

**Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования «Российский химико-технологический университет  
имени Д.И. Менделеева»**

На правах рукописи



**Яшин Виктор Евгеньевич**

**СОВМЕЩЕНИЕ МЕТОДОВ ФИЗИЧЕСКОГО И  
МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРИ ОПРЕДЕЛЕНИИ  
ОСНОВНЫХ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ РАБОТЫ  
ПРОТИВОТОЧНЫХ ТАРЕЛОК**

2.6.13 Процессы и аппараты химических технологий

**ДИССЕРТАЦИЯ**

на соискание ученой степени

кандидата технических наук

Научный руководитель  
Доктор технических наук, доцент,  
Равичев Л.В

Москва – 2025

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение .....	5
1. Литературный обзор.....	11
1.1. Результаты поиска по ключевым словам.....	11
1.2. Обзор результатов поиска по областям исследований.....	12
1.2.1. Моделирование пенного слоя методами CFD .....	12
1.2.2. Новые или мало распространённые конструкции пенных тарелок и пенных аппаратов.....	21
1.2.3. Исследование брызгоуноса с пенных тарелок .....	25
1.2.4. Эффективность тарелки.....	28
1.2.5. Теоретические исследования пенного слоя .....	30
1.2.6. Пенные аппараты с подвижной насадкой .....	31
1.2.7. Исследования пенных тарелок промышленного масштаба .....	31
1.3. Выводы по обзору исследований .....	32
2. Исследования пенного слоя в экспериментальной установке .....	35
2.1. Проблемы применения противоточных тарелок .....	35
2.2. Теоретические основы, эмпирические данные и выражения. ....	38
2.2.1. Гидродинамические режимы работы тарелки.....	38
2.2.2. Высота слоя чистой жидкости .....	40
2.2.3. Газосодержание .....	43
2.2.4. Расход брызгоуноса .....	44
2.3. Экспериментальная методика.....	45
2.4. Результаты экспериментов .....	48
2.4.1. Тарелки с отверстиями 20 мм.....	48
2.4.2. Отверстия диаметром 40 мм и фиксированные клапаны .....	52

2.5. Обсуждение результатов экспериментов.....	56
3. CFD моделирование пенного слоя.....	58
3.1. Выбор методики моделирования CFD.....	58
3.2. Модель объемной доли жидкости .....	60
3.2.1. Общее описание модели .....	60
3.2.2. Геометрия расчетной модели и сетка конечных объемов .....	61
3.2.3. Граничные условия.....	63
3.2.4. Результаты моделирования .....	64
3.3. Модель взаимопроникающих сред.....	69
3.3.1. Общее описание модели .....	69
3.3.2. Геометрия модели, сетка, граничные условия.....	75
3.3.4. Результаты моделирования .....	75
3.4. Адаптированная модель взаимопроникающих сред .....	77
3.4.1. Общее описание модели .....	77
3.4.2. Моделирование .....	79
3.4.3. Анализ результатов .....	82
3.5. Анализ результатов моделирования.....	84
4. Влияние брызгоуноса на остаточное загрязнение газа .....	86
4.1. Проблема брызгоуноса.....	86
4.2. Теоретический анализ .....	87
4.2.1. Механизм образования уноса.....	87
4.2.2. Общий расход брызгоуноса перекрёстноточных тарелок.....	89
4.2.3. Общий расход брызгоуноса с противоточных тарелок .....	90
4.2.4. Дисперсионный состав брызгоуноса.....	91
4.2.5. Улавливание брызгоуноса в пенном слое .....	96
4.2.6. Эффективность проволочного туманоуловителя .....	97

4.3. Методика расчета.....	98
4.4. Анализ результатов расчёта .....	100
5. Заключение.....	103
Выводы.....	106
Рекомендации и перспективы дальнейшей разработки темы: .....	107
Список сокращений и условных обозначений .....	108
Список литературы .....	111
Приложение А. Статистический анализ эксперимента.....	128
Корреляционный анализ.....	128
Дисперсионный анализ.....	130
Приложение Б. Сводка результатов поиска по областям исследований.....	133
Приложение В. Акты о внедрении. ....	135

## Введение

**Актуальность темы.** В промышленности широко распространены тарельчатые аппараты. Их работа сопровождается образованием динамической пены при взаимодействии газа и жидкости на тарелке. Исследования гидродинамики, массообмена и теплообмена на пенных тарелках, и в целом, процессов дистилляции и абсорбции, где используются эти контактные устройства, продолжают более ста лет и не показывают тенденции к снижению интенсивности. Продолжают разрабатываться и испытываться новые конструкции пенных тарелок как универсальных, так и оптимизированных для узкой области применения в конкретном процессе.

В процессах очистки газов от пыли противоточные провальные тарелки имеют преимущества по сравнению с перекрёстноточными с переливными устройствами из-за меньшей склонности к загрязнению отверстий и более простой конструкции аппарата. Мокрый способ пылеулавливания удобен в производствах гранулированных солей, т.к. получаемый солевой раствор возвращается в рецикл. Именно в таких процессах пенные аппараты с противоточными тарелками получили широкое распространение.

Процессы взаимодействия сред в пенном режиме весьма сложны, поэтому многие параметры, необходимые для расчета, могут быть описаны только эмпирическими уравнениями. Для противоточных пенных тарелок, где, в отличие от перекрёстноточных, высота пенного слоя не регулируется высотой перелива, особенно сложным является определение высоты слоя чистой жидкости на тарелке. Практически для каждой новой конструкции тарелки необходимо проводить экспериментальное определение допустимого диапазона работы по скоростям газа, плотностям орошения жидкости и соответствующей высоте пенного слоя.

Для сокращения затрат на физическое моделирование все большее распространение получают исследования пенного режима методами вычислительной гидродинамики (computational fluid dynamics, CFD-

моделирование), однако, к настоящему моменту они не достаточно широко применялись для противоточных тарелок.

Для исследований выбраны используемые в производствах минеральных удобрений и гранулированных солей противоточные пенные тарелки с крупными круглыми отверстиями, применяемые для очистки газа от пыли, склонной к налипанию, а также получившие распространение в недавнее время тарелки с фиксированными клапанами, которые до сих пор практически не исследовались при использовании в качестве противоточных.

Использование противоточных тарелок с отверстиями 20 и 40 мм, было опробовано на промышленных установках производств гранулированных солей с участием автора. Такие тарелки показали хорошую стабильность работы по сравнению с перекрёстноточными тарелками с отверстиями до 12 мм. Результаты исследований по тарелкам с крупными отверстиями нами в открытой печати не найдены.

**Степень разработанности темы.** В последние 20 - 30 лет были разработаны и получили широкое распространение новые конструкции контактных устройств для газа и жидкости для аппаратов ректификации и абсорбции.

Начиная с 1999 г., когда была опубликована первая работа по CFD-моделированию пенной тарелки, использование данных методов получает всё большее распространение. В последние 10 - 15 лет значительная часть исследований пенных тарелок проводится с использованием CFD-моделирования.

Известные общие методики расчета пенных аппаратов не используют последние экспериментальные результаты, полученные благодаря современным средствам измерений. Последние экспериментальные данные по дисперсионному составу аэрозольных частиц брызгоуноса позволяют более точно рассчитать общую эффективность очистки газа уже на стадии проектирования.

**Цель работы:** Восполнение недостающих научных данных для

проектирования промышленного пенного аппарата с противоточными тарелками и брызгоуловителем (туманоуловителем) и расчёта остаточного содержания загрязняющих веществ в газовых выбросах.

#### **Задачи исследования:**

1. Экспериментальное исследование гидродинамических режимов работы пенного аппарата с противоточными тарелками, в том числе с ранее не исследованными типами тарелок;
2. Проверка возможностей известных методик CFD-моделирования для симуляции пенного слоя на противоточных тарелках, адаптация известных методик для противоточной тарелки;
3. Исследование брызгоуноса и влияния его дисперсности на эффективность очистки газа.

#### **Научная новизна:**

1. Впервые проведено физическое моделирование работы противоточных тарелок с фиксированными клапанами и определены гидродинамические параметры режимов их работы.
2. Выполнено CFD-моделирование методом объемной доли жидкости (volume of fluid, VOF), с использованием программного пакета OpenFOAM для пенного слоя на противоточных тарелках.
3. Выполнено CFD-моделирование методом взаимопроникающих сред (модель «Эйлера-Эйлера») с использованием программного пакета ANSYS для пенного слоя на противоточных тарелках. Методика расчета коэффициента лобового сопротивления  $C_D$  адаптирована для моделирования противоточной пенной тарелки.
4. Разработана методика расчета эффективности очистки газа в аппарате с противоточными пенными тарелками и проволочным (сетчатым) туманоуловителем, учитывающая дисперсионный состав частиц капельного уноса.

#### **Теоретическая и практическая значимость:**

1. Проведены экспериментальные исследования противоточных

тарелок с фиксированными клапанами, определен рекомендуемый диапазон нагрузок по газу и жидкости. Показаны преимущества данных тарелок по сравнению с известными типами противоточных тарелок.

2. Проведено моделирование гидродинамики противоточной пенной тарелки с использованием известных методик CFD-моделирования в различных программах, определены границы применимости известных методик.

3. Предложена методика CFD-моделирования противоточной пенной тарелки с использованием модели взаимопроникающих сред с определением коэффициента сопротивления пузыря  $C_D$ .

4. Предложена методика проектного расчета пенного аппарата с учетом влияния дисперсионного состава брызгоуноса на эффективность туманоуловителя и остаточное содержание загрязняющих веществ в выбросах.

5. Разработанные методики расчёта и моделирования противоточных пенных тарелок внедрены в практику проектных организаций. Получены акт о внедрении результатов диссертационной работы в организации АО «Национальная Газовая Компания», справка об апробации результатов научной работы в ООО «Визави Синтез».

**Методология и методы исследования.** Объектом исследования является вертикальный аппарат с противоточными пенными тарелками. В настоящей работе использовались следующие методы:

1. Физическое моделирование пенного аппарата диаметром 400 мм на смеси воздух – вода с визуальным наблюдением за пенным слоем через прозрачные стенки и измерением параметров работы аппарата: расхода фаз, давления, расхода брызгоуноса;
2. Компьютерное моделирование работы пенной тарелки методом CFD в программах ANSYS и OpenFOAM.

**Обоснованность и достоверность полученных результатов обеспечивалась:** в части компьютерного моделирования - верификацией полученных результатов на экспериментальной установке полупромышленного масштаба, в остальной части - комплексом теоретических и расчётно-



аналитических исследований, который базируется на общих принципах фундаментальной науки и научных основах прогрессивной техники и технологии. Экспериментальные исследования проводились на действующих установках лаборатории кафедры процессов и аппаратов химической технологии РХТУ им. Д.И. Менделеева. Компьютерное моделирование проводилось на лицензированном программном обеспечении РХТУ им. Д.И. Менделеева, а также с использованием свободно распространяемого программного обеспечения.

**Апробация результатов работы.** Основные результаты диссертационной работы представлены на Всероссийских и Международных конференциях: в том числе на: Всероссийских и Международных конференциях: Международный научно-технический симпозиум «Повышение энергоресурсоэффективности и экологической безопасности процессов и аппаратов химической и смежных отраслей промышленности», посвященный 110-летию А.Н. Плановского (ISTS «EESTE-2021»), Российский Государственный Университет имени А.Н. Косыгина, Россия, 20-21 октября 2021 г., II Международной Российско-Азербайджанской научной конференции, посвященной 880-летию Великого Азербайджанского поэта-просветителя Низами Генджеви (Уфа, 17-19 ноября 2021 г.). -Уфа: Уфимский государственный нефтяной технический университет, 2021 г., VII Всероссийской студенческой научно-технической конференции «Интенсификация тепло-массообменных процессов, промышленная безопасность и экология». 28 – 30 мая 2024 г. Казань. Казанский национальный исследовательский технологический университет, XIV международной научно-практической конференции «Актуальные исследования и инновации в науке и технике». 18 апреля 2024 г. Москва. МНИЦ «Твоя наука».

#### **Положения, выносимые на защиту:**

1. Результаты экспериментальных исследований и рекомендации по использованию противоточных пенных тарелок с фиксированными клапанами.
2. Результаты компьютерного моделирования и рекомендации по использованию известных CFD-моделей для пенных тарелок.

3. Методика CFD-моделирования противоточной пенной тарелки, на основе модели взаимопроникающих сред «Эйлера-Эйлера» с расчетом коэффициента лобового сопротивления в зависимости от скорости и объемных долей фаз.

4. Методика расчета общей эффективности очистки газа в аппарате с пенными тарелками и проволочным туманоуловителем с использованием экспериментальных данных по дисперсионному составу частиц капельного брызгоуноса.

**Публикации.** По теме диссертации опубликовано 9 печатных работ, в том числе 3 статьи в изданиях, индексируемых в международных базах данных, 1 статья в рецензируемом издании. Результаты научного исследования подтверждены участием на научных мероприятиях: опубликовано 5 работ в материалах всероссийских и международных конференций.

**Структура и объем работы.** Диссертация состоит из введения, 4 глав, заключения, списка сокращений и условных обозначений, списка использованной литературы включающего 122 наименования, 3 приложений. Работа изложена на 137 страницах машинописного текста, содержит 11 таблиц, 51 рисунок.

Соискатель выражает искреннюю благодарность научному руководителю, заведующему кафедрой процессов и аппаратов химической технологии, доктору технических наук, доценту Равичеву Леониду Владимировичу за постоянное внимание к работе, ценные советы, всестороннюю поддержку и руководство на всех этапах выполнения диссертационного исследования.

Также выражается признательность сотрудникам кафедры процессов и аппаратов химической технологии за активное участие в обсуждении результатов, конструктивные замечания и помощь в подготовке публикаций по теме диссертации.

## 1. Литературный обзор

### 1.1. Результаты поиска по ключевым словам

Исследования процессов взаимодействия газа и жидкости, движущихся в разных направлениях на перфорированных преградах, были выделены в особый научный раздел химической технологии в СССР [1] - «пенный режим и пенные аппараты».

В англоязычной литературе публикуются обзорные обобщающие работы по дистилляции и абсорбции, по которым можно составить представление о развитии знаний о пенных режимах и пенных аппаратах в последнее время [2, 3].

В российской химической промышленности основными источниками сведений о пенных аппаратах, используемых при проектировании, являются [1, 4, 5], которые были написаны в конце 80-х гг. прошлого века. В русскоязычной научно-технической литературе за последние 30 лет не появилось сопоставимых трудов, обобщающих и систематизирующих результаты исследований по данной тематике. Этим можно объяснить различия в популярности выбираемых направлений исследований по сравнению с мировыми и различия в подходах к проектированию пенных аппаратов.

Как замечено [2], результаты поиска по электронным базам данных научных статей зависят от ключевых слов в поисковом запросе. Примем во внимание, что в англоязычных источниках [6, 7] аппараты с пенным режимом не выделены в отдельную область исследований с чёткими границами. Рассматривается направление «дистилляция и абсорбция», внутри которого существует область проблем ситчатых лотков (перфорированных тарелок колонным аппаратам).

При выполнении поиска по базам научных публикаций по ключевым словам было обнаружено [8], что для найденных статей частота направлений исследований в области пенных тарелок и пенного режима отличается для русскоязычных и англоязычных журналов. Для проведения сравнения в данном

разделе приведены только результаты поиска по ключевым словам. В этот раздел попали не все актуальные исследования по пенным тарелкам, т.к. не все исследователи указали ключевые слова «пенная тарелка», «пенный слой» или «sieve tray». Остальные исследования по пенным тарелкам с иными ключевыми словами приведены в следующем разделе.

Сводка по темам исследований для результатов поиска в scholar.google.ru, elibrary.ru, ciberleninka.ru по ключевым словам: «пенный слой», «пенный аппарат», «подвижная насадка», приведена в Приложении Б.

В России опубликовано значительное число исследований по абсорберам с подвижной насадкой [5]. Опыт их промышленного использования следует признать неудачным из-за быстрого износа подвижной насадки. Промышленные абсорберы были реконструированы в аппараты с противоточными тарелками.

В мировой химической технологии в последние 20 - 30 лет получили распространение новые типы тарелок и насадок колонных аппаратов, которые с некоторым запозданием стали известны в России, но пока недостаточно распространены. Заметным явлением стало использование методов вычислительной гидродинамики при исследованиях и проектировании аппаратов и контактных устройств. Сводка по темам исследований для результатов поиска в sciencedirect.com, ключевое слово "sieve tray", приведена в Приложении Б.

Сводка по темам исследований для результатов поиска по базе Американского химического общества (ACS) и результаты по elibrary.ru, ciberleninka.ru, для статей в которых в ключевом слое не указано «пенный слой», «пенный режим», так же приведена в Приложении Б.

## **1.2. Обзор результатов поиска по областям исследований**

### **1.2.1. Моделирование пенного слоя методами CFD**

Вычислительная гидродинамика, CFD, стала одним из основных методов

исследования пенного режима.

В работах [9, 10, 11] была предложена методика CFD моделирования пенного слоя на основе численного решения системы уравнений Навье-Стокса, усреднённых по Рейнольдсу (RANS) методом конечных объемов, в дальнейшем получившая распространение во многих работах. Система уравнений Навье-Стокса для двухфазного потока взаимопроникающих сред имеет вид:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_G \rho_G) + \nabla \cdot (\varepsilon_G \rho_G \vec{U}_G) = 0 \quad (1.1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_L \rho_L) + \nabla \cdot (\varepsilon_L \rho_L \vec{U}_L) = 0$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_G \rho_G \vec{U}_G) + \nabla \cdot \left( \varepsilon_G \rho_G \vec{U}_G \vec{U}_G - \mu_G \varepsilon_G (\nabla \vec{U}_G + (\nabla \vec{U}_G)^T) \right) \\ = -\varepsilon_G \nabla p + \vec{M}_{G,L} + \varepsilon_G \rho_G \vec{g} \end{aligned} \quad (1.2)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_L \rho_L \vec{U}_L) + \nabla \cdot \left( \varepsilon_L \rho_L \vec{U}_L \vec{U}_L - \mu_L \varepsilon_L (\nabla \vec{U}_L + (\nabla \vec{U}_L)^T) \right) \\ = -\varepsilon_L \nabla p + \vec{M}_{L,G} + \varepsilon_L \rho_L \vec{g} \end{aligned}$$

где  $\varepsilon_L$  – объемная доля жидкости,  $\varepsilon_G$  – объемная доля газа,  $U_G$  – скорость газа фиктивная, объемный расход отнесённый к сечению конечного элемента, м/с,  $U_L$  – скорость жидкости фиктивная, м/с,  $\rho_G$  – плотность газа кг/м<sup>3</sup>,  $\rho_L$  – плотность жидкости кг/м<sup>3</sup>,  $\mu_G$  – динамическая вязкость газа Па·с,  $\mu_L$  – динамическая вязкость жидкости Па·с,  $p$  – давление,  $g$  – ускорение свободного падения,  $M_{G,L}$  – объемная сила, действующая на фазу  $G$  (газ) со стороны фазы  $L$  (жидкость),  $\nabla$  – оператор набла,  $t$  – время, сек.

Условно дисперсной фазой, может считаться как жидкость так и газ, если дисперсная фаза – газ, тогда удельная объемная сила, действующая на газ со стороны жидкости:

$$\vec{M}_L = -\vec{M}_G = \frac{3}{4} \rho_L \cdot \frac{\varepsilon_G^B}{d_G} \cdot C_D \cdot (\vec{U}_G - \vec{U}_L) |\vec{U}_G - \vec{U}_L| \quad (1.3)$$

где  $C_D$  – коэффициент лобового сопротивления,  $\varepsilon_G^B$  – объемная доля газа в пенном слое, определённая по эмпирической формуле Беннетта,  $d_G$  – принятый расчётный диаметр частицы газа (условной дисперсной фазы).

Эмпирическая формула высоты пенного слоя на перекрестноточной (с переливом) ситчатой тарелке с круглыми отверстиями, известная как формула Беннетта, предложенная в 1983 году:

$$\varepsilon_L^B = \exp \left( -12,55 \left( \overline{U}_G \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \right)^{0,91} \right) \quad (1.4)$$

$$\varepsilon_G^B = 1 - \varepsilon_L^B \quad (1.5)$$

где  $\varepsilon_L^B$  – объемная доля жидкости в пенном слое,  $\overline{U}_G$  – скорость газа, приведённая к рабочему сечению тарелки (для беспереливной противоточной тарелки – к свободному сечению аппарата), м/с.

Принимая скорость движения газового пузырька в пенном слое постоянной, из равенства силы Архимеда и силы сопротивления получено:

$$C_D = \frac{4}{3} \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} g \cdot d_G \frac{1}{U_{slip}^2} \quad (1.6)$$

где  $d_G$  – диаметр пузырька газа в пенном слое, м,  $U_{slip}$  – относительная скорость фаз (скорость скольжения).

Относительная скорость фаз определена по формуле:

$$U_{slip} = U_G / \varepsilon_L^B \quad (1.7)$$

Уравнение (1.6) дает весьма малые значения  $C_D$  в зонах с высокой долей газа и скоростью газа, значительно ниже характерного значения 0,4 для одиночной обтекаемой сферы, что отражает характер течения фаз в пенном слое, в виде струй или плотных групп сливающихся и дробящихся пузырей, капель с малым сопротивлением со стороны другой фазы.

Уравнение (1.7) справедливо для перекрёстноточных тарелок (классификация по [12]) где в зоне контакта газа и жидкости, жидкость движется в горизонтальном направлении и осреднённая по времени вертикальная компонента скорости жидкости близка к нулю. Но это же уравнение может быть применено и для противоточных тарелок, так как скорость жидкости, приведённая к сечению аппарата, мала по сравнению с приведённой скоростью газа.

Формула (1.4) получена для средней фиктивной скорости газа через

тарелку (равной объемному расходу газа поделённому на площадь сечения тарелки), тогда как в уравнениях (1.1) и (1.2) используются локальные переменные во всей расчетной области, т.е. в расчетах средняя скорость в аппарате  $\overline{U_G}$ , заменяется локальной вертикальной скоростью  $U_G$ . Тем не менее, результаты моделирования показывают распределение объемных долей фаз в модели весьма близкие к пенному режиму. Так же, при подстановке (1.6) в (1.3), сокращается диаметр пузырька  $d_G$ , таким образом, уравнения гидродинамики не чувствительны к этому параметру, что позволяет варьировать его добиваясь адекватности модели реальному объекту по другим показателям, например по массопереносу.

Вышеописанный метод широко используется в исследованиях пенного слоя для уточнения времени пребывания жидкости на тарелке, моделировании процесса с учетом массообмена и пылеулавливания. В работе [13] данная методика моделирования была реализована в программе Ansys, которая (программа) используется в большей части найденных работ по CFD-моделированию пенного слоя.

В работе [14] проведено CFD-моделирование перекрёстноточной тарелки с решением уравнений теплообмена и массообмена между фазами. Модель практически является развитием модели, предложенной в работах [9, 10, 11], использована достаточно крупная сетка конечных элементов, результаты симуляции сравниваются с экспериментальными данными, некоторые расхождения можно пояснить упрощениями модели для экономии вычислительных ресурсов.

В работах [15, 16] вышеназванная методика используется для исследования, проектирования и оптимизации размера внутренних устройств колонны с внутренней разделительной стенкой (DWC – колонна), схема которой, в сравнении со схемой общепринятого процесса, приведена на рисунке 1.1.

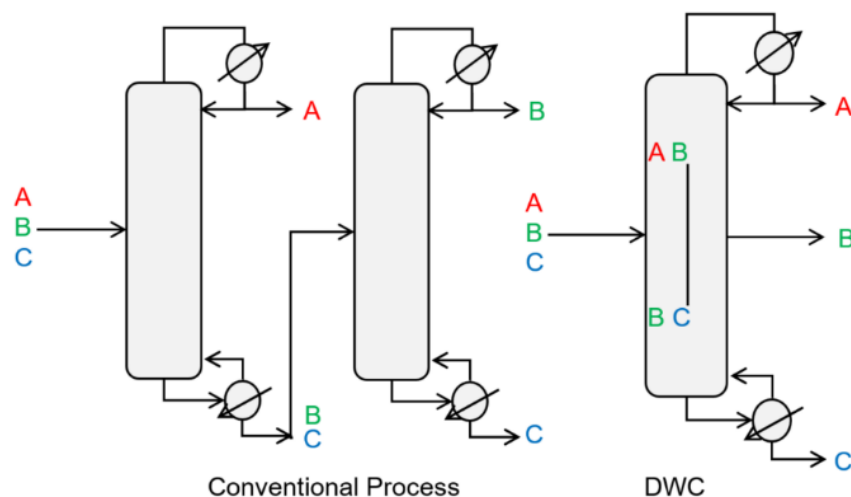


Рисунок 1.1 – Схема общепринятого процесса разделения трехкомпонентной смеси и схема DWC колонны

В работе [17] используется вышеописанная методика, с тем отличием, что для расчета  $C_D$  используются различные уравнения в областях: пространство над тарелкой [9], зона под тарелкой – полуэмпирическая зависимость коэффициента лобового сопротивления для одиночной частицы. При этом при исследовании структуры потока жидкости на тарелке, отмечается неравномерный и колебательный характер распределения зон с большим содержанием жидкости на тарелке и зон провала жидкости.

В работе [18] по аналогичной методике исследовались пенные тарелки с «неподвижными клапанами», с тем отличием, что коэффициенты эмпирического уравнения, аналогичного (1.4) подобраны на основании экспериментальных данных для данной конкретной конструкции тарелки. Проведена оптимизация конструкции тарелки.

В работах [19], [20], [21] аналогичная двухфазная CFD-модель реализована с учетом массообмена между фазами. Моделируется дистилляции метанол-пропанольной смеси [19], [20] и абсорбция окиси углерода жидким азотом [21].

В работе [22] проведено CFD-моделирование тарелки колонны реактивной дистилляции (получение метилацетата из уксусной кислоты и метанола в процессе ректификации, сопровождающейся химическими реакциями). Примечателен ряд приемов, упрощающих растет такой сложной модели:



выбрана самая простая геометрическая модель 2,5D (средняя между 2D и 3D), весьма грубая сетка, многофазная модель Эйлера, модель турбулентности RAS  $k$ - $\epsilon$ , расчет массообмена проводился в два этапа – сначала моделируются химические реакции, затем результаты используются как начальные условия для моделирования с учетом испарения-конденсации.

В работе [23] проведено CFD-моделирование улавливания частиц в однополочном пенном скруббере с перекрестноточной тарелкой в Ansys Fluent 17. Фазы жидкости и газа используют модели Эйлера, частицы модель Лагранжа, модель турбулентности RAS  $k$ - $\epsilon$ . Для межфазного обмена импульса между жидкостью и газом использована формула Беннетта для перекрестноточных тарелок. Эффективность улавливания определена как доля частиц покидающая аппарат вместе с жидкостью. Для уменьшения вычислительных ресурсов исследована возможность использования 2D модели, которая показала хорошее совпадения с моделью 3D.

Недостатком данной методики является то, что она основана на экспериментальных данных конкретной конструкции пенной тарелки, полученных в узком диапазоне нагрузок по жидкости и газу. Так в работах [24, 25] моделируется процесс улавливания  $\text{SO}_2$  раствором  $\text{MgOH}$  в колонне с противоточными перфорированными тарелками. Режим работы колонны (скорость газа 1,6 м/с, площадь перфорации тарелок 34,3, отношение массовых расходов жидкости и газа 4,8 и 3,2 кг/кг), соответствует режиму работы тарелки, при котором на ней не образуется пенного слоя. Поэтому для коэффициента лобового сопротивления оправдано используется уравнения для одиночной капли:

$$C_D = \max\left(\frac{24(1 + 1,5Re_r^{0,687})}{Re_r}, 0,4\right) \quad (1.8)$$

$$Re_r = \frac{\rho_G |U_G - U_L| d_L}{\mu_G} \quad (1.9)$$

где  $d_L = 500$  мкм диаметр капли, подобранный авторами при моделировании,  $\mu_G$  – вязкость газа, Па·с.

Представляют интерес методы моделирования, в которых уравнения

межфазного взаимодействия не основаны на экспериментальных данных, связанных с конкретной конструкцией пенной тарелки, что позволило бы применять их в более широком диапазоне конструкций внутренних устройств пенных аппаратов.

В работе [26] для пенного моделирования пенного слоя используется алгоритм на основе решёточных уравнений Больцмана, характер смоделированного газо-жидкостного режима близок к экспериментальным данным.

В работе [27] проведено CFD-моделирование перекрестноточной тарелки методом объёмной доли жидкости (VOF) с моделированием турбулентности методом больших вихрей (LES), проведено сравнение с известными эмпирическими формулами, экспериментальными данными и результатами моделирования методом RAS. Проведен анализ корректности использования модели по доле турбулентной кинетической энергии, моделируемой в надсеточном масштабе. Проведен анализ размеров, полученных при моделировании крупных капель жидкости (DSD), размером не менее размера конечного элемента и не более 50 мм, и зависимость распределения размеров от гидродинамических режимов работы пенной тарелки.

В работе [28] рассматриваются методы подавления нежелательного, избыточного пенообразования на пенных тарелках, возникающего из-за присутствия поверхностно-активных веществ. Методами CFD моделируется распространение ультразвуковых колебаний в пространстве между тарелками.

В целом моделирование VOF-LES используется гораздо реже из-за значительно более высоких требований к вычислительным ресурсам.

В работе [29, 30] рассматриваются перекрёстноточные тарелки, хотя авторы упоминают об это косвенно. Исследуются потоки в районе одного клапана с наложенными ограничениями симметрии, то есть искусственно задано условия равномерной, одинаковой работы всех клапанов. Такой подход не допустим для противоточной тарелки, клапаны (отверстия) в которой работают в периодическом режиме и режим работы клапана (отверстия) зависит от близости

к стенке аппарата. Рассматривается новый тип контактного устройства с вихревыми элементами. В работе [30] использована эмпирическая формула коэффициента массоотдачи, полученная на основе экспериментальных данных для устройства ввода газа в слой жидкости через барботажную трубу. В работе [29] искусственно ограничена неравномерность распределения жидкости по тарелке.

В работе [31] проведено CFD-моделирование перекрёстноточной тарелки с решением уравнений массопереноса в программе STAR-CD. Результаты сравниваются с экспериментальными данными и результатами моделирования в программе CFX v5.2. Использована модель взаимопроникающих сред (Эйлера-Эйлера). Для вычисления коэффициента удельной объемной силы межфазного взаимодействия использована эмпирическая формула Колвелла, предложенная в 1981 году, которая учитывает нагрузку по жидкости на перекрёстноточную тарелку при вычислении среднего газосодержания в пенном слое, которое далее используется для вычисления коэффициента  $C_D$ .

Моделирование перекрёстноточной тарелки, на основе формулы Колвелла [32], показывает несколько более близкие к экспериментальным результаты по гидродинамическим параметрам тарелки, однако данная модель более сложная, и не может рассматриваться для противоточных тарелок из-за входящей в уравнения высоты переливного порога.

В работе [33] предложена методика CFD-моделирования массообмена в колонне с перекрёстноточными тарелками в программе Fluent. Использована достаточно крупная сетка конечных элементов с размером элемента больше характерного размера отверстия в тарелке. Моделируется работа колонны с пятью тарелками. Хотя результаты приведены для фактора скорости газа  $F_s$  от 0,5 до 2,5 Па<sup>0,5</sup>, в модели искусственно ограничены (не рассматриваются) эффекты провала жидкости в отверстия тарелки, уноса жидкости и захлёбывания.

В работе [34] проведено CFD-моделирование в программе Ansys CFX 12 перекрёстноточной тарелки с фиксированными клапанами оригинальной конструкции по модели взаимопроникающих сред. Использован известный

подход на основе формулы Беннета, при этом эмпирические коэффициенты в формуле для объемной доли жидкости изменены на основе анализа экспериментальных данных для данной конструкции тарелки. Исследованы режимы в диапазоне газового фактора  $F_s$  от 0,5 до 1,45 Па<sup>0,5</sup>. Аналогичная работа других авторов [35] проведена с использованием программы Ansys Fluent для комбинированной тарелки с круглыми отверстиями и фиксированными клапанами для наклонного выхода газа и формирования структуры потока жидкости на тарелку.

В работе [36] методом CFD с использованием модели VOF проведено моделирование противоточной тарелки, в которой жидкость движется через сливные трубки, равномерно распределённые по площади тарелки, а газ через круглые отверстия, конструкция тарелки показана на рисунке 1.2. Авторы работы заявляют об эффекте равномерного распределения концентраций жидкой фазы по тарелке и более полного использования площади сечения аппарата. Очевидно что тарелка данной конструкции имеет существенно большее сопротивление по газовой фазе.

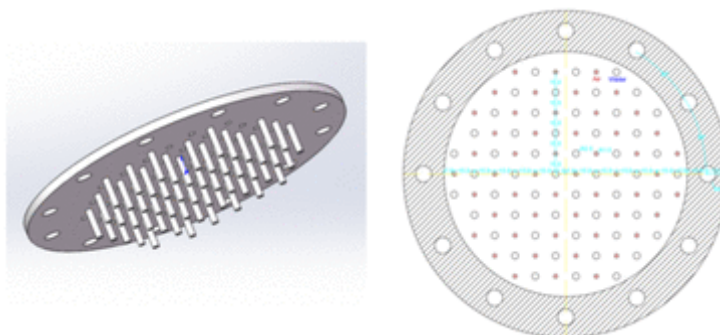


Рисунок 1.2 – Противоточная тарелка MDBB

В одной из редких работ [37] в которой рассматривается противоточная волнистая тарелка с круглыми отверстиями. Проведено CFD-моделирование в программе ANSYS CFX 13 с решением уравнений массообмена, использована модель взаимопроникающих сред на основе формулы Беннета. Однако в работе не указана длительность симуляции и не обсуждается сопоставление высоты слоя чистой жидкости на тарелке по результатам моделирования и в эксперименте. По представленным графическим результатам моделирования,

можно подозревать, что модель тарелки переходит в режим захлёбывания при значениях фактора скорости  $F_s$  выше 1,2 Па<sup>0,5</sup>.

### 1.2.2. Новые или мало распространённые конструкции пенных тарелок и пенных аппаратов

В работе [38], [39] проводится обзор конструкций высокоэффективных пенных тарелок Shell Swirltube, Jaeger COFLO, Koch-Glitsch ULTRA-FRAC, Shell ConSep, приведенных на рисунке 1.3, предлагаемых известными производителями промышленного оборудования. Данные тарелки могут работать в более широком диапазоне нагрузок по жидкости и газу, что позволяет проектировать колонные аппараты меньшего диаметра.

Показано, что эффективность тарелок по Мерфи (КПД Мерфи) соответствует известной формулы эффективности тарелки О'Конела, полученной в 1946 году для ситчатых тарелок с круглыми отверстиями:

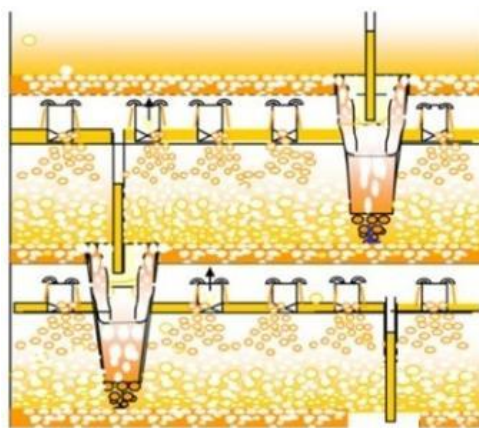
$$E_{OC} = 0,492(\mu_L \alpha)^{-0,245} \quad (1.10)$$

где,  $\mu_L$  – динамическая вязкость жидкости, Па·с,  $\alpha$  – относительная летучесть.

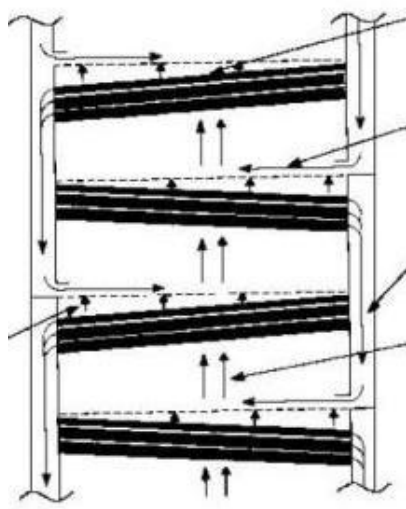
Эффективность ступени тарелок, показанных на рисунке 1.3, определённые экспериментально, показаны в таблице 1.1.

Таблица 1.1 – Эффективность новых тарелок

Конструкция тарелки	Процесс	Эффективность, %	
		Эксперимент	Формула (1.10)
Shell ConSep Sulzer	IC4/nC4, 11 bar	89	82
Jaeger COFLO	C6/C7, 0,33 bar	60	55
	C6/C7, 1,06 bar	70	58
	C6/C7, 1,66 bar	75	63
Koch-GlitschULTRA-FRAC	Дезтанизация	85	82
	Депропанация	78 .. 82	79
	Дебутанизация	75 .. 85	69



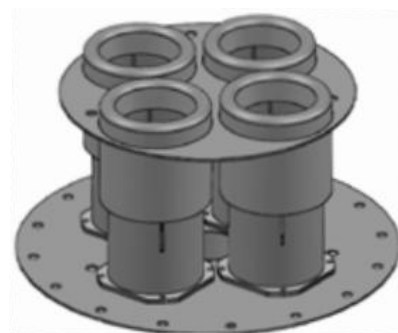
Shell ConSep Sulzer



Jaeger COFLO



Koch-Glitsch ULTRA-FRAC



Shell Swirltube Sulzer

Рисунок 1.3 – Новые конструкции пенных тарелок (контактных устройств)

В работах [40, 41] предлагаются новые типы контактных устройств, имеющих меньший перепад давления и большую эффективность по сравнению с тарелками известных конструкций (рисунок 1.4).



тарелка FJPT



тарелка NVST

Рисунок 1.4 – Новые конструкции пенных тарелок (контактных устройств)

В данных контактных устройствах реализован принцип многократной циркуляции жидкости на тарелке: жидкость с тарелки захватывается потоком газа, движется вверх до зоны разделения, где отделяется от потока газа и возвращается на тарелку, далее газ проходит через зону брызгоулавливания, где отделяются остатки увлечённой жидкости.

В работе [42] исследуется пенный режим на тарелке из вспененного карбида кремния с открытой пористостью (рисунок 1.5). Данный материал может представлять интерес в процессах, где требуется высокая коррозионная и термическая стойкость. В работах [43, 44] предлагается газожидкостный аппарат, который может быть использован как абсорбер с противоточными тарелками (рисунок 1.6).





Рисунок 1.5 – Тарелка из вспененной керамики (SiC)

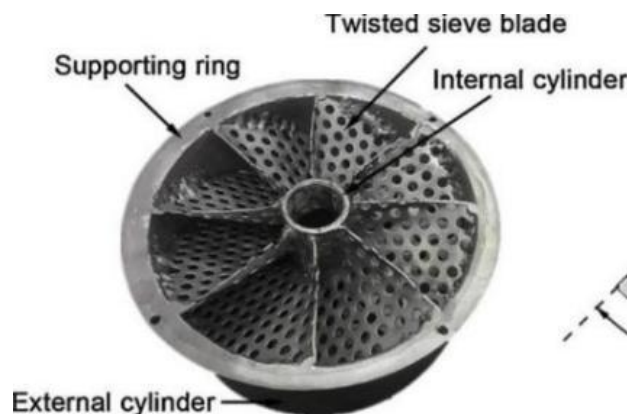


Рисунок 1.6 – Новый тип контактного устройства, тарелка TRST

В работе [45] исследуется дистиляционная колонна с интегрированным нагревом (HIDiC). Для интенсификации процесса дистиляции осуществляется подвод или отвод тепла непосредственно к ситчатой тарелке, внутри которой выполнены каналы для теплоносителя. Показано, что охлаждение тарелки не оказывает заметного влияния на эффективность массообмена, тогда как нагрев тарелки увеличивает эффективность.

В работе [46] исследовано влияние гидрофильных и гидрофобных покрытий ситчатой тарелки пенного аппарата. Предложена тарелка с комбинированным покрытием: гидрофильным на верхней (плоской) поверхности тарелки, гидрофобным внутри перфорационных отверстий и на нижней поверхности. Показано, что такая тарелка имеет меньший расход провала жидкости в отверстия по сравнению с полностью гидрофильными или гидрофобными покрытиями.

В работе [47] предлагается новая конструкция тарелки - ситчато-клапанная. На основе экспериментальных исследований показано, что тарелка имеет более высокий верхний предел скорости газа на 20% выше и эффективность на 7% выше известных видов клапанных тарелок. Заявлено промышленное использование для перегонки высоковязких смесей (в производстве поливинилового спирта, разделение винилацетата и метилового спирта с



примесями воды, ацетальдегида, поливинилацетата).

В работе [48] предлагается оригинальная конструкция пенной тарелки с элементами-завихрителями, установленными в перфорационных отверстиях, проведены экспериментальные исследования пылеулавливания на тарелке на экспериментальной установке. Возможность промышленного применения вызывает сомнения из-за сложности конструкции и наличия тонких каналов склонных к забиванию.

В работе [49] предлагается полуэмпирическая зависимость для расчета сопротивления центробежных пенных аппаратов.

В работе [50] приводятся эмпирические формулы высоты пенного слоя на противоточных решётчатых тарелках из круглых труб, полученные для диапазона скоростей газа до 3,6 м/с.

В диссертации [51], в одной из глав, исследуются экспериментально области работы устойчивой работы клапанной тарелки с полноподъемным клапаном. Используется CFD-моделирование для оценки эффективности установки брызгоотбойного устройства над каждой перекрёстноточной ситчатой тарелкой, при этом не приведены данные по настройкам модели двухфазного в программе Ansys CFX, по представленным графическим изображениям потоков на тарелке, тарелка работает в режиме захлёбывания, жидкость сразу выносится на верх, пенный слой не образуется.

В работе [52] предлагается конструкция клапанной-струйной тарелки, исследуется влияние направления разворота ассиметричных клапанов на рабочие характеристики тарелки.

В работе [53] предлагается конструкция контактного устройства имеющего общие черты с противоточной тарелкой со стабилизаторами пенного слоя, но по характеру движения газа более близкого к структурированной насадке, т.к. не обеспечивается гарантированное прохождение газа через пенный слой.

### **1.2.3. Исследование брызгоуноса с пенных тарелок**

В работе [54] исследуется брызгоунос из пенного слоя на тарелках

различных конструкций. Предлагается использовать две различные зависимости для двух, выделенных авторами, режимов работы тарелки: с малой нагрузкой по жидкости, и с большой нагрузкой по жидкости, так как в этих режимах характер зависимости расхода брызгоуноса от скорости газа различный.

В работе [55] исследовался брызгоунос перекрёстноточный с ситчатых, клапанных и колпачковых тарелок, авторами отмечено увеличение относительно уноса при росте скорости газа при любой нагрузке по жидкости и любой высоте переливной планки для всех исследуемых тарелок, и увеличение уноса при увеличении высоты переливного порога (противоречит выводам других исследований).

В серии работ [56, 57, 58] приведены результаты экспериментов по измерению брызгоуноса с пенной тарелки для нескольких видов жидкостей и газов. Исследовалось влияния свойств жидкостей и газов (плотности, вязкости, поверхностного натяжения) на расход брызгоуноса. Показано, что известные формулы хорошо предсказывают величину уноса для воды и воздуха, но недостаточно точно предсказывают унос для других сред.

В работе [59] приведены результаты экспериментальных исследований расходов брызгоуноса и провала жидкости с перекрёстноточных тарелок с круглыми отверстиями (несколько вариантов диаметров отверстий) для нескольких пар веществ (жидкость-газ), критикуются известные эмпирические формулы не учитывающие свойства веществ и размеры отверстий. Предложено критериальное уравнение общего расхода брызгоуноса.

В работе [60] исследуется брызгоунос из пенного слоя с использованием автоматической обработки цифровых скоростных фотографий. Так же в данной работе исследовано различие в ситчатых тарелках и тарелках с «неподвижным клапаном» (рисунок 1.7). Показано, что для идентичных нагрузок по газу и жидкости, брызгоунос для таких тарелок ниже, чем для тарелок с простыми круглыми отверстиями.

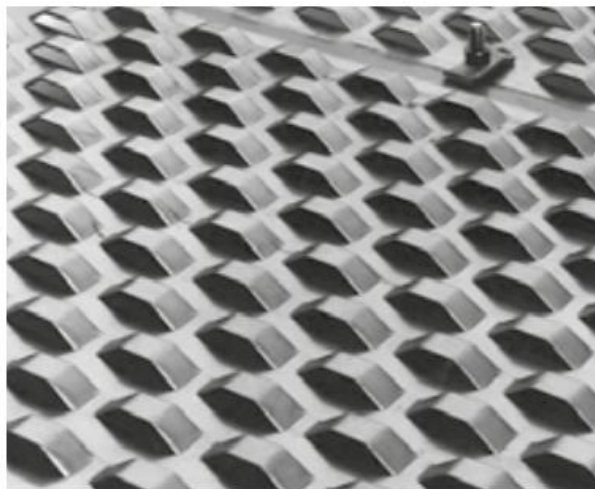


Рисунок 1.7 – Пенная тарелка с неподвижными клапанами

Вид колонны с перекрёстноточными двухсливными тарелками с фиксированными клапанами, показан на рисунке 1.7.

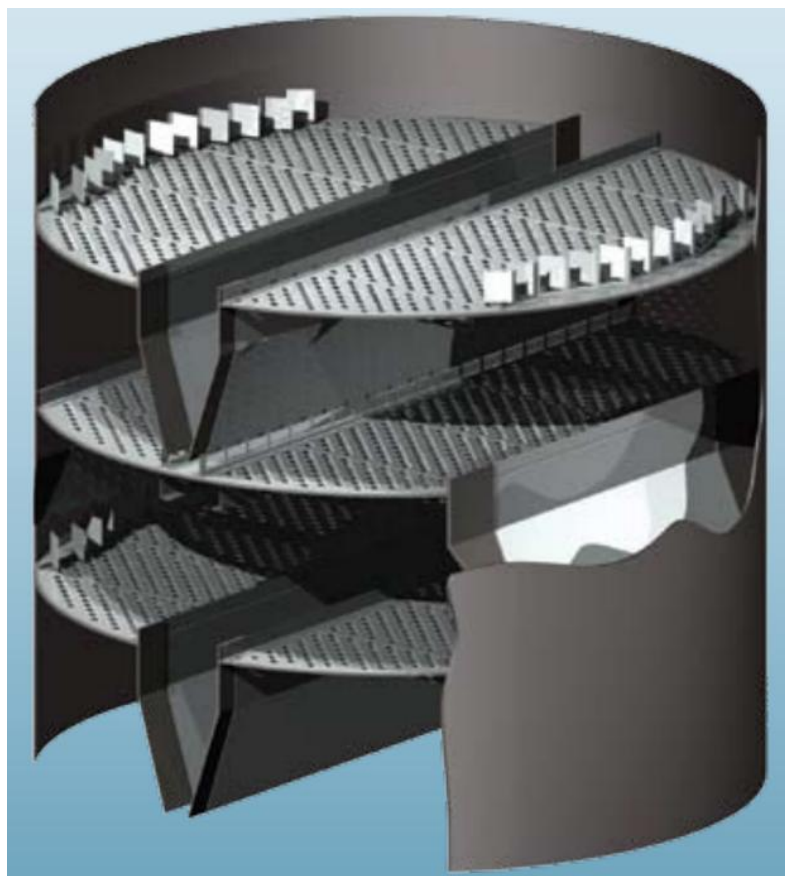


Рисунок 1.8 – Двухсливные тарелки Sulzer VGPPlus в колонне промышленного масштаба

В работе [61] проведены исследования дисперсного состава брызгоуноса из распылительной колонны, представляет интерес использование нового метода, который может быть применён и к пенным аппаратам. В этом методе размер и скорость аэрозольных частиц анализируется методом доплеровской интерферометрии (так же известным как лазерная дифракция дисперсных частиц).

Работы [60], [61] стали первыми за долгое время исследованиями дисперсионного состава аэрозольных частиц уноса, основанными на новых возможностях измерительной техники, что позволяет точно прогнозировать эффективность туманоуловителя (брызгоуловителя) колонного аппарата на стадии проектирования и определять конечное содержание загрязняющих веществ в газовых выбросах.

В работе [62] исследован брызгоунос с перекрёстноточной ситчатой тарелки с круглыми отверстиями, разработанной для работы с большими нагрузками по жидкости путём увеличения суммарной длины нескольких переливных порогов. Отмечено, что зависимость общего расхода брызгоуноса от высоты слоя чистой жидкости на тарелке имеет локальный минимум в диапазоне 55...75 мм (для системы воздух-вода).

В работах [63, 64] экспериментально уточнены границы рабочего диапазона перекрёстноточной ситчатой тарелки по скорости газа, определена верхняя граница работы тарелки, когда расход брызгоуноса жидкости превышает подачу жидкости на тарелку.

#### **1.2.4. Эффективность тарелки**

В работе [65], отмечается, что в практических инженерных расчётах и в программных пакетах для технологического моделирования процессов ректификации и абсорбции, чаще всего применяют либо постоянную величину эффективности по Мерффи (отношение реального изменения концентрации компонента на тарелке к теоретически возможному изменению концентрации за

один равновесный этап), либо весьма простые уравнения, например (1.10), хотя известны более точные методики расчёта эффективности тарелки, они не получают распространения из-за высокой сложности. Предлагается полуэмпирическая методика расчёта КПД Мерфи, обеспечивающая хорошее совпадения с экспериментальными результатами научно-коммерческого партнёрства FRI, при сравнительно умеренной сложности.

В работе [66] проводится обзор известных эмпирических формул эффективности клапанных и ситчатых тарелок, анализируется их прогнозирующая точность, с использованием экспериментальных данных базы научно-коммерческого партнёрства FRI.

В работе [67] предложена новая эмпирическая формула эффективности тарелки на основе экспериментальных данных для диапазона вязкости жидкости от 0,2 до 4,2 мПа·с, учитывается диаметр отверстия тарелки и высоту перелива.

В работе [68] предложена методика расчета эффективности ситчатой тарелки, которая более точно совпадает с экспериментальными данными для углеводородных смесей (циклогексан/н-гептан, изобутан/н-бутан). В методике использована модель трехслойной пены.

В работе [69], на основе экспериментального исследования разделения изобутилацетата и воды в колонне с двумя перекрёстноточными ситчатыми тарелками промышленного масштаба (800м), предлагается методика расчета эффективности перекрёстноточной тарелки по Мерфи, учитывающая неравномерность распределения концентрации по площади тарелки. Данные о распределении концентраций получены методом импульсного отбора проб.

В работе [70], предложена методика расчета эффективности тарелки с учетом сложной структуры потока на перекрёстноточной тарелке, учитывающая среднее время пребывания жидкости на тарелке, осевое (по вертикали) перемешивание, методика расчёта несколько отличается от известной [71].

В работе [72], предложена сложная методика расчёта эффективности тарельчатых ректификационных колонн, как среднего значения эффективности тарелки, причём, эффективность тарелки определяется на основе расчётных

значений локальных (точечных) эффективностях на тарелке, которые в свою очередь определены на основе структуры потока жидкости на тарелке (локальных продольной и поперечной скоростей). Значения компонентов скоростей определены с помощью вариационной формулировки закона сохранения импульса, т.е. минимума кинетической энергии жидкости на тарелке. Результаты расчёта сравниваются с результатами расчета в программном пакете для химико-технологических расчётов Hysys, и с данными о разделении смесей в промышленных колоннах.

### **1.2.5. Теоретические исследования пенного слоя**

В работе [73] предложена полуэмпирическая формула для расчета эффективности очистки воздуха в пенном слое от частиц пыли на основе энергетических показателей взаимодействия частиц пыли с поверхностью пузырька пены.

В работах [74, 75] предложены формулы расчета коэффициентов массообмена и теплообмена в пенном слое для центробежных пенных аппаратов и пенных аппаратов с тарелками с круглыми отверстиями.

В работе [76] предлагается полуэмпирическое выражение для величины удельной межфазной поверхности и размера пузырей центробежного пенного аппарата.

В работе [77] предлагается определять эффективность колонны как среднее значение КПД Мерфи тарелок, установленный в колонне, на примере параметров режима действующей промышленной колонны, утверждается, что предлагаемая методика даёт более точную оценку чем расчет в пакете Aspen Hysys (настройки расчетной программы не приведены).

В работе [78] проведено теоретическое исследование комбинированной тарелки с круглыми отверстиями и фиксированными клапанами для наклонного выхода газа и формирования структуры потока жидкости на тарелку. В работе [35], для тарелки подобной конструкции, проведено CFD-моделирование.

В работе [79] предлагалась оригинальная методика численного моделирования двухфазных потоков на основе теории случайных блужданий (термины авторов – «модель блуждающих фаз» и «модель блуждающих волн»). Рассматривается задача теплообмена газа и жидкости на противоточной пенной тарелке. Сравнения с экспериментальными результатами не приведены. Данный метод, по-видимому, не получил развитие и в других работах не встречается.

#### **1.2.6. Пенные аппараты с подвижной насадкой**

В работе [80] показано, что использование насадочных тел сложной формы с большим соотношением площади поверхности к объему, по сравнению со сферической формой, увеличивает удельную поверхность контакта фаз газа к жидкости.

В работе [81] приводится методика расчета двухполочного аппарата с подвижной насадкой, которую предлагается использовать для оптимизации конструктивных параметров аппарата.

В работе [82] утверждается, что эффективность улавливания пыли в аппарате с подвижной насадкой не зависит от размера частиц пыли в диапазоне 1,5..100 мкм.

В работе [83] экспериментально исследуется влияние размеров насадочных тел на интенсивность процесса абсорбции в аппарате с подвижной насадкой оригинальной конструкции.

В работе [84] разработан новый вид насадочных тел для пенных аппаратов с подвижной насадкой в виде шарообразных сетчатых элементов.

#### **1.2.7. Исследования пенных тарелок промышленного масштаба**

В работе [85] исследуется время пребывания жидкости на тарелке с помощью оригинального сетчатого зонда, расположенного по всей площади тарелки колонны диаметром 800 мм, измеряющего наличие индикатора в

жидкости, который импульсно вводится в поток в установившемся режиме работы. Показано, что структура потока жидкости по тарелке имеет устойчивый неоднородный характер: по центральной оси жидкость наиболее быстро покидает тарелку, а ближе к стенкам скорость жидкости снижается.

В работе [86] приводятся экспериментальные измерения усреднённой по времени доли жидкости в пенном слое на тарелке в различных точках слоя по трем координатам. Проведена визуализация распределения вводимого индикатора по структуре пенного слоя.

### **1.3. Выводы по обзору исследований**

Получившие распространение в СССР абсорберы с подвижной насадкой [5], спроектированные в 70 – 80-х гг., при использовании в промышленности, выявили проблему быстрого износа элементов подвижной насадки и необходимость её частой замены. В связи с этим, на промышленных предприятиях, была выполнена модернизация аппаратов с подвижной насадкой в аппараты с пенными тарелками. При эксплуатации подвижная насадка выходит из строя либо из-за износа, либо из-за кратковременных нарушений температурного режима аппарата, при этом известная проблема с дешёвым и качественным изготовлением насадочных тел до сих пор не решена. Высокоэффективные виды подвижной насадки, такие как сетчатая [84], показывающие хорошие результаты при физическом моделировании процессов на опытных установках, при попытке переноса в промышленный процесс начинают выходить из строя еще до наступления плановой остановки на ремонт.

Анализ информации, полученной при обзоре англоязычных и российских научных журналов, показал, что аппараты с подвижной насадкой и центробежные пенные аппараты – два типа аппаратов вызывающие особый интерес в РФ, но не получивших распространения в мире.

Вычислительная гидродинамика стала одним из основных методов исследования пенных аппаратов, притом, что в русскоязычных научных



публикациях мало представлена. В большей части работ по CFD-моделированию пенного слоя применяется модель взаимопроникающих сред, причем для определения коэффициента сопротивления используется методика, основанная на формулы Беннета, полученной на основе данных по высоте пенного слоя на перекрестноточных тарелках с круглыми отверстиями.

В работах отечественных авторов [29, 30] используется CFD-моделирование пенной тарелки, при этом модель ограничена одним фиксированным клапаном или несколькими отверстиями тарелки, и на основе ее проводится анализ эффективности. Такой подход противоречит методу авторов [69, 70], в котором показывается, что общая эффективность ступени зависит от структуры потоков на тарелке, и модель тарелки должна учитывать все клапаны или отверстия на ней.

Расширение диапазона допустимых нагрузок и производительности пенных аппаратов в основном происходит за счет усложнения конструкции пенных тарелок. Это позволяет снижать диаметры колонных аппаратов, но эффективность ступени таких тарелок, особенно в проектных расчётах, остается почти на прежнем уровне.

Продолжается накопление и анализ экспериментальных данных по параметрам пенного режима для более широкого диапазона свойств сред, новых конструкций тарелок, нагрузок на тарелку по газу и жидкости.

В исследованиях пенного режима используются новые измерительные методы: гамма-сканирование для определения высоты пенного слоя в промышленных аппаратах, доплеровская интерферометрия и цифровая обработка высокоскоростных фотографий для измерения дисперсионного состава брызгоуноса, пространственные зонды для определения структуры пенного слоя на тарелках промышленного масштаба.

Найдено небольшое число работ по моделированию противоточных пенных тарелок. В работе [36] рассматривается конструкция тарелки, приведённая на рисунке 1.2, в которой жидкость движется вниз по тонким трубкам, равномерно распределённым по тарелкам, а газ поднимается через

отверстия круглого сечения. Размер трубок подобран таким образом, что сопротивление для движения газа через трубки достаточно велико, но достаточно мало для жидкости, что обеспечивает устойчивый режим работы тарелки. При этом не происходит промывка отверстий для газа жидкостью, что ограничивает использование таких тарелок в процессах пылеулавливания из-за чувствительности к забиванию отверстий и трубок.

В работе [37] проведено CFD-моделирование противоточной волнистой тарелки с круглыми отверстиями, использован метод моделирования, предложенный для перекрёстносточной тарелки [9, 10, 11]. В работе не приведено сравнение с экспериментальными данными по высоте слоя чистой жидкости на тарелке и график зависимости высоты слоя чистой жидкости от времени моделирования, как в других работах [34, 35]. По приведенным графическим результатам моделирования по объемной доли жидкости можно предположить, что при значении газового фактора  $F_s$  выше 1,2 м/с модель тарелки переходит в режим захлёбывания. Как показывают результаты проверки применимости методики CFD-моделирования, в разделе 3.3., данным методом не удовлетворительно моделируется гидродинамический режим противоточной тарелки.

## **2. Исследования пенного слоя в экспериментальной установке**

### **2.1. Проблемы применения противоточных тарелок**

Пенные аппараты с противоточными тарелками широко применяются в различных процессах, включая абсорбцию газов, обеспыливание газовых потоков, выпаривание растворов, а также охлаждение газов и жидкостей. Такое оборудование отличается простотой в изготовлении, небольшими потерями давления (сопротивлением) по газу, имеет широкий диапазон применения для различных технологических задач.

Для действующих производств возникает необходимость модернизации пенных аппаратов (абсорберов) из-за ужесточающихся требований по охране окружающей среды, из-за чего спроектированные ранее аппараты становятся недостаточно эффективными в современных условиях. Часто встречающейся задачей является увеличение производительности оборудования, т.е. обеспечение эффективности процесса при увеличении нагрузки по жидкости или газу.

Важнейшими характеристиками пенного аппарата являются: значения высоты слоя чистой жидкости на тарелке, объемные доли фаз в зависимости от их скоростей и зависящая от них поверхность массообмена. Показателем работоспособности пенного аппарата является возможность обеспечивать стабильную высоту слоя чистой жидкости при влиянии таких факторов как: переменные нагрузки по газу и жидкости, загрязнения внутренних поверхностей, изменения свойств сред.

В соответствии с рекомендациями по проектированию экспериментальных установок пенных аппаратов предпочтительны установки с большим сечением аппарата. Применяемые в последних исследованиях экспериментальные аппараты имели сечения: диаметр 500мм, 400х400мм, диаметр 400мм. Увеличение диаметра аппарата снижает влияние пристеночных эффектов, обнаруживает влияние продольных пульсаций в слое и в целом

повышает применимость результатов к промышленным процессам.

Распространённым видом аппаратов мокрой очистки газов от пыли является пенный абсорбер с противоточными тарелками [1, 87]. Это колонный аппарат с одной - тремя ситчатыми тарелками, в которых движение жидкости и газа происходит через одни и те же отверстия во встречных направлениях, при этом специальные переливные устройства для отвода жидкости с тарелок отсутствуют. Преимуществами конструкции являются простота изготовления и наличие потока жидкости через отверстия, промывающего отверстия от налипания частиц пыли, поступающей в аппарат с газом.

При очистке газа от твёрдой фазы может происходить засорение отверстий тарелок пенных аппаратов (газопромывателей) [87], вместе с тем даже неполное перекрытие отверстий противоточных (провальных) тарелок может привести к существенному изменению режима пенного слоя. Поэтому предпочтительно использование тарелок с большим диаметром отверстий, для которых эффект налипания твердой фазы (загрязнение отверстий) меньше влияет на свободное сечение тарелки.

Для пенных пылеуловителей одним из способов снижения влияния загрязнений отверстий пенных тарелок является использование противоточных тарелок с увеличенным диаметром отверстий 20...50 мм. Использование противоточных тарелок с крупными отверстиями было опробовано на промышленных установках производств гранулированных солей с участием автора. Такие тарелки показали хорошую стабильность работы по сравнению с перекрестноточными и тарелками с отверстиями до 12,7 мм, однако до настоящего времени результаты исследований по таким тарелкам (с крупными отверстиями) не публиковались.

Известно, что ввиду сложности процессов в пенном слое, не существует надёжного аналитического решения для вычисления параметров работы пенной тарелки. Известны эмпирические формулы высоты слоя чистой жидкости для некоторых конструкций пенных тарелок, в основном перекрёстноточных с круглыми отверстиями диаметром до 12,7 мм.

Тарелки с круглыми отверстиями, ввиду простоты изготовления, самые распространённые и исследованные. Также известны решётчатые тарелки из труб круглого сечения. Получают распространение новые конструкции тарелок (контактных устройств) [38, 39, 47]. Новые конструкции предлагаются для тарелок с перекрёстноточной схемой движения фаз [12], но не рассматриваются для противоточной схемы.

Перспективными для исследования являются тарелки с фиксированными клапанами [88], рисунок 2.1, рисунок 1.7, работающие с противоточной схемой движения фаз. По сравнению с противоточными тарелками других конструкций они имеют следующие преимущества:

- Простота изготовления и низкая стоимость при их производстве на современных координатно-пробивных станках (прессах), которые получают распространение для выработки изделий из листового металла. Стоимость изготовления таких тарелок сопоставима со стоимостью тарелок с круглыми отверстиями.
- Хотя тарелки с фиксированными клапанами практически исследовались в качестве противоточных тарелок, при применении в качестве перекрёстноточных, отмечается [60], что доля мелкодисперсных капель в аэрозольном уносе уменьшается по сравнению с тарелками известных конструкций, что способствует более эффективной работе брызгоуловителя.
- Известные данные по брызгоуносу с перекрёстноточных тарелок с фиксированными клапанами [60] показывают, что брызгоунос с тарелок с фиксированными клапанами ниже, чем для тарелок с отверстиями.
- Близость конструкции тарелок к хорошо исследованным тарелкам с круглыми отверстиями даёт основания полагать, что для их моделирования и расчета могут быть использованы методики, отработанные для тарелок с круглыми отверстиями, хотя и с некоторой корректировкой.



Рисунок 2.1 – Фиксированные клапаны на тарелке промышленного изготовления

## **2.2. Теоретические основы, эмпирические данные и выражения.**

### **2.2.1. Гидродинамические режимы работы тарелки.**

Диапазон работы пенной тарелки определяется максимальными и минимальными скоростями газа в сечении аппарата и плотностями орошения жидкости, в которых на тарелке образуется и поддерживается стабильная высота пенного слоя. Для противоточных тарелок с круглыми отверстиями высота пенного слоя сильно зависит от расхода газа в аппарате и расхода жидкости, подаваемого на тарелку.

При изменении расхода газа через тарелку выделяют три [1, 4], или четыре [89] характерных диапазона работы пенной тарелки (рисунок 2.2): зона увеличения высоты пены, зона, где высота пены может уменьшаться, оставаться постоянной либо незначительно увеличиваться, зона быстрого роста высоты пены, приводящей к захлёбыванию тарелки.

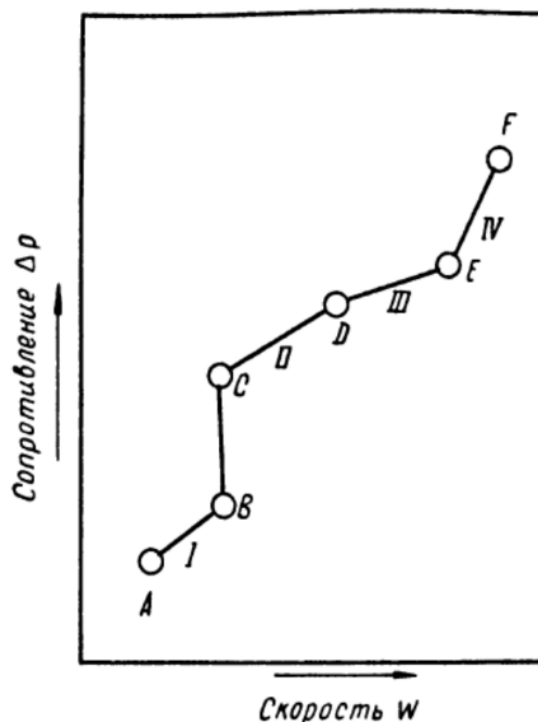


Рисунок 2.2 – Характерные режимы работы противоточных тарелок.

На рисунке 2.2, показаны характерные участки (отрезки) с различным характером зависимости сопротивления пенной тарелки от скорости газа. Как будет показано ниже, аналогичные характерные участки имеет и высота слоя чистой жидкости на тарелке. Участок АВ – начало образование слоя динамической пены, переходная зона, в которой становится заметным влияние газа на стекание жидкости в отверстия тарелки, капли жидкости задерживаются в зоне отверстия и начинают подвисать (витать). Участок ВС – образование пенного слоя, количество витающих капель увеличивается, они начинают сливаться друг с другом, появляются зоны сплошной жидкости с диспергированными в ней пузырями газа. Участки CD и DE (в описаниях некоторых авторов, могут быть объединены) – зона развитого пенного слоя, могут характеризоваться положительным, нулевым или отрицательным углом наклона характеристики, в зависимости от конструкции тарелки и аппарата. Как правило, участок CD соответствует более равномерному распределению жидкости по площади тарелки, на участке DE становятся заметными масштабные пульсации местной высоты слоя пены, вплоть до обнажения участков тарелки. Участок EF соответствует переходу тарелки в режим

захлёбывания, усиливается диспергирование жидкости, во всём объеме пенного слоя начинают преобладать зоны сплошной газовой фазы с витающими каплями жидкости, брызгоунос возрастает до значений близких к плотности орошения.

В пределах одного из диапазонов работы тарелки, экспериментальные точки высоты слоя чистой жидкости, в логарифмической шкале, могут быть удобно аппроксимированы линейной зависимостью от скорости газа.

Известна методика расчета параметров гидродинамических режимов насадочных и тарельчатых аппаратов [4] основана на уравнениях вида:

$$Y = B \cdot e^{-2,3 \cdot c_B \cdot X} \quad (2.1)$$

где  $Y$ ,  $X$  – безразмерные показатели гидродинамических нагрузок на контактное устройство,  $B$  – индикатор гидродинамического режима работы тарелки,  $c_B = 1,75$  – эмпирический коэффициент

$$Y = \frac{\overline{U_G}^2}{g \cdot d_0 \cdot S_0^2} \frac{\rho_G}{\rho_L} \left( \frac{\mu_L}{\mu_{\text{воды}}^{20^\circ\text{C}}} \right)^{0,16} \quad (2.2)$$

где  $d_0$  – эмпирический коэффициент,  $S_0$  – доля свободного сечения тарелки,  $\mu_L$  – динамическая вязкость жидкости,  $\mu_{\text{воды}}^{20^\circ\text{C}}$  – динамическая вязкость воды при  $20^\circ\text{C}$ .

$$X = \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,125} \quad (2.3)$$

Уравнения (2.1) (2.2) (2.3), с некоторыми изменениями эмпирических коэффициентов, применяются для аппроксимации экспериментальных данных и расчета насадочных и тарельчатых аппаратов с тарелками различной конструкции [1, 4, 71, 89], при этом точки перехода между режимами определяются критическими значениями индикатора  $B$ . Так, для противоточной тарелки с круглыми отверстиями начало диапазона устойчивой работы  $B = 2,95$ , предельная скорость (начало захлёбывания)  $B = 10$ .

### 2.2.2. Высота слоя чистой жидкости

Известные зависимости для определения высоты слоя чистой жидкости на



противоточной тарелке не охватывают всего возможного диапазона конструкций тарелок и режимов работы.

Например, [1, стр. 54], высота слоя чистой жидкости на противоточной тарелке с круглыми отверстиями, мм:

$$h_0 = \frac{4,4 \overline{U}_G^{0,5} m^{0,3}}{d_0^{0,36} S_0} \quad (2.4)$$

где  $\overline{U}_G$  – скорость газа, приведённая к сечению аппарата, м/с,  $m$  – удельный объемный расход жидкости (отношение объемного расхода жидкости к объемному расходу газа) л/м<sup>3</sup>,  $d_0$  – диаметр отверстия в тарелке, мм. Имеет диапазон применимости  $\overline{U}_G = 1...2$  м/с;  $m = 0,4...1,2$  л/м<sup>3</sup>;  $d_0 = 3...7$  мм;  $S_0 = 0,14...0,2$ .

Решётчатая противоточная тарелка (щелевая) [1, стр. 48]:

$$h_0 = 5,3 \cdot 10^{-6} \cdot U_{0L}^{0,5} U_{0G}^{1,5} b_{щ}^{-1,5} \quad (2.5)$$

где  $U_{0L}$  – скорость жидкости приведённая к свободному сечению тарелки, м/с,  $U_{0G}$  – скорость газа в приведённая к свободному сечению тарелки, м/с,  $b_{щ}$  – ширина щели, мм.

Уравнения (2.4) и (2.5) не согласуются с известными данными о режимах работы противоточных тарелок (рисунок 2.2), согласно которым высота слоя чистой жидкости имеет сложную зависимость от скорости газа с различным влиянием скорости в разных диапазонах нагрузок.

Известна методика [71, стр. 207], [4, стр. 467] расчета высоты слоя чистой жидкости на противоточной тарелке с круглыми отверстиями на основе критерия Фруда:

$$Fr_0 = \frac{K_B \cdot B}{C} \frac{\rho_L}{\rho_G} \quad (2.6)$$

где  $K_B$  – коэффициент гидравлических нагрузок тарелки,  $B$  – индикатор гидравлического режима, определяемый по уравнению (2.1),  $C$  – коэффициент физических свойств газа,  $Fr_0$  – критерий Фруда, определённый по скорости газа в отверстиях тарелки и высоте пены на тарелке:

$$Fr_0 = \frac{U_{G0}^2}{g \cdot h_{\pi}} = \frac{\overline{U}_G^2}{g \cdot h_{\pi} \cdot S_0^2} \quad (2.7)$$

где  $U_{G0}$  – скорость газа, приведённая к суммарной площади отверстий тарелки м/с,  $S_0$  – доля свободного сечения тарелки,  $h_{\pi}$  – высота пенного слоя, м.

Коэффициент физических свойств газа:

$$C = \left( \frac{q_L^6 \mu_L^2 \rho_L}{g \sigma^3} \right)^{0,067} \quad (2.8)$$

Коэффициент  $K_B$  определяется зависимости от индикатора гидравлического режима:

$$K_B = \begin{cases} \frac{K_C^B}{B_1} & \text{если } B \leq B_1 \\ \frac{K_C^B}{B} & \text{если } 2,95 < B < B_2 \\ \frac{K_C^B}{B_2} & \text{если } B > B_2 \end{cases} \quad (2.9)$$

где эмпирические коэффициенты:  $B_1 = 2,95$ ,  $B_2 = 10$ ,  $K_C^B = 0,0011$ .

Уравнения (2.6) – (2.9) применимы [4] для тарелок с круглыми отверстиями, а также щелевых при  $d_0$  или  $d_{\text{экв}}$  (диаметр отверстия или эквивалентный диаметр щели) более 3 мм.

Анализ применимости данных уравнений для противоточных ситчатых тарелок с диаметром отверстия 20мм приведён в п. 2.4.1.

При обработке экспериментальных данных использована зависимость полного сопротивления тарелки от скорости газа и высоты слоя чистой жидкости [4, стр. 448]:

$$\Delta p = \Delta p_{\zeta} + \Delta p_{\text{п.с.}} + \Delta p_{\sigma} \quad (2.10)$$

где полный перепад давления на тарелке складывается из трех составляющих:  $\Delta p_{\zeta}$  – сопротивление сухой тарелки (без слоя жидкости),  $\Delta p_{\text{п.с.}}$  – сопротивление пенного слоя на тарелке,  $\Delta p_{\sigma}$  – потери давления на трение фаз.

Сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_{\zeta} = \zeta_{\text{т}} \frac{\rho_G \overline{U}_G^2}{2} \quad (2.11)$$

где  $\zeta_{\text{т}}$  – коэффициент аэродинамического сопротивления сухой тарелки,  $\rho_G$  –

плотность газа, кг/м<sup>3</sup>,  $U_G$  – скорость газа, приведённая к свободному сечению аппарата, м/с.

Сопротивление пенного слоя:

$$\Delta p_{\text{п.с.}} = h_0 g \rho_L \quad (2.12)$$

где  $h_0$  – высота слоя чистой жидкости, м,  $g$  – ускорение свободного падения м/с<sup>2</sup>,  $\rho_L$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Потери давления на трение фаз:

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_0} \quad (2.13)$$

где  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения, Н/м,  $d_0$  – эквивалентный диаметр отверстия, м.

Составляющим  $\Delta p_\sigma$ , связанным с поверхностным натяжением, можно пренебречь [1, стр. 58], ввиду их малых значений по сравнению с сопротивлением сухой тарелки и пенного слоя, тогда полный перепад давления пенной тарелки складывается из аэродинамического сопротивления сухой тарелки и сопротивления пенного слоя. Коэффициент аэродинамического сопротивления сухой тарелки, можно считать постоянным [90], тогда, высота слоя чистой жидкости на тарелке, может быть определена измерением полного перепада давления на тарелке по (2.10), (2.12).

Полученные значения  $h_0$ , определённые по измерению полного перепада давления газа на тарелке, показывают хорошее совпадение с результатами измерений  $h_0$ , определёнными методом отсечки подачи газа в колонну и измерением приращения уровня жидкости в кубе колонны. Характер зависимости полного сопротивления тарелки от скорости газа, определяется зависимостью высоты слоя чистой жидкости от скорости газа, которая имеет те же характерные участки (см. рисунок 2.2.).

### 2.2.3. Газосодержание

Известны несколько формул для определения газосодержания или

объемной доли жидкости в пенном слое.

Газосодержание может быть определено по уравнениям (1.4) и (1.5), полученным для перекрестноточных тарелок с переливом.

Методами вариационного исчисления из условия минимума энергии газожидкостного слоя на удалении от газораспределительных устройств (т.е. для тарелок любого типа) получено [91] уравнение объемной доли газа:

$$\varepsilon_G = \frac{\sqrt{Fr}}{1 + \sqrt{Fr}} \quad (2.14)$$

где  $Fr$  определяется по скорости газа приведённой к сечению аппарата и высоте слоя чистой жидкости на тарелке:

$$Fr = \frac{\overline{U}_G^2}{g \cdot h_0} \quad (2.15)$$

На основе экспериментальных данных получено [4]:

$$\varepsilon_L = \frac{0,21}{S_0^{0,5} \cdot Fr_0^{0,2}} \quad (2.16)$$

где  $Fr_0$  – определяется по формуле (2.7).

Недостатком формул, использующих критерий Фруда, является применение линейного параметра  $h_0$  или  $h_n$  (высота слоя чистой жидкости или высота пенного слоя), которые в свою очередь имеют сложную зависимость от скорости газа и других факторов. Отметим

#### 2.2.4. Расход брызгоуноса

Известны несколько эмпирических формул для расчета расхода капельного брызгоуноса с пенной тарелки. Для противоточных ситчатых тарелок [1, стр. 86], в диапазоне параметров: диаметр отверстий  $d_0 = 3,2...12,7$  мм, доля свободного сечения тарелки  $S_0 = 0,049...0,215$ ; удельный расход брызгоуноса кг уносимой жидкости на кг газа, может быть определён по формуле:

$$L_E = c \left( \frac{G}{S_0 A} \right)^n \frac{1}{1000 \rho_G} \quad (2.17)$$

$$c = 1,05 + 0,0071 \left( \frac{L}{S_0 A} \right) + 0,0071 \left( \frac{L}{S_0 A} \right)^2 \quad (2.18)$$

$$n = 4,67 + 0,083 \left( \frac{L}{S_0 A} \right) + 0,0019 \left( \frac{L}{S_0 A} \right)^2 \quad (2.19)$$

где  $L_E$  – удельный расход брызгоуноса (по отношению к расходу газа), кг/кг,  $L$ ,  $G$  – массовая нагрузка по жидкости и газу (соответственно), кг/с,  $S_0$  – доля свободного сечения тарелки,  $A$  – площадь сечения аппарата, м<sup>2</sup>.

Хорошее совпадение с экспериментальными данными для провальных тарелок с отверстиями (без фиксированных клапанов) [4, стр. 485]:

$$L_E = 0,000077 \left( \frac{0,073}{\sigma} \right) \left( \frac{\overline{U}_G}{H_s - 2,5h_0} \right)^{3,2} \quad (2.20)$$

где  $\sigma$  – поверхностное натяжение, Н/м<sup>2</sup>,  $H_s$  – расстояние между тарелками аппарата, м,  $h_0$  – высота слоя чистой жидкости на тарелке, м.

Отметим, что формулы (2.17) и (2.20) показывают монотонный рост величины удельного брызгоуноса с ростом скорости газа, уменьшением высоты сепарационного пространства и ростом нагрузки по жидкости.

Сопоставление результатов расчёта по (2.17) (2.20) и экспериментальными результатами для исследованных тарелок приведён в п. 2.4.2 на рисунках 2.14, 2.15.

### 2.3. Экспериментальная методика

В данном исследовании [92] проведены сравнительные испытания гидродинамических режимов пенного аппарата с противоточными тарелками и с тарелками с фиксированными клапанами. Проведена оценка расхода брызгоуноса.

Колонна диаметром 400 мм, снабжена тремя противоточными тарелками, расстояние между тарелками 750 мм, тарелка имеет 13 отверстий диаметром 40 мм, над которыми на высоте 20 мм устанавливаются фиксированные клапаны диаметром 40 мм. Жидкость, подаваемая в колонну – вода, газ – воздух при

атмосферном давлении.

Схема экспериментальной установки представлена на рисунке 2.3.

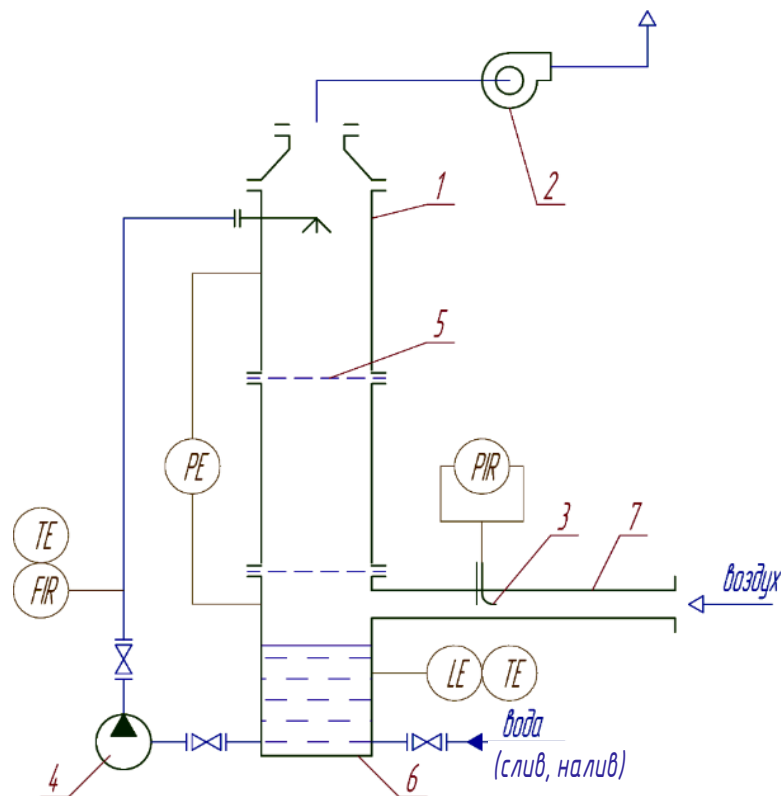


Рисунок 2.3 – Схема экспериментальной установки

На рисунке 2.3 обозначено: 1 – тарельчатый аппарат (колонна), 2 – воздуходувка, 3 – трубка Пито-Прандтля, 4 – насос, 5 – тарелка, 6 – куб колонны, 7 – удлинённый патрубок ввода воздуха, LE – указатель уровня, TE – указатель температуры, PIR – дифференциальный манометр с осреднением показаний, PE – дифференциальный манометр, FIR – расходомер с осреднением показаний.

Характеристики испытанных противоточных тарелок приведены в таблице 2.1,  $N_{\text{отв}}$  – число отверстий на тарелке.

Таблица 2.1 – Характеристики тарелок

№	Тип отверстий	$d_0$ , mm	$N_{\text{отв}}$	$S_0$	$\zeta_T$
1	Круглые отверстия	20	73	0,183	60
2		20	37	0,093	110
3		40	19	0,189	48
4		40	13	0,128	81
5	Фиксированные клапаны	40	19	0,189	68
6		40	13	0,128	130

Вид экспериментальной тарелки с фиксированными клапанами показан на рисунке 2.4.



Рисунок 2.4 – Фиксированные клапаны, экспериментальная тарелка

Высота слоя чистой жидкости оценивалась по сопротивлению пенного слоя (2.12) и методом измерения разницы в уровне жидкости в кубе работающей экспериментальной колонны до и после отсечки подачи газа. Высота пенного слоя на тарелке оценивалась визуально, по высотным меткам.

Расход брызгоуноса оценивался по скорости убывания воды в системе с учетом поправки на испарение воды, принимается, что относительная влажность воздуха на выходе из колонны 100%.

Объемное содержание жидкости в пенном слое определено по формуле:

$$\varepsilon_L = \frac{h_0}{h_{\text{п}}} \quad (2.21)$$

где  $h_{\text{п}}$  – высота пенного слоя, м.

Для провальных тарелок величину нагрузки по жидкости принято определять плотностью орошения:

$$q_L = \frac{L}{A \cdot \rho_L} \quad (2.22)$$

где  $L$  – массовый расход жидкости, кг/с,  $A$  – площадь сечения аппарата, м<sup>2</sup>.

Плотность брызгоуноса определена как отношение расхода уносимой жидкости к площади тарелки, с учетом поправки на испарение воды:

$$q_L = \left( \frac{V_K - V_H}{\tau} - \frac{G}{\rho_G} \left( 1 - \frac{RH}{100\%} \right) \frac{\rho_{н.п.}}{\rho_L} \right) \frac{1}{A} \quad (2.23)$$

где  $V_K$ ,  $V_H$  - конечный и начальный объем жидкости в кубе экспериментальной колонны  $\text{м}^3$ ,  $\tau$  - длительность эксперимента, сек,  $G$  - расход газа (воздуха),  $\text{кг/с}$ ,  $\rho_G$ ,  $\rho_L$  - плотность газа жидкости  $\text{кг/м}^3$ ,  $RH$  - относительная влажность газа (воздуха) на входе в установку,  $\rho_{н.п.}$  - плотность водяного пара при температуре и давлении газа на входе в установку,  $\text{кг/м}^3$ .

## 2.4. Результаты экспериментов

### 2.4.1. Тарелки с отверстиями 20 мм

При работе противоточной тарелки с отверстиями диаметром 20 мм, всего 73 отверстия, (тарелка №1) пенный слой не образовывался до скорости около 1 м/с, далее, по мере роста скорости газа, на тарелке начинала образовываться пена. Высота пенного слоя возрастала (с ростом скорости газа) до 25 - 30 см, причём наблюдался достаточно стабильный пенный слой. Далее в диапазоне скоростей от 2 до 4,5 м/с наблюдались значительные колебания пенного слоя на тарелке, сопровождавшиеся уменьшением количества жидкости, удерживаемой на тарелке.

Зрительно колебания пенного слоя выглядели как наличие волны и провала на наблюдаемой верхней границе слоя с разностью высот 20 - 30 см у противоположных участков обечайки. Причем волна и провал могли устойчиво вращаться вокруг оси аппарата с частотой около 1 Гц или меняться местами без вращения.

При скоростях выше 4,5 м/с наблюдался резкий рост удерживаемой жидкости на тарелке вплоть до захлёбывания аппарата. Снижение количества удерживаемой жидкости на тарелке, в диапазоне скоростей от 2 до 4 м/с, заметнее при более высоких расходах жидкости. Результаты измерений высоты чистого слоя жидкости показаны на рисунке 2.5.



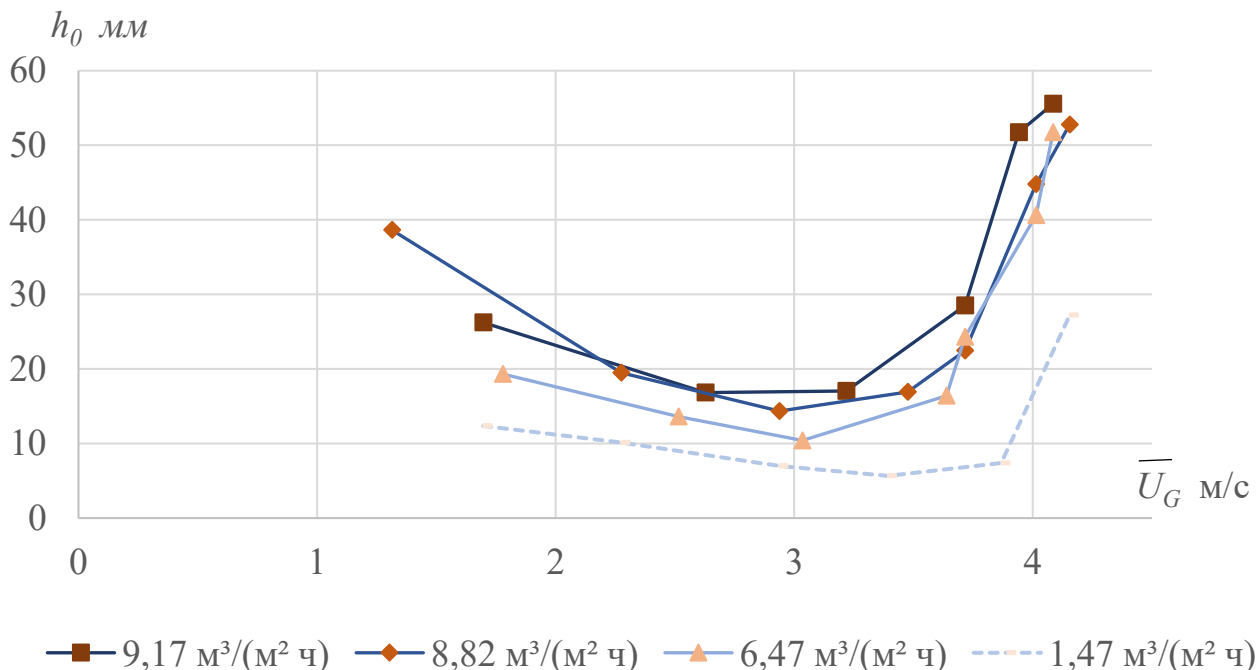


Рисунок 2.5 – Высота чистого слоя жидкости в зависимости от скорости газа и плотности орошения на тарелке  $d_0 = 20$  мм  $S_0 = 18,3\%$  (тарелка №1)

При работе противоточной тарелки с отверстиями диаметром 20 мм, всего 37 отверстий, (тарелка №2) пенный слой не образовывался до скорости около 1 м/с, далее, по мере роста скорости газа, на тарелке начинала образовываться пена. Высота пенного слоя возрастала (с ростом скорости газа) до 20 - 25 см, причём наблюдался достаточно стабильный пенный слой.

Далее в диапазоне скоростей от 1,5 до 2-2,5 м/с наблюдались значительные колебания пенного слоя на тарелке, причём содержание жидкости на тарелке оставалось близким к постоянному.

Наблюдались колебания верхней границы пенного слоя выглядели в виде волн высотой 20 - 30 см от наблюдаемого нижнего положения границы слоя. Вращательного движения волн не наблюдалось.

При скоростях выше 2...2,5 м/с (условная граница диапазона зависит от расхода подаваемой жидкости) наблюдался резкий рост удерживаемой жидкости на тарелке вплоть до захлёбывания аппарата. Результаты измерений высоты чистого слоя жидкости показаны на рисунке 2.6.

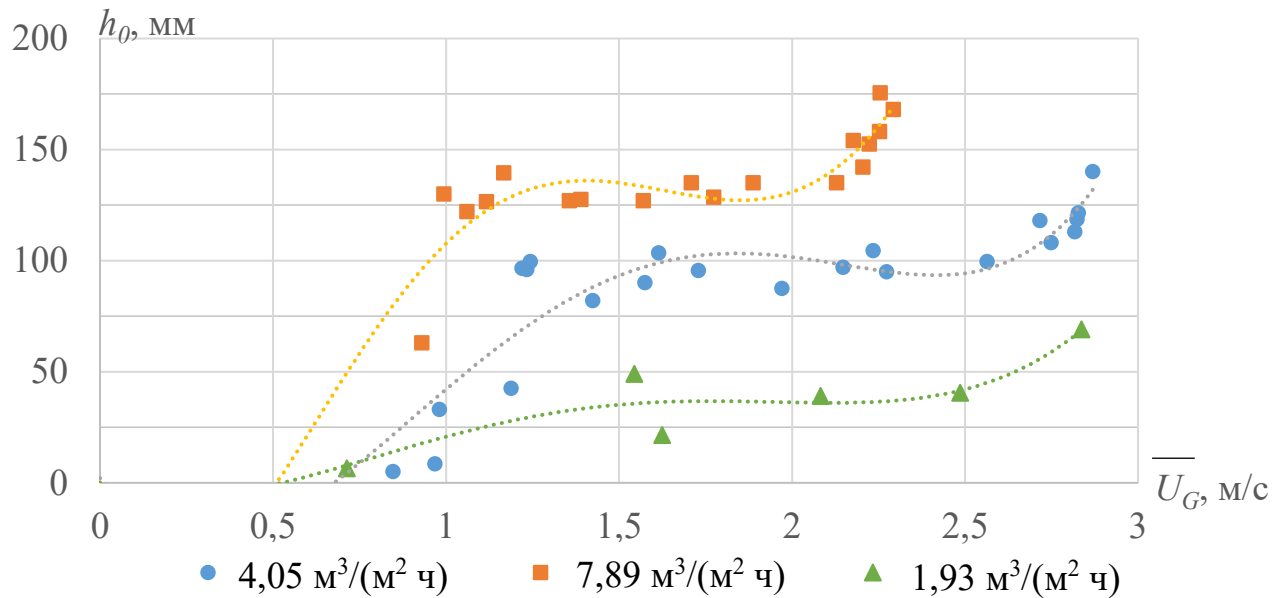


Рисунок 2.6 – Высота чистого слоя жидкости в зависимости от скорости газа и плотности орошения на тарелке  $d_0 = 20$  мм,  $S_0 = 9,3\%$  (тарелка №2)

На рисунке 2.7 сравниваются результаты экспериментов с расчетными значениями высоты слоя чистой жидкости на тарелке по методике [4, 71], по уравнениям (2.6) – (2.9), (2.16), (2.21).

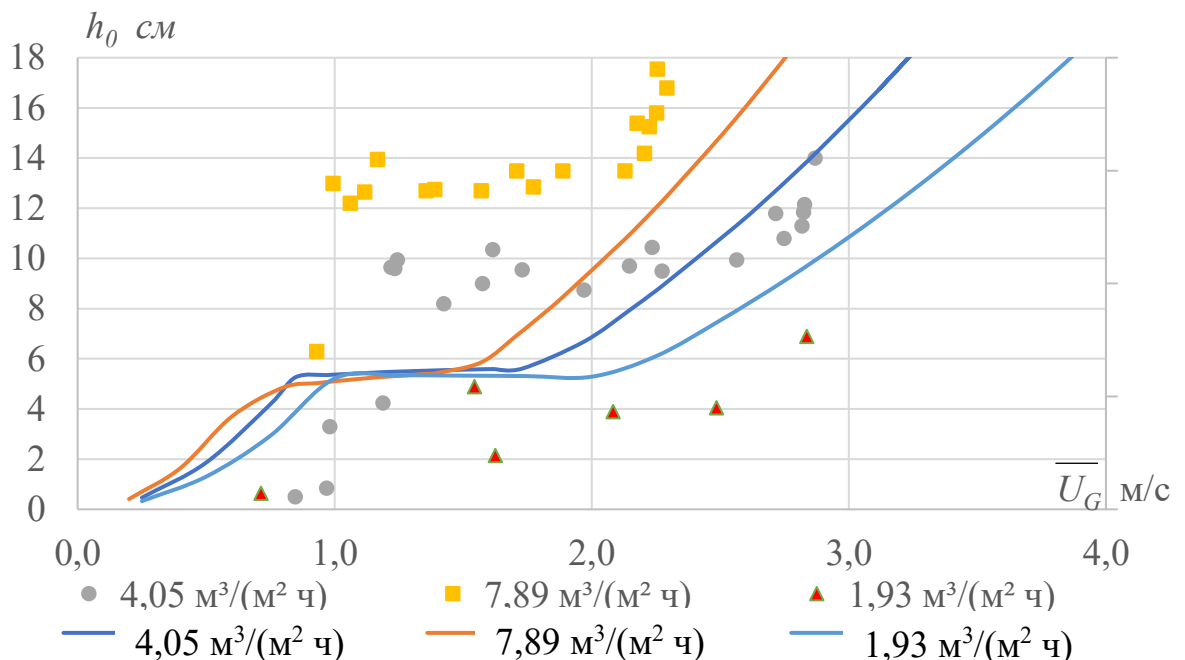


Рисунок 2.7 – Высота слоя чистой жидкости на тарелке  $d_0 = 20$  мм,  $S_0 = 9,3\%$  (тарелка №2). Сравнение эмпирических с экспериментальными результатами, точки – экспериментальные результаты, линии – расчет по методике [4, 71]

Можно добиться лучшей корреляции рассчитанной  $h_0$  с экспериментальными данными, минимизируя сумму квадратов ошибок:

$$err = \sum_{i=1}^n (h_{0i} - h_{0i}^{exp})^2 \quad (2.24)$$

где  $h_{0i}$  – высота слоя чистой жидкости рассчитанная по (2.6) – (2.9) (2.16) (2.21) для  $i$  эксперимента,  $h_{0i}^{exp}$  – экспериментальный результат высоты слоя чистой жидкости, для  $i$  эксперимента,  $n$  – число экспериментов в выборке.

Ограничив выборку результатами для плотности орошения  $7,89 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , подобранные эмпирические коэффициенты:  $c_B = 1,255$   $B_1 = 2,655$ ,  $B_2 = 10$ ,  $K^B_C = 0,000989$ . Графики уравнений показаны на рисунке 2.8.

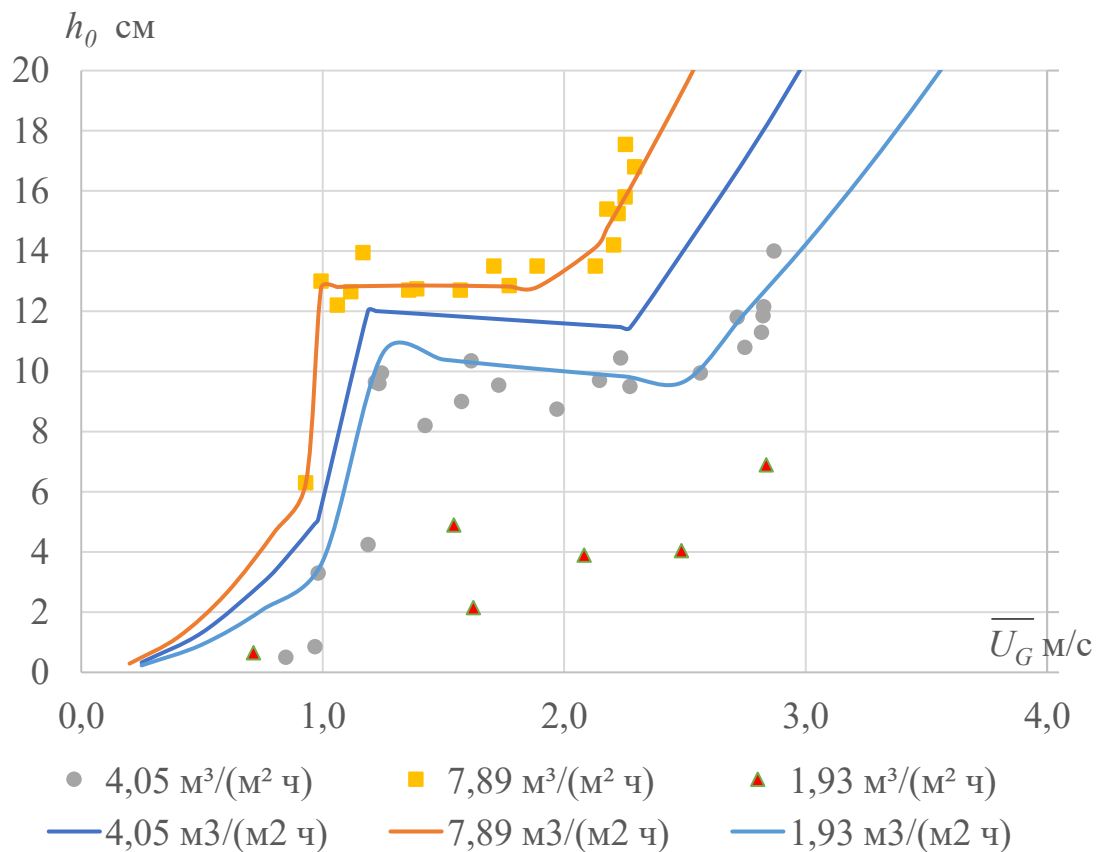


Рисунок 2.8 – Высота слоя чистой жидкости на тарелке  $d_0 = 20 \text{ мм}$ ,  $S_0 = 9,3\%$  (тарелка №2). Сравнение эмпирических с экспериментальными результатами, точки – экспериментальные результаты, линии – расчет по методике [4, 71]

Добившись лучшей корреляции уравнения в одном из режимов работы

тарелки, методика расчёта даёт большее отклонение результатов в другом режиме. Кроме того, в таком виде данная методика расчета не меняет наклон кривой в наиболее важном, рабочем, диапазоне работы противоточной тарелки от 1 до 2,5 м/с. Тогда как экспериментальные результаты (рисунки 2.5, 2.6) показывают, что в данном диапазоне при росте скорости газа высота слоя чистой жидкости может расти, оставаться постоянной или снижаться в зависимости от конструктивных параметров тарелки и плотности орошения. Для использования данной методики расчёта для исследованных и новых конструкций тарелок потребовалось бы её существенное усложнение, введение новых поправочных коэффициентов и уравнений.

#### 2.4.2. Отверстия диаметром 40 мм и фиксированные клапаны

Результаты измерений высоты слоя чистой жидкости на тарелках с отверстиями 40 мм и фиксированными клапанами представлены на рисунках 2.9 и 2.10.

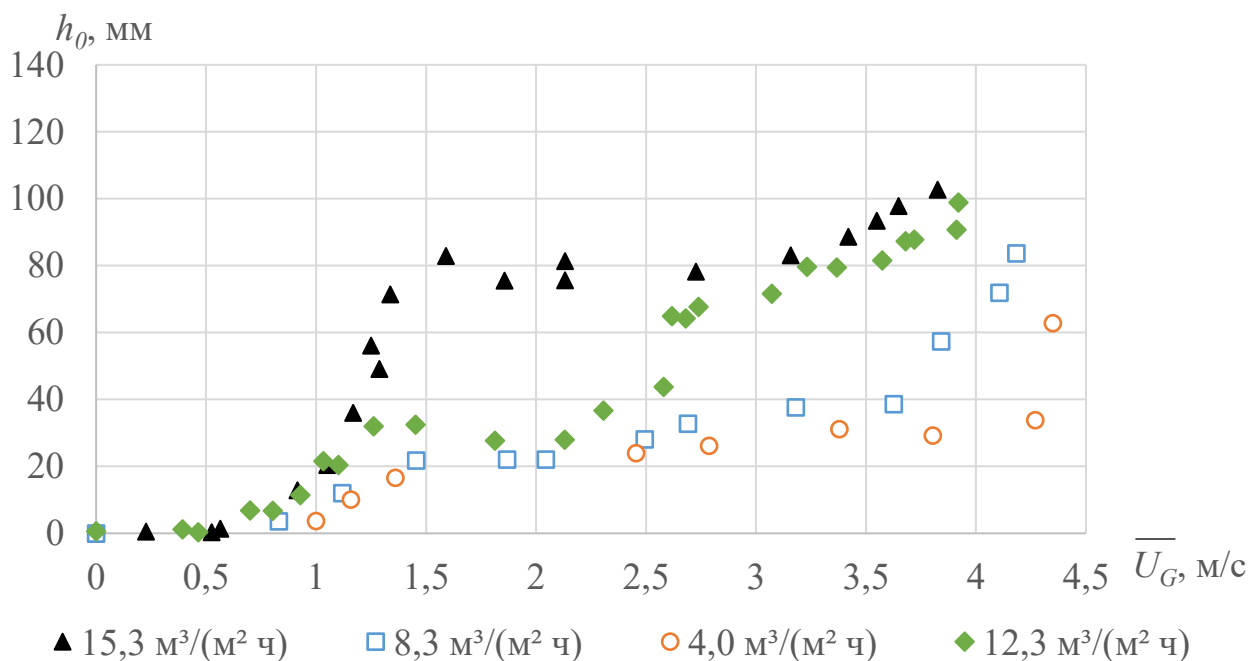


Рисунок 2.9 – Высота слоя чистой жидкости на тарелке с круглыми отверстиями  $d_0 = 40$  мм,  $S_0 = 18,3\%$  (тарелка №3).

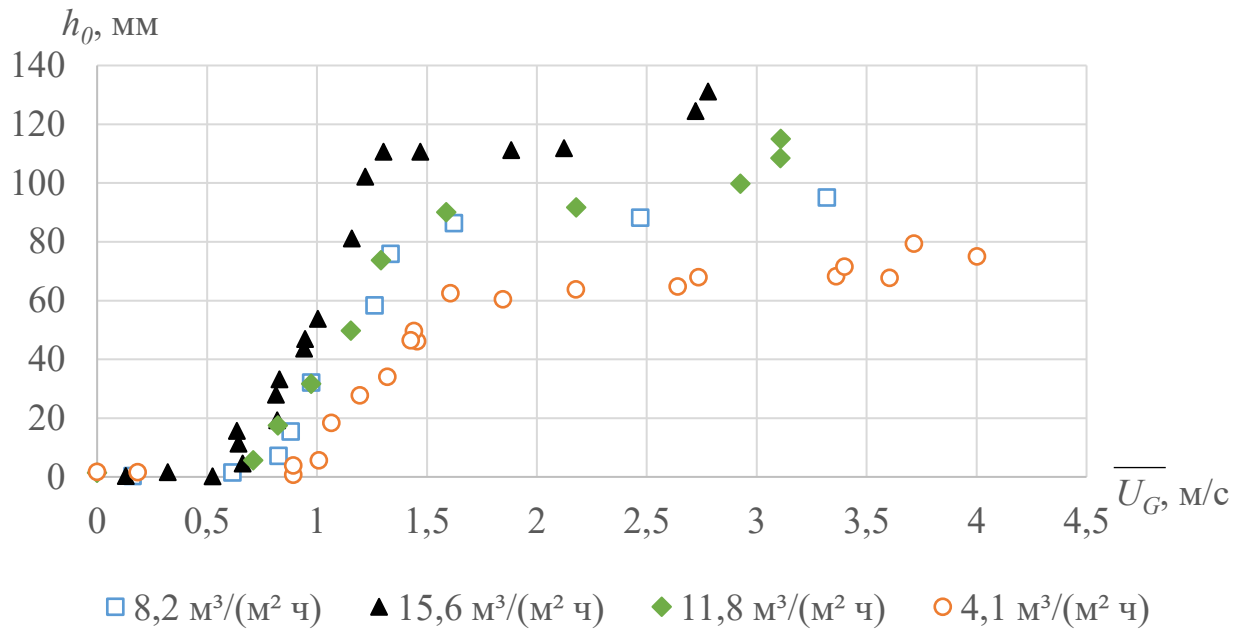


Рисунок 2.10 – Высота слоя чистой жидкости на тарелке с фиксированными клапанами диаметром 40 мм,  $S_0 = 18,3\%$  (тарелка №5)

На рисунке 2.11 показано, что при некотором сочетании конструктивных параметров, противоточная тарелка может демонстрировать устойчивую работу (в эксперименте более 30 мин) с двумя различными высотами слоя чистой жидкости.

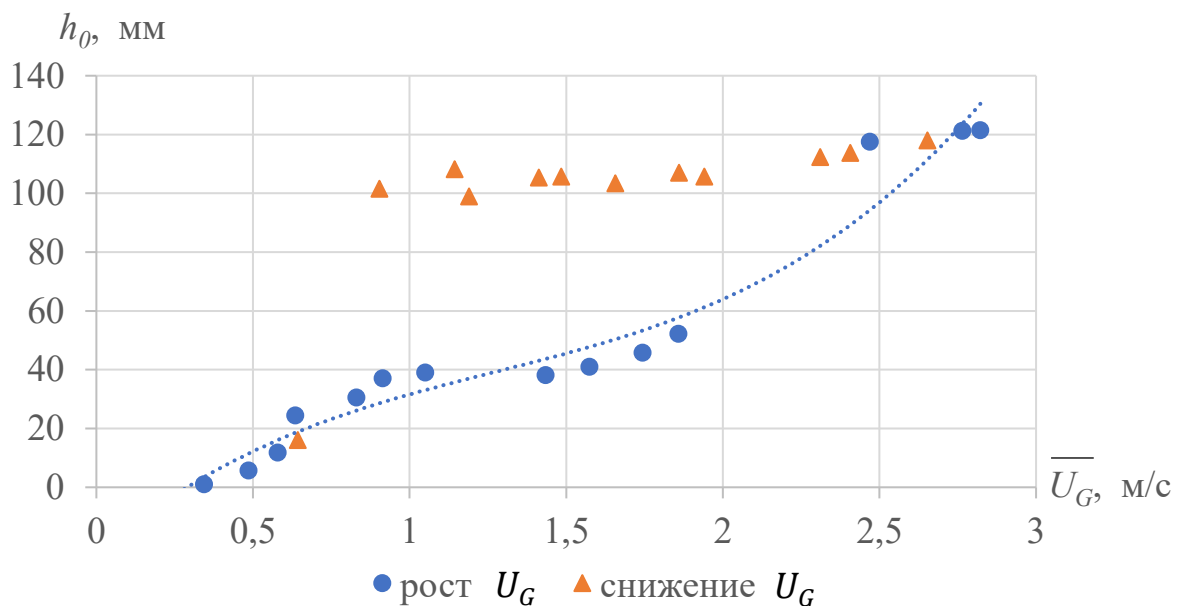


Рисунок 2.11 – Высота слоя чистой жидкости на тарелке с круглыми отверстиями  $d_0 = 40$  мм,  $S_0 = 12,8\%$  (тарелка №4).

Объемная доля жидкости в пенном слое на тарелках с отверстиями и фиксированными клапанами представлены на рисунках 2.12 и 2.13. Заметного влияния плотности орошения на  $\varepsilon_L$  не обнаружено. На графиках показана, вычисленная по (1.4), объемная доля жидкости.

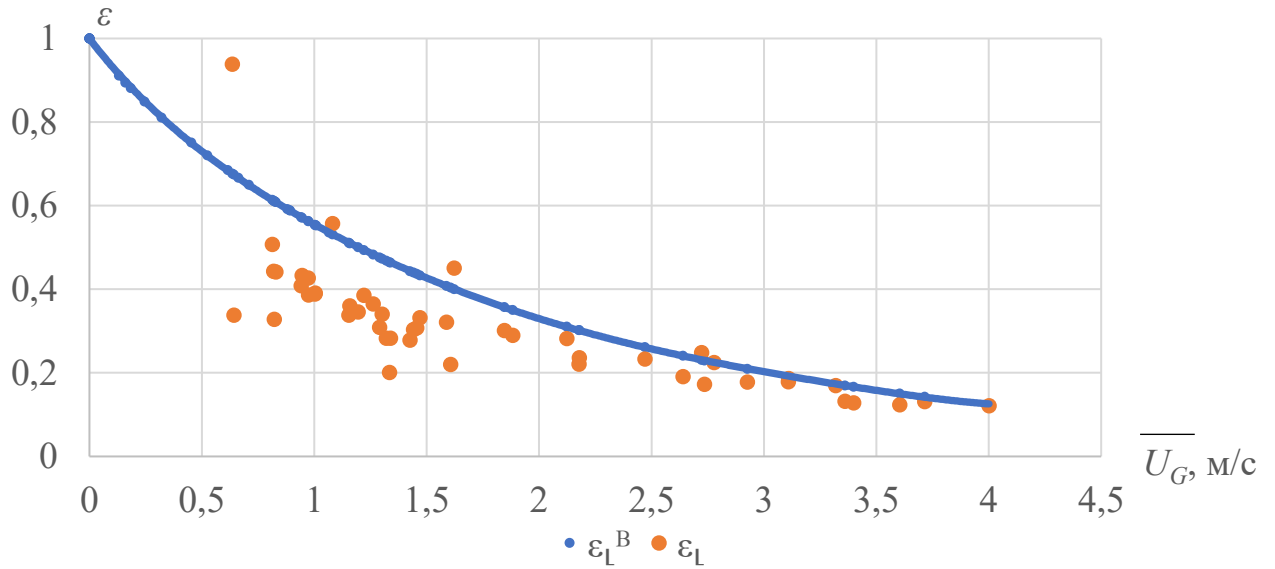


Рисунок 2.12 – Объемная доля жидкости в пенном слое на противоточной тарелках с отверстиями  $d_0 = 40$  мм в зависимости от скорости газа

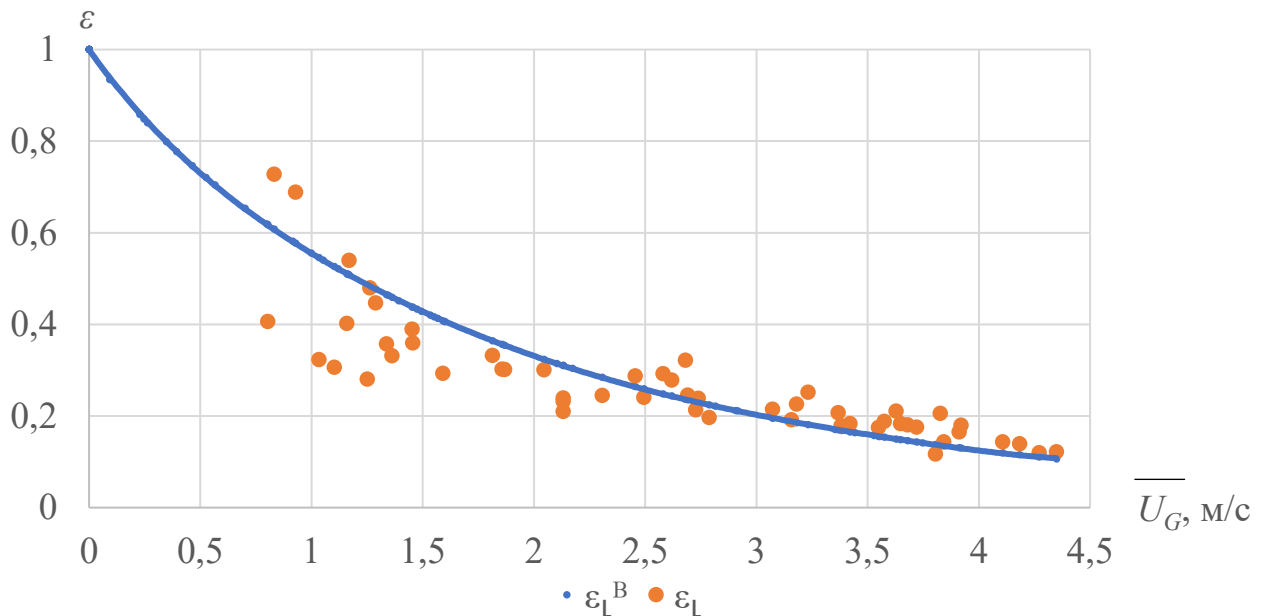


Рисунок 2.13 – Объемная доля жидкости в пенном слое на противоточной тарелке с фиксированными клапанами в зависимости от скорости газа

На рисунке 2.14 и 2.15 показаны значения плотности брызгоуноса жидкости  $q_E$  для тарелок с фиксированными и отверстиями клапанами (тарелка №3 отверстия  $d_0 = 40$  мм,  $S_0 = 0,189$ ; тарелка №5 фиксированные клапаны  $d_0 = 40$  мм,  $S_0 = 0,189$ ) при плотностях орошения  $4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$  и  $12 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$  соответственно. Обнаружено что имеется локальный минимум в зоне скоростей газа 1 - 2,5 м/с.

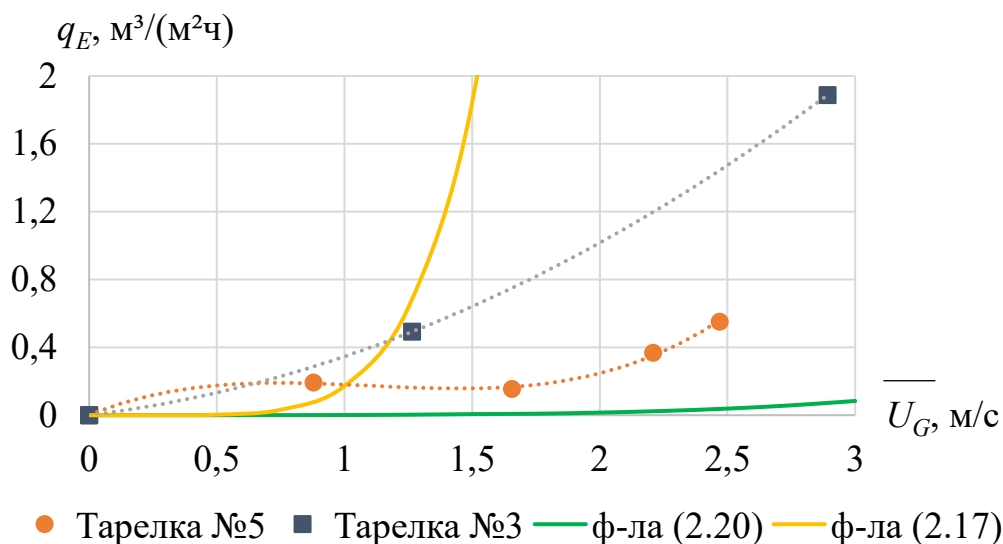


Рисунок 2.14 – Плотность брызгоуноса в зависимости от скорости газа при плотности орошения  $4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ .

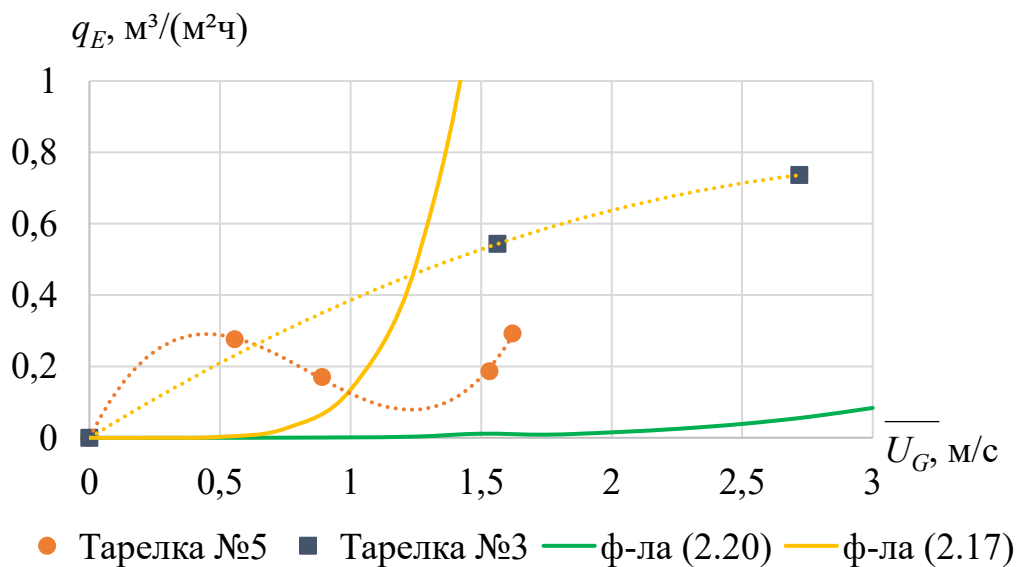


Рисунок 2.15 – Плотность брызгоуноса в зависимости от скорости газа при плотности орошения  $12 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ .

Эмпирические уравнения расхода брызгоуноса (2.20) и (2.17) показывают монотонный рост брызгоуноса с ростом скорости газа, что справедливо для тарелок с круглыми отверстиями. После соответствующей корректировки эмпирических коэффициентов, эти или аналогичные уравнения могут быть применены и для расчёта уноса жидкости с противоточных тарелок с круглыми отверстиями. Для тарелок с фиксированными клапанами зависимость брызгоуноса от скорости более сложная. В рабочем диапазоне скоростей газ наблюдается локальный минимум уноса, также величина уноса существенно ниже, чем у тарелок с отверстиями.

## 2.5. Обсуждение результатов экспериментов

Из сравнения рисунков 2.9 и 2.10, видно, что на тарелках с фиксированными клапанами изменения высоты слоя чистой жидкости  $h_0$  меньше при изменениях нагрузок по газу и жидкости. Стабильный пенный слой может быть получен при меньших плотностях орошения, что в условиях промышленного использования позволяет снижать затраты энергии на циркуляцию промывных растворов.

При увеличении скорости газа  $\overline{U}_G$  от зоны малых скоростей (до 1 - 1,5 м/с) до зоны средних скоростей (до 2,5 - 3 м/с) наблюдалось изменения распределения расхода жидкости через отверстия к более неравномерному, истечение происходило в большей степени через периферийные отверстия, что можно объяснить влиянием стенки аппарата. В связи с этим, для аппаратов промышленного масштаба рекомендуем использовать стабилизаторы пенного слоя в виде решётки вертикальных пластин с размером ячейки и высотой 200 - 400 мм.

Хотя уравнение (1.4) было получено для перекрестноточных тарелок с небольшим диаметром отверстий, его можно применять и для противоточных тарелок с отверстиями большого размера. На тарелках с отверстиями 20 мм нами было получено аналогичное распределение  $\varepsilon_L$ . Не обнаружено значительной



разницы между газосодержанием на тарелках с фиксированными клапанами и отверстиями.

Относительный расход брызгоуноса на тарелках с фиксированными клапанами, оказался в 2 - 3 раза ниже по сравнению с тарелками с отверстиями. При этом обнаружен локальным минимум брызгоуноса в диапазоне скоростей газа 1 - 2 м/с, где наблюдается также стабильная высота слоя чистой жидкости.

Известные методики расчета высоты слоя чистой жидкости на противоточной тарелке неудовлетворительно отражают результаты экспериментов для тарелок с крупными отверстиями, которые предпочтительно использовать в процессах обеспыливания сильно запылённых газов в аппаратах производств минеральных удобрений. Актуально тестирование новых подходов к моделированию и расчёту пенных аппаратов, как это описано в следующих главах работы.

### 3. CFD моделирование пенного слоя

#### 3.1. Выбор методики моделирования CFD

С момента появления средств компьютерного моделирования течения двухфазных потоков методами вычислительной гидродинамики (CFD) начался рост числа исследований пенных слоёв этим методом [2]. Ожидалось [2], что проблема определения границ диапазонов рабочих режимов для пенных тарелок различных конструкций со временем может быть полностью решена с помощью CFD-моделирования. Однако, несмотря на прогресс в этой области [79, 93], современные компьютерные модели используются как дополнение, но не замена экспериментальных исследований.

Рабочие диапазоны новых конструкций тарелок устанавливаются в результате испытаний (физического моделирования) [38, 50, 55, 94] что, ввиду многообразия конструкций пенных аппаратов, определяет необходимость проведения непрекращающихся экспериментальных исследований.

В настоящий момент методы CFD активно используются [3] при проектировании новых конструкций тарелок, однако получить исчерпывающие данные по параметрам гидродинамического режима тарелки исключительно методами численного моделирования по-прежнему невозможно. Вместе с тем, высокая стоимость физического моделирования, делает актуальным получение хотя бы части данных о режимах работы пенных аппаратов с помощью компьютерных моделей.

В одной из первых работ по CFD-моделированию пенного слоя [10] использовалась весьма грубая сетка (по современным меркам) - отверстие в перфорированной тарелке моделировалось одной ячейкой сетки. Вместе с тем, был применён принцип, в последующим многократно повторённый в других работах. Коэффициент лобового сопротивления сферы получен из равенства силы Архимеда и силы аэродинамического сопротивления для пузырька газа в жидкости (1.6), с учётом выражений (1.4) и (1.5). Таким образом, при численном

моделировании используется эмпирическая формула объемной доли газа в пенном слое, полученная экспериментально.

К настоящему моменту, методика с использованием формулы Беннетта [10], с различными дополнениями, корректировками, используется в большинстве работ по CFD-моделированию пенных тарелок:

В работе [9] получена крупномасштабная структура потоков жидкости на перекрестноточной тарелке. В работе [11] исследуется время пребывания жидкости на тарелке.

В работе [13] сравниваются полученные результаты моделирования работы тарелки с экспериментальными данными по провалу жидкости (через отверстия перекрестноточной тарелки). В работе [17] тех же авторов, при моделировании эффекта провала жидкости в отверстия перекрёстноточной тарелки, для вычисления  $C_D$ , использованы выражения (1.6) (1.4) только для зоны над тарелкой и эмпирическая формула Grace (встроенная в Ansys CFX) для зоны под тарелкой.

В работе [18] аналогичный подход применён для тарелки с фиксированными клапанами, при этом формула (1.4) заменена на эмпирическую формулу для данной конструкции тарелки.

В работах [19], [20], моделируется разделение метанол-пропанольной смеси на перекрёстноточной пенной тарелке, гидродинамическая модель [10], дополнена уравнениями массообмена.

Сложность моделирования пенного слоя заключается в том, что в общем случае, требуется использования возможностей различных расчетных моделей. В пенном слое дисперсность газа и жидкости представлена в очень широком диапазоне размеров частиц от менее микрона до размеров сопоставимых с размерами аппарата. Нужно моделировать поверхность контакта фаз, слияние и дробление брызг и пузырей, движения мелкодисперсных частиц, течения жидкости по неподвижной стенке с учетом её гидрофобности, срыва жидкости со стенки потоками воздуха и крупномасштабных пульсаций уровня жидкости по сечению тарелки промышленного масштаба.

Однако на практике расчетные модели калибруются для одного из этих процессов, и не существует примеров моделей, в которых все эти процессы рассчитывались бы совместно.

Практически можно сравнивать расчет пенного режима с расчетом процесса теплопередачи при кипении, который настолько сложный и многофакторный, что не описан какой-либо универсальной теоретической аналитической формулой.

По этой причине CFD-модели используются для описания какого-либо одного интересующего исследователя процесса в пенном слое, например, крупномасштабная структура потока на тарелке (для уточнения времени пребывания). При этом активно используются эмпирические формулы, полученные по результатам физического моделирования.

### **3.2. Модель объемной доли жидкости**

#### **3.2.1. Общее описание модели**

Представляют интерес методы моделирования, в которых уравнения межфазного взаимодействия не основаны на экспериментальных данных, связанных с конкретной конструкцией пенной тарелки, что позволило бы применять их в более широком диапазоне конструкций внутренних устройств пенных аппаратов.

Этим условиям соответствует модель объемной доли жидкости (VOF), которая так же может быть использована для моделирования пенного слоя [27], но в настоящий момент применяется значительно реже из-за высоких требований к вычислительным ресурсам.

Известно [96], что модель турбулентности LES (Large Eddy Simulation) требуют значительного измельчения расчетной сетки, особенно в пограничном слое, которое может привести к недопустимому росту длительности вычислений. В то же время, для безотрывных пристеночных течений и потоков с небольшим

отрывом имеются достаточно надёжные и экономичные модели на основе осреднения по Рейнольдсу, RANS. Возникла идея создания гибридного подхода, в рамках которого модель RANS активируется в пристеночной области, а модель LES — вдали от неё. Гибридным подходом стал так называемый метод отсоединённых вихрей Detached Eddy Simulation (DES) [97].

Целью настоящего исследования [98], [99] была проверка возможности CFD-моделирования пенного слоя на противоточной тарелке методами и средствами, доступными широкому кругу инженеров. Мы использовали свободно распространяемое программное обеспечение: для построения геометрии расчетной области и сетки конечных элементов программу Salome, для CFD-моделирования программный комплекс OpenFOAM, решатель InterFoam, двухфазный поток несжимаемых сред, межфазная модель VOF, модель турбулентности kOmegaSSTDES. Для расчетов использовался компьютер на основе процессора AMD Ryzen 5 3600 6-Core Processor 3.59 GHz.

Известно, что модель VOF требует достаточно мелкой сетки конечных элементов, чтобы точнее описывать положение границы раздела фаз и не рекомендуется для сильно диспергированных многофазных потоков, однако граница применимости по отношению к модели пенного слоя или барботажа не была установлена.

Моделирование CFD было выполнено для общего перепада давления на тарелке 200, 400, 500, 600, 700, 1200 Па. Расход воды, подаваемой на тарелку, составил 0,6 м<sup>3</sup>/час. Для сокращения времени моделирования в начальный момент времени на тарелке находился объем жидкости 0,48 м<sup>3</sup>, форсунка заполнена жидкостью.

### **3.2.2. Геометрия расчетной модели и сетка конечных объемов**

Вид геометрии расчётной модели показан на рисунке 3.1.

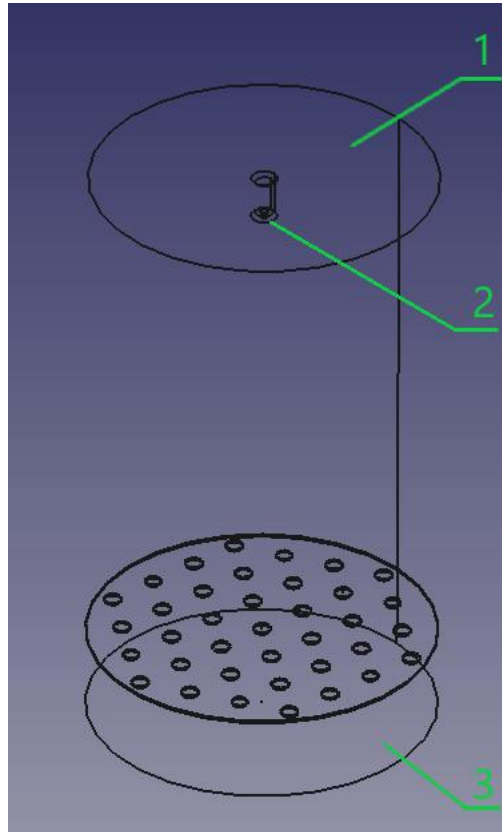


Рисунок 3.1 – Геометрия расчетной области: 1 – выход газа с брызгоуносом, 2 – форсунка входа жидкости, 3 – вход газа и жидкости

Сетка конечных элементов нерегулярная тетраэдрическая. Размер элемента не более 8 мм со сгущением до 3 мм на поверхностях тарелки и до 1 мм на поверхностях форсунки. Призматические элементы на стенках в три слоя общей толщиной 0,5 мм с коэффициентом прибавления толщины 1,3.

Вид сетки конечных элементов показан на рисунке 3.2

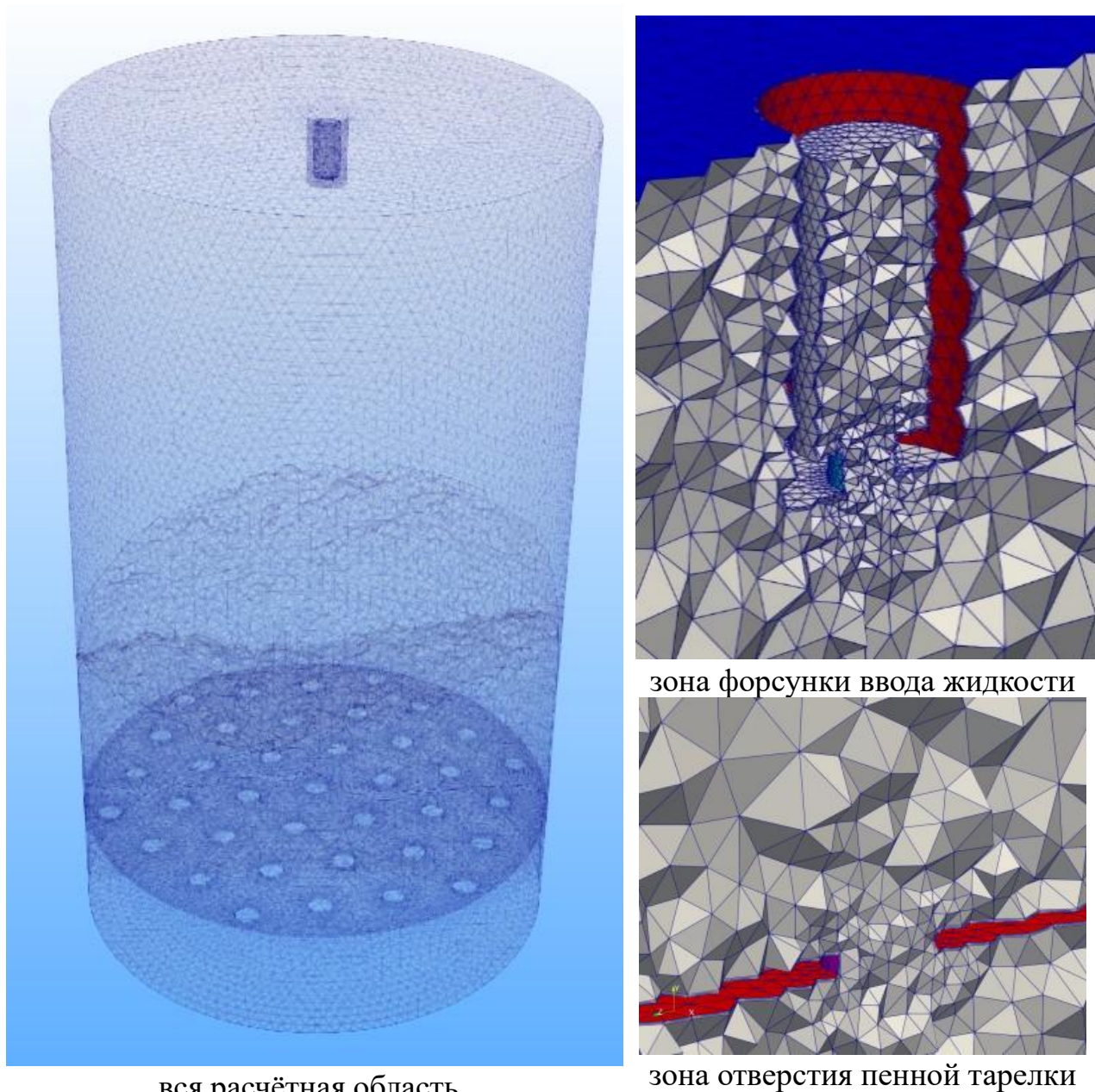


Рисунок 3.2 – Сетка конечных элементов

### 3.2.3. Граничные условия

На верхней и нижней границе модели (вход и выход газа) граничное условие – открытая граница с постоянным давлением, верх – 0 Па, низ – 200 Па (и большие значения в серии расчетов), объемная доля газа 1. На границе входа жидкости граничное условие – открытая граница с постоянным давлением 2000 Па, объемная доля жидкости 1.

Вид расчетной модели с граничными условиями показан на рисунке 3.3.

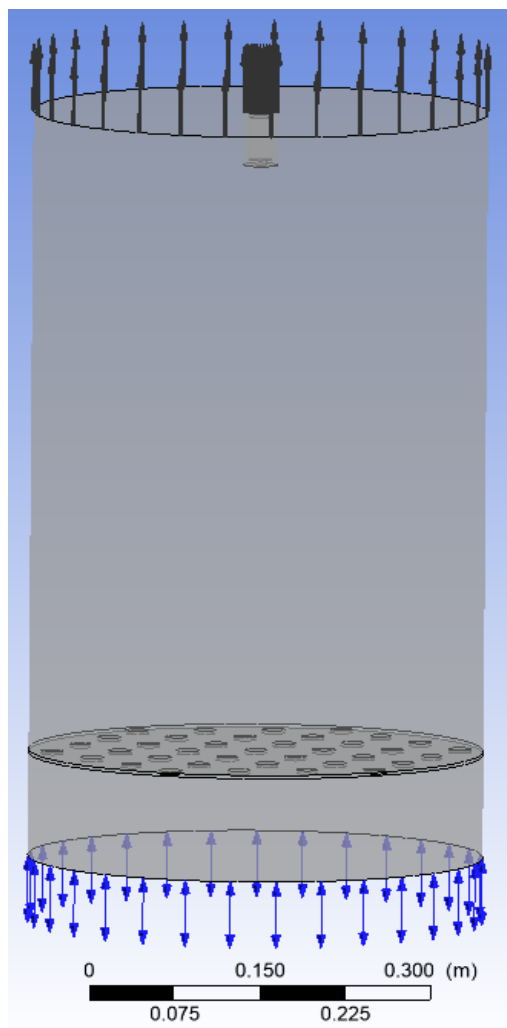


Рисунок 3.3 – Граничные условия

Для лучшей сходимости решения на границе выхода газа применено граничное условие Outlet («только выход»), запрещающее обратный входящий поток с постоянным давлением 0 Па. На входе газа граничное условие Open («открытая граница») с постоянным давлением 500 Па, объемная доля газа 1. На входе жидкости условие Inlet («только вход») с постоянной скоростью 0,5 м/с, объемная доля жидкости 1.

#### 3.2.4. Результаты моделирования

Средняя скорость в аппарате по результатам моделирования CFD определена интегрированием локальной скорости по границе выхода газа,



отнесённым к площади поверхности:

$$\overline{U_G} = \frac{\sum_i UY_i \cdot A_i}{\sum_i A_i} \quad (3.1)$$

где  $UY_i$  – средний  $Y$ -компонент скорости в грани конечного элемента, м/с,  $A_i$  – площадь грани конечного элемента

Высота чистой жидкости на тарелке по результатам моделирования CFD определена интегрированием объемной доли жидкости по области над тарелкой, отнесённый к площади сечения аппарата

$$h_0 = \frac{\sum_i \alpha_i \cdot V_i}{A} \quad (3.2)$$

Результаты моделирования приведены в таблице 3.2,  $\tau_m$  – длительность моделирования по физическому времени [100], когда компьютерное моделирование было остановлено.

В таблице 3.1 сведены результаты серии численных экспериментов, обозначено:  $\Delta P_{sum}$  – суммарный перепад давления на тарелке, Па,  $\tau_m$  – длительность моделирования по физическому времени, сек,  $U_G$  – скорость газа, приведённая к сечению аппарата, м/с,  $h_0$  – высота слоя чистой жидкости на последнем временном шаге, см,  $\Delta P_{tray}$  – расчётный перепад давления сухой тарелки (получено на основе серии аналогичных расчетов без подачи жидкости) Па,  $\Delta P_{mix}$  – сопротивление пенного слоя на тарелке, Па.

Таблица 3.1 – Результаты моделирования

п.	$\Delta P_{sum}$ , Па	$\tau_m$ , сек	$U_G$ , м/с	$h_0$ , см	$\Delta P_{tray}$ , Па	$\Delta P_{mix}$ , Па
1	200	1,00	0,162	1,700	1,44	198,6
2	400	2,55	0,327	3,306	5,88	394,1
3	500	0,70	0,756	3,805	31,44	468,5
4	700	0,40	1,472	3,834	119,40	580,6
5	600	2,00	1,991	1,068	218,30	381,7
6	1200	0,80	3,015	1,151	500,80	699,2

В таблице 3.1, п.1 – остановлено из-за заметного провала жидкости в

отверстия тарелки, п.2, 3 – распределение жидкости наиболее близкое к пенному режиму, наблюдаемому в эксперименте, однако скорость газа ниже экспериментального значения для данной высоты жидкости на тарелке, п.5 – соответствует захлёбыванию, нет движения жидкости под тарелку, п.6 – быстро достигнут режим захлёбывания.

На рисунке 3.4 показана визуализация объемной доли жидкости в модели п.1 таблицы 3.1. на последнем временном шаге и график зависимости интегрального объема жидкости в модели (числитель дроби уравнения (3.2)) от времени численного эксперимента.

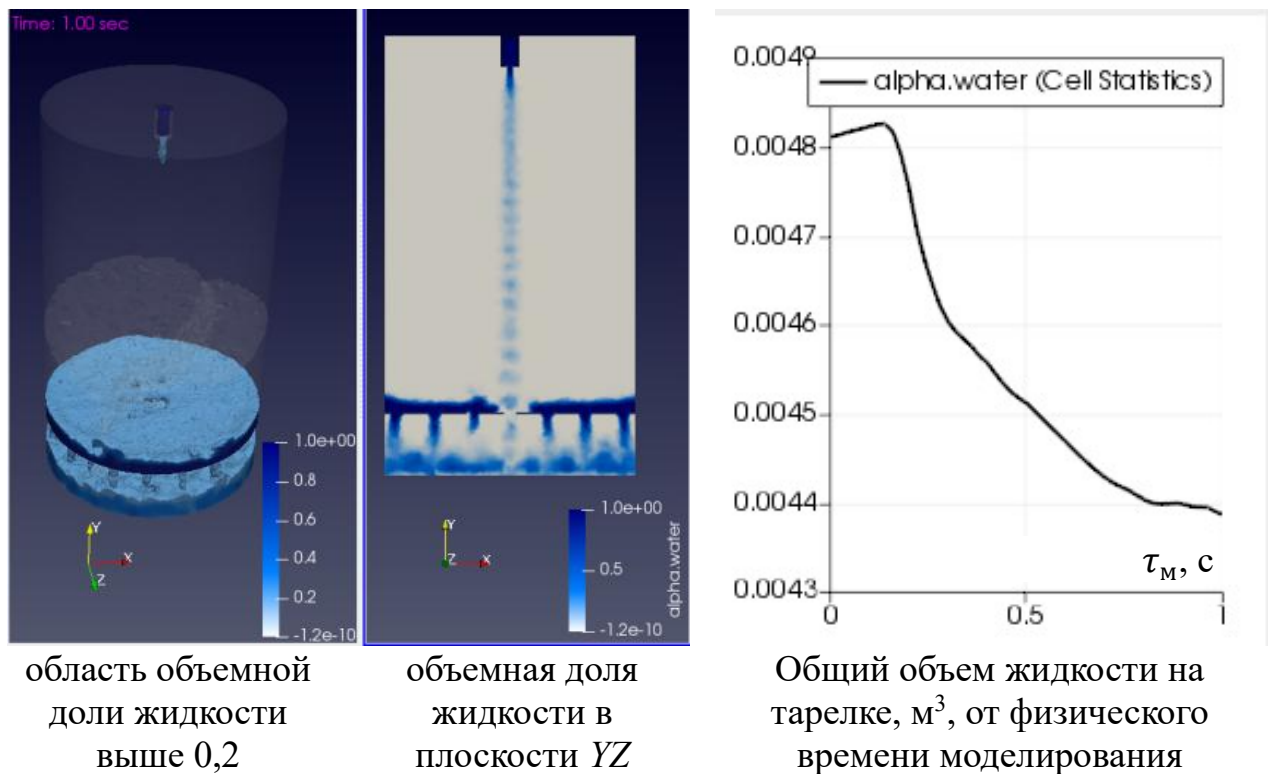


Рисунок 3.4 – Объемная доля жидкости при  $\Delta p = 200$  Па

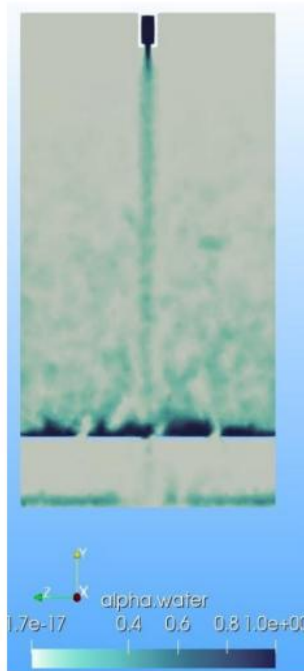
На рисунке 3.5 показана визуализация объемной доли жидкости в модели п.2 таблицы 3.1 и график зависимости интегрального объема жидкости в модели на рисунке 3.6 – соответственно п. 5.

Установившийся режим (постоянные расход газа и объем жидкости в модели) наиболее быстро был достигнут для общего перепада 200 Па - вся жидкости упала вниз, 1200 Па - вся жидкость улетела вверх. Для остальных перепадов установившийся режим не вполне достигнут и для 2 сек

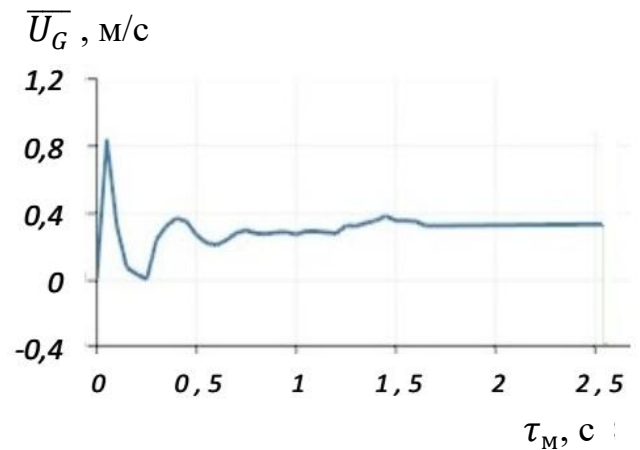
моделирования.



область объемной  
доли жидкости  
выше 0,2



объемная доля  
жидкости в  
плоскости YZ

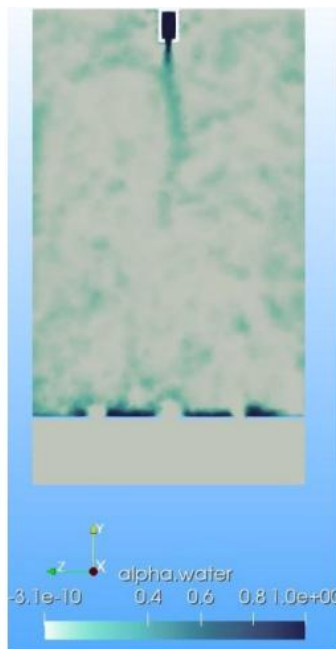


Скорость газа в зависимости от  
физического времени моделирования

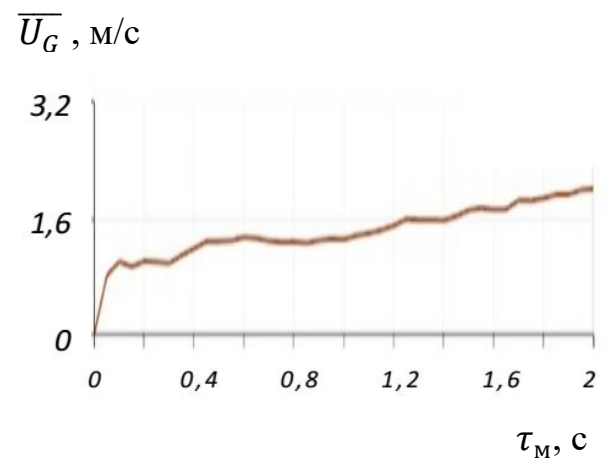
Рисунок 3.5 – Объемная доля жидкости  $\Delta p = 400$  Па



область объемной  
доли жидкости  
выше 0,2



объемная доля  
жидкости в  
плоскости YZ



Скорость газа в зависимости от  
физического времени моделирования

Рисунок 3.6 – Объемная доля жидкости  $\Delta p = 600$  Па

Наиболее близкая к пенному слою картина наблюдалась для скорости газа 0,5 - 1 м/с. На рисунке 3.7 приведены результаты определения сопротивления пенного слоя на противоточной тарелке по модели VOF и, для сравнения график экспериментальных результатов, для тарелки соответствующей геометрии.

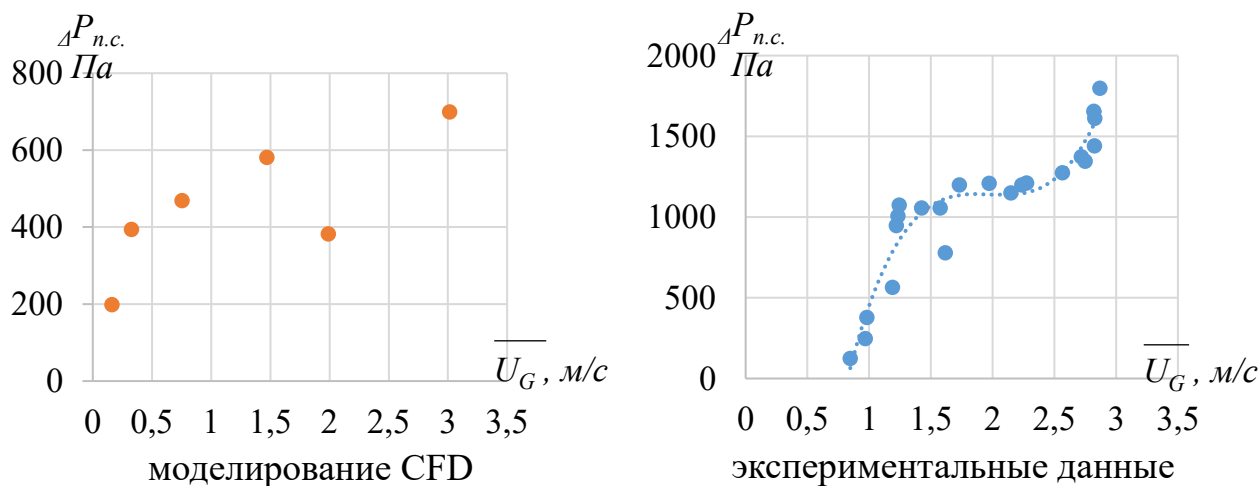


Рисунок 3.7 – Сопротивление пенного слоя, плотность орошения 4 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> ч)

На рисунке 3.8 те же результаты, пересчитанные в высоту слоя чистой жидкости.

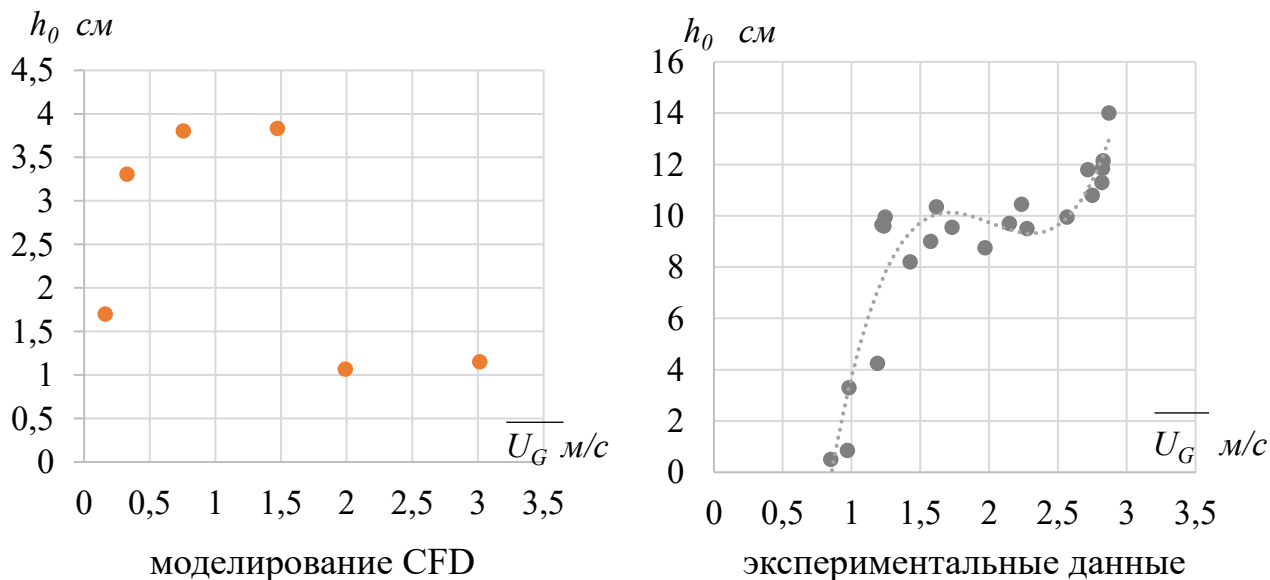


Рисунок 3.8 – Высота слоя чистой жидкости, плотность орошения 4 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> ч)

Анализ результатов в п. 3.5.

### 3.3. Модель взаимопроникающих сред

#### 3.3.1. Общее описание модели

Данная модель применяется для моделирования перекрёстноточных тарелок и описана в п. 1.2.1, далее рассматривается её использование по отношению к противоточной тарелке.

Моделирование выполнено в программе Ansys CFX, использующейся в РХТУ им. Д.И. Менделеева. Двухфазная модель взаимопроникающих сред (Эйлера – Эйлера), несжимаемые жидкость и газ, газ – дисперсная фаза с постоянным размером частиц 1 мм, модель турбулентности жидкости – SST (комбинированная модель турбулентности  $k-\epsilon$  в объеме модели и  $k-\omega$  вблизи стенок).

При моделировании двухфазных систем в гидромеханике, используются уравнения баланса сил тяжести, Архимеда и сопротивления [101]. Пенный слой может рассматриваться как пузырьки газа, всплывающие в жидкости либо как капли жидкости в восходящем потоке газа, рисунок 3.9.

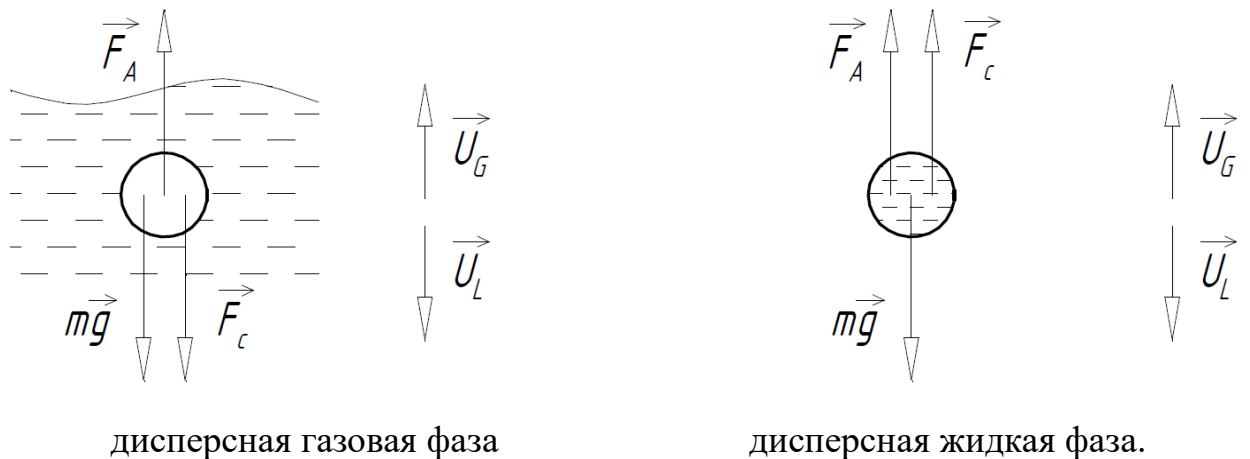


Рисунок 3.9 – Схема сил, действующих на частицу дисперсной фазы в пенном слое

Начальный участок траектории всплывающего пузырька, на котором его ускорение отлично от нуля, считается малым [95], и при анализе движения может

не учитываться. В объеме пенного слоя скорости фаз можно считать постоянными, тогда для дисперсной газовой фазы можно составить уравнение:

$$F_A = F_c + mg \quad (3.3)$$

где  $F_A$  - сила Архимеда, Н,  $F_c$  - сила сопротивления набегающего потока, Н,  $mg$  - сила тяжести, Н.

$$F_A = \rho_L g \frac{\pi d^3}{6} \quad (3.4)$$

где  $d$  - расчетный диаметр частицы дисперсной фазы, м,  $\rho_G$ ,  $\rho_L$  - плотность газа и жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

$$F_c = C_D \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_L U_{slip}^2}{2} \quad (3.5)$$

где  $C_D$  - коэффициент лобового сопротивления,  $U_{slip}$  - фактическая относительная скорость фаз, м/с.

$$\overrightarrow{U_{slip}} = \frac{\overrightarrow{U_G}}{\varepsilon_G} - \frac{\overrightarrow{U_L}}{\varepsilon_L} \quad (3.6)$$

где  $\varepsilon_G$ ,  $\varepsilon_L$  - объемные доли газа и жидкости,  $U_G$ ,  $U_L$  - локальные поверхностные скорости газа и жидкости, м/с.

Сила тяжести, действующая на частицу:

$$mg = \rho_G g \frac{\pi d^3}{6} \quad (3.7)$$

Действительная скорость жидкости в пенном слое мала по сравнению с действительной скоростью газа, а для перекрёстноточных приведённая к сечению аппарата скорость жидкости на тарелке равна нулю, поэтому в некоторых реализациях модели можно пренебречь второй составляющей, как это сделано в (1.7).

Известная формула Беннетта [9, 10, 11] позволяет получить зависимость объемной доли жидкости от поверхностной скорости газа (1.4).

Выражение было экспериментально получено для средней по тарелке, а не локальной поверхностной скорости, но при моделировании используется локальное значение скорости газа.

Таким образом, может быть получено уравнение (1.6) для коэффициента сопротивления дисперсной газовой фазы  $C_D^G$ .

Аналогично коэффициент сопротивления для дисперсной жидкой фазы:

$$C_D^L = \frac{4}{3} \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} g d_L \frac{1}{U_{slip}^2} \quad (3.8)$$

где  $d_L$  – диаметр капли, м.

Поскольку для пенных тарелок, как правило  $U_G \gg U_L$  в расчетах по формуле (3.6) можно пренебречь приведённой скоростью жидкости. Зависимости  $C_D^L$ ,  $C_D^G$  от поверхностной скорости газа для системы вода-воздух, диаметра пузырька или диаметра капли 1 мм по формулам (1.6), (3.8) принимают вид, показанный на рисунке 3.10.

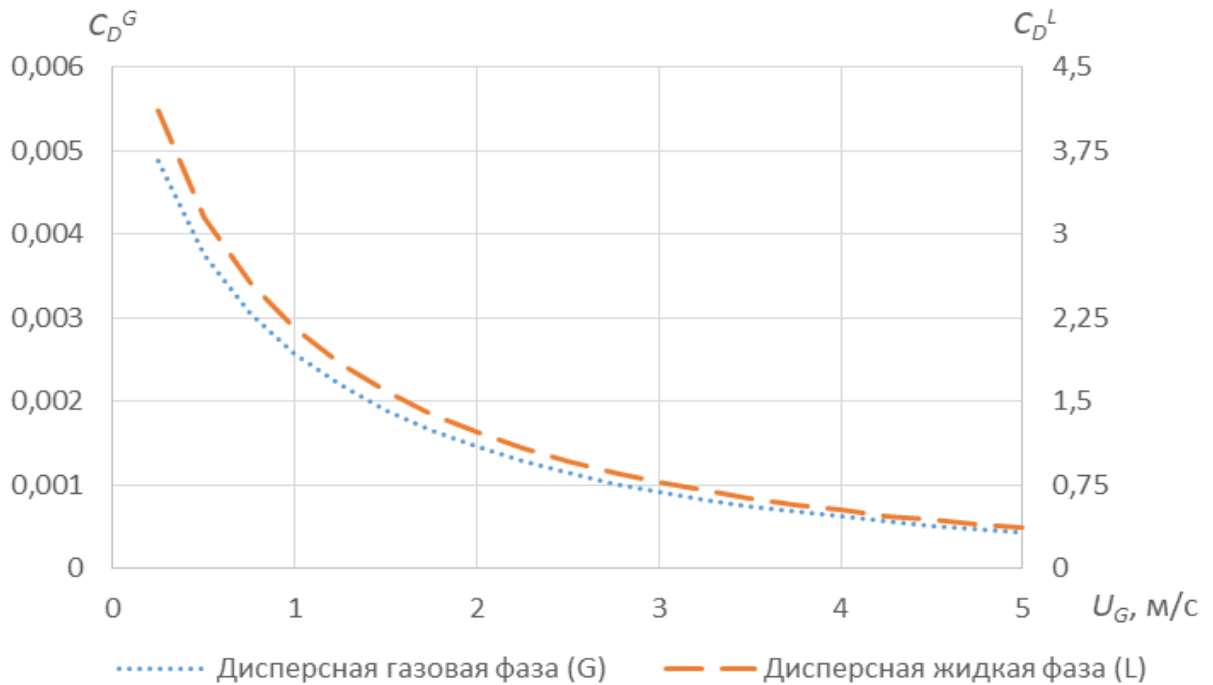


Рисунок 3.10 – Коэффициенты  $C_D$ , рассчитанные для системы вода-воздух

Уравнение сохранения импульса Навье-Стокса для двухфазного потока:

$$\begin{aligned} \frac{\delta}{\delta t} (\varepsilon_G \rho_G \overline{U}_G) + \nabla \left( \varepsilon_G (\rho_G |\overline{U}_G|^2) \right) \\ = -\varepsilon_G \nabla p + \nabla \left( \varepsilon_G \mu_G \left( \nabla \overline{U}_G + (\overline{U}_G)^T \right) \right) + \overline{S}_G + \overline{M}_G \end{aligned} \quad (3.9)$$

$$\begin{aligned} \frac{\delta}{\delta t}(\varepsilon_L \rho_L \overline{U}_L) + \nabla \left( \varepsilon_L (\rho_L |\overline{U}_L|^2) \right) \\ = -\varepsilon_L \nabla p + \nabla \left( \varepsilon_L \mu_L (\nabla \overline{U}_L + (\overline{U}_L)^T) \right) + \overline{S}_L + \overline{M}_L \end{aligned} \quad (3.10)$$

где  $S_G, S_L$  – объемная сила, действующая на фазу,  $H/m^3$ , при отсутствии других сил, только сила тяжести:

$$\overline{S}_L = \varepsilon_L \rho_L \vec{g} \quad (3.11)$$

$$\overline{S}_G = \varepsilon_G \rho_G \vec{g} \quad (3.12)$$

$M_G, M_L$  – объемная сила на фазу от других фаз,  $H/m^3$ , для двухфазного потока:

$$\overline{M}_L = -\overline{M}_G = C_D^{\text{dim}} (\overline{U}_G - \overline{U}_L) \quad (3.13)$$

где  $C_D^{\text{dim}}$  – размерный коэффициент сопротивления

Для дисперсной газовой фазы:

$$C_D^{\text{dim}} = C_D^G \frac{1}{d} \frac{3}{4} \varepsilon_G \rho_L |\overline{U}_G - \overline{U}_L| = \frac{g \cdot \varepsilon_L (\rho_L - \rho_G)}{U_{\text{slip}}^2} |\overline{U}_G - \overline{U}_L| \quad (3.14)$$

Для дисперсной жидкой фазы:

$$C_D^{\text{dim}} = C_D^L \frac{1}{d} \frac{3}{4} \varepsilon_L \rho_G |\overline{U}_G - \overline{U}_L| = \frac{g \cdot \varepsilon_G (\rho_L - \rho_G)}{U_{\text{slip}}^2} |\overline{U}_G - \overline{U}_L| \quad (3.15)$$

Для симуляции многофазных потоков среда моделирования Ansys CFX позволяет использовать так называемую расчетную модель Mixture, в которой задается не размер частиц одной из фаз (которая считается дисперсной), а линейный параметр  $d_{\alpha\beta}$ , используемый для расчета удельной поверхности контакта фаз.

Для модели смеси:

$$C_D^{\text{dim}} = C_D^{\text{mix}} (\varepsilon_G \rho_G + \varepsilon_L \rho_L) \frac{\varepsilon_G \varepsilon_L}{d_{\alpha\beta}} |\overline{U}_G - \overline{U}_L| \quad (3.16)$$

где  $d_{\alpha\beta}$  – линейный параметр, характеризующий удельную площадь поверхности контакта фаз, м.

В случае использования модели смеси Ansys CFX, коэффициент лобового сопротивления должен быть вычислен по формуле

$$C_D^{\text{mix}} = \frac{g(\rho_L - \rho_G) d_{\alpha\beta}}{U_{\text{slip}}^2 \varepsilon_L (\varepsilon_G \rho_G + \varepsilon_L \rho_L)} = \frac{3 \rho_G d_{\alpha\beta}}{4 d \cdot \varepsilon_G (\varepsilon_G \rho_G + \varepsilon_L \rho_L)} C_D^L \quad (3.17)$$



При моделировании значения переменных должны принимать действительные не бесконечные значения. Для лучшей устойчивости к ошибкам расчёта используемые функции переменных не должны иметь разрывов. Поэтому при моделировании уравнения принимают вид:

$$\varepsilon_L^B = \begin{cases} e^{-12,55 \left( U_G \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \right)^{0,91}} & \text{если } U_G \geq 0 \\ 1 & \text{если } U_G < 0 \end{cases} \quad (3.18)$$

В зонах, где объемная доля одной из фаз близка к 1, коэффициент сопротивления, вычисленный по формулам (3.15) (3.16) (3.17), может принимать высокие значения, что приведёт к расчётным ошибкам, поэтому для устойчивости расчета значения  $C_D$  должны быть ограничены:

$$C_D = \min(C_D^B; C_D^{\max}) \quad (3.19)$$

где  $C_D^B$  - коэффициент сопротивления вычисленный по одной из формул (3.15), (3.16) или (3.17),  $C_D^{\max}$  - максимальное значение коэффициента сопротивления (для жидкой дисперсной фазы 2 - 10, при меньших значениях устойчивость расчёта лучше).

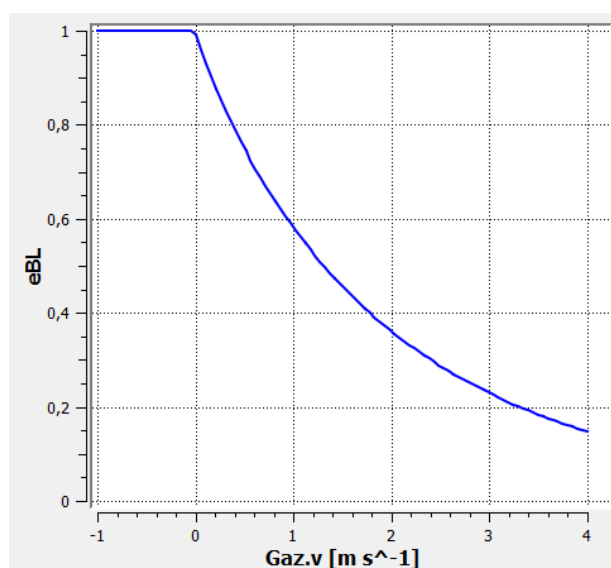
При использовании выражений (3.15), (3.16), (3.17) необходимо обеспечить отсутствие разрывов функций во расчетном диапазоне. Для задания коэффициента сопротивления частицы  $C_D$  использованы выражения на встроенном языке CEL, представленные в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Выражения для коэффициента сопротивления

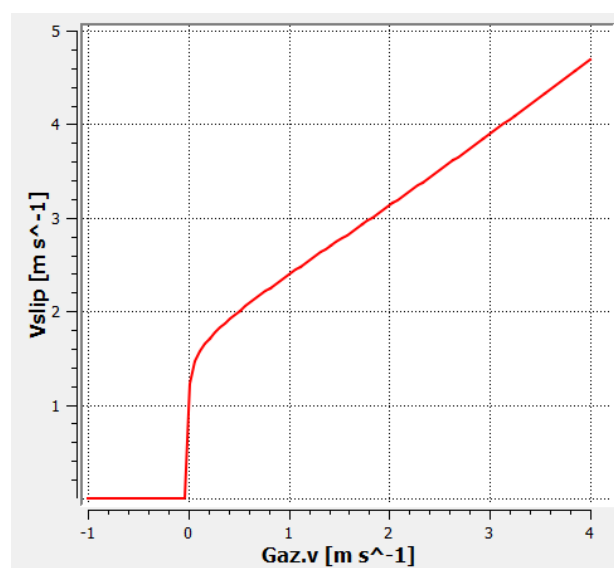
Выражение на языке CEL	Описание
dG = 1[mm]	Размер частицы газа
eBL = (1-(1e-6))*exp(-12.55*(abs(Gaz.v)/1[m s <sup>-1</sup> ] * step(Gaz.v/1[m s <sup>-1</sup> ]) / 997 <sup>0.5</sup> ) <sup>0.91</sup> )	Объемная доля жидкости, Gaz.v – вторая компонента вектора скорости газа
Vslip = abs(Gaz.v)/(1-eBL) * step(Gaz.v/1[m s <sup>-1</sup> ]) + 1e-10 [m s <sup>-1</sup> ]	Скорость частиц газа относительно жидкости
CDv = max(0.44,min(10,4/3*997*g*dG * Vslip <sup>-2</sup> ))	Коэффициент сопротивления

Ограничения значений  $C_D$  от 0,44 до 10 выбраны с учетом известной экспериментальной зависимости скорости всплытия пузыря в воде [102]. Для дисперсной газовой фазы, коэффициент  $C_D$  по формуле (3.8) при размере одиночного пузыря 2 - 10 мм находится в диапазоне 0,33 - 10.

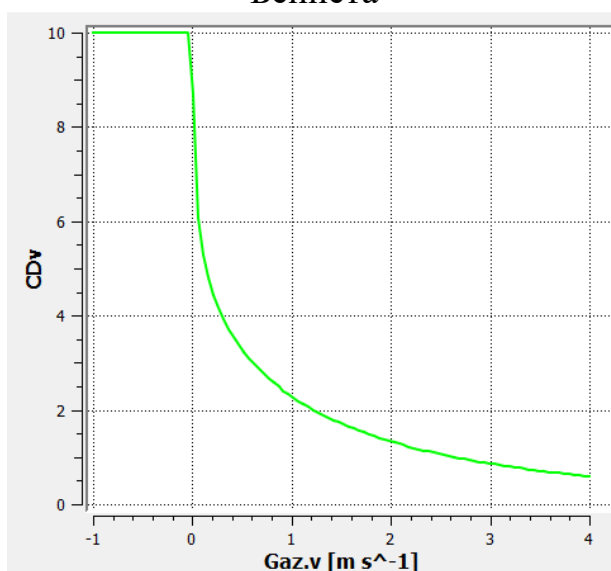
Графики выражения, использованных при моделировании показаны на рисунке 3.11.



объемная доля жидкости, формула Беннета



скорость частиц газа относительно жидкости



коэффициент сопротивления частиц газа в жидкости

Рисунок 3.11 – Графики уравнений, использованных в расчетной модели, в зависимости от вертикальной компоненты скорости газа

### 3.3.2. Геометрия модели, сетка, граничные условия

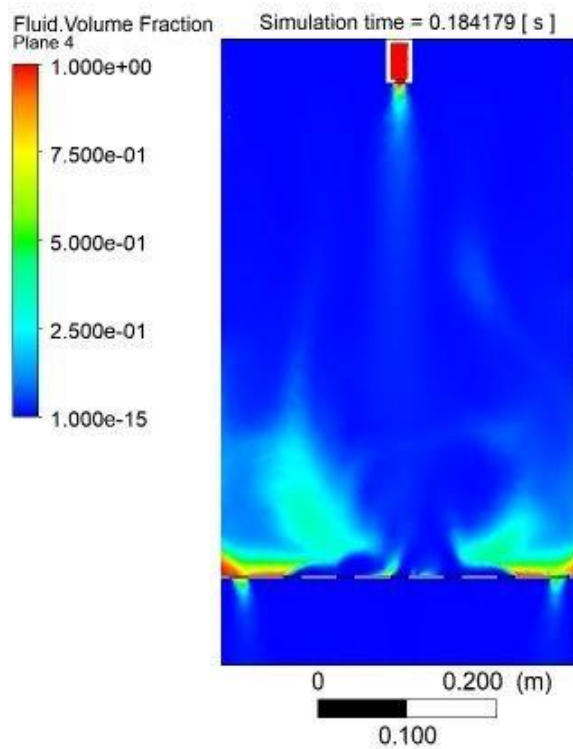
Геометрия расчетной модели, сетка конечных объемов и граничные условия соответствуют описанным в п.п. 3.2.2, 3.2.3. Для повышения сходимости расчёта при генерации сетки опция призматических слоёв конечных элементов была отключена, что допустимо при использовании гибридной модели турбулентности SST, объединяющей модели турбулентности  $k - \varepsilon$  и  $k - \omega$ .

Краткое описание моделей турбулентности и рекомендации по их выбору в вычислительной гидродинамике дано [103], более подробное описание [104].

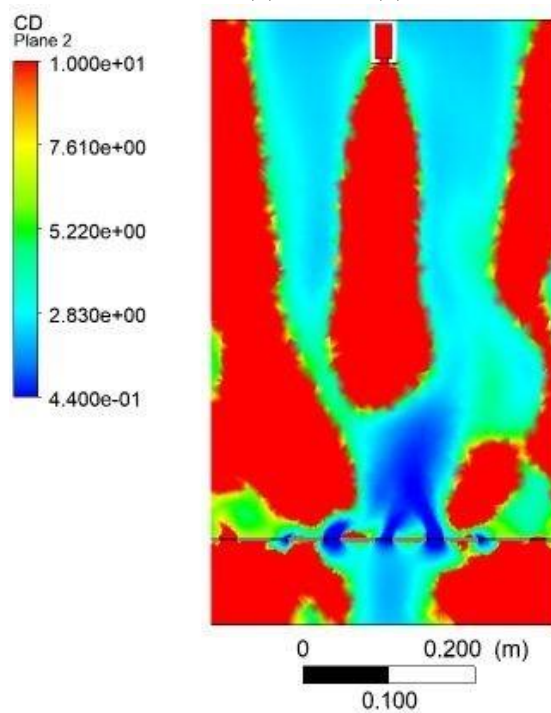
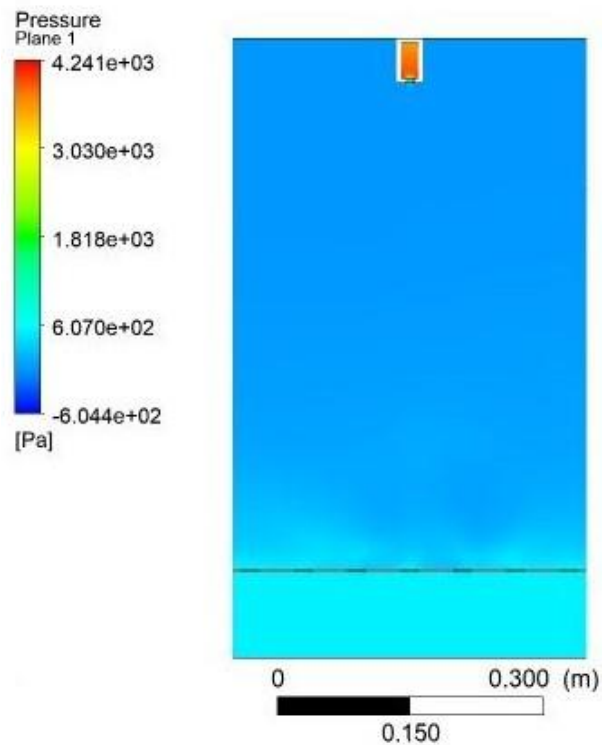
### 3.3.4. Результаты моделирования

Данная методика была применена для CFD-моделирования перекрестных тарелок и широко используется исследователями, как показано в главе 1, но обнаружено [99], что метод не подходит для противоточной тарелки. Если для относительно небольших скоростей до 1 - 1,5 м/с, можно подобрать точку, в которой совпадут рассчитанные высоты пенного слоя и экспериментальные результаты, то для большего диапазона скоростей газа совпадение не обеспечивается, таким образом данная модель при использовании для противоточной тарелки не имеет преимуществ по сравнению с моделью VOF.

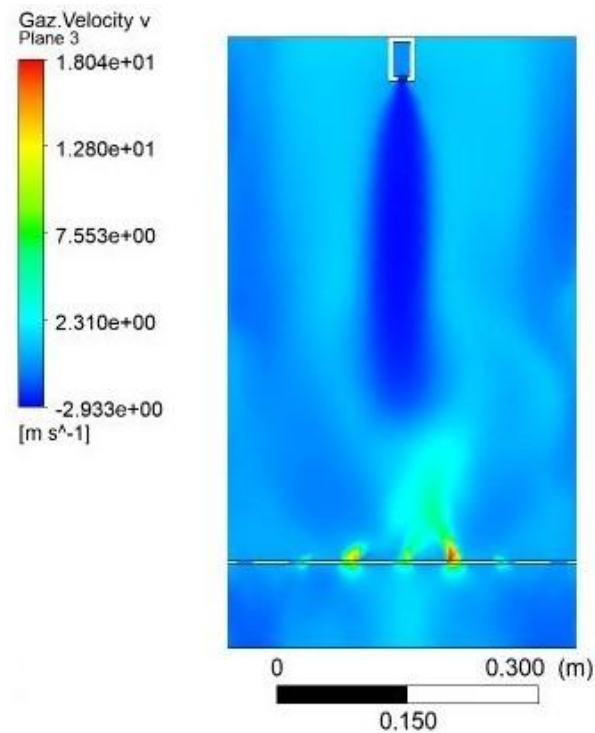
На рисунке 3.12 показана визуализация результатов моделирования: объемные доли жидкости, вертикальная компонента скорость газа и вычисленный коэффициент сопротивления.



объемная доля жидкости

коэффициент сопротивления  $C_D$ 

Давление



вертикальная скорость газа

Рисунок 3.12 – Визуализация результатов моделирования в плоскости XY

### 3.4. Адаптированная модель взаимопроникающих сред

#### 3.4.1. Общее описание модели

Поскольку моделирование пенного слоя на противоточной тарелке рассмотренным выше методом показало склонность тарелки к захлёбыванию, было решено [105] внести дополнительные ограничения на максимальные значения коэффициента  $C_D$ .

В экспериментах начало образования пенного слоя на противоточных тарелках наблюдалось при скоростях газа приведённых к сечению аппарата не менее 0,5...1 м/с. При скоростях газа выше 1,5...2 м/с, со снижением плотности орошения, при падении объемной доли жидкости в пенном слое до 0,1...0,15, наблюдался переход режима работы тарелки от пенного режима в режим брызг. Таким образом, использование уравнений (1.6), (3.8), оправдано только в данном диапазоне, в иных условиях значения коэффициента  $C_D$  должны плавно переходить к соответствующим значениям для одиночных капель или пузырьков.

Обзор методов расчета коэффициентов лобового сопротивления для частиц жидкостей сделан в работе [106]. На рисунке 3.13 приведены графики  $C_D$  для капель жидкости в воздухе диаметром 1 мм, рассчитанных по формулам [106]. Приведено обозначение линий по именам авторов формул, коэффициент  $C_D$ , рассчитанный по (1.6) с использованием (1.4), обозначен Bennett.

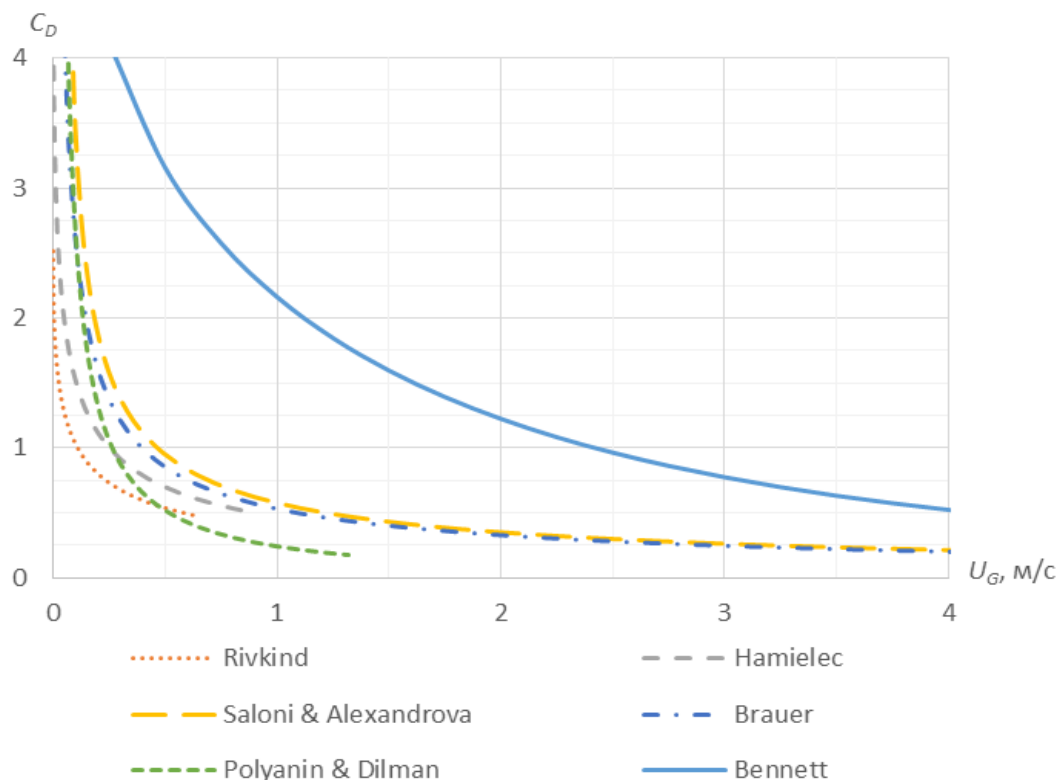


Рисунок 3.13 – Коэффициенты  $C_D$ , дисперсная жидкость

Принимаем, что для разреженных брызг жидкости в воздухе значения коэффициента сопротивления должны стремиться к значению 0,2. Для использования в моделировании следует учесть, что  $C_D$  не может принимать бесконечные значения, а локальная вертикальная скорость газа  $U_G$  может быть нулевой или отрицательной.

Предлагается скорректированная модель с ограничениями на коэффициент лобового сопротивления в зависимости от объемной доли жидкости и скорости газа. Коэффициент лобового сопротивления должен принимать достаточно большие значения только при тех скоростях газа и объемной доли жидкости, когда в эксперименте существует пенный слой. Пенный слой начинает образовываться примерно с 0,5 м/с, при этом объемная доля жидкости должна быть от 10% и выше. Так же для устойчивости модели необходимо обеспечить гладкость и непрерывность используемых уравнений во всем возможном диапазоне значений, которые переменные могут принимать во время расчёта.

На основе численных экспериментов определен метод расчета коэффициента сопротивления на основе уравнений:

$$A = \frac{\arctg(A_1 A_2) - \arctg((A_1 - r_L) A_2)}{\arctg(A_1 A_2) - \arctg((A_1 - 1) A_2)} A_3 \quad (3.20)$$

$$B = \left( \frac{1}{\pi} \arctg((U_G - B_1) B_2) + 0,5 \right) A + B_3 \quad (3.21)$$

$$C_D = \min(C_D^B; B) \quad (3.22)$$

где эмпирические коэффициенты:  $A_1 = 0,15$ ,  $A_2 = 40$ ,  $A_3 = 2,3$ ,  $B_1 = 0,3$  м/с,  $B_2 = 10$  (м/с)<sup>-1</sup>,  $B_3 = 0,2$ .

Результаты расчета  $C_D$  по формуле (3.22) для значений  $\varepsilon_L = 0,1, 0,15, 0,9$ , и, для сравнения, расчет по формуле (3.19) приведены на рисунке 3.14.

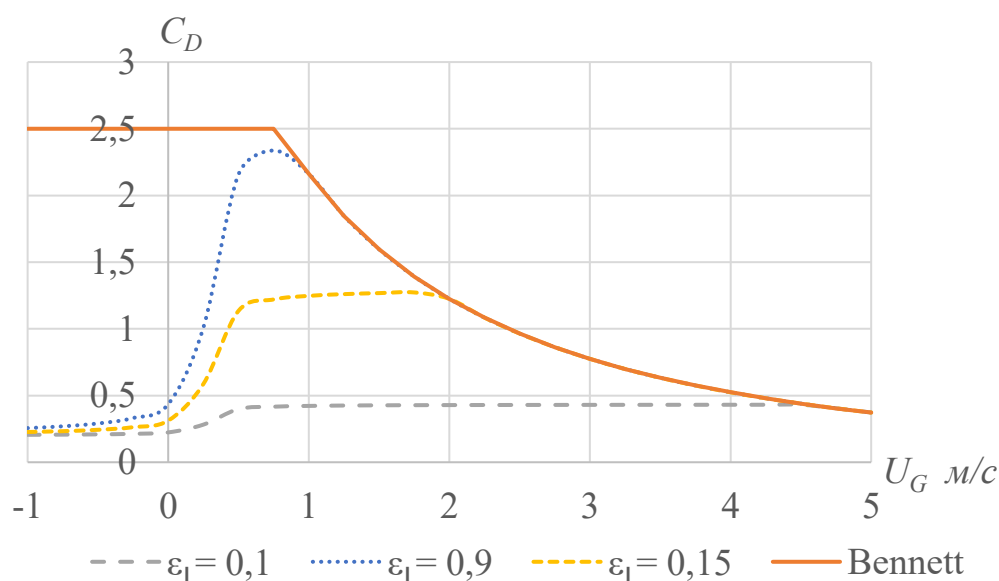


Рисунок 3.14 – Коэффициенты  $C_D$  адаптированные для моделирования противоточной тарелки

### 3.4.2. Моделирование

Моделирование выполнено в Ansys CFX 17 в РХТУ им. Менделеева. Использовались различные виды сеток тетраэдрических элементов. Использование сеток с призматическими пристеночными элементами приводило к частым ошибкам (запредельные значения давления) в пристеночных элементах. Сетки без пристеночных слоев обеспечивали более устойчивый расчёт.

Для уменьшения размера сетки конечных элементов был заменён способ ввода жидкости в модель: вместо форсунки над тарелкой на четыре боковых

ввода. Это позволило добиться снижения максимального критерия Куранта, и увеличить численный шаг по времени.

Вид расчётной модели приведён на рисунке 3.15.

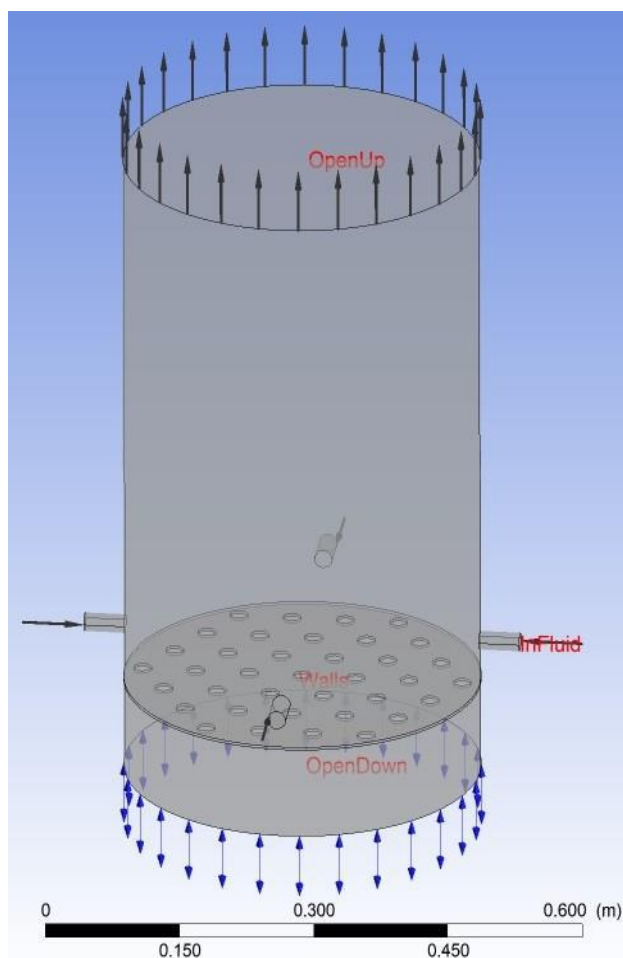


Рисунок 3.15 – Вид расчетной модели

Описание граничных условий приведены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Граничные условия

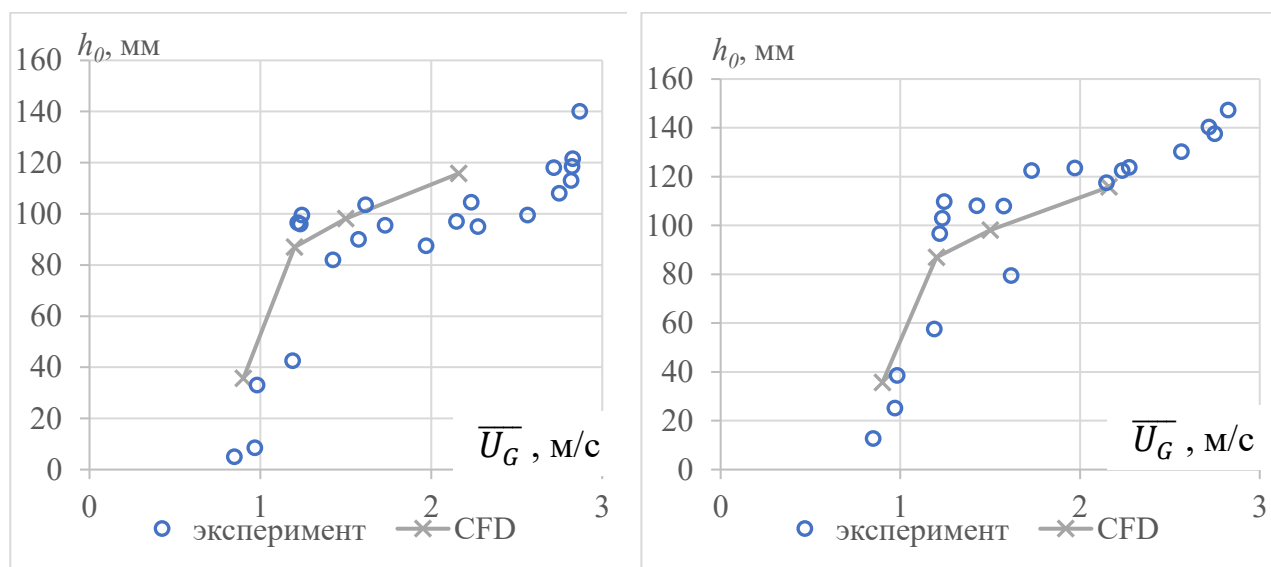
п.	Название границы	Тип граничного условия	Характеристика
1	OpenUp	Открытая граница	Статическое давление 0 Па (изб)
2	OpenDown	Открытая граница	Статическое давление 500 Па (изб) и выше
3	InFluid	Вход	Нормальная скорость 0,332 м/с
4	Wall	Стенка	Нет скольжения



Использована двухфазная модель смеси (mixture model), модель турбулентности - гомогенная, SST, параметр  $d_{\alpha\beta} = 1$  мм, шаг по времени - автоматический, максимальное число Куранта 4.

Модель турбулентности SST [107] является комбинацией модели  $k-\varepsilon$  в ядре потока и модели  $k-\omega$  в пристеночной области. Модель  $k-\omega$  [107] менее требовательная к качеству сетки в пограничном слое, рекомендуемый параметр  $y^+$  не более 2 (для модели  $k-\varepsilon$  не более 0,2). В данном исследовании использование модели SST вместо модели  $k-\varepsilon$  позволило использовать сравнительно более грубую сетку и повысить устойчивость расчёта к ошибкам.

Результаты моделирования при общем перепаде давления 600, 1500 и 2000 Па и экспериментальные результаты для  $h_0$  – высоты слоя чистой жидкости в зависимости от скорости газа, приведённой к сечению аппарата, показаны на рисунке 3.16.



$h_0$  определены по уровню в кубе

$h_0$  определены по сопротивлению

Рисунок 3.16 – Высота слоя чистой жидкости на противоточной тарелке, экспериментальные результаты и результат моделирования

Малое количество расчетных точек связано с ограниченностью доступных вычислительных ресурсов. Устойчивый режим на тарелке был достигнут для перепадов давления 600, 1500, 2000 Па примерно через 15, 20, 25 секунд

симуляции соответственно.

При дальнейшем увеличении перепада давления в расчётной модели, с целью получить режим со скоростью газа выше 2,5 м/с, модель переходит в режим захлёбывания (как и экспериментальная тарелка). При этом, если в экспериментальной установке над пенной тарелкой находится другая тарелка, от которой, в режиме близком к захлёбыванию жидкость может отбиваться вниз. В расчётной модели, находится открытая граница, достигнув которой жидкость безвозвратно покидает модель (сделано для сокращения требуемый вычислительных ресурсов).

Таким образом, при переходе в режим захлёбывания, количество жидкости в модели и, соответственно, вычисленное значение  $h_0$ , резко снижается. На графиках на рисунке 3.16, расчётная точка оказывается при скоростях газа около 2,5 м/с, оказывается сильно ниже экспериментальных точек, что связано с упрощениями расчётной модели. При этом адекватность расчётной модели сохраняется, т.к. и расчетная модель и экспериментальная переходят к захлёбыванию.

### 3.4.3. Анализ результатов

Объемные доли жидкости в пенном слое при  $\overline{U}_G = 1,4$  м/с и рассчитанные коэффициенты сопротивления  $C_D$  показаны на рисунке 3.17. Использование методики расчета  $C_D$  по (3.24) обеспечивает максимальные значения коэффициента сопротивления (и межфазного импульса) только в зоне объемных долей жидкости и скоростей, соответствующих существованию пенного слоя в эксперименте. Использование не адаптированной формулы Беннетта привело бы к преобладанию в расчетной области зон с максимальными значениями  $C_D$ .



На рисунке 3.18.  $U_L^k$  – поверхностная скорость жидкости, осреднённая по кольцевому сечению,  $R$  – средний радиус кольцевого сечения шириной 10 мм,  $Y$  – расстояние от тарелки до кольцевых сечений. Из рисунка 3.18 видно, что в структуре пенного слоя на противоточной тарелке существует устойчивый нисходящий поток жидкости у стенок аппарата, и восходящий поток по большей части площади тарелки.

Известны рекомендации [1] по установке в пенном слое стабилизаторов из вертикальных пластин высотой около 50 мм. Однако, как показывают результаты моделирования, вертикальные поверхности в пенном слое существенно меняют характер течения жидкости, что для противоточных тарелок может влиять и на высоту пенного слоя, особенно для промышленных аппаратов большого сечения.

В эксперименте и CFD-модели видно, что при высоких скоростях газа (выше 2...2,5 м/с), истечение жидкости через отверстия тарелки происходит с большей частотой через отверстия у стенки колонны, при этом через центральное отверстие провал жидкости прекращается. Это явление может быть существенным негативным фактором для пылеулавливающих пенных скрубберов, в которых промывка отверстий от налипающей пыли является важным условием работы.

Для более равномерного распределения жидкости по отверстиям противоточной тарелки можно предложить использовать более развитые стабилизаторы слоя из вертикальных пластин высотой до 200...400 мм и таким же шагом между пластинами.

### 3.5. Анализ результатов моделирования

При использовании моделировании пенного слоя с использованием модели взаимопроникающих сред требуется вносить многочисленные уточнения в выражения для вычисления коэффициента сопротивления, т.к. очевидно, что высокие значения  $C_D$  должны использоваться только в зоне, где непосредственно

существует пенный слой. При этом в других зонах модели (в данном случае - зона распыления жидкости форсункой, зона под тарелкой) такие значения коэффициента приводят к существенному искажению результатов. Так, было замечено, что рассчитанное сопротивление распылительной форсунки, в модели взаимопроникающих сред оказалось в 2 раза выше, чем сопротивление при том же расходе в модели VOF.

Вводя различные уточнения для вычислений значений  $C_D$ , можно получать всё более полное совпадение расчетной модели и реального процесса, однако такая расчетная модель становится всё менее универсальной. Для другой модели пенного слоя (конструкция тарелки, свойства сред) потребуется новая уникальная подгонка.

Модель объемной доли жидкости показывает некоторое совпадение с результатами экспериментов (по высоте слоя чистой жидкости) при небольших значениях скорости газа - до 1...1,5 м/с. При более высоких скоростях газа результаты экспериментов и моделирования начинают резко расходиться. В реальном процессе наблюдается относительно стабильная высота слоя чистой жидкости на тарелке, а в CFD-модели захлёбывание тарелки.

Особенность модели VOF – единое поле скоростей для каждой фазы, тогда как модель взаимопроникающий сред рассчитывает скорости каждой фазы отдельно. По-видимому, при небольшой интенсивности пенного режима, пока ещё невелика объемная доля брызг жидкости в газе, метод VOF может адекватно моделировать процесс. Однако по мере роста скорости газа и интенсификации перемешивания и диспергирования необходимо переходить к модели с различными скоростями фаз в элементарном объеме.

## **4. Влияние брызгоуноса на остаточное загрязнение газа**

### **4.1. Проблема брызгоуноса**

При высоких требованиях к чистоте промышленных выбросов в условиях ограничений по размерам оборудования фактором, ограничивающим применение пенных аппаратов, становится брызгоунос. Высокоэффективные пенные аппараты с подвижной насадкой [82], улавливающие пыль при высоких скоростях газа, могут не обеспечить требования к охране окружающей среды из-за уноса уже уловленной пыли вместе с брызгами жидкости. В промышленности из соображений экономической эффективности стремятся использовать для орошения пенных скрубберов вместо чистой воды растворы с некоторым содержанием загрязняющих веществ [108], т.к. это снижает затраты на дальнейшую переработку промывных растворов.

Существуют методики расчета общего удельного брызгоуноса из пенного слоя [4, 6, 54, 59, 62], которые определяют долю жидкости, уносимой газом. В расчетах ректификационных колонн для оценки влияния брызгоуноса на эффективность тарелки достаточно знать общий расход уноса, однако при проектировании пенных абсорберов необходимо также знать дисперсность брызгоуноса, т.к. размер уносимых частиц влияет на эффективность их улавливания брызгоотбойником (туманоуловителем) и, в конечном итоге, на содержание вредных веществ в очищенном газе [109].

Для снижения загрязнений в газе после очистки в пенном аппарате, устанавливают различные виды туманоуловителей, эффективность работы которых существенно зависит от дисперсионного состава уносимых капель [110, 111]. Однако данные исследования о дисперсности брызгоуноса не так многочисленны [1, 60] и относятся к небольшому количеству конструкций пенных тарелок и режимов их работы.

В пенных скрубберах туманоуловители (каплеуловители, брызгоотбойники) могут быть различной конструкции: лопастные (набранные из пластин

различного сечения образующих регулярную структуру), фильтровальные (из одного или нескольких слоёв ткани, или мелкой сетки, или набивки из стальной проволоки). Для всех типов конструкций дисперсность брызгоуноса существенно влияет на эффективность улавливания.

Современным и эффективным типом конструкции является проволочный туманоуловитель (брызгоуловитель) [112], так же называемый сетчатым туманоуловителем, рисунок 4.1. Туманоуловитель может изготавливаться методом набора мат из многих горизонтальных слоев металлической сетки, или сворачиванием сетки по спирали, до нужного диаметра [113].



Рисунок 4.1 – Вид промышленного проволочного туманоуловителя

## **4.2. Теоретический анализ**

### **4.2.1. Механизм образования уноса**

Известно, что эффективность улавливания частиц жидкости и пыли в газе зависит от дисперсионного состава частиц. Имеется большое количество работ по определению общего расхода брызгоуноса с пенной тарелки [1, 54, 57], но исследования дисперсного состава брызгоуноса немногочисленны [60, 114, 115, 116]. Результаты исследований дисперсионного состава представлены для

ограниченных диапазонов размеров капель, которые определяются возможностями измерительных методов, не охватывающих всего спектра размеров: от аэрозольных капель порядка 1 мкм, до крупных капель размером несколько мм.

В пенном слое имеют место несколько механизмов образования капельного уноса [1], вследствие чего при работе пенной тарелки образуются капли жидкости широкого интервала размеров. Размер капли обуславливает дальнейший механизм движения капли, возможности и методы их улавливания, оптимальные методы измерения дисперсного состава капель. Принято разделять образующийся брызгоунос на мелкодисперсный и крупнодисперсный. Известно [1], что крупнодисперсный брызгоунос, размером капель более 10 мкм, вносит основной вклад в массовый расход брызгоуноса с тарелки. Капли такого размера могут быть эффективно уловлены в самом пенном слое при его достаточной высоте и далее эффективно уловлены туманоуловителем.

Наиболее крупные капли и фрагменты динамической пены отрываются от пенного слоя тарелки из-за неравномерного и пульсационного характера движения газа. Реальный размер таких капель существенно превосходит теоретический, определённый по скорости витания, приравненной к скорости газа, приведённой к сечению аппарата. Содержание крупных капель снижается при увеличении высоты сепарационного пространства над тарелкой и снижении неравномерности распределения газа по сечению.

Средние по размерам капли образуются при распаде пленок жидкости в пенном слое. Максимальный размер таких капель примерно соответствует критическому размеру, определённому по скорости витания при равномерном распределении расхода газа по сечению аппарата. Капли такого размера составляет основную долю уноса с перекрёстноточных тарелок в рабочем диапазоне скоростей газа. Расход среднеразмерного брызгоуноса монотонно возрастает с ростом скорости газа.

Мелкодисперсные капли, размером до 5 мкм, образуются и при распаде пленок жидкостей при лопании пузырей и при воздействии высокоскоростной



струи газа на жидкость в зоне отверстия тарелки [117]. Капли такого размера практически не улавливаются в пенном слое [1] и плохо улавливаются в туманоуловителях [111].

#### 4.2.2. Общий расход брызгоуноса перекрёстноточных тарелок

Предложены [1, 54, 57] множество эмпирических формул для определения расхода брызгоуноса. Для ситчатых перекрёстноточных тарелок расход брызгоуноса с тарелки монотонно возрастает с ростом скорости газа. Для перекрёстноточных тарелок с неподвижными клапанами расход уноса примерно вдвое ниже, чем для тарелок с круглыми отверстиями [115].

Для смеси воздух-вода удельный расход брызгоуноса обычно рассчитывается по эмпирической формуле:

$$L_E = A_E \frac{\overline{U}_G^m}{\sigma^k h_c^n} \quad (4.1)$$

где  $L_E$  – общий относительный унос жидкости кг/кг, приведённый к массовому расходу газа,  $A_E$ ,  $m$ ,  $n$ ,  $k$  – константы, различные у разных источников,  $\overline{U}_G$  – скорость газа, приведённая к свободному сечению аппарата, м/с,  $\sigma$  – поверхностное натяжение, Н/м,  $h_c$  – высота сепарационного пространства над слоем пены, м.

По данным [1] для смеси вода-воздух перекрёстноточной тарелки с высотой слоя чистой жидкости 12 мм:  $A_E = 7,49 \cdot 10^{-5}$  кг/кг,  $m = 4,3559$ ,  $k = n = 0$ .

Для других двухфазных смесей скорость воздуха в формуле (4.1) предлагается [54] заменить модифицированным числом Фруда:

$$Fr^+ = \frac{\overline{U}_G^3}{g Q_L} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^b \quad (4.2)$$

где  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>,  $Q_L$  – нагрузка на перелив по жидкости (отношение расхода жидкости к длине перелива), м<sup>2</sup>/с,  $\rho_G$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>,  $\rho_L$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>,  $b$  – эмпирическая константа, зависящая от физических свойств жидкости.

### 4.2.3. Общий расход брызгоуноса с противоточных тарелок

Наши экспериментальные результаты [88] по измерению удельного расхода брызгоуноса для противоточных тарелок с круглыми отверстиями 40 мм, долей свободного сечения 0,13, при плотности орошения  $4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$  могут быть аппроксимированы формулой (4.1) при значениях:  $A_E = 6,52 \cdot 10^{-2} \text{ кг/кг}$ ,  $m = 1,398$ ,  $k = n = 0$ .

Проведённые эксперименты показывают, что общий расход уноса с противоточных тарелок с фиксированными клапанами имеет локальный минимум в зоне скоростей газа 1 - 2 м/с, поэтому для расчета расхода брызгоуноса не могут быть применены зависимости типа (4.1).

Исследователями брызгоуноса отмечалось [1, с. 84] [54], что при работе пенных тарелок, при переходе режима от малых высот слоя чистой жидкости к большим брызгоунос снижается, т.к. пена оказывает сепарирующее действие на мелкие капли жидкости, образующиеся в зоне отверстий решётки. По-видимому, этот эффект сильнее выражен для тарелок с фиксированными клапанами, т.к. они обеспечивают более равномерный пенный слой (рисунки 2.9, 2.10), с меньшими колебаниями видимой верхней границы пенного слоя. Так же, скоростная газовая струя с аэрозольными каплями жидкости, образующаяся в зоне отверстия тарелки, разбивается стоящим над отверстием неподвижным клапаном и реже пробивается до верхней границы пенного слоя чем в ситчатых тарелках. Этим объясняется заметный локальный минимум расхода брызгоуноса в диапазоне скоростей газа от 1 до 2 м/с.

Полученные в настоящей работе экспериментальные результаты по расходу брызгоуноса для тарелки с фиксированными клапанами  $d_0 = 40 \text{ мм}$ ,  $S_0 = 0,189$ , при  $q_L = 4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$  аппроксимируются формулой:

$$L_E = 0,0391 \overline{U_G}^3 - 0,1527 \overline{U_G}^2 + 0,1607 \overline{U_G} \quad (4.3)$$

Удельный расход тонкодисперсного уноса [1] на несколько порядков ниже расхода грубодисперсного, однако, с учетом сложности улавливания капель

микронных размеров, он может вносить заметный вклад в остаточное содержание загрязняющих веществ в газе. Для смеси вода-воздух перекрёстноточной тарелки с высотой слоя чистой жидкости 12 мм удельный расход тонкодисперсного брызгоуноса с одной тарелки (экспериментальные результаты [1]) может быть вычислен по формуле:

$$L_E^{1T} = 3,1572 \cdot 10^{-6} \overline{U_G}^3 - 13,026 \cdot 10^{-6} \overline{U_G}^2 + 14,721 \cdot 10^{-6} \overline{U_G} \quad (4.4)$$

#### 4.2.4. Дисперсионный состав брызгоуноса

Методы описания дисперсного состава аэрозолей описаны в [117] для упрощения вычислений в качестве регрессионного уравнения удобно использовать уравнение Розина-Рамлера:

$$R_3 = \exp \left( - \left( \frac{d_i}{a_m} \right)^{n_R} \right) \quad (4.5)$$

где  $R_3$  – объемная доля капель, диаметр которых больше  $d_i$  (в общем объеме брызгоуноса),  $a_m$  – постоянная размера, средний диаметр капель, соответствующий определённому значению  $R_3 = 0,3679$ ;  $n_R$  – постоянная распределения, характеризующая степень разнородности распыла.

$$I_{p3} = - \frac{\partial}{\partial d_i} R_3 = R_3 \frac{n_R}{a_m} \left( \frac{d_i}{a_m} \right)^{n_R-1} \quad (4.6)$$

где  $I_{p3}$  – относительная частота распределения объема капель по диаметрам.

Медианный диаметр капель:

$$d_m = a_m (\ln 2)^{\frac{1}{n_R}} \quad (4.7)$$

Средний объемно-поверхностный диаметр капель:

$$d_{32} = \frac{a_m}{\Gamma \left( \frac{n_R-1}{n_R} \right)} \quad (4.8)$$

где  $\Gamma(x)$  – гамма функция.

Для подбора коэффициентов уравнения (4.5) использованы [119] средства оптимизации Microsoft Excel, при этом минимизированы суммы квадратов погрешностей:

$$err = \sum_{i=1}^n \left( R_{3i} - R_3^{exp} \right)^2 \quad (4.9)$$

где  $R_{3i}$  – объемная доля капель размером менее  $d_i$  по формуле (4.5),  $R_3^{exp}$  – объемная доля капель по результатам эксперимента. Экспериментальные результаты [60] и графики регрессионных уравнений показаны на рисунках 4.2, 4.3, эксперименты проведены при нескольких скоростях газа, соответствующих газовому фактору,  $\text{Па}^{0,5}$ :

$$F_s = \overline{U}_G \sqrt{\rho_G} \quad (4.10)$$

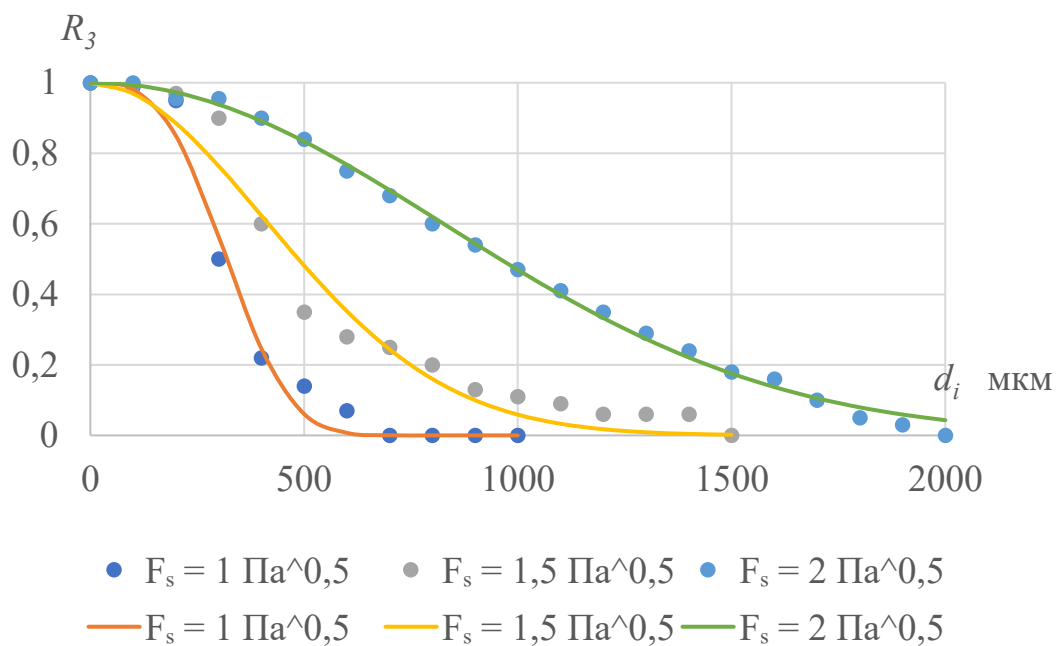


Рисунок 4.2 – Объемная доля капель в брызгоуносе с перекрёстноточных тарелок с круглыми отверстиями, точки – экспериментальные результаты, линии – регрессионные уравнения

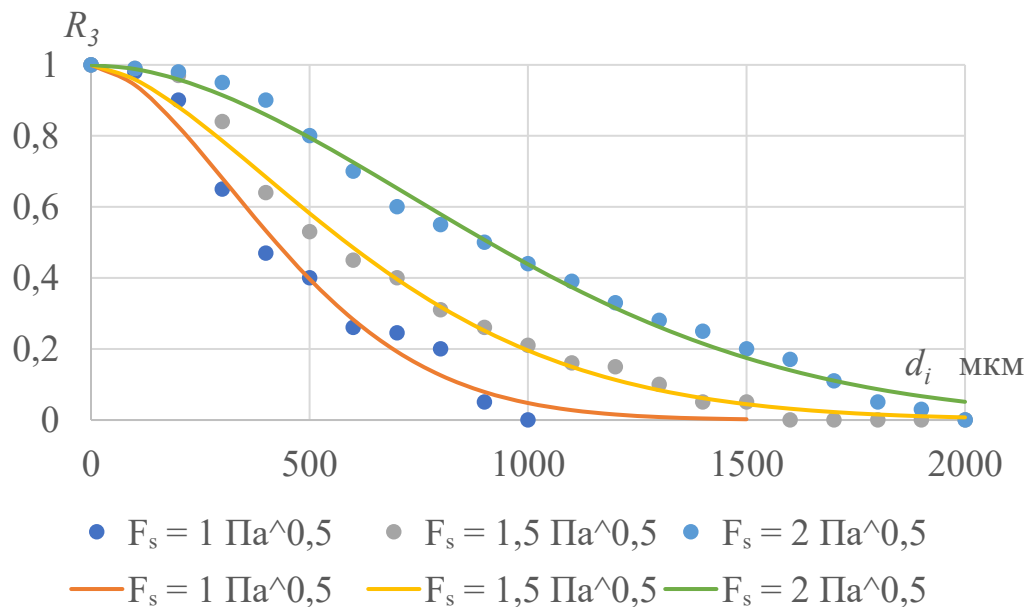


Рисунок 4.3 – Объемная доля капель в брызгоуносе с перекрёстноточных тарелок с фиксированными клапанами, точки – экспериментальные результаты, линии – регрессионные уравнения

Метод цифровой обработки изображения, применяемый для определения дисперсности уноса [60], может занижать содержание частиц вблизи нижней границы диапазона. Полученные на цифровую камеру фотографии проходят обработку путём увеличения контраста, резкости, при этом следы мелких капель могут быть отброшены как дефекты, кроме того мелкодисперсные частицы движутся с большими скоростями и получения их изображений особенно затруднено.

В единственном найденном источнике о мелкодисперсном уносе [114] использована сложная методика инерционного улавливания капель солевого раствора с последующим измерением массы осевшей соли на фильтрах.

На основе экспериментальных данных о дисперсионном составе тонкодисперсного брызгоуноса [114] и грубодисперсного [60], проведен подбор [119] параметров уравнения (4.5), результаты приведены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Параметры уравнения Розина-Рамлера

п.	Ссылка	Характеристика уноса, режима работы тарелки, тип тарелки.	$\overline{U}_G$ , м/с	$n_R$	$a_m$ , мкм	$d_m$ , мкм	$d_{32}$ , мкм
1	[60]	Грубодисперсный унос, перекрёстноточная тарелка с круглыми отверстиями, нагрузка по жидкости на перелив 6,3 м <sup>3</sup> /(м·ч)	0,88	3,1	359	319	269
2			1,32	1,96	587	487	325
3			1,76	2,06	1146	959	664
4		Грубодисперсный унос, перекрёстноточная тарелка с фиксированными клапанами, нагрузка по жидкости на перелив 6,3 м <sup>3</sup> /(м·ч)	0,88	1,72	524	423	247
5			1,32	1,59	736	584	307
6			1,76	1,85	1110	911	576
7	[114]	Тонкодисперсный унос, перекрёстноточная тарелка с круглыми отверстиями, высота слоя чистой жидкости 12 мм	0,4	1,08	2,69	1,92	0,207
8			1,6	3,4	2,85	2,56	2,21
9			2,9	1,26	2,62	1,96	0,590

Постоянная размера мало отличается для тарелок с круглыми отверстиями и тарелок с фиксированными клапанами, как показано на рисунке 4.4, и монотонно возрастает с ростом скорости газа, что объясняется увеличением размеров капель, соответствующим скоростям витания.

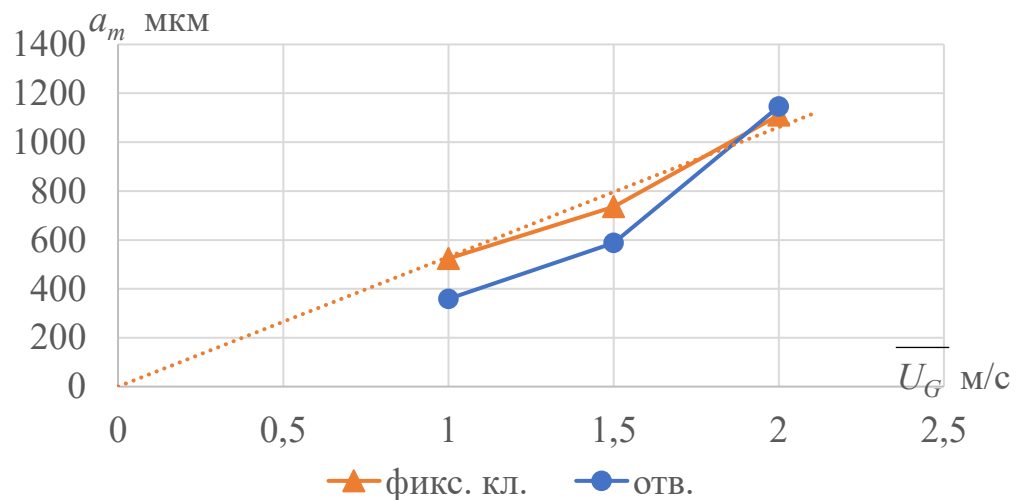


Рисунок 4.4 – Постоянная размера дисперсного состава грубого брызгоуноса, в зависимости от скорости газа

Зависимость постоянных распределения от скорости газа, показанных на рисунке 4.5, имеет сложный характер без очевидного характера влияния скорости.

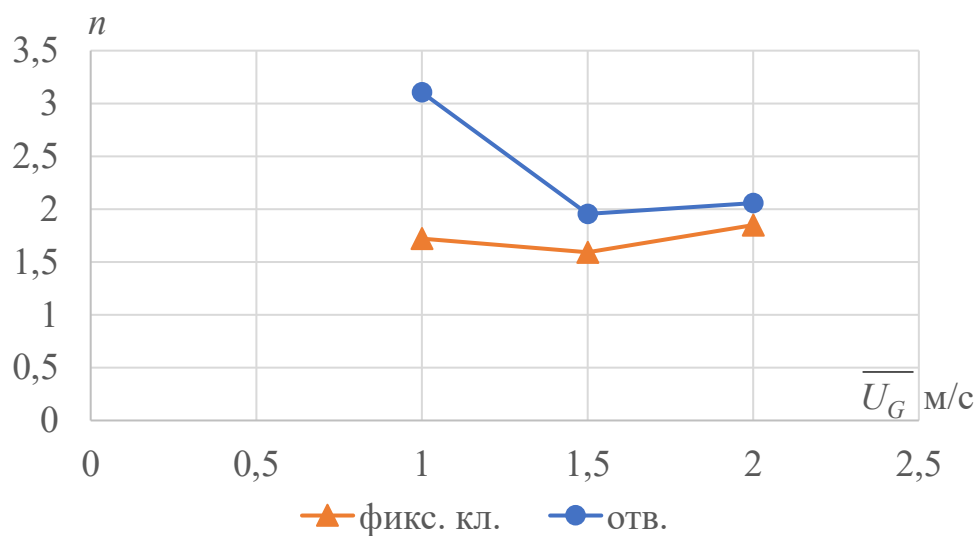


Рисунок 4.5 – Постоянная распределения дисперсного состава грубого брызгоуноса, в зависимости от скорости газа

До получения экспериментальных данных о дисперсном составе в более широком диапазоне скоростей газа и типов тарелок постоянную размера грубого брызгоуноса, мкм, можно определять по формуле:

$$a_m = 530 \overline{U}_G \quad (4.11)$$

Для проектных расчётов, постоянную распределения можно принять

постоянной  $n_R = 2,0$  (предлагаемое допущение).

Зависимость характеристик дисперсности от скорости газа, показанная на рисунке 4.6, сложная. До получения более полных данных можно принимать характеристики тонкодисперсного уноса постоянными и не зависящими от скорости газа:  $n_R = 1,9$ ,  $a_m = 2,72$  мкм (предлагаемое допущение).

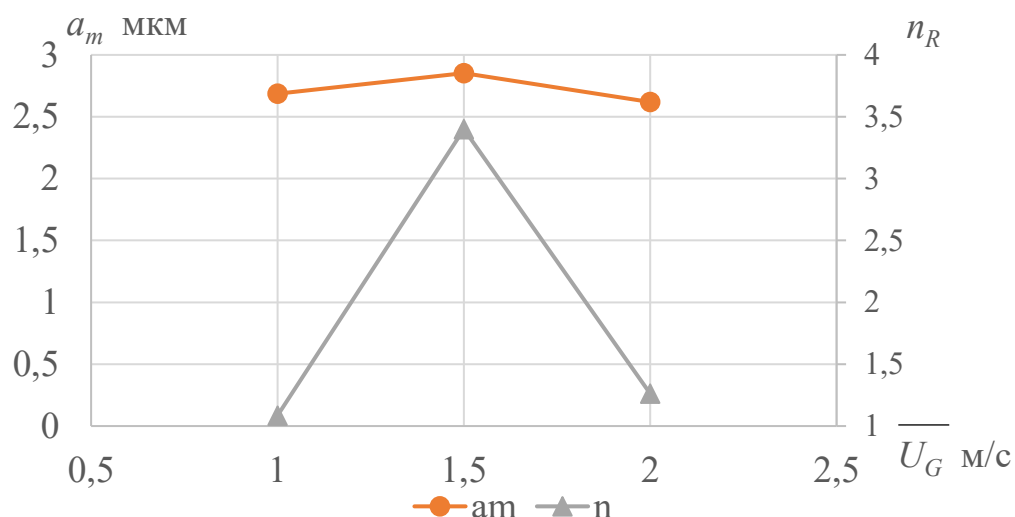


Рисунок 4.6 – Постоянная размера и постоянная распределения дисперсного состава тонкодисперсного брызгоуноса, в зависимости от скорости газа

#### 4.2.5. Улавливание брызгоуноса в пенном слое

Мелкодисперсные капли брызгоуноса (тумана) образуются непосредственно в пенном слое, но при этом частично улавливаются на последующих пенных тарелках, что влияет на суммарный расход тонкодисперсного уноса из многополочного пенного аппарата.

Эффективность улавливания тумана в пенном слое рассматривается в [1]. Отмечается, что эффективность улавливания определяется высотой пенного слоя, плотностью орошения, скоростью газа и самое важное – размером частиц. Грубодисперсные частицы уноса улавливаются в пенном слое с эффективностью выше 99,9%. Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц существенно ниже. Для мелкодисперсных частиц (до 1 мкм) эффективность улавливания на



одной перекрестноточной полке пенного аппарата составляет около 50%.

Отмечается [1], что эффективность туманоулавливания в пенном слое главным образом зависит от высоты пены на тарелке. При увеличении высоты сливного порога, увеличении плотности орошения возрастает высота пены, и эффективность улавливания увеличивается. Данные о дисперсном составе частиц тумана не приведены, но отмечено [1], что эффективность меняется в зависимости от режима технологического процесса, влияющего на дисперсность.

#### 4.2.6. Эффективность проволочного туманоуловителя

Обзор формул (методик расчёта) эффективности туманоуловителей сделан в работах [110, 118]. Приведённые ниже методики расчета показывают хорошее совпадение с данными по эффективности, заявленными производителями проволочных туманоуловителей [111, 120].

Для улавливания частицы жидкости, её необходимо преодолеть сопротивление вязкого подслоя газа у границы проволоки сетки или нити ткани. Соотношение сил вязкости и инерции характеризуется импакт-фактором:

$$I = \frac{\rho_L D_d^2 \overline{U_G}}{9 \mu_G D_w} \quad (4.12)$$

где  $D_d$  – диаметр капли, м,  $D_w$  – диаметр проволоки (нити ткани), м,  $\mu_G$  – динамическая вязкость газа, Па·с

Эффективность улавливания на одном слоя ткани или проволочной сетки:

$$\eta_t = \left( \frac{I}{I + 0,7} \right)^2 \quad (4.13)$$

Эффективность туманоуловителя, доля объема уловленных капель от общего объема брызгоуноса:

$$\eta = 1 - e^{-\frac{2\eta_t a_{уд} t_m}{3\pi}} \quad (4.14)$$

где  $a_{уд}$  – удельная площадь поверхности туманоуловителя м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>,  $t_m$  – высота набивки туманоуловителя, м.

Для скоростей газа от 0,9 до 5,5 м/с хорошее совпадение с

экспериментальными данными показывает методика расчета на основе критерия Стокса:

$$St = \frac{\rho_L D_d^2 \overline{U_G}}{18 \mu_G D_w} \quad (4.15)$$

Эффективность одного слоя сетки туманоуловителя:

$$\eta_{ST} = \begin{cases} St & \text{if } St < 1 \\ 1 & \text{if } St \geq 1 \end{cases} \quad (4.16)$$

Эффективность туманоуловителя:

$$\eta = 1 - \left( 1 - \frac{2}{3} a_{уд} \eta_{ST} \frac{z}{\pi} \right)^n \quad (4.17)$$

где  $z$  – расстояние между слоями проволоочной сетки, м,  $n$  – число слоёв сетки в туманоуловителе.

$$n = t_m / z \quad (4.18)$$

### 4.3. Методика расчета

При расчете принято: плотность жидкости  $\rho_L = 997$  кг/м<sup>3</sup>, плотность газа  $\rho_G = 1,29$  кг/м<sup>3</sup>, вязкость газа  $\mu_G = 17,17 \cdot 10^{-6}$  Па·с, концентрация загрязняющих веществ в жидкости на всех тарелках пенного аппарата (абсорбера)  $x_m = 10\%$ , тарелки перекрёстноточные высота слоя чистой жидкости 50 мм. Количество тарелок 3 шт. Параметры туманоуловителя  $d_w = 250$  мкм, удельная площадь поверхности  $a_{уд} = 270$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>, толщина (высота) проволоочной набивки туманоуловителя  $t_m = 100$  мм, расстояние между слоями проволоочной сетки  $z = 1$  мм.

Определим расход тонкодисперсного и грубодисперсного брызгоуноса перед туманоуловителем.

$$L_E^T = L_E^{1T} \cdot \sum_{i=1}^{N_T} \eta_{п.т.}^{i-1} \quad (4.19)$$

где  $\eta_{п.т.}$  – эффективность улавливания тонкодисперсного уноса (тумана) в пенном слое  $N_T$  – число тарелок в пенном аппарате,  $L_E^{1T}$  – расход тонкодисперсного уноса с одной тарелки, ф-ла (4.4).

Расход грубодисперсного уноса не зависит от числа тарелок, и определяется по формуле (4.1).

Общая эффективность туманоуловителя, с учетом дисперсности уноса, может быть определена по формуле:

$$\eta_{DSO} = \int_0^{D_{max}} I_{p3}(D_d) \cdot \eta(D_d) \cdot dD_d \quad (4.20)$$

где  $D_{max}$  – максимальный диаметр частиц уноса, м,  $D_d$  – диаметра частицы, м,  $I_{p3}$  – функция частоты по объему частиц в зависимости от диаметра частицы (4.6),  $\eta$  – эффективность туманоуловителя в зависимости от диаметра частицы (4.15).

При автоматизированных расчетах по ф-ле (4.17) могут возникать ошибки из-за того, что используемая функция (4.16) не гладкая в окрестности 1. В таком случае можно использовать сглаживание функции по методу:

$$K_{cgl}(St) = 0,5 - \frac{1}{\pi} \arctg(K_{точн} \cdot (St - 1)) \quad (4.21)$$

где  $K_{cgl}(St)$  – коэффициент сглаживания,  $St$  – критерий стока, ф-ла (4.15),  $K_{точн}$  – коэффициент точности, в дальнейших расчетах принято  $K_{точн} = 40$ . Тогда, сглаженная функция эффективности одного слоя сетки туманоуловителя:

$$\eta_m^{cgl} = St \cdot K_{cgl}(St) + (1 - K_{cgl}(St)) \quad (4.22)$$

Далее сглаженная функция используется в ф-ле (4.17).

Остаточное содержание жидкости в газе после туманоуловителя:

$$L_E^{ост} = L_E^r \cdot (1 - \eta_m^r) + L_E^t \cdot (1 - \eta_m^t) \quad (4.23)$$

где  $L_E^r$  – расход грубодисперсного уноса, ф-ла (4.1),  $\eta_m^r$  – эффективность туманоуловителя для грубодисперсного уноса,  $L_E^m$  – расход тонкодисперсного уноса, ф-ла (4.4),  $\eta_m^t$  – эффективность туманоуловителя для тонкодисперсного уноса.

Остаточное содержание загрязняющих веществ:

$$L_{3B}^{ост} = L_E^{ост} \cdot x_m \quad (4.24)$$

где  $x_m$  – массовая концентрация загрязняющих веществ в жидкости на пенной тарелке.

#### 4.4. Анализ результатов расчёта

При расчете остаточного содержания загрязняющих веществ принято: плотность жидкости  $\rho_L = 997 \text{ кг/м}^3$ , плотность газа  $\rho_G = 1,29 \text{ кг/м}^3$ , вязкость газа  $\mu_G = 17,17 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ , концентрация загрязняющих веществ в жидкости на верхней тарелке пенного аппарата (абсорбера)  $c_n = 3 \text{ кг/м}^3$ . Количество тарелок 3 шт. Параметры туманоуловителя  $d_w = 250 \text{ мкм}$ , удельная площадь поверхности  $a_{уд} = 270 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , толщина (высота) проволоочной набивки туманоуловителя  $t_m = 100 \text{ мм}$ .

Результаты расчёта остаточного содержания жидкости в газе приведена на рисунке 4.7.

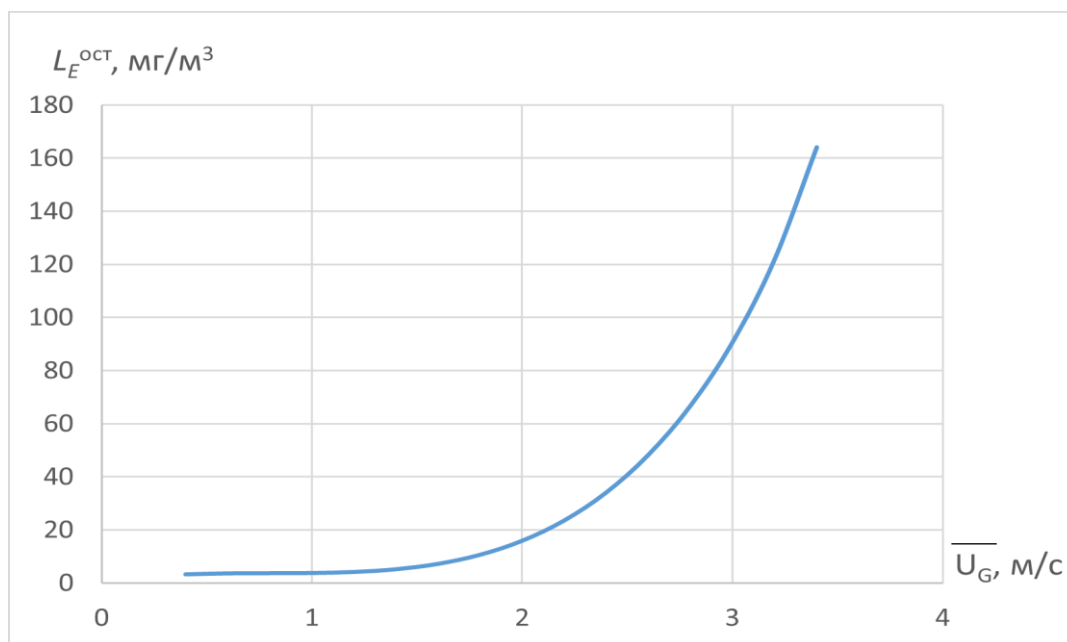


Рисунок 4.7 – Остаточное содержание жидкости в газе после пенного аппарата (абсорбера) с перекрёстноточными тарелками

Для расчета пенного аппарата (абсорбера) с противоточными пенными тарелками с фиксированными клапанами используем формулу (4.3) для расхода грубодисперсного уноса, результаты расчета приведены на рисунке 4.8.

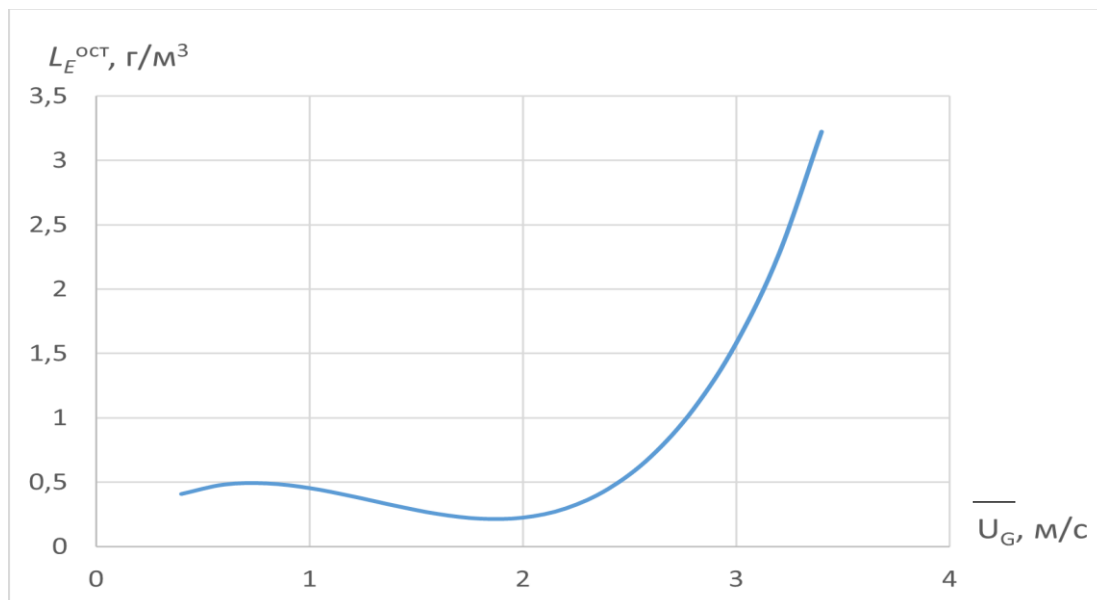


Рисунок 4.8 – Остаточное содержание жидкости в газе после пенного аппарата (абсорбера) с противоточными тарелками с фиксированными клапанами

При очистке газа в пенных аппаратах с противоточными тарелками и проволоочными туманоуловителями существует неснижаемое остаточное содержание уноса порядка нескольких мг/м³ из-за наличия тонкодисперсной составляющей. Для системы воздух-вода при снижении скорости газа ниже 1,5 м/с остаточное содержание брызгоуноса практически не уменьшается из-за падения эффективности проволоочного туманоуловителя для тонкодисперсной составляющей. При скоростях газа выше 1,5 м/с остаточное содержание брызгоуноса возрастает из-за роста расхода грубодисперсного уноса, при том что эффективность туманоуловителя для грубого уноса становится высокой, порядка 99...99,7% но не достигает 100% и мало меняется с ростом скорости газа.

В пенных аппаратах с противоточными тарелками влияние тонкодисперсной составляющей пренебрежимо мало. Общий расход брызгоуноса с противоточной тарелки на порядки выше, чем с перекрёстноточной, что приводит к большему содержанию остаточного уноса из-за ограниченной, хотя и высокой, эффективности туманоуловителя.

При проектировании аппаратов с перекрёстноточными тарелками, нужно учитывать остаточное содержание брызгоуноса после туманоуловителя. Для минимизации остаточного содержания загрязняющих веществ необходимо

повышать чистоту орошающей жидкости, снижение скорости газа ниже 1 - 1,5 м/с неэффективно. Для повышения степени улавливания в пенном аппарате (абсорбере) туманов и мелкодисперсных частиц необходимо принимать меры по увеличению размеров тонкодисперсных частиц поступающих в аппарат.

Для снижения остаточного содержания жидкости (и загрязняющих веществ) в выбросах пенных аппаратов с противоточными тарелками необходимо в первую очередь принимать меры для снижения грубодисперсного уноса с тарелки, для чего снижать пульсации распределения жидкости по тарелке, пульсационную составляющую вертикальной скорости газа.

## 5. Заключение

Такие направления развития пенных аппаратов как подвижная насадка и центробежные пенные аппараты не получили развития в промышленности. Тенденции развития конструкций пенных аппаратов показывают, что применяются всё более сложные типы контактных устройств (тарелок), на которых реализуются сложные схемы движения потоков газа и жидкости. На одном контактном устройстве (тарелке аппарата) могут быть расположены зоны смешения и разделения потоков, реализована циркуляция жидкости, применены элементы брызгоотбойника.

Для расчёта аппаратов с тарелками новых конструкций всё больше используются методы вычислительной гидродинамики. При этом сохраняется необходимость проведения физических экспериментов и исследований, в том числе на тарелках промышленного масштаба.

Новые методы измерений дисперсности брызгоуноса, такие как цифровая обработка изображений скоростной камеры, позволили получить экспериментальные данные которые позволяют провести расчет эффективности пенного аппарата (абсорбера) с учетом брызгоуноса и эффективности его улавливания.

На рисунке 5.1 показана блок-схема проектного расчёта пенного аппарата (абсорбера).

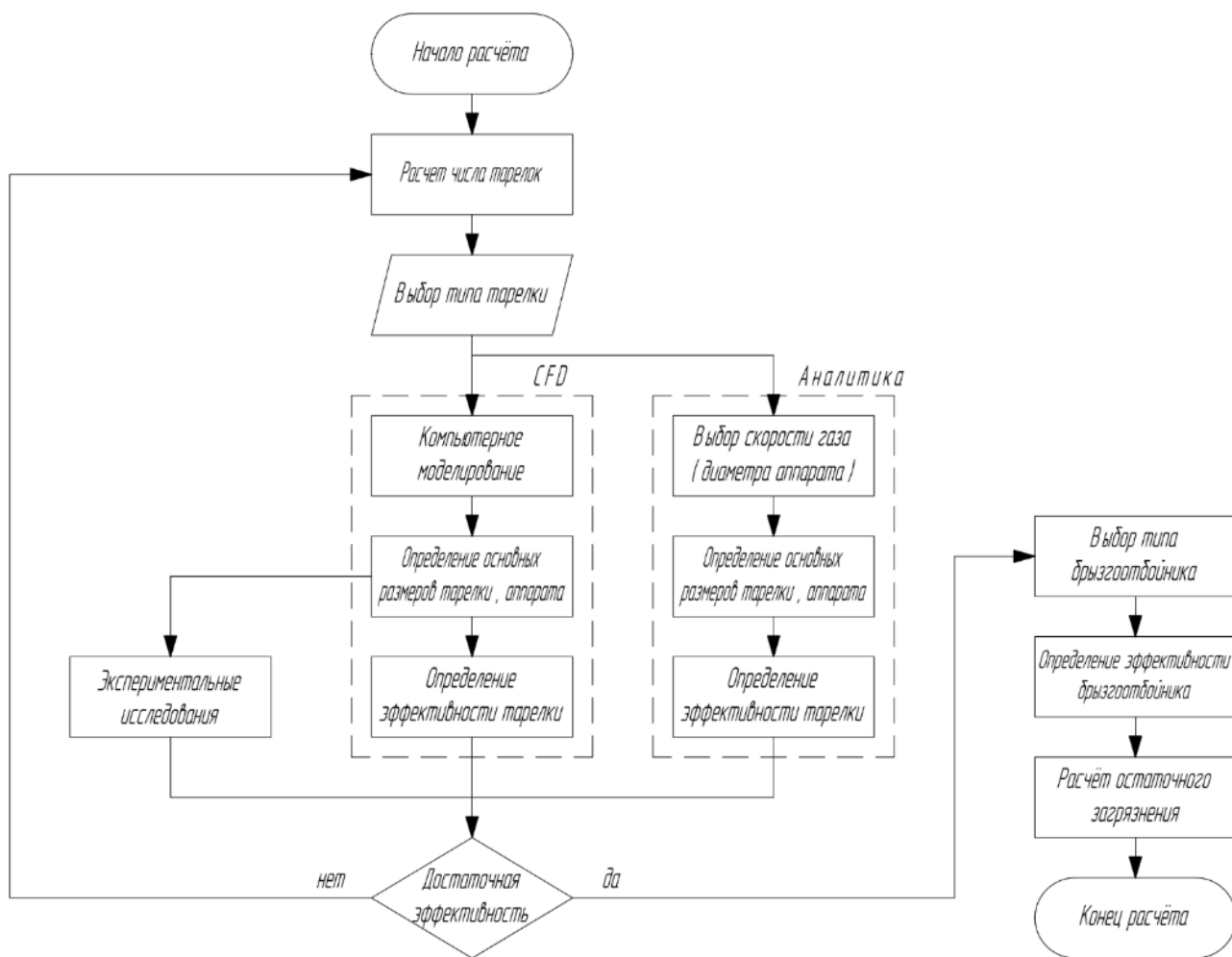


Рисунок 5.1 – Блок-схема проектного расчета пенного аппарата (абсорбера)

При проектировании пенного аппарата с противоточными тарелками ключевой задачей является обеспечение устойчивой работы пенного слоя, а именно определение диапазона нагрузок (по фазам), при которых на тарелках существует пенный слой, а его пульсации не приводят к проскоку газа мимо жидкости и тарелка не переходит в режим захлёбывания.

Предлагается использовать подход, в котором объединены методы аналитического расчета, компьютерного моделирования и экспериментальных исследований. Каждый из этих методов по отдельности либо дорог, либо не даёт корректных результатов. Для получения гарантированно работающего аппарата промышленного масштаба нужно использовать их комбинацию с упором на компьютерное моделирование, как это было показано в нашей работе.

Последние экспериментальные данные по дисперсному составу



брызгоуноса позволяют проводить расчет остаточного содержания жидкости (и загрязняющих веществ) в выхлопе пенного аппарата на стадии проектирования, а также проводить оптимизационные расчеты размеров аппарата.

Показано, что противоточные тарелки с фиксированными клапанами, имеют преимущества перед используемыми в процессах пылеулавливания противоточными ситчатыми тарелками:

- простота изготовления,
- надёжность – отсутствие движущихся частей,
- стабильный гидродинамический режим – малые изменения высоты слоя чистой жидкости при изменениях нагрузки по газу,
- способность работать с меньшими плотностями орошения,
- меньший брызгоунос.

Указанные преимущества противоточных тарелок с фиксированными клапанами позволяют добиться улучшения характеристик аппарата без усложнения его конструкции.

Формула Беннета, описывающая объемную долю жидкости в пенном слое перекрёстноточной тарелки, по результатам проведённых экспериментов может быть использована и для противоточных тарелок, в том числе для тарелок с фиксированными клапанами.

CFD-моделирование по модели объемной доли жидкости (VOF) может быть использовано для определения высоты слоя чистой жидкости и усреднённых по времени объемных долей фаз в пенном слое для перекрёстноточных и противоточных тарелок при небольших скоростях газа. При более высоких скоростях газа, когда в эксперименте наблюдается интенсификация диспергирования газа и жидкости с ограниченным ростом пенного слоя, данная модель теряет адекватность.

Близкие к экспериментальным данным результаты получены только в узком диапазоне скоростей газа 0,5 - 1 м/с. При возрастании скорости газа в вычислительной модели происходит унос жидкости с тарелки, тогда как в

экспериментах наблюдается существование стабильного пенного слоя до скоростей газа 2,5 - 3,5 м/с, при которых, хотя и со значительным брызгоуносом, удерживается постоянная высота слоя пены и движение жидкости вниз через отверстия.

CFD-моделирование по модели взаимопроникающих сред (модель Эйлера - Эйлера), с использованием формулы Беннета для вычисления коэффициента сопротивления  $C_D$ , используемая для моделирования перекрёстноточных тарелок, не подходит для противоточных тарелок. Из-за высоких расчетных значений коэффициента в зонах с малыми объемными долями жидкости или газа компьютерная модель тарелки показывает завышенную склонность к захлёбыванию.

### Выводы

1. Проведено физическое моделирование пенного слоя на противоточных тарелках с фиксированными клапанами. Показано, что тарелки с фиксированными клапанами имеют преимущества по сравнению с тарелками с круглыми отверстиями.
2. Проведено CFD-моделирование работы противоточной пенной тарелки методом объемной доли жидкости (VOF) в программном пакете OpenFOAM, проведено CFD-моделирование работы противоточной пенной тарелки моделью взаимопроникающих сред («Эйлера-Эйлера») в программном пакете ANSYS.
3. Предложена методика вычисления коэффициента сопротивления  $C_D$ , адаптированная для противоточных тарелок, показавшая хорошее совпадение с экспериментом по высоте слоя чистой жидкости на тарелке. Данная модель может быть использована для изучения поля локальных скоростей газа и жидкости в пенном слое, определения объемных долей фаз в пенном слое, оптимизации конструкции пенных аппаратов.
4. Предложена методика проектного расчета пенного аппарата с учетом влияния

дисперсионного состава брызгоуноса на эффективность туманоуловителя и остаточное содержание загрязняющих веществ в выбросах.

### **Рекомендации и перспективы дальнейшей разработки темы:**

Тарелки с фиксированными клапанами могут быть использованы в аппаратах очистки газов от пыли производств минеральных удобрений. Изготовление таких тарелок уже освоено промышленностью для ректификационных колонн, а внедрение их в другие пенные аппараты не требует высоких затрат.

Использование возможностей вычислительной гидродинамики CFD при проектировании колонных аппаратов в дополнение к физическому моделированию позволяет существенно сократить затраты, снизить стоимость и повысить качество работ. Методика моделирования, откалиброванная на определённой конструкции тарелки, позволяет в короткие сроки исследовать влияние вариаций конструктивных размеров и находить оптимальную конфигурацию.

Использование методики проектного расчета пенных аппаратов (абсорберов) с проволочным туманоуловителем позволяет на стадии проекта определить степень очистки газа. Для апробации данной методики следует её использовать и накапливать сведения о соответствии результатом расчета и реальных выбросов загрязняющих веществ.

### Список сокращений и условных обозначений

$A$  – площадь сечения аппарата, м<sup>2</sup>;

$a_{y\partial}$  – удельная площадь поверхности туманоуловителя м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

$C_D$  – коэффициент лобового сопротивления

$C_D^L$  – коэффициент лобового сопротивления капли, жидкость диспергированна в газе

$C_D^G$  – коэффициент лобового сопротивления пузыря, газ диспергирован в жидкости

$d_0$  – диаметр отверстия тарелки, мм;

$d_G$  – диаметр дисперсной газовой фазы в пенном слое (диаметр пузыря), м;

$d_L$  – диаметр дисперсной жидкой фазы в пенном слое (диаметр капли), м;

$d_{a\beta}$  – линейный параметр для расчета удельной поверхности контакта фаз, м;

$D_d$  – диаметр капли в капельном брызгоуносе, м;

$D_W$  – диаметр проволоки проволочного туманоуловителя (брызгоуловителя), м;

$E_{OC}$  – эффективность тарелки по формуле О'Конелла;

$Fr$  – критерий Фруда;

$F_A$  – сила Архимеда, Н;

$F_c$  – сила сопротивления набегающего потока, Н;

$G$  – массовая нагрузка по газу, кг/с;

$H$  – высота пенного слоя на тарелке, м;

$h_0$  – высота слоя чистой жидкости на тарелке, м;

$H_S$  – расстояние между тарелками, м;

$I$  – импакт фактор;

$I_{p3}$  – функция относительной частота распределения капель по размерам, 1/м;

$L$  – массовая нагрузка по жидкости кг/с;

$L_E$  – удельный расход брызгоуноса (по отношению к расходу газа), кг/кг;

$L_{3B}$  – содержание загрязняющих веществ в газе, кг/кг;

$m$  – удельный расход жидкости (по отношению к расходу газа), л/м<sup>3</sup>;

$M_G$  – локальная объемная сила, действующая на газовую фазу со стороны жидкой

фазы, Н/м<sup>3</sup>;

$M_L$  – локальная объемная сила, действующая на жидкую фазу со стороны газовой фазы, Н/м<sup>3</sup>;

$Q_3$  – объемная доля капель, диаметр которых меньше некоторого значения в диапазоне размеров капель уноса;

$q_E$  – плотность брызгоуноса с тарелки, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч);

$q_L$  – плотность орошения противоточной тарелки, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч);

$Q_L$  – нагрузка на перелив по жидкости для перекрёстноточной тарелки, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч);

$R_3$  – функция Розина-Рамлера, объемная доля капель, диаметр которых больше некоторого значения в диапазоне размеров капель уноса;

$RH$  – относительная влажность воздуха;

$Re$  – критерий Рейнольдса;

$S_0$  – доля свободного сечения тарелки м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>;

$S_L$  – внешняя локальная объемная сила, действующая на жидкую фазу, Н/м<sup>3</sup>;

$S_G$  – внешняя локальная объемная сила, действующая на газовую фазу, Н/м<sup>3</sup>;

$St$  – критерий Стокса;

$t_m$  – высота набивки туманоуловителя, м;

$t$  – время, сек;

$U_L$  – скорость жидкости приведённая к сечению аппарата (фиктивная скорость жидкости), в моделировании локальная поверхностная скорость фазы жидкости, м/с;

$U_L^k$  – поверхностная скорость жидкости, осреднённая по кольцевому сечению;

$U_G$  – скорость газа приведённая к сечению аппарата (фиктивная скорость газа), в моделировании локальная поверхностная скорость фазы газа, м/с;

$U_{slip}$  – скорость скольжения фаз (относительная фактическая скорость фаз);

$\overline{U_G}$  – средне интегральная по поверхности фиктивная скорость газа в свободном горизонтальном сечении аппарата;

$V_k, V_n$  – конечный и начальный объем жидкости в кубе. м<sup>3</sup>;

$\alpha$  – относительная летучесть;

$\Delta p$  – полный перепад давления на тарелке, Па;

$\Delta p_{\zeta}$  – сопротивление сухой тарелки, Па;

$\Delta p_{n.c.}$  – сопротивление пенного слоя на тарелке, Па;

$\Delta p_{\sigma}$  – потери давления на трение фаз на тарелке, Па;

$\varepsilon_L$  – объемная доля жидкости в пенном слое;

$\varepsilon_G$  – объемная доля газа в пенном слое;

$\varepsilon_L^B$  – объемная доля жидкости в пенном слое, по формуле Беннета;

$\varepsilon_G^B$  – объемная доля газа в пенном слое, по формуле Беннета;

$\zeta_T$  – коэффициент аэродинамического сопротивления сухой тарелки;

$\eta_l$  – эффективность улавливания частиц на одном слое проволочной насадки;

$\eta_m$  – эффективность улавливания частиц туманоуловителем;

$\rho_G$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_L$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_{n.n.}$  – плотность водяного пара, кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  – поверхностное натяжение, Н/м<sup>2</sup>;

$\tau_M$  – длительность моделирования по физическому времени, сек;

$\tau$  – длительность эксперимента, сек.

### Список литературы

1. Пенный режим и пенные аппараты / Э. Я. Тарат, И. П. Мухлёнов, А. Ф. Туболкин, Е. С. Тумаркина ; под общ. ред. Э. Я. Тарата. – Л. : Химия, 1977. – 304 с.
2. Taylor R. Still modeling after all these years: a view of the state of the art / R. Taylor // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2006. – Vol. 45, № 12. – P. 4349–4357. DOI: 10.1021/ie061626m
3. Oluji Z. Equipment improvement trends in distillation / Z. Oluji, M. Jödecke, A. Shilkin, G. Schuch, B. Kaibel // *Chemical Engineering and Processing*. – 2009. – Vol. 48. – P. 1089–1104. DOI: 10.1016/j.csep.2009.03.004
4. Рамм В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М. : Химия, 1976. – 488 с.
5. Заминян А. А. Абсорберы с псевдоожиженной насадкой / А. А. Заминян, В. М. Рамм. – М. : Химия, 1980. – 187 с.
6. Dutta B. K. Principles of mass transfer and separation processes / B. K. Dutta. – New Delhi : PHI Learning Pvt. Ltd., 2007. – 580 p.
7. Gorak A. Distillation: Equipment and Processes / A. Gorak, Z. Olujic. – London : Academic Press, 2014. – 420 p. DOI: 10.1016/B978-0-12-386878-7
8. Равичев Л.В. Тенденции исследований пенных аппаратов и пенного режима / Л.В. Равичев, А.М. Трушин, В.Е. Яшин // Повышение энергоресурсоэффективности и экологической безопасности процессов и аппаратов химической и смежных отраслей промышленности (ISTS “EESTE-2021”): Сборник научных трудов Международного научно-технического симпозиума, посвященного 110-летию А.Н. Плановского, в рамках Третьего Международного Косыгинского форума «Современные задачи инженерных наук», Москва, 20 – 21 октября 2021 года. Том 1. – Москва: Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Российский государственный университет имени А.Н. Косыгина (Технологии. Дизайн. Искусство)», 2021. – С. 412–423.

9. Krishna R. Modelling sieve tray hydraulics using computational fluid dynamics / R. Krishna, J.M. Van Baten // Institution of Chemical Engineers. Trans IChemE. – 2003. – Vol. 81, Part A. – P. 27–38. DOI: 10.1205/026387603321158168
10. Krishna R. CFD simulations of sieve tray hydrodynamics / R. Krishna, J.M. Van Baten, J. Ellenberger, A.P. Higler, R. Taylor // Institution of Chemical Engineers. Trans IChemE. – 1999. – Vol. 77, Part A. – P. 27–38. DOI: 10.1205/026387699526575
11. Van Baten J.M. Modelling sieve tray hydraulics using computational fluid dynamics / J.M. Van Baten, R. Krishna // Chemical Engineering Journal. – 2000. – Vol. 77. – P. 143–151.
12. Чуракова С.К. Разработка энергосберегающих технологий нефтегазопереработки на основе перекрёстноточных насадочных контактных устройств: дис. ... д-ра техн. наук: 05.17.07 / Чуракова Светлана Константиновна; Уфимский государственный нефтяной технический университет. – 2014. – 560 с.
13. Zarei A. CFD study of weeping rate in the rectangular sieve trays / A. Zarei, S.H. Hosseini, R. Rahimi // Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers. – 2013. – Vol. 44. – P. 27–33. DOI: 10.1016/j.jtice.2012.10.004
14. Noriler D. Simultaneous momentum, mass, and energy transfer analysis of a distillation sieve tray using CFD techniques: prediction of efficiencies / D. Noriler, A.A.C. Barros, M.R. Wolf Maciel, H.F. Meier // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2010. – Vol. 49, № 14. – P. 6599–6611. DOI: 10.1021/ie9013925
15. Lavasania M.S. Hydrodynamic study of different configurations of sieve trays for a dividing wall column by using experimental and CFD methods / M.S. Lavasania, R. Rahimi, M. Zivdar // Chemical Engineering & Processing: Process Intensification. – 2018. – Vol. 129. – P. 162–170.



16. Rodríguez-Ángeles M.A. Mechanical Design and Hydraulic Analysis of Sieve Trays in Dividing Wall Columns / M.A. Rodríguez-Ángeles, F.I. Gómez-Castro, J.G. Segovia Hernández, C. Gutiérrez-Antonio, A. Briones-Ramírez // *Computer Aided Chemical Engineering*. – 2014. – Vol. 33. – P. 1375–1380. DOI: 10.1016/B978-0-444-63455-9.50064-7
17. Zarei A. CFD and experimental studies of liquid weeping in the circular sieve tray columns / A. Zarei, S.H. Hosseini, R. Rahimi // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2013. – Vol. 91. – P. 2333–2345. DOI: 10.1016/j.cherd.2013.05.014
18. Zhao H. CFD simulation of sieve-fixed valve tray hydrodynamics / H. Zhao, L. Li, J. Jin, Q. Li // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2018. – Vol. 129. – P. 55–63. DOI: 10.1016/j.cherd.2017.10.034
19. Rahimi R. The effect of tray geometry on the sieve tray efficiency / R. Rahimi, M.M. Sotoodeh, E. Bahramifar // *Chemical Engineering Science*. – 2012. – Vol. 76. – P. 90–98. DOI: 10.1016/j.ces.2012.01.006
20. Abbasnia S. Comparison of the mass transfer and efficiency of Nye tray and sieve tray by computational fluid dynamics / S. Abbasnia, Z. Nasria, M. Najafi // *Separation and Purification Technology*. – 2019. – Vol. 215. – P. 276–286.
21. Zhang H. Simulation of heat-mass transportation characteristics for removal of CO in a liquid nitrogen wash sieve plate column / H. Zhang, C. Zhang, M. Zhang, P.-C. Song // *Cryogenics*. – 2020. – Vol. 106. – P. 103022. DOI: 10.1016/j.cryogenics.2019.103022
22. Bangga G. Evolutional computational fluid dynamics analyses of reactive distillation columns for methyl acetate production process / G. Bangga, F.J. Novita, H.-Y. Lee // *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification*. – 2019. – Vol. 135. – P. 42–52. DOI: 10.1016/j.cep.2018.11.015
23. Huang S.-H. Particle-scavenging prediction in sieve plate scrubber via dimension reduction in computational fluid dynamics / S.-H. Huang, J.-L. Kang, D.S.-H. Wong, S.-S. Jang, C.-A. Lin // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2020. – Vol. 160. – P. 540–550. DOI: 10.1016/j.cherd.2020.06.024

24. Tseng C.-C. Eulerian–Eulerian numerical simulation for a flue gas desulfurization tower with perforated sieve trays / C.-C. Tseng, C.-J. Li // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. – 2018. – Vol. 116. – P. 329–345. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2017.09.108
25. Tseng C.-C. Numerical investigation of the inertial loss coefficient and the porous media model for the flow through the perforated sieve tray / C.-C. Tseng, C.-J. Li // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2016. – Vol. 106. – P. 126–140.
26. Llorente-Remartínez N. CFD simulation of sieve tray hydraulics using the lattice Boltzmann method / N. Llorente-Remartínez, S. Galán // *Computer Aided Chemical Engineering*. – 2017. – Vol. 40. – P. 37–42. DOI: 10.1016/B978-0-444-63965-3.50008-8
27. Malvin A. CFD study of distillation sieve tray flow regimes using the droplet size distribution technique / A. Malvin, A. Chan, P.L. Lau // *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*. – 2014. – Vol. 45. – P. 1354–1368. DOI: 10.1016/j.jtice.2014.01.002
28. Alhodali M.A. Description of the preliminary proposals and modeling for applying the mechanical foam breakers techniques in the processing trays columns / M.A. Alhodali // *Journal of Environmental Chemical Engineering*. – 2020. – Vol. 8. – P. 104344. DOI: 10.1016/j.jece.2020.104344.
29. Войнов Н.А. Совершенствование контактных устройств барботажной тарелки / Н.А. Войнов, А.С. Фролов, А.В. Богаткова, Д.А. Земцов, О.П. Жукова // *Химия растительного сырья*. – 2022. – № 4. – С. 343–351. DOI: 10.14258/jcprm.20220411381
30. Богаткова А.В. Вихревые ступени для тепломассообменных аппаратов / А.В. Богаткова, А.С. Фролов, Д.А. Земцов, О.П. Жукова, Н.А. Войнов // *Химия растительного сырья*. – 2020. – № 1. – С. 347–354. DOI: 10.14258/jcprm.2020015478

31. Wang X.L. Computational fluid dynamics simulation of three-dimensional liquid flow and mass transfer on distillation column trays / X.L. Wang, C.J. Liu, X.G. Yuan, K.T. Yu // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2004. – Vol. 43, № 10. – P. 2556–2567. DOI: 10.1021/ie030820v
32. Roshdi S. Investigation of open hole area effects on the air dynamic pressure, Froude number, and hydraulics of distillation trays using CFD / S. Roshdi, N. Kasiri, J. Ivakpour, S.H. Hashemabadi // *Chemical Papers*. – 2023. – Vol. 77. – P. 2201–2217. DOI: 10.1007/s11696-022-02623-0
33. Sun Z.M. New turbulent model for computational mass transfer and its application to a commercial-scale distillation column / Z.M. Sun, B.T. Liu, X.G. Yuan, C.J. Liu, K.T. Yu // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2005. – Vol. 44, № 12. – P. 4427–4434. DOI: 10.1021/ie049382y
34. Li X. Computational fluid dynamics modeling of hydrodynamics of a new type of fixed valve tray / X. Li, N. Yang, Y. Sun, L. Zhang, X. Li, B. Jiang // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2013. – Vol. 53, № 1. – P. 379–389. DOI: 10.1021/ie400408u
35. Li Q. Modeling flow-guided sieve tray hydraulics using computational fluid dynamics / Q. Li, L. Li, M. Zhang, Z. Le // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2014. – Vol. 53. – P. 4480–4488. DOI: 10.1021/ie402008c
36. Wang W. Design and hydrodynamics of a novel multidowncomer bubble-breaking tray / W. Wang, Y. Chen, L. Zhou, Y. Dong, C. Li // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2024. – Vol. 63, № 40. – P. 17379–17391. DOI: 10.1021/acs.iecr.4c03090
37. Jiang B. Hydrodynamics and mass-transfer analysis of a distillation ripple tray by computational fluid dynamics simulation / B. Jiang, P. Liu, L. Zhang, Y. Sun, H. Wang, Y. Liu, Z. Fang // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2013. – Vol. 52, № 49. – P. 17618–17626. DOI: 10.1021/ie402822w

38. Wilkinson P. Distillation trays that operate beyond the limits of gravity by using centrifugal separation / P. Wilkinson, E. Vos, G. Konijn, H. Kooijman, G. Mosca, L. Tonon // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2007. – Vol. 85, Part A, № 1. – P. 130–135. DOI: 10.1205/cherd06103
39. Quan Y. Characteristics of trays using inertial separation technology / Y. Quan, G. Mosca, M. Roza // *Chinese Journal of Chemical Engineering*. – 2010. – Vol. 18, № 6. – P. 954–961. DOI: 10.1016/S1004-9541(09)60153-1
40. Zhang M. Hydrodynamics and mass transfer performance of flow-guided jet packing tray / M. Zhang, B.Y. Zhang, H.K. Zhao, Y. Zhao, J. Sun, Z.Q. Ren, Q.S. Lia // *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification*. – 2017. – Vol. 120. – P. 330–336. DOI: 10.1016/j.cep.2017.07.022
41. Zhao H. Hydrodynamics performance and tray efficiency analysis of the novel vertical spray packing tray / H. Zhao, L. Li, B. Wang, D. Yu, Q. Li // *Chinese Journal of Chemical Engineering*. – 2018. – Vol. 26. – P. 2448–2454. DOI: 10.1016/j.cjche.2018.01.030
42. Gao X. A novel potential application of SiC ceramic foam material to distillation: foam monolithic tray / X. Gao, X. Li, X. Liu, H. Li, Z. Yang, J. Zhang // *Chemical Engineering Science*. – 2015. – Vol. 135. – P. 489–500. DOI: 10.1016/j.ces.2014.11.044
43. Tang M. Hydrodynamics of the tridimensional rotational flow sieve tray in a countercurrent gas-liquid column / M. Tang, S. Zhang, D. Wang, Y. Liu, Y. Zhang, H. Wang, K. Yang // *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification*. – 2019. – Vol. 142. – P. 107568. DOI: 10.1016/j.cep.2019.107568
44. Tang M. Experimental study and modeling development of pressure drop in concurrent gas-liquid columns with a tridimensional rotational flow sieve tray / M. Tang, S. Zhang, D. Wang, Y. Liu, L. Wang, C. Liu // *Chemical Engineering Science*. – 2018. – Vol. 191. – P. 383–397. DOI: 10.1016/j.ces.2018.06.080

45. Kaeser M. Heat transfer at the surface of sieve trays / M. Kaeser, C.L. Pritchard // Institution of Chemical Engineers. Trans IChemE, Part A. – 2005. – Vol. 83, № 8. – P. 1038–1043. DOI: 10.1205/cherd.03331
46. Li X. Fabrication and hydrodynamics performance of modified sieve tray with Janus feature / X. Li, P. Yan, S. Zhao, H. Li, X. Gao // Separation and Purification Technology. – 2019. – Vol. 216. – P. 74–82. DOI: 10.1016/j.seppur.2019.01.073
47. Li Q. Flow-guided sieve-valve tray (FGS-VT) – A novel tray with improved efficiency and hydrodynamics / Q. Li, M. Zhang, X. Tang, L. Li, Z. Lei // Chemical Engineering Research and Design. – 2013. – Vol. 91. – P. 970–976. DOI: 10.1016/j.cherd.2013.01.004
48. Спинов В.В. Экспериментальные исследования кинетики мокрого пылеуловителя / В.В. Спинов, В.В. Афтаниук // Энергосбережение. Энергетика. Энергоаудит. – 2011. – № 2(84). – С. 32–36.
49. Заварухин С.Г. К вопросу о сопротивлении центробежно-барботажных аппаратов / С.Г. Заварухин, Г.Г. Кувшинов, М.А. Кузнецов, Н.П. Смирнов // Теплофизика и аэромеханика. – 1999. – Т. 6, № 1. – С. 95–104.
50. Бабенко В.Н. Исследование гидродинамических режимов работы пенного аппарата на трубчатых решётках со стабилизатором пены / В.Н. Бабенко, С.Д. Деменкова // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2009. – Т. 4, № 9(40). – С. 4–6.
51. Лесной Д.В. Совершенствование конструктивного оформления теплообменных и массообменных аппаратов: автореф. дис. ... канд. техн. наук: 2.6.13 «Процессы и аппараты химических технологий» / Д.В. Лесной. – Уфа: Уфимский государственный нефтяной технический университет, 2021. – 24 с.
52. Хайбулов Р.А. Исследование гидродинамических характеристик контактного устройства массообменного аппарата с направленным вводом газа / Р.А. Хайбулов // Вестник Астраханского государственного технического университета. – 2004. – № 1 (20). – С. 231–238.

53. Попкова О.С. Исследование гидродинамических характеристик струйно-барботажного контактного устройства / О.С. Попкова, О.С. Дмитриева // Вестник технологического университета. – 2016. – Т. 19, № 13. – С. 135–136.
54. Van Sinderen H. Entrainment and maximum vapour flow rate of trays / H. Van Sinderen, E.F. Wijn, R.W.J. Zanting // Chemical Engineering Research and Design. Trans IChemE, Part A. – 2003. – Vol. 81, № 1. – P. 94–107. DOI: 10.1205/026387603321158249
55. Федорова Е.Б. Экспериментальное исследование уноса жидкости на массообменной тарелке новой конструкции / Е.Б. Федорова, Х.А. Мобарак, Д.В. Свиридов // Научный журнал Российского газового общества. – 2025. – № 2(48). – С. 96–103.
56. Uys E.C. New froth behaviour observations and comparison of experimental sieve tray entrainment data with existing correlations / E.C. Uys, C.E. Schwarz, A.J. Burger, J.H. Knoetze // Chemical Engineering Research and Design. – 2012. – Vol. 90. – P. 2072–2085. DOI: 10.1016/j.cherd.2012.05.008
57. Uys E.C. The influence of gas physical properties on entrainment inside a sieve tray column / E.C. Uys, A.J. Burger, L.J. Du Preez, J.H. Knoetze // Chemical Engineering Research and Design. – 2015. – Vol. 104. – P. 429–439. DOI: 10.1016/j.cherd.2015.08.031
58. Uys E.C. The influence of liquid physical properties on entrainment inside a sieve tray column / E.C. Uys, A.J. Burger, L.J. Du Preez, J.H. Knoetze // Chemical Engineering Research and Design. – 2017. – Vol. 117. – P. 205–217. DOI: 10.1016/j.cherd.2016.10.027
59. Moses R.K. The effects of fluid physical properties and tray geometry on entrainment and weeping in sieve tray columns / R.K. Moses, A.J. Burger, J.H. Knoetze // 10th International Conference on Distillation & Absorption. – Friedrichshafen, Germany, 14–17 September 2014. – P. 51–56.

60. Schulz J. Analysis of entrained liquid by use of optical measurement technology / J. Schulz, H.-J. Bart // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2019. – Vol. 147. – P. 624–633. DOI: 10.1016/j.cherd.2019.05.041
61. King B. Characterization of liquid entrainment in a counter flowing gas using Phase Doppler Interferometry / B. King, T. Cai, M. Resetarits, K. McCarley, R. Whiteley, Y. Tamhankar, C.P. Aichele // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2017. – Vol. 121. – P. 295–304.
62. Cao R. Entrainment performance and model of multidowncomer sieve trays / R. Cao, Y. He, H. Guo, Y. Liu // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2017. – Vol. 56, № 23. – P. 6755–6763. DOI: 10.1021/acs.iecr.7b00702
63. Тарасова Т.А. Определение верхней границы диапазона устойчивой работы ситчатой тарелки / Т.А. Тарасова, Е.А. Дмитриев, М.А. Куликов // *Успехи в химии и химической технологии*. – 2015. – № 2 (161). – С. 71–73.
64. Тарасова Т.А. Определение нижней границы диапазона работы ситчатой тарелки / Т.А. Тарасова, Е.А. Дмитриев, М.А. Куликов // *Успехи в химии и химической технологии*. – 2015. – № 2 (161). – С. 74–76.
65. Duss M. A new simplified tray efficiency model with improved accuracy for sieve trays / M. Duss, R. Taylor // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2019. – Vol. 146. – P. 71–77. DOI: 10.1016/j.cherd.2019.03.021
66. Vennavelli A.N. Predicting valve tray efficiency / A.N. Vennavelli, J.R. Whiteley, M.R. Resetarits // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2014. – Vol. 92. – P. 2148–2152. DOI: 10.1016/j.cherd.2014.01.022
67. Manivannan R.G. Evaluation of the validity of tray and point efficiency correlations at elevated liquid viscosities and proposal of an improved point efficiency correlation / R.G. Manivannan, T. Cai, K. McCarley, A. Vennavelli, C.P. Aichele // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2020. – Vol. 159. – P. 27–35. DOI: 10.1016/j.cherd.2020.03.022
68. Syeda S.R. A fundamental model for prediction of sieve tray efficiency / S.R. Syeda, A. Afacan, K.T. Chuang // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2007. – Vol. 85, Part A, № 2. – P. 269–277. DOI: 10.1205/cherd06111

69. Marchini S. Direct tray and point efficiency measurements including weeping effects through a convenient add-on for air–water simulators / S. Marchini, V. Vishwakarma, M. Schubert, E. Brunazzi, U. Hampel // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2021. – Vol. 60, № 6. – P. 2600–2612. DOI: 10.1021/acs.iecr.0c05962
70. Vishwakarma V. Efficiency estimation of tray columns based on flow profiles and vapor–liquid equilibrium characteristics of binary mixtures / V. Vishwakarma, N. Rigos, M. Schubert, U. Hampel // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2019. – Vol. 58, № 51. – P. 23347–23358. DOI: 10.1021/acs.iecr.9b04915
71. Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский [и др.] ; под ред. Ю. И. Дытнерского. – М. : Химия, 1991. – 752 с.
72. Мерзляков С. А. Эффективность тарельчатых аппаратов разделения углеводородов на основе гидродинамической аналогии : автореф. дис. ... канд. техн. наук : 05.18.08 / С. А. Мерзляков ; Казан. нац. исслед. технол. ун-т. – Казань, 2013. – 19 с.
73. Беспалов В.И. Математическое описание результирующих параметров процесса обеспыливания отходящих газов и вентиляционного воздуха слоем пены / В.И. Беспалов, О.С. Гурова // *Символ науки*. – 2015. – № 3. – С. 79–82.
74. Шиляев М.И. Моделирование процессов абсорбции газов в барботажных аппаратах / М.И. Шиляев, А.В. Толстых // *Теплофизика и аэромеханика*. – 2013. – Т. 20, № 5. – С. 1–14.
75. Шиляев М.И. Уточнение моделей тепломассообмена в пузырях, формирующихся на отверстиях газораспределительных решёток пенных и центробежно-барботажных аппаратов / М.И. Шиляев, А.В. Толстых, Е.М. Хромова // *Теплофизика и аэромеханика*. – 2006. – Т. 13, № 1. – С. 107–113.



76. Кисс В.В. Теоретическое описание величины поверхности контакта фаз при интенсивном барботаже / В.В. Кисс // Научный журнал НИУ ИТМО. Серия: Процессы и аппараты пищевых производств. – 2014. – № 2. – С. 13.
77. Елизаров В.И. Определение эффективности колонных массообменных аппаратов на основе аналогии переноса импульса и массы в барботажном слое на тарелках / В.И. Елизаров, Д.В. Елизаров, С.А. Мерзляков, С.Г. Дьяконов // Теоретические основы химической технологии. – 2012. – Т. 46, № 5. – С. 483.
78. Hu X.Q. Model-based approach to predict and control hydraulic gradient on slotted sieve trays / X. Q. Hu, L. T. Fan, X. G. Yuan, K. T. Yu, A. W. Zeng, M. A. Kalbassi // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2014. – Vol. 53, № 12. – P. 4940–4952. DOI: 10.1021/ie403883z
79. Алемасов В. Е. Моделирование процессов в «слабо» перемешенных многофазных средах с помощью случайных блужданий / В. Е. Алемасов, М. Х. Бренерман, А. Р. Кессель, Я. И. Кравцов // Математическое моделирование. – 1996. – Т. 8, № 5. – С. 37–50.
80. Данько В.П. Исследование влияния концентрации раствора абсорбента на охлаждающую способность тепломассообменных аппаратов с подвижной насадкой / В.П. Данько, В.В. Карнаух // Вестник международной академии холода. – 2016. – № 3. – С. 73–76.
81. Беккер В.Ф. Математическое моделирование абсорбции аммиака в колонне с вращающейся подвижной насадкой / В.Ф. Беккер, И.Ф. Киссельман // Научно-технический вестник Поволжья. – 2011. – № 1. – С. 76–85.
82. Садырева Ю.А. Обеспыливание промышленных абгазов в аппаратах с подвижной насадкой / Ю.А. Садырева, И.Ф. Киссельман, В.Ф. Беккер // Научно-технический вестник Поволжья. – 2014. – № 3. – С. 221–224.

83. Леонтьев В.К. Оценка эффективности работы газожидкостного эжекционного аппарата с подвижной насадкой / В.К. Леонтьев, М.А. Барашева // Известия высших учебных заведений. Серия: химия и химическая технология. – 2013. – № 2. – С. 111–114.
84. Кузнецова Н.А. Интенсификация абсорбционной очистки газовых выбросов в аппаратах с объемной сетчатой псевдоожиженной насадкой. Автореферат диссертации на соискание уч. степени кандидата наук: специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : автореферат диссертации на соискание учёной степени кандидата технических наук / Кузнецова Наталья Анатольевна; Ивановский государственный химико-технологический университет. 2007. – 19 с.
85. Schubert M. An imaging technique for characterization of fluid flow pattern on industrial-scale column sieve trays / M. Schubert, M. Piechotta, M. Beyer, E. Schleicher, U. Hampel, J. Paschold // Chemical Engineering Research and Design. – 2016. – Vol. 111. – P. 138–146. DOI: 10.1016/j.cherd.2016.05.004
86. Vishwakarma V. Advanced flow profiler for two-phase flow imaging on distillation trays / Vineet Vishwakarma, Eckhard Schleicher, André Bieberle, Markus Schubert, Uwe Hampel // Chemical Engineering Science. – 2021. – Vol. 231. – Art. 116280. – 10 p. DOI: 10.1016/j.ces.2020.116280
87. Позин М.Е. Очистка промышленных газов от пыли в пенном газопромывателе / М.Е. Позин, И.П. Мухленов, Э.Я. Тарат // Гигиена и санитария. – 1956. – №12. – С. 11–18.
88. Яшин В.Е. Применение противоточных пенных тарелок с фиксированными клапанами в пенных абсорберах / В.Е. Яшин, Л.В. Равичев, А.М. Трушин, Д.Р. Сахапов // Химическая промышленность сегодня. – 2022. – № 3. – С. 28–35. DOI: 10.53884/27132854\_2022\_3\_28 (Chemical Abstracts)
89. Стабников В.Н. Расчёт и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В.Н. Стабников // Киев: Техника. – 1970. – 272 с.

90. Ларионов С.П. Гидравлическое сопротивление сухой ситчатой тарелки колонного аппарата / С.П. Ларионов, Т.А. Тарасова, Е.А. Дмитриев // Успехи в химии и химической технологии. – 2007. – Т. 21, №2. – С. 76–79.
91. Азбель Д.С. Гидродинамика барботажных процессов / Д.С. Азбель // Химическая промышленность. – 1962. – № 11. – С. 854–857.
92. Яшин В.Е. Гидродинамика противоточных пенных тарелок / В.Е. Яшин, Л.В. Равичев // Актуальные исследования и инновации в науке и технике: сборник статей XIII Международной научно-практической конференции, Москва, 18 апреля 2024 года. – Москва: Международный научно-издательский центр «Твоя наука», 2024. – С. 184–192.
93. Counce R.M. A Mathematical Model for Nitrogen Oxide Absorption in a Sieve-Plate Column / R.M. Counce, J.J. Perona // Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development. – 1980. – Vol. 19, № 3. – P. 426–431.
94. Wijn E.F. On the lower operating range of sieve and valve trays / E.F. Wijn // Chemical Engineering Journal. – 1998. – Vol. 70, № 2. – P. 143–155.
95. Чаянцев В.Ю. Определение параметров воздушно-пузырькового барботажа в воде / В.Ю. Чаянцев // Проблемы арктики и Антарктики. – 2017. – №1 (111). – С. 39–45.
96. Greenshields C. OpenFOAM v11 User Guide / C. Greenshields // – 2023. – URL: <https://doc.cfd.direct/openfoam/user-guide-v11/> (дата обращения 24.06.2024).
97. Strelets M. Detached Eddy Simulation of Massively Separated Flows / M. Strelets // Proceedings of the 39th AIAA Aerospace Sciences Meeting and Exhibit. – Reno, NV: American Institute of Aeronautics and Astronautics, 2001. – Paper № 2001-0879. – P. 1–18. DOI: 10.2514/6.2001-879

98. Равичев Л.В. Моделирование средствами вычислительной гидродинамики (CFD) пенного режима на противоточной тарелке / Л.В. Равичев, А.М. Трушин, В.Е. Яшин // Повышение энергоресурсоэффективности и экологической безопасности процессов и аппаратов химической и смежных отраслей промышленности (ISTS “EESTE-2021”): Сборник научных трудов Международного научно-технического симпозиума, посвященного 110-летию А.Н. Плановского, в рамках Третьего Международного Косыгинского форума «Современные задачи инженерных наук», Москва, 20 – 21 октября 2021 года. Том 1. – Москва: Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Российский государственный университет имени А.Н. Косыгина (Технологии. Дизайн. Искусство)», 2021. – С. 204–210. DOI: 10.37816/eeste-2021-1-204-210
99. Яшин В.Е. Использование методов вычислительной гидродинамики для моделирования пенного режима на противоточной тарелке / В.Е. Яшин, Л.В. Равичев, А.М. Трушин // Перспективы инновационного развития химической технологии и инженерии: II Международная научная конференция, Сумгаит, 18 – 19 ноября 2021 года. Том 7. – SUMQAYIT: Сумгаитский государственный университет, 2021. – С. 37.
100. Окольнишников В.В. Представление времени в имитационном моделировании / В.В. Окольнишников // ЖВТ. – 2005. – №5. – URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/predstavlenie-vremeni-v-imitatsionnom-modelirovanii> (дата обращения: 19.05.2025).
101. Trushin A.M. On Calculating the Rate of Onset of Fluidization / A.M. Trushin, M.A. Nosyrev, L.V. Ravichev, V.E. Yashin // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2021. – Vol. 55, № 2. – P. 325–327. – DOI 10.1134/S0040579521020123. (Scopus).

102. Лукс А.Л. Исследование скорости всплытия пузыря газа (пара) в процессе барботажа при различных режимах / А.Л. Лукс, Е.А. Крестин, А.Г. Матвеев, А.В. Шабанова, А.И. Китаев // Вестник СГАСУ. Градостроительство и архитектура. – 2016. – Т. 6, №1(22). – С. 34–40.
103. Быков Л.В. Основы вычислительного теплообмена и гидродинамики: учебное пособие / Л.В. Быков, А.М. Молчанов, Д.С. Янышев. – Москва: URSS, 2019. – 194 с.
104. Белов И.А. Моделирование турбулентных течений: учебное пособие / И.А. Белов, С.А. Исаев // Санкт-Петербург: БГТУ. – 2001. – 107 с.
105. Яшин В.Е. Моделирование пенного слоя на противоточной тарелке методом вычислительной гидродинамики / В.Е. Яшин, Л.В. Равичев, А.М. Трушин // Химическая промышленность сегодня. – 2023. – № 3. – С. 38–45. DOI: 10.53884/27132854\_2023\_3\_38 (Chemical Abstracts)
106. Zhang J. A state-of-the-art review on single drop study in liquid–liquid extraction: Experiments and simulations / J. Zhang, Y. Wang, G.W. Stevens, W. Fei // Chinese Journal of Chemical Engineering. – 2019. – Vol. 27. – P. 2857–2875. DOI: 10.1016/j.cjche.2019.03.025
107. Menter F.R. Two-equation eddy-viscosity turbulence models for engineering applications / F.R. Menter // AIAA Journal. – 1994. – Vol. 32, № 8. – P. 1598–1605. DOI: 10.2514/3.12149
108. Иванов М.Е. Технология аммиачной селитры / М.Е. Иванов, В.М. Олевский, Н.Н. Поляков [и др.]; под общ. ред. В.М. Олевского // Москва: Химия. – 1978. – 288 с.
109. Яшин В. Е. Влияние брызгоуноса на остаточное загрязнение газа после пенного абсорбера с проволочным туманоуловителем / В.Е. Яшин, Л.В. Равичев, А.М. Трушин // Промышленные процессы и технологии. – 2024. – Т. 4, № 1. – С. 67-76. – DOI:10.37816/2713-0789-2024-4-1(11)-67-76

110. Al-Dughaither A.S. Investigating droplet separation efficiency in wire-mesh mist eliminators in bubble column / A.S. Al-Dughaither, A.A. Ibrahim, W.A. Al-Masry. – Journal of Saudi Chemical Society. – 2010. – Vol. 14. – P. 331-339. – DOI: 10.1016/j.jscs.2010.04.001
111. Begg Cousland world class filtration solution. Mist elimination equipment & droplet separation from gases. URL: <https://www.beggcousland.com/download/begg-cousland-envirotec-mist-elimination-equipment-2015/> (дата обращения 24.06.2024)
112. Лаптев А.Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Издательство Казанского университета, 2008. – 729 с.
113. Асибаков Л.И. Характеристики сетчатых демистеров очистки газов от брызгоуноса / Л.И. Асибаков, А.Г. Лаптев // Известия вузов «Проблемы энергетики». – 2010. – № 5(6). – С. 155–158.
114. Тарат Э.Я. О получении модельных аэрозолей при взаимодействии газа и жидкости при интенсивном пенном режиме / Э.Я. Тарат, Е.С. Иванов, Т.П. Бондарчук // Промышленная и санитарная очистка газов. – 1972. – №2. С. 12–15.
115. Jasch K. Droplet entrainment analysis in a flash evaporator with an image-based measurement technique / K. Jasch, J. Schulz, H.-J. Bart, S. Scholl // Chemie Ingenieur Technik. – 2021. – P. 1071-1079. DOI: 10.1002/cite.202000248
116. Walls P.L.L. Jet drops from bursting bubbles: How gravity and viscosity couple to inhibit droplet production / P.L.L. Walls, L. Henaux, J.C. Bird // Physical Review E. – 2015. – Vol. 92. – P. 021002. DOI: 10.1103/PhysRevE.92.021002
117. Дитякин Ю.Ф. Распыливание жидкостей / Ю.Ф. Дитякин, Л.А. Клячко, Б.В. Новиков, В.И. Ягодкин; под ред. А.С. Лышевского. – М.: Машиностроение, 1977. – 208 с.

118. Kazi S. Application of various correlations for design of demisters to study the effect of geometrical parameters on its performance / S. Kazi, S. Umale, M. Venkatesh, V. Neve // *Materials Today: Proceedings*. – 2021. – Vol. 38. – P. 3035-3040. DOI: 10.1016/j.matpr.2020.09.381
119. Аганичева И.В. Эффективность улавливая брызгоуноса проволочным туманоуловителем / И.В. Аганичева, В.Е. Яшин // *Интенсификация теплообменных процессов, промышленная безопасность и экология: Материалы VII Всероссийской студенческой научно-практической конференции, Казань, 28 – 30 мая 2024 года*. – Казань: ООО «Конверс», 2024. – С. 33–38.
120. Mist elimination and phase separations. A Koch engineered solutions company. Koch-Glitsch URL: <https://koch-glitsch.com/KOCHGlitsch/media/documents/Brochures/Mist-Elimination-and-Phase-Separations.pdf?ext=.pdf> (дата обращения 24.12.2024)
121. Орлов В.Ю. Основы статистической обработки результатов научного эксперимента / В.Ю. Орлов, Е.М. Волков. – Ярославль: ЯрГУ, 2014. – 68 с.
122. Wang Ran. Total spray tray (TST) for distillation columns: a new generation tray with lower pressure drop / Wang Ran, Tao Jinliang, Ling Yanli, Wei Feng, Liu Jidong // *Chemical Industry & Chemical Engineering Quarterly*. – 2017. – Vol. 23, № 4. – P. 523–527. DOI: 10.2298/CICEQ160829005R

## Приложение А. Статистический анализ эксперимента.

### Корреляционный анализ.

Для оценки правомерности использования формулы Беннетта для определения объемной доли жидкости в пенном слое проведём корреляционный анализ на основе выборки экспериментальных данных. Анализ выполнен по рекомендациям [121].

В этом приложении, в формулах и на графиках  $U_G$  – средняя, не локальная, скорость газа приведённая к сечению аппарата равная объемному расходу газовой фазы, отнесённому к площади горизонтального сечения аппарата.

Используем выборку по эксперименту с фиксированными клапанами диаметром  $d_0 = 40$  мм, долей свободного сечения тарелки,  $S_0 = 0,189$ , плотностью орошения  $q_L = 4,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ , график экспериментальных результатов и формулы Беннета, приведены на рисунке А.1.

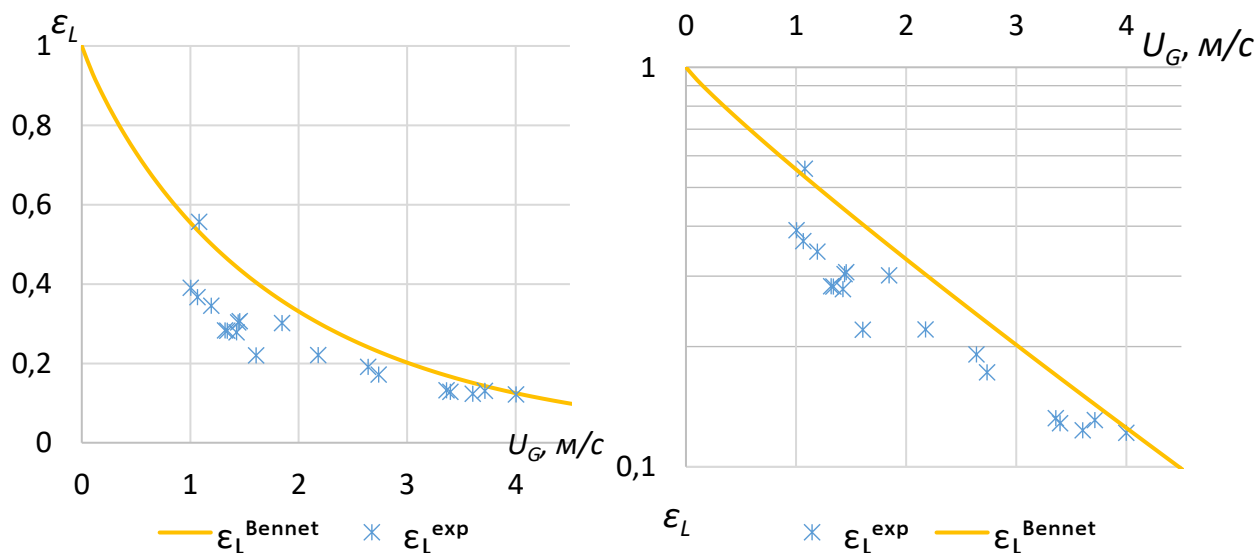


Рисунок А.1. Экспериментальные результаты по объемной доли жидкости в пенном слое



Введём дополнительные обозначения  $X$  – фактор эксперимента, равный скорости газа, приведённой к свободному сечению аппарата  $U_G$ , м/с,  $Y$  – результат эксперимента, объемная доля жидкости в пенном слое  $\varepsilon_L$ .

Средняя по выборке скорость газа:

$$\bar{X} = \sum_{i=1}^n \frac{X_i}{n} = 2,127 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad (\text{A.1})$$

Среднее результата по выборке:

$$\bar{Y} = \sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{n} = 0,256 \quad (\text{A.2})$$

Выборочный коэффициент корреляции:

$$r = \frac{\sum_{i=1}^n ((X_i - \bar{X})(Y_i - \bar{Y}))}{\sqrt{\sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2} \sqrt{\sum_{i=1}^n (Y_i - \bar{Y})^2}} = -0,825 \quad (\text{A.3})$$

Доля фактора скорости газа, определяющая дисперсию доли жидкости, определяется квадратом коэффициента корреляции  $r^2 = 0,6808$ , доля случайных факторов  $1 - r^2 = 0,3192$ .

Качество корреляции можно повысить, применив логарифмическое (нелинейное) уравнение регрессии:

$$U_i = \ln(Y_i) \quad (\text{A.4})$$

Среднее по выборке:

$$\bar{U} = \sum_{i=1}^n \frac{U_i}{n} = -1,457 \quad (\text{A.5})$$

Тогда выборочный коэффициент корреляции:

$$r = \frac{\sum_{i=1}^n ((X_i - \bar{X})(U_i - \bar{U}))}{\sqrt{\sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2} \sqrt{\sum_{i=1}^n (U_i - \bar{U})^2}} = -0,975 \quad (\text{A.6})$$

Доля фактора скорости газа, определяющая дисперсию доли жидкости, для логарифмической регрессии  $r^2 = 0,898$ , доля случайных факторов  $1 - r^2 = 0,101$ .

Выборка и промежуточные расчеты приведены в таблице А.1, из выборки удалены точки, в которых объемная доля жидкости не была определена из-за визуального отсутствия пенного слоя, и точки, в которых обработка экспериментальных данных дала значения объемной доли фазы выше 1 (из-за неточности визуального измерения высоты слоя пены, при скоростях, соответствующих началу образования пенного слоя на тарелке).

Таблица А.1 – Выборка экспериментальных результатов

	$U_G, \text{м/с}$	$\varepsilon_l^{exp}$			$Ln(\varepsilon_l^{exp})$	
$i$	$X$	$Y$	$X - \bar{X}$	$Y - \bar{Y}$	$U$	$U - \bar{U}$
	0,000	0,000				
	0,185	0,000				
	0,891	0,000				
	0,891	2,296				
1	1,066	0,368	-1,061	0,281	-1,000	0,457
	1,008	1,112				
2	1,194	0,346	-0,933	0,246	-1,062	0,396
3	1,320	0,283	-0,807	0,214	-1,261	0,196
4	1,456	0,307	-0,672	0,182	-1,180	0,277
5	1,441	0,304	-0,686	0,186	-1,192	0,266
6	1,606	0,221	-0,521	0,150	-1,512	-0,054
7	2,177	0,221	0,050	0,048	-1,509	-0,052
8	2,736	0,173	0,609	-0,025	-1,757	-0,300
9	3,361	0,132	1,234	-0,085	-2,022	-0,565
10	3,605	0,123	1,478	-0,104	-2,092	-0,634
11	4,001	0,122	1,874	-0,130	-2,105	-0,648
12	3,716	0,131	1,589	-0,112	-2,032	-0,575
13	3,399	0,129	1,271	-0,088	-2,050	-0,593
14	2,640	0,191	0,513	-0,014	-1,654	-0,197
15	1,846	0,302	-0,281	0,103	-1,198	0,259
16	1,426	0,279	-0,701	0,189	-1,278	0,180
17	1,082	0,557	-1,045	0,277	-0,585	0,873
18	1,339	0,283	-0,788	0,210	-1,262	0,195
19	1,004	0,391	-1,123	0,299	-0,939	0,519

#### Дисперсионный анализ

Общая дисперсия выборки:

$$S_{tot}^2 = \sum_{i=1}^n \frac{(Y_i - \bar{Y})^2}{n-1} = 0,0311 \quad (A.7)$$

Дисперсия вызванная случайными факторами:

$$s_{ran}^2 = \sum_{k=1}^m \frac{(Y_{kj} - \bar{Y}_j)^2}{k-1} \quad (A.8)$$

Для расчета дисперсии, вызванной случайными факторами, используем точки выборки в которых значения фактора  $X$  имеют равные или близкие значения, это точки 4, 5, 16, скорости газа 1,43..1,46 м/с, среднее значение по этой выборке  $\bar{Y}_j = 0,297$ . Тогда случайная дисперсия по формуле (A.8)  $s_{ran}^2 = 0,000162$ . Критерий Фишера экспериментальный:

$$F_{exp} = \frac{S_{tot}^2}{s_{ran}^2} = 192 \quad (A.9)$$

При степени риска 5%, числе степеней свободы общей выборки  $f_1 = 18$ , числе степеней свободы выборки случайной дисперсии  $f_2 = 2$  (число степеней свободы на единицу меньше числа точек в выборке), табличный критерий Фишера  $F_{табл}(95\%, 18, 2) = 19,5$ . При  $F_{exp} > F_{табл}$  фактор скорости газа можно считать статистически значимым.

Аналогично проанализируем влияния фактора расхода жидкости, подаваемого на тарелку,  $Q_L$ , м<sup>3</sup>/ч, на газосодержание в пенном слое. Выборка экспериментальных результатов представлена в таблице А.2.

Таблица А.2 – Выборка экспериментальных результатов

$Q_L$ м <sup>3</sup> /ч	$U_G$ м/с	$\varepsilon_1^{exp}$			
$X$		$Y$	$X - \bar{X}$	$Y - \bar{Y}$	
1,950	1,220	0,385	0,713	0,064	$Y_{kj} - \bar{Y}_j$
	1,302	0,340		0,019	
1,500	1,154	0,338	0,263	0,017	
	1,291	0,309		-0,012	
1,000	1,262	0,365	-0,238	0,044	
	1,335	0,201		-0,120	
0,500	1,194	0,346	-0,738	0,025	0,042
	1,320	0,283		-0,038	-0,021
	1,339	0,283		-0,034	-0,021

Общая дисперсия выборки по уравнению (А.7):  $S_{tot}^2 = 0,00334$ . Дисперсия вызванная случайными факторами по уравнению (А.8):  $s_{ran}^2 = 0,00131$ . Для расчета дисперсии, вызванной случайными факторами, используем точки выборки в которых значения фактора X имеют значения 0,5 м<sup>3</sup>/час.

Критерий Фишера экспериментальный по уравнению (А.9):  $F_{exp} = 2,562$ . При степени риска 5%, числе степеней свободы общей выборки  $f_1 = 8$ , числе степеней свободы выборки случайной дисперсии  $f_2 = 2$  (число степеней свободы на единицу меньше числа точек в выборке), табличный критерий Фишера  $F_{табл}(95\%, 18, 2) = 19,3$ . При  $F_{exp} < F_{табл}$  фактор объемного расхода жидкости не является статистически значимым. Соответственно влиянием плотности орошения противоточной тарелки на величину объемной доли жидкости в пенном слое следует пренебречь.

## Приложение Б. Сводка результатов поиска по областям исследований.

Сводка по темам исследований для результатов поиска в scholar.google.ru, elibrary.ru, ciberleninka.ru по ключевым словам: «пенный слой», «пенный аппарат», «подвижная насадка», представлена в таблице Б.1.

Таблица Б.1 – Результаты поиска по ключевым словам «пенный слой»

Характерная область исследований	Ссылки
Теоретическое описание процессов в пенном слое пылеулавливания, абсорбции, тепломассообмена	[73, 74, 75, 76, 77]
Пенные аппараты с подвижной насадкой: новые виды насадочных тел, влияния свойств жидкости и газа на эффективность процесса	[80, 81, 82, 83, 84]
Теория численного моделирование пенного слоя	[79]
Центробежные пенные аппараты	[49]
Новые конструкции тарелок пенных аппаратов	[48]
Гидродинамические режимы работы пенных тарелок, щелевых, из труб круглого сечения.	[50]

Сводка по темам исследований для результатов поиска в sciencedirect.com, scholar.google.ru по ключевым словам «sieve tray» представлена в таблице Б.2.

Сводка по темам исследований для результатов поиска по базе Американского химического общества (ACS) и результаты по elibrary.ru, ciberleninka.ru, для статей в которых в ключевом слое не указано «пенный слой», «пенный режим», приведены в таблице Б.3

Таблица Б.2 – Результаты поиска по ключевым словам «sieve tray»

<b>Характерная область исследований</b>	<b>Ссылки</b>
Моделирование пенного слоя методами вычислительной гидродинамики (CFD).	[16, 26, 19, 24, 25, 15, 9, 10, 11, 17, 18, 20, 13, 27, 21, 28, 22, 23]
Новые конструкции тарелок пенных аппаратов	[38, 39, 40, 41, 42, 43, 44, 45, 46, 47, 122]
Исследования брызгоуноса на ситчатых тарелках	[85, 57, 58, 59, 55]
Исследования эффективности дистиляционной тарелки	[65, 67, 68, 66]
Исследование структуры пенного слоя на тарелке промышленного масштаба	[85, 86]

Таблица Б.3 – Прочие результаты поиска

<b>Характерная область исследований</b>	<b>Ссылки</b>
Исследования эффективности пенной тарелки и колонны	[69, 70, 78, 72]
Исследования брызгоуноса на ситчатых тарелках	[62]
CFD пенный слой	[29, 30, 36, 70, 33, 34, 35, 37]
Новые конструкции контактных устройств колонных аппаратов	[51, 52, 53]
Экспериментальное исследование гидродинамических параметров пенного слоя	[63, 64]

**Приложение В. Акт и справка внедрения.****Общество с ограниченной ответственностью  
«Визави Синтез»**

Юридический адрес: 390005, Рязанская область,  
г.Рязань, ул.Стройкова, д. 11,  
помещ/офис Н8/2, ИНН 7701341033 / КПП 623401001  
Тел.: (495) 781-54-70 / Mail: vizavi@vizavi-sintez.ru

Исх.№ \_\_/\_\_/24  
от 21 ноября 2024 года

**Проректору по науке и инновациям  
РХТУ им. Д.И. Менделеева  
Хайдукову Е.В.**

**125047 г. Москва, Миусская пл., д. 9**

**Справка**

об апробации результатов работы «Совмещение методов физического и математического моделирования при определении основных гидродинамических параметров работы противоточных тарелок», авторы д.т.н. Равичев Л.В., Яшин В.Е.

Рассмотрев предоставленные авторами материалы, считаем целесообразным использование предложенной конструкции противоточных пенных тарелок в проектируемых аппаратах очистки газа от пыли для производств минеральных удобрений.

Проведя анализ предложенного способа расчета пенного скруббера с проволоочным брызгоотбойником для газоочистки, считаем возможным определять расчетное значение выбросов загрязняющих веществ в выбросах для обоснования принимаемых проектных решений.

С уважением,

**Исполнительный директор**

**Посалин С.С.**





Акционерное  
Общество  
НАЦИОНАЛЬНАЯ  
ГАЗОВАЯ  
КОМПАНИЯ

119180, г. Москва, ул. Большая Полянка,  
дом 42., строение 1, помещ. 4/1.  
e-mail: info@gazcompany.site  
тел.: 8-(495)-970-83-61, +7-(985)-970-83-61  
ОГРН 1037725053453  
ИНН / КПП 7725240852 / 770601001

Исх. № 37-24сб от 21.11.2024 г.

Российский  
химико-технологический  
университет им. Менделеева

Проректору по науке и инновациям  
Хайдукову Е.В.

Уважаемый Евгений Валерьевич!

Настоящим подтверждается, что результаты научной работы сотрудников Российского химико-технологического университета им. Д.И. Менделеева д.т.н. Равичева Л.В., Яшина В.Е. апробированы в нашей организации.

Считаем целесообразным поэтапное внедрение противоточных пенных тарелок с фиксированными клапанами в Грануляторе распыла, совмещённым со скруббером очистки дымовых газов, описанном в патенте на полезную модель No91891.

с уважением

Генеральный директор

С.В. Бугринов.





Акционерное  
Общество  
Национальная  
Газовая  
Компания

117105, г. Москва, ул. Нагатинская, д.1, стр.14, оф.2  
тел. : 8(495) 970-83-61, info@gazcompany.site

Исх. № 24К40  
от 25 ноября 2024 года

Проректору по науке и  
инновациям РХТУ им. Д.И.  
Менделеева  
Хайдукову Е.В.

125047 г. Москва, Миусская пл.,  
д. 9

#### *Акт о внедрении*

Результаты научной работы сотрудников Российского химико-технологического университета им. Д.И. Менделеева д.т.н. Равичева Л.В., Яшина В.Е. апробированы в нашей организации. Считаем целесообразным поэтапное внедрение противоточных пенных тарелок с фиксированными клапанами в Грануляторе распыла, совмещённым со скруббером очистки дымовых газов, описанном в патенте на полезную модель №91891.

С уважением,

*Руководитель обособленного подразделения*

*Перваев А.В.*

