парных преград

Введение преград позволяет интенсифицировать массоперенос в колонне по сравнению с классической пузырьковой колонной без преград. На рисунке 30а показано, что с увеличением приведенной скорости газа наблюдается увеличение объемного коэффициента массообмена.

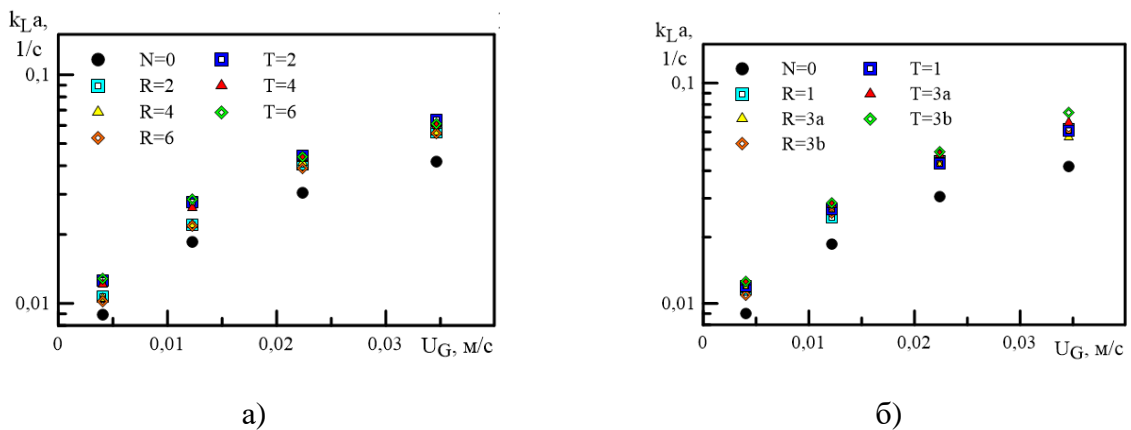


Рисунок 30 – Зависимость объемного коэффициента массообмена в колонне для: а) парного расположения преград; б) непарного расположения преград

При введении 2, 4 и 6 прямоугольных преград данная тенденция сохраняется. Также наблюдается интенсификация массообмена на величину от 15% до 35%, которая присутствует даже при малых значениях U_G . Такое увеличение массообмена может быть связано с увеличением времени пребывания пузырей в реакторе, которое вызывается затруднением их

всплытия при столкновении с преградами. Количество пар прямоугольных преград не оказывает значительного влияния на $k_L a$.

При заданном диапазоне скоростей, $k_L a$ для трапецевидных преград выше, чем для прямоугольных ступеней, а интенсификация достигает 50% по сравнению с классической колонной. Предположительно, это связано с отсутствием коалесценции при прохождении пузырей между трапецевидными парами преград. Отсутствие коалесценции увеличивает площадь межфазного взаимодействия в сравнении со случаем с установкой преград прямоугольного сечения, что суммарно с увеличением времени пребывания пузырей в колонне может вызывать такой эффект.

Зависимость объемного коэффициента массообмена от газосодержания представлена на рисунке 31. Показано, что изменение массообмена при увеличении газосодержания носит линейный характер для заданных расположений и форм преград в канале. Это свидетельствует о том, что введение преград не оказывает влияния на k_L , а основной эффект роста связан с межфазной поверхностью, которая напрямую связана с газосодержанием.

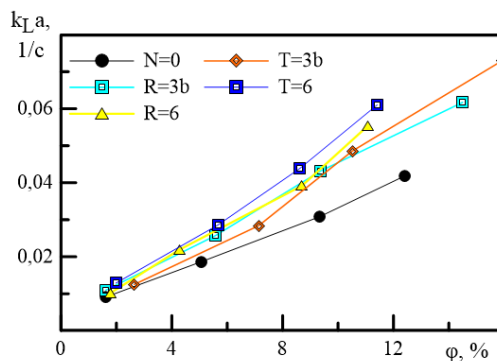


Рисунок 31 – Зависимость объемного коэффициента массообмена от газосодержания

3.4.2 Эффект введения непарных преград

Влияние монтажа непарных преград, которые могут располагаться как на одной ($R=3a$, $T=3a$) так и на двух стенках канала ($R=3b$, $T=3b$) показано на рисунке 30б. По аналогии с увеличением газосодержания, также происходит интенсификация массообмена при введении преград. Его интенсивность может достигать величины на 70% большей, чем для классической пузырьковой колонны. Такая интенсификация массообмена, может быть объяснена образованием вихрей, которые возникают при столкновении пузырей с преградами в случае их расположения по разные стенки канала. Эти вихри повышают перемешивание между газом и жидкостью в колонне, также увеличивая время пребывания пузырей в реакторе и не способствуя их коалесценции, что иногда может приводить к обновлению межфазной поверхности [161]. На рисунке 32 приведено сравнение двух конфигураций ($N=0$ и $T=3b$) из данной работы с работами из литературы.

Сравнение показывает, что введение преград в колонну позволяет получить высокие показатели массообмена.

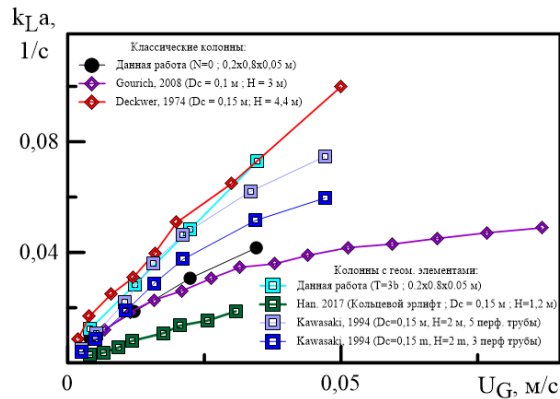


Рисунок 32 – Объемный коэффициент массообмена

3.4.3 Эффект количества инжекторов

Качество барботажа также оказывает влияние на объемный коэффициент массообмена. В прошлой главе было показано, что уменьшение количества инжекторов приводит к увеличению размера пузырей и уменьшению газосодержания в реакторе по сравнению с инъекцией при помощи 36 капилляров. Аналогичная тенденция была обнаружена и для объемного коэффициента массообмена. Результаты по измерению $k_L a$ в канале с различным количеством капилляров представлены на рисунке 33. В данном случае более тонкая инъекция позволяет получить больший коэффициент массообмена из-за большего количества пузырей, их меньшего диаметра и отсутствия взаимодействия между собой. Таким путем интенсификация массообмена может достигать 50%.

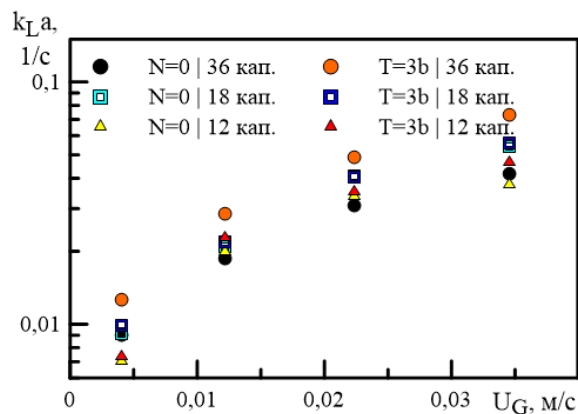


Рисунок 33 – Объемный коэффициент массообмена

Выводы к главе 3

1. Замедление смены режима в классической пузырьковой колонне в области средних газосодержаний происходит из-за равномерного распределения инжекторов и их малых размеров, что затрудняет взаимодействие пузырьков между собой.
2. Введение одиночной преграды не оказывает существенного влияния на гидродинамическую структуру потока и на смену режима. А использование парных преград способствует коалесценции пузырьков, что является причиной более ранней смены режимов. Установка парных преград позволяет разделить колонну на «камеры», что затрудняет всплытие пузырьков и приводит к увеличению истинного газосодержания. Удаление парных преград друг от друга на расстояние позволяет избежать образования «камер» в колонне, тем самым облегчая всплытие пузырьков. Непарное расположение преград позволяет увеличить газосодержание в колонне за счет снижения количества актов взаимодействия между пузырьками;
3. Введение парных преград в поток приводит к увеличению «времени перемешивания» при низких приведенных скоростях газа по сравнению с классической пузырьковой колонной, при этом данный эффект исчезает при увеличении приведенной скорости газа;
4. Выяснено, что введение преград в поток приводит к увеличению объемного коэффициента массообмена на величину до 60% по сравнению с классической пузырьковой колонной. Причиной увеличения k_{1a} является рост межфазной поверхности;
5. Показано, что уменьшение количества инжекторов приводит к снижению истинного газосодержания из-а увеличения диаметра и уменьшения количества пузырьков, что в свою очередь, является причиной снижения объемного коэффициента массообмена.

4. Локальная гидродинамическая структура восходящего отрывного пузырькового течения в вертикальном канале с преградами

4.1 Описание экспериментального стенда

Схема экспериментальной установки представлена на рисунке 34. Рабочая жидкость (дистиллированная вода) из бака 1 подается в канал с помощью центробежного насоса 2 марки Grundfos CNI 4-40. Частота вращения насоса регулируется при помощи частотного преобразователя марки PumpMaster PM-P540. Ультразвуковой расходомер 3 марки KARAT-520-32-0 (Екатеринбург, Россия) используется для контроля расхода жидкости. Рабочая жидкость проходит через прямоугольный канал 4. Прямоугольный канал 4 представляет собой оргстеклянный бокс с внутренними размерами 200x1000x16 мм. В работе использовались две конфигурации канала: с одиночной преградой и с внезапным расширением.

Форма и геометрические размеры используемых преград показаны на рисунке 34б. Выбор формы преград обусловлен созданием отрыва течения. Установка оргстеклянных преград и их фиксация в канале осуществляется с помощью магнитов. Это позволяет перемещать преграды относительно измерительных участков для исследования различных зон течения. Высота канала до преграды составляет $H_2=16$ мм, а высота преграды составляет $H=8$ мм, что соответствует степени расширения канала $ER=H/H_2=8/16=2$. Отношение длины преграды к её высоте $L/H=2,5$.

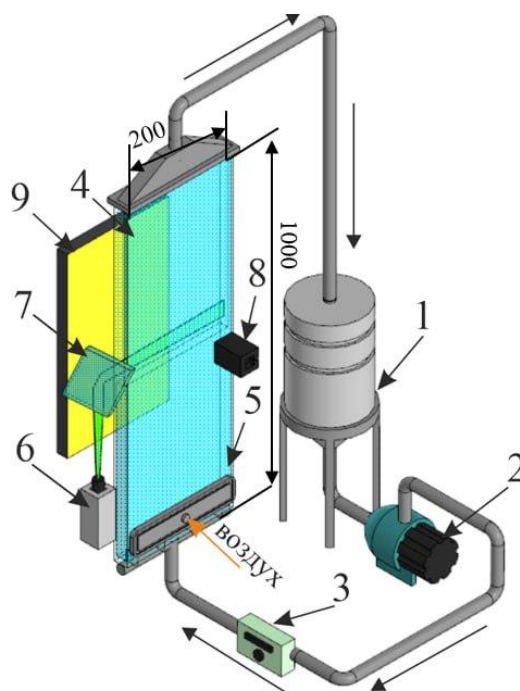
Для создания внезапного расширения в канал устанавливается оргстеклянная пластина размерами 500x200 мм. Изменение высоты пластины позволяло получить степень расширения $ER=1,25\div 5$. Схема расширения показана на рисунке 34в.

Для равномерного распределения потока жидкости на входе в канал был установлен хонейкомб. Ввод газа осуществляется через 9 капилляров с диаметром 0,3 мм размещенных по всей ширине канала, установленных в смеситель особой конструкции 5, который позволяет равномерно подавать газ в канал. Смеситель установлен на высоте 150 мм от входа в канал. Расход газа регулировался при помощи массового расходомера Bronkhorst. Оптические измерения проводятся при помощи зеленого лазера 6 и оптического зеркала 7. Съемка производится с помощью высокоскоростной камеры 8 марки JET 19 (KaYa Instruments, Израиль). Для проведения теневой съемки применяется LED лампа 9 белого света.

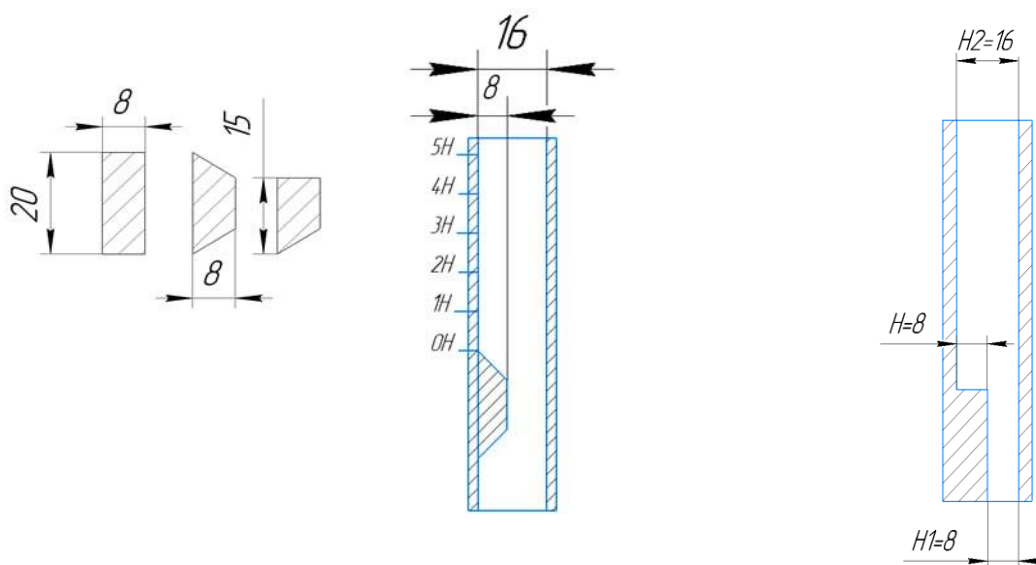
После прохождения рабочего контура жидкость снова попадала в бак. Плоский канал был вертикально закреплен на раме из алюминиевых профилей, что обеспечивает удобное крепление элементов стенда и оптической системы и простоту настройки.

Число Рейнольдса Re_H для жидкой фазы, рассчитанное по высоте преграды составило от 5000 до 15000. Расходное газосодержание варьируется от 0 до 5%.

№	
1	Бак
2	Насос
3	Массовый расходомер
4	Прямоугольный канал
5	Газовый смеситель
6	Лазер
7	Зеркало
8	Камера
9	Источник света



а)



б)

в)

Рисунок 34 – Экспериментальный стенд: а) схема установки; б) схема канала с одиночной преградой; в) схема с внезапным расширением

4.2 Распределение скорости жидкости однофазного потока за одиночной преградой

Исследования однофазных потоков необходимы для оценки влияния пузырьков на интенсификацию или ухудшение процессов тепло- и массопереноса в каналах с движущимися фазами. Поскольку введение дисперсной фазы (газа) в поток жидкости существенно изменяет

структуру потока, информация об однофазных потоках является важной для сопоставления данных о локальной гидродинамике одно- и двухфазного потока.

Как было описано ранее, пластиковая преграда различной формы поперечного сечения закреплялась в канале с помощью магнитов на расстоянии 700 мм от входа в канал.

На рисунке 35 показаны профили скорости жидкости за преградой для различных чисел $Re_H=5000 \div 15000$, полученные при помощи PIV метода.

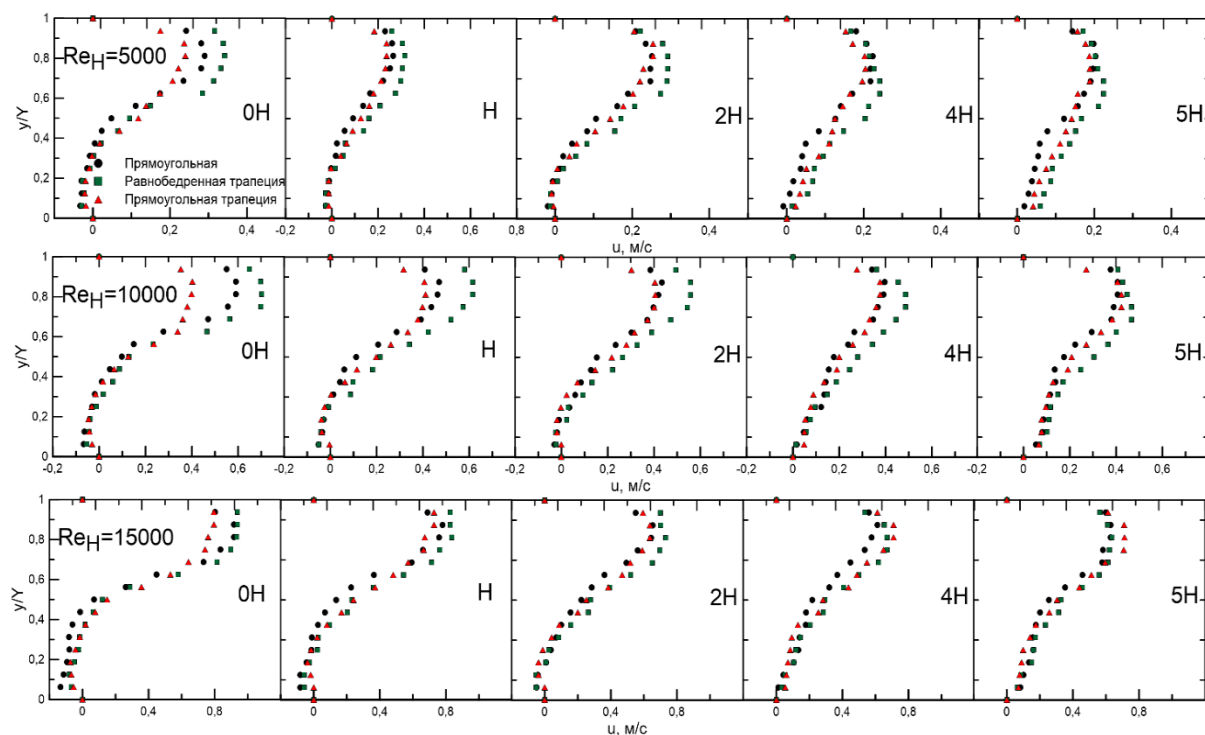


Рисунок 35 – Профили скорости однофазной жидкости за преградой для различных чисел $Re_H=5000 \div 15000$

Как видно из полученных профилей скорости, для всех форм преград наблюдается сильная асимметричность потока [153]. Наибольшая асимметрия наблюдается для преграды в форме равнобедренной трапеции. В работах [162] экспериментально и [163] численно показали, что при угле наклона >45 градусов при $ER=2$, точка присоединения для однофазного потока располагается в районе 7,5-8,5H и при увеличении угла до 90 градусов не смещается. Данный эксперимент был проведен не для преграды, а для обратной ступени. В настоящем исследовании, большая асимметрия потока вызвана совместным влиянием трех отрывных зон, возникающих при отрыве потока от преграды.

Установка преград в форме прямоугольной трапеции приводит к менее выраженной асимметрии течения, нежели для преград другой формы. Предполагается, что при данной комбинации размер застойной зоны перед преградой меньше, чем для прямоугольной, что в свою

Стоит отметить, что тенденция асимметричности потока за преградой сохраняется для всех трех случаев. Также, как и для однофазного потока, сразу за уступом существует зона, где скорость жидкости принимает околонулевые значения. Тем не менее, восстановление потока в присутствии пузырей происходит быстрее. Видно, что при $Re_H=10000$ на расстоянии $5H$ профили скорости уже близки к равномерному и симметричному распределению - близости точки присоединения. Удаление точки присоединения от преграды при увеличении числа Рейнольдса также справедливо и для двухфазных потоков, однако по сравнению с однофазными течения, асимметрия профилей скорости в данном случае меньше даже при более высоких числах Re . Также стоит отметить, что с увеличением числа Рейнольдса асимметрия для течения с трапециевидной преградой возрастает. Это говорит о том, что длина рециркуляционной области зависит от скорости потока для прогрессивного расширения, что показано в [163]. На рисунке 37 приведены профили скорости жидкости для $Re_H=5000 \div 15000$ для каждой формы преград.

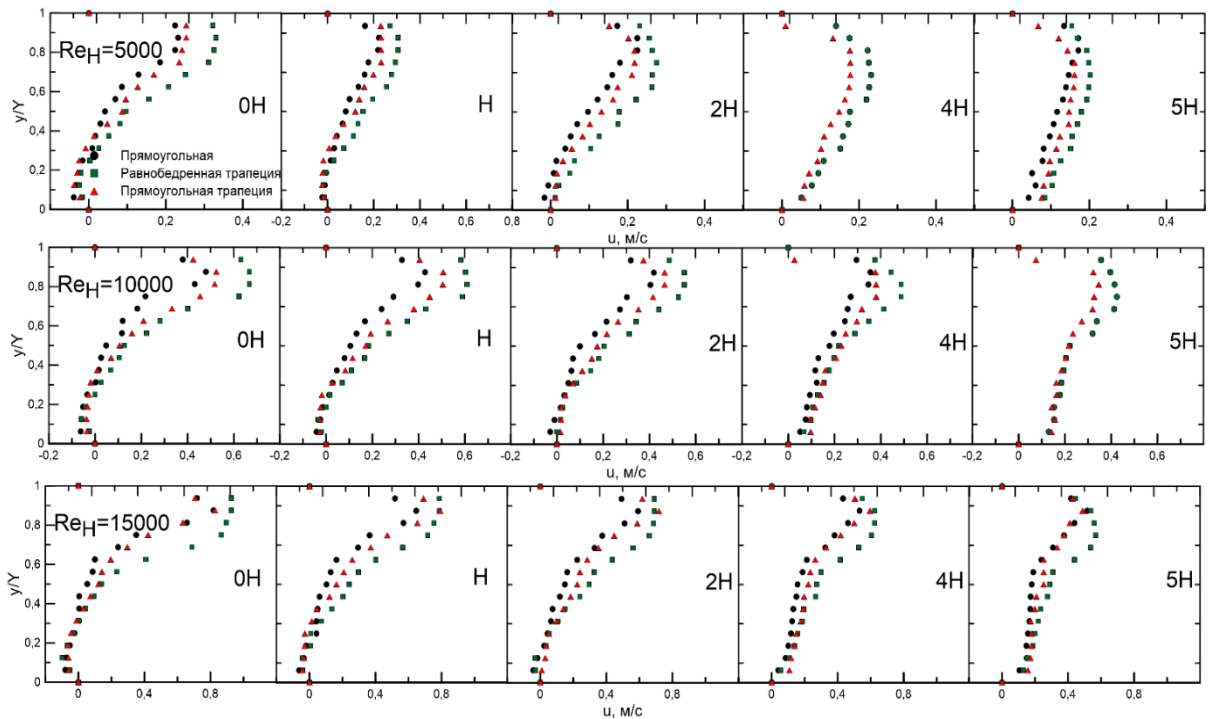


Рисунок 37 – Профили скорости жидкости за преградой для двухфазного потока при $\beta=1\%$

Сравнение профилей скорости одно- и двухфазного потока при $\beta=1\%$ за прямоугольной преградой на рисунке 38 указывает, что форма профиля однофазного потока более асимметрична, что явно проявляется на расстоянии до $5H$, в то время как профиль скорости жидкости в двухфазном потоке стремится к равномерному распределению.

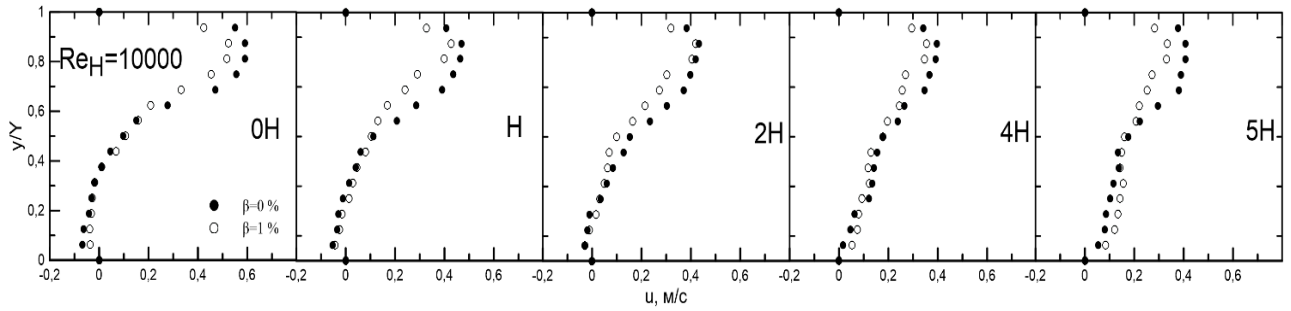


Рисунок 38 – Сравнение профили скорости жидкости за преградой для одно- и двухфазного потока при $\beta=1\%$ для $Re_H=10000$

Поля скорости жидкости за преградой на высоте середины ступени ($y/Y=0,25$) приведены на рисунке 39. Для двухфазного потока за преградой также обнаружена зона возвратного течения, однако её длина значительно меньше длины такой зоны в однофазном потоке. Изменение длины рециркуляционной зоны связано с введением пузырей в поток.

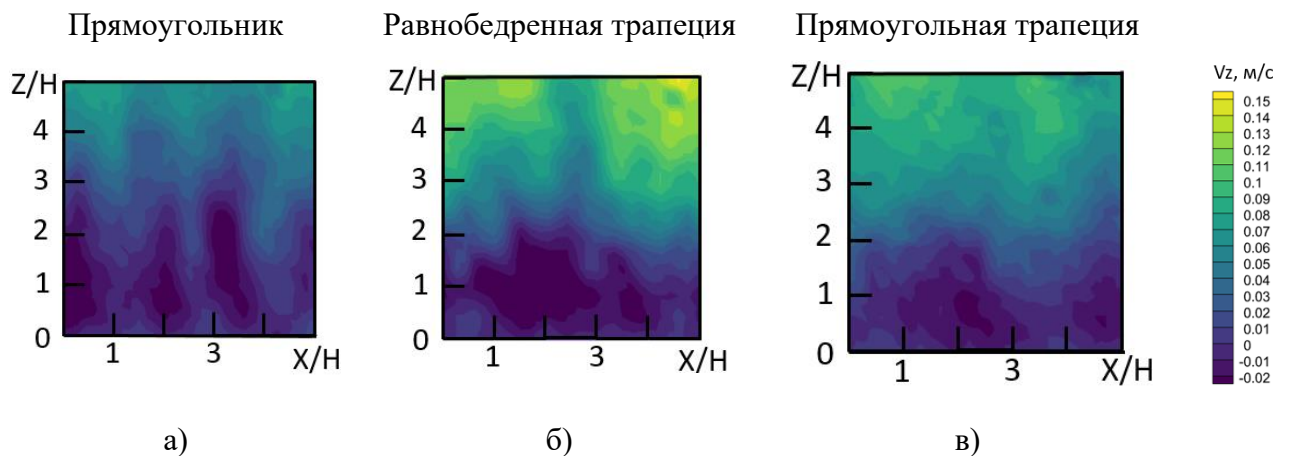
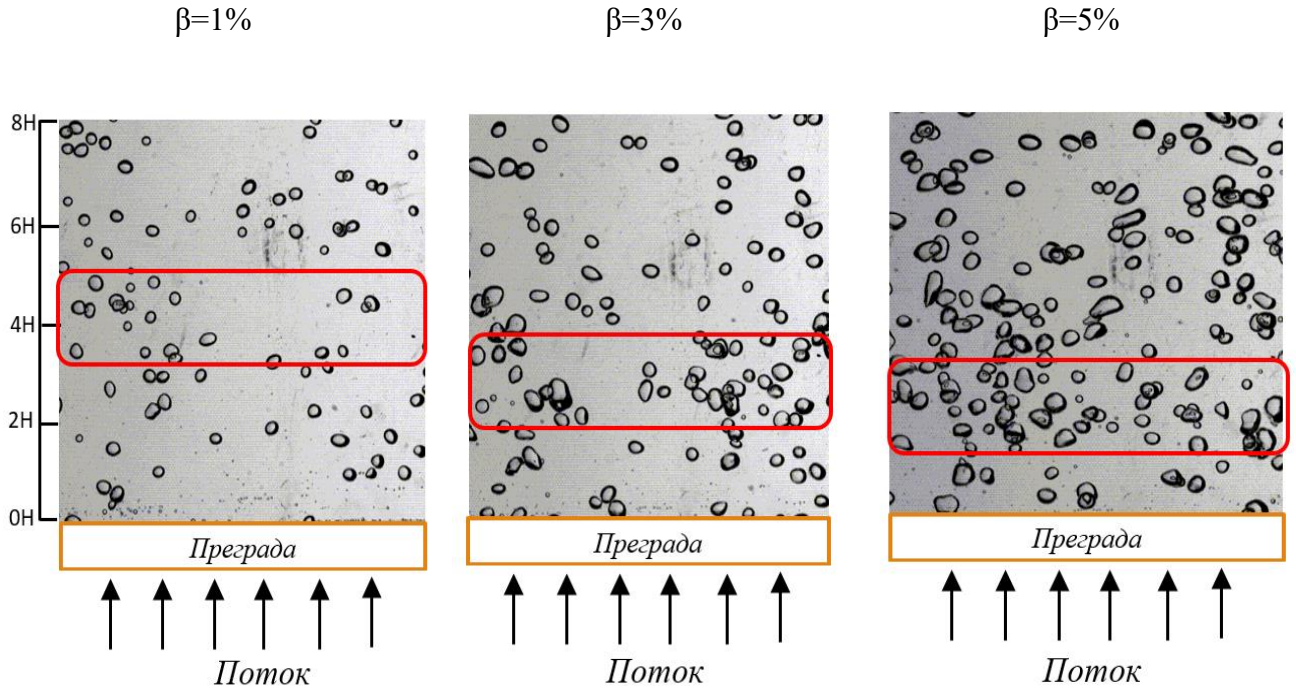


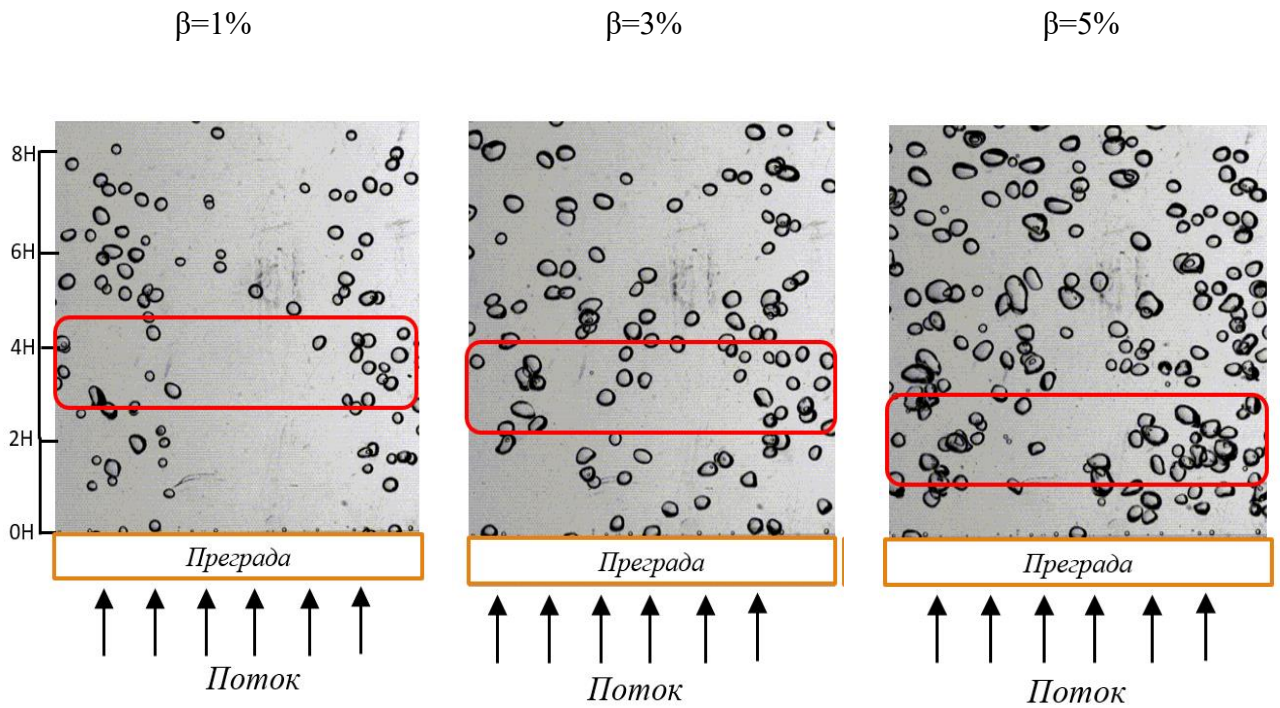
Рисунок 39 – Поля осевой скорости V_z жидкости за преградой на высоте $0,25H$ при $\beta=1\%$ при $Re_H=10000$ за одиночной преградой с сечением в виде:
а) прямоугольника; б) равнобедренной трапеции; в) прямоугольной трапеции

При помощи теневой съемки была проведена фронтальная визуализация течения пузырей за преградой при $Re_H=5000$ для прямоугольной формы и равнобедренной трапеции. Она показана на рисунке 40.

После прохождения преграды существует зона замедления пузырей, выделенная красным цветом. Замедление пузырей в этой области вероятно связано с присоединением потоков. Увеличение расходного газосодержания приводит к смещению зоны замедления пузырей ближе к уступу.



а)



б)

Рисунок 40 – Визуализация течения пузырей за преградой (фронтальный вид) при $Re_H=5000$ для: а) прямоугольной формы б) форме в виде равнобедренной трапеции

Визуализация течения с бокового ракурса для тех же режимов представлена на рисунке 41.

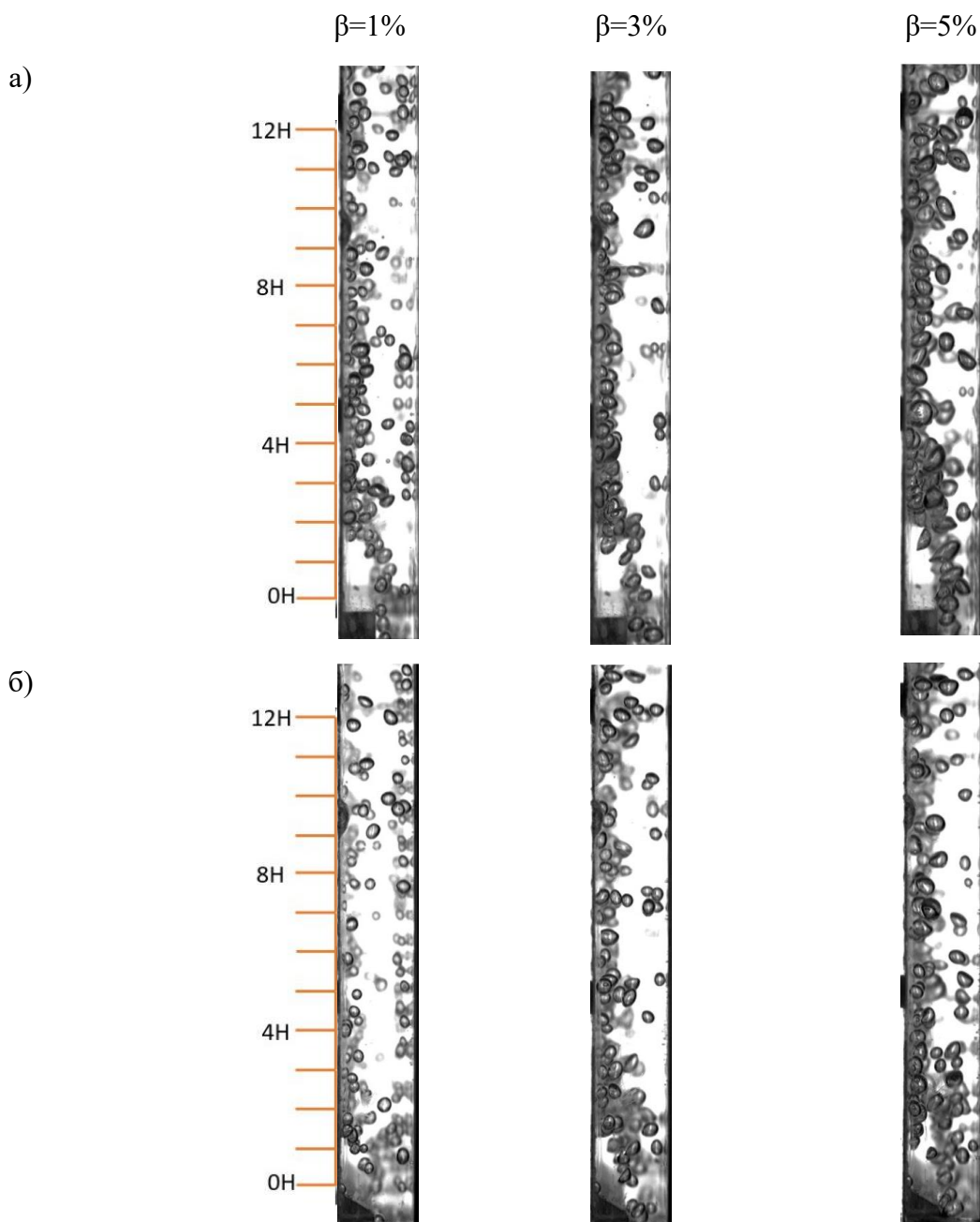


Рисунок 41 – Визуализация течения пузырей за преградой (вид сбоку) при $Re_H=5000$ для:
 а) прямоугольной формы б) форме в виде равнобедренной трапеции

Показано, что за преградой формируется слой чистой жидкости, куда не проникают газовые пузыри. Расположение этого слоя жидкости совпадает с зоной возвратного течения. Тем не менее, большая часть пузырей продолжает движение в канале, и лишь некоторые пузыри вовлекаются в рециркуляционное течение. На расстоянии $3H$ газовые пузыри после прохождения преграды соприкасаются со стенкой под преградой. В то же время, у противоположной стенки для преград наблюдается отток пузырей ближе к центру канала и стенке под преградой. Это

смещение создает слой свободной от газа жидкости у стенки над преградой. Увеличение количества пузырей у стенки под преградой может оказывать значительное влияние на теплообмен.

С помощью теневой съемки также были получены данные по распределению пузырей по размерам до и после прямоугольной преграды и преграды в форме равнобедренной трапеции для различных газосодержаний при $Re_H = 5000$ показаны на рисунке 42.

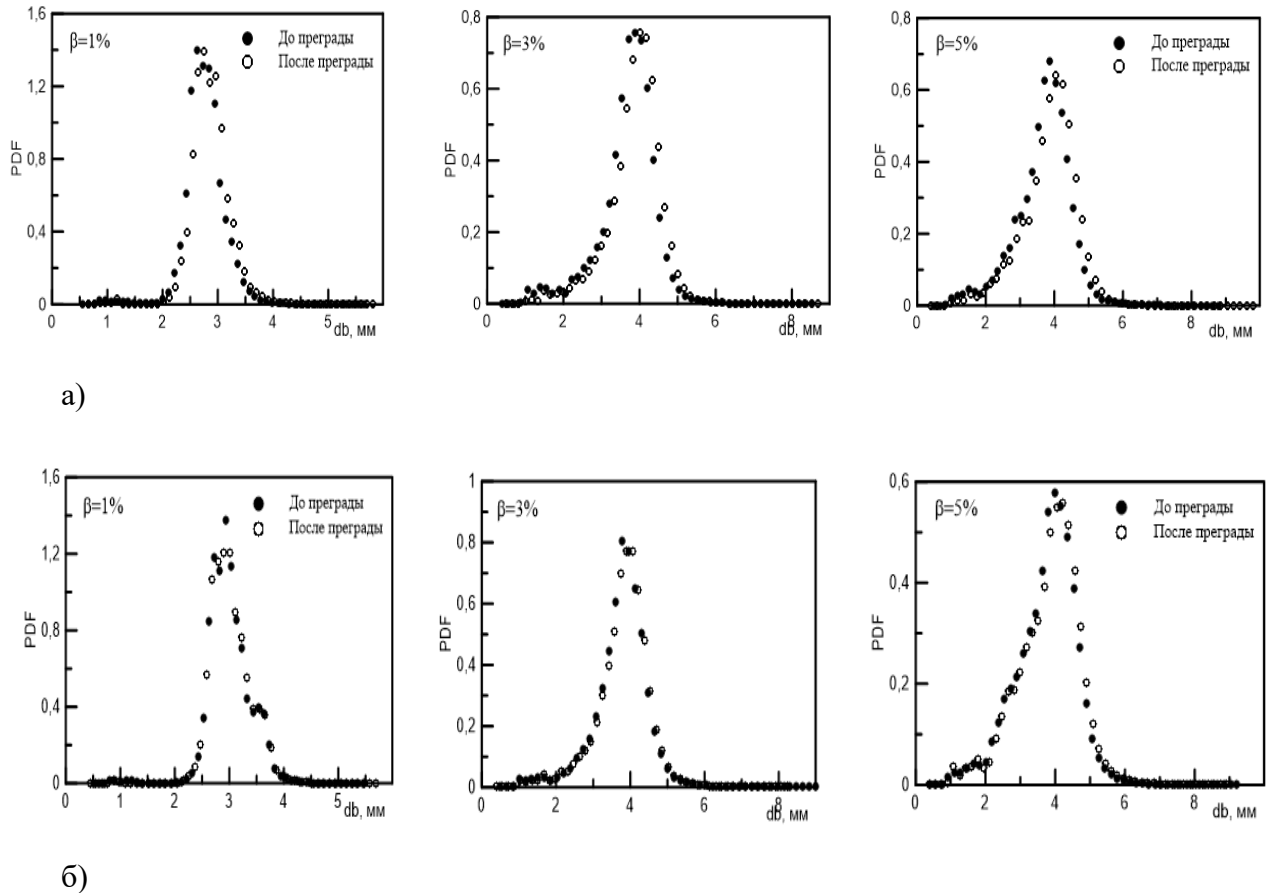


Рисунок 42 – Распределение плотности вероятности нахождения пузырей в жидкости по размерам для: а) прямоугольной формы б) форме в виде равнобедренной трапеции

Средний размер пузыря увеличивается при увеличении расходного газосодержания от 3 до 4 мм. В то же время, установка преграды прямоугольного сечения приводит к незначительному увеличению среднего диаметра пузырей. Это подтверждается смещением пика гистограммы распределения пузырей по размеру после прохождения преграды в сравнении с аналогичной гистограммой до преграды.

4.4 Распределение скорости жидкости однофазного потока за обратным уступом

При помощи метода PIV были получены профили скорости жидкости в канале с обратным уступом ($ER=2$) на расстоянии от 0 до $5H$ от уступа для тех же параметров течения для

однофазного ($\beta=0$) и для двухфазного потока ($\beta=0,01$). Результаты при $Re_H=5000$ приведены на рисунке 43. Показано, что так же, как и для преград, сразу за ступенью существует зона рециркуляции, которая характеризуется наличием отрицательных значений скорости, которые вызваны изменением направления потока. Такое изменение вызвано наличием вихревой структуры. Величина скорости возвратного течения в зоне рециркуляции составляет около 20% от её максимального значения по сечению. Тем не менее, при достижении расстояния $5H$ профиль скорости не становится симметричным, что подтверждается литературными данными для однофазных потоков, где указывается, что зона присоединения потоков находится на расстоянии $7-8H$ от начала расширения канала [153].

Для двухфазного потока также наблюдается отрыв течения и возникновение возвратного течения сразу за уступом. Значительной разницы между распределением скорости жидкости для однофазного и двухфазного течения не наблюдается. Над ступенью профиль скорости для двухфазного потока имеет смещение пика скорости ближе к стенке канала. Такое смещение можно объяснить движением пузырей вблизи ступени, что приводит к замедлению скорости жидкости в области $y/Y = 0,5-0,8$. Стоит отметить, что профиль скорости жидкости в двухфазном потоке выравнивается быстрее, чем для однофазного потока, как и в случае с преградами. Тем не менее, зона присоединения лежит вне измеряемой области.

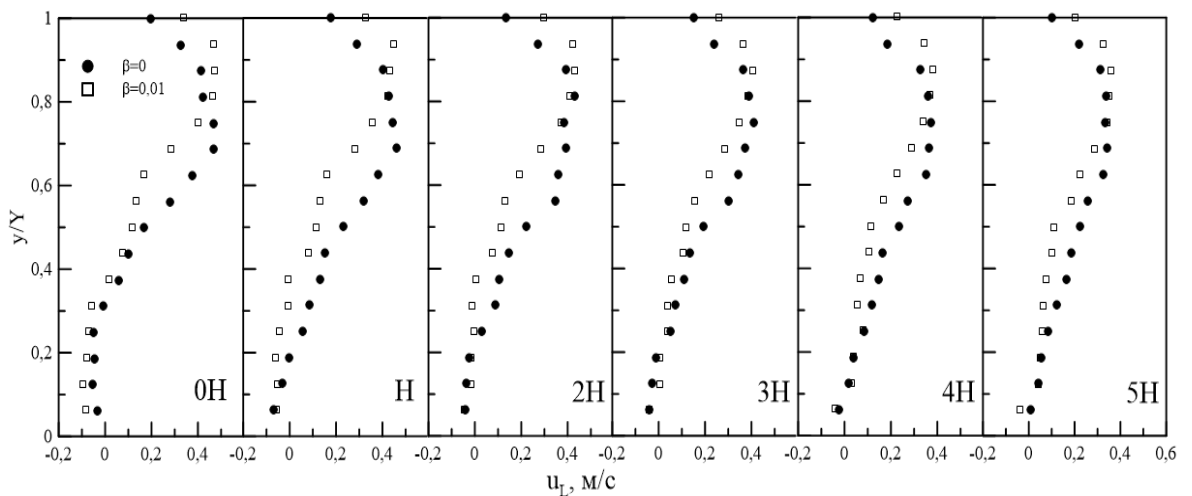


Рисунок 43 – Профили скорости жидкости при $Re=5000$ для $\beta=0\%$ и $\beta=1\%$

Также были приведена визуализация течения за прямоугольным уступом. Она представлена на рисунке 44. Установлено, что увеличение расходного газосодержания приводит к уменьшению длины зоны возвратного течения до $3H$, что оказывает влияние на рост градиента скорости пристенного течения. Также как и в случае с преградами, вне зависимости от формы уступа, сразу за ним наблюдается зоны свободной от пузырей жидкости.

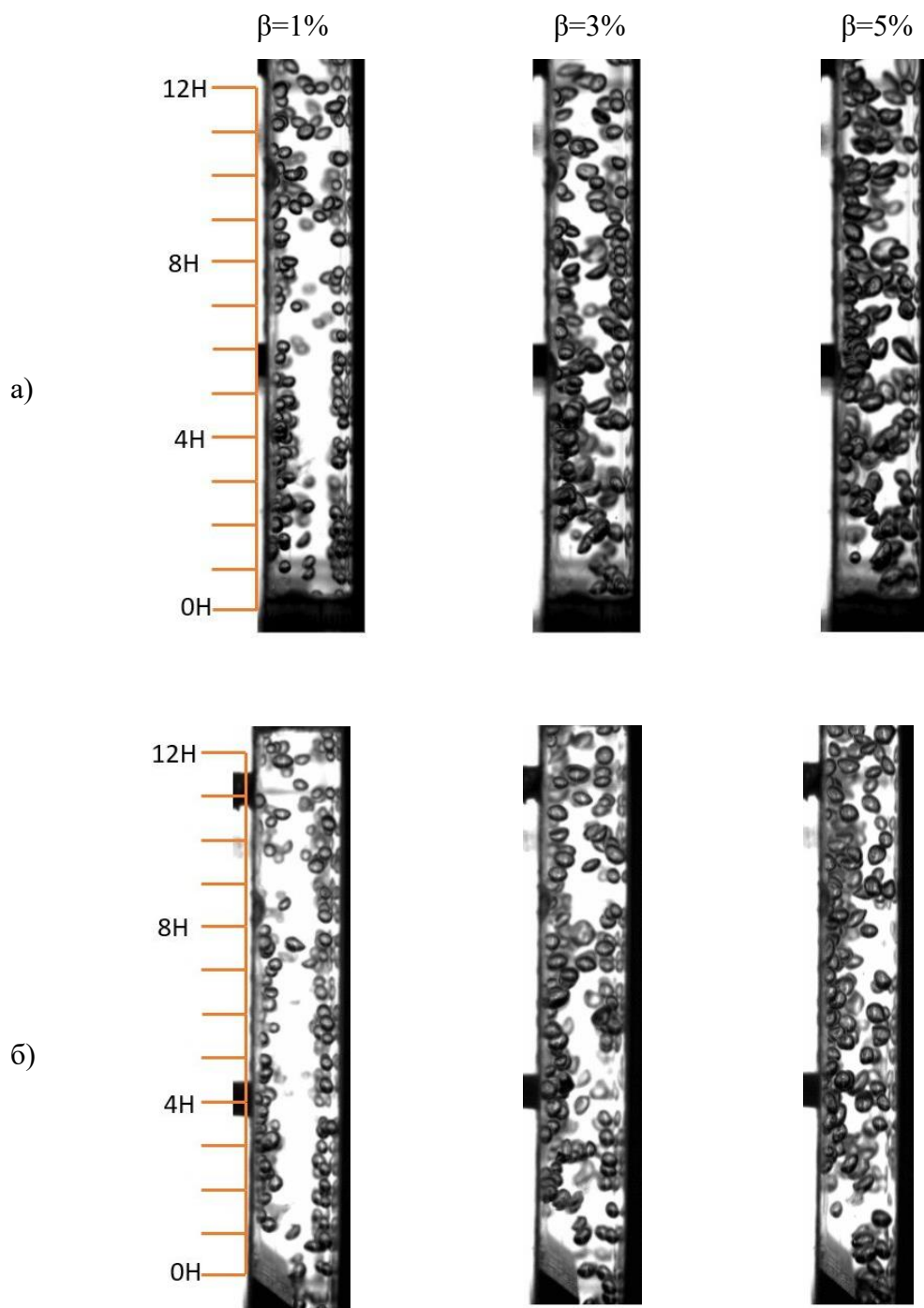


Рисунок 44 – Визуализация пузырькового течения при $Re_H=5000$ и $\beta=1\%$ за а) прямоугольной уступом и б) наклонным уступом.

На рисунке 45 приведены расчетные профили локального газосодержания по толщине канала с внезапным расширением ($ER=2,5$) [127]. Сразу за уступом наблюдается седлообразный профиль локального газосодержания, что качественно подтверждается результатами визуализации, приведенных на 44а. В отличие от установки преград, при наличии уступа при малом газосодержании пузыри движутся вдоль противоположных стенок, оставляя свободным

центр канала. По мере удаления от уступа наблюдается выравнивание профиля газосодержания, что объясняется перераспределением пузырей по сечению канала.

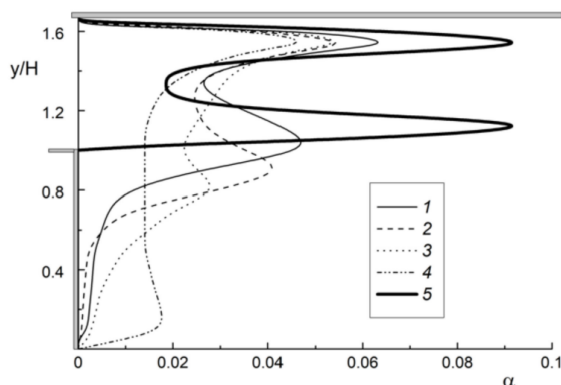


Рисунок 45 – Расчетные профили локального газосодержания в канале с прямоугольным уступом при $ER=2,5$ при $Re_H=6600$ и $\beta=3$ при удалении от уступа на расстояние : 1– $0,2H$; 2– $2,3H$; 3– $4,4H$; 4– $6,5H$; 5– $10H$ [127].

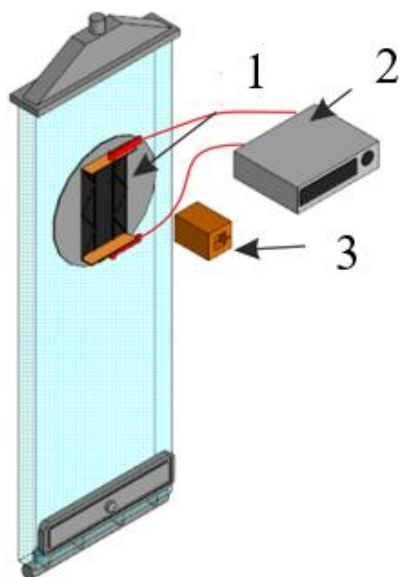
Выводы к главе 4

1. Выяснено, что вне зависимости от формы одиночной преграды, за ней существует зона возвратного течения, что подтверждается асимметричностью профилей скорости в одно- и двухфазных потоках. Отмечается наличие свободного от пузырей слоя жидкости сразу за преградой;
2. Показано, что введение пузырей в поток позволяет уменьшить область возвратного течения непосредственно за преградой, ввод пузырей способствует смещению точки присоединения потока в сторону преграды до расстояния порядка $4H$;
3. Сразу после прохождения преграды, вне зависимости от её формы, существует зона замедления пузырей после прохождения которой скорость движения пузырей увеличивается;
4. Показано, что наличие области рециркуляции характерно для каналов с различной степенью расширения. Восстановление потока при малых степенях расширения происходит на меньших расстояниях от преграды;
5. Введение пузырей в канал со ступенчатым расширением позволяет уменьшить длину рециркуляционной области, также, как и в случае с одиночными преградами разной формы.

5. Теплообмен восходящего отрывного пузырькового течения в вертикальном канале с преградами

5.1 Описание экспериментальной установки и рабочего участка

Для проведения исследований теплообмена использовался идентичный оргстеклянный канал, в который был установлен теплообменный участок на высоте 730 мм от основания канала, который представляет собой фольгу из нержавеющей стали с размерами 70x145мм с толщиной 0,2 мм, установленную заподлицо со стенкой канала. Подробное описание рабочего участка представлено в главе 2. Нагрев нержавеющей фольги осуществляется пропусканием через неё электрического тока от источника. Съёмка термограмм производится при помощи тепловизора марки Fluke Ti32. Визуализация изменения температуры стенки была получена скоростным тепловизором марки FLIR x6550Sc. Измерительные сессии проходили в различное время, что объясняется необходимостью переналадки рабочего участка. Тем не менее, разница между показаниями двух тепловизоров не превышала 10%, что подтверждает достоверность полученных данных. Измерения двумя тепловизорами проводились в разные временные промежутки. Эксперименты проводились при постоянном тепловом потоке ($q_w=9,14 \text{ кВт/м}^2=const$). Температура воды в контуре контролировалась при помощи терморегулятора ОВЕН и поддерживалась постоянной 25°C. Схема рабочего участка установки показана на рисунке 46.



1	Теплообменный участок
2	Источник тока
3	Тепловизор Fluke Ti32

Рисунок 46 – Схема установки для измерения теплообмена.

Коэффициент теплоотдачи h был посчитан на основе разницы между температурой стенки и температурой жидкости $h = q_w / (T_w - T_{liq})$. В дальнейшем, критерий Нуссельта Nu по высоте преграды был рассчитан с помощью полученного коэффициента теплоотдачи и отнесен к критерию Нуссельта, рассчитанному по корреляции Диттуса-Больтера для однофазного потока в прямоугольном канале без расширения высотой 16 мм.

5.2 Теплообмен за одиночной преградой

5.2.1 Влияние расходного газосодержания на теплообмен за одиночной преградой

На рисунке 47 показано изменение числа Nu при удалении от прямоугольной преграды при различном расходном газосодержании $\beta=0\div5\%$. Введение преграды в поток в целом интенсифицирует теплообмен за преградой более, чем в два раза по сравнению с прямоугольным каналом без преград. Сразу за преградой наблюдается зона малоинтенсивного теплообмена, что выражается пониженными значениями числа Нуссельта. Длина этой зоны составляет около $2H$. Ниже по потоку наблюдается рост числа Nu до максимального значения, который приходится на $4H$ для однофазного потока. Положение этих зон зависит от высоты преград [168]. После прохождения максимума, число Nu начинает уменьшаться до постоянных значений. Похожее распределение для однофазных потоков было показано в работе [10].

Распределение числа Нуссельта для двухфазного потока имеет схожую форму с однофазным потоком. Для пузырьковых потоков в области сразу за преградой также наблюдается зона низких значений Nu . Возможно, присутствие этой зоны для двух типов течений связано с наличием возвратного течения в данном месте канала, где скорость жидкости принимает отрицательные или околонулевые значения. Такое слабое движение жидкости приводит к повышенной температуре на пластине, т.е. малоинтенсивной теплоотдаче.

Как было показано в предыдущей главе, при введении пузырей в поток, часть пузырей продолжают движение в канале, а часть увлекается вихрем в зоне рециркуляции. Тем не менее сразу за преградой наблюдается зона жидкости свободной от пузырей. Увеличение расходного газосодержания приводит к увеличению количества и размеров пузырей. Это не оказывает влияния на длину зоны малоинтенсивного теплообмена за преградой, но смещает максимум Nu в сторону удаления от уступа от $4H$ до $6H$. Вероятно, что максимальная интенсификация теплообмена происходит после зоны присоединения и соответствует области, где наблюдается смещение пузырей к стенке под преградой. Увеличение величины значений максимумов Nu для двухфазных потоков достигает 40% по сравнению с однофазным течением.

В зоне релаксации сохраняется тенденция интенсификации теплообмена для двухфазных потоков по сравнению с однофазным потоком, что согласуется с результатами для трубы с внезапным расширением [139].

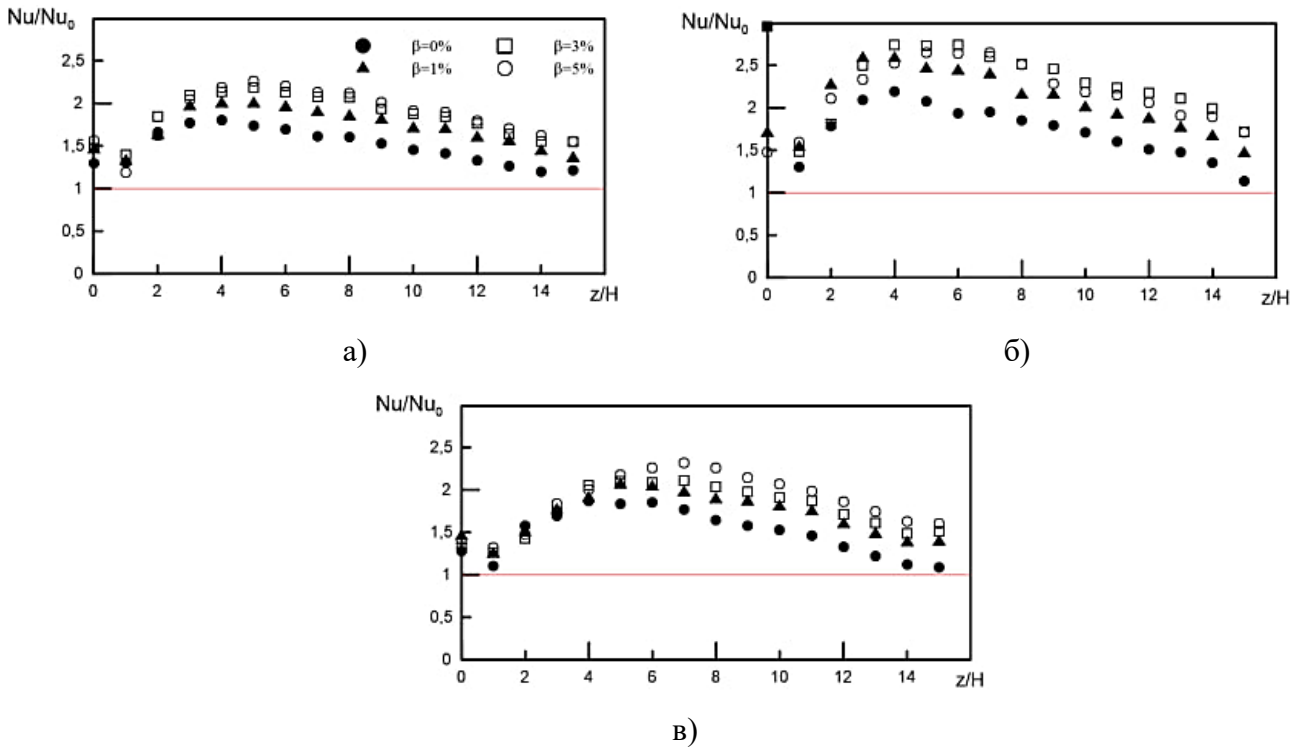


Рисунок 47 – Влияние расходного газосодержания на интенсивность теплоотдачи при $Re_H=5000$ за одиночной преградой в форме: а) прямоугольника; б) равнобедренной трапеции; в) прямоугольной трапеции

Интенсификация теплообмена за преградой при вводе пузырей в поток наблюдается для всех форм преград, также, как и наличие зоны с низкими значениями Nu сразу за преградой и наличие максимумов при удалении от неё. Наиболее интенсивная теплоотдача наблюдается для преграды в форме равнобедренной трапеции. Предполагается, что этот эффект связан с особенностями отрыва перед и на преграде, что в свою очередь оказывает влияние на распределение газовых пузырей в канале и их смещение к стенке под преградой. Отмечается, что для преграды в виде прямоугольной трапеции эффект интенсификации схож для случая с прямоугольной преградой. Таким образом, можно заключить, что форма передней кромки преграды не оказывает особого влияния на теплообмен за преградой, в то время как его интенсивность определяется лишь формой задней кромки ступени при одинаковой высоте преград. Введение пузырей позволяет интенсифицировать теплообмен на величину до 60% по сравнению с однофазным течением в канале с преградой и на величину до 2,6 раз в канале без преград.

5.2.2 Влияние формы преграды и скорости жидкости на теплообмен за преградой

Как было сказано выше, интенсификация теплообмена за преградой при вводе пузырей в поток наблюдается для всех типов преград. Сравнение Nu/Nu_0 для преграды в форме прямоугольника и равнобедренной трапеции для при расходном газосодержании от 0 до 5% и числах Re_H от 5000 до 12500 приведено на рисунке 48. При однофазном течении эффект

интенсификации от введения преграды существует для всего диапазона чисел Рейнольдса. Увеличение числа Рейнольдса не оказывает значительного влияния на структуру распределения теплоотдачи на стенке, но изменяет длины ранее определенных зон. Таким образом, рост числа Рейнольдса приводит к увеличению длины зоны пониженного теплообмена за преградой, в то же время область с максимальной интенсификацией теплоотдачи смещается дальше от преграды. Стоит отметить, что с увеличением числа Рейнольдса интенсивность теплообмена снижается, но для всего диапазона параметров остается выше, чем для однофазного течения в канале без преград.

Эффект введения пузырей существует для всего диапазона Re и также приводит к улучшению теплоотдачи на стенке. Как и в случае с эффектом преграды, наиболее явно эффект ввода пузырей наблюдается при меньших числах Рейнольдса.

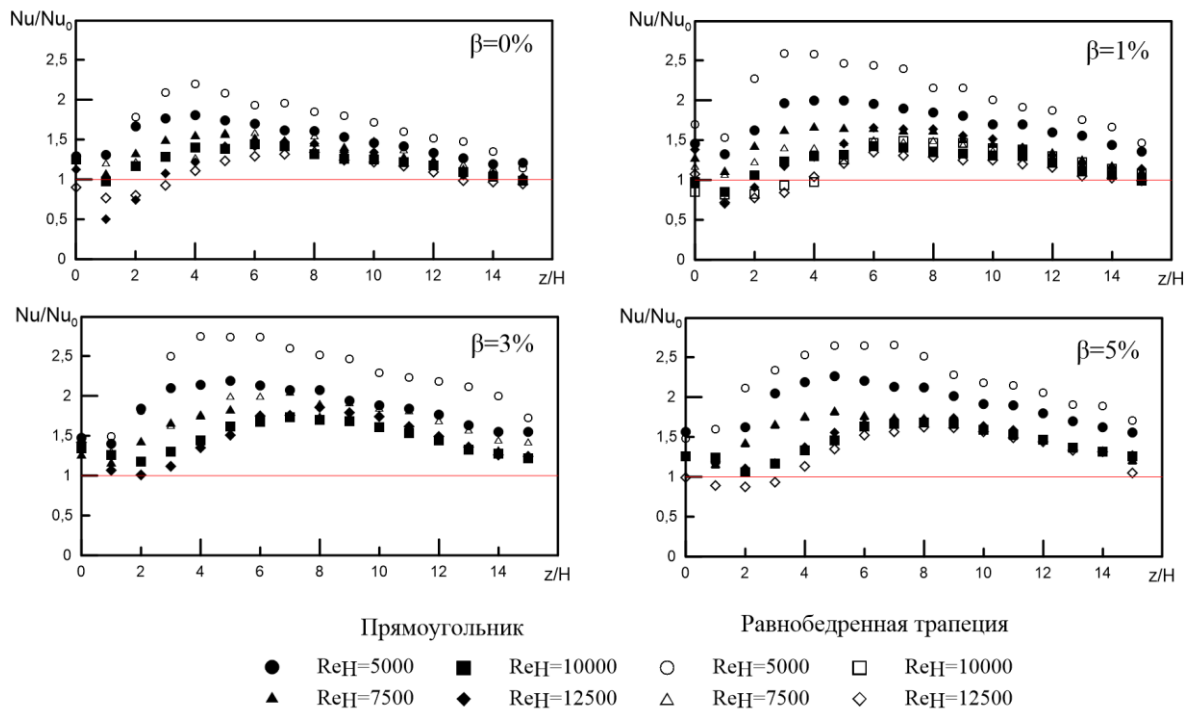


Рисунок 48 – Влияние формы преграды и числа Re на интенсивность теплоотдачи

Поля температур для прямоугольной преграды при $\beta=1\%$ для диапазона чисел $Re=5000\div 12500$ показаны на рисунке 49. Несмотря на то, что наибольший эффект интенсификации наблюдается при малых расходах жидкости, очевидно, что наименьшая температура у стенки наблюдается при более высоких числах Рейнольдса.

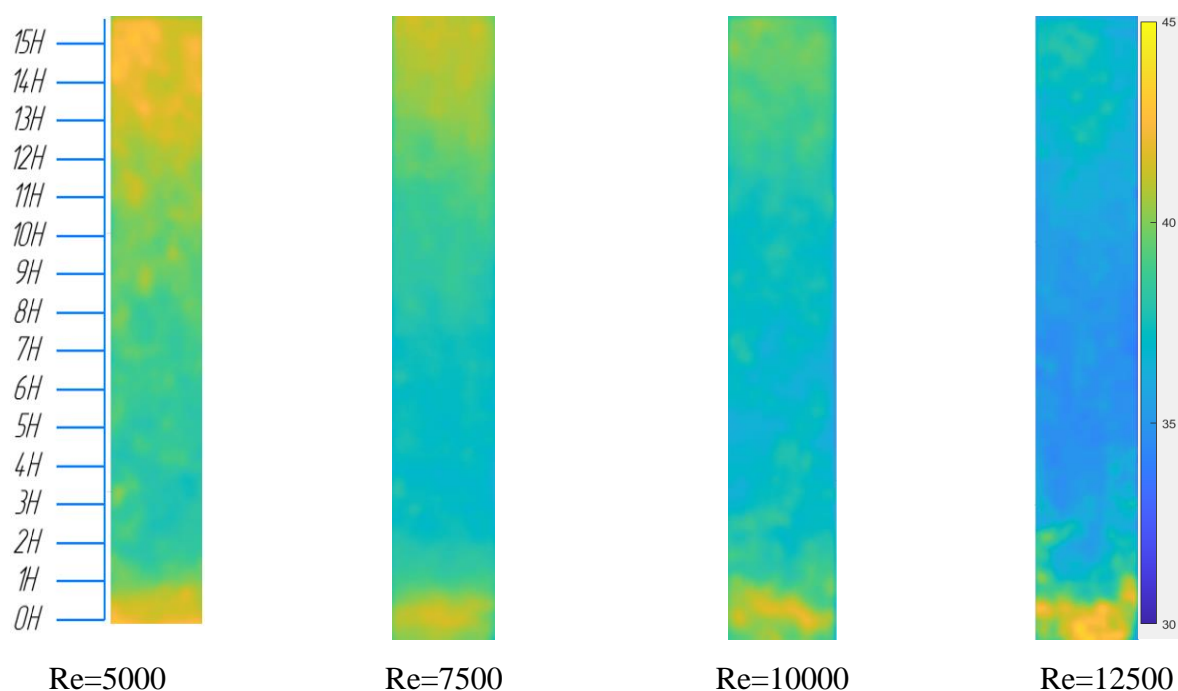


Рисунок 49 – Поля температур для прямоугольной преграды при $\beta=1\%$ для диапазона чисел $Re=5000 \div 12500$

5.3 Теплообмен за уступом

При помощи метода скоростной термографии и тепловизора марки FLIR x6550sc были проведены измерения теплообменных характеристик в канале с обратным уступом при тех же условиях, что и для одиночной преграды. На рисунке 50 приведены осреднённые поля температуры для однофазного потока ($\beta=0\%$) и двухфазного потока ($\beta=5\%$) для прямоугольного (а) и наклонного (б) ($\theta=60^\circ$) обратного уступа. На полученных полях температуры показано, что также как и в случае с преградой, сразу за расширением наблюдается зона повышенных температур, которая располагается до 1Н. Это также характерно и для двухфазного потока. Далее при удалении от уступа, происходит уменьшение температуры стенки, что позволяет говорить об интенсификации теплоотдачи. Тем не менее, длина этой зоны в однофазном течении меньше (до 10Н), чем в пузырьковом потоке (12Н). После прохождения этой зоны также наблюдается плавное повышение температуры. Однако, абсолютные значения температуры стенки в двухфазном потоке ниже, чем в однофазном. Похожая картина наблюдается и для наклонного уступа, введение которого сопровождается еще большим снижением температуры в области расширения. Таким образом, Полученные поля температуры показывают, что введение пузырей повышает эффективность охлаждения стенки в области от 1Н до 14Н.

Результаты по распределению отношения чисел Nu/Nu_0 для двух типов уступов прямоугольного ($\theta=90^\circ$) и наклонного ($\theta=60^\circ$) приведены на рисунке 51.

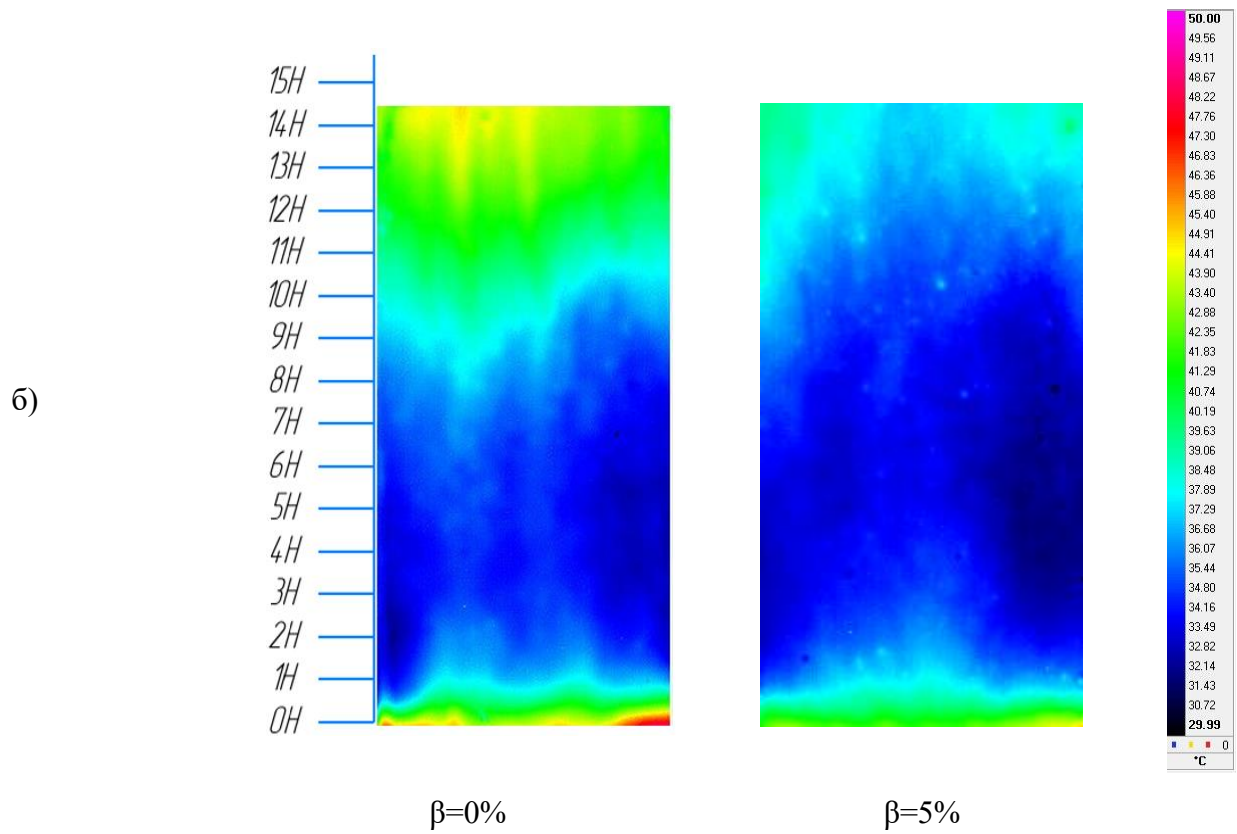
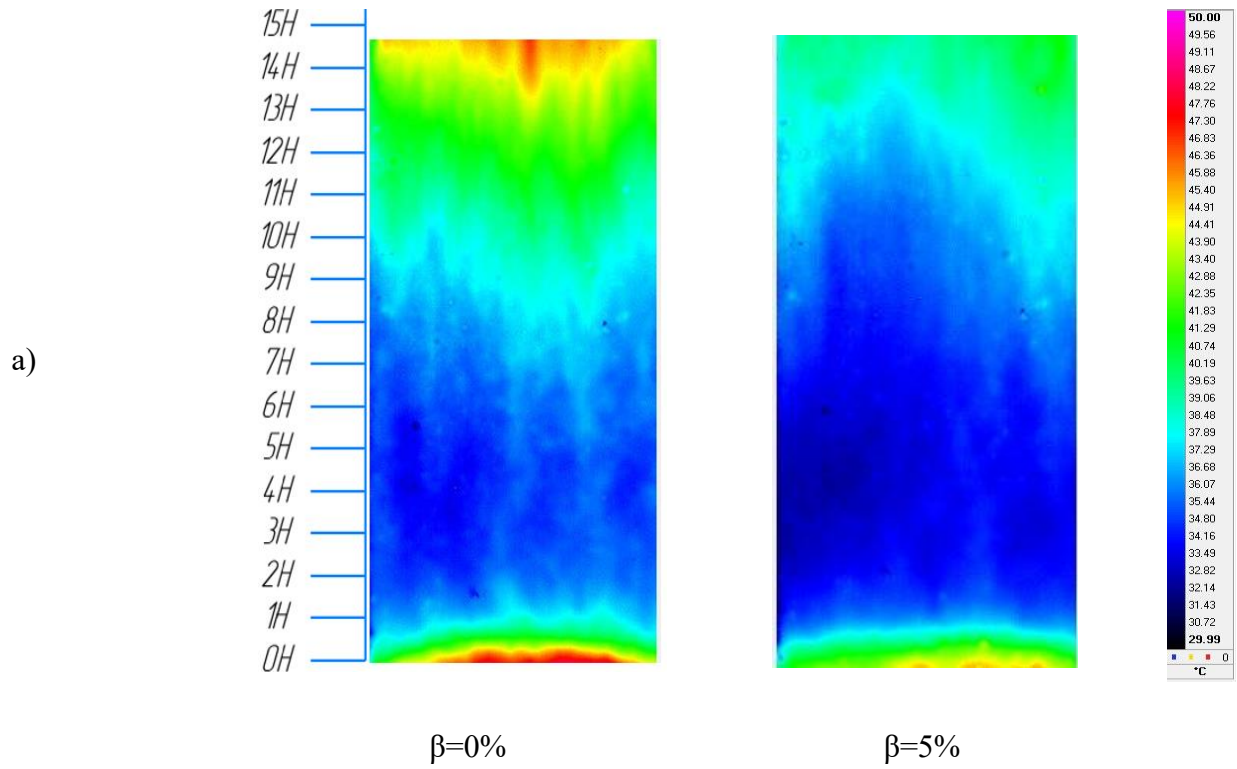


Рисунок 50 – Осреднённые поля температуры для однофазного потока ($\beta=0\%$) и двухфазного потока ($\beta=5\%$) для: а) прямоугольного; б) наклонного обратного уступа ($\theta=60^\circ$)

При введении обратного уступа в канал, распределение числа Nu имеет схожую форму, как и в случае для преграды. Сразу за расширением наблюдается наличие минимума интенсивности теплоотдачи, а затем дальнейший рост и её стабилизация. В отличие от прямоугольной преграды при увеличении газосодержания интенсификация теплообмена для уступа находится в зоне релаксации (после $6H$), что было обнаружено также для круглой трубы в работе [139], а максимум теплообмена находится в одной точке (около $3-4H$) и не смещается с увеличением расхода газа. Значение же максимума не изменяется в зависимости от газосодержания. Эффект введения пузырей позволяет интенсифицировать теплообмен на величину до 2,8 раз по сравнению с однофазным потоком в канале без преград, а интенсификация теплообмена в зоне релаксации при введении пузырей достигает 200%.

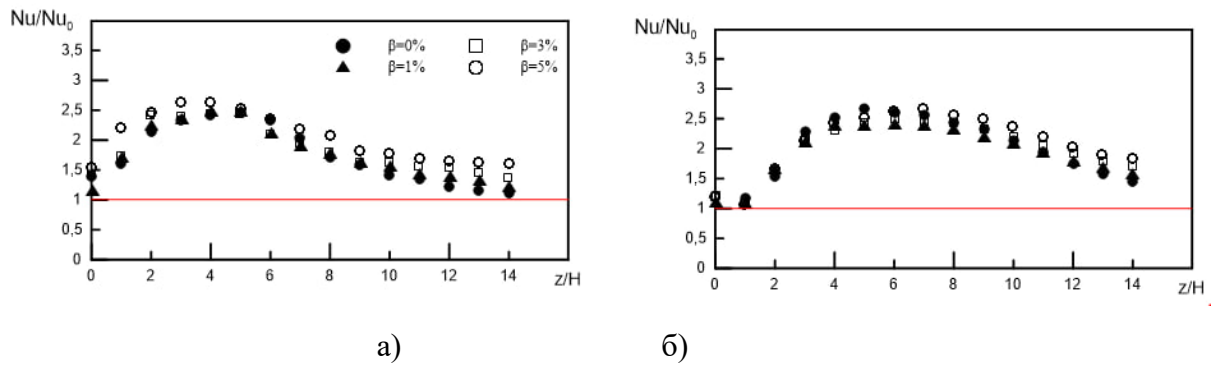


Рисунок 51 – Влияние расходного газосодержания на интенсивность теплоотдачи за обратным уступом при $Re_H=5000$: а) $\theta=90^\circ$; б) $\theta=60^\circ$.

Изменение угла наклона наклонного уступа до 60° приводит к незначительному изменению формы распределения числа Nu . В данном случае, происходит небольшое увеличение зоны пониженного теплообмена (до $2H$), а область максимума располагается в районе $5H$. Так же, как и для прямоугольного обратного уступа, точка максимума не смещается с введением газа, а теплоотдача улучшается в области зоны релаксации. Это можно объяснить единственной точкой отрыва у кромки и увеличением турбулентности в зоне релаксации, принесенной газовыми пузырями. В отличие от прямоугольного уступа, увеличение расходного газосодержания приводит к интенсификации теплообмена во всех зонах течения, а не только в зоне релаксации.

Введение пузырей в поток не всегда оказывает положительное влияние на теплообмен. В случаях, когда пузырь оседает на стенке, в данном месте наблюдается резкое повышение температуры стенки. Пример термограммы с прилипшим на нагреваемой стенке пузырем показан на рисунке 52. Эта информация подтверждает, что изменение градиента скорости является движущей силой интенсификации переноса тепла.

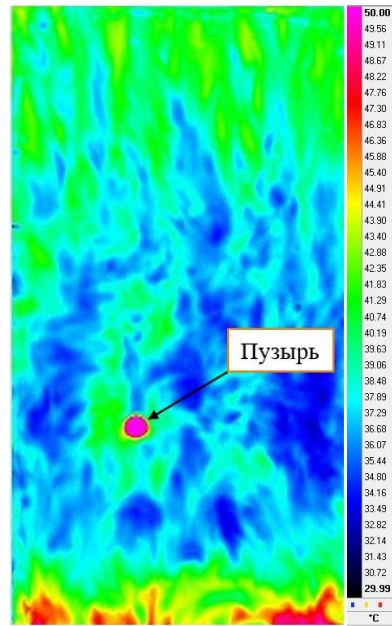


Рисунок 52 – Мгновенное поле температуры двухфазного потока за наклонным уступом при $\beta=5\%$

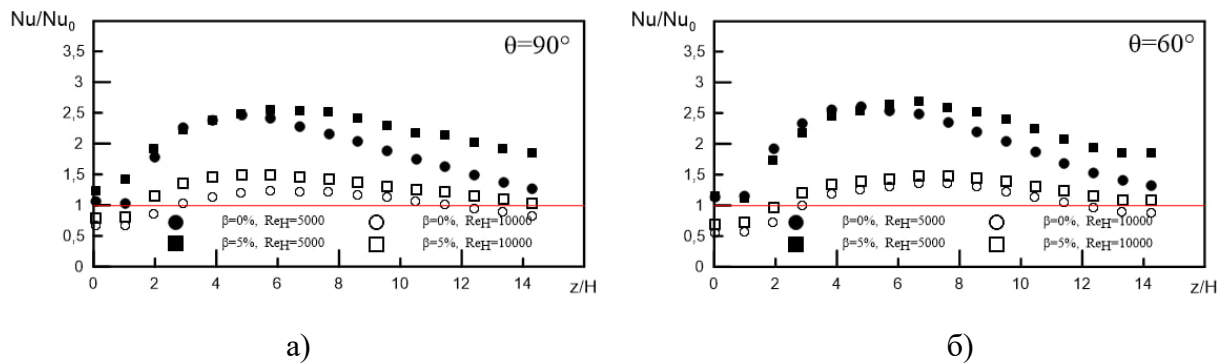


Рисунок 53 – Влияние числа Re_H на интенсивность теплоотдачи за уступом для: а) прямоугольного; б) наклонного уступа

Результаты исследования влияния числа Рейнольдса по жидкой фазе приведены на рисунке 53. Выяснено, что увеличение числа Рейнольдса для уступов двух форм приводит к уменьшению величины интенсификации теплообмена по сравнению с каналом без уступа, но тем не менее, эффективность теплообмена в канале с уступом повышается в 2 раза в однофазном и на величину до 2,8 раз в двухфазном потоке.

В работах [164] отмечается, что изменение угла наклона уступа с 45° до 90° практически не оказывает влияния на теплоотдачу в однофазном потоке. Этот эффект также был рассмотрен для пузырькового потока в данном исследовании при варьировании угла наклона θ от 45° до 90° . Результаты представлены на рисунке 54.

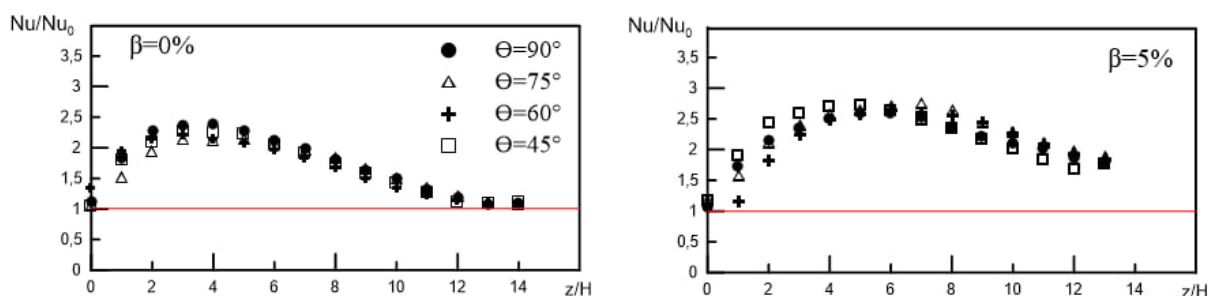


Рисунок 54 – Влияние угла наклона уступа на теплообмен при $Re_H=5000$

Было выяснено, что изменение угла наклона в однофазном потоке практически не оказывает влияние на структуру распределения теплоотдачи. Аналогичные результаты были обнаружены и в двухфазном течении.

Выводы к главе 5

1. Показано, что сразу за преградой/уступом наблюдается зона малоинтенсивного теплообмена. При удалении от преграды наблюдается увеличение интенсивности вплоть до достижения Nu_{max} на расстоянии $6H$ для однофазного и $4H-5H$ для двухфазного потока. Далее наблюдается плавное уменьшение числа Nu вплоть до его стабилизации;
2. Показано, что введение пузырей в поток позволяет сместить область расположения максимального коэффициента теплоотдачи в сторону преграды. Предполагается, что максимальное число Нуссельта соответствует точке присоединения потоков;
3. Выяснено, что введение пузырей в поток позволяет интенсифицировать теплообмен в зоне релаксации потока на величину до 200%. Увеличение газосодержания приводит к увеличению интенсивности теплообмена за уступом;
4. Использование одиночной преграды позволяет увеличить длину зоны рециркуляции до $6H$ в двухфазном потоке, тем самым смещая точку присоединения дальше от преграды. Такое изменение длины зоны рециркуляции связано с дополнительными областями отрыва, которые располагаются перед преградой и на её передней кромке. В случае с расширением, длина зоны возвратного течения короче, ввиду наличия одной области отрыва;
5. Выяснено, что изменение угла наклона уступа не оказывает значительного влияния на максимальную величину коэффициента теплоотдачи в однофазном и двухфазном потоках.

Заключение

1. Выполнено комплексное экспериментальное исследование локальных и интегральных гидродинамических параметров двухфазных течений, тепло- и массообмена пузырьковых потоков с преградами-интенсификаторами различной конструкции;
2. Установлено, что введение преград и их взаимное расположение оказывает значительное влияние на структуру течения и смену режимов двухфазного потока, что позволяет управлять процессами массообмена в барботажном реакторе;
3. На основе анализа полученных экспериментальных данных о влиянии дисперсности газовой фазы и выполненных исследований, направленных на оптимизацию геометрических параметров барботажного реактора с преградами – интенсификаторами, достигнуто увеличение объемного коэффициента массообмена на величину до 60%. Установлено, что данный эффект связан со снижением скорости пузырей в отрывных областях течения, увеличением истинного газосодержания и площади межфазного взаимодействия;
4. Преграды-интенсификаторы являются эффективным средством улучшения теплоотдачи восходящих одно- и двухфазных потоков с увеличением коэффициента теплоотдачи в отрывной области течения до 2,8 раз в сравнении с однофазным потоком в плоском канале;
5. Двухфазное течение в канале с уступом или преградой приводит к уменьшению длины области возвратных течений на величину до двух высот преград/уступа и существенному изменению параметров теплоотдачи от нагреваемой стенки к потоку.

Список условных обозначений

- a – площадь межфазного взаимодействия, 1/м
 C_G – концентрация газа в газовой фазе, кмоль/м³
 C_G^* – Равновесная концентрация газа в газовой фазе, кмоль/м³
 C_L – концентрация газа в жидкой фазе, кмоль/м³
 C_L^* – равновесная концентрация газа в жидкой фазе, кмоль/м³
 C_p – удельная теплоемкость, Дж/(кг·К)
 CR – степень сужения
 d_b – диаметр пузырей, м
 D_c – диаметр колонны, м
 ER – степень расширения
 g – ускорение свободного падения, м/с²
 h – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К)
 H – высота ступени/ преграды, м
 H_0 – высота заполнения колонны без аэрации, м
 H_1 – высота канала до расширения, м
 H_2 – высота канала после расширения, м
 H_c – толщина колонны, м
 I – сила тока, А
 j_{GL} – приведенная скорость дрейфа, м/с
 j_{CO_2} – поток вещества на единицу объема жидкости, кмоль/м³·с
 k_G – коэффициент массообмена со стороны газа, м/с
 k_L – коэффициент массообмена со стороны жидкости, м/с
 k_{La} – объемный коэффициент массообмена, 1/с
 L – характерная длина, м
 n – количество пузырей
 n_{total} – общее количество пузырей
 N – плотность потока вещества, обменивающегося через границу раздела фаз, кмоль/(м²·с)
 N_{CO_2} – плотность потока CO₂, обменивающегося через границу раздела фаз, кмоль/(м²·с)
 Q – тепловой поток, Вт
 q_w – плотность теплового потока, Вт/м²

Q_G – объемный расход газа, м³/ч

Q_L – объемный расход жидкости, м³/ч

R – преграда прямоугольной формы

R_{nl} – сопротивление пластины из нержавеющей стали, Ом

S_{nl} – площадь пластины, м²

$S_{сеч}$ – площадь поперечного сечения канала, м²

t – время, с

T_{liq} – температура жидкости, °С

T_w – температура стенки, °С

U_G – приведенная скорость газа, м/с

U_L – скорость жидкости, м/с

U_{swarm} – коллективная скорость пузырей, м/с

V_G – объем газа, м³

V_L – объем жидкости, м³

V_x – X-компонента скорости, м/с

V_z – Z-компонента скорости, м/с

Греческие символы

φ – истинное газосодержание

α – локальное газосодержание

β – расходное газосодержание

δ – высота пограничного слоя, м

λ_L – теплопроводность жидкости, Вт/(м·К)

μ_G – динамическая вязкость газа, Па·с

μ_L – динамическая вязкость жидкости, Па·с

ρ_G – плотность газа, кг/м³

ρ_L – плотность жидкости, кг/м³

σ – поверхностное натяжение, Н/м

θ – угол наклона преграды/уступа, °

Критерии подобия

Fr – Число Фруда

Nu – Число Нуссельта

Re – Число Рейнольдса

Pr – Число Прандтля

St – Число Стэнтона

Публикации по теме диссертации

Перечень публикаций по теме диссертации в рецензируемых изданиях, рекомендуемых ВАК:

1. Патент № 2848923. Способ измерения скорости многофазного потока на основе корреляционного метода обработки изображений: № 2025111968 : опубл. 21.11.2025 / Чинак А.В., Евдокименко И.А., Лобанов П. Д., Прибатурин Н.А.; заявитель и правообладатель Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе Сибирского отделения Российской академии наук.
2. Evdokimenko I.A., Blel W., Gentric C., Vozhakov I.S., Alekseev M.V., Lukyanov A.A., Legrand J., Dechandol E., Thobie C., Si-Ahmed E.-K., Lobanov P.D. Experimental and numerical study of wall phenomena of confined bubble flow in a square channel // *Chemical Engineering Science*. — 2025. — Vol. 301. — P. 120681.
3. Evdokimenko I.A., Lobanov P.D., Chinak A.V., Filippskii K.A., Si-Ahmed E.-K., Gentric C., Blel W., Legrand J. Investigation of the Hydrodynamic Structure of a Detached Two-Phase Bubble Flow and the Heat Exchange in a Rectangular Channel with an Obstacle // *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. — 2025. — Vol. 98. — No. 1. — P. 173-182.
4. Evdokimenko I.A., Lobanov P.D., Chinak A.V., Filippskii K.A., Si-Ahmed E.-K., Blel W., Gentric C., Legrand J. Error correction in correlative measurement methods // *Journal of Flow Visualization and Image Processing*. — 2025. — Vol. 32. — No. 4. — P. 51-61.
5. Bogatko T.V., Chinak A.V., Evdokimenko I.A., Kulikov D.V., Lobanov P.D., Pakhomov M.A. The Effect of a Backward-Facing Step on Flow and Heat Transfer in a Polydispersed Upward Bubbly Duct Flow // *Water*. — 2021. — Vol. 13. — No. 17. — P. 2318.
6. Evdokimenko I.A., Lobanov P.D., Pakhomov M.A., Terekhov V.I., Das P.K. The Effect of Gas Bubbles on the Flow Structure and Turbulence in a Downward Two-Phase Flow in a Vertical Pipe // *Journal of Engineering Thermophysics*. — 2020. — Vol. 29. — No. 3. — P. 414-423.
7. Chinak A.V., Evdokimenko I.A., Kulikov D.V., Lobanov P.D. Experimental study of the local structure of a bubble flow in a flat channel with sudden expansion // *Journal of Physics: Conference Series*. — 2021. — Vol. 2057. — No. 1. — P. 012040.
8. Evdokimenko I.A., Kulikov D.V., Lobanov P.D., Pribaturin N.A. Liquid Velocity Distribution in a Flat Channel with Sudden Expansion // *Journal of Physics: Conference Series*. — 2020. — Vol. 1677. — No. 1. — P. 012010.
9. Chinak A., Evdokimenko I., Kulikov D., Lobanov P. Motion characteristics of bubbles behind a sudden channel expansion // *Journal of Physics: Conference Series*. — 2019. — Vol. 1382. — P. 012089.

Список литературы

1. Hetsroni, G. Handbook of Multiphase Systems / G. Hetsroni. — New York : McGraw-Hill, 1981. — 1024 p
2. Schmid D., Verlaat B., Petagna P., Revellin R., Schiffmann J. Flow pattern observations and flow pattern map for adiabatic two-phase flow of carbon dioxide in vertical upward and downward direction // *Experimental Thermal and Fluid Science*. — 2022. — Vol. 131. — P. 110526.
3. Nie F., Wang H., Song Q., Zhao Y., Shen J., Gong M. Image identification for two-phase flow patterns based on CNN algorithms // *International Journal of Multiphase Flow*. — 2022. — Vol. 152. — P. 104067.
4. Almani S., Blel W., Gadoin E., Gentric C. Global characterization of hydrodynamics and gas-liquid mass transfer in a thin-gap bubble column in presence of Newtonian or non-Newtonian liquid phase // *Chemical Engineering Science*. — 2023. — Vol. 282. — P. 119291.
5. Sánchez Mirón A., García Camacho F., Contreras Gómez A., Grima E.M., Chisti Y. Bubble-column and airlift photobioreactors for algal culture // *AIChE Journal*. — 2000. — Vol. 46. — No. 9. — P. 1872-1887.
6. Thobie C., Gadoin E., Blel W., Pruvost J., Gentric C. Global characterization of hydrodynamics and gas-liquid mass transfer in a thin-gap bubble column intended for microalgae cultivation // *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. — 2017. — Vol. 122. — P. 76-89.
7. Deckwer, W.-D. Bubble column reactors / W.-D. Deckwer. — Chichester ; New York : Wiley, 1992. — xiv, 533 p.
8. Olmos E. Etude experimentale et numerique des ecoulements gaz-liquide en colonne a bulles : these de doctorat / E. Olmos. — Institut national polytechnique de Lorraine —Nancy, 2002. — 291 p.
9. Chen R.C., Reese J., Fan L.-S. Flow structure in a three-dimensional bubble column and three-phase fluidized bed // *AIChE Journal*. — 1994. — Vol. 40. — No. 7. — P. 1093-1104.
10. Ruzicka M.C., Drahoš J., Fialová M., Thomas N.H. Effect of bubble column dimensions on flow regime transition: Proceedings of the 5th International Conference on Gas-Liquid and Gas-Liquid-Solid Reactor Engineering // *Chemical Engineering Science*. — 2001. — Vol. 56. — No. 21. — P. 6117-6124.
11. Manjrekar O.N., Dudukovic M.P. Identification of flow regime in a bubble column reactor with a combination of optical probe data and machine learning technique // *Chemical Engineering Science: X*. — 2019. — Vol. 2. — P. 100023.
12. Essadki H., Nikov I., Delmas H. Electrochemical probe for bubble size prediction in a bubble column // *Experimental Thermal and Fluid Science*. — 1997. — Vol. 14. — No. 3. — P. 243-250.

13. Veera U.P., Kataria K.L., Joshi J.B. Effect of superficial gas velocity on gas hold-up profiles in foaming liquids in bubble column reactors // *Chemical Engineering Journal*. — 2004. — Vol. 99. — No. 1. — P. 53-58.
14. Manjrekar O.N., Dudukovic M.P. Identification of flow regime in a bubble column reactor with a combination of optical probe data and machine learning technique // *Chemical Engineering Science: X*. — 2019. — Vol. 2. — P. 100023.
15. Tang C., Heindel T.J. Time-dependent gas holdup variation in an air–water bubble column // *Chemical Engineering Science*. — 2004. — Vol. 59. — No. 3. — P. 623.
16. Kawase Y., Moo-Young M. Heat transfer in bubble column reactors with newtonian and non-Newtonian fluids // *Heat transfer in bubble column reactors with newtonian and non-Newtonian fluids*. — 1987. — Vol. 65. — No. 2. — P. 121-126.
17. Hikita H., Asai S., Tanigawa K., Segawa K., Kitao M. Gas hold-up in bubble columns: An International Journal of Research and Development // *The Chemical Engineering Journal*. — 1980. — Vol. 20. — No. 1. — P. 59-67.
18. Schumpe A., Deckwer W.-D. Viscous media in tower bioreactors: Hydrodynamic characteristics and mass transfer properties // *Bioprocess Engineering*. — 1987. — Vol. 2. — Viscous media in tower bioreactors. — No. 2. — P. 79-94.
19. Abdulkadir M., Kajero O.T., Zhao D., Al-Sarkhi A., Hunt A. Experimental investigation of liquid viscosity's effect on the flow behaviour and void fraction in a small diameter bubble column: How much do we know? // *Journal of Petroleum Science and Engineering*. — 2021. — Vol. 207. — Experimental investigation of liquid viscosity's effect on the flow behaviour and void fraction in a small diameter bubble column. — P. 109182.
20. Koide K., Takazawa A., Komura M., Matsunaga H. Gas Holdup and Volumetric Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Solid-Suspended Bubble Columns // *Journal of Chemical Engineering of Japan*. — 1984. — Vol. 17. — No. 5. — P. 459-466.
21. Besagni G., Brazzale P., Fiocca A., Inzoli F. Estimation of bubble size distributions and shapes in two-phase bubble column using image analysis and optical probes // *Flow Measurement and Instrumentation*. — 2016. — Vol. 52. — P. 190-207.
22. Rollbusch P., Bothe M., Becker M., Ludwig M., Grünwald M., Schlüter M., Franke R. Bubble columns operated under industrially relevant conditions – Current understanding of design parameters // *Chemical Engineering Science*. — 2015. — Vol. 126. — P. 660-678.
23. Alwasiti A., Al-Sudani F., Raad A. Effect of Baffles on Homogenous-Heterogeneous Regime in Two Phase Bubble Column With Non-Newtonian Liquid // *Eng. & Tech. Journal*. — 2010. — Vol. 28. — No. 24. — P. 6954-6969.

24. Al-Oufi F.M., Cumming I.W., Rielly C.D. Destabilisation of homogeneous bubbly flow in an annular gap bubble column // *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. — 2010. — Vol. 88. — No. 4. — P. 482-490.
25. Han M., González G., Vauhkonen M., Laari A., Koironen T. Local gas distribution and mass transfer characteristics in an annulus-rising airlift reactor with non-Newtonian fluid // *Chemical Engineering Journal*. — 2017. — Vol. 308. — P. 929-939.
26. Pandit A.B., Joshi J.B. Mixing in mechanically agitated gas-liquid contactors, bubble columns and modified bubble columns // *Chemical Engineering Science*. — 1983. — Vol. 38. — No. 8. — P. 1189-1215.
27. Xia A., Hu Z., Liao Q., Huang Y., Zhu X., Ye W., Sun Y. Enhancement of CO₂ transfer and microalgae growth by perforated inverted arc trough internals in a flat-plate photobioreactor // *Bioresource Technology*. — 2018. — Vol. 269. — P. 292-299.
28. Chen J., Li F., Degaleesan S., Gupta P., Al-Dahhan M.H., Dudukovic M.P., Toseland B.A. Fluid dynamic parameters in bubble columns with internals // *Chemical Engineering Science*. — 1999. — Vol. 54. — No. 13. — P. 2187-2197.
29. Guan X., Yang N. Characterizing regime transitions in a bubble column with internals // *AIChE Journal*. — 2021. — Vol. 67. — No. 5. — P. e17167.
30. Zhao L., Tang Z., Gu Y., Shan Y., Tang T. Investigate the cross-flow flat-plate photobioreactor for high-density culture of microalgae // *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*. — 2018. — Vol. 13. — No. 5. — P. e2247.
31. Wang L., Wang Q., Zhao R., Tao Y., Ying K., Mao X.-Z. Novel Flat-Plate Photobioreactor with Inclined Baffles and Internal Structure Optimization to Improve Light Regime Performance // *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*. — 2021. — Vol. 9.
32. Ali H., Cheema T.A., Park C.W. Numerical modeling of two-phase bubbly flow mixing with mass transport in an effective microorganism odor removing system // *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*. — 2016. — Vol. 91. — No. 4. — P. 1012-1022.
33. Chen Z., Jiang Z., Zhang X., Zhang J. Numerical and experimental study on the CO₂ gas-liquid mass transfer in flat-plate airlift photobioreactor with different baffles // *Biochemical Engineering Journal*. — 2016. — Vol. Complete. — No. 106. — P. 129-138.
34. Huang J., Li Y., Wan M., Yan Y., Feng F., Qu X., Wang J., Shen G., Li W., Fan J., Wang W. Novel flat-plate photobioreactors for microalgae cultivation with special mixers to promote mixing along the light gradient // *Bioresource Technology*. — 2014. — Vol. 159. — P. 8-16.
35. Wang L., Tao Y., Mao X. A novel flat plate algal bioreactor with horizontal baffles: Structural optimization and cultivation performance // *Bioresource Technology*. — 2014. — Vol. 164. — A novel flat plate algal bioreactor with horizontal baffles. — P. 20-27.

36. Vorapongsathorn T., Wongsuchoto P., Pavasant P. Performance of airlift contactors with baffles // *Chemical Engineering Journal*. — 2001. — Vol. 84. — No. 3. — P. 551-556.
37. Bouaifi M., Hebrard G., Bastoul D., Roustan M. A comparative study of gas hold-up, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns // *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. — 2001. — Vol. 40. — No. 2. — P. 97-111.
38. Shah Y.T., Kelkar B.G., Godbole S.P., Deckwer W.-D. Design parameters estimations for bubble column reactors // *AIChE Journal*. — 1982. — Vol. 28. — No. 3. — P. 353-379.
39. Heijnen J.J., Van't Riet K. Mass transfer, mixing and heat transfer phenomena in low viscosity bubble column reactors // *The Chemical Engineering Journal*. — 1984. — Vol. 28. — No. 2. — P. B21-B42.
40. Kawase Y., Moo-Young M. Mathematical models for design of bioreactors: Applications of: Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence // *The Chemical Engineering Journal*. — 1990. — Vol. 43. — Mathematical models for design of bioreactors. — No. 1. — P. B19-B41.
41. Yang Z., del Ninno M., Wen Z., Hu H. An experimental investigation on the multiphase flows and turbulent mixing in a flat-panel photobioreactor for algae cultivation // *Journal of Applied Phycology*. — 2014. — Vol. 26. — No. 5. — P. 2097-2107.
42. Han L., Al-Dahhan M.H. Gas-liquid mass transfer in a high pressure bubble column reactor with different sparger designs: Fluidized Bed Applications // *Chemical Engineering Science*. — 2007. — Vol. 62. — No. 1. — P. 131-139.
43. Letzel H.M., Schouten J.C., Krishna R., van den Bleek C.M. Gas holdup and mass transfer in bubble column reactors operated at elevated pressure // *Chemical Engineering Science*. — 1999. — Vol. 54. — No. 13. — P. 2237-2246.
44. Song Y., Cheng J., Lai X., Guo W., Yang W. Developing a three-dimensional tangential swirl plate photobioreactor to enhance mass transfer and flashlight effect for microalgal CO₂ fixation // *Chemical Engineering Science*. — 2021. — Vol. 244. — P. 116837.
45. Mahesh R., Naira V.R., Maiti S.K. Concomitant production of fatty acid methyl ester (biodiesel) and exopolysaccharides using efficient harvesting technology in flat panel photobioreactor with special sparging system via *Scenedesmus abundans* // *Bioresource Technology*. — 2019. — Vol. 278. — P. 231-241.
46. Lim Y.A., Ilankoon I.M.S.K., Chong M.N., Foo S.C. Improving microalgae growth and carbon capture through micro-size bubbles generation in flat-panel photobioreactors: Impacts of different gas sparger designs on mixing performance // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. — 2023. — Vol. 171. — P. 113001.

47. Vandu C. o., Krishna R. Gas Holdup and Volumetric Mass Transfer Coefficient in a Slurry Bubble Column // *Chemical Engineering & Technology*. — 2003. — Vol. 26. — No. 7. — P. 779-782.
48. Krishna R., Urseanu M.I., Baten J.M. van, Ellenberger J. Wall effects on the rise of single gas bubbles in liquids // *International Communications in Heat and Mass Transfer*. — 1999. — Vol. 26. — No. 6. — P. 781.
49. Hashemi S., Macchi A., Servio P. Gas-liquid mass transfer in a slurry bubble column operated at gas hydrate forming conditions // *Chemical Engineering Science*. — 2009. — Vol. 64. — No. 16. — P. 3709-3716.
50. Lee S. Evaluation of oxygen transfer from bubble and free surface in bubble reactors using CFD // *Chemical Engineering Research and Design*. — 2018. — Vol. 140. — P. 251-260.
51. Li C., Cui Y., Shi X., Gao J., Lan X. CFD simulation of mass transfer in bubble columns: Detailed study of mass transfer models // *Chemical Engineering Science*. — 2022. — Vol. 264. — CFD simulation of mass transfer in bubble columns. — P. 118173.
52. Taborda M.A., Kováts P., Zähringer K., Sommerfeld M. The influence of liquid properties on flow structure, bubble dynamics and mass transfer in a laboratory bubble column: Experimental analysis versus numerical modelling and computation // *Chemical Engineering Research and Design*. — 2022. — Vol. 185. — The influence of liquid properties on flow structure, bubble dynamics and mass transfer in a laboratory bubble column. — P. 51-72.
53. Chen J., Brooks C.S. Experiments and CFD simulation of mass transfer and hydrodynamics in a cylindrical bubble column // *Chemical Engineering Science*. — 2021. — Vol. 234. — P. 116435.
54. Zhang H., Guo K., Wang Y., Sayyar A., Wang T. Numerical simulations of the effect of liquid viscosity on gas-liquid mass transfer of a bubble column with a CFD-PBM coupled model // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. — 2020. — Vol. 161. — P. 120229.
55. Hinterholz C.L., Trigueros D.E.G., Módenes A.N., Borba C.E., Scheufele F.B., Schuelter A.R., Kroumov A.D. Computational fluid dynamics applied for the improvement of a flat-plate photobioreactor towards high-density microalgae cultures // *Biochemical Engineering Journal*. — 2019. — Vol. 151. — P. 107257.
56. McClure D.D., Kavanagh J.M., Fletcher D.F., Barton G.W. Oxygen transfer in bubble columns at industrially relevant superficial velocities: Experimental work and CFD modelling // *Chemical Engineering Journal*. — 2015. — Vol. 280. — Oxygen transfer in bubble columns at industrially relevant superficial velocities. — P. 138-146.
57. Degen J., Uebele A., Retze A., Schmid-Staiger U., Trösch W. A novel airlift photobioreactor with baffles for improved light utilization through the flashing light effect // *Journal of Biotechnology*. — 2001. — Vol. 92. — No. 2. — P. 89-94.

58. Han M., González G., Vauhkonen M., Laari A., Koiranen T. Local gas distribution and mass transfer characteristics in an annulus-rising airlift reactor with non-Newtonian fluid // *Chemical Engineering Journal*. — 2017. — Vol. 308. — P. 929-939.
59. Huang J., Li Y., Wan M., Yan Y., Feng F., Qu X., Wang J., Shen G., Li W., Fan J., Wang W. Novel flat-plate photobioreactors for microalgae cultivation with special mixers to promote mixing along the light gradient // *Bioresource Technology*. — 2014. — Vol. 159. — P. 8-16.
60. Vorapongsathorn T., Wongsuchoto P., Pavasant P. Performance of airlift contactors with baffles // *Chemical Engineering Journal*. — 2001. — Vol. 84. — No. 3. — P. 551-556.
61. Wang L., Tao Y., Mao X. A novel flat plate algal bioreactor with horizontal baffles: structural optimization and cultivation performance // *Bioresource Technology*. — 2014. — Vol. 164. — A novel flat plate algal bioreactor with horizontal baffles. — P. 20-27.
62. Zhao L., Tang Z., Gu Y., Shan Y., Tang T. Investigate the cross-flow flat-plate photobioreactor for high-density culture of microalgae // *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*. — 2018. — Vol. 13. — No. 5. — P. e2247.
63. Ahmed S.M.R., Phan A.N., Harvey A.P. Mass transfer enhancement as a function of oscillatory baffled reactor design // *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*. — 2018. — Vol. 130. — P. 229-239.
64. Reis N., Pereira R.N., Vicente A.A., Teixeira J.A. Enhanced Gas-Liquid Mass Transfer of an Oscillatory Constricted-Tubular Reactor // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. — 2008. — Vol. 47. — No. 19. — P. 7190-7201.
65. Gonçalves A.L., Almeida F., Rocha F.A., Ferreira A. Improving CO₂ mass transfer in microalgal cultures using an oscillatory flow reactor with smooth periodic constrictions // *Journal of Environmental Chemical Engineering*. — 2021. — Vol. 9. — No. 6. — P. 106505.
66. Al-Abduly A., Christensen P., Harvey A., Zahng K. Characterization and optimization of an oscillatory baffled reactor (OBR) for ozone-water mass transfer: EPIC 2013 // *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. — 2014. — Vol. 84. — P. 82-89.
67. Graça C.A.L., Lima R.B., Pereira M.F.R., Silva A.M.T., Ferreira A. Intensification of the ozone-water mass transfer in an oscillatory flow reactor with innovative design of periodic constrictions: Optimization and application in ozonation water treatment // *Chemical Engineering Journal*. — 2020. — Vol. 389. — Intensification of the ozone-water mass transfer in an oscillatory flow reactor with innovative design of periodic constrictions. — P. 124412.
68. Yang H.C., Kim D.K., Kim M.H. Void fraction measurement using impedance method: Multi Phase Flow Measurement // *Flow Measurement and Instrumentation*. — 2003. — Vol. 14. — No. 4. — P. 151-160.

69. Hibiki T., Mishima K., Nishihara H. Measurement of radial void fraction distribution of two-phase flow in a metallic round tube using neutrons as microscopic probes // *Nuclear Instruments and Methods in Physics Research Section A: Accelerators, Spectrometers, Detectors and Associated Equipment*. — 1997. — Vol. 399. — No. 2. — P. 432-438.
70. Смогалеv И.П., Суворов М.Я. Экспериментальное и аналитическое определение потерь давления и истинного объемного паросодержания// *Препринт ФЭИ Обнинск*. — 1976. — P. 51.
71. Isbin H.S., Biddle D. Void-fraction relationships for upward flow of saturated, steam-water mixtures // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1979. — Vol. 5. — No. 4. — P. 293-299.
72. Wang S.K., Lee S.J., Jones O.C., Lahey R.T. 3-D turbulence structure and phase distribution measurements in bubbly two-phase flows // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1987. — Vol. 13. — No. 3. — P. 327-343.
73. Reimann J., Kusterer H., John H. Two-Phase Mass Flow Rate Measurements with Pitot Tubes and Density Measurements // *Measuring Techniques in Gas-Liquid Two-Phase Flows/ eds. J.M. Delhaye, G. Cognet*. — Berlin, Heidelberg: Springer, 1984. — P. 625-650.
74. Martin W.W., Adbelmessih A.H., Liska J.J., Durst F. Characteristics of laser-doppler signals from bubbles // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1981. — Vol. 7. — No. 4. — P. 439-460.
75. Marié J.L., Lance M. Turbulence Measurements in Two-Phase Bubbly Flows Using Laser Doppler Anemometry // *Measuring Techniques in Gas-Liquid Two-Phase Flows/ eds. J.M. Delhaye, G. Cognet*. — Berlin, Heidelberg: Springer, 1984. — P. 141-148.
76. Lindken R., Merzkirch W. A novel PIV technique for measurements in multiphase flows and its application to two-phase bubbly flows // *Experiments in Fluids*. — 2002. — Vol. 33. — No. 6. — P. 814-825.
77. Valukina N.V., Koz'menko B.K., Kashinskii O.N. Characteristics of a flow of monodisperse gas-liquid mixture in a vertical tube // *Journal of engineering physics*. — 1979. — Vol. 36. — No. 4. — P. 462-465.
78. Legendre D., Magnaudet J. The lift force on a spherical bubble in a viscous linear shear flow // *Journal of Fluid Mechanics*. — 1998. — Vol. 368. — P. 81-126.
79. Antal S.P., Lahey R.T., Flaherty J.E. Analysis of phase distribution in fully developed laminar bubbly two-phase flow // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1991. — Vol. 17. — No. 5. — P. 635-652.
80. Lu J., Biswas S., Tryggvason G. A DNS study of laminar bubbly flows in a vertical channel // *International Journal of Multiphase Flow*. — 2006. — Vol. 32. — No. 6. — P. 643-660.
81. Kashinsky O.N., Lobanov P.D., Pakhomov M.A., Randin V.V., Terekhov V.I. Experimental and numerical study of downward bubbly flow in a pipe // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. — 2006. — Vol. 49. — No. 19. — P. 3717-3727.

82. Zaichik L.I., Mukin R.V., Mukina L.S., Strizhov V.F. Development of a diffusion-inertia model for calculating bubble turbulent flows: Isothermal polydispersed flow in a vertical pipe // *High Temperature*. — 2012. — Vol. 50. — Development of a diffusion-inertia model for calculating bubble turbulent flows. — No. 5. — P. 621-630.
83. Deckwer W.-D. On the mechanism of heat transfer in bubble column reactors // *Chemical Engineering Science*. — 1980. — Vol. 35. — No. 6. — P. 1341-1346.
84. Kast W. Analyse des wärmeübergangs in blasensäulen // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. — 1962. — Vol. 5. — No. 3. — P. 329-336.
85. Chen W., Hasegawa T., Tsutsumi A., Otawara K., Shigaki Y. Generalized dynamic modeling of local heat transfer in bubble columns // *Chemical Engineering Journal*. — 2003. — Vol. 96. — P. 37-44.
86. Deckwer W.-D., Louisi Y., Zaidi A., Ralek M. Hydrodynamic Properties of the Fischer-Tropsch Slurry Process // *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*. — 1980. — Vol. 19. — No. 4. — P. 699-708.
87. Li H., Prakash A. Heat Transfer and Hydrodynamics in a Three-Phase Slurry Bubble Column // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. — 1997. — Vol. 36. — No. 11. — P. 4688-4694.
88. Jhavar A.K., Prakash A. Influence of bubble column diameter on local heat transfer and related hydrodynamics // *Chemical Engineering Research and Design*. — 2011. — Vol. 89. — No. 10. — P. 1996-2002.
89. Saxena S.C., Rao N.S. Heat-Transfer and Gas-Holdup Studies in a Bubble Column: Air-Water-Glass Bead System // *Chemical Engineering Communications*. — 1990. — Vol. 96. — Heat-Transfer and Gas-Holdup Studies in a Bubble Column. — No. 1. — P. 31-55.
90. Tokuhiro A.T., Lykoudis P.S. Natural convection heat transfer from a vertical plate—I. Enhancement with gas injection // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. — 1994. — Vol. 37. — No. 6. — P. 997-1003.
91. Kitagawa A., Uchida K., Hagiwara Y. Effects of bubble size on heat transfer enhancement by sub-millimeter bubbles for laminar natural convection along a vertical plate // *International Journal of Heat and Fluid Flow*. — 2009. — Vol. 30. — No. 4. — P. 778-788.
92. Groothuis H., Hendl W.P. Heat transfer in two-phase flow // *Chemical Engineering Science*. — 1959. — Vol. 11. — No. 3. — P. 212-220.
93. Johnson H.A., Abou-Sabe A.H. Heat Transfer and Pressure Drop for Turbulent Flow of Air-Water Mixtures in a Horizontal Pipe // *Journal of Fluids Engineering*. — 1952. — Vol. 74. — No. 6. — P. 977-984.

94. Lobanov P.D. Wall Shear Stress and Heat Transfer of Downward Bubbly Flow at Low Flow Rates of Liquid and Gas // *Journal of Engineering Thermophysics*. — 2018. — Vol. 27. — No. 2. — P. 232-244.
95. Bhagwat S.M., Ghajar A.J. Experimental investigation of non-boiling gas-liquid two phase flow in upward inclined pipes // *Experimental Thermal and Fluid Science*. — 2016. — Vol. 79. — P. 301-318.
96. Bhagwat S., Ghajar A. Experimental Investigation of Non-Boiling Gas-Liquid Two Phase Flow in Downward Inclined Pipes // *Experimental Thermal and Fluid Science*. — 2017. — Vol. 89.
97. Sato Y., Sadatomi M., Sekoguchi K. Momentum and heat transfer in two-phase bubble flow—II. A comparison between experimental data and theoretical calculations // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1981. — Vol. 7. — No. 2. — P. 179-190.
98. Dabiri S., Tryggvason G. Heat transfer in turbulent bubbly flow in vertical channels // *Chemical Engineering Science*. — 2015. — Vol. 122. — P. 106-113.
99. Чжен П. Отрывные течения : Учебник для вузов в трех томах. — Издательство «МИР». — М, 1972. — 299 p.
100. Eaton J.K., Johnston J.P. A Review of Research on Subsonic Turbulent Flow Reattachment // *AIAA Journal*. — 1981. — Vol. 19. — No. 9. — P. 1093-1100.
101. Leclercq D., Jacob M., Louisot A., Talotte C. Forward-backward facing step pair - Aerodynamic flow, wall pressure and acoustic characterisation. — 2001.
102. Hillier R., Cherry N.J. The effects of stream turbulence on separation bubbles // *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*. — 1981. — Vol. 8. — P. 49-58.
103. Митрофанова О.В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах ядерно-энергетических установок. — Физматлит. — М., 2010. — 288 p.
104. Graziani A., Kerhervé F., Martinuzzi R.J., Keirsbulck L. Dynamics of the recirculating areas of a forward-facing step // *Experiments in Fluids*. — 2018. — Vol. 59. — No. 10. — P. 154.
105. Sherry M., Lo Jacono D., Sheridan J. An experimental investigation of the recirculation zone formed downstream of a forward facing step // *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*. — 2010. — Vol. 98. — No. 12. — P. 888-894.
106. Agelinchaab M., Tsikata J., Tachie M. Open Channel Flow around Rectangular and Streamlined Cylinders at Incidence // *38th Fluid Dynamics Conference and Exhibit : Fluid Dynamics and Co-located Conferences*. — American Institute of Aeronautics and Astronautics, 2008.
107. Largeau J.F., Moriniere V. Wall pressure fluctuations and topology in separated flows over a forward-facing step // *Experiments in Fluids*. — 2007. — Vol. 42. — P. 21-40.

108. Camussi R., Felli M., Pereira F., Aloisio G., Di Marco A. Statistical properties of wall pressure fluctuations over a forward-facing step // *Physics of Fluids*. — 2008. — Vol. 20. — P. 075113-075113-13.
109. Kilpatrick R.J., Hangan H., Siddiqui K., Lange J., Mann J. Turbulent flow characterization near the edge of a steep escarpment // *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*. — 2021. — Vol. 212. — P. 104605.
110. Aloui F., Souhar M. Etude de la chute de pression singulière dans les élargissements brusques en écoulement monophasique turbulent // *Zeitschrift für angewandte Mathematik und Physik ZAMP*. — 1994. — Vol. 45. — No. 3. — P. 371-386.
111. van der Kindere J., Ganapathisubramani B. Effect of length of two-dimensional obstacles on characteristics of separation and reattachment // *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*. — 2018. — Vol. 178. — P. 38-48.
112. Moss W.D., Baker S. Re-Circulating Flows Associated with Two-Dimensional Steps // *Aeronautical Quarterly*. — 1980. — Vol. 31. — No. 3. — P. 151-172.
113. Bergeles G., Athanassiadis N. The Flow Past a Surface-Mounted Obstacle // *Journal of Fluids Engineering*. — 1983. — Vol. 105. — No. 4. — P. 461-463.
114. Castro I.P., Dianat M. Surface flow patterns on rectangular bodies in thick boundary layers // *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*. — 1983. — Vol. 11. — No. 1. — P. 107-119.
115. Schmidt J., Friedel L. Two-Phase Flow Pressure Change Across Sudden Expansions in Duct Areas // *Chemical Engineering Communications*. — 1996. — Vols. 141-142. — No. 1. — P. 175-190.
116. Chen I.Y., Tseng C.-Y., Lin Y.-T., Wang C.-C. Two-phase flow pressure change subject to sudden contraction in small rectangular channels // *International Journal of Multiphase Flow*. — 2009. — Vol. 35. — No. 3. — P. 297-306.
117. Комаров П.Л. Исследование характеристик турбулентности и теплообмена за обратным уступом в щелевом канале : кандидат физико-математических наук / П.Л. Комаров. — Москва, 1995.
118. Aloui F., Souhar M. Experimental study of a two-phase bubbly flow in a flat duct symmetric sudden expansion—Part 1: Visualization, pressure and void fraction // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1996. — Vol. 22. — Experimental study of a two-phase bubbly flow in a flat duct symmetric sudden expansion—Part 1. — No. 4. — P. 651-665.
119. Abdelall F.F., Hahn G., Ghiaasiaan S.M., Abdel-Khalik S.I., Jeter S.S., Yoda M., Sadowski D.L. Pressure drop caused by abrupt flow area changes in small channels // *Experimental Thermal and Fluid Science*. — 2005. — Vol. 29. — No. 4. — P. 425-434.

120. Lewis J.M., Wang Y. Investigating the pressure loss associated with two-phase flow in a rectangular microchannel suddenly expanding into a manifold // *International Journal of Hydrogen Energy*. — 2018. — Vol. 43. — No. 36. — P. 17444-17460.
121. Roul M.K., Dash S.K. Two-phase pressure drop caused by sudden flow area contraction/expansion in small circular pipes // *International Journal for Numerical Methods in Fluids*. — 2011. — Vol. 66. — No. 11. — P. 1420-1446.
122. Zivi S.M. Estimation of Steady-State Steam Void-Fraction by Means of the Principle of Minimum Entropy Production // *Journal of Heat Transfer*. — 1964. — Vol. 86. — No. 2. — P. 247-251.
123. Aloui F., Souhar M. Experimental study of a two-phase bubbly flow in a flat duct symmetric sudden expansion—Part II: Liquid and bubble velocities, bubble sizes // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1996. — Vol. 22. — Experimental study of a two-phase bubbly flow in a flat duct symmetric sudden expansion—Part II. — No. 5. — P. 849-861.
124. Chinak A.V., Evdokimenko I.A., Kulikov D.V., Lobanov P.D. Experimental study of the local structure of a bubble flow in a flat channel with sudden expansion // *Journal of Physics: Conference Series*. — 2021. — Vol. 2057. — No. 1. — P. 012040.
125. Evdokimenko I.A., Kulikov D.V., Lobanov P.D., Pribaturin N.A. Liquid Velocity Distribution in a Flat Channel with Sudden Expansion // *Journal of Physics: Conference Series*. — 2020. — Vol. 1677. — No. 1. — P. 012010.
126. Chinak A., Evdokimenko I., Kulikov D., Lobanov P. Motion characteristics of bubbles behind a sudden channel expansion // *Journal of Physics: Conference Series*. — 2019. — Vol. 1382. — P. 012089.
127. Bogatko T.V., Chinak A.V., Evdokimenko I.A., Kulikov D.V., Lobanov P.D., Pakhomov M.A. The Effect of a Backward-Facing Step on Flow and Heat Transfer in a Polydispersed Upward Bubbly Duct Flow // *Water*. — 2021. — Vol. 13. — No. 17. — P. 2318.
128. Aloui F., Souhar M. Experimental study of a two-phase bubbly flow in a flat duct symmetric sudden expansion—Part II: Liquid and bubble velocities, bubble sizes // *International Journal of Multiphase Flow*. — 1996. — Vol. 22. — Experimental study of a two-phase bubbly flow in a flat duct symmetric sudden expansion—Part II. — No. 5. — P. 849-861.
129. Choi D., Kim H., Park H. Bubble velocimetry using the conventional and CNN-based optical flow algorithms // *Scientific Reports*. — 2022. — Vol. 12. — No. 1. — P. 11879.
130. Ahmed W.H., Ching C.Y., Shoukri M. Development of two-phase flow downstream of a horizontal sudden expansion // *International Journal of Heat and Fluid Flow*. — 2008. — Vol. 29. — No. 1. — P. 194.

131. Pecherkin N., Chekhovich V. Mass Transfer in Two-Phase Gas-Liquid Flow in a Tube and in Channels of Complex Configuration // *Mass Transfer in Multiphase 36 Systems and its Applications* : 8. — Croatia, . — P. 155-178.
132. Lobanov P., Pakhomov M., Terekhov V. Experimental and Numerical Study of the Flow and Heat Transfer in a Bubbly Turbulent Flow in a Pipe with Sudden Expansion // *Energies*. — 2019. — Vol. 12. — No. 14. — P. 2735.
133. Hessenkemper H., Starke S., Atassi Y., Ziegenhein T., Lucas D. Bubble identification from images with machine learning methods // *International Journal of Multiphase Flow*. — 2022. — Vol. 155. — P. 104169.
134. Vogel J.C., Eaton J.K. Combined Heat Transfer and Fluid Dynamic Measurements Downstream of a Backward-Facing Step // *Journal of Heat Transfer*. — 1985. — Vol. 107. — No. 4. — P. 922-929.
135. Terekhov V.I., Yarygina N.I., Zhdanov R.F. Heat transfer in turbulent separated flows in the presence of high free-stream turbulence // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. — 2003. — Vol. 46. — No. 23. — P. 4535-4551.
136. Juste G.L., Benavides E.M. Moiré-Fourier deflectometry for local heat transfer measurement over a backward-facing step // *International Journal of Thermal Sciences*. — 2014. — Vol. 77. — P. 244-251.
137. Besagni G., Brazzale P., Fiocca A., Inzoli F. Estimation of bubble size distributions and shapes in two-phase bubble column using image analysis and optical probes // *Flow Measurement and Instrumentation*. — 2016. — Vol. 52. — P. 190-207.
138. Haydar A., Blél W., Marec H., Gentric C. Gas Holdup and Flow Regimes in a Thin-Gap Bubble Column with Newtonian and Non-Newtonian Liquid Phase. — 2023. — Vol. 46. — P. 1-11.
139. Ferrario A., Varallo N., Besagni G., Mereu R. Influence of the gas phase on a large-scale bubble column fluid dynamics: Gas holdup, flow regime transitions, and bubble size distributions // *Chemical Engineering Science*. — 2025. — Vol. 302. — Influence of the gas phase on a large-scale bubble column fluid dynamics. — P. 120792.
140. Krishna R., Urseanu M.I., Dreher A.J. Gas hold-up in bubble columns: influence of alcohol addition versus operation at elevated pressures // *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. — 2000. — Vol. 39. — Gas hold-up in bubble columns. — No. 4. — P. 371-378.
141. Zuber N., Findlay J.A. Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems // *Journal of Heat Transfer*. — 1965. — Vol. 87. — No. 4. — P. 453-468.
142. Mann R., Togatorop A., Senior P.R., Graham P., Edwards B. Evaluating Mixing in Stirred Reactors by 3-D Visualization: Partial Segregation for Dual-Feed Semi-Batch Operation: Fluid Flow // *Chemical*

Engineering Research and Design. — 1997. — Vol. 75. — Evaluating Mixing in Stirred Reactors by 3-D Visualization. — No. 8. — P. 755-762.

143. Triveni B., Vishwanadham B., Madhavi T., Venkateshwar S. Mixing studies of non-Newtonian fluids in an anchor agitated vessel // Chemical Engineering Research and Design. — 2010. — Vol. 88. — No. 7. — P. 809-818.

144. Kumar N., Bansal A., Gupta R. Shear rate and mass transfer coefficient in internal loop airlift reactors involving non-Newtonian fluids // Chemical Engineering Research and Design. — 2018. — Vol. 136. — P. 315-323.

145. Dong X., Liu Z., Liu F., Li Z., Wei W., Wang X., Xu X. Effect of liquid phase rheology and gas-liquid interface property on mass transfer characteristics in bubble columns // Chemical Engineering Research and Design. — 2019. — Vol. 142. — P. 25-33.

146. de Jesus S.S., Moreira Neto J., Maciel Filho R. Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid: A comparative study // Biochemical Engineering Journal. — 2017. — Vol. 118. — Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid. — P. 70-81.

147. Raffel M., Willert C.E., Wereley S.T., Kompenhans J. Particle Image Velocimetry: A Practical Guide. Particle Image Velocimetry. — Berlin, Heidelberg: Springer, 2007.

148. Zaripov D., Li R., Tokarev M., Markovich D. Increasing performance of planar PIV / arXiv:2205.00207 [physics]. — arXiv, 2022.

149. Kravtsova A.Yu., Markovich D.M., Pervunin K.S., Timoshevskiy M.V., Hanjalić K. High-speed visualization and PIV measurements of cavitating flows around a semi-circular leading-edge flat plate and NACA0015 hydrofoil // International Journal of Multiphase Flow. — 2014. — Vol. 60. — P. 119-134.

150. Evdokimenko I.A., Blel W., Gentric C., Vozhakov I.S., Alekseev M.V., Lukyanov A.A., Legrand J., Dechandol E., Thobie C., Si-Ahmed E.-K., Lobanov P.D. Experimental and numerical study of wall phenomena of confined bubble flow in a square channel // Chemical Engineering Science. — 2025. — Vol. 301. — P. 120681.

151. Evdokimenko I.A., Lobanov P.D., Chinak A.V., Filippskii K.A., Si-Ahmed E.-K., Blel W., Gentric C., Legrand J. Error correction in correlative measurement methods // Journal of Flow Visualization and Image Processing. — 2025. — Vol. 32. — No. 4. — P. 51-61.

152. Патент № 2848923. Способ измерения скорости многофазного потока на основе корреляционного метода обработки изображений: № 2025111968 : : опубл. 21.11.2025 / Чинак А.В., Евдокименко И.А., Лобанов П. Д., Прибатулин Н.А. ; заявитель и правообладатель

Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе Сибирского отделения Российской академии наук.

153. Terekhov V.I., Yarygina N.I., Zhdanov R.F. Some Features of a Turbulent Separated Flow and Heat Transfer Behind a Step and a Rib. 1. Flow Structure // Journal of Applied Mechanics and Technical Physics. — 2002. — Vol. 43. — No. 6. — P. 888-894.

154. Besagni G., Inzoli F., Ziegenhein T. Two-Phase Bubble Columns: A Comprehensive Review // ChemEngineering. — 2018. — Vol. 2. — Two-Phase Bubble Columns. — No. 2. — P. 13.

155. Degaleesan S., Dudukovic M., Pan Y. Experimental study of gas-induced liquid-flow structures in bubble columns // AIChE Journal. — 2001. — Vol. 47. — No. 9. — P. 1913-1931.

156. Olmos E., Gentric C., Poncin S., Midoux N. Description of flow regime transitions in bubble columns via laser Doppler anemometry signals processing // Chemical Engineering Science. — 2003. — Vol. 58. — No. 9. — P. 1731-1742.

157. Olmos E., Gentric C., Midoux N. Identification of Flow Regimes in a Flat Gas-liquid Bubble Column via Wavelet Transform // The Canadian Journal of Chemical Engineering. — 2003. — Vol. 81. — No. 3-4. — P. 382-388.

158. Krishna R., Ellenberger J. Gas holdup in bubble column reactors operating in the churn-turbulent flow regime // AIChE Journal. — 1996. — Vol. 42. — No. 9. — P. 2627-2634.

159. Lobanov P., Pakhomov M., Terekhov V. Experimental and Numerical Study of the Flow and Heat Transfer in a Bubbly Turbulent Flow in a Pipe with Sudden Expansion // Energies. — 2019. — Vol. 12. — No. 14. — P. 2735.

160. Forret A., Schweitzer J.-M., Gauthier T., Krishna R., Schweich D. Influence of scale on the hydrodynamics of bubble column reactors: an experimental study in columns of 0.1, 0.4 and 1m diameters: 17th International Symposium of Chemical Reaction Engineering (IS CRE 17) // Chemical Engineering Science. — 2003. — Vol. 58. — Influence of scale on the hydrodynamics of bubble column reactors. — No. 3. — P. 719-724.

161. Kawasaki H., Hirano H., Tanaka H. Effects of Multiple Draft Tubes with Perforated Plates on Gas Holdup and Volumetric Mass Transfer Coefficient in a Bubble Column // Journal of Chemical Engineering of Japan. — 1994. — Vol. 27. — No. 5. — P. 669-670.

162. Příhoda J., Kotek M., Uruba V., Kopecký V., Hladík O. Experimental investigation of turbulent flow in a channel with the backward-facing inclined step // EPJ Web of Conferences. — 2012. — Vol. 25. — P. 01080.

163. Louda P., Příhoda J., Kozel K., Sváček P. Numerical simulation of flows over 2D and 3D backward-facing inclined steps: 7th International Symposium on Turbulence Heat & Mass Transfer (THMT-7), Palermo // International Journal of Heat and Fluid Flow. — 2013. — Vol. 43. — P. 268-276.

164. Terekhov V.I. Heat Transfer in Highly Turbulent Separated Flows: A Review // *Energies*. — 2021.
— Vol. 14. — Heat Transfer in Highly Turbulent Separated Flows. — No. 4. — P. 1005.

Приложение А

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ИЗОБРЕТЕНИЕ

№ 2848923

**СПОСОБ ИЗМЕРЕНИЯ СКОРОСТИ
МНОГОФАЗНОГО ПОТОКА НА ОСНОВЕ
КОРРЕЛЯЦИОННОГО МЕТОДА ОБРАБОТКИ
ИЗОБРАЖЕНИЙ**

Патентообладатель: *Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе Сибирского отделения Российской академии наук (RU)*

Авторы: *Чинак Александр Владимирович (RU), Евдокименко Илья Анатольевич (RU), Лобанов Павел Дмитриевич (RU), Прибатурин Николай Алексеевич (RU)*

Заявка № 2025111968

Приоритет изобретения 07 мая 2025 г.

Дата государственной регистрации

в Государственном реестре изобретений

Российской Федерации 21 октября 2025 г.

Срок действия исключительного права

на изобретение истекает 07 мая 2045 г.

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности*

ДОКУМЕНТ ПОДПИСАН ЭЛЕКТРОННОЙ ПОДПИСЬЮ
Сертификат 00a570e477ad38d531b4b8818e75f29506
Владелец **Зубов Юрий Сергеевич**
Действителен с 04.05.2025 по 28.11.2026

Ю.С. Зубов

