

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«УФИМСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ»



На правах рукописи

МУЛЛАБАЕВ КАМИЛЬ АЗАМатович

**ОСОБЕННОСТИ ГИДРОДИНАМИКИ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ
УСТРОЙСТВ В НАСАДОЧНЫХ ЭКСТРАКЦИОННЫХ АППАРАТАХ**

2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание учёной степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:

доктор технических наук, профессор

Чуракова Светлана Константиновна

Уфа – 2024

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
Глава 1 Литературный обзор конструкций распределительных устройств и перераспределителей жидкости в экстракционных колоннах. Анализ методов оценки равномерности распределения потоков.....	11
1.1 Распределители сплошной и дисперсной фаз.....	13
1.2 Перераспределители жидкости.....	17
1.3 Основные рекомендации по проектированию распределителей сплошной и дисперсной фаз, перераспределителей жидкости.....	20
1.4 Обзор методов оценки эффективности распределения потоков в аппаратах колонного типа.....	27
Выводы по главе 1.....	30
Глава 2 Объекты и методы исследований.....	32
2.1 Объекты исследований.....	32
2.2 Методы исследований.....	33
2.2.1 Исследование свойств систем «жидкость-жидкость» и «жидкость-жидкость-твердое тело».....	33
2.2.2 Проведение экспериментальных исследований на стенде для изучения истечения дисперсной фазы.....	40
2.2.3 Расчетное оборудование и программное обеспечение.....	45
2.2.4 Методика разработки модели истечения дисперсной фазы с применением метода VOF в программном пакете ANSYS FLUENT....	46
2.2.4.1 Создание геометрии расчетной области и построение сетки.....	48
2.2.4.2 Алгоритм проведения расчетов в ANSYS FLUENT.....	50
2.2.5 CFD-анализ конструкций перераспределителей жидкости методом вычислительной гидродинамики в ANSYS CFX.....	54
2.2.5.1 Разработка геометрии и построение расчетной сетки.....	56
2.2.5.2 Порядок выполнения расчетов в модуле ANSYS CFX.....	57
2.2.6 Разработка методов оценки равномерности распределения фаз в насадочных экстракторах средствами CFD-систем.....	59
Выводы по главе 2.....	67
Глава 3 Исследование конструктивного оформления распределителей дисперсной фазы.....	68
3.1 Разработка математической модели истечения дисперсной фазы.....	68
3.1.1 Исследование истечения дисперсной фазы на экспериментальном стенде.....	68
3.1.2 Формирование расчетной модели истечения дисперсной фазы.....	72

3.1.3	Оценка адекватности полученной расчетной модели методами статистической обработки.....	80
3.1.3.1	Оценка воспроизводимости результатов эксперимента.....	80
3.1.3.2	Оценка адекватности расчетной модели по критерию Фишера.....	83
3.1.4	Граничные условия применимости CFD-модели.....	84
3.2	Исследование процессов истечения дисперсной фазы в трубчатых распределителях.....	85
3.2.1	Алгоритм оценки эффективности распределения дисперсной фазы при выходе из отверстий распределительных устройств.....	85
3.2.2	Анализ факторов, влияющих на эффективность распределения дисперсной фазы.....	90
3.3	Совершенствование конструкции трубчатого распределителя с целью увеличения эффективности распределения в области низких нагрузок по дисперсной фазе и расширения диапазона эффективной работы.....	108
3.3.1	Сравнительный анализ эффективности распределения дисперсной фазы в трубчатых распределителях с боковыми трубками типовой и предлагаемой конструкции.....	112
3.4	Исследование влияния соотношения диаметра боковых трубок и отверстий на эффективность распределения дисперсной фазы.....	116
3.5	Исследование диапазона эффективной работы распределителей дисперсной фазы с трубками типовой и предлагаемой конструкции.....	122
	Выводы по главе 3.....	126
	Глава 4 Анализ и совершенствование конструктивного оформления перераспределителей жидкости.....	128
4.1	Разработка расчетной модели движения потоков в перераспределителях жидкости.....	128
4.1.1	Исследование процессов истечения жидкой фазы в перераспределительных тарелках на системах «вода-воздух» и «вода-бензин».....	129
4.1.2	Граничные условия применимости разработанной CFD-модели.....	134
4.2	Адаптация расчетной модели к процессам перераспределения фаз в экстракционной колонне демеркаптанализации СУГ.....	135
4.3	Анализ конструктивного оформления перераспределительных тарелок в экстракционных колоннах.....	137
4.3.1	Исследование влияния количества отверстий и взаимного расположения патрубков и отверстий.....	137

4.3.2	Исследование влияния наличия шляпки над патрубком на равномерность распределения фаз.....	140
4.3.3	Исследование влияния диаметра и высоты поднятия шляпки на эффективность распределения фаз.....	143
4.3.4	Исследование влияния расстояния между соседними патрубками на эффективность распределения фаз.....	150
4.4	Оптимизация конструкции перераспределительных тарелок с применением методов регрессионного анализа.....	155
4.5	Совершенствование конструктивного оформления перераспределителей жидкости в насадочных экстракторах, функционирующих в условиях высокого соотношении расходов сплошная фаза / дисперсная фаза.....	160
4.5.1	Сравнительный анализ конструкции предлагаемого перераспределителя жидкости и конструкций перераспределительных тарелок.....	165
	Выводы по главе 4.....	170
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	172
	СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	175
	ПРИЛОЖЕНИЕ А. Результаты расчетов показателей распределения.....	195
	ПРИЛОЖЕНИЕ Б. Результаты расчетов процесса истечения дисперсной фазы из отверстий.....	202
	ПРИЛОЖЕНИЕ В.....	203
	ПРИЛОЖЕНИЕ Г.....	204

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования

Экстракционные процессы нашли широкое применение в нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической отраслях промышленности. Как известно, эффективность процесса экстракции определяется не только гидравлическими и массообменными характеристиками применяемых контактных устройств, но также во многом зависит от распределения фаз в аппарате. На текущий момент существующий уровень знаний располагает недостаточной информацией, касающейся некоторых аспектов конструирования внутренних распределительных устройств в экстракционных колоннах. Во многом это связано со сложностью физического моделирования на реальных средах, а также со сложностями материально-технического обеспечения для проведения экспериментальных и опытно-промышленных исследований. Для поиска путей модернизации распределительных устройств и перераспределителей жидкости актуальным становится привлечение вычислительных мощностей, связанных с проведением CFD-анализа. При анализе эффективности работы распределительных устройств методами CFD-анализа зачастую обходятся лишь иллюстрациями с полями распределения скоростей, получаемыми по окончании гидродинамического расчета, количественная оценка эффективности распределения при этом не проводится. По этой причине, на текущий момент важна не только разработка технических решений по совершенствованию конструктивного оформления распределительных устройств, но и формирование различных подходов к моделированию процессов распределения потоков, а также разработка методов количественной оценки эффективности распределения фаз в экстракционных аппаратах с применением методов вычислительной гидродинамики.

Степень разработанности темы исследования

Проблемам исследования распределительных устройств и перераспределителей жидкости в аппаратах колонного типа посвящены работы

следующих российских и зарубежных учёных: Г.К. Зиганшин, И.А. Александров, В.С. Леонтьев, F. Hanusch, H. Klein, A. Nigler и др. Расчетному анализу работы внутренних устройств с применением современных CFD-систем посвящены работы следующих ученых: О.М. Флисюк, Ю.Г. Чесноков, Н.А. Марцулевич, Р.Г. Зиганшин, E. Stenmark, R. Rahimi, M. Zivdar, M. Haghshenasfard и др.

Соответствие паспорту заявленной специальности

Тема и содержание диссертационной работы соответствует формуле специальности 2.6.13: совершенствование аппаратного оформления технологических процессов с позиций энерго- и ресурсосбережения. Область исследования: исследование гидродинамических процессов в колонных технологических аппаратах.

Целью диссертационной работы является исследование гидродинамических процессов, протекающих при распределении и перераспределении потоков сплошной и дисперсной фаз в насадочных экстракторах, а также разработка технических решений по совершенствованию конструктивного оформления распределительных и перераспределительных устройств.

Для достижения поставленной цели в работе решались следующие **задачи**:

1. Обзор существующих конструкций распределителей дисперсной фазы и анализ их работы методами CFD-анализа;
2. Разработка конструктивных решений по распределительным устройствам для повышения эффективности распределения дисперсной фазы в насадочных экстракторах;
3. Создание математического аппарата для количественной оценки равномерности распределения сплошной и дисперсной фаз в колонных аппаратах;
4. Анализ влияния конструктивных особенностей перераспределителей жидкости на равномерность распределения фаз в аппарате методами CFD-анализа;
5. Разработка конструктивных решений по перераспределителям жидкости для увеличения эффективности распределения сплошной и дисперсной фаз в насадочных экстракторах.

Научная новизна

1. Предложены расчетные показатели для количественной оценки равномерности распределения сплошной и дисперсной фаз в экстракционных аппаратах, на основе которых разработана методика оценки равномерности распределения фаз в распределительных и перераспределительных устройствах.

2. Показано, что для систем «жидкость-жидкость» эффективность распределения дисперсной фазы в трубчатом распределителе может быть увеличена путем кратковременного перехода в развитый струйный режим с последующим возвратом в рабочий режим. Определены условия, при которых возможно увеличение эффективности распределения дисперсной фазы указанным способом.

3. Получены зависимости показателей эффективности распределения сплошной и дисперсной фаз от конструктивных параметров перераспределительных тарелок при фиксированных жидкостных нагрузках в экстракционном аппарате.

Теоретическая и практическая значимость работы

Для систем «жидкость-жидкость» проанализировано влияние скорости дисперсной фазы в отверстиях и соотношения диаметров боковых трубок и отверстий на эффективность распределения дисперсной фазы. Показано, что трубчатый распределитель дисперсной фазы в экстракционных аппаратах целесообразно проектировать таким образом, чтобы площадь поперечного сечения всех отверстий в боковой трубке составляла 26-28 % от площади поперечного сечения боковой трубки.

Разработана улучшенная конструкция трубчатого распределителя дисперсной фазы, позволяющая увеличить эффективность распределения потока, в том числе в области низких нагрузок по дисперсной фазе. Показано, что по сравнению с типовыми конструкциями трубчатых распределителей предлагаемая конструкция обеспечивает эффективное распределение потока в более широком диапазоне изменения подач дисперсной фазы (диапазон эффективной работы

увеличен в среднем на 41 %). Получен патент на полезную модель № 219832 (РФ) МПК В01В 1/14, В01D 53/18.

Применительно к системам «жидкость-жидкость» определены диапазоны изменения нагрузок в трубчатых распределителях дисперсной фазы типовой конструкции и трубчатых распределителей с боковыми трубками, имеющими дополнительное отверстие для вытеснения сплошной фазы, при различном соотношении сечения боковой трубки и сечения всех отверстий: для типовой конструкции распределителя 2,2 – 2,6, для предлагаемой конструкции распределителя 3,1 – 3,7.

Разработана принципиально новая конструкция перераспределителя жидкости в экстракционной колонне, которая позволяет улучшить равномерность распределения сплошной и дисперсной фаз в условиях высокой нагрузки по сплошной фазе. Показано, что по сравнению с типовыми конструкциями перераспределительных тарелок предлагаемая конструкция обеспечивает увеличение эффективности распределения дисперсной фазы на 2-3 % и снижение интенсивности обратного перемешивания сплошной фазы на входе в перераспределитель на 4-10 %. Получен патент на изобретение № 2783943 (РФ) МПК В01D 3/22.

В соответствии с разработанной методикой оценки эффективности распределения фаз выданы рекомендации по конструированию перераспределительных тарелок в насадочных экстракционных аппаратах. Выполнен расчет и подбор внутренних распределительных устройств в колонне аминовой очистки СУГ К-6 и колонне демеркаптанзации СУГ К-8 блока получения сжиженных углеводородных газов установки ЭЛОУ-АВТ-2,5(II) АО «Новошахтинский завод нефтепродуктов». Получен акт внедрения.

Разработан алгоритм расчета процесса распределения потока в распределительном устройстве, алгоритм расчета основных конструктивных размеров распределителей и перераспределителей жидкости. Также разработан алгоритм расчета требуемого диаметра насадочного экстрактора. Получены 3 свидетельства о регистрации программ на ЭВМ № 2023617701, № 2023619836, №

2023686471, которые предназначены для выполнения инженерных расчетов экстракционных аппаратов работниками нефтегазоперерабатывающей промышленности.

Разработано учебное пособие по технологическому и гидравлическому расчету колонн жидкостной экстракции, в том числе на ЭВМ. Данное пособие может быть полезным при обучении студентов технических специальностей в рамках курса «Процессы и аппараты химической технологии», а также для выполнения технологических и гидравлических расчетов оборудования работниками нефтяной промышленности. Получена справка о внедрении.

Методология и методы исследования

Решение поставленных задач осуществлялось на основе: экспериментальных стендовых испытаний по истечению капель дисперсной фазы, расчетном исследовании конструкций трубчатых распределителей дисперсной фазы и перераспределителей жидкости методами вычислительной гидродинамики.

Положения, выносимые на защиту

1. Рекомендации по улучшению равномерности распределения дисперсной фазы, в том числе условия, при которых возможно увеличение эффективности распределения дисперсной фазы в трубчатом распределителе путем кратковременного перехода в развитый струйный режим с последующим возвратом в рабочий режим.

2. Результаты расчетных исследований трубчатых распределителей дисперсной фазы, требуемые соотношения поперечного сечения боковой трубки и сечения всех отверстий в боковой трубке, диапазоны эффективной работы распределителей.

3. Технические решения по совершенствованию конструкций распределителей дисперсной фазы и перераспределителей жидкости в насадочных экстракционных аппаратах.

4. Методика оценки эффективности распределения сплошной и дисперсной фаз в экстракционных аппаратах с применением методов вычислительной гидродинамики.

5. Результаты численных исследований по определению наиболее оптимальной конструкции перераспределителей жидкости на примере экстракционной колонны демеркаптанизации СУГ.

Степень достоверности и апробация результатов работы

Достоверность результатов обеспечивается использованием основных физических закономерностей, применением известных специализированных средств CFD-моделирования, а также высокой воспроизводимостью полученных экспериментальных и расчетных данных.

Основные положения диссертационной работы доложены и обсуждены на следующих научных конференциях: IV, VII Международная научно-практическая конференция «Булатовские чтения», Краснодар, 2020 г., 2023 г.; VI Международная научная конференции «Теория и практика массообменных процессов химической технологии» (Марушкинские чтения), 2021 г.; Международная научно-практическая конференция, посвященная 90-летию начала добычи первой башкирской нефти, 2022 г.; III Международная научно-практическая конференция «Актуальные проблемы и направления развития технологий органического и неорганического синтеза в условиях импортозамещения», Стерлитамак, 2023 г.

Публикации

По материалам диссертации опубликовано 22 работы, в том числе: 5 статей в ведущих рецензируемых научных журналах, входящих в перечень ВАК РФ, включая 2 статьи в научном журнале, входящем в международную базу Scopus, 1 патент на изобретение, 1 патент на полезную модель, 3 свидетельства о регистрации программ на ЭВМ, 1 учебное пособие, 11 материалов научно-технических конференций.

Структура и объем работы

Диссертация состоит из введения, четырех глав, заключения, библиографического списка из 167 наименований. Работа изложена на 204 страницах, содержит 53 таблицы и 79 рисунков.

Глава 1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР КОНСТРУКЦИЙ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ УСТРОЙСТВ И ПЕРЕРАСПРЕДЕЛИТЕЛЕЙ ЖИДКОСТИ В ЭКСТРАКЦИОННЫХ КОЛОННАХ. АНАЛИЗ МЕТОДОВ ОЦЕНКИ РАВНОМЕРНОСТИ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ПОТОКОВ

Проблема равномерного распределения фаз в процессе их взаимного контакта всегда являлась предметом тщательного исследования. Это связано с тем, что изначальное распределение фаз оказывает существенное влияние на эффективность массообмена, что в конечном итоге определяет качество получаемых продуктов [1]. Особенно сильно это сказывается на эффективности разделения в противоточных насадочных колоннах при достаточно большой высоте насадочных слоев [2]. Обеспечение равномерного распределения потоков сплошной и дисперсной фаз позволяет минимизировать пристеночные эффекты, а также максимально эффективно задействовать рабочий объем насадки.

Внутренние устройства, предназначенные для распределения сплошной и дисперсной фаз, можно разделить на две основные группы:

- распределители сплошной и дисперсной фаз, поступающих в экстракционный аппарат;
- перераспределители жидкости, предназначенные для распределения фаз непосредственно перед контактной зоной.

Такое деление весьма условно, поскольку в некоторых случаях перераспределители жидкости в экстракционном аппарате могут вовсе отсутствовать. Например, в распылительных колоннах распределение фаз перед контактной зоной обеспечивается наличием распределителей сплошной и дисперсной фаз. Под контактной зоной в данном случае подразумевается весь объем аппарата, где происходит соприкосновение капель дисперсной фазы с потоком сплошной фазы. В насадочных колоннах распределение фаз перед непосредственным контактом в насадочном слое чаще всего обеспечивается перераспределителями жидкости. Однако в случае использования регулярной

насадки перераспределители жидкости могут отсутствовать, в этом случае распределение фаз определяется эффективностью работы входных распределителей.

На Рисунке 1.1 представлены схемы насадочных экстракционных колонн с внутренними устройствами.



а – экстрактор с диспергированием легкой фазы, *б* – экстрактор с диспергированием тяжелой фазы

Рисунок 1.1 – Схемы насадочных экстракционных колонн с внутренними устройствами

1.1 Распределители сплошной и дисперсной фаз

Главное назначение распределителей жидкости – равномерное распределение сплошной и дисперсной фаз на входе в экстракционную колонну. Как и в процессах организации контакта в системах «жидкость-пар», распределители жидкости в экстракционных аппаратах подразделяются на следующие виды:

- высоконапорные;
- низконапорные.

Наибольшее распространение получили высоконапорные распределители жидкости – распределители трубчатого типа. В зарубежной литературе часто можно встретить название «ladder-type distributor» – распределитель лестничного типа. Первые упоминания устройств данного типа относятся ещё к 60-м годам XX века [3], которые были основаны на конструкциях ирригационных систем, предназначенных для мелиорации почв [4]. Современные конструкции распределителей жидкости промышленного масштаба показаны на Рисунке 1.2 [5]:



a – распределитель жидкости компании Koch-Glitsch, *б* – распределитель жидкости компании RVT

Рисунок 1.2 – Распределители жидкости лестничного типа

Данные распределители жидкости снабжены центральной трубой, в которую поток подается через штуцера ввода фаз. Поток из центральной трубы распределяется по боковым трубкам, в которых выполнены перфорированные отверстия для равномерного распределения фаз по сечению аппарата. Для удобства монтажа конструкции трубчатых распределителей жидкости чаще всего выполняют фланцевыми [6]. Ввод потока в центральную часть основной трубы обеспечивает более равномерное распределения фазы по боковым трубкам по сравнению с торцевым вводом фазы в трубу. Конструкция перераспределителя жидкости с торцевым вводом потока центральную трубу представлена на Рисунке 1.3 [7]:

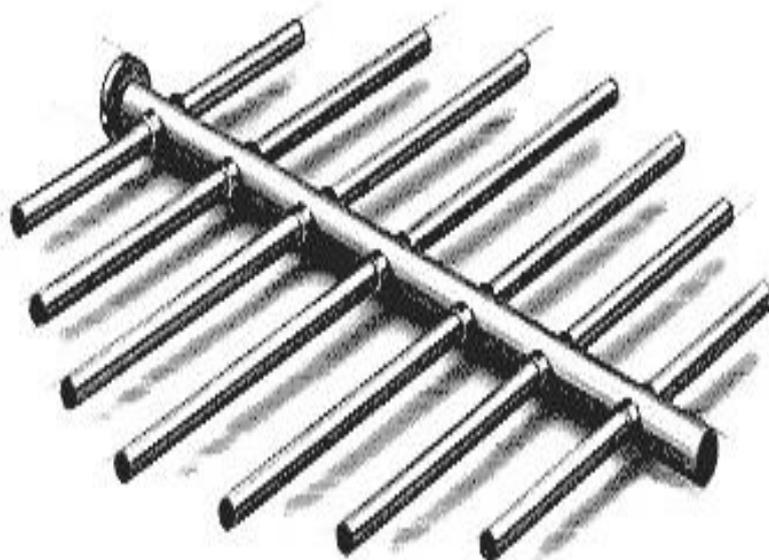


Рисунок 1.3 – Распределитель жидкости компании Hanbit Soltech

Высоконапорные распределители могут применяться как для распределения сплошной фазы, так и для распределения дисперсной фазы. Особенностью трубчатых распределителей дисперсной является то, что боковые трубки в данных устройствах могут иметь сопла или патрубки для вывода дисперсной фазы для поддержания одинаковых условий истечения и обеспечения более равномерного распределения капель/струй дисперсной фазы [8]. Одна из таких конструкций, предназначенная для диспергирования легкой фазы, представлена на Рисунке 1.4:



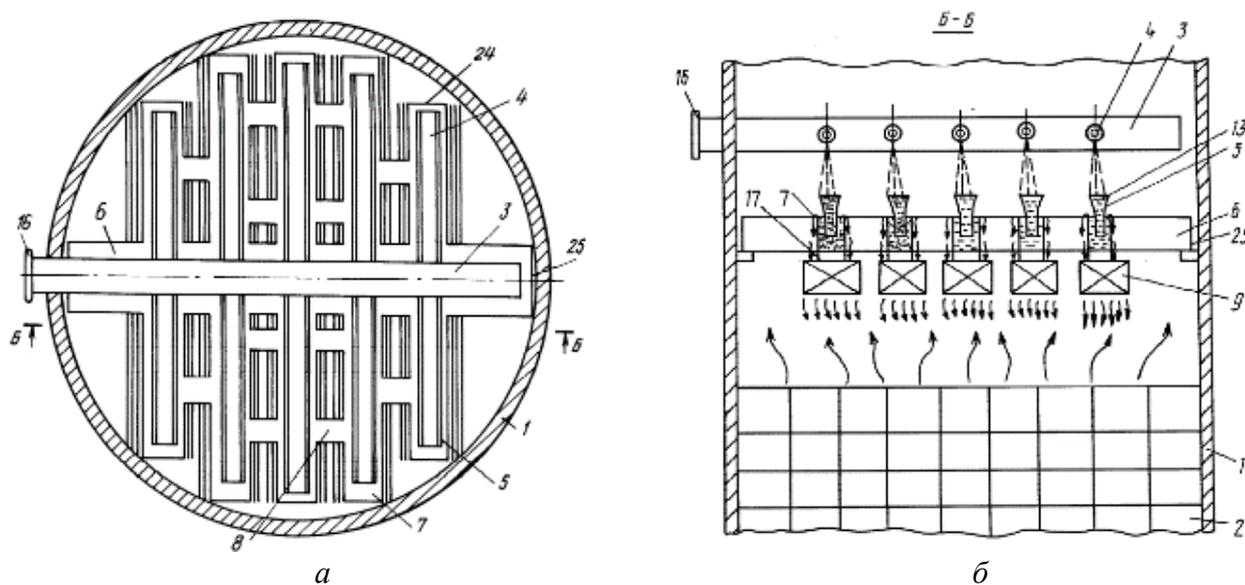
Рисунок 1.4 – Распределитель дисперсной фазы компании Koch-Glitsch

Среди достоинств данных конструкций можно отметить простоту изготовления, относительно низкую металлоемкость. Основным недостатком данных устройств связан с засорением, ввиду этого их используют чаще всего для распределения продуктов, не имеющих механических примесей [9]. Кроме того, в трубчатых распределителях жидкости не всегда удается обеспечить равномерное распределение поступающей фазы. Расход потока может сильно отличаться как в различных отверстиях в пределах одной боковой трубки, так и среди различных боковых трубок. Для обеспечения эффективного распределения необходимо корректно подобрать соотношение диаметров основной трубы, боковых трубок и отверстий [10], а также выдерживать требуемый скоростной режим.

Наряду с высоконапорными распределителями, разрабатывались также конструкции низконапорных распределителей дисперсной фазы. В патенте [11] представлен распределитель дисперсной фазы для процессов жидкостной экстракции, схема которого показана на Рисунке 1.5.

Распределитель жидкости, находящийся в экстракторе 1 с контактными устройствами 2, состоит из основной трубы 3, боковых горизонтальных трубок 4, в которых высверлены отверстия для истечения дисперсной фазы. На данном этапе обеспечивается первичное распределение потока. Далее дисперсная фаза через конусные уловители 5 поступает в боковые желоба 7, соединенных основным транспортным желобом 6 и дополнительными транспортными желобами 8.

Система желобов представляет собой сообщающийся сосуд с постоянным уровнем скоалесцированной дисперсной фазы. По мере накопления системы желобов этой жидкостью, она вытесняет другую жидкость, а затем переливается вдоль стенок желобов и поступает на распределительные пакеты 9, где происходит деление потока на несколько струек. На Рисунке 1.5 представлен распределитель для диспергирования тяжелой фазы. В случае, если необходимо диспергировать более легкую фазу, представленная конструкция должна быть повернута на 180 градусов.



а – вид сверху, *б* – фронтальный разрез, 1 – корпус экстракционной колонны, 2 – контактное устройство, 3 – основная труба, 4 – боковые горизонтальные трубки, 5 – конусные уловители, 6 – транспортный желоб, 7 – боковые желоба, 8 – дополнительные транспортные желоба, 9 – распределительные пакеты

Рисунок 1.5 – Низконапорный распределитель дисперсной фазы

Низконапорный распределитель жидкости позволяет улучшить распределение дисперсной фазы по сечению колонны, за счет обеспечения ровного профиля гидростатических давлений, обеспечиваемого наличием системы желобов, представляющих собой сообщающиеся сосуды [12]. Недостатком подобных распределителей жидкости является сложность конструкции, а также большая металлоемкость.

1.2 Перераспределители жидкости

Основное назначение перераспределителей жидкости – организация равномерного распределения движущихся в противотоке сплошной и дисперсной фаз в насадочных экстракционных колоннах [13]. В общем случае, конструкция перераспределителей жидкости представляет собой перфорированное полотно, в котором кроме отверстий для прохождения и перераспределения дисперсной фазы имеются также патрубки для прохождения и перераспределения сплошной фазы.

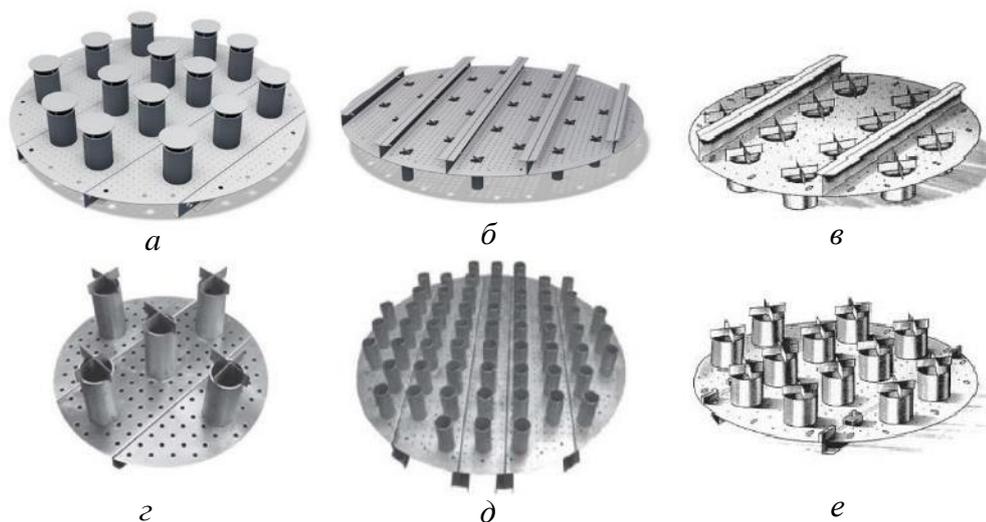
Все перераспределители жидкости для экстракционных колонн можно подразделить на две группы [14]:

- перераспределители жидкости для диспергирования легкой фазы;
- перераспределители жидкости для диспергирования тяжелой фазы.

В первом случае перераспределитель жидкости устанавливается под слоем насадки. Более тяжелая сплошная фаза движется вниз, проходя через патрубки на полотне. Капли легкой дисперсной фазы, двигаясь вверх, образуют под полотном слой, и далее проходят вверх через отверстия, равномерно распределяясь над полотном перед насадкой. В этом случае переточные патрубки направлены вниз, чтобы не допустить проскока легкой дисперсной фазы через патрубок.

Во втором случае перераспределитель жидкости устанавливается над слоем насадки. Более легкая сплошная фаза движется вверх, проходя через патрубки на полотне. Капли тяжелой дисперсной фазы, двигаясь вниз, образуют над полотном слой, и далее проходят вниз через отверстия, равномерно распределяясь под полотном перед насадкой. В этом случае переточные патрубки направлены вверх, чтобы не допустить проскока тяжелой дисперсной фазы через патрубок.

На Рисунке 1.6 представлены различные конфигурации перераспределительных тарелок от различных поставщиков, предназначенных для диспергирования легкой или тяжелой фаз [6, 7, 15].

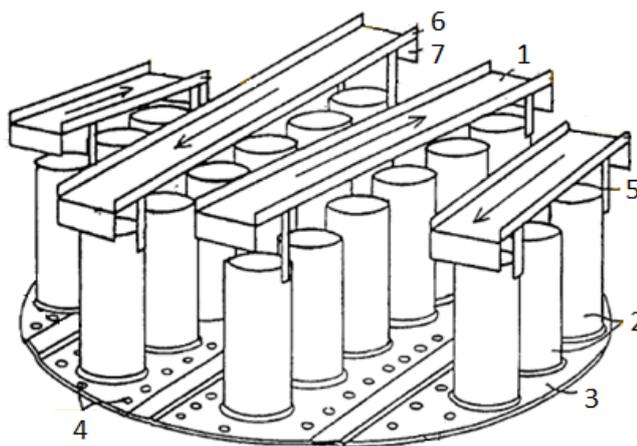


a, г, д, е – перераспределители жидкости для диспергирования тяжелой фазы;
б, в – перераспределители жидкости для диспергирования легкой фазы

Рисунок 1.6 – Перераспределители жидкости

Конструкции перераспределителей жидкости могут предусматривать наличие приварной крестовины (б, в, г, е) либо шляпки (а), находящихся над патрубками для прохода сплошной фазы [16]. Это дает возможность использовать перераспределители жидкости не только для перераспределения фаз, но и в качестве опорной конструкции для насыпной насадки. Такие устройства также называют дисперсионно-опорными тарелками (*dispenser/support plate*) [6, 17]. Использование перераспределительных тарелок без приварной крестовины или шляпки возможно при наличии дополнительной опорной решетки, удерживающей слой нерегулярной насадки, либо при использовании насадок регулярной структуры. Для обеспечения механической устойчивости конструкции в перераспределительных тарелках диаметром более 800 мм предусматриваются дополнительные ребра жесткости.

Схожая конструкция перераспределителя жидкости описана в патенте [18], где в отличие от выше представленных конструкций, роль шляпки выполняет наклонный желоб, расположенный между находящимися в одном ряду патрубками для прохода сплошной фазы. Данный подход позволяет более эффективно собрать и капли дисперсной фазы. Конструкция перераспределителя представлена на Рисунке 1.7:



1 – наклонные желоба, 2 – патрубки, 3 – полотно тарелки, 4 – отверстия, 5 – вертикальные распорки, 6, 7 – вертикальные ребра желобов

Рисунок 1.7 – Перераспределитель жидкости согласно патенту US5645770A

Из достоинств конструкций перераспределительных тарелок можно выделить простоту изготовления, а также высокую пропускную способность по дисперсной фазе. Согласно данным производителя [19], пропускная способность устройств по дисперсной фазе в расчете на сечение колонны составляет $175 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, по сплошной фазе – $18 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Общий недостаток всех конструкций перераспределительных тарелок – нарушение равномерности распределения дисперсной фазы – связан с наличием внутренних противоречий в конструкции данных устройств. С одной стороны, для обеспечения равномерности распределения сплошной фазы необходимо разместить большое число патрубков, либо увеличивать их диаметр. С другой стороны, увеличение числа и диаметра патрубков не позволит равномерно разместить отверстия на полотне, что приведет к нарушению равномерности распределения дисперсной фазы. Наибольшие риски могут возникать в процессах с высокой кратностью сплошная фаза/дисперсная фаза, например, в процессах селективной очистки масел фенолом (в нижней части экстрактора), в процессах щелочной демеркаптанализации сжиженных углеводородных газов (СУГ) в случае, когда технология подразумевает СУГ как сплошную фазу.

1.3 Основные рекомендации по проектированию распределителей сплошной и дисперсной фаз, перераспределителей жидкости

В отечественной и зарубежной литературе представлено ограниченное количество информации по принципам проектирования распределительных устройств и перераспределителей жидкости. В большинстве источников даны лишь общие закономерности, отражающие влияние различных факторов на характер истечения дисперсной фазы и эффективность ее распределения [20-23]. Ниже представлены некоторые рекомендации по расчету и проектированию данных устройств.

Эффективное изначальное распределение дисперсной фазы особенно важно как в тарельчатых, так и в насадочных экстракционных колоннах. Это позволяет избежать неравномерного распределения потоков и снижения эффективности работы аппарата. На распределение дисперсной фазы особенное влияние оказывает размер образуемых капель [17]. Если образующиеся в распределителе дисперсной фазы капли слишком велики, это приводит к снижению эффективности процесса экстракции ввиду снижения доступной поверхности массообмена. С другой стороны, капли слишком малого размера склонны образовывать стойкие эмульсии, из которых сложно извлечь дисперсную фазу [24]. Это будет сопряжено с увеличением диаметров колонн, а также приведет к увеличению габаритных размеров коалесцеров.

Размеры образуемых капель определяются скоростью истечения дисперсной фазы из отверстий, а также диаметром отверстий. Авторами [25] рекомендован диаметр отверстий 4,8 – 6,4 мм (0,19 – 0,25 in). В другом источнике авторы [17] также придерживаются этой рекомендации, хотя отмечают, что отверстия диаметром 3,5 – 7,8 мм (0,14 – 0,31 in) вполне могут быть применены. Слишком большой диаметр отверстий приводит к образованию капель различного размера, что приводит к неравномерности распределения, а также, как упоминалось ранее, снижает активную поверхность для массообмена. Излишне маленький диаметр отверстий приводит к образованию мелких капель, склонных к образованию

стойких эмульсий. При работе с загрязненными средами допускается увеличение диаметров отверстий до 8-9 мм [26], по данным других источников – при условии наличия загрязненных сред диаметр отверстий должен быть не менее 13 мм [27].

В насадочных экстракторах шаг между отверстиями в распределителях дисперсной фазы определяется на основании рекомендуемых значений числа точек распределения на единицу площади сечения аппарата. По данным источника [28], в колоннах диаметром более 900 мм число точек распределения следует выбрать в диапазоне 32-54 м⁻² (3-5 ft⁻²), по данным другого источника [29] – 85-100 м⁻². Если расчетная скорость дисперсной фазы превышает 0,66 м/с (130 ft/min), необходимо в первую очередь увеличивать число отверстий для распределения [30]. Для перераспределительных тарелок шаг между отверстиями может быть выбран на основе рекомендаций по шагу между отверстиями для ситчатых тарелок. Так, согласно источникам [31, 24], шаг между отверстиями ситчатых тарелок обычно принимается в 3 – 4 больше диаметра отверстий; согласно данным отраслевых стандартов [32, 26], соотношение шага между отверстиями и диаметра отверстий в зависимости от размеров последних составляет 2 – 4. Вместе с тем, производитель [33] указывает, что проектирует перераспределители жидкости с шагом между отверстиями 60 мм при диаметре последних 6,0 мм.

Требуемое число отверстий в распределителях сплошной и дисперсной фазы и перераспределителях жидкости N_o рассчитывается исходя из принятого диаметра отверстий и скорости истечения через отверстия:

$$N_o = \frac{Q}{3600 \cdot U_o \cdot \pi/4 \cdot d_o^2} \quad (1.1)$$

где Q – объемный расход сплошной или дисперсной фазы, м³/ч;

U_o – скорость истечения фазы через отверстия, м/с;

d_o – диаметр отверстий, м.

Распределитель сплошной фазы проектируется с учетом допустимой скорости истечения через отверстия 0,86 м/с (170 ft/min) [17, 25, 34]. В другом источнике верхняя граница скорости в отверстиях составляет 0,5 м/с [33].

Для распределителей дисперсной фазы допустимые скорости движения через отверстия, согласно источнику [35], ограничены значением 0,38 м/с (1,25 ft/s). По другим данным, предельная скорость истечения дисперсной фазы составляет 0,3 м/с (1 ft/s) [36]. Еще в одном источнике верхняя граница скорости дисперсной фазы в отверстиях ограничена значением 0,5 м/с [33].

Нужно также учитывать, что на максимальное количество отверстий также накладывает ограничение шаг между отверстиями. Например, показано и обосновано, что для перераспределительной тарелки при шахматном расположении отверстий (по треугольнику) максимальное количество отверстий $N_{o,max}$, доступное для размещения может быть определено по формуле [37]:

$$N_{o,max} = \frac{2S_{\text{перф}}}{x^2\sqrt{3}} \quad (1.2)$$

где $S_{\text{перф}}$ – площадь полотна тарелки, доступная для перфорирования, м²;

x – шаг между отверстиями по треугольнику, м.

При проектировании трубчатых распределителей для обеспечения равномерного распределения потока необходимо обеспечить правильное соотношение сечения боковых трубок и сечения отверстий. Например, для трубчатого барботера воздуха, погруженного в жидкость, сечение трубы должно быть примерно в 4 раза больше, чем суммарная площадь всех отверстий [38; 39]. Для распределителей, функционирующих в системах «жидкость-жидкость», подобные рекомендации отсутствуют.

Рекомендуемые скорости движения дисперсной фазы в отверстиях перераспределителей жидкости по данным различных источников также лежат в диапазоне 0,15 – 0,38 м/с (1 – 1,25 ft/s) [17, 25, 34, 36]. Низкие скорости истечения дисперсной фазы (менее 0,15 м/с) могут приводить к её уносу с потоком сплошной фазы, слишком высокие скорости (более 0,38 м/с) – к образованию эмульсий и захвату сплошной фазы вместе с дисперсной фазой [36].

Истечение дисперсной фазы из отверстий распределителей и перераспределителей жидкости бывает капельным и струйным. В первом случае образование капель происходит непосредственно у отверстия. В случае струйного

режима из отверстия выходит струйка жидкости, которая сужается и на определенном расстоянии от отверстия распадается на капли [40]. Существует определенная скорость истечения дисперсной фазы, при которой происходит переход из капельного режима в струйный. Эта скорость называется критической и определяется по формуле [41]:

$$W_{o,кр} = \sqrt{0,64 \left(\frac{gd_o\mu_d}{\sigma} \right)^2 + \frac{3\sigma/(\rho_d d_o)}{1 + d_o/\gamma}} - 0,8 \frac{gd_o\mu_d}{\sigma} \quad (1.3)$$

где $W_{o,кр}$ – критическая скорость истечения, м/с;

$g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения;

ρ_d – плотность дисперсной фазы, кг/м³;

μ_d – вязкость дисперсной фазы, Па·с;

σ – межфазное натяжение, Н/м;

$$\gamma = \sqrt{2\sigma/\Delta\rho g}.$$

По данным другого источника, критическую скорость перехода капельного режима в струйный можно определить исходя из соотношения [42]:

$$We_{кр} = \frac{W_{o,кр}^2 d_o \rho_d}{\sigma} = 2,14 \cdot (1 - R) \quad (1.4)$$

где $We_{кр}$ – критическое значение числа Вебера, соответствующее переходу капельного режима в струйный;

$R = d_o/2\gamma$ – безразмерный радиус отверстия, м.

При $U_o < W_{o,кр}$ наблюдается капельный режим истечения, диаметр образуемых капель дисперсной фазы можно определить следующим образом:

$$d_p = \gamma \cdot \sqrt[3]{6R \cdot f(R) \left[1 + 2,39RWe_1^{1/3} - 0,485We_1 + 19R^{7/3}(\mu_c U_o/\sigma) \right]} \quad (1.5)$$

где μ_c – вязкость сплошной фазы, Па·с;

$We_1 = 1/2 \cdot (\rho_d + \rho_c) U_o^2 d_o/\sigma$ – модифицированный критерий Вебера;

ρ_c – плотность сплошной фазы, кг/м³;

$f(R)$ – функция, зависящая от R .

График $f(R)$ представлен на Рисунке 1.8:

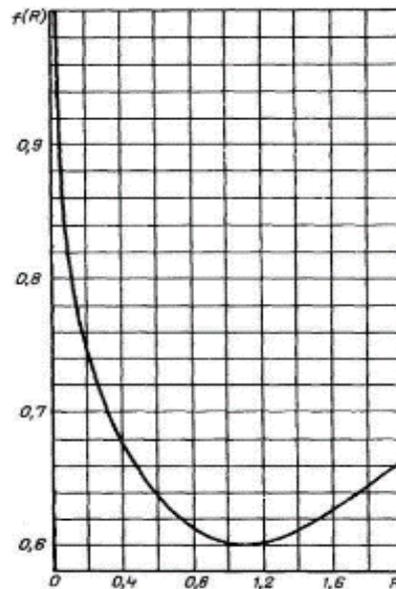


Рисунок 1.8 – Функция $f(R)$ для расчета размеров образуемых капель

При $U_o > W_{o,кр}$ наблюдается струйный режим истечения, диаметр образуемых капель дисперсной фазы определяется по формуле [41, 43]:

$$d_p = \frac{1,675d_o}{\alpha^{1/4}\beta^{1/3}} \quad (1.6)$$

где

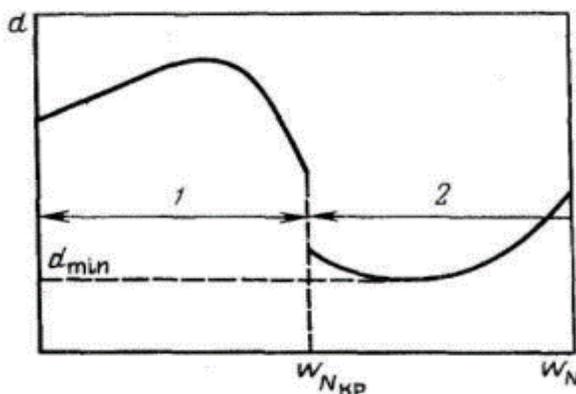
$$\alpha = 1 + 6750 \left(\frac{8R^2}{1,8 + We} \right)^{1,41} \cdot We^{0,706} \left(\frac{gd_o^3\rho_d^2}{\mu_c\mu_d} \right)^{-0,35} \quad (1.7)$$

$$\beta = 0,28 + 0,4e^{-0,56(\alpha-1)} \quad (1.8)$$

$$We = \frac{U_o^2 d_o \rho_d}{\sigma} \quad (1.9)$$

Капельный режим истечения позволяет получить капли одинакового размера, движущихся с близкими друг к другу скоростями. В этом случае достигается близкий к режиму идеального вытеснения характер движения дисперсной фазы. Однако такой режим достигается далеко не всегда, поскольку для этого необходимо обеспечивать низкую скорость истечения дисперсной фазы, что требует большого числа отверстий, которые не всего удастся разместить по сечению аппарата. Чаще всего диспергирование проводят в струйном режиме, стремясь получить капли минимального размера, что обеспечит наибольшее

раскрытие межфазной поверхности. На Рисунке 1.9 представлена зависимость средних размеров образующихся капель d от скорости истечения w_N [41, 44]:



1 – капельный режим, 2 – струйный режим

Рисунок 1.9 – Зависимость средних размеров образующихся капель от скорости истечения дисперсной фазы

Оптимальная скорость истечения из отверстий выше критической и предполагает достижение минимальных размеров капель. Значение критерия Вебера, соответствующее образованию капель минимального размера, определяется исходя из соотношений [41]:

$$We = \begin{cases} 0,59/R & \text{при } R \leq 0,317 \\ 1,8 & \text{при } R > 0,317 \end{cases} \quad (1.10)$$

Соответствующее значение оптимальной скорости дисперсной фазы в отверстиях определяется по формуле:

$$W_{o, \text{опт}} = \sqrt{We \cdot \frac{\sigma}{\rho_d d_o}} \quad (1.11)$$

На практике при конструировании ситчатых тарелок расчетную скорость в отверстиях принимают на 20 % выше критической [31].

В Таблице 1.1 обобщены основные рекомендации, касающиеся проектирования внутренних распределительных устройств экстракционных колонн.

Таблица 1.1 – Основные рекомендации по проектированию внутренних распределительных устройств экстракционных колонн жидкостной экстракции

Наименование показателя	Рекомендуемое значение	Источник
1. Распределители дисперсной фазы		
Диаметр отверстий, мм	4,8 – 6,4	[25]
	3,5 – 7,8	[17]
	до 8-9 при большой вероятности образования отложений	[26]
	более 13 в случае использования загрязненных сред	[27]
Число точек распределения на единицу поперечного сечения аппарата, м ²	32 – 54	[24]
	85 – 100	[29]
Скорость истечения дисперсной фазы через отверстия, м/с	до 0,38	[29]
	до 0,30	[30]
	до 0,50	[33]
Пропускная способность по в расчете на сечение аппарата, м ³ /(м ² ·ч)	8 – 30 (60)	[45]
Диапазон изменения нагрузок по дисперсной фазе (макс / мин)	1,7 : 1	[45]
	до 2,5 : 1	[46]
Свободное сечение аппарата для прохода сплошной фазы (в % от общего сечения аппарата)	50 – 75	[45]
2. Распределители сплошной фазы		
Скорость истечения сплошной фазы через отверстия, м/с	до 0,86	[17, 25, 34]
	до 0,50	[25]
Свободное сечение аппарата для прохода дисперсной фазы (в % от общего сечения аппарата)	50 – 75	[45]
3. Перераспределители жидкости		
Диаметр отверстий для прохода дисперсной фазы, мм	4,8 – 6,4	[25]
	3,5 – 7,8	[17]
	до 8-9 при большой вероятности образования отложений	[26]
Шаг между отверстиями для прохода дисперсной фазы, мм	(3 – 4) · d ₀	[31]
	(2 – 4) · d ₀	[26, 32]
Скорость истечения дисперсной фазы через отверстия, м/с	0,30 – 0,38	[25, 34, 36]
	0,15 – 0,30	[17]
Пропускная способность по дисперсной фазе в расчете на сечение аппарата, м ³ /(м ² ·ч)	5-175	[6, 19]
Пропускная способность по сплошной фазе в расчете на сечение аппарата, м ³ /(м ² ·ч)	до 18	[6, 19]

Стоит подчеркнуть, что на текущий момент существующий уровень техники не располагает достаточной информацией, касающейся некоторых аспектов конструирования внутренних распределительных устройств экстракционных

колонн. В частности, в контексте распределителей дисперсной фазы недостаточно полно изучено влияние диаметра боковых трубок и отверстий на эффективность распределения. Говоря о перераспределителях жидкости, нужно отметить, что в отечественной и зарубежной литературе отсутствуют рекомендации по выбору по выбору числа и диаметра патрубков, расстоянию между ними, взаимному расположению патрубков и отверстий. Также не раскрыт вопрос о влиянии наличия шляпки и ее конфигурации на распределение сплошной и дисперсной фазы. Данные вопросы рассмотрены в диссертационной работе в Главах 3 и 4.

1.4 Обзор методов оценки эффективности распределения потоков в аппаратах колонного типа

Обеспечение равномерности распределения потоков в экстракторах колонного типа является одним из основных факторов, предопределяющих эффективность дальнейшего контакта фаз друг с другом [47]. Равномерное распределение потоков по всему сечению аппарата способствует увеличению эффективной площади контакта взаимодействующих фаз, а также выравниванию среднего времени пребывания локальных струй. Особенно сильное влияние эффективности изначального распределения наблюдается в противоточных насадочных экстракторах с достаточно большой высотой насадочных слоев, где зачастую могут возникать пристеночные эффекты.

До недавнего времени основным методом анализа эффективности распределения потоков в аппаратах колонного типа являлся метод, основанный на построении так называемой функции отклика, который позволял рассчитать функцию распределения времени пребывания отдельных струй в аппарате [48]. Суть данных методов заключается в том, что в ядро потока вводят специальное вещество (трассер), содержание которого находят на выходе из аппарата различными методами [49, 50]. Главным недостатком данных методов является необходимость проведения серий опытов с компонентами модельной системы.

Кроме того, поскольку такой подход предполагает ввод трассера, то возникает потребность в его своевременном удалении из модельных компонентов.

Также существуют экспериментальные методы оценки неравномерности распределения жидкой фазы, основанные на измерении расходов жидкости при помощи жидкостного коллектора, состоящего из множества измерительных отсеков [51, 52]. На Рисунке 1.10 представлен сборник, снабженный измерительными ячейками:

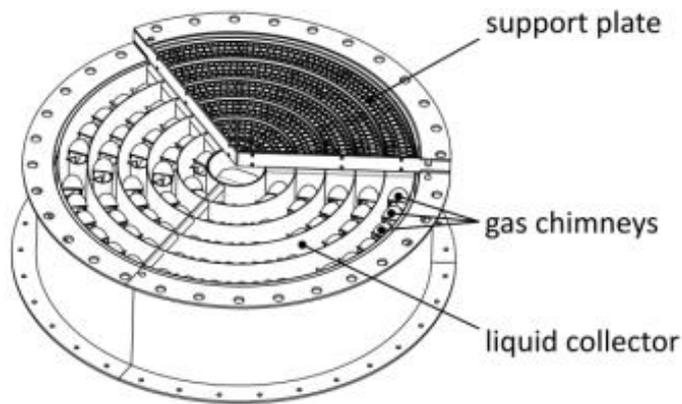


Рисунок 1.10 – Сборник, снабженный измерительными ячейками

Измерительная ячейка представляет собой емкость малого объема, в которой имеется V-образная щель и датчик для измерения уровня жидкости. Определенному уровню жидкости соответствует определенный расход жидкости. Расход истекаемой из измерительной емкости жидкости при установившемся режиме равен расходу жидкости, поступающей в ячейку. На Рисунке 1.11 представлена схема измерительной ячейки:

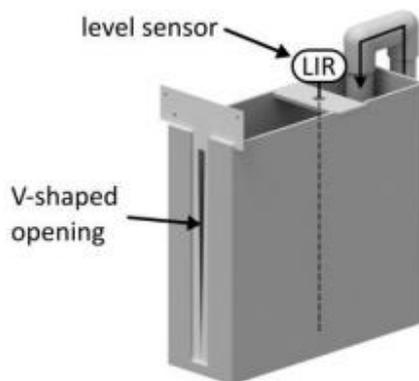


Рисунок 1.11 – Схема измерительной ячейки

Измеряя объемный расход жидкости через отдельную ячейку, находится так называемый фактор неравномерности распределения M_f (maldistribution factor), который исследователями определялся различными способами [53, 54]:

$$M_f = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left(\frac{Q_i - Q_0}{Q_0} \right)^2 \quad (1.12)$$

$$M_f = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{Q_i - Q_0}{Q_0} \right| \cdot \frac{A_i}{A_N} \quad (1.13)$$

где Q_i – объемный расход жидкости через i -ю ячейку сборника;

Q_0 – средний объемный расход жидкости;

n – общее число ячеек;

A_i – поперечное сечение i -ой ячейки;

A_N – поперечное сечение аппарата.

Также в некоторых работах [55] описан метод экспериментального измерения содержания жидкости, основанный на электропроводимости среды, находящейся в ячейке, образованной проволочной сеткой, на которую подается напряжение. На текущий момент данный метод оценки эффективности распределения не нашел широкого распространения. Методы исследования равномерности распределения сплошной фазы, основанные на анемометрическом исследовании расходов в каждой ячейке [56-58], применимы для газовых потоков; для жидкости ввиду низких скоростей данный метод не используется.

В настоящее время с развитием технологий компьютерного моделирования, нарастанием вычислительных мощностей и развитием вычислительной гидродинамики все большее значение приобретают методы CFD-анализа, которые применяются при изучении движения жидкостей и газов в аппаратах химической промышленности, дополняя существовавшие ранее эмпирические методы.

Несмотря на это, на текущий момент данные по расчетным методам оценки распределения потоков практически отсутствуют. В практических задачах при анализе эффективности распределения фаз в аппарате нередко обходятся лишь иллюстрациями с полями распределения скоростей, получаемыми в визуализаторе

по окончании гидродинамического расчета в программе. Среди способов численной оценки равномерности распределения можно выделить метод, базирующийся на расчете коэффициента неравномерности распределения M_f [59-62]:

$$M_f = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left(\frac{U_i - U_0}{U_0} \right)^2} \quad (1.14)$$

$$M_f = \sqrt{\frac{1}{S} \int_S \left(\frac{U - U_0}{U_0} \right)^2 dS} \quad (1.15)$$

где U_i или U – скорость потока в i -ой ячейке расчетной области в рассматриваемом сечении S , м/с;

U_0 – фиктивная скорость потока в расчете на сечение аппарата, м/с;

n – общее число ячеек.

Идеальному распределению соответствует значение $M_f = 0$, а хаотичному $M_f = +\infty$ (данный случай возможен при интенсивном перемешивании потока внутри аппарата при минимальной фиктивной скорости потока). Столь широкий диапазон значений функции M_f не очень удобен в плане описания результатов [63]. К тому же, данная величина не имеет физического смысла, а является лишь статистической функцией.

Таким образом, в настоящее время перспективными становятся исследования, связанные с созданием методики оценки эффективности распределения фаз в экстракционных колоннах средствами CFD-анализа, позволяющие рационально оценить эффективность работы перераспределительных устройств.

Выводы по главе 1

В ходе обзора различных конструктивных решений по распределительным устройствам в экстракционных колоннах и дальнейшего анализа рассмотренной

информации отмечены достоинства и недостатки различных типов распределителей фаз и перераспределителей жидкости. Обобщены основные принципы проектирования распределителей сплошной и дисперсной фаз, а также перераспределителей жидкости в колоннах жидкостной экстракции, включающие выбор диаметра отверстий, числа точек распределения на единицу сечения аппарата, скорости фаз в отверстиях и патрубках.

Анализ представленной информации по конструктиву и методам проектирования внутренних распределительных устройств экстракционных колонн позволил выявить перспективные направления исследования, направленные на обеспечение эффективного распределения потоков сплошной и дисперсной фаз во входных распределителях, а также в перераспределителях жидкости, находящихся непосредственно вблизи контактной зоны.

Анализ известных на сегодняшний день методов оценки эффективности распределения потоков в аппаратах колонного типа показал, что развитие методов CFD-анализа открывает новые возможности для исследования распределения потоков. С появлением современных CFD-систем, позволяющих рассчитать поля скоростей потоков в каждой точке аппарата, становится актуальной разработка методик оценки равномерности распределения потоков, базирующихся на обработке результатов расчетов гидродинамики аппарата.

Глава 2 ОБЪЕКТЫ И МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЙ

2.1 Объекты исследований

Объектом исследований в Главе 3 являлись распределители дисперсной фазы трубчатого типа. Данные устройства чаще всего используются в качестве внутренних устройств для распределения дисперсной фазы в экстракционных колоннах. Эскиз устройства представлен на Рисунке 2.1:

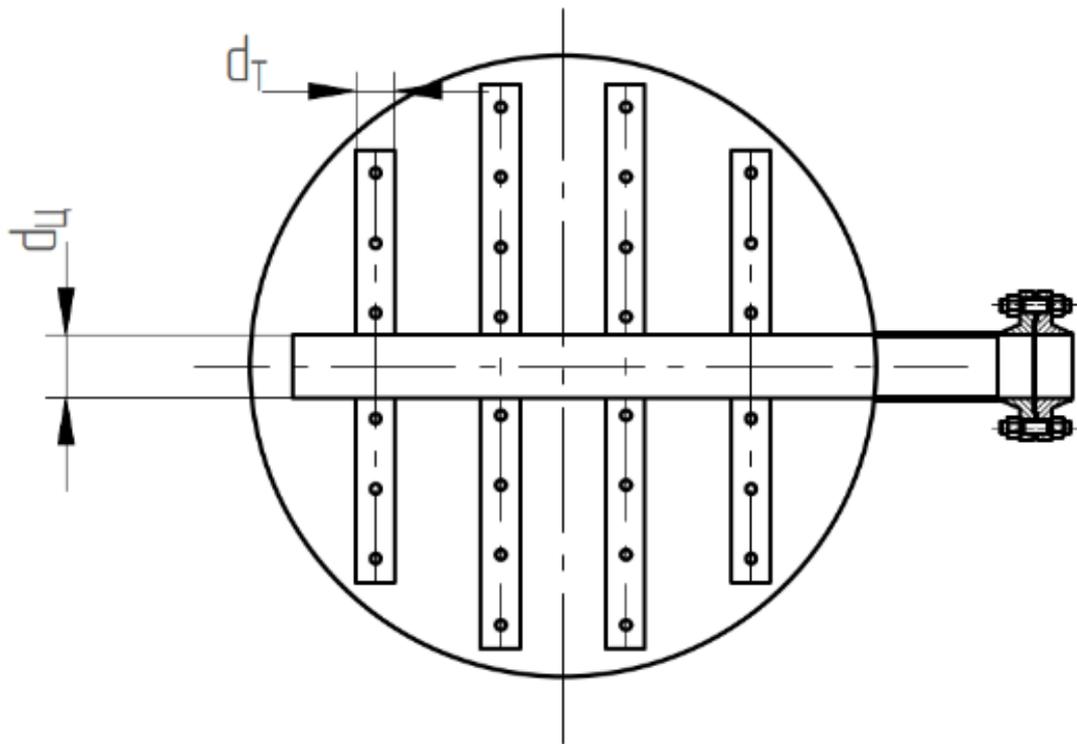


Рисунок 2.1 – Эскиз распределителя дисперсной фазы

В Главе 4 объектом исследования являлись перераспределители жидкости. В рамках данной работы рассматривались перераспределители жидкости для диспергирования тяжелой фазы. 3D-модель перераспределителя жидкости представлена на Рисунке 2.2:

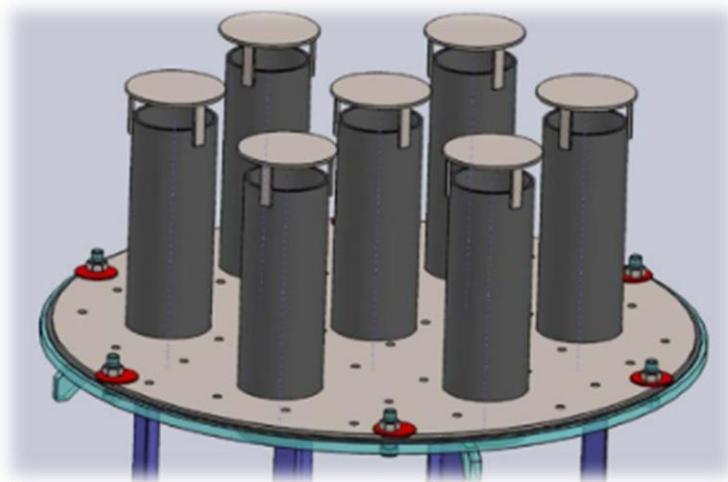


Рисунок 2.2 – 3D-модель перераспределителя жидкости для диспергирования тяжелой фазы

Перераспределитель жидкости представляет собой полотно диаметром 600 мм и толщиной 3 мм, в котором высверлены отверстия диаметром 8 мм для прохождения и распределения дисперсной фазы. На полотне приварены патрубки для прохождения сплошной фазы.

Внутренние распределительные устройства были выполнены из нержавеющей стали. Принятое материальное исполнение распределителя дисперсной фазы и перераспределителя жидкости – 12Х18Н10Т.

2.2 Методы исследований

2.2.1 Исследование свойств систем «жидкость-жидкость» и «жидкость-жидкость-твердое тело»

Для проведения численного моделирования гидродинамики процессов, происходящих в системах «жидкость-жидкость» и «жидкость-жидкость-твердое тело», необходимо располагать данными не только о свойствах индивидуальных жидкостей, но также величиной межфазного натяжения на границе «жидкость-жидкость». Кроме того, для адекватного моделирования процессов истечения

дисперсной фазы нужно иметь представление о том, насколько хорошо дисперсная фаза смачивает поверхность внутренних устройств, находящихся в сплошной фазе. В качестве модельных жидкостей были выбраны вода, трансформаторное масло и бензин. Свойства индивидуальных веществ представлены в Таблице 2.1:

Таблица 2.1 – Основные физические свойства модельных жидкостей

Показатель	Вода [64, 65]	Трансформаторное масло Т-1500У по ТУ 38.401-58-107-94 [66]	Бензин НЕФРАС-С2- 80/120 по ТУ 38.401-67-108-92 [67]
Внешний вид	прозрачная жидкость без следов мех. примесей	прозрачная жидкость желтоватого цвета без следов взвешенных частиц и влаги	прозрачная жидкость без следов взвешенных частиц и влаги
Плотность при 20 °С, кг/м ³	998,2	848,0	686,0
Плотность при 15 °С, кг/м ³	999,1	851,1	691,3*
Кинематическая вязкость при 20 °С, сСт	1,01	-	0,55*
Кинематическая вязкость при 40 °С, сСт	0,66	10,26	0,47*
Кинематическая вязкость при 100 °С, сСт	-	2,647	-
Кинематическая вязкость при -30 °С, сСт	-	789,3	0,90*

* Свойства оценены на основе имеющихся данных лабораторных исследований по плотности и фракционному составу нефтепродукта. Оценка свойств проведена в программе Aspen HYSYS [68-70].

Кинематическая вязкость масла при 20 °С была рассчитана на основе кривых вязкости [71] и составила 22 сСт.

Определение межфазного натяжения на границе «вода-масло» проводилось методом счета капель путем сопоставления числа капель воды, истекшего в масло и числа капель воды, истекшей в воздух. При этом объем истекшей воды в обоих случаях был одинаков и равен 1 мл. Подобный подход применяется при экспресс-анализе межфазного натяжения на границе трансформаторного масла с водой [72]. Аналогично проводилось определение межфазного натяжения на границе вода-бензин. В этом случае вода из шприца выдавливалась в фазу бензина.

Эксперимент проводился при температуре воздуха 20 °С. На первом этапе проводился счет числа капель воды из шприца объемом 1 мл в пустой пенициллиновый пузырек. Выдавливание воды из шприца проводилось со скоростью образования и падения каждой капли за 1-2 секунды. Как только весь объем воды был выдавлен, фиксировалось общее число капель истекшей воды N_0 . На втором этапе пенициллиновый пузырек заполнялся трансформаторным маслом или бензином и аналогичным образом фиксировалось число капель истекшей воды N в масло (бензин). На Рисунке 2.3 представлен процесс выдавливания воды в фазу масла (масло подкрашено).

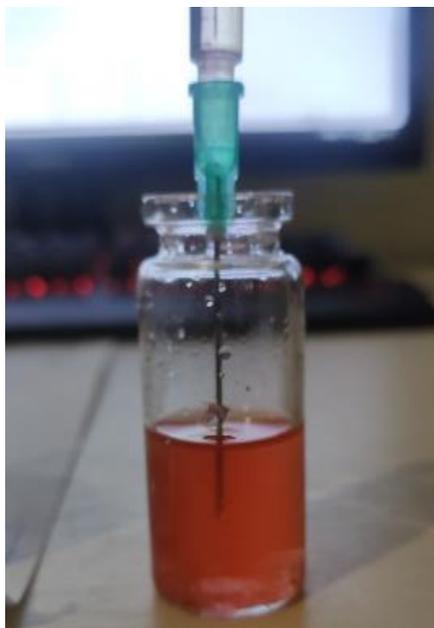


Рисунок 2.3 – Выдавливание воды в фазу масла согласно методике [72]

Межфазное натяжение на границе «вода-нефтепродукт» определялось по формуле:

$$\sigma = \sigma_0 \cdot \frac{\rho_0 - \rho_n}{\rho_0 - \rho_{\text{возд}}} \cdot \frac{N_0}{N} \quad (2.1)$$

где $\sigma_0 = 72,7$ дин/см – поверхностное натяжение воды на границе с воздухом при 20 °С;

$\rho_0 = 998,2$ кг/м³ – плотность воды при 20 °С;

ρ_n – плотность нефтепродукта при 20 °С;

$\rho_0 = 1,2 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при 20 °С;

N_0 – число капель воды, истекшей из воды в воздух;

N – число капель воды, истекшей в нефтепродукт.

Результаты экспериментов приведены в Таблице 2.2:

Таблица 2.2 – Результаты экспериментов по определению межфазного натяжения

№ измерения	N_0	N
Система «вода-масло» [73]		
1	187	54
2	190	53
3	188	53
4	188	56
5	190	55
Среднее	188,6	54,2
Система «вода-бензин»		
1	188	93
2	186	95
3	190	87
4	191	90
5	188	89
Среднее	188,6	90,8

Межфазное натяжение на границе «вода-масло» равно:

$$\sigma = 72,7 \cdot \frac{998 - 848}{998 - 1,2} \cdot \frac{N_0}{N} = 10,94 \cdot \frac{N_0}{N} = 10,94 \cdot \frac{188,6}{54,2} = 38,1 \frac{\text{дин}}{\text{см}}$$

Межфазное натяжение на границе «вода-бензин» равно:

$$\sigma = 72,7 \cdot \frac{998 - 686}{998 - 1,2} \cdot \frac{N_0}{N} = 22,77 \cdot \frac{N_0}{N} = 10,94 \cdot \frac{188,6}{90,8} = 47,3 \frac{\text{дин}}{\text{см}}$$

Краевой угол смачивания определялся для двух различных поверхностей: латунь и нержавеющая сталь. Это обусловлено тем, что стенд из практических соображений был оборудован латунными трубками для прохождения и истечения дисперсной фазы, в то время как на реальных объектах распределители жидкости чаще всего изготавливаются из нержавеющей стали. Краевой угол смачивания

определялся методом сидячей капли [74]. В ходе исследования было обнаружено, что масло и бензин лучше смачивают металлическую поверхность по сравнению с водой. В этом случае капли имеют формы, которые представлены на Рисунке 2.4:

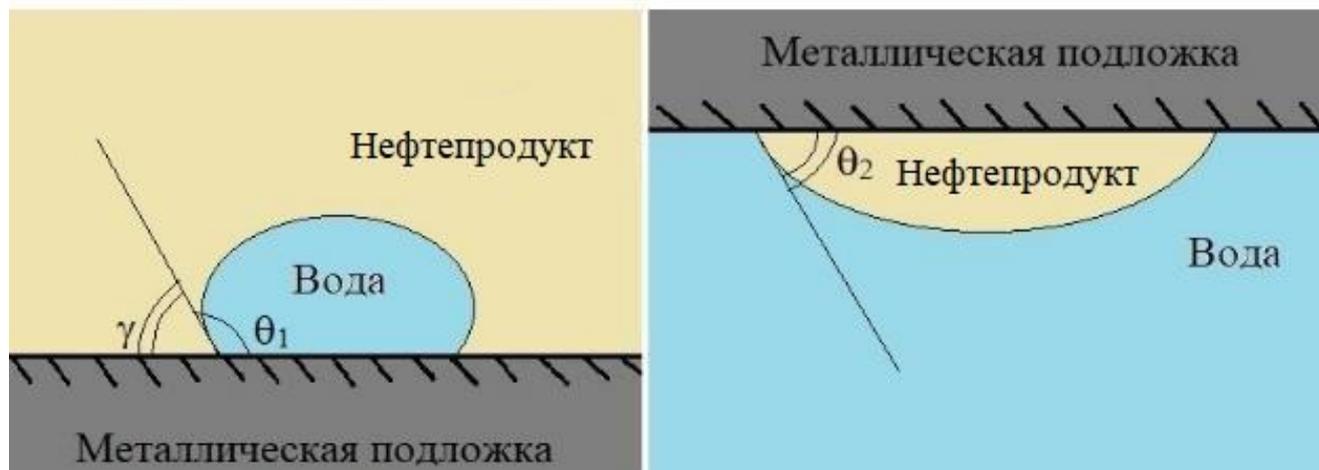


Рисунок 2.4 – Схемы смачивания металлической подложки в системах «вода-нефтепродукт-металл» и «нефтепродукт-вода-металл»

Требуемый угол смачивания подложки нефтепродуктом в водной среде θ_2 определялся косвенно на основании краевого угла смачивания той же подложки водой в среде нефтепродукта θ_1 , который замерить экспериментально оказалось намного проще. Связь углов θ_1 и θ_2 определяется уравнениями Юнга и имеет вид:

$$\theta_2 = 180^\circ - \theta_1 \quad (2.2)$$

Путем фотофиксации нескольких капель воды в масле (бензине) на различной подложке и дальнейшей обработки изображений в среде КОМПАС-3D определялись значения углов γ . Полученное среднее значение γ соответствует искомому углу смачивания подложки маслом (бензином) в водной среде θ_2 .

Согласно приведенной методике [74], если угол смачивания более 90° , вычисление производится по следующей формуле:

$$\theta_1 = 90^\circ + \arccos\left(\frac{r}{R}\right) \quad (2.3)$$

где r – радиус основания капли на подложке;

R – радиус основания шарового сегмента капли.

Искомый угол θ_2 определится следующим образом:

$$\theta_2 = \gamma = 180 - \theta_1 = 90^\circ - \arccos\left(\frac{r}{R}\right) \quad (2.4)$$

На Рисунке 2.5 представлена схема для расчета угла смачивания. На Рисунках 2.6 и 2.7 представлены фотографии капли воды в масле и бензине на латунной и стальной подложках.

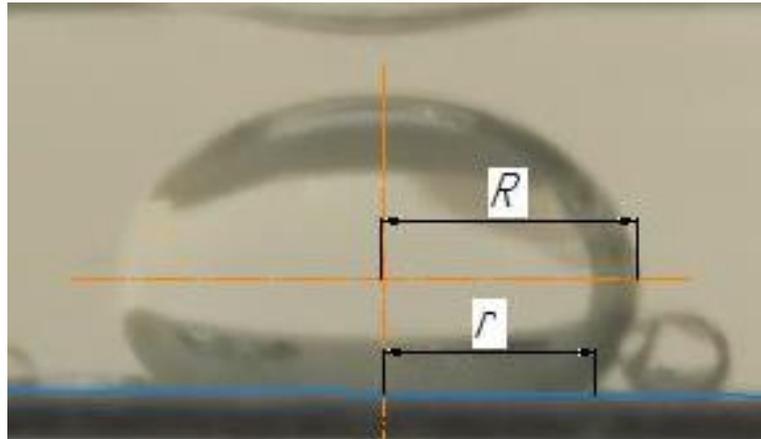
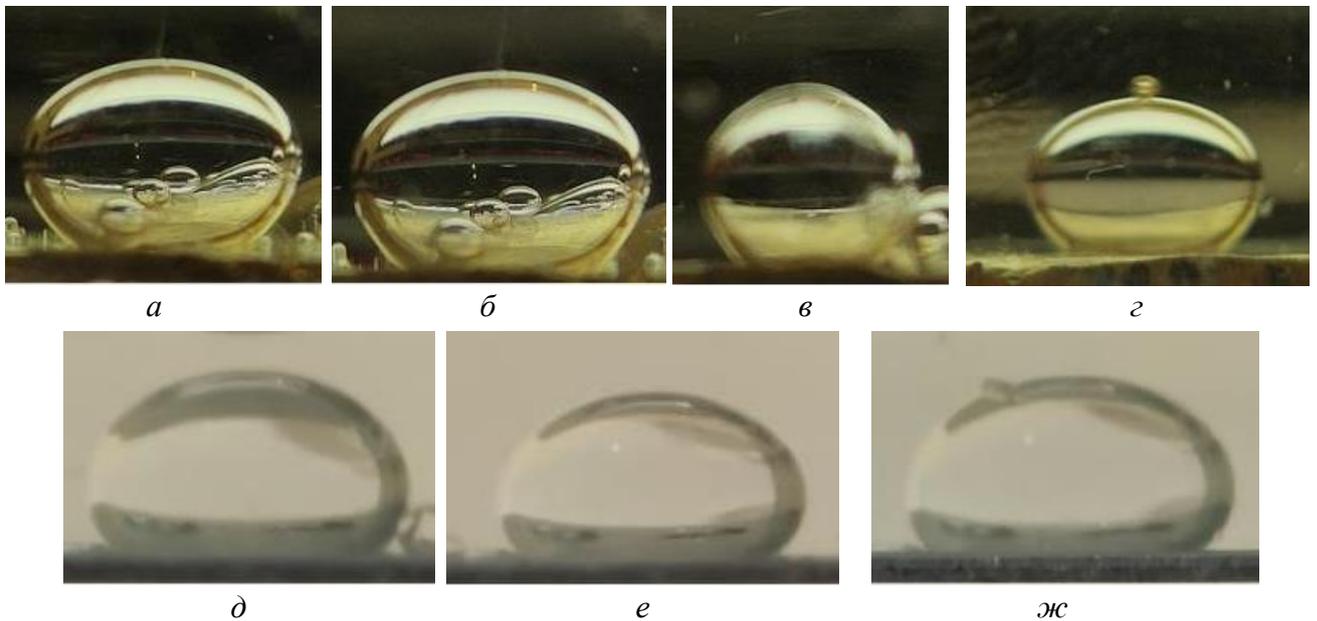


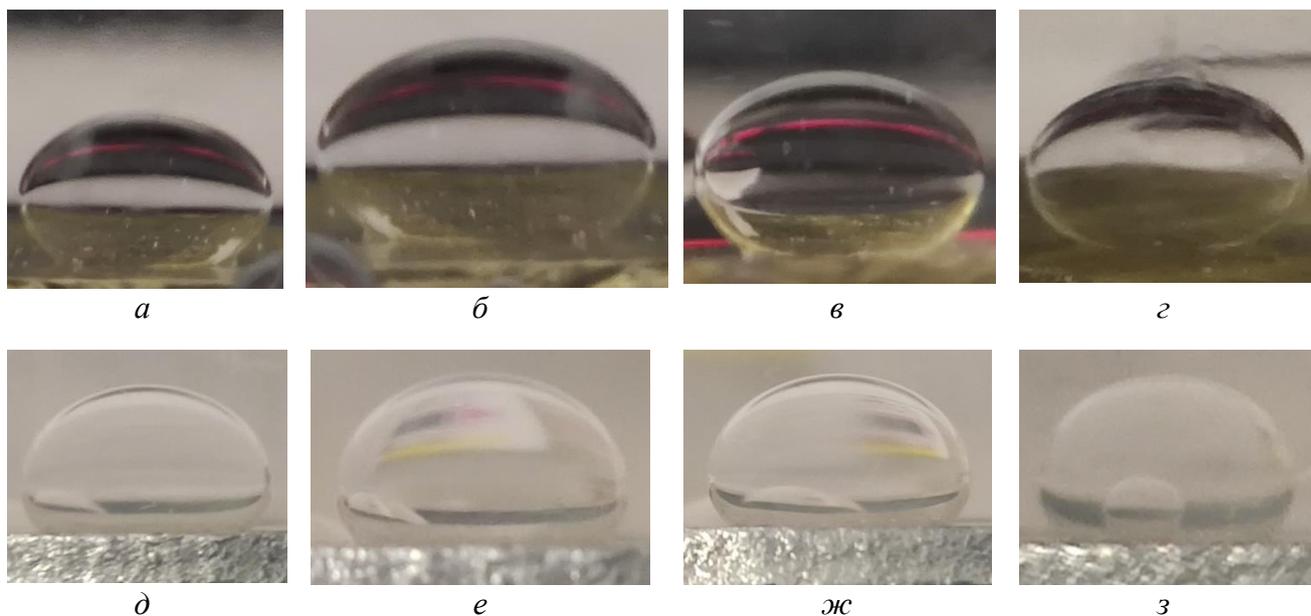
Рисунок 2.5 – Схема для расчета угла смачивания



а, б, в, г – капли воды в масле на латунной подложке;

д, е, ж – капли воды в масле на стальной подложке

Рисунок 2.6 – Капли воды в масле на латунной и стальной подложках



а, б, в, г – капли воды в бензине на латунной подложке;

д, е, ж, з – капли воды в бензине на стальной подложке

Рисунок 2.7 – Капли воды в бензине на латунной и стальной подложках

Результаты экспериментов сведены в Таблицу 2.3.

Таблица 2.3 – Результаты экспериментов по определению углов смачивания капель воды в масле и бензине на латунной и стальной подложках

№ эксперимента	Отношение r/R	Угол смачивания θ_1 , град	Угол смачивания θ_2 , град
1	2	3	4
Система «вода-масло-латунь»			
1	0,647	139,6	40,4
2	0,664	138,4	41,6
3	0,652	139,3	40,7
4	0,648	139,6	40,4
Среднее	-	-	40,8
Система «вода-масло-нержавеющая сталь»			
5	0,818	125,1	54,9
6	0,825	124,4	55,6
7	0,820	124,9	55,1
8	0,835	123,4	56,6
Среднее	-	-	55,6
Система «вода-бензин-латунь»			
1	0,582	144,4	35,6
2	0,562	145,8	34,2
3	0,540	147,3	32,7
4	0,564	145,7	34,3
Среднее	-	-	34,2

Продолжение Таблицы 2.3

1	2	3	4
Система «вода-бензин-нержавеющая сталь»			
5	0,736	132,6	47,4
6	0,764	130,2	49,8
7	0,764	130,2	49,8
8	0,744	131,9	48,1
Среднее	-	-	48,8

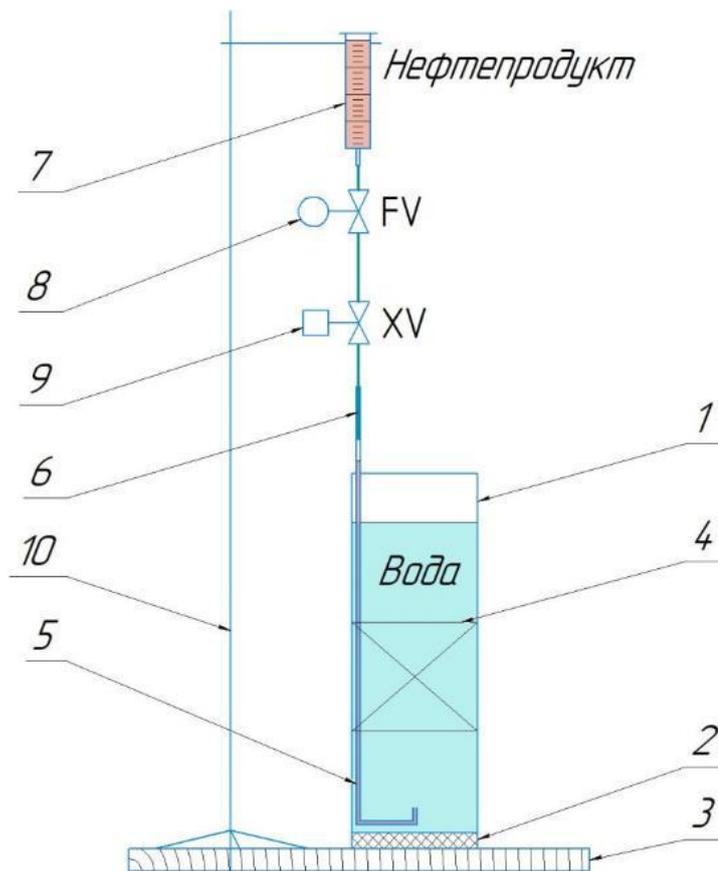
Таким образом, в ходе опытных испытаний были определены межфазное натяжение на границе «вода-масло» и «вода-бензин», а также краевые углы смачивания капель воды в масле и бензине на латунной и стальной подложках:

- межфазное натяжение на границе «вода-масло»: 38,1 дин/см;
- краевой угол смачивания на границе «масло-вода-латунь»: 40,8 град;
- краевой угол смачивания на границе «масло-вода-сталь»: 55,6 град;
- межфазное натяжение на границе «вода-бензин»: 47,3 дин/см;
- краевой угол смачивания на границе «масло-бензин-латунь»: 34,2 град;
- краевой угол смачивания на границе «масло-бензин-сталь»: 48,8 град;

2.2.2 Проведение экспериментальных исследований на стенде для изучения истечения дисперсной фазы

Цель проведения испытаний на стенде – построение адекватной расчётной модели истечения дисперсной фазы путем подбора настроечных параметров, при которых наблюдается сходимость результатов эксперимента и результатов расчета по модели.

Исследования проводились на экспериментальном стенде, схема которого приведена на Рисунке 2.8 [75]:



1 – стеклянная царга, 2 – заглушка, 3 – опора, 4 – блок регулярной насадки (необязателен), 5 – латунная трубка, 6 – силиконовый шланг, 7 – мерная емкость объемом 20 мл, 8 – кран для регулирования расхода, 9 – отсечной кран, 10 – штатив

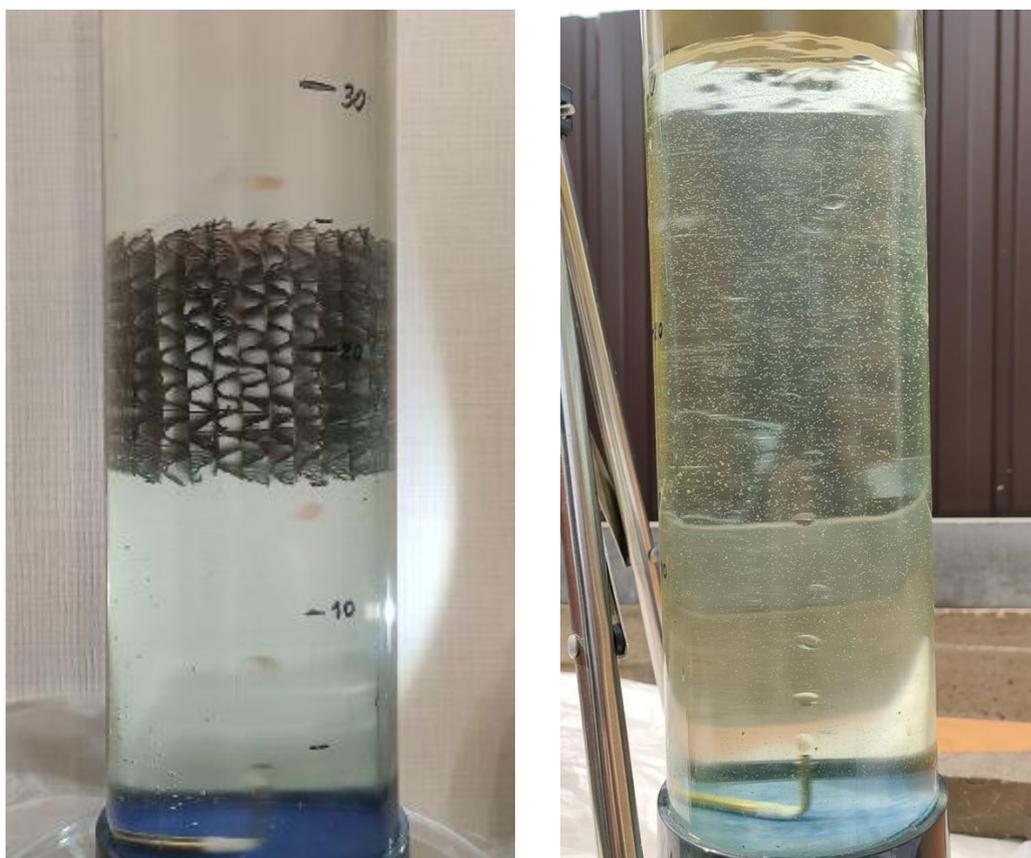
Рисунок 2.8 – Схема экспериментального стенда

Кроме приведенных элементов, стенд также включает в себя дополнительное оборудование:

- секундомер;
- видеокамера;
- термометр для определения температуры окружающей среды;
- шприц для удаления верхнего слоя скоалесцированной дисперсной фазы.
- дополнительные стеклянные царги с соединительными муфтами, а также комплект блоков регулярных насадок.

- дополнительные латунные вставки различного диаметра, устанавливающиеся в конец латунной трубки.

Фотографии фрагмента стенда в рабочем режиме изображены на Рисунке 2.9:



а

б

а – изучение процесса истечения капель масла в водную фазу, б – изучение процесса истечения капель бензина в водную фазу

Рисунок 2.9 – Фотографии фрагмента стенда

Стенд представляет собой стеклянную царгу круглого сечения внутренним диаметром 105 мм и высотой 600 мм, снабженную латунной трубкой для прохождения дисперсной фазы. Внутри стенда имеется возможность размещения насадочных блоков, которые имеют диаметр, соответствующий внутреннему диаметру царги. Также имеется возможность увеличить общую высоту стенда путем соединения нескольких царг посредством соединительных муфт. В качестве рабочих сред использованы:

- сплошная фаза – вода;
- дисперсная фаза – нефтепродукты: трансформаторное масло или бензин-НЕФРАС.

За день до проведения испытаний аппарат заполняется водой и при выдерживается комнатной температуре. Нефтепродукт при необходимости

предварительно смешивается с жирорастворимым красителем и также выдерживается в емкости в течение суток при комнатной температуре.

Непосредственно перед началом эксперимента нефтепродукт заливается в мерную емкость, открывается кран. При этом происходит заполнение латунной трубки нефтепродуктом. Как только из конца латунной трубки появится капля нефтепродукта, отсечной кран XV закрывается. Далее мерная емкость полностью заполняется нефтепродуктом выше верхней отметки (20 мл). После этого стенд готов к испытаниям.

Устанавливая определенное положение регулирующего крана FV, обеспечивается определенный расход нефтепродукта, поступающего в латунную трубку. При открытии отсечного крана XV с концевого отверстия трубки начинает происходить истечение дисперсной фазы. Через несколько секунд (5-7 сек) частота образования капель дисперсной фазы устанавливается на определенном уровне, что говорит о том, что в трубке установился определенный уровень нефтепродукта. При этом расход нефтепродукта, поступающего в трубку, равен расходу нефтепродукта, истекающего из концевого отверстия. Расход нефтепродукта для каждого независимого i -ого опыта определяется путем фиксирования времени, необходимого для истечения определенного объема жидкости из мерной емкости:

$$Q_i = \frac{V_i}{\tau_{\text{ист},i}} \quad (2.5)$$

где Q_i – средний расход подаваемого нефтепродукта в i -м независимом опыте, мл/с;

V_i – объем истекшей жидкости в i -м опыте, мл;

$\tau_{\text{ист},i}$ – время истечения жидкости в i -м опыте, с.

Во избежание сильного уменьшения расхода подаваемого нефтепродукта по мере уменьшения уровня в емкости, силиконовый шланг был выполнен высотой 60 см, при этом мерная емкость была приподнята над латунной трубкой на соответствующую высоту. Согласно расчетам, снижение расхода нефтепродукта при этом составит не более 4 %.

Экспериментальный стенд предусматривает проведение серии параллельных опытов при зафиксированной подаче нефтепродукта. Перекрытие подачи нефтепродукта осуществляется при помощи отсечного крана XV. После закрытия линии, мерник повторно заполняется нефтепродуктом. Затем отсечной кран открывается. При этом положение регулирующего крана FV при проведении параллельных опытов в рамках одного независимого опыта остается неизменным.

Время образования капли для каждого j -ого параллельного опыта в независимом i -м опыте $\tau_{d,ij}$ определялось по формуле:

$$\tau_{d,ij} = \frac{\tau_{ij}}{N_{d,ij}} \quad (2.6)$$

где τ_{ij} – время отслеживания числа капель после выхода на установившийся режим, с;

$N_{d,ij}$ – число образовавшихся капель за время отслеживания. Начальный момент отслеживания числа капель отсчитывался в момент отрыва капли от трубки, при этом данная капля не учитывалась при расчете $N_{d,ij}$ (принималась нулевой); в расчет принимались все последующие капли вплоть до капли, соответствующей конечному времени отслеживания τ_{ij} .

Стенд позволяет определять средние размеры образуемых капель дисперсной фазы путем их счета за определенный промежуток времени после выхода на установившийся режим. Средний объем капель при заданной подаче нефтепродукта в i -ом независимом опыте определяется по уравнению:

$$V_{d,i} = Q_i \tau_{d,i} \quad (2.7)$$

где $\tau_{d,i}$ – средняя величина времени образования капли за m параллельных опытов при заданной подаче Q_i , с:

$$\tau_{d,i} = \frac{1}{m} \sum_{j=1}^m \tau_{d,ij} \quad (2.8)$$

Средний объемный диаметр капель при заданной подаче нефтепродукта определится по формуле:

$$d_{d,i} = \sqrt[3]{\frac{6V_{d,i}}{\pi}} \quad (2.9)$$

В рамках данной работы результатом исследований являются зависимости скорости образования капель (число капель в секунду), времени образования капли, а также среднего диаметра капель от расхода подаваемой дисперсной фазы. Кроме того, возможно исследовать характер истечения дисперсной фазы при различном диаметре отверстий путем установки латунных вставок различного диаметра. Также стенд позволяет исследовать характер истечения капель дисперсной фазы на выходе из насадки (при ее наличии).

Полученные результаты экспериментальных исследований могут быть использованы при создании адекватной математической модели истечения дисперсной фазы, что позволит в дальнейшем осуществить анализ и оптимизацию конструктивных решений по внутренним распределительным устройствам.

2.2.3 Расчетное оборудование и программное обеспечение

Расчетные исследования конструкций распределителей дисперсной фазы и перераспределителей жидкости проводились в программном комплексе ANSYS. Данный комплекс имеет многоцелевую направленность и решает различные задачи методом конечных элементов (МКЭ). ANSYS полностью совместим с современными CAD/CAM/CAE системами, а также имеет дружественный интерфейс, что делает данный продукт востребованным при выполнении научно-исследовательских работ [76]. На текущий момент учеными методами CFD-анализа были исследованы различные внутренние распределительные устройства колонных аппаратов: устройства ввода парожидкостного сырья [77-81], распределительные устройства [82-87]. Наряду с внутренними распределительными устройствами колонного оборудования средства CFD-моделирования применяются при исследовании контактных устройств [88-92], центробежных аппаратов и статических смесителей [93-97].

ANSYS Workbench имеет собственную среду для 2D- и 3D-моделирования, сеточный генератор для построения сетки различной сложности. Различные продукты, входящие в программный комплекс, позволяют проводить гидродинамические, тепловые, прочностные расчеты, расчеты процессов горения, рассчитывать фазовые переходы, выполнять сверхзвуковые расчеты и др.

Ввиду необходимости осуществления большого числа расчетов и значительных вычислительных затрат для каждого расчета, последние проводились параллельно на двух стационарных ПК, конфигурация которых представлена в Таблице 2.4:

Таблица 2.4 – Конфигурация ЭВМ, используемых в расчетах

Оборудование	Компьютер №1	Компьютер №2
Процессор	AMD Ryzen 5900X (12 ядер, частота до 4,50 ГГц при максимальной загрузке)	AMD Ryzen 3700X (8 ядер, частота до 4,25 ГГц при максимальной загрузке)
Оперативная память	32 Гб, 3600 МГц c14	32 Гб, 3600 МГц c16
Видеокарта	NVidia GeForce 1660 Super (объем видеопамяти 6 Гб)	NVidia GeForce 1060 (объем видеопамяти 3 Гб)
Накопители данных	2 NVMe-накопителя общим объемом 3 Тб	1 NVMe-накопитель общим объемом 1 Тб

2.2.4 Методика разработки модели истечения дисперсной фазы с применением метода VOF в программном пакете ANSYS FLUENT

Моделирование истечения дисперсной фазы на стенде, а также последующее исследование конструкций распределителей дисперсной фазы проводилось в среде ANSYS FLUENT.

Программный пакет FLUENT является мощным вычислительным инструментом для моделирования таких задач, как [98-100]:

- движение газов и жидкостей в каналах любой формы (внутренняя задача гидродинамики);

- процессы обтекания тел газами и жидкостями (внешняя задача гидродинамики);
- моделирование свободной поверхности на границе раздела фаз, а также моделирование многофазных течений;
- тепломассообменные процессы, включая изменение агрегатного состояния веществ,
- процессы, сопровождающиеся изменением состава смеси (горение);
- процессы в присутствии движущихся доменов.

Применение средств численного моделирования гидродинамики потоков, таких как ANSYS FLUENT, позволяет проводить виртуальные эксперименты на средах с различными физико-химическими свойствами без вовлечения физического моделирования. Современные вычислительные мощности позволяют в короткие сроки смоделировать гидродинамическую обстановку в аппарате, выявить «узкие места» и сформировать комплекс технических решений для улучшения работы оборудования.

Для моделирования истечения дисперсной фазы наиболее подходящим методом является метод VOF (Volume of Fluid). Данный метод ориентирован на вычисление положения границы раздела между двумя и более фазами, он подходит для потоков с резкими границами раздела, в том числе для потоков со свободной поверхностью [101]. Ниже представлены уравнения, решаемые в рамках метода VOF:

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}) = 0 \quad (2.10)$$

$$\frac{\partial \rho_m \mathbf{u}}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u} \mathbf{u}) = -\nabla P + \nabla \boldsymbol{\tau} + \rho_m \mathbf{g} + \mathbf{S} \quad (2.11)$$

$$\frac{\partial \alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha \mathbf{u}) = 0 \quad (2.12)$$

$$\rho_m = \sum \alpha_k \rho_k \quad (2.13)$$

где ρ_m – плотность смеси, кг/м³;

ρ_k – плотность k-ой фазы, кг/м³;

α_k – объемная доля k-ой фазы.

u – мгновенное значение скорости, м/с;

P – среднее значение давления между фазами, Па;

$\tau = \mu \cdot \nabla(\mathbf{u})$ – тензор вязких напряжений;

S – член, характеризующий внешние силы.

Стоит отметить, что получение четкой границы раздела требует применения мелкой сетки. Значение величин α_k изменяется от 0 до 1 и определяет положение границы раздела фаз.

Программа решает уравнения сплошности и неразрывности 2.10, 2.12 и уравнение Навье-Стокса 2.11 методом конечных элементов (МКЭ). При этом расчетная область делится на контрольные объемы, к каждому из которых применяются представленные выше уравнения. При такой дискретизации уравнений 2.10 – 2.12 сохранение массы и энергии обеспечивается как в каждой ячейке, так и в целом по расчетной области.

2.2.4.1 Создание геометрии расчетной области и построение сетки

Построение 3D-моделей испытываемого стенда и исследуемых конструкций распределителей осуществлялось в среде SOLIDWORKS. Особенность 3D-моделирования заключалась в отглушении граней торцевыми пробками, где планируется реализовать вход/выход потока. При импорте геометрии в среду Design Modeler и применении функции «Enclosure» программа генерирует несколько областей:

- 1) внутренний объем аппарата;
- 2) корпус аппарата с внутренними элементами (исходная геометрия);
- 3) внешний объем (по умолчанию куб).

Для дальнейшего моделирования активным остается только внутренний объем, остальные области нужно погасить, выбрав опцию «suppress body».

Сгенерированный внутренний объем далее загружается в модуль Meshing, где осуществляется построение расчетной сетки. Основным принципом построения

расчётной сетки – чем меньше размер элементов сетки, тем точнее будет проведен расчет. Однако, в этом случае растет требуемое количество элементов сетки, что приводит к увеличению необходимой вычислительной мощности и времени расчета. Оптимальный размер сетки определяется достижением адекватности полученной модели по мере измельчения сетки, после чего дальнейшее уменьшение размера элементов становится нецелесообразным [102].

В разделе *details of mesh* имеется возможность изменять размеры элементов сетки. При этом по умолчанию сеточный генератор в большинстве случаев строит тетраэдрическую сетку. Имеется возможность построения гексагональной сетки, комбинированной сетки. Также здесь имеется возможность измельчить сетку по мере уменьшения радиуса кривизны, т.е. искривления поверхности (функция *curvature*), а также по мере сближения поверхностей между друг к другу (функция *proximity*) [103, 104]. В случае моделирования процессов истечения из отверстий функция *curvature* измельчит сетку в районе отверстия, что позволит более адекватно рассчитать скорости и границу раздела фаз при формировании капли или струи на выходе из отверстия.

Применяя функцию *Named of Selection*, можно задать поверхности, входящие в расчетную область [105]. В последующем модуле *Setup* задаются типы этих поверхностей:

- вход (*inlet*);
- выход (*outlet*);
- стенка (*wall*);
- плоскость симметрии (*symmetry*).

Поскольку моделирование предполагает отслеживание формы отдельных капель, размер которых, согласно наблюдениям, не превышает 10 мм, максимальный размер элементов сетки не будет превышать 1,5-2 мм. При таком сеточном разрешении нет необходимости вводить дополнительные призматические слои около стенок (функция *Inflation*).

После построения сетки во вкладке *Statistics* становится доступной информация по количеству элементов. Качество элементов оценивалось по

величине ортогонального качества. Информация по величине Minimum Orthogonal quality доступна во вкладке Quality – Mesh Metric. В Таблице 2.5 представлены диапазоны величин Orthogonal quality и соответствующее им качество сетки.

Таблица 2.5 – Диапазон показателя качества сетки Orthogonal quality [106, 107]

Значение величины Orthogonal quality	Качество сетки
0 – 0,001	Неприемлемое
0,001 – 0,10	Плохое
0,10 – 0,20	Приемлемое
0,20 – 0,69	Хорошее
0,70 – 0,95	Очень хорошее
0,95 – 1,00	Отличное

2.2.4.2 Алгоритм проведения расчетов в ANSYS FLUENT

После построения расчетной сетки она подгружается непосредственно в модуль FLUENT (Setup). При этом программа автоматически создает новую полиэдрическую сетку на основе имеющейся тетраэдрической, что дает возможность существенно уменьшить количество элементов сетки без снижения ее качества. Инструменты Fluent также позволяют оценивать качество сетки, а также улучшать сетку. Используя функцию Improve Mesh quality, качество сетки было улучшено до соответствующего ей значения Minimum Orthogonal quality > 0,5.

Ввиду того, что режим истечения дисперсной фазы может быть как капельным, так и струйным, задача решалась в нестационарной постановке, т.е. в динамике. В стационарной постановке провести отслеживание отдельных капель не представляется возможным.

Во вкладке Model - Multiphase был выбран метод VOF с явной схемой решения (Explicit). Данная схема решения подходит в большинстве случаев при решении нестационарных задач [108]. В качестве основной фазы (Primary Phase) задается сплошная фаза (вода), в качестве вторичной фазы (Secondary Phase) – дисперсная фаза (масло). Во вкладке Phase Interaction задается коэффициент

межфазного натяжения и подключается моделирование смачиваемости (Wall adhesion).

Для учета сил поверхностного натяжения была использована модель The Continuum Surface Force (CSF) [109; 105]:

$$S_\sigma = 2\sigma\kappa \frac{\rho_m \nabla \alpha_k}{\rho_c + \rho_d} \quad (2.14)$$

$$\kappa = \nabla \cdot \hat{n} = \nabla \cdot \frac{n}{|n|} = \nabla \cdot \left[\frac{(\nabla \alpha_k)}{|(\nabla \alpha_k)|} \right] \quad (2.15)$$

где \hat{n} – единичный нормальный вектор к поверхности;

n – вектор нормали к поверхности, рассчитанный по данным скалярного поля объемной доли дисперсной фазы;

S_σ – сила межфазного натяжения, входящая в уравнение Навье-Стокса (2.9);

κ – коэффициент кривизны поверхности;

ρ_c и ρ_d – плотности сплошной и дисперсной фазы соответственно, кг/м³;

ρ_m – плотность смеси, определяемая по уравнению 2.11.

Влияние краевого угла смачивания θ учитывается в модели CSF при расчете коэффициента кривизны и единичного вектора нормали \hat{n} на границе «жидкость-жидкость-твердое тело» в соответствии со схемой, представленной на Рисунке 2.10 [109-111, 105]:

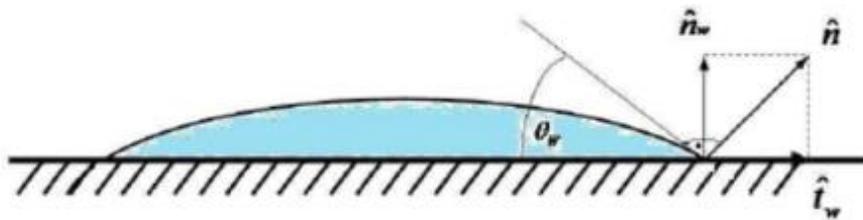


Рисунок 2.10 – Граница раздела фаз на границе «жидкость-жидкость-твердое тело» и расчетная схема определения единичного вектора нормали

$$\hat{n} = \hat{n}_w \cos \theta + \hat{t}_w \sin \theta \quad (2.16)$$

где \hat{n}_w и \hat{t}_w – единичные векторы, перпендикулярные и касательные к стенке;

θ – краевой угол смачивания.

Далее во вкладке *Viscous* выбиралась модель турбулентности. Согласно источнику [112], стандартная k - ε модель хуже описывает течения с низкими числами Рейнольдса. Модели RNG и Realizable k - ε содержат альтернативные формулировки для эффективной вязкости и подходят как для течений с высокими, так и с низкими числами Рейнольдса. Также отмечено [113], что модель Realizable k - ε лучше описывает течения с высокими градиентами давления по сравнению с стандартной k - ε моделью. Кроме того, в отличие от RNG-модели, модель Realizable k - ε требует меньших вычислительных затрат. Исследования течений со свободной поверхностью проводились с использованием модели турбулентности Realizable k - ε [114-117]. В связи с этим, в расчетах в дальнейшем была использована модель Realizable k - ε . Данная модель, как и многие модели турбулентности, основана на усредненных по Рейнольдсу уравнениях Навье-Стокса, в которых мгновенная скорость \mathbf{u} рассматривается как сумма усредненной скорости $\bar{\mathbf{u}}$ и пульсационной скорости \mathbf{u}' :

$$\mathbf{u}(x, y, z, t) = \bar{\mathbf{u}}(x, y, z) + \mathbf{u}'(x, y, z, t) \quad (2.17)$$

Для решения уравнений Навье-Стокса с учетом разложения 2.17 модель Realizable k - ε , как и стандартная модель k - ε , использует два дополнительных параметра – кинетическую энергию турбулентности k и скорость диссипации турбулентности ε :

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \cdot \frac{k}{\partial x_j} \right] + G_k - \rho \varepsilon + S_k \quad (2.18)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \varepsilon u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \cdot \frac{\varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S_\varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} + S_\varepsilon \quad (2.19)$$

где $G_k = 2\mu_T S_{ij} S_{ij}$ – член уравнения, характеризующий образование энергии турбулентности за счет средних градиентов скорости [112];

S_k и S_ε – члены уравнения, характеризующие внешние силы;

μ_T – турбулентная вязкость, определяемая по формуле:

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (2.20)$$

Значения коэффициентов C_1, C_2, C_μ и констант σ_k и σ_ε равны:

$$C_1 = \max [0,43; \eta/(\eta + 5)], \eta = \sqrt{2S_{ij}S_{ij}} \cdot k/\varepsilon;$$

$$C_2 = 1,9; C_\mu \approx 0,09; \sigma_k = 1,0; \sigma_\varepsilon = 1,2.$$

После задания модели турбулентности во вкладке Materials задавались свойства нефтепродукта и воды (плотности и динамические вязкости в соответствии с результатами, представленными в разделе 2.2.1. Динамическая вязкость веществ была рассчитана по формуле:

$$\mu_i = \rho_i \nu_i \quad (2.21)$$

где μ_i – динамическая вязкость фазы, Па·с;

ρ_i – плотность фазы, кг/м³;

ν_i – кинематическая вязкость фазы, м²/с.

Во вкладке Boundary Conditions были заданы граничные условия:

- массовый расход дисперсной фазы на входе в расчетную область;
- давление на выходе;
- поверхности, соответствующие материалу трубки (латунь / сталь): стенка без проскальзывания с соответствующим краевым углом смачивания, определенным в разделе 2.2.1.

Во вкладке Initialization были приняты следующие начальные условия:

- весь объем аппарата заполнен сплошной фазой (водой);
- скорости потока во всех точках равны нулю.

В качестве метода расчета был выбран метод PISO, который, как и метод SIMPLE, подходит для большинства задач, решаемых в нестационарной постановке [118-120], однако обладает более быстрой сходимостью. Шаг по времени выбирался исходя из значения числа Куранта [121]:

$$Co = \frac{U\Delta\tau}{\Delta X} \quad (2.22)$$

где Co – число Куранта. Стабильная сходимость расчета обеспечивалась при значении числа Куранта не более 2;

$\Delta\tau$ – шаг по времени, с;

U – скорость набегания потока, м/с;

ΔX – размер элемента сетки, м.

Число шагов по времени выставлялось заведомо большим, поэтому общее модельное время не было ограничено программой. Расчет останавливался вручную, когда достигался псевдостационарный режим, который подразумевает либо установившиеся значения массовых расходов дисперсной фазы, выходящей из каждого отверстия (при струйном режиме истечения), либо неустановившиеся значения расходов, колебания которых возникают с одинаковой частотой и амплитудой (при капельном режиме истечения).

Граница раздела фаз «жидкость-жидкость» определялась на основе полученных в ходе решения скалярного поля объемной доли дисперсной фазы и градиента этого поля в каждый момент времени (дискретизация уравнения объемной доли 2.12). Основным требованием, предъявляемым к схеме дискретизации уравнения объемной доли, являлось сохранение четкой границы раздела фаз между двумя жидкостями [122]. В качестве схемы формулировки границы раздела фаз был использован метод Geo-Reconstruct, который является наиболее точным, но требует больших вычислительных затрат [123-126]. Расчеты показали, что данный метод более четко определяет границу раздела фаз по сравнению с методом Compressive, где в некоторых случаях может наблюдаться размытие межфазной поверхности. Сравнение расчетных методов Geo-Reconstruct и Compressive более подробно представлено в Главе 3.

2.2.5 CFD-анализ конструкций перераспределителей жидкости методом вычислительной гидродинамики в ANSYS CFX

Исследование конструктивного оформления перераспределителей жидкости проводилось в расчетном модуле ANSYS CFX.

ANSYS CFX – это программный комплекс, позволяющий оптимизировать работу по совершенствованию технологий в сфере вычислительной гидродинамики. Данный расчетный модуль предоставляет возможность детально исследовать явления, возникающие внутри аппарата, что способствует принятию

комплекса технических решений по повышению эффективности его работы и оптимизации конструктивных решений.

Как и FLUENT, инструмент ANSYS CFX базируется на решении методом контрольных элементов уравнений Навье-Стокса, а в качестве входных геометрических (конструкционных) данных используется сеточное разбиение области течения. Отличие кроется в том, что в ANSYS FLUENT в качестве центра контрольного объема принимается центр элемента сетки, а в ANSYS CFX – узел сетки. Таким образом, по умолчанию разрешение пристеночного течения в ANSYS CFX оказывается на пол-ячейки «точнее», чем на той же самой сетке в ANSYS FLUENT [127]. Однако, в CFX, в отличие от FLUENT, недоступно построение полиэдрической сетки, что требует больших вычислительных затрат.

Инструмент CFX позволяет решать внутренние и внешние задачи гидродинамики, моделировать многофазные течения, моделировать процессы теплообмена и процессы с движущимися элементами.

Поскольку работа перераспределителей жидкости подразумевает противоточное движение сплошной и дисперсной фаз, для описания течений жидкостей использовалась модель Eulerian-Lagrangian. В отличие от ранее описанного метода VOF, в данной модели уравнения неразрывности и Навье-Стокса решаются для только для сплошной фазы, для дисперсной фазы отслеживание частиц выполняется путем решения уравнения движения для каждой частицы. На движение частиц дисперсной фазы оказывают влияние силы инерции, силы плавучести, сила сопротивления среды, подъемная сила и др. Математическое описание модели в общем виде имеет вид [101]:

$$\frac{\partial \alpha_c \rho_c}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_c \rho_c \mathbf{u}_c) = S_{mass} \quad (2.23)$$

$$\frac{\partial \alpha_c \rho_c}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_c \rho_c \mathbf{u}_c \mathbf{u}_c) = -\alpha_c \nabla P + \alpha_c \nabla \boldsymbol{\tau}_c - S_p + \alpha_c \rho_c \mathbf{g} = 0 \quad (2.24)$$

$$\frac{\partial \mathbf{u}_d}{\partial t} = \sum F \quad (2.25)$$

где S_{mass} и S_p – источники массы и импульса вследствие массообмена соответственно (при отсутствии массообмена эти величины равны нулю);

α_c – объемная доля сплошной фазы;

ρ_c – плотность сплошной фазы, кг/м³;

u_c – мгновенная скорость сплошной фазы, м/с;

P – среднее значение давления между фазами, Па;

$\tau_c = \mu_c \cdot \nabla(u_c)$ – тензор вязких напряжений, возникающих в сплошной фазе;

u_d – мгновенная скорость частицы дисперсной фазы, м/с;

$\sum F$ – векторная сумма сил, действующих на частицу дисперсной фазы.

ANSYS CFX предусматривает возможность включения в расчет различных сил, действующих на частицу. Добавление дополнительных сил, как правило, повышает точность расчета, но увеличивает время расчета. Поскольку данная модель разрешает информацию на уровне отдельной частицы, ее реализация довольно затратная в вычислительном отношении.

2.2.5.1 Разработка геометрии и построение расчетной сетки

Построение 3D-моделей конструкций перераспределителей жидкости осуществлялось в среде SOLIDWORKS. Модель состояла из фрагмента корпуса аппарата, в котором был организован противоточный контакт фаз (входы и выходы сплошной и дисперсной фаз), а также самого перераспределителя жидкости. Далее в среде Design Modeler выгружается внутренний объем построенной 3D-модели, в соответствии с алгоритмом, представленным в разделе 2.2.4.1.

Далее полученный внутренний объем загружается в сеточный генератор Meshing. Аналогично при помощи функции Named of Selection именуется поверхности: inlet для сплошной фазы, inlet для дисперсной фазы, outlet для сплошной фазы, outlet для дисперсной фазы, стенка без проскальзывания (wall).

Поскольку моделирование в рамках данного этапа не предполагает отслеживания формы и размеров капель, а лишь направлено на определение полей скоростей потоков сплошной и дисперсной фаз, размер элементов сетки определялся не размером капель, а точностью моделирования поведения потоков сплошной и дисперсной фаз. Согласно рекомендации [103], максимальный размер

элемента сетки был принят равным не более $1/20$ диаметра корпуса аппарата. Для увеличения точности расчета потоков вблизи отверстий была подключена функция *curvature*, которая была описана в разделе 2.2.4.1. Для увеличения точности расчета потоков вблизи пересечения ребер и граней была подключена функция *proximity*. Кроме того, для более точного разрешения пограничного слоя, возникающего вблизи стенок, была введена функция *Inflation*, достраивающая пристеночную область призматическими элементами малой толщины. Общая толщина слоев призматических элементов – 0,012 м, количество слоев – 6. 3D-модель сборки в разрезе, а также сгенерированная сеточная модели представлены на Рисунке 2.11:

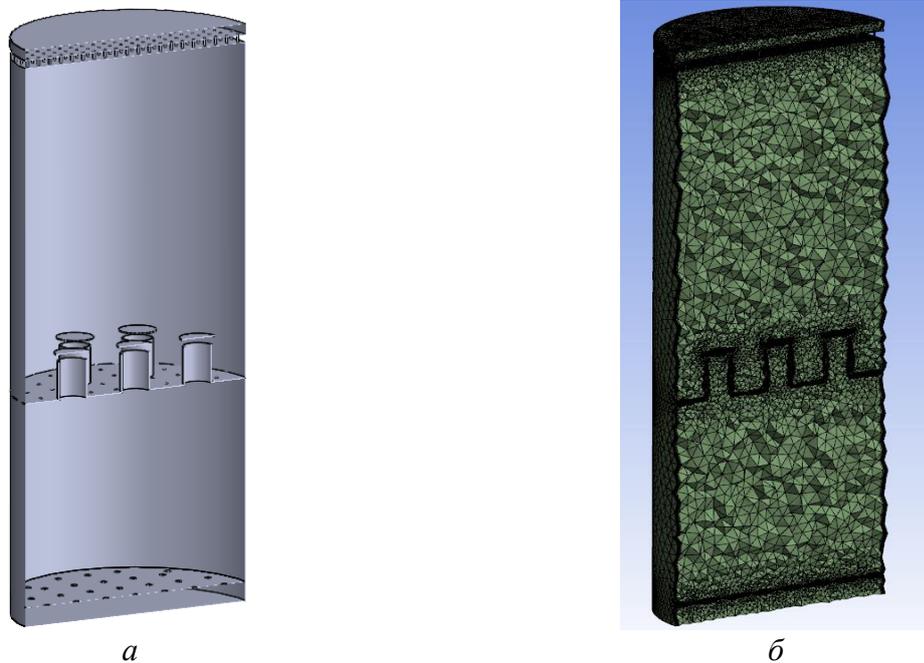


Рисунок 2.11 – Фронтальный разрез 3D-модели и фронтальный разрез сгенерированной сетки

Подробное описание настроек сеточного генератора представлено в Главе 4.

2.2.5.2 Порядок выполнения расчетов в модуле ANSYS CFX

Гидродинамический расчет перераспределителей жидкости был выполнен в среде ANSYS CFX в стационарном режиме. Во вкладке *Materials* задавались свойства жидких фаз. Во вкладке *Default Domain* проводилась идентификация фаз:

одна из фаз задавалась сплошной, другая – дисперсной. Эйлерова-Лагранжева модель требует задания размеров капель дисперсной фазы для дальнейшего расчета их взаимодействий со сплошной фазой. Диаметр капель дисперсной фазы определялся расчетом согласно методике, описанной в разделе 1.3. Расчет среднего диаметра капель представлен в Главе 4. В этой же вкладке задается давление в системе, направление силы тяжести, подключается модель Buoyant.

В качестве модели турбулентности была выбрана двухпараметрическая модель k-ε, рекомендуемая отечественными и зарубежными исследователями в данной области [128, 129], была использована для описания турбулентных течений.

Для повышения точности модели было учтено влияние межфазного натяжения. Поскольку в рамках данного исследования отслеживание формы частиц не представляет непосредственного интереса, для упрощения расчетной модели была выбрана опция Particle Model. Для описания силы сопротивления выбрана модель Ishii-Zuber, которая учитывает изменение силы сопротивления за счет искажения формы капли введением в модель критерия Этвеша, характеризующим соотношение сил тяжести и сил поверхностного натяжения [130]:

$$Eo = \frac{gd_p^2\Delta\rho}{\sigma} \quad (2.26)$$

где Eo – число Этвеша;

d_p – диаметр частиц дисперсной фазы;

$\Delta\rho$ – разность плотностей фаз, кг/м³;

σ – межфазное натяжение, Н/м.

В условиях искажения формы капли режим осаждения является автомодельным. Коэффициент сопротивления ζ в этом случае не зависит от числа Рейнольдса, а зависит лишь от формы капли [131]:

$$\zeta = \frac{2}{3}\sqrt{Eo} \quad (2.27)$$

Согласно рекомендации [132], данная модель более адекватно описывает движение капель жидкости.

Дополнительно была учтена подъемная сила (Lift Force), описываемая моделью Tomiyama.

В качестве граничных условий были выбраны: массовый расход сплошной фазы (inlet), массовый расход дисперсной фазы (inlet), давление на выходе сплошной фазы (opening), давление на выходе дисперсной фазы (opening), поверхности, соответствующие материалу корпуса аппарата и перераспределителя жидкости: стенка без проскальзывания (wall).

Критерием сходимости было достижение значений среднеквадратичных невязок по давлению и трем составляющим скорости по каждой фазе менее 10^{-5} , а также достижение материального баланса по каждой фазе (невязка баланса не более 0,5 %). Регулированием величины Timescale Factor непосредственно в процессе расчета удалось достичь требуемого уровня сходимости [134].

2.2.6 Разработка методов оценки равномерности распределения фаз в насадочных экстракторах средствами CFD-систем

В Главе 1, а также в работе [63] были рассмотрены экспериментальные и расчетные методы оценки равномерности распределения потоков в колонных аппаратах. Расчётный метод, описанный в разделе 1.5, предполагает расчет коэффициента неравномерности распределения M_f по уравнению 1.10 на основании данных о скорости потока в каждой точке расчётной области. Недостаток данной функции заключается в том, что M_f может принимать значения от 0 до $+\infty$, что не очень удобно при описании результатов.

Предлагается усовершенствовать существующую функцию неравномерности распределения M_f . Для потока сплошной фазы вначале вычисляется среднее значение нормальной составляющей скорости \overline{U}_N в сечении S_N , перпендикулярном к нормали:

$$\overline{U}_N = \frac{1}{n} \sum_{S_N} U_{Ni} \quad (2.28)$$

где n – число точек в выбранном сечении S_N .

U_{Ni} – нормальная (аксиальная) составляющая вектора скорости сплошной фазы в каждой точке сечения S_N . В идеальном случае при противоточной организации контакта фаз потоки должны двигаться строго по нормали, при этом модули всех векторов скорости для каждой из фаз должны быть равны.

Далее вычисляется среднеквадратическое отклонение σ_U и относительное отклонение или коэффициент вариации величины скорости v_U :

$$\sigma_U = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{S_N} (U_{Ni} - \overline{U_N})^2} \quad (2.29)$$

$$v_U = \frac{\sigma_U}{|\overline{U_N}|} \quad (2.30)$$

Коэффициент вариации v_U является полным аналогом функции неравномерности распределения M_f и также может принимать значения $[0; +\infty)$. Поэтому предлагается ввести функцию эффективности распределения Φ , которая удовлетворяет следующим условиям [135]:

- 1) $\Phi = 0$ при $v = +\infty$ (хаотичное распределение);
- 2) $\Phi = 1$ при $v = 0$ (идеальное распределение);
- 3) $\partial\Phi/\partial v < 0 \quad \forall v \in [0; +\infty)$.

Наиболее подходящей оказалась обратная функция вида:

$$\Phi(v) = \frac{1}{1 + v} \quad (2.31)$$

Пограничное значение $\Phi(v) = 0,5$ функция принимает при $v = 1$. Значения функции $\Phi(v) > 0,5$ отвечают приемлемому распределению, а $\Phi(v) < 0,5$ – неравномерному распределению.

Для сплошной фазы функцию Φ можно записать в виде:

$$\Phi(U) = \frac{1}{1 + v_U} \quad (2.32)$$

На Рисунке 2.12 представлено векторное поле скоростей сплошной фазы в фронтальной плоскости. Для нормального сечения аппарата, расположенного на 500 мм выше полотна перераспределительной тарелки, был проведен анализ чувствительности расчетной модели к числу расчетных точек в сечениях аппарата.

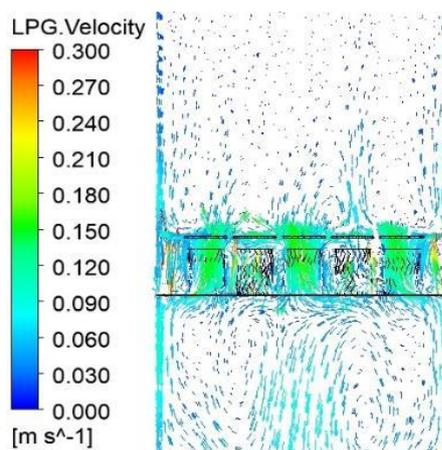


Рисунок 2.12 – Векторное поле скоростей сплошной фазы в фронтальной плоскости (сплошная фаза движется снизу вверх)

Зависимость величины $\Phi(U)$ от выбранного числа точек в сечении S_N представлена на Рисунке 2.13. Анализ показал, при увеличении числа точек в сечениях свыше 25 тыс. результаты расчета перестают изменяться. Однако, все же рекомендуется проводить предварительный анализ чувствительности для каждой модели, поскольку требуемое число точек может отличаться.

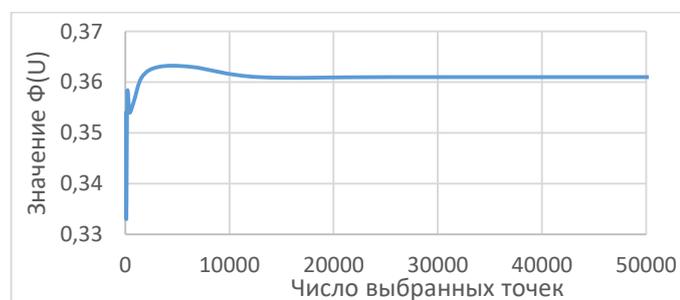


Рисунок 2.13 – Зависимость величины $\Phi(U)$ от заданного числа точек в сечении S_N

Метод оценки равномерности распределения сплошной фазы основывается на следующих положениях:

– идеальное распределение соответствует такому гипотетическому гидродинамическому состоянию P , при котором величина вектора скорости сплошной фазы $U(x, y, z)$ в каждой точке одинакова. Как говорилось ранее, для рассматриваемого поперечного сечения аппарата $S_N(z)$ можно рассматривать равенство векторов нормальной составляющей скорости $U_N(x, y)$.

– неравномерность распределения скорости движения потока $U_N(x, y)$ приводит к возникновению обратных токов. Доля обратного тока через заданное сечение аппарата $S_N(z)$ (*backflow fraction, BFF*) характеризует неравномерность распределения потока в выбранном сечении аппарата.

Зная значение нормальной составляющей скорости $U_N(x, y)$ в каждой точке рассматриваемого сечения S_N , результирующее значение потока вещества через сечение S_N определяется как двойной интеграл нормальной составляющей скорости $U_N(x, y)$ по поверхности S_N :

$$\bar{M} = \iint_{S_N} \rho U_N dS \quad (2.33)$$

Применительно к процессам жидкостной экстракции в докритической области жидкости можно считать несжимающимися, т.е. $\rho(x, y, z, t) = \text{const}$:

$$\bar{M} = \rho \iint_{S_N} U_N dS \quad (2.34)$$

Движение потоков в аппарате при наличии обратного перемешивания можно описать моделью с рециклом, как показано на Рисунке 2.14:

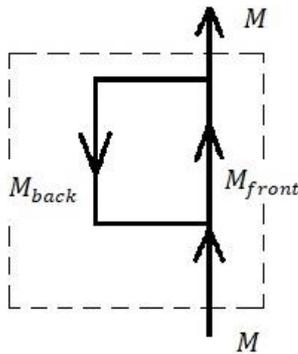


Рисунок 2.14 – Модель структуры потоков с рециклом

При отсутствии массообмена между фазами массовый расход сплошной фазы на входе и выходе из аппарата одинаков; он также равен разности потоков, движущихся в прямом и обратном направлении относительно основной части потока:

$$\bar{M} = M_{front} - M_{back} \quad (2.35)$$

Гипотетическое изменение обратного тока на прямой соответствует новому полю скоростей $|U_N|(x, y)$. Схематичное изображение полей скоростей $U_N(x, y)$ и гипотетического поля $|U_N|(x, y)$ показано на Рисунке 2.15:

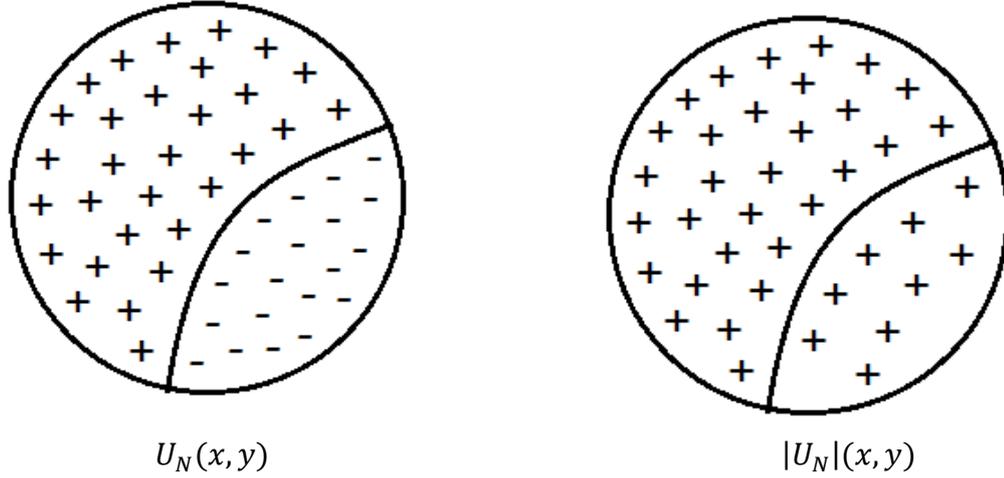


Рисунок 2.15 – Схема полей скоростей $U_N(x, y)$ и гипотетического поля $|U_N|(x, y)$ в заданном сечении колонного аппарата

Для такого гипотетического поля результирующий поток определяется следующим образом:

$$M_{hyp} = \rho \iint_{S_N} |U_N| dS = M_{front} + M_{back} \quad (2.36)$$

Сопоставив величины \bar{M} и M_{hyp} и взяв их полуразность, можно определить величину обратного тока M_{back} :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2}(M_{hyp} - \bar{M}) &= \frac{1}{2}[(M_{front} + M_{back}) - (M_{front} - M_{back})] = \\ &= M_{back} = \frac{\rho}{2} \cdot \left(\iint_{S_N} |U_N| dS - \iint_{S_N} U_N dS \right) \end{aligned} \quad (2.37)$$

Долю обратного тока (BFF) можно определить относительно гипотетического потока M_{hyp} , а не результирующего \bar{M} , поскольку отношение M_{back}/\bar{M} принимать значения как ниже 1, так и выше 1 (при $M_{back} \geq \bar{M}$). С учетом этого, можно записать:

$$BFF = \frac{M_{back}}{M_{hyp}} = \frac{\rho \left(\iint_{S_N} |U_N| dS - \iint_{S_N} U_N dS \right)}{2\rho \iint_{S_N} |U_z| dS} = \frac{\iint_{S_N} |U_N| dS - \iint_{S_N} U_N dS}{2 \iint_{S_N} |U_N| dS} \quad (2.38)$$

Оценим значения показателя BFF при отсутствии перемешивания и при полном перемешивании:

$$\lim_{M_{back} \rightarrow 0} BFF = \lim_{M_{back} \rightarrow 0} \frac{M_{back}}{M_{back} + M_{front}} = \lim_{M_{back} \rightarrow 0} \left(\frac{M_{back}}{2M_{back} + \bar{M}} \right) = 0 \quad (2.39)$$

$$\lim_{M_{back} \rightarrow \infty} BFF = \lim_{M_{back} \rightarrow \infty} \frac{M_{back}}{M_{back} + M_{front}} = \lim_{M_{back} \rightarrow \infty} \left(\frac{M_{back}}{2M_{back} + \bar{M}} \right) = 0,5 \quad (2.40)$$

Значение показателя BFF варьируется от 0 до 0,5. Данный показатель можно использовать для сравнительного анализа различных гидродинамических ситуаций в аппарате, но это может быть не совсем информативно при интерпретации результатов. Поэтому для оценки обратного перемешивания целесообразно использовать другой показатель – интенсивность обратного перемешивания I_{BM} , определяемый как соотношение обратного тока M_{back} и прямого тока M_{front} :

$$I_{BM} = \frac{M_{back}}{M_{front}} = \frac{M_{back}}{M_{back} + \bar{M}} = \frac{\iint_{S_N} |U_N| dS - \iint_{S_N} U_N dS}{\iint_{S_N} |U_N| dS + \iint_{S_N} U_N dS} \quad (2.41)$$

Граничные значения показателя I_{BM} при отсутствии перемешивания и при полном перемешивании изменяются от 0 до 1 соответственно:

$$\lim_{M_{back} \rightarrow 0} I_{BM} = \lim_{M_{back} \rightarrow 0} \left(\frac{M_{back}}{M_{back} + \bar{M}} \right) = 0 \quad (2.42)$$

$$\lim_{M_{back} \rightarrow \infty} I_{BM} = \lim_{M_{back} \rightarrow \infty} \left(\frac{M_{back}}{M_{back} + \bar{M}} \right) = 1 \quad (2.43)$$

Действительно, при интенсивном обратном перемешивании в заданном сечении аппарата $M_{back} \gg \bar{M}$, соответственно и $M_{front} \gg \bar{M}$ (исходя из равенства 2.35); в окрестности заданного сечения можно наблюдать циркуляционные токи. При этом значения расходов потоков M_{back} и M_{front} между собой выравниваются, а интенсивность обратного перемешивания I_{BM} приближается к 1. При незначительном обратном перемешивании $M_{back} \rightarrow 0$, а величина M_{front} практически равна расходу потока M .

Таким образом, величина I_{BM} характеризует интенсивность обратного перемешивания относительно максимально возможной и рекомендуется для оценки распределения сплошной фазы в аппарате.

Распределение капель дисперсной фазы предлагается оценивать аналогичным способом на основе среднеквадратичного отклонения величины объемной доли дисперсной фазы s_φ , как показано в работе [136]. Обладая расчетными данными об объемной доле дисперсной фазы в каждой точке расчетной области, среднеквадратичное отклонение σ_φ можно вычислить по формуле:

$$\sigma_\varphi = \sqrt{\frac{1}{S_N} \iint_{S_N} (\varphi - \bar{\varphi})^2 dS} \quad (2.44)$$

$$\bar{\varphi} = \frac{1}{S_N} \iint_{S_N} \varphi dS \quad (2.45)$$

где φ – значение объемной доли дисперсной фазы в данной точке рассматриваемого сечения S_N ;

$\bar{\varphi}$ – среднее значение объемной доли дисперсной фазы в сечении S_N .

Функция эффективности распределения для капель дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$ запишется в виде:

$$\Phi(\varphi) = \frac{1}{1 + v_\varphi} \quad (2.46)$$

$$v_\varphi = \sigma_\varphi / \bar{\varphi} \quad (2.47)$$

Методика оценки равномерности распределения потоков в экстракционных аппаратах включает в себя следующую последовательность действий:

I. Для перераспределителей жидкости:

1) выбираются два поперечных сечения аппарата $S_{XY,1}$, $S_{XY,2}$, находящиеся над и под перераспределительным устройством;

2) для конкретной конструкции перераспределителя методами CFD-анализа определяются векторное поле скорости сплошной фазы $\vec{U}(x, y, z)$ и скалярное поле объемной доли дисперсной фазы $\varphi(x, y, z)$ в пределах расчетной области;

3) для заданных сечений аппарата $S_{XY,1}$, $S_{XY,2}$ вычисляются:

- интенсивность обратного перемешивания I_{BM} по формуле 2.41;

- функция эффективности распределения сплошной фазы $\Phi(U)$ по формулам 2.28-2.32;

- функция эффективности распределения дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$ по формулам 2.44-2.47;

4) пункты 2 и 3 последовательно выполняются для каждой рассматриваемой конструкции перераспределителя жидкости;

5) принимается решение по выбору наиболее эффективной конструкции перераспределителя: среди рассмотренных конструкций наилучшее распределение сплошной и дисперсной фаз обеспечивается при минимальном значении I_{BM} и максимальных значениях $\Phi(U)$ и $\Phi(\varphi)$.

II. Для распределителей легкой/тяжелой дисперсной фазы:

1) выбирается поперечное сечение аппарата S_{XY} , находящееся над/под распределительным устройством;

2) для конкретной конструкции распределителя дисперсной фазы методами CFD-анализа определяется скалярное поле объемной доли дисперсной фазы $\varphi(x, y, z)$ в пределах расчетной области;

3) для заданного сечения аппарата S_{XY} вычисляется функция эффективности распределения дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$ по формулам 2.44-2.47;

4) пункты 2 и 3 последовательно выполняются для каждой рассматриваемой конструкции распределителя дисперсной фазы;

5) принимается решение по выбору наиболее эффективной конструкции распределителя дисперсной фазы: среди рассмотренных конструкций наилучшее распределение обеспечивается при максимальном значении $\Phi(\varphi)$.

Выводы по главе 2

В главе представлены два объекта исследования: распределитель дисперсной фазы и перераспределитель жидкости. Определены значения межфазного натяжения на границе «вода-масло», «вода-бензин», а также краевые углы смачивания латунной и стальной поверхностей маслом и бензином, находящимися в воде. Полученные результаты наряду с данными по плотностям и вязкостям фаз в дальнейшем будут использованы для построения математической модели истечения дисперсной фазы.

Описан подход к построению математической модели истечения дисперсной фазы методом VOF в нестационарном режиме с применением программного модуля ANSYS FLUENT, включающий этапы создания геометрии, построения сетки и настройки решателя. Также описан подход к моделированию течений сплошной и дисперсной фаз в колонных аппаратах путем решения задачи в Эйлерово-Лагранжевой постановке при помощи модуля ANSYS CFX.

Предложена методика оценки эффективности распределения сплошной и дисперсной фаз в аппарате с помощью средств CFD-анализа, включающая в себя расчет трех основных показателей:

- интенсивность обратного перемешивания I_{BM} ;
- функция эффективности распределения сплошной фазы $\Phi(U)$;
- функция эффективности распределения дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$.

Предлагаемая методика позволяет провести сравнительный анализ и оптимизацию конструктивных параметров перераспределительных устройств, что позволит обеспечить равномерное распределение фаз по сечению колонны и в конечном итоге увеличить эффективность работы массообменного аппарата.

Глава 3 ИССЛЕДОВАНИЕ КОНСТРУКТИВНОГО ОФОРМЛЕНИЯ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЕЙ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ

3.1 Разработка математической модели истечения дисперсной фазы

Для проведения CFD-анализа конструкций распределителей дисперсной фазы в первую очередь была поставлена задача разработать математическую модель в среде ANSYS FLUENT, которая бы адекватно описывала поведение жидкости при ее истечении из отверстия в среду другой жидкости.

Для решения поставленной задачи вначале были проведены испытания на стенде, где были получены характеристики истечения нефтепродуктов в водную фазу в зависимости от расхода подаваемой жидкости. Далее путем настройки входных параметров в среде ANSYS FLUENT была разработана модель истечения дисперсной фазы. Полученные расчетные данные по характеристикам истечения дисперсной фазы в CFD-среде сравнивались с экспериментальными данными, после этого оценивалась адекватность расчетной модели.

3.1.1 Исследование истечения дисперсной фазы на экспериментальном стенде

Опытные испытания по изучению истечения нефтепродуктов в водную фазу проводились в соответствии с методикой, описанной в Главе 2. Истечение жидкости проводилось из латунной трубки 4x0,5 мм (внутренний диаметр 3 мм). Данный отрезок латунной трубки устанавливался в основную латунную трубку большего диаметра и герметично фиксировался таким образом, чтобы открытый конец трубки был направлен вверх.

Истечение нефтепродуктов в водную фазу проводилось при различном положении регулирующего крана. Каждый независимый опыт состоял из трех параллельных опытов для оценки ошибки эксперимента и проверки воспроизводимости опытов. Каждый опыт сопровождался видеофиксацией, где проводилось отслеживание капель дисперсной фазы, выходящих из конца трубки,

а также фиксировалось время, за которое происходит истечение заданного объёма нефтепродукта. Полученные данные далее были подвергнуты видеообработке в специализированном ПО Adobe Premiere Pro [137], в котором была проведена раскадровка видеоматериалов (30 кадров/сек). Это позволило точно определить периоды начала и конца истечения нефтепродукта, а также момент отрыва капель.

В ходе видеообработки было выявлено, что частота образования капель в первые несколько секунд растёт, а затем устанавливается на определенном уровне. Время выхода на установившийся режим истечения составляло порядка 5-7 секунд. Как было указано в Главе 2, для расчета времени образования капли и определения ее размеров учитывались только те капли, которые образовывались после выхода установки на установившийся режим.

В ходе эксперимента на системе «вода-масло» был проведен 21 опыт: 7 независимых опытов с различной подачей масла, каждый из которых состоял из трех параллельных опытов. На системе «вода-бензин» было проведено 18 опытов: 6 независимых, каждый из которых был состоял из трех параллельных. Результаты экспериментов на системах «вода-масло» и «вода-бензин» приведены в Таблицах 3.1 и 3.2 соответственно:

Таблица 3.1 – Результаты эксперимента на системе «вода-масло»

№ независ. опыта (i)	Паралл. опыты (j)	Определение расхода масла		Отслеживание капель	
		Объем истекшей жидкости, мл	Время истечения, с	Количество капель, истеченное за контрольное время	Контрольное время (установившийся режим.), с
1	2	3	4	5	6
1	1	5	21,93	10	10,97
	2			10	11,07
	3			15	16,60
2	1	5	14,87	10	8,33
	2			13	10,80
	3			8	6,60
3	1	10	23,00	10	6,87
	2			15	10,37
	3			20	13,87
4	1	10	21,20	10	6,27
	2			15	9,73
	3			20	12,80

Продолжение Таблицы 3.1

1	2	3	4	5	6
5	1	10	20,30	10	6,13
	2			20	12,47
	3			15	9,23
6	1	10	16,80	10	5,47
	2			12	6,47
	3			15	8,23
7	1	10	16,20	10	5,13
	2			8	4,17
	3			15	7,77

Таблица 3.2 – Результаты эксперимента на системе «вода-бензин»

№ независ. опыта (i)	Паралл. опыты (j)	Определение расхода бензина		Отслеживание капель	
		Объем истекшей жидкости, мл	Время истечения, с	Количество капель, истеченное за контрольное время	Контрольное время (установившийся режим.), с
1	2	3	4	5	6
1	1	5	18,50	11	6,27
	2			15	8,70
	3			18	10,27
2	1	5	15,50	14	6,47
	2			11	4,90
	3			15	7,07
3	1	10	21,00	10	3,30
	2			20	6,80
	3			10	3,37
4	1	10	14,60	12	2,90
	2			12	2,80
	3			15	3,57
5	1	10	10,80	8	1,33
	2			10	1,73
	3			7	1,20
6	1	15	12,00	11	1,60
	2			9	1,30
	3			13	1,77

В соответствии с методикой, на основании полученных экспериментальных данных были рассчитаны расходы подаваемого масла и бензина, скорости истечения из отверстия, число Рейнольдса в сечении отверстия, частота истечения капель, время образования капли, а также расчетный диаметр капли. Для систем «вода-масло» и «вода-бензин» результаты отражены в Таблицах 3.3 и 3.4 соответственно.

Таблица 3.3 – Расходы подаваемого масла и характеристики истечения капель

№ независ. опыта (i)	Паралл. опыты (j)	Расходы масла объемные и массовые, мл/с (кг/с)	Характеристики истечения капель				
			Скорость истечения из отверстия, м/с	Re _o	Частота образования капель, с ⁻¹	Время образования капли, с	Средний расчетный диаметр капли, мм
1	1	0,228 (0,000193)	0,032	4,4	0,912	1,097	7,83
	2				0,903	1,107	
	3				0,904	1,107	
2	1	0,336 (0,000285)	0,048	6,5	1,200	0,833	8,11
	2				1,204	0,831	
	3				1,212	0,825	
3	1	0,435 (0,000369)	0,062	8,4	1,456	0,687	8,31
	2				1,446	0,691	
	3				1,442	0,694	
4	1	0,472 (0,000400)	0,067	9,1	1,595	0,627	8,32
	2				1,542	0,649	
	3				1,563	0,640	
5	1	0,493 (0,000418)	0,070	9,5	1,631	0,613	8,34
	2				1,604	0,624	
	3				1,625	0,615	
6	1	0,595 (0,000505)	0,084	11,5	1,828	0,547	8,52
	2				1,855	0,539	
	3				1,823	0,549	
7	1	0,617 (0,000523)	0,087	11,9	1,949	0,513	8,48
	2				1,918	0,521	
	3				1,931	0,518	

Таблица 3.4 – Расходы подаваемого бензина и характеристики истечения капель

№ независ. опыта (i)	Паралл. опыты (j)	Расходы бензина объемные и массовые, мл/с (кг/с)	Характеристики истечения капель				
			Скорость истечения из отверстия, м/с	Re _o	Частота образования капель, с ⁻¹	Время образования капли, с	Средний расчетный диаметр капли, мм
1	1	0,270 (0,000185)	0,038	208	1,757	0,569	6,66
	2				1,724	0,580	
	3				1,754	0,570	
2	1	0,323 (0,000221)	0,046	249	2,165	0,462	6,57
	2				2,247	0,445	
	3				2,123	0,471	
3	1	0,476 (0,000327)	0,067	367	3,030	0,330	6,73
	2				2,941	0,340	
	3				2,971	0,337	
4	1	0,685 (0,000470)	0,097	529	4,132	0,242	6,78
	2				4,285	0,233	
	3				4,202	0,238	
5	1	0,926 (0,000635)	0,131	715	6,024	0,166	6,70
	2				5,780	0,173	
	3				5,814	0,172	
6	1	1,250 (0,000858)	0,177	965	6,897	0,145	6,96
	2				6,944	0,144	
	3				7,407	0,135	

Для систем «вода-масло» и «вода-бензин» во всех опытах наблюдался капельный режим истечения. Максимальная объемная подача масла и бензина составила 0,617 мл/с и 1,250 мл/с соответственно, которая достигалась при полном открытии крана. Максимальная скорость истечения масла составила 0,087 м/с; критическая скорость, соответствующая переходу из капельного режима в струйный, согласно [41], составила 0,169 м/с. Максимальная скорость истечения бензина составила 0,177 м/с; критическая скорость, согласно [41], составила 0,211 м/с. Данные расчеты приведены в Таблице Б.1.

Зависимость среднего диаметра капель от скорости истечения масла и бензина из отверстия диаметром 3 мм представлена на Рисунке 3.1:

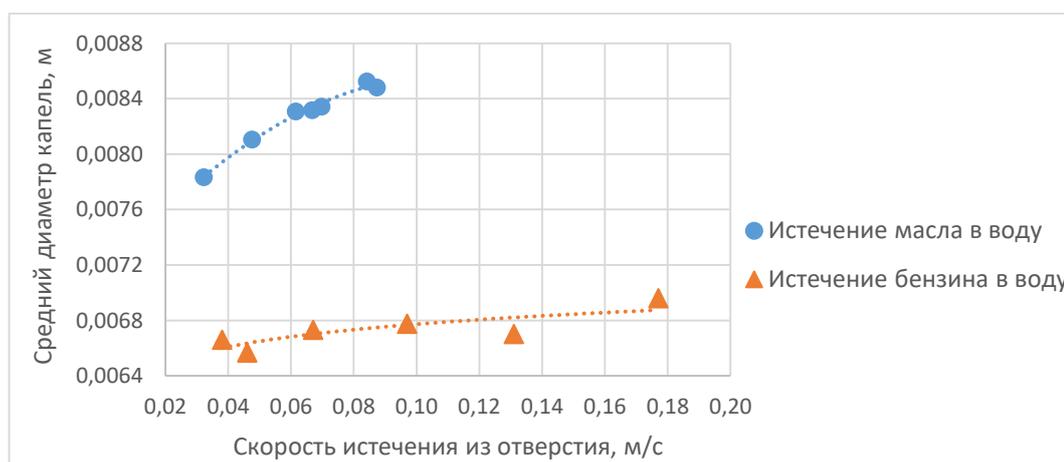


Рисунок 3.1 – Зависимость среднего диаметра образуемых капель от скорости истечения нефтепродуктов из отверстия

С ростом скорости истечения дисперсной фазы диаметр капель растет, приближаясь к максимальным значениям для капельной области, что согласуется с данными, представленными в Главе 1 (Рисунок 1.9).

3.1.2 Формирование расчетной модели истечения дисперсной фазы

Для изучения характера истечения капель из отверстия рассчитывать весь объем стенда нет необходимости. Моделирование области в окрестности выхода капли от отверстия позволит значительно сократить вычислительные затраты при

сохранении требуемого качества сетки. После построения 3D-модели в модуле Design Modeler программного пакета ANSYS Workbench был выгружен внутренний объем (см. Главу 2). Далее в модуле Meshing была сгенерирована расчетная сетка в соответствии с положениями, указанными в разделе 2.2.4.1. Размер элемента тетраэдрической сетки был принят равным 1 мм. Также на данном этапе задавались имена для поверхностей: вход (inlet), выход (outlet), стенки латунной трубки (tube) и остальные границы расчетной области (wall).

Разработанная в стороннем САПР-комплексе SOLIDWORKS 3D-модель, а также сетка, сгенерированная на основе 3D-модели представлена на Рисунке 3.2:



а – фронтальный разрез 3D-модели, б – фронтальный разрез сгенерированной сетки

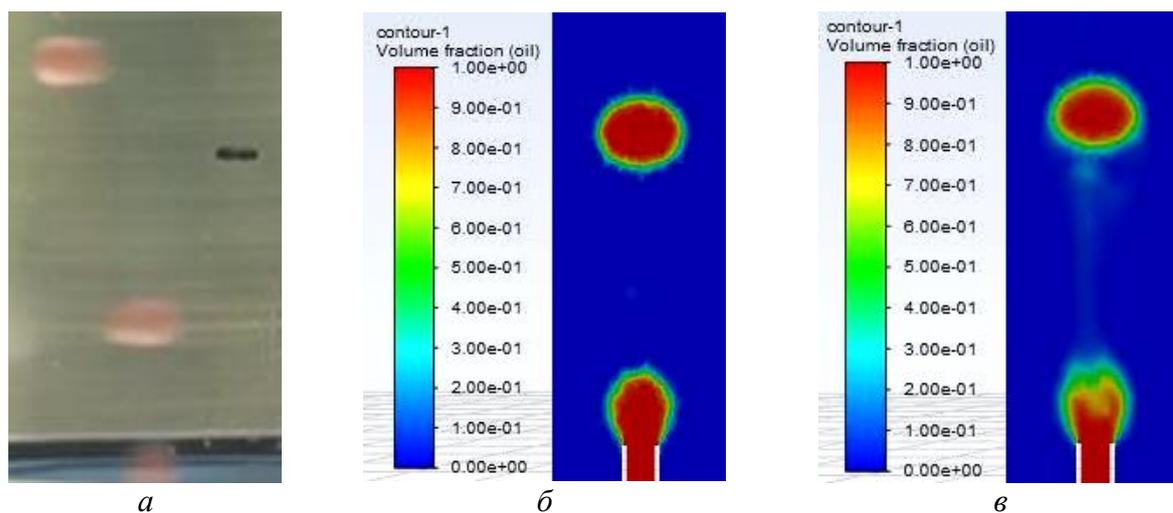
Рисунок 3.2 – Разработанная 3D-модель и сеточная модель стенда в окрестности выхода капли из отверстия

Далее сгенерированная сетка была импортирована в среду ANSYS FLUENT. Была сгенерирована новая полиэдрическая сетка на основе тетраэдрической. В качестве граничных условия задавались:

- массовый расход нефтепродукта на входе в расчетную области в соответствии с данными эксперимента (условие mass flow inlet);
- относительное давление на выходе (условие pressure outlet). В качестве внешнего давления принято атмосферное давление (101325 Па).
- поверхности трубки заданы как стенки без проскальзывания, с учетом угла смачивания на границе «вода-масло-стенка» $40,8^\circ$, угла смачивания на границе «вода-бензин-стенка» $34,2^\circ$ (условие wall);

- остальные границы расчётной области заданы как стенки со свободным скольжением (условие wall).

В качестве схем дискретизации уравнения объемной доли были рассмотрены методы Geo-Reconstruct и Compressive. На Рисунке 3.3 отражены фактическое поведение капель при истечении из отверстия и распределение объемной доли фазы масла в окрестности выходного отверстия при объемной подаче 0,617 мл/с.



a – капли, зафиксированные в ходе опыта;

б – модель Geo-Reconstruct; *в* – модель Compressive

Рисунок 3.3 – Поведение капель масла при истечении из отверстия в водной среде (расход масла 0,617 мл/с)

Из представленных Рисунков можно видеть, что применение схемы Geo-Reconstruct в отличие от схемы Compressive обеспечивает наиболее приближенное к факту поведение дисперсной фазы, а именно более четкую границу раздела фаз при образовании капли. Также стоит отметить, что расчет по схеме Compressive приводит к образованию «хвоста» из фазы масла, образующегося за каплей. В проведенных опытах при данной подаче масла (0,617 мл/с) ни «хвоста», ни мелких капель-спутников не наблюдалось.

На Рисунке 3.4 также показано, что при расчете истечения дисперсной фазы из боковых трубок распределителей по схеме Compressive может наблюдаться нефизическое поведение фаз, а именно отличное от 0 значение объемной доли

масла в замкнутом пространстве, которое по факту должно быть занято водой, образующей застойную зону.

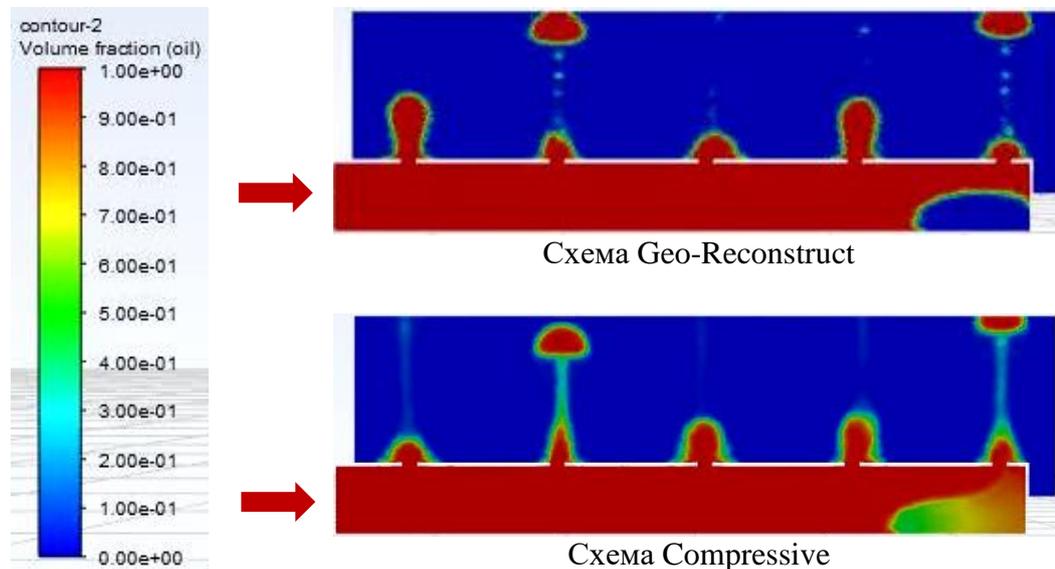
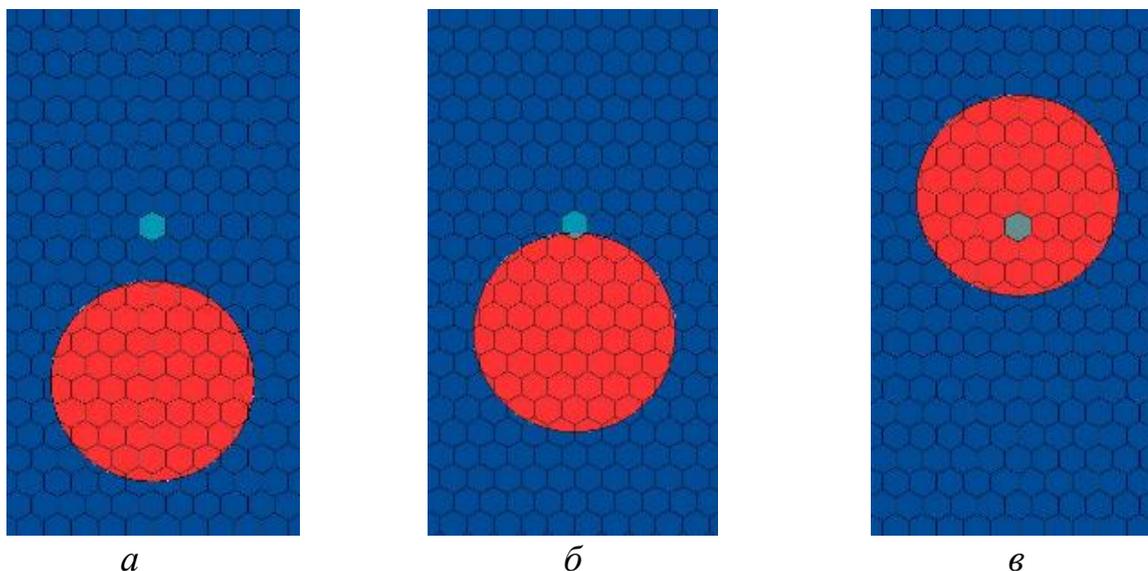


Рисунок 3.4 – Влияние схемы дискретизации уравнения объемной доли на поведение фаз при истечении масла через боковые трубки распределителя

Схема Geo-Reconstruct в данном случае четко определяет границу раздела фаз «масло-вода», в застойной зоне значение объемной доли масла равно 0 (зона занята водой). В связи с вышесказанным, дальнейшие расчеты во FLUENT проводились с использованием модели Geo-Reconstruct в качестве схемы дискретизации уравнения объемной доли.

Решение задачи истечения выполнялось в нестационарной поставке с шагом по времени $\Delta t = 0,002$ с. Такой шаг по времени обеспечивал требуемую сходимость расчета, значение числа Куранта при этом не превышало 2. Для проверки адекватности разработанной математической модели осуществлялось отслеживание во времени объемной доли дисперсной фазы в элементе сетки (в ячейке), находящемся на оси отверстия на 5 см выше него. Расчетная схема движения капли легкой фазы (условно показана сферической) в среде тяжелой фазы представлена на Рисунке 3.5, где также изображена расчетная полиэдрическая сетка. Красным цветом изображена капля легкой фазы, синим – тяжелой фазы, голубым – элементарный объем. Показаны три случая, когда капля отсутствует в

элементе сетки (а), частично находится в элементе сетки (б) и полностью заполняет элементарный объем (в).



a – капля отсутствует в элементе сетки; *б* – капля частично находится в элементе сетки,
в – капля полностью заполняет элементарный объем

Рисунок 3.5 – Расчетная схема движения капли лёгкой дисперсной фазы в среде тяжелой сплошной фазы вдоль полиэдрического элемента сетки

Если капля дисперсной фазы отсутствует в элементе сетки, то объемная доля дисперсной фазы равна нулю. По мере подъема капли возникает состояние, когда граница раздела фаз частично покрывает элементарный объем ячейки сетки. В этом случае программа вычисляет объемную долю дисперсной фазы в элементе сетки как долю объема элемента, заполненного дисперсной фазой. При этом величина объемной доли изменяется от 0 до 1. Как только капля масла полностью заполняет элементарный объем, объемная доля дисперсной фазы принимает значение равное 1. Поскольку капля имеет большие размеры, чем элементарный объем, то по мере подъема капли и значение объемной доли дисперсной фазы какое-то время сохраняет максимальное значение $\varphi=1$, что соответствует полному заполнению элементарного объема дисперсной фазы. После того, как в элементарном объеме появляется нижняя граница раздела фаз, величина объемной

доли дисперсной фазы начинает снижаться. Каждый крупный пик на временном графике соответствует отдельной капле, прошедшей вдоль элемента сетки.

Зависимости объемной доли фазы масла от времени в заданном элементарном объеме представлены на Рисунке 3.6.

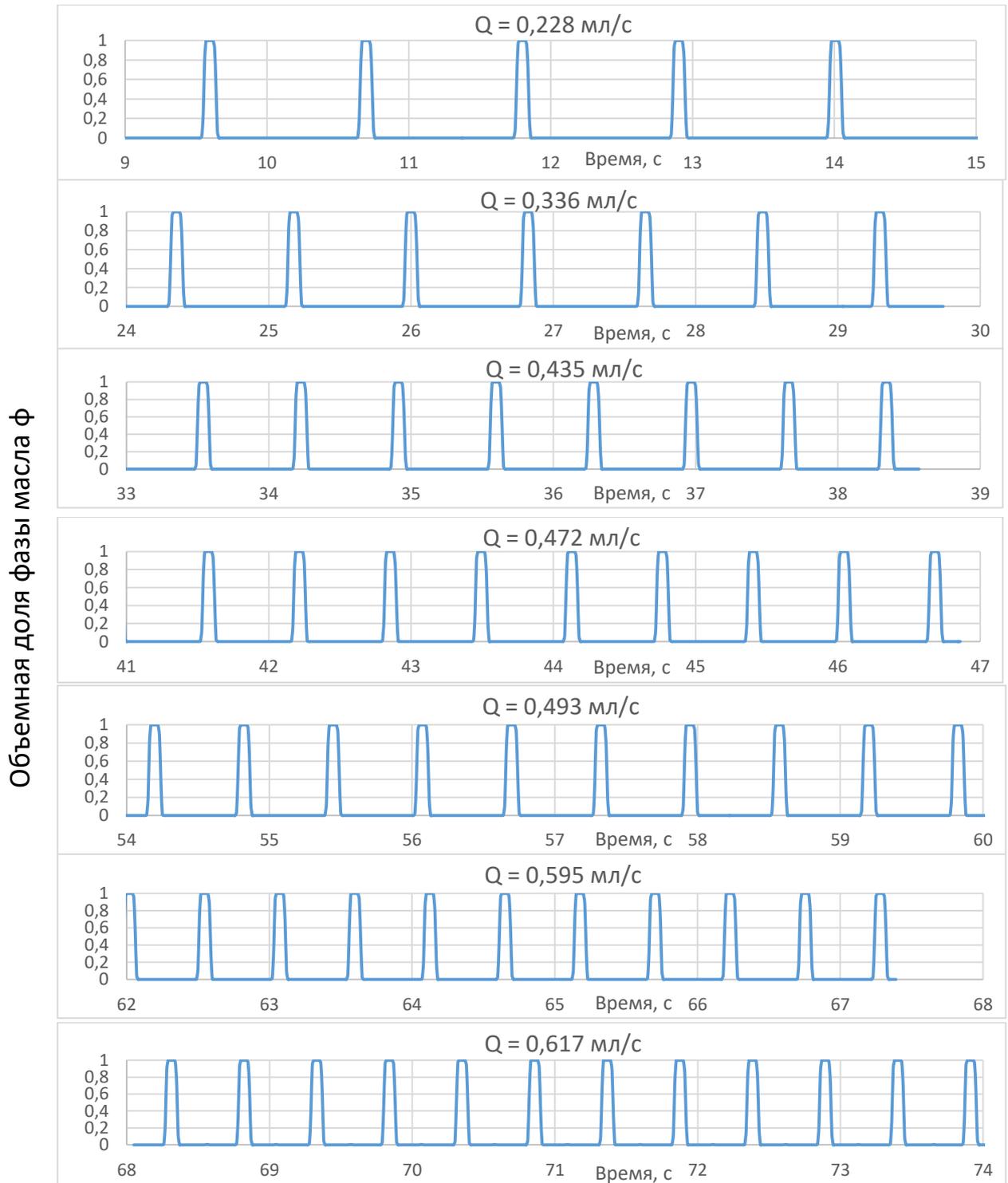


Рисунок 3.6 – Зависимость объемной доли масла от времени в заданном элементарном объеме при различной подаче масла

Расчет времени образования капли τ_d проводился по формуле:

$$\tau_d = \frac{\sum_{j=1}^{m-1} (\tau_{j+1} - \tau_j)}{m - 1} \quad (3.1)$$

где m – число рассматриваемых пиков;

τ_j – усредненный момент времени, соответствующий максимальному значению объемной доли фазы масла $\varphi=1$, с.

Отдельный главный пик на графике объемной доли масла при подаче $Q = 0,472$ мл/с, изображен на Рисунке 3.7:

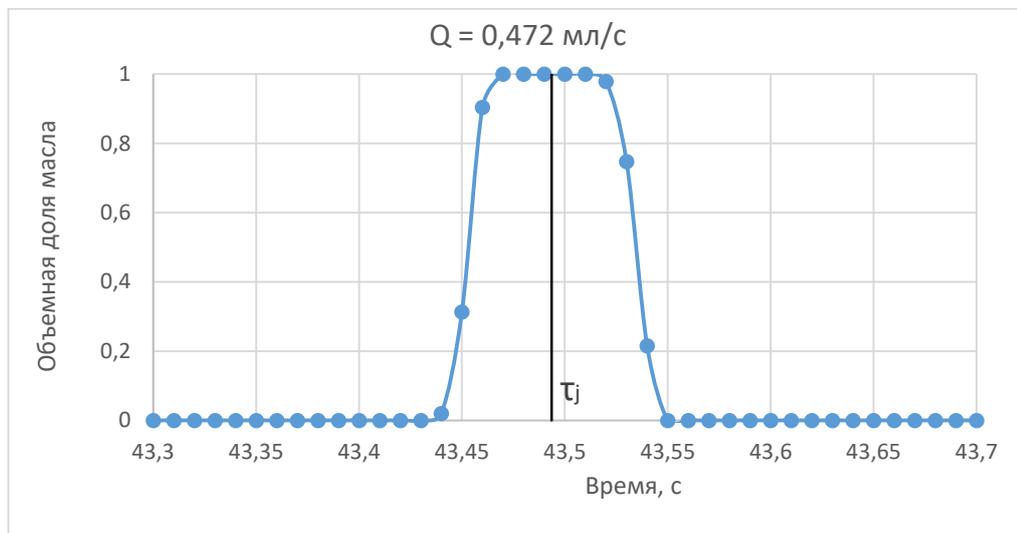


Рисунок 3.7 – Зависимость объемной доли масла в заданном элементарном объеме при подаче масла $Q = 0,472$ мл/с (отдельный главный j -ый пик)

Из Рисунка 3.7 можно заключить, что капля некоторое время проходит через заданный элементарный объем, при этом объемная доля масла в этот промежуток времени остаётся равной 1. В связи с этим, величина усредненного момента времени τ_j определялась для каждого j -ого пика как математическое ожидание величины времени (см. Рисунок 3.7), при котором объемная доля нефтепродукта принимает максимальное значение (первый нормированный статистический момент) [138, 50]:

$$\tau_j = M_1^H = \frac{M_1}{M_0} = \frac{\int_{\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} \tau \varphi(\tau) d\tau}{\int_{\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} \varphi(\tau) d\tau} \quad (3.2)$$

где M_1^H – первый нормированный статистический момент;

$M_1 = \int_{\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} \tau \varphi(\tau) d\tau$ – первый начальный статистический момент;

$M_0 = \int_{\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} \varphi(\tau) d\tau$ – нулевой начальный статистический момент;

τ_{jH} – момент времени, соответствующий началу j-ого пика, с;

τ_{jK} – момент времени, соответствующий концу j-ого пика, с.

Значения начальных моментов определялись путем численного интегрирования методом трапеций в MS Excel с шагом интегрирования $\Delta\tau = 0,01$ с:

$$M_1 = \int_{\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} \tau \varphi(\tau) d\tau \approx \sum_{\tau=\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} [\tau \cdot \varphi(\tau) + (\tau + \Delta\tau) \cdot \varphi(\tau + \Delta\tau)] / 2 \cdot \Delta\tau \quad (3.3)$$

$$M_0 = \int_{\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} \varphi(\tau) d\tau \approx \sum_{\tau=\tau_{jH}}^{\tau_{jK}} [\varphi(\tau) + \varphi(\tau + \Delta\tau)] / 2 \cdot \Delta\tau \quad (3.4)$$

Результаты расчетов сведены в Таблицу 3.5, где представлены данные, полученные во FLUENT для систем «вода-масло» и «вода-бензин», а также данные, полученные на основе экспериментов.

Таблица 3.5 – Результаты расчета времени образования капли

Объемный расход нефтепродукта, мл/с	Среднее время образования капли согласно эксперименту				Среднее	Время образования капли согласно расчету	Относительная погрешность, %
	Номер параллельного опыта						
	1	2	3				
1	2	3	4	5	6	7	
Система «вода-масло»							
0,228	1,097	1,107	1,107	1,104	1,103	0,1	
0,336	0,833	0,831	0,825	0,830	0,833	0,4	
0,435	0,687	0,691	0,694	0,691	0,686	0,7	
0,472	0,627	0,649	0,640	0,639	0,643	0,6	
0,493	0,613	0,624	0,615	0,617	0,620	0,5	
0,595	0,547	0,539	0,549	0,545	0,536	1,7	
0,617	0,627	0,649	0,640	0,517	0,519	0,4	

Продолжение Таблицы 3.5

1	2	3	4	5	6	7
Система «вода-бензин»						
0,270	0,569	0,580	0,570	0,573	0,565	1,4
0,323	0,462	0,445	0,471	0,459	0,463	0,9
0,476	0,330	0,340	0,337	0,336	0,340	1,2
0,685	0,242	0,233	0,238	0,238	0,247	3,8
0,926	0,166	0,173	0,172	0,170	0,174	2,4
1,250	0,145	0,144	0,135	0,141	0,147	4,3

Как видно из представленных данных, полученных в ходе эксперимента и расчета, невязка расчетных и экспериментальных значений времени образования капли для систем «вода-масло» и «вода-бензин» не превышает 1,7 % и 4,3 % соответственно.

3.1.3 Оценка адекватности полученной расчетной модели методами статистической обработки

Субъективная оценка точности расчетной модели показала, что относительная погрешность расчета по отношению к эксперименту для систем «вода-масло» и «вода-бензин» не превышает 1,7 % и 4,3 % соответственно. Для объективной оценки адекватности полученной модели была проведена статистическая обработка полученных результатов.

3.1.3.1 Оценка воспроизводимости результатов эксперимента

На данном этапе была проведена оценка ошибки эксперимента. Вначале для обоих экспериментов были рассчитаны дисперсии выборки S_i^2 для каждого i -ого независимого опыта по данным j -х параллельных опытов [139-141, 50]:

$$S_i^2 = \frac{1}{f} \sum_{j=1}^m (y_{ij} - \bar{y}_i)^2 = \frac{1}{m-1} \sum_{j=1}^m (y_{ij} - \bar{y}_i)^2 \quad (3.5)$$

где $f = m - 1 = 2$ – число степеней свободы дисперсий;

$m = 3$ – число параллельных опытов в каждом независимом опыте;

\bar{y}_i – среднее значение результативного признака в i -м независимом опыте:

$$\bar{y}_i = \frac{1}{m} \sum_{j=1}^m y_{ij} \quad (3.6)$$

где y_{ij} – значение результирующего признака в j -ом параллельном опыте в рамках i -ого независимого эксперимента. В данном случае результирующим признаком является время образования капли.

Далее был рассчитан статистический критерий Кохрена G , который характеризует качество проведенного эксперимента:

$$G = \frac{S_{max}^2}{\sum_{i=1}^n S_i^2} \quad (3.7)$$

где $S_{max}^2 = \max(S_i^2)$ – наибольшая из дисперсий среди всех независимых опытов;

n – число независимых опытов. Для системы «вода-масло» $n = 7$, для системы «вода-бензин» $n = 6$.

Табличное значение числа Кохрена при уровне значимости 0,95 для $n = 7$ и $n = 6$ при $f = 2$ [141, 142] равно 0,5612 и 0,6161 соответственно. Для обоих экспериментов выполнено условие:

$$G < G_{\text{табл}} \quad (3.8)$$

Данное условие подтверждает гипотезу об однородности дисперсии значений S_i^2 . Результаты экспериментов можно считать воспроизводимыми.

Дисперсия воспроизводимости эксперимента была определена по формуле:

$$S_y^2 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n S_i^2 \quad (3.9)$$

Число степеней свободы дисперсии воспроизводимости определено как:

$$f_y = n(m - 1) \quad (3.10)$$

Для системы «вода-масло» и «вода-бензин» значения f_y равны 14 и 12 соответственно.

Результаты расчета критерия Кохрена сведены в Таблицу 3.6.

Таблица 3.6 – Расчет выборочных дисперсий независимых опытов и оценка воспроизводимости результатов эксперимента

№ независ. опыта (i)	№ паралл. опыта (j)	y_{ij}	\bar{y}_i	$(y_{ij} - \bar{y}_i)^2$	S_i^2	$G = \frac{S_{max}^2}{\sum_{i=1}^n S_i^2}$	$G_{табл}$
Эксперимент на системе «вода-масло»							
1	1	1,097	1,104	0,000043	0,000032	0,471	0,561
	2	1,107		0,000012			
	3	1,107		0,000010			
2	1	0,833	0,830	0,000012	0,000017		
	2	0,831		0,000001			
	3	0,825		0,000021			
3	1	0,687	0,691	0,000013	0,000011		
	2	0,691		0,000001			
	3	0,694		0,000008			
4	1	0,627	0,639	0,000134	0,000119		
	2	0,649		0,000102			
	3	0,640		0,000002			
5	1	0,613	0,617	0,000018	0,000030		
	2	0,624		0,000039			
	3	0,615		0,000004			
6	1	0,547	0,545	0,000004	0,000026		
	2	0,539		0,000033			
	3	0,549		0,000014			
7	1	0,513	0,517	0,000020	0,000017		
	2	0,521		0,000015			
	3	0,518		0,000000			
Эксперимент на системе «вода-бензин»							
1	1	0,569	0,573	0,000016	0,000037	0,580	0,616
	2	0,580		0,000049			
	3	0,570		0,000009			
2	1	0,462	0,459	0,000007	0,000174		
	2	0,445		0,000205			
	3	0,471		0,000136			
3	1	0,330	0,336	0,000031	0,000026		
	2	0,340		0,000020			
	3	0,337		0,000001			
4	1	0,242	0,238	0,000018	0,000019		
	2	0,233		0,000020			
	3	0,238		0,000000			
5	1	0,166	0,170	0,000019	0,000014		
	2	0,173		0,000007			
	3	0,172		0,000003			
6	1	0,145	0,141	0,000013	0,000030		
	2	0,144		0,000007			
	3	0,135		0,000040			

3.1.3.2 Оценка адекватности расчетной модели по критерию Фишера

Для оценки адекватности полученной модели в ANSYS FLUENT для экспериментов на системах «вода-масло» и «вода-бензин» был рассчитан критерий Фишера, [143], который определялся по формуле:

$$F = \frac{S_{ад}^2}{S_y^2} \quad (3.11)$$

где $S_{ад}^2$ – дисперсия адекватности, показывающая среднее отклонение экспериментальных данных от расчетных. Поскольку каждый независимый опыт был повторен m раз, дисперсия адекватности рассчитывалась по формуле:

$$S_{ад}^2 = \frac{m}{n - k} \sum_{i=1}^n (\bar{y}_i - \hat{y}_i)^2 \quad (3.12)$$

где \hat{y}_i – значение результативного признака, рассчитанное по модели;

n – число экспериментов;

k – число факторов, в данном случае $k = 1$ (расход нефтепродукта).

Результаты расчета критерия Фишера сведены в Таблицу 3.7:

Таблица 3.7 – Расчет критерия Фишера

№ независимого опыта (i)	\bar{y}_i	\hat{y}_i	$(\bar{y}_i - \hat{y}_i)^2$	$S_{ад}^2$	S_y^2	F	$F_{табл}$
Эксперимент на системе «вода-масло»							
1	1,104	1,103	0,000000	0,000071	0,000036	1,98	2,85
2	0,830	0,833	0,000012				
3	0,691	0,686	0,000021				
4	0,639	0,643	0,000020				
5	0,617	0,620	0,000007				
6	0,545	0,536	0,000080				
7	0,517	0,519	0,000003				
Эксперимент на системе «вода-бензин»							
1	0,573	0,565	0,000000	0,0000137	0,000050	2,73	3,11
2	0,459	0,463	0,000012				
3	0,336	0,340	0,000021				
4	0,238	0,247	0,000020				
5	0,170	0,174	0,000007				
6	0,141	0,147	0,000080				

Число степеней свободы дисперсии адекватности определяется как $n - k$. Так, для эксперимента на системе «вода-масло» $f_{ад} = 6$, для эксперимента на системе «вода-бензин» $f_{ад} = 5$. Для системы «вода-масло» табличное значение критерия Фишера при уровне значимости 0,95, числе степеней свободы $f_{ад} = 6$ и числе степеней свободы $f_y = 14$ равно 2,85 [144]. Для системы «вода-бензин» табличное значение критерия Фишера при уровне значимости 0,95, числе степеней свободы $f_{ад} = 5$ и числе степеней свободы $f_y = 12$ равно 3,11 [144]. Расчет показал, что для обоих экспериментов выполнено условие:

$$F < F_{табл} \quad (3.13)$$

Данное условие позволяет принять гипотезу об адекватности разработанной модели. Таким образом, на основании полученных данных можно заключить, что разработанная CFD-модель адекватно описывает процесс истечения масла и бензина в водную фазу, относительная погрешность расчета при этом для систем «вода-масло» и «вода-бензин» не превышает 1,7 % и 4,3 % соответственно.

3.1.4 Граничные условия применимости CFD-модели

На основании проведенных экспериментов и последующих расчетов на ЭВМ можно заключить, что разработанная CFD-модель способна адекватно описывать процессы истечения нефтепродуктов в водную фазу. Плотность нефтепродуктов варьировалась от 686 кг/м³ до 848 кг/м³, а кинематическая вязкость – от 0,55 сСт до 22 сСт. Для систем «вода-масло» и «вода-бензин» исследования были проведены при числах $Re_o = 4...12$ и $Re_o = 208...965$ соответственно, при данных условиях расчетная модель адекватно отражала реальный процесс истечения жидкости, наблюдаемый в экспериментах.

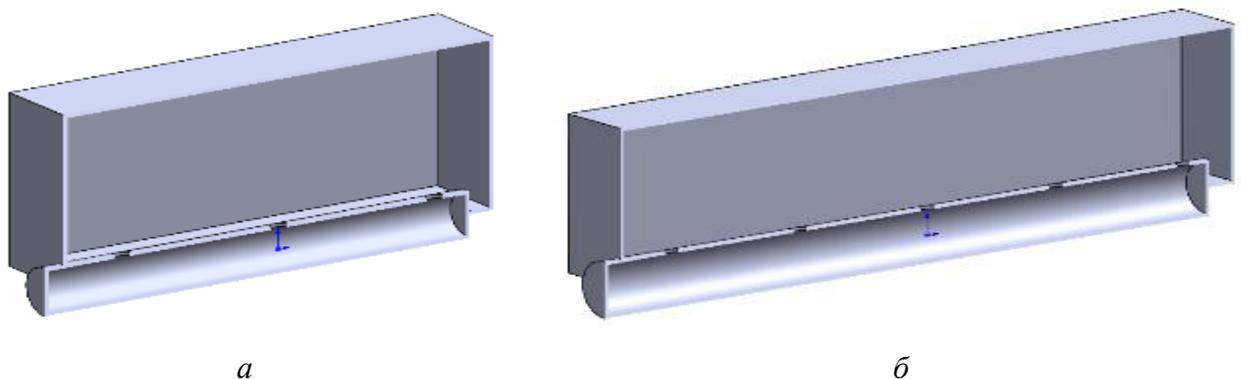
Таким образом, разработанная CFD-модель способна адекватно описывать процессы истечения дисперсной фазы при значениях критерия Рейнольдса в отверстиях от 4 до 965, в частности, модель может быть использована при изучении гидродинамики распределительных устройств для распределения углеводородной фазы в экстракционных аппаратах, заполненных водной фазой.

3.2 Исследование процессов истечения дисперсной фазы в трубчатых распределителях

3.2.1 Алгоритм оценки эффективности распределения дисперсной фазы при выходе из отверстий распределительных устройств

В Главе 1 было отмечено, что трубчатые распределители – наиболее распространенный на текущий момент тип внутренних устройств для изначального распределения фаз. Несмотря на свою простоту, в этих устройствах возникает проблема обеспечения равномерного распределения потоков. В рамках этой работы рассматривались конструктивные особенности трубчатых распределителей дисперсной фазы. Исследовались процессы, возникающие при истечении дисперсной фазы из отверстий, расположенных в боковых трубках распределителей жидкости. Распределение потока дисперсной фазы в основной трубе не рассматривалось, поскольку основное влияние на распределение дисперсной фазы оказывает именно конструкция боковых трубок.

На Рисунке 3.8 представлены некоторые 3D-модели боковых трубок исследуемых распределителей дисперсной фазы, в которых имеются отверстия. Конструкции отличались числом отверстий в боковой трубке, диаметром боковых трубок. Диаметры отверстий в боковых трубках были зафиксированы и равны 4 мм. Шаг между отверстиями в боковой трубке был зафиксирован и равен 40 мм.



а – боковая трубка с 3 отверстиями, *б* – боковая трубка с 5 отверстиями

Рисунок 3.8 – 3D-модели боковых трубок исследуемых распределителей

Расчетное исследование проводилось на системе «вода-масло», в качестве материала распределителя была принята нержавеющая сталь. Краевой угол смачивания на границе «масло-вода-стенка» принят в соответствии с результатами измерений, представленными в Главе 2 и равен $55,6^\circ$. В качестве граничных условий были заданы:

- массовый расход масла на входе в боковую трубку (условие mass flow inlet);
- относительное давление на выходе из расчетной области (условия pressure outlet). В качестве внешнего давления принято атмосферное давление (101325 Па).
- поверхности трубки заданы как стенки без проскальзывания, с учетом угла смачивания на границе «вода-масло-стенка» $55,6^\circ$ (условие wall);
- две боковые грани, находящиеся слева и справа относительно вертикальной плоскости трубки, заданы как зеркальные плоскости (условие symmetry), что позволит более адекватно смоделировать гидродинамическую обстановку при условии наличия соседних рядов боковых трубок. Плоскости симметрии находились на расстоянии 20 мм от оси боковой трубки. Таким образом, при гидродинамическом расчете поля скоростей, давлений и объемных долей рассчитывались с учетом наличия идентичных соседних трубок, расположенных справа и слева на расстоянии 40 мм от исследуемой боковой трубки.
- остальные границы расчётной области заданы как стенки со свободным скольжением (условие wall).

Изначально для заданных условий (система «вода-масло» при 20°C , истечение из отверстия диаметром 4 мм) расчетным путем была определена критическая скорость дисперсной фазы из отверстия $W_{o,кр}$, соответствующая переходу из капельного режима в струйный. Распределение объемной доли масла в момент отрыва капли от основного потока при различной подаче масла G представлено на Рисунке 3.9 [145]. Расчет показал, что отрыв капли от струи на некотором отдалении от отверстия, а следовательно, и переход из капельного режима в струйный наблюдается при скорости масла в отверстии $U_0 = 0,137$ м/с. Полученное расчетное значение критической скорости истечения хорошо согласуется со скоростью, рассчитанной по методике, представленной в Главе 1

[41]. Согласно данной методике, критическая скорость истечения при заданных условиях равна 0,136 м/с (расчет приведен в Таблице Б.1). В последующих расчетах величина критической скорости истечения $W_{o,кр}$ принималась равной 0,137 м/с.

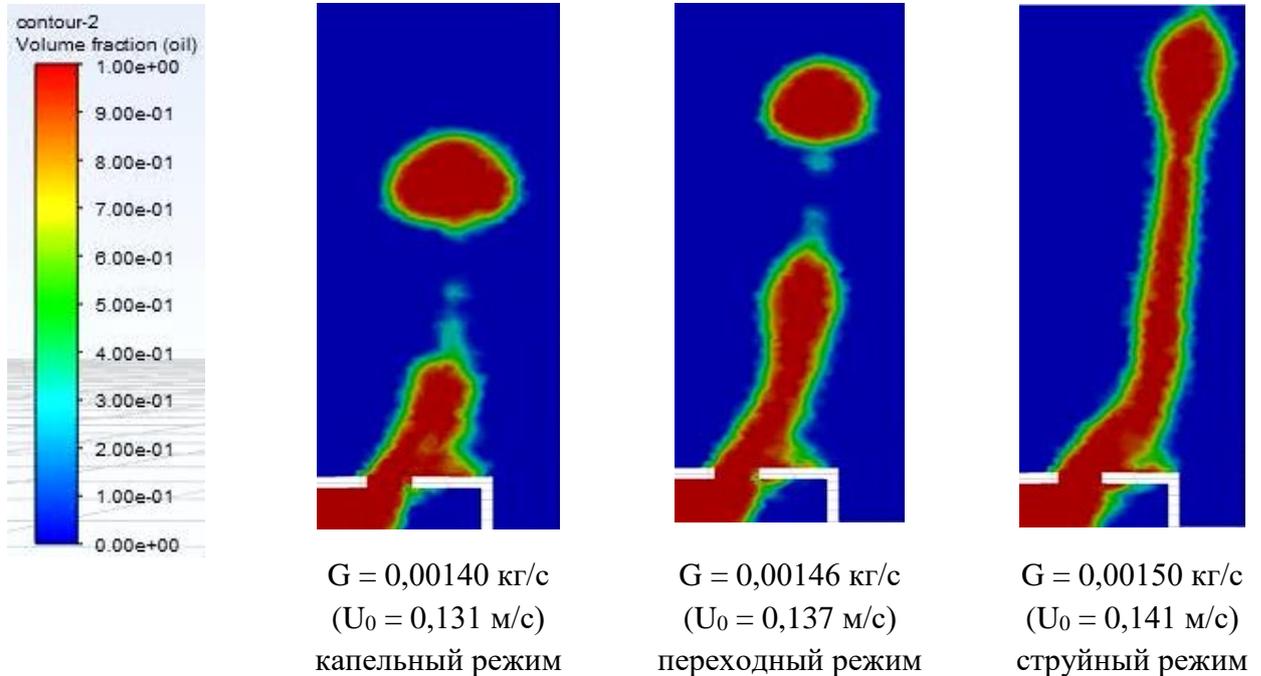


Рисунок 3.9 – Распределение объемной доли масла в момент отрыва капли от основного потока при различной подаче масла

Расчетное исследование проводилось при 6 различных расходах подаваемого масла. Расходы выбирались таким образом, чтобы обеспечить средние скорости истечения из отверстий в диапазоне 0,1-0,4 м/с. Верхняя граница скорости определялась рекомендациями, представленными в Главе 1 [35, 36] и соответствовала развитому струйному режиму. Нижняя граница скорости истечения соответствовала условию $U_o = 0,7 \cdot W_{o,кр}$ для обеспечения капельного режима. Таким образом, исследуемый диапазон скоростей в отверстиях охватывал как капельное истечение масла, так и струйное.

Необходимо отметить, что в зависимости от числа отверстий в боковой трубке исследуемые диаметры последней отличались. Принцип выбора диаметров боковых трубок заключался в обеспечении эффективного распределения дисперсной фазы при оптимальной скорости ее истечения; эффективное

распределение предполагает различие в расходах дисперсной фазы, выходящей из каждого отверстия, не более 15 %. Под оптимальной скоростью подразумевалась скорость истечения из отверстий, соответствующая минимальному размеру образуемых капель и рассчитанная по методике, представленной в Главе 1 [41]:

1) Расчет безразмерного радиуса отверстия:

$$R = \frac{d_o}{2\gamma} = \frac{d_o}{2\sqrt{2\sigma/\Delta\rho g}} = \frac{0,004}{2\sqrt{2 \cdot 0,0381/((998 - 848) \cdot 9,81)}} = 0,278 \quad (3.14)$$

2) Расчет числа Вебера, соответствующего оптимальной скорости истечения при $R \leq 0,317$ по уравнению 1.6:

$$We = \frac{0,59}{R} = \frac{0,59}{0,278} = 2,12 \quad (3.15)$$

3) Расчет оптимальной скорости истечения из отверстий по уравнению 1.7:

$$W_{o,опт} = \sqrt{We \cdot \frac{\sigma}{\rho_d d_o}} = \sqrt{2,12 \cdot \frac{0,0381}{848 \cdot 0,004}} = 0,156 \text{ м/с} \quad (3.16)$$

Расчетная оптимальная скорость в отверстиях составила 0,156 м/с, что соответствует струйному режиму истечения (расчетное значение скорости выше критической скорости на 14 %). Результаты расчета оптимальной скорости также приведены в Приложении Б, табл. Б.2.

В Таблице 3.8 отражены основные характеристики исследуемых распределителей.

Таблица 3.8 – Основные характеристики исследуемых распределителей дисперсной фазы

Характеристика	Число отверстий в боковой трубке N				
	2	3	4	5	6
Диаметр отверстий в трубке d_o , мм	4				
Шаг между отверстиями в ряду X_0 , мм	40				
Шаг между гипотетическими рядами X_t , мм	40				
Диаметр боковых трубок d_T , мм	8, 10, 12	10, 12, 14	12, 14, 16	14, 16, 18	16, 18, 20

Для оценки эффективности распределения потока дисперсной фазы в модуле ANSYS FLUENT было проведено отслеживание расхода масла, проходящего через

каждое отверстие. В случае капельного режима истечения, величина мгновенного расхода масла, выходящего из отверстия, носила колебательный характер. На Рисунке 3.10 представлена зависимость массового расхода масла, выходящего из отверстий, от времени в случае капельного и струйного режимов истечения.

Для капельного режима средний расход дисперсной фазы через отверстие вычислялся путем численного интегрирования в MS Excel значений расхода по времени с дальнейшим делением полученного интеграла на общее время отслеживания (усреднение по времени):

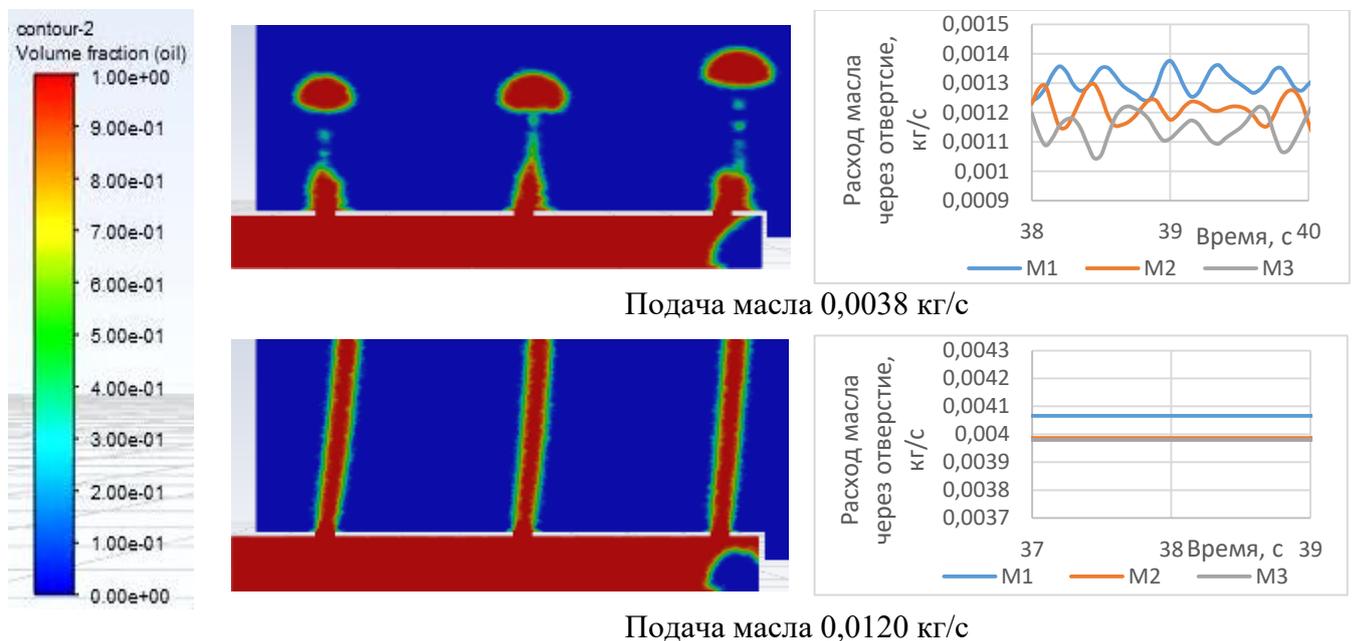


Рисунок 3.10 – Зависимость массового расхода масла, выходящего из отверстий, от времени в случае капельного и струйного истечения (трубка диаметром 12 мм с 3 отверстиями диаметром 4 мм)

$$\overline{M}_j = \frac{\int_{\tau_H}^{\tau_K} M_j d\tau}{\tau_K - \tau_H} \approx \frac{\sum_{\tau=\tau_H}^{\tau_K} (M_{\tau,j} + M_{\tau+\Delta\tau,j}) / 2 \cdot \Delta\tau}{\tau_K - \tau_H} \quad (3.17)$$

где \overline{M}_j – средний массовый расход дисперсной фазы через j-ое отверстие, кг/с;

$M_{\tau,j}$ – мгновенное значение массового расхода дисперсной фазы через j-ое отверстие в момент времени τ , кг/с;

$M_{\tau+\Delta\tau,j}$ – мгновенное значение массового расхода дисперсной фазы через j -ое отверстие в момент времени $\tau + \Delta\tau$, кг/с;

$\Delta\tau = 0,05$ с – шаг интегрирования;

$\tau_{\text{н}}$ – начальный момент времени отслеживания, с;

$\tau_{\text{к}}$ – конечный момент времени отслеживания, с.

Струйный режим в плане истечения дисперсной фазы из отверстия является стационарным, расходы через отверстия не меняются во времени, поэтому для расчетного анализа принимались во внимание значения мгновенных расходов.

Эффективность распределения оценивалась как отношение минимального и максимального расходов дисперсной фазы, выходящих из отверстий:

$$\Phi = \frac{\min(\overline{M}_j)}{\max(\overline{M}_j)} \quad (3.18)$$

Величина Φ показывает, насколько отличаются расходы дисперсной фазы из отверстий. Чем ближе значение Φ к единице, тем эффективнее распределяется поток дисперсной фазы. Идеальное распределение соответствует значению $\Phi = 1$. В данном случае оценка эффективности распределения по методике, приведенной в Главе 2, нецелесообразна, поскольку моделируется гидродинамика потока в распределительной трубке, а во всем распределителе. Тем не менее, предложенная в Главе 2 методика прошла апробацию в работах [83, 146], где исследовались различные конструкции распределителей жидкой фазы.

3.2.2 Анализ факторов, влияющих на эффективность распределения дисперсной фазы

Последовательно были просчитаны конструкции с 2, 3, 4, 5 и 6 отверстиями при различном диаметре боковых трубок $d_{\text{т}}$ и различной подаче масла M . Дальнейшее увеличение числа отверстий приводило к обрастанию расчётной сетки (свыше 7 млн. эл.) и увеличению времени, необходимого для выхода системы на псевдостационарный режим. Это приводило к значительному увеличению времени

расчета. Например, расчет одного капельного режима в трубке с 6 отверстиями занимал до 48 часов реального времени.

Расчет каждой из конструкций боковых трубок распределителя проводился путем последовательного увеличения расхода подаваемой дисперсной фазы (прямой ход), а затем обратного последовательного снижения расхода (обратный ход). Результаты расчетов распределителей представлены в Приложении А. В Таблицах А.1 – А.5 приведены результаты расчета величины Φ для трубок с 2, 3, 4, 5 и 6 отверстиями соответственно, полученные при последовательном увеличении расхода дисперсной фазы (прямой ход). В Таблицах А.6 – А.10 приведены результаты расчета величины Φ для трубок с 2, 3, 4, 5 и 6 отверстиями соответственно, полученные при последовательном уменьшении расхода дисперсной фазы (обратный ход).

Зависимости показателя эффективности распределения Φ от приведенной средней скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_o/W_{o,кр}$ при различном соотношении d_T/d_o для трубок с 2, 3, 4, 5 и 6 отверстиями представлены на Рисунках 3.11 – 3.15 соответственно ($W_{o,кр} = 0,137$ м/с).

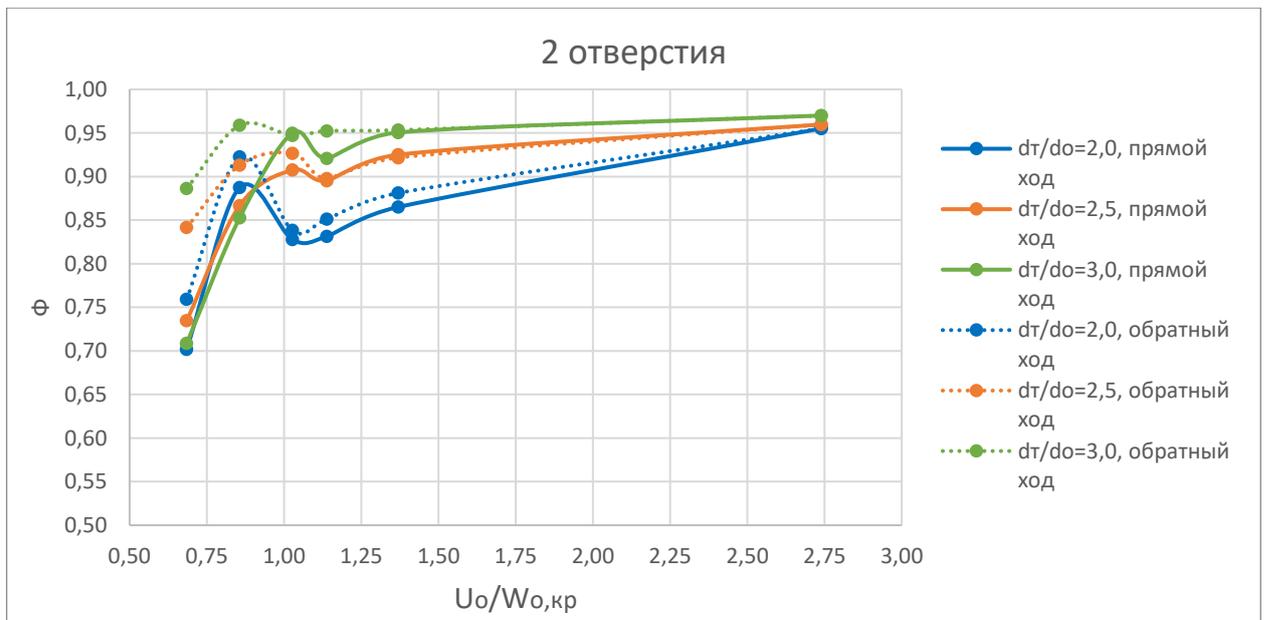


Рисунок 3.11 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от приведенной средней скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_o/W_{o,кр}$ при различном соотношении d_T/d_o для трубок с 2 отверстиями

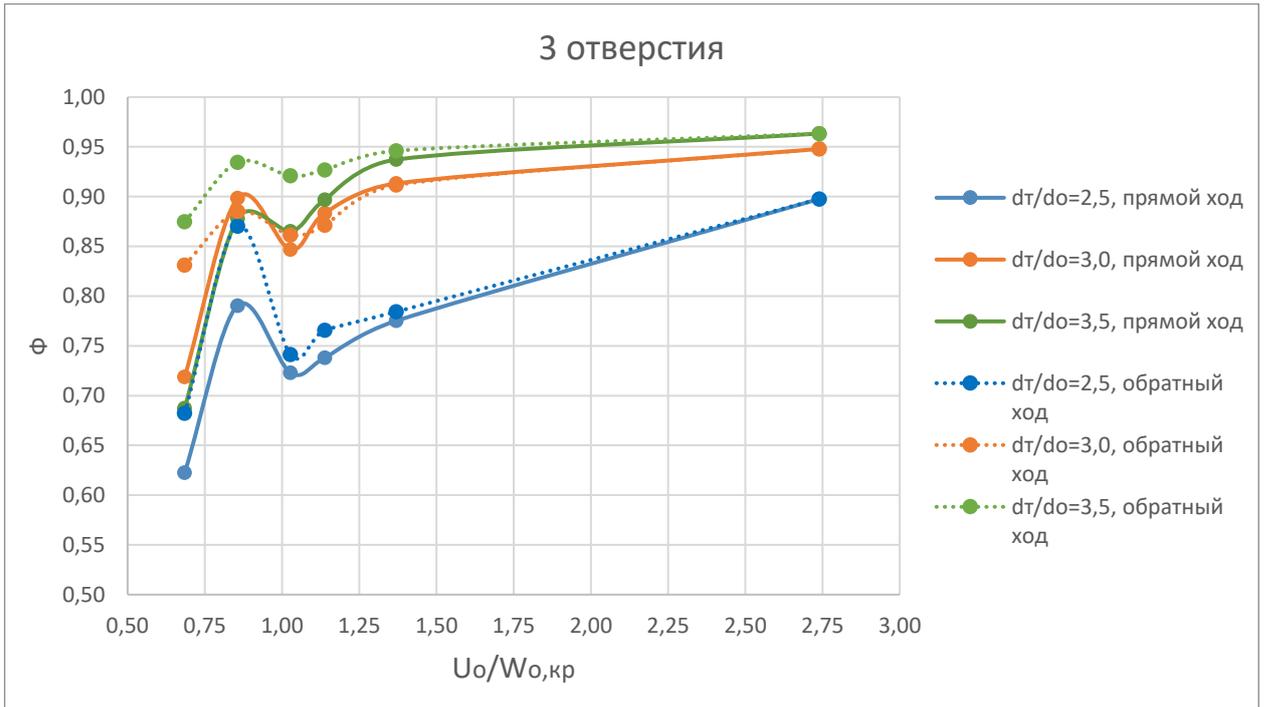


Рисунок 3.12 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от приведенной средней скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_o/W_{o,кр}$ при различном соотношении d_t/d_o для трубок с 3 отверстиями

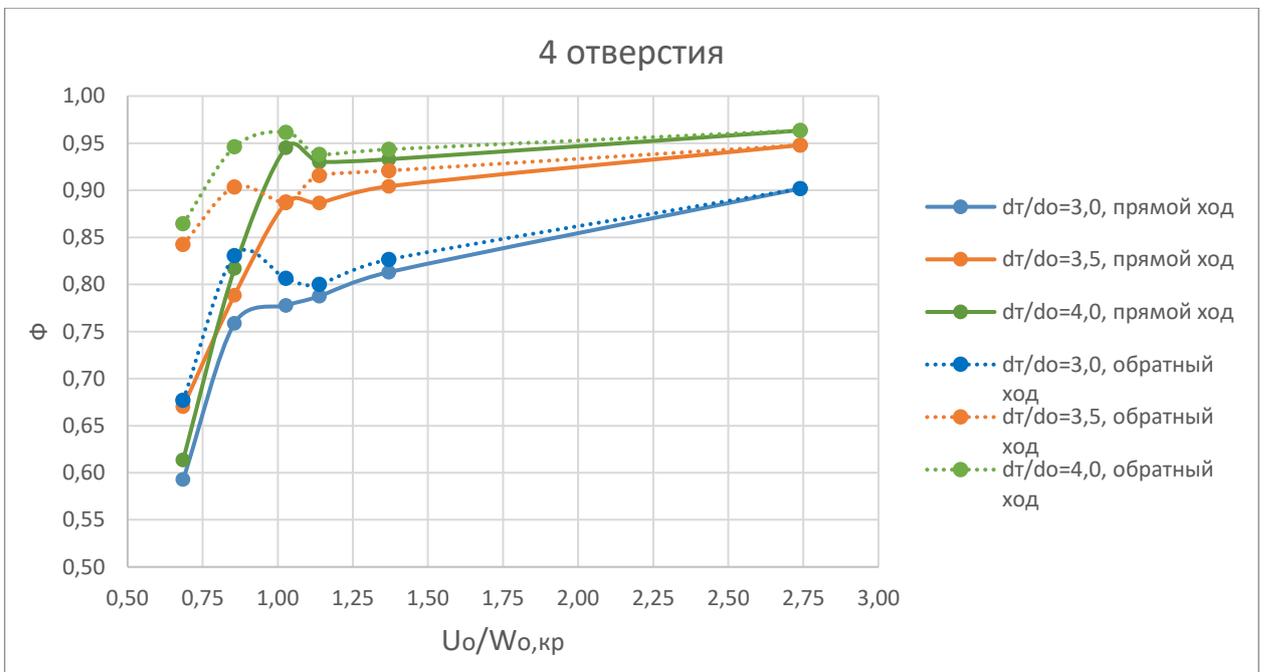


Рисунок 3.13 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от приведенной средней скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_o/W_{o,кр}$ при различном соотношении d_t/d_o для трубок с 4 отверстиями

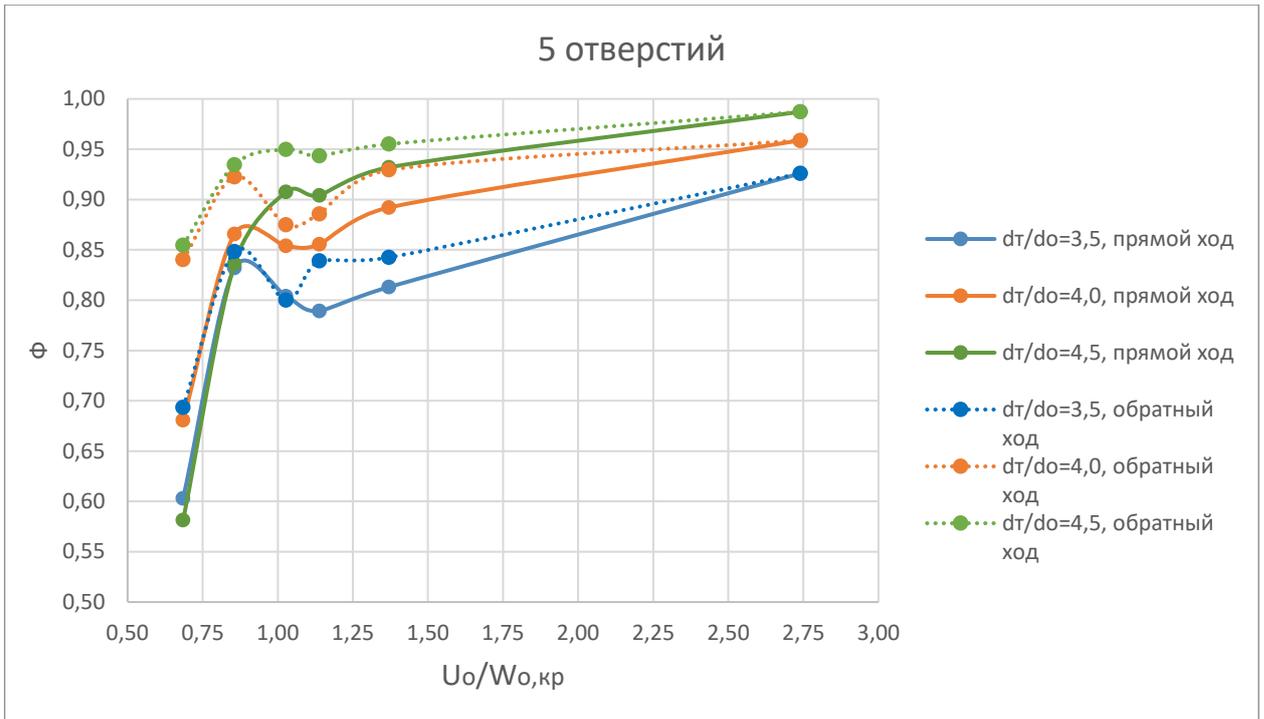


Рисунок 3.14 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от приведенной средней скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_o/W_{o,кр}$ при различном соотношении d_t/d_o для трубок с 5 отверстиями

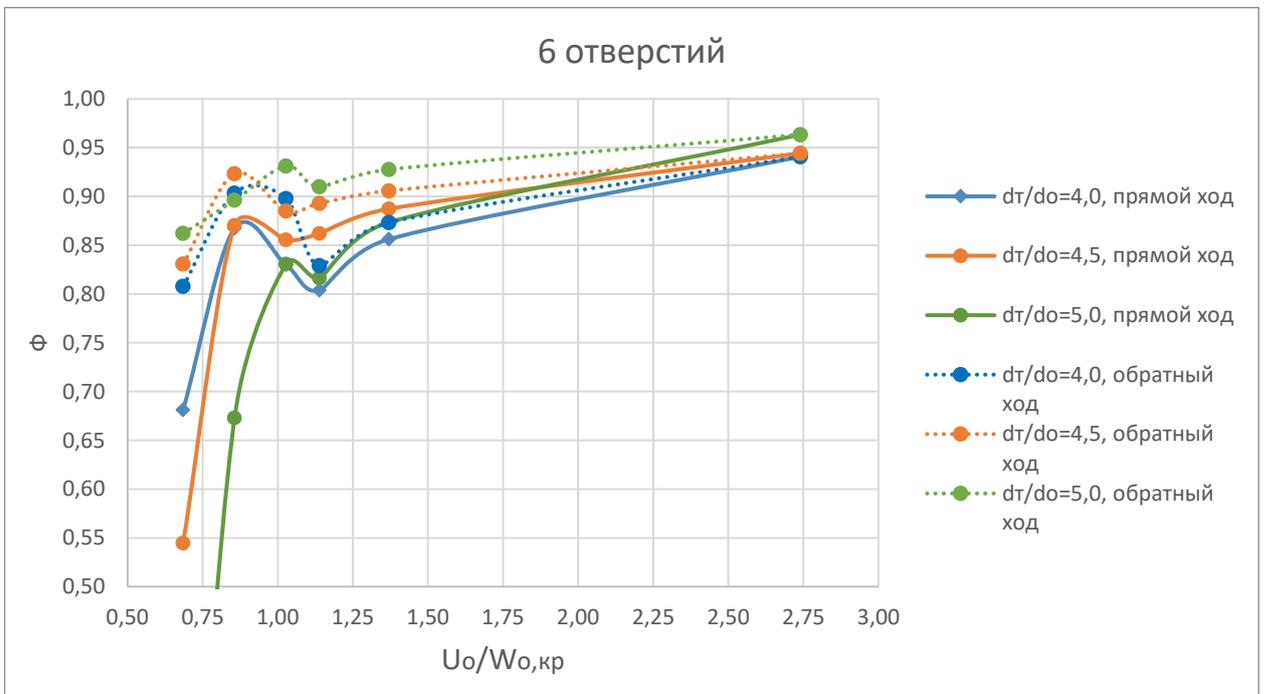
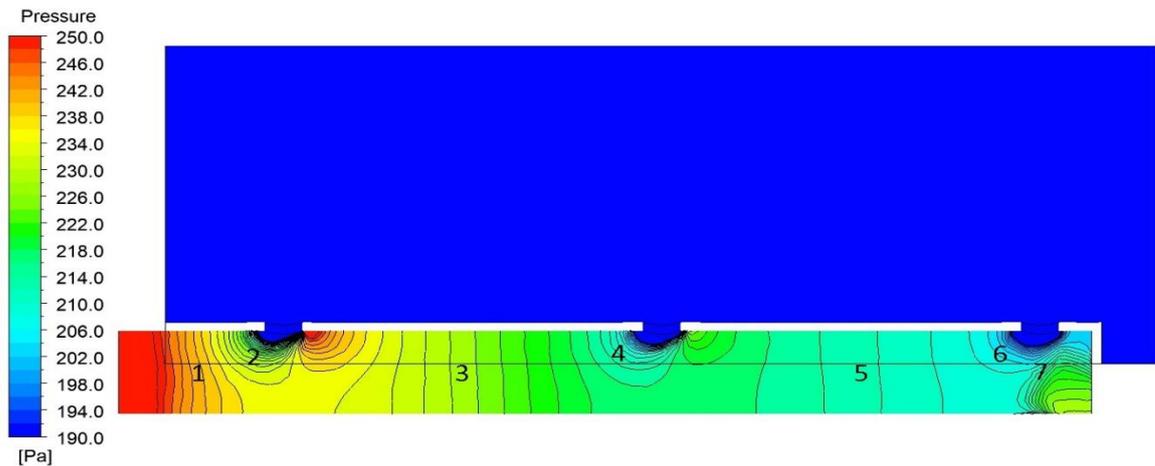


Рисунок 3.15 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от приведенной средней скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_o/W_{o,кр}$ при различном соотношении d_t/d_o для трубок с 6 отверстиями

Из представленных графиков видно, что в случае развитого струйного режима увеличение подачи дисперсной фазы и увеличение соотношения диаметров d_T/d_o приводит к улучшению распределения. Для объяснения полученных результатов рассмотрим профиль давлений в распределительной трубке с 3 отверстиями при струйном режиме, представленный на Рисунке 3.16:



1, 3, 5 – падение давления за счет трения в трубке; 2, 4, 6 – падение давления за счет местных сопротивлений в отверстиях, 7 – сопротивление, вызванное не вытесненной тяжелой фазой
 Рисунок 3.16 – Профиль давлений в распределительной трубке с 3 отверстиями при истечении масла в воду ($U_o/W_{o,кр} = 2,7$, соотношение $d_T/d_o = 2,5$)

Можно видеть, что падение давления происходит как по мере движения потока в трубке (1, 3, 5) так и при истечении из отверстий (2, 4, 6). При этом максимальный перепад давления наблюдается при истечении из отверстий. Дополнительное сопротивление движению легкой фазы через последнее отверстие создает также объем из невытесненной тяжелой фазы, образуемый за крайним отверстием (7). В данном случае этот эффект незначителен, поскольку объем невытесненной тяжелой фазы невелик по сравнению с размерами трубки.

Также можно отметить, что давление в трубке наиболее сильно снижается перед первым отверстием ввиду максимальной скорости движения потока. На участке трубки между первым и вторым отверстием давление снижается медленнее, поскольку часть потока уже ушла через первое отверстие, а оставшийся в трубке поток движется с меньшей скоростью. Между вторым и третьим

отверстием падение давления уже совсем незначительно, поскольку расход жидкости на данном участке трубки еще ниже.

Рассмотрим распределительную трубку, имеющую N отверстий, отсчет отверстий ведется по направлению потока жидкости. Согласно уравнению Бернулли для реальной жидкости, для каждого отверстия можно записать [146]:

$$\begin{aligned} \frac{\rho_d U_{o1}^2}{2} + \Delta P_{o1} &= \frac{\rho_d U_{o2}^2}{2} + \Delta P_{o2} + \Delta P_{\tau 2} = \frac{\rho_d U_{o3}^2}{2} + \Delta P_{o3} + \Delta P_{\tau 2} + \Delta P_{\tau 3} = \\ &= \dots \frac{\rho_d U_{oj}^2}{2} + \Delta P_{oj} + \sum_{i=2}^j \Delta P_{\tau i} = \dots = \frac{\rho_d U_{oN}^2}{2} + \Delta P_{oN} + \sum_{i=2}^N \Delta P_{\tau i} \end{aligned} \quad (3.19)$$

где ΔP_{oj} – потери давления за счет местного сопротивления в j -ом отверстии, Па;

$\Delta P_{\tau j}$, – потери давления за счет трения на участке трубки от $(j-1)$ -ого до j -ого отверстия, Па;

U_{oj} – скорость истечения в j -ом отверстии, м/с.

Потери давления в отверстии определяются по формуле:

$$\Delta P_{oj} = \xi_o \frac{\rho_d U_{oj}^2}{2} = \xi_o \frac{\rho_d Q_j^2}{2 \cdot \left(\frac{\pi d_o^2}{4}\right)^2} = 0,81 \cdot \xi_o \frac{\rho_d Q_j^2}{d_o^4} \quad (3.20)$$

где ξ_o – коэффициент местного сопротивления отверстия;

Q_j – объемный расход дисперсной фазы через отверстие, м³/с;

d_o – диаметр отверстий, м.

Потери давления за счет трения на участке трубки от $(j-1)$ -ого до j -ого отверстия определяются исходя из того, что на данном участке расход жидкости определяется суммой расходов жидкости, выходящих из последующих отверстий (от j -ого до N -ого включительно):

$$\Delta P_{\tau j} = \lambda_j \frac{X_o}{d_{\tau}} \cdot \frac{\rho_d U_{\tau j}^2}{2} \quad (3.21)$$

где X_o – шаг между отверстиями в трубке, м;

d_{τ} – диаметр трубки, м;

$U_{\tau j}$ – скорость жидкости в трубке между $(j-1)$ -м и j -м отверстием, м/с;

λ_j – коэффициент трения на соответствующем участке. Для упрощения модели можно считать, что режим движения жидкости в трубке ламинарный.

Можно убедиться, что режим течения практически при любых условиях является ламинарным. Например, для распределителя, расположенного в колонне диаметром 2 метра, максимальное число отверстий в трубках при шаге 40 мм составит 25. Принимая, что сечение трубки равно суммарному сечению отверстий (а на практике оно больше), максимальная скорость движения в трубке будет равна скорости в отверстиях. При максимальной рекомендуемой скорости 0,38 м/с [35] и диаметре отверстий 9 мм [26], значение критерия Рейнольдса в трубке равно:

$$\text{Re} = \frac{U_{\text{T}} d_{\text{T}} \rho_d}{\mu_d} = \frac{U_o d_o \rho_d \sqrt{N}}{\mu_d} = \frac{U_o \sqrt{N} d_o \rho_d}{\mu_d} = \frac{0,4 \cdot \sqrt{25} \cdot 0,009 \cdot 848}{0,01475} = 983 \quad (3.22)$$

Поскольку значение числа Рейнольдса не превышает 2320, режим течения в трубке можно считать ламинарным. Для ламинарного режима коэффициент трения определяется по формуле:

$$\lambda_j = \frac{64}{\text{Re}_j} = 64 \frac{\mu_d}{U_{\text{T}j} d_{\text{T}} \rho_d} \quad (3.23)$$

С учетом вышесказанного, уравнение 3.21 принимает вид:

$$\Delta P_{\text{T}j} = 64 \cdot \frac{\mu_d}{U_{\text{T}j} d_{\text{T}} \rho_d} \cdot \frac{X_o}{d_{\text{T}}} \cdot \frac{\rho_d U_{\text{T}j}^2}{2} = 32 \cdot \frac{X_o \mu_d U_{\text{T}j}}{d_{\text{T}}^2} = 40,76 \cdot \frac{X_o \mu_d}{d_{\text{T}}^4} \sum_{i=j}^N Q_i \quad (3.24)$$

Для двух соседних отверстий с учетом уравнений 3.19 и 3.20 можно записать [146]:

$$\frac{\rho_d U_{oj-1}^2}{2} + \Delta P_{oj-1} + \sum_{i=1}^{j-1} \Delta P_{\text{T}i} = \frac{\rho_d U_{oj}^2}{2} + \Delta P_{oj} + \sum_{i=1}^j \Delta P_{\text{T}i} \quad (3.25)$$

$$\left(\frac{\rho_d U_{oj-1}^2}{2} + \Delta P_{oj-1} \right) - \left(\frac{\rho_d U_{oj}^2}{2} + \Delta P_{oj} \right) = \sum_{i=1}^j \Delta P_{\text{T}i} - \sum_{i=1}^{j-1} \Delta P_{\text{T}i} = \Delta P_{\text{T}j} \quad (3.26)$$

$$0,81 \cdot (1 + \xi_o) \frac{\rho_d (Q_{j-1}^2 - Q_j^2)}{d_o^4} = 40,76 \cdot \frac{X_o \mu_d}{d_{\text{T}}^4} \sum_{i=j}^N Q_i \quad (3.27)$$

$$\frac{Q_{j-1}^2 - Q_j^2}{\sum_{i=j}^N Q_i} = 50,26 \cdot \frac{X_o \mu_d}{\rho_d (1 + \xi_o) \left(\frac{d_{\text{T}}}{d_o} \right)^4} \quad (3.28)$$

Считая, что доля потока, входящего из j -ого отверстия, равна x_j по отношению к общему входящему в трубку потоку Q , можно записать:

$$\frac{x_{j-1}^2 - x_j^2}{\sum_{i=j}^N x_i} = 50,26 \cdot \frac{X_o \mu_d}{\rho_d Q (1 + \xi_o) \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^4} \quad (3.29)$$

Поскольку правая часть уравнения для заданной конструкции распределителя и физических свойств среды является постоянной величиной, модель распределения потока в трубке может быть приведена к виду [147]:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{x_1^2 - x_2^2}{\sum_{i=2}^N x_i} = \frac{x_2^2 - x_3^2}{\sum_{i=3}^N x_i} = \dots = \frac{x_{N-1}^2 - x_N^2}{x_N} = 50,26 \cdot \frac{X_o \mu_d}{M(1 + \xi_o) \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^4} \\ \sum_{i=1}^N x_i = 1 \end{array} \right. \quad (3.30)$$

где M – массовый расход отверстия, поступающий в трубку, кг/с.

Аналитическое решение полученной системы нелинейных уравнений 3.30 затруднено, задача решается численными методами с применением ЭВМ. Значение показателя распределения в этом случае вычисляется по формуле:

$$\Phi = \frac{x_N}{x_1} \quad (3.31)$$

Общий перепад давления в распределительной трубке, определяемый как сумма перепада давления на создание скорости, а также потерь давления на трение в трубке и в отверстиях, можно рассчитать по уравнению 3.25. На основе модели 3.30 реализована программа для ЭВМ для расчета гидродинамики распределительной трубы с отверстиями [148].

Были проведены расчеты эффективности распределения потока в боковых трубках согласно представленной модели. На рисунке 3.17 приведены результаты расчетов распределительной трубки с 3 отверстиями по аналитической модели 3.30 и по CFD-модели. Сравнительный анализ показал, что при коэффициенте местного сопротивления в отверстиях $\xi_o = 1,23$ аналитическая модель распределения потока дает схожие с CFD-моделью результаты в случае струйного режима истечения ($U_o/W_{o,кр} > 1,2$). В частности, для струйного режима расхождение в показателе эффективности распределения Φ , полученной по аналитической модели и по CFD-модели, не превышает 5,5 %. При $U_o/W_{o,кр} < 1,2$ погрешность возрастает,

причем чем больше соотношение d_T/d_o , тем больше наблюдается разница в значениях показателя Φ .

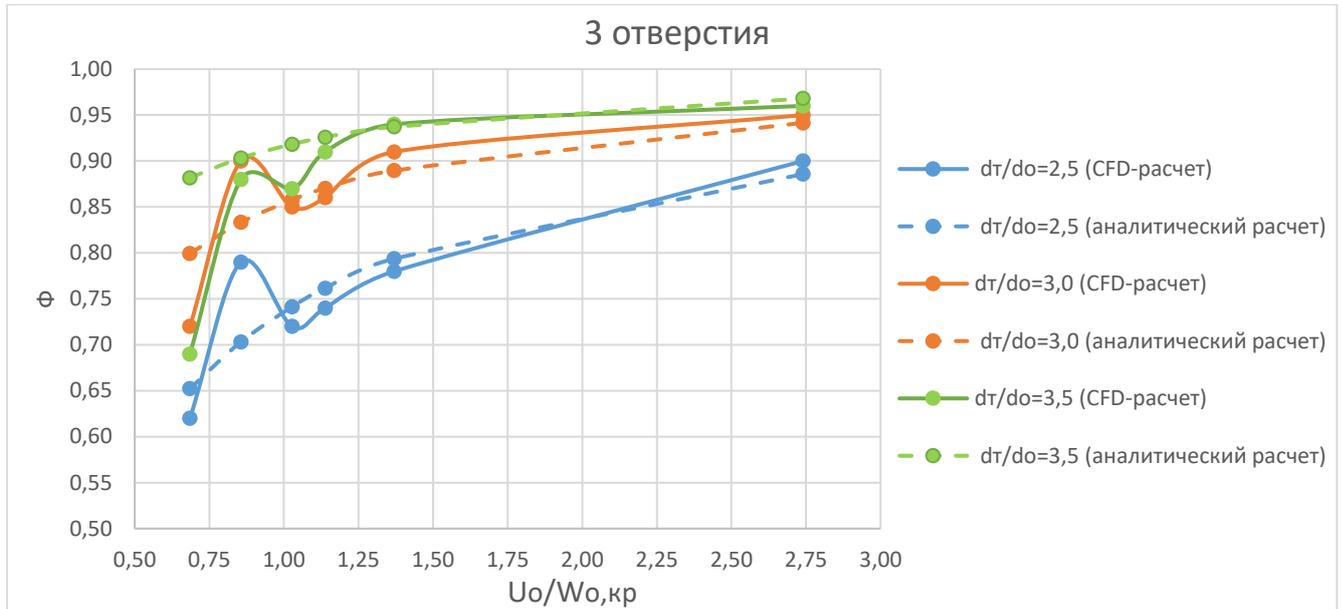


Рисунок 3.17 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от приведенной скорости $U_o/W_{o,кр}$ для трубок с 3 отверстиями

Для трубок с 2 отверстиями модель 3.30 значительно упрощается:

$$\begin{cases} \frac{x_1^2 - x_2^2}{x_2} = 50,26 \cdot \frac{X_o \mu_d}{M(1 + \xi_o) \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^4} \\ x_1 + x_2 = 1 \\ \Phi = \frac{x_2}{x_1} \end{cases} \quad (3.32)$$

Левая часть уравнения может быть преобразована:

$$\frac{x_1^2 - x_2^2}{x_2} = \frac{x_1^2(1 - \Phi^2)}{\Phi x_1} = \frac{x_1(1 - \Phi^2)}{\Phi} = \frac{(1 - \Phi^2)}{\Phi(\Phi + 1)} = \frac{1 - \Phi}{\Phi} = \frac{1}{\Phi} - 1 \quad (3.33)$$

Таким образом, для трубки с двумя отверстиями получим:

$$\Phi = \frac{1}{1 + 50,26 \cdot \frac{X_o \mu_d}{M(1 + \xi_o) \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^4}} \quad (3.34)$$

Анализ полученного уравнения показывает, что чем выше подача в трубку M и чем больше соотношение диаметров d_T/d_o , тем выше величина Φ и тем выше эффективность распределения. Как следствие, при одинаковой объемной подаче

дисперсной фазы поток с большей плотностью распределится более равномерно при прочих равных условиях, что подтверждается расчетами, представленными в работе [83]. Увеличение шага между отверстиями, а также высокая вязкость подаваемой среды приводят к увеличению потерь на трение в трубке, что негативно сказывается на эффективности распределения. При минимальных и максимальных подачах M предельные значения функции Φ равны соответственно:

$$\begin{cases} \lim_{M \rightarrow 0} \Phi = 0 \\ \lim_{M \rightarrow \infty} \Phi = 1 \end{cases} \quad (3.35)$$

Стоит подчеркнуть, что влияние вышеуказанных параметров на распределение справедливо только для развитого струйного режима истечения дисперсной фазы, либо в случае распределения сплошной фазы. В случае капельного режима истечения и низких скоростях дисперсной фазы возможно образование значительных объемов оставшейся в трубке сплошной фазы. На Рисунке 3.18 изображены контуры объемной доли фазы масла для $U_o/W_{o,кр} = 0,69$ (капельный режим) и $U_o/W_{o,кр} = 2,74$ (струйный режим) для трубок с 5 отверстиями диаметром 14, 16 и 18 мм соответственно.

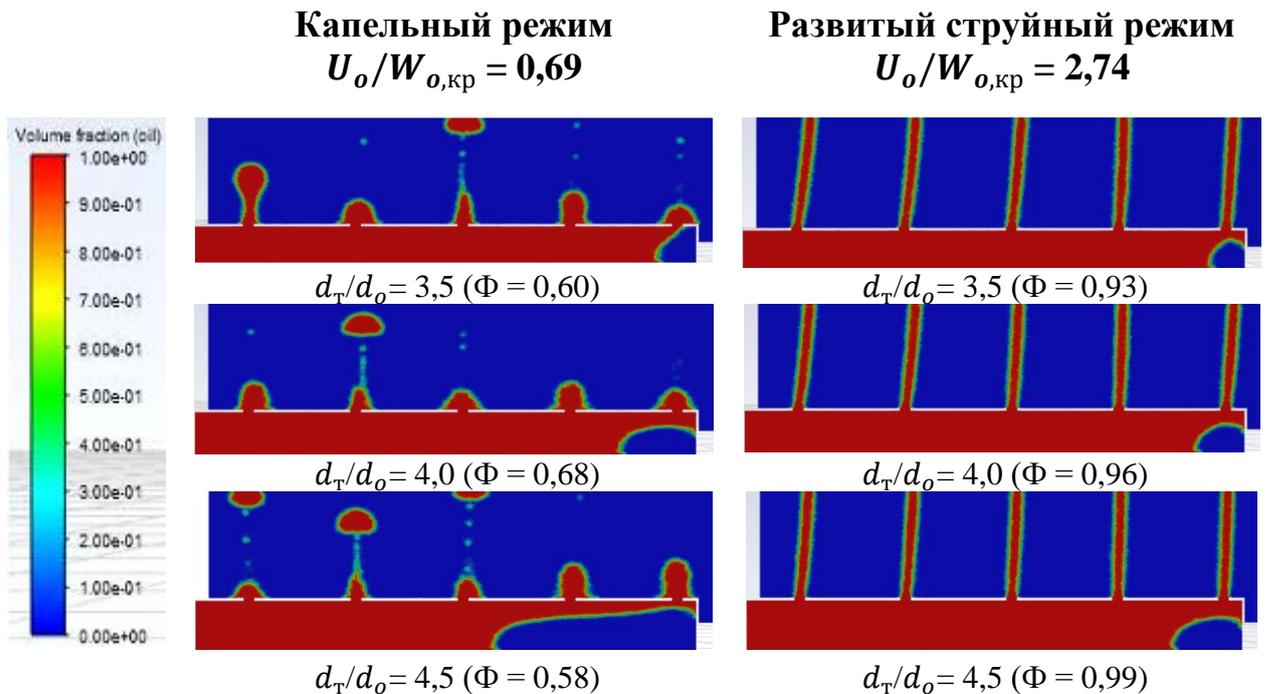


Рисунок 3.18 – Контурсы объемной доли фазы масла в трубках с 5 отверстиями для капельного и струйного режима

Анализ контуров распределения сплошной и дисперсной фаз свидетельствует о том, что в капельном режиме при малой скорости потока объем невытесненной сплошной фазы больше, чем в струйном режиме при одинаковом диаметре трубки. С другой стороны, при одинаковой подаче дисперсной фазы с ростом диаметра трубки объем невытесненной сплошной фазы также растет, при этом в капельном режиме данное влияние проявляется значительно сильнее, чем в струйном режиме. По этой причине, в капельном режиме при низких скоростях дисперсной фазы можно наблюдать экстремальную зависимость Φ от соотношения d_T/d_o : с одной стороны, увеличение диаметра трубок приводит к снижению потерь на трение и выравниванию профиля давления и расходов дисперсной фазы в отверстиях, с другой стороны, чрезмерное увеличение диаметра трубок приводит к снижению скорости потока в трубке и увеличению объема невытесненной тяжелой фазы, что нарушает распределение.

Анализ результатов, полученных при прямом и обратном ходе, говорит о том, что для заданной конструкции боковой трубки эффективность распределения, полученная при обратном ходе, выше, чем при прямом ходе. В капельном режиме и низких скоростях дисперсной фазы данный эффект проявляется значительно сильнее [149]. На Рисунке 3.19 показано распределение дисперсной фазы у крайнего отверстия в трубке диаметром 18 мм ($d_T/d_o = 4,5$) при последовательном увеличении подачи дисперсной фазы с 0,005 кг/с ($U_o/W_{o,кр} = 0,69$) до 0,020 кг/с ($U_o/W_{o,кр} = 2,74$) и обратном понижении до 0,005 кг/с ($U_o/W_{o,кр} = 0,69$). Расчетный анализ показал, что распределение дисперсной фазы в отверстиях неодинаково и зависит от того, каким было предыдущее состояние системы. Низкая скорость движения потока в капельном режиме приводит к образованию большого объема невытесненной тяжелой фазы (состояние 1). При увеличении подачи дисперсной фазы и переходе в развитый струйный режим значительная часть тяжелой фазы вытесняется за счет возросших сил давления потока (состояние 2). При переходе из струйного режима обратно в капельный (состояние 3) объем невытесненной тяжелой фазы уже не изменяется. Ввиду этого, объем невытесненной тяжелой фазы после перехода в развитый струйный режим и последующего возврата в капельный

(состояние 3) оказывается меньше, чем он был изначально в капельном режиме (состояние 1). Различие в объемах невытесненной тяжелой фазы приводит к различию сопротивлений движению потока в трубке, а это приводит к различию в эффективности распределения.

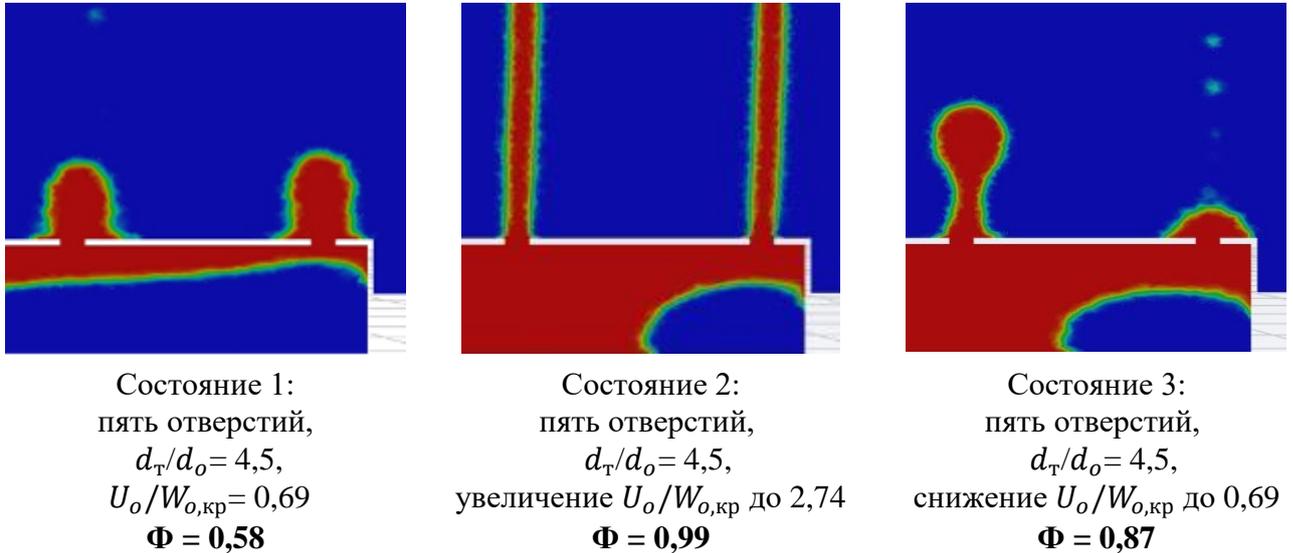


Рисунок 3.19 – Распределение дисперсной фазы у крайнего отверстия при последовательном увеличении подачи дисперсной фазы с $U_o/W_{o,кр} = 0,69$ (состояние 1) до $U_o/W_{o,кр} = 2,74$ (состояние 2) и обратном понижении до $U_o/W_{o,кр} = 0,69$ (состояние 3)

При проведении повторного цикла нагружения трубки дисперсной фазой с последующим снижением расхода (второй цикл) различие в эффективности распределения практически отсутствовало при нагрузке $U_o/W_{o,кр} > 0,6$, что показано на Рисунке 3.20. Полученные результаты являются подтверждением того, что различие в эффективности распределения вызвано именно наличием невытесненного объема тяжелой фазы, который присутствует в первом цикле нагружения и последующего снятия нагрузки по дисперсной фазе. При повторном цикле нагружения объем невытесненной тяжелой жидкости остается неизменным, поэтому значения функции Φ , полученные при прямом и обратном ходе, практически идентичны.

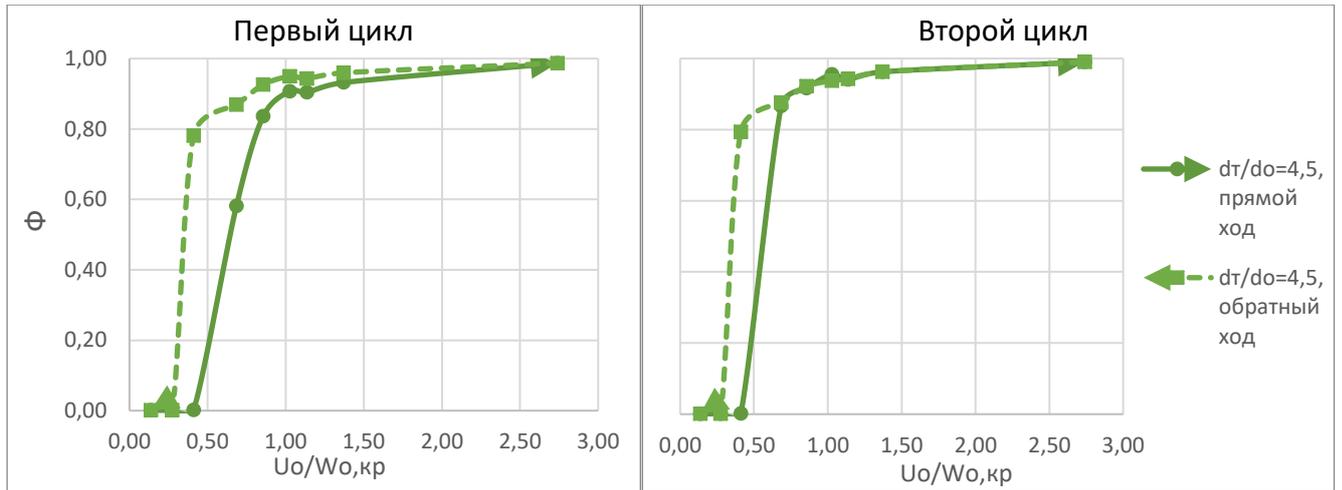


Рисунок 3.20 – Эффективность распределения дисперсной фазы в трубке с 5 отверстиями при первом и втором циклах нагружения

Стоит отметить, что при очень низких подачах дисперсной фазы ($U_o/W_{o,кр} \leq 0,41$) минимальная нагрузка, соответствующая работе всех отверстий, для прямого и обратного хода отличается (линия обратного хода в области сверхнизких нагрузок находится выше линии прямого хода). Это связано с тем, перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения и образования капли, для прямого и обратного хода отличается. На Рисунке 3.21 показано распределение дисперсной фазы при средней приведенной скорости в отверстиях $U_o/W_{o,кр} = 0,41$ для прямого и обратного хода (второй цикл), а также формулы для расчета перепада давления, соответствующего началу истечения [33]:

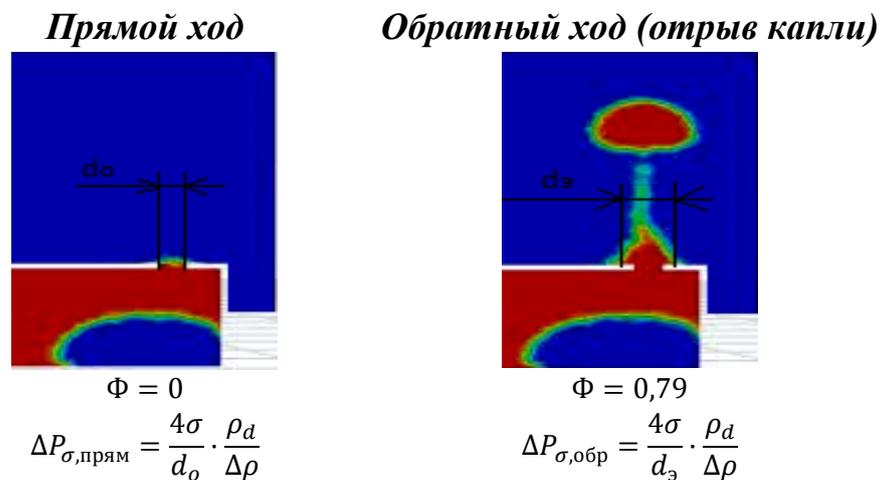


Рисунок 3.21 – Распределение дисперсной фазы при средней приведенной скорости в отверстиях $U_o/W_{o,кр} = 0,41$ для прямого и обратного хода (второй цикл)

Поскольку эквивалентный диаметр смоченной зоны при обратном ходе d_3 больше, чем диаметр отверстия d_o , требуемый перепад давлений для протекания процесса истечения оказывается ниже, чем при прямом ходе. В случае прямого хода силы инерции потока жидкости у крайнего отверстия недостаточно для преодоления сил поверхностного натяжения, поэтому истечения из крайнего отверстия не происходит. При обратном ходе аналогичной силы инерции уже достаточно для того, чтобы обеспечить истечение из отверстия. В промышленных экстракционных аппаратах распределение проводят при значительно больших скоростях дисперсной фазы, поэтому данное явление практического интереса не несет. Тем не менее, подобное поведение дисперсной фазы в трубке при сверхнизких подачах качественно характеризует CFD-модель как модель, способную должным образом описывать поверхностные явления, сопряженные с эффектами адгезии и смачивания.

Обнаруженное ранее различие в эффективности распределения дисперсной фазы, вызванное различием в объемах замкнутой тяжелой фазы, может быть использовано для обеспечения более эффективной организации контакта фаз в колонных аппаратах. Анализ контуров дисперсной фазы показал, что переход в развитый струйный режим ($U_o/W_{o,кр} = 2,74$) обеспечивает наиболее полное вытеснение тяжелой фазы из распределителя. Если процесс распределения дисперсной фазы планируется осуществлять в капельном режиме, то кратковременное увеличение расхода с переходом в развитый струйный режим благоприятно повлияет на дальнейшее распределение потока в условиях возврата в рабочий режим.

Основным фактором, определяющим объем невытесненной тяжелой фазы и различие в эффективности распределения, является соотношение силы инерции набегающего в трубке потока дисперсной фазы и архимедовой силы, действующей на находящийся в трубке объем тяжелой фазы. Соотношение этих сил может быть выражено модифицированным критерием Фруда, в которого включен симплекс физического подобия $\rho_d/\Delta\rho$:

$$\text{Fr}_o = \frac{U_o^2}{gd_o} \cdot \frac{\rho_d}{\Delta\rho} \quad (3.36)$$

где $\Delta\rho = \rho_c - \rho_d$ – разность плотностей сплошной и дисперсной фаз, кг/м³.

При рассмотрении распределения дисперсной фазы у крайнего отверстия (см. Рисунок 3.22) можно видеть, что кинетическая составляющая давления потока дисперсной фазы $\rho_d U^2/2$ по ходу движения неодинакова и зависит как от диаметров трубки и отверстий, так и от формы застойной зоны из тяжелой фазы. Например, в поперечном сечении трубки, касательном к пиковой точке объема тяжелой фазы (показано пунктиром), число Фруда может определяться иначе:

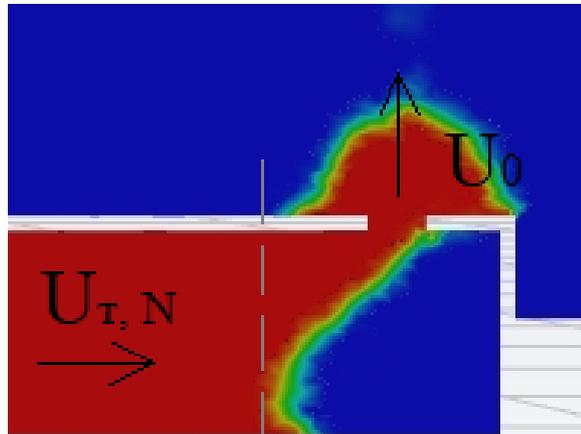


Рисунок 3.22 – Распределение объемной доли дисперсной фазы у крайнего отверстия при установившемся объеме тяжелой фазы в боковой трубке

$$\text{Fr}_T = \frac{U_{T,N}^2}{gd_T} \cdot \frac{\rho_d}{\Delta\rho} \quad (3.37)$$

где $U_{T,N}$ – скорость потока в боковой трубке перед выходом из крайнего отверстия в расчете на полное поперечное сечение трубки, м/с.

Преобразуем выражение 3.37 с применением уравнения неразрывности и сплошности потока:

$$U_{T,N} \cdot \frac{\pi d_T^2}{4} = U_o \cdot \frac{\pi d_o^2}{4} \quad (3.38)$$

$$\frac{U_{T,N}}{U_o} = \left(\frac{d_o}{d_T}\right)^2 \quad (3.39)$$

отсюда число Фруда для поперечного сечения трубки определится как:

$$\text{Fr}_T = \frac{U_o^2}{gd_T} \cdot \frac{\rho_d}{\Delta\rho} \cdot \left(\frac{d_o}{d_T}\right)^4 = \frac{U_o^2}{gd_o} \cdot \frac{\rho_d}{\Delta\rho} \cdot \left(\frac{d_o}{d_T}\right)^5 = \text{Fr}_o \cdot \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^{-5} \quad (3.40)$$

По мере движения дисперсной фазы к выходному отверстию живое сечение для прохода снижается, одновременно с этим растет скорость потока. Значение числа Фруда при этом растет от Fr_T до Fr_o , а эквивалентный диаметр живого сечения снижается от d_T до d_o . Форма и объем образующейся застойной зоны зависят от значений чисел Фруда, которые, в свою очередь, определяются живым сечением для прохода дисперсной фазы, то есть определяются формой застойной зоны. Ввиду такого сложного взаимного влияния параметров, для оценки возникающего различия в эффективности распределения предлагается использовать комплекс критериев подобия: модифицированного числа Фруда в отверстии Fr_o и симплекса геометрического подобия d_T/d_o .

Необходимо принять граничное условие, соответствующее возникновению различия в эффективности распределения дисперсной фазы между прямым и обратным ходом. В качестве такого условия предлагается использовать отношение показателей распределения, полученных при обратном и прямом ходе (при заданной конструкции распределителя и подаче дисперсной фазы):

$$\frac{\Phi_{\text{обр}}}{\Phi_{\text{прям}}} > 1,05 \quad (3.41)$$

Расхождение показателей распределения дисперсной фазы Φ более 5 %, полученных при обратном и прямом ходе, будет свидетельствовать о появлении различия в эффективности распределения.

Была исследована зависимость $\Phi_{\text{обр}}/\Phi_{\text{прям}}$ от модифицированного критерия Фруда Fr_o и симплекса геометрического подобия d_T/d_o в следующем виде:

$$\begin{aligned} \frac{\Phi_{\text{обр}}}{\Phi_{\text{прям}}} &= f(X); \\ X &= \text{Fr}_o^p \cdot \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^q \end{aligned} \quad (3.42)$$

Данная зависимость при $p = -1$ и $q = 3/4$ представлена на Рисунке 3.23:

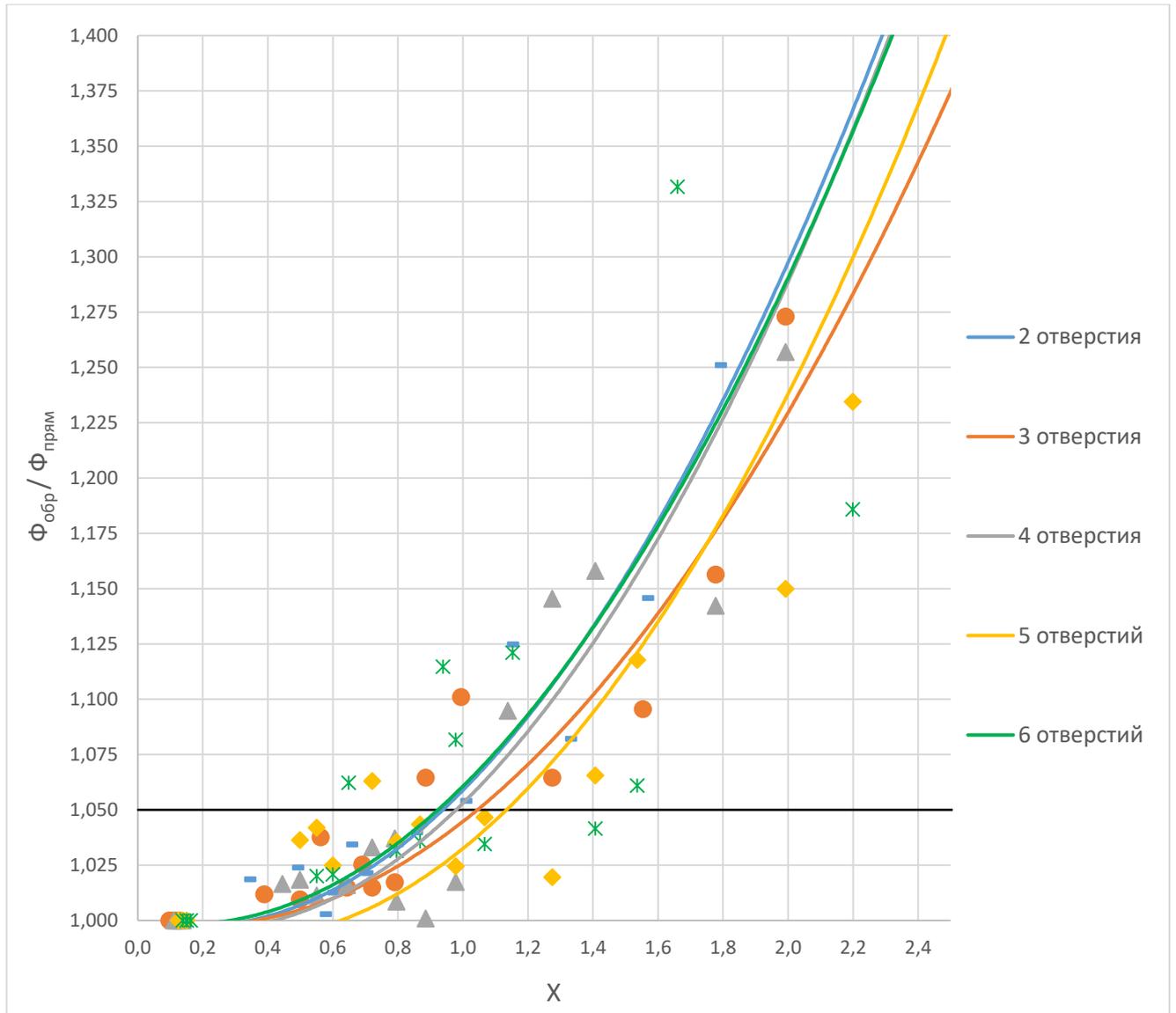


Рисунок 3.23 – Зависимость отношения $\Phi_{обр}/\Phi_{прям}$ от величины $(Fr_o)^p \cdot \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^q$ при различном числе отверстий ($p = -1$, $q = 3/4$)

Расчетный анализ в применении средств MS Excel показал, что зависимость 3.42 с приемлемой погрешностью может быть аппроксимирована кривой второго порядка при $p = -1$ и $q = 3/4$. Граничному значению функции 1,05 соответствует условие:

$$(Fr_o)^{-1} \cdot \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^{3/4} \approx 0,9 - 1,1 \quad (3.43)$$

Принимая усредненное значение $X = 1,0$, можно заключить, различие в эффективности распределения дисперсной фазы, полученной при прямом и обратном ходе, будет наблюдаться при условии:

$$\text{Fr}_o \leq \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^{3/4} \quad (3.44)$$

Средняя расчетная скорость дисперсной фазы в отверстиях, соответствующая возникновению различия в эффективности распределения, определится по формуле:

$$U_o = \sqrt{gd_o \frac{\Delta\rho}{\rho_d}} \cdot \left(\frac{d_T}{d_o}\right)^{3/8} \quad (3.45)$$

Если подача дисперсной фазы, размеры и количество отверстий определены, то минимальный диаметр трубок, при увеличении которого будет наблюдаться различие в эффективности распределения, можно рассчитать по формуле:

$$d_T = d_o \cdot \text{Fr}_o^{4/3} \quad (3.46)$$

В Таблице 3.9 представлены расчетные значения приведенной скорости истечения из отверстий $U_o/W_{o,кр}$, соответствующие возникновению различия в эффективности распределения в зависимости от соотношения d_T/d_o :

Таблица 3.9 – Расчетные значения скорости истечения из отверстий, при которой проявляется различие в эффективности распределения дисперсной фазы при прямом и обратном ходе для системы «масло-вода» (диаметр отверстий 4 мм)

d_T/d_o	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0
U_o , м/с	0,108	0,118	0,126	0,134	0,141	0,148	0,154	0,159	0,165
$U_o/W_{o,кр}$	0,79	0,86	0,92	0,98	1,03	1,08	1,12	1,16	1,20

Таким образом, возникновение различия в эффективности распределения дисперсной фазы, полученного при прямом и обратном ходе, зависит как от конструктивных особенностей распределителя (диаметр отверстий и диаметр боковых трубок), подачи дисперсной фазы, так и от физических свойств сред в аппарате. Полученная формула 3.45 позволяет оценить возможность улучшения распределения дисперсной фазы путем кратковременного перехода в развитый струйный режим с последующим возвратом в рабочий режим. Если средняя скорость в отверстиях ниже рассчитанной по формуле 3.45, для повышения эффективности распределения имеет смысл кратковременного перехода в

развитый струйный режим с последующим возвратом в рабочий режим. При средних скоростях в отверстиях выше рассчитанных по формуле 3.45 кратковременная корректировка режима не требуется, поскольку различие в эффективности в этих условиях незначительно или отсутствует.

3.3 Совершенствование конструкции трубчатого распределителя с целью увеличения эффективности распределения в области низких нагрузок по дисперсной фазе и расширения диапазона эффективной работы

Как было показано ранее, типовые конструкции трубчатых распределителей дисперсной фазы наиболее эффективно работают при высоких скоростях дисперсной фазы. Стабильное улучшение равномерности распределения дисперсной фазы наблюдалось в развитом струйном режиме при значениях приведенной скорости в отверстиях $U_o/W_{o,кр} > 1,4$. При низких скоростях дисперсной фазы неполное вытеснение сплошной фазы из трубки приводит к снижению расхода дисперсной фазы из крайних отверстий, что негативно отражается на эффективности распределения.

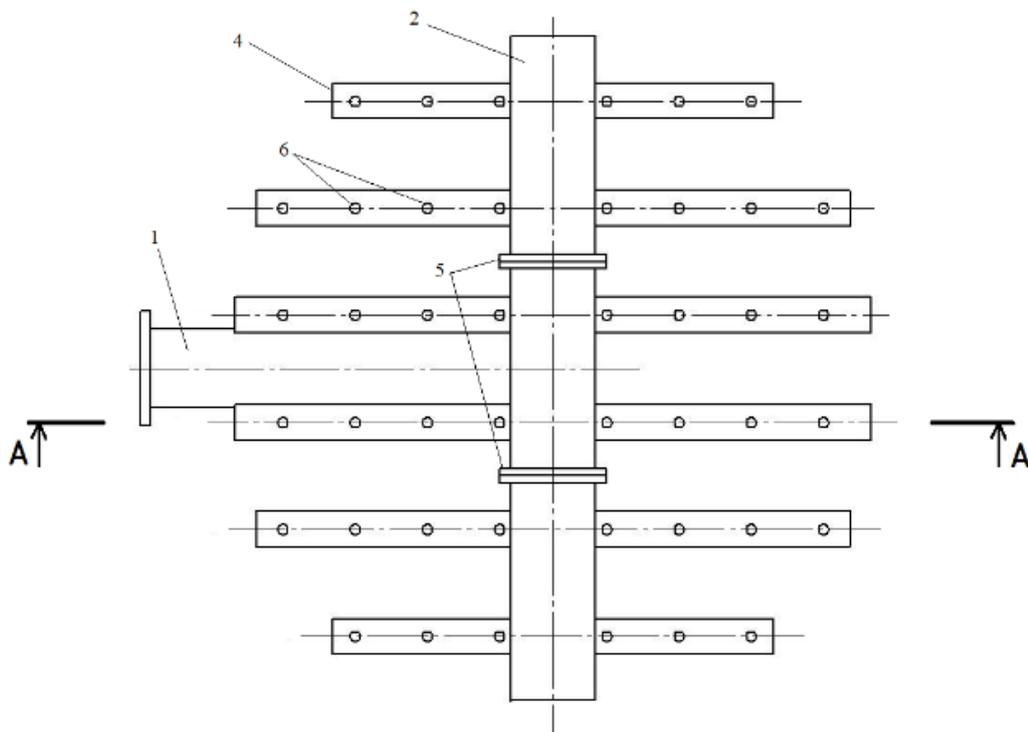
Чаще всего насадочные экстракторы функционируют при высоких фиктивных скоростях дисперсной фазы и низких фиктивных скоростях сплошной фазы, однако существуют процессы, в которых наблюдается обратная ситуация: объемный расход сплошной фазы больше, чем дисперсной. Примеры таких процессов представлены в Главе 4, где исследуются процессы перераспределения потоков сплошной и дисперсной фаз между насадочными слоями. Высокие фиктивные скорости сплошной фазы приводят к необходимости увеличения диаметра экстрактора. Вследствие этого возникает проблема распределения небольших количеств дисперсной фазы по большому сечению аппарата. Для достижения требуемого числа точек распределения на квадратный метр приходится увеличивать общее количество отверстий в распределителе, что приводит к снижению скоростей в отверстиях при заданном диаметре последних, что в свою очередь приводит к снижению эффективности распределения.

В процессе создания полезной модели были поставлены следующие задачи:

- обеспечение равномерного распределения дисперсной фазы по всему сечению аппарата в условиях низкой нагрузки по дисперсной фазе, что позволит впоследствии более полно использовать полезный объем аппарата для тепло- и массообмена;

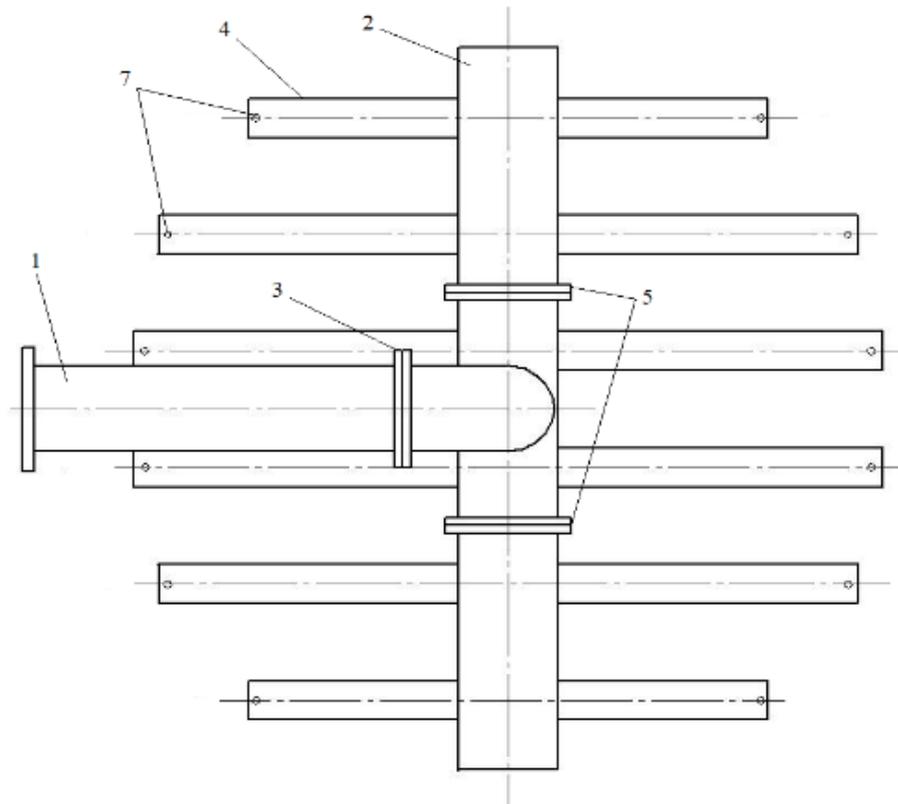
- расширение области эффективности работы устройства за счет смещения её нижней границы в область более низких нагрузок по дисперсной фазе с сохранением верхней границы области.

В связи с этим, была предложена усовершенствованная конструкция трубчатого распределителя. На Рисунке 3.24 представлен вид внутреннего устройства сверху. На Рисунке 3.25 представлен вид внутреннего устройства снизу, на Рисунке 3.26 – вертикальный разрез с указанием основных размеров внутреннего устройства. В данном случае на Рисунках 3.24 – 3.26 изображен распределитель дисперсной фазы, имеющей меньшую плотность по отношению к сплошной фазе.



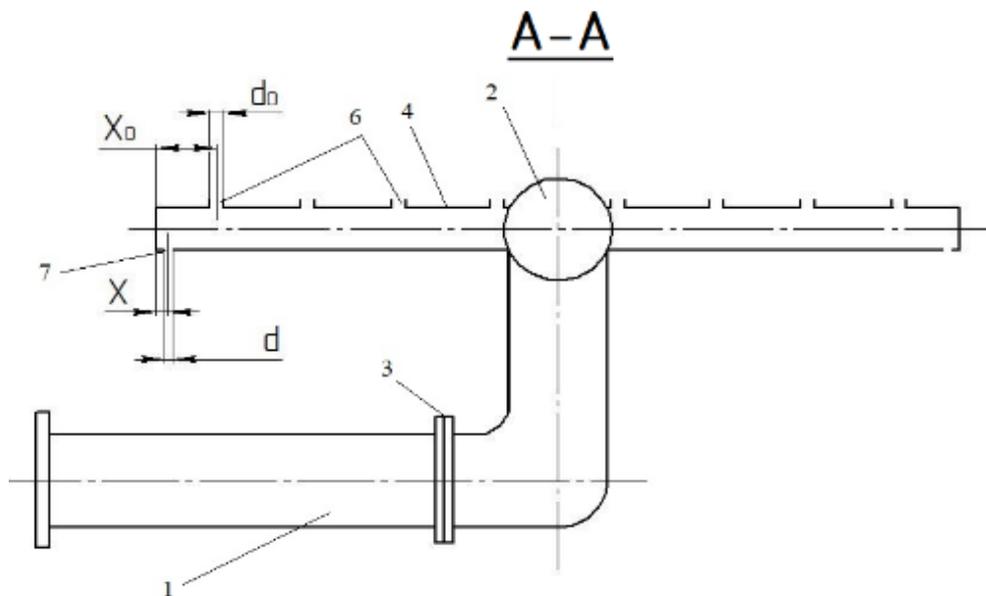
1 – питательная труба, 2 – центральная труба, 3 – фланец, 4 – боковые распределительные трубки, 5 – фланцы, 6 – отверстия для выхода дисперсной фазы, 7 – малое отверстие

Рисунок 3.24 – Распределитель дисперсной фазы (вид сверху)



1 – питательная труба, 2 – центральная труба, 3 – фланец, 4 – боковые распределительные трубки, 5 – фланцы, 6 – отверстия для выхода дисперсной фазы, 7 – малое отверстие

Рисунок 3.25 – Распределитель дисперсной фазы (вид снизу)



1 – питательная труба, 2 – центральная труба, 3 – фланец, 4 – боковые распределительные трубки, 5 – фланцы, 6 – отверстия для выхода дисперсной фазы, 7 – малое отверстие

Рисунок 3.26 – Распределитель дисперсной фазы (вертикальный разрез)

Распределитель дисперсной фазы содержит питательную трубу 1, соединенную с ней центральную трубу 2, посредством фланца 3, боковые распределительные трубки 4, соединенные с центральной трубой посредством фланцев 5, в каждой из которых имеется ряд отверстий для выхода дисперсной фазы 6, а также малое отверстие 7 для вытеснения сплошной фазы, выполненное таким образом, что:

$$X < X_0 \quad (3.47)$$

$$d < d_0 \quad (3.48)$$

где X – расстояние от торца трубки до малого отверстия;

X_0 – расстояние от торца трубки до отверстия для выхода дисперсной фазы;

d_0 – диаметр отверстия для выхода дисперсной фазы;

d – диаметр малого отверстия.

Главное отличие предлагаемой конструкции распределителя от существующих состоит в наличии малого отверстия 7 в каждой боковой трубке, которое обеспечивает практически полное вытеснение тяжелой фазы, что приводит к снижению местного сопротивления потоку дисперсной фазы в боковых трубках. Это приводит к выравниванию профилей давлений в боковых трубках и к более равномерному распределению потока дисперсной фазы в аппарате.

В зависимости от соотношения плотностей сплошной и дисперсной фазы ориентация внутреннего устройства может отличаться:

1) для систем «жидкость-жидкость» при плотности дисперсной фазы больше плотности сплошной фазы, а также для систем «газ-жидкость» отверстия для выхода дисперсной фазы направлены вниз, а малое отверстие – вверх;

2) для систем «жидкость-жидкость» при плотности дисперсной фазы меньше плотности сплошной фазы отверстия для выхода дисперсной фазы направлены вверх, а малое отверстие – вниз.

Более подробное описание работы устройства представлено в патенте [150].

3.3.1 Сравнительный анализ эффективности распределения дисперсной фазы в трубчатых распределителях с боковыми трубками типовой и предлагаемой конструкции

Был проведен CFD-расчет боковых трубок распределителя жидкости предлагаемой конструкции. Последовательно были рассчитаны конструкции с 3, 4, 5 и 6 отверстиями для вывода дисперсной фазы. Во всех случаях диаметр отверстий для вывода дисперсной фазы составлял 4 мм, диаметр дополнительного малого отверстия – 1,5 мм. Остальные параметры расчета, включающие физические свойства сред, подачу дисперсной фазы и др. были идентичны параметрам расчетов трубок типовой конструкции, представленным в разделе 3.2.2. Результаты расчетов распределителей предлагаемой конструкции представлены в Приложении А (Таблицы А.11 – А.14). Зависимости показателя эффективности распределения Φ от приведенной средней скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_o/W_{o,кр}$ при различном соотношении d_t/d_o для трубок с 3, 4, 5 и 6 отверстиями для типовой конструкции распределителя и предлагаемой конструкции распределителя представлены на Рисунках 3.27 – 3.30.

Анализ полученных результатов говорит о том, что предлагаемая конструкция боковых трубок позволяет улучшить распределение дисперсной фазы в области низких скоростей дисперсной фазы, в частности, при капельном режиме истечения. В области высоких нагрузок при развитом струйном режиме ($U_o/W_{o,кр} > 2,5$) возможно незначительное снижение эффективности распределения по сравнению с типовой конструкцией трубок, связанное с возрастающим проскоком дисперсной фазы через дополнительное отверстие. Расчеты показали, что в целом предлагаемая конструкция боковых трубок распределителя обеспечивала более равномерное распределение дисперсной фазы. В Таблице 3.10 приведены средние значения показателя эффективности распределения Φ , взятые в диапазоне приведенных скоростей $U_o/W_{o,кр} = 0,68 – 2,74$ (диапазон скоростей дисперсной фазы в отверстиях 0,09 – 0,38 м/с) для типовой и предлагаемой

конструкций боковых трубок. Результаты расчета показателя распределения Φ для обеих конструкций получены при прямом ходе.

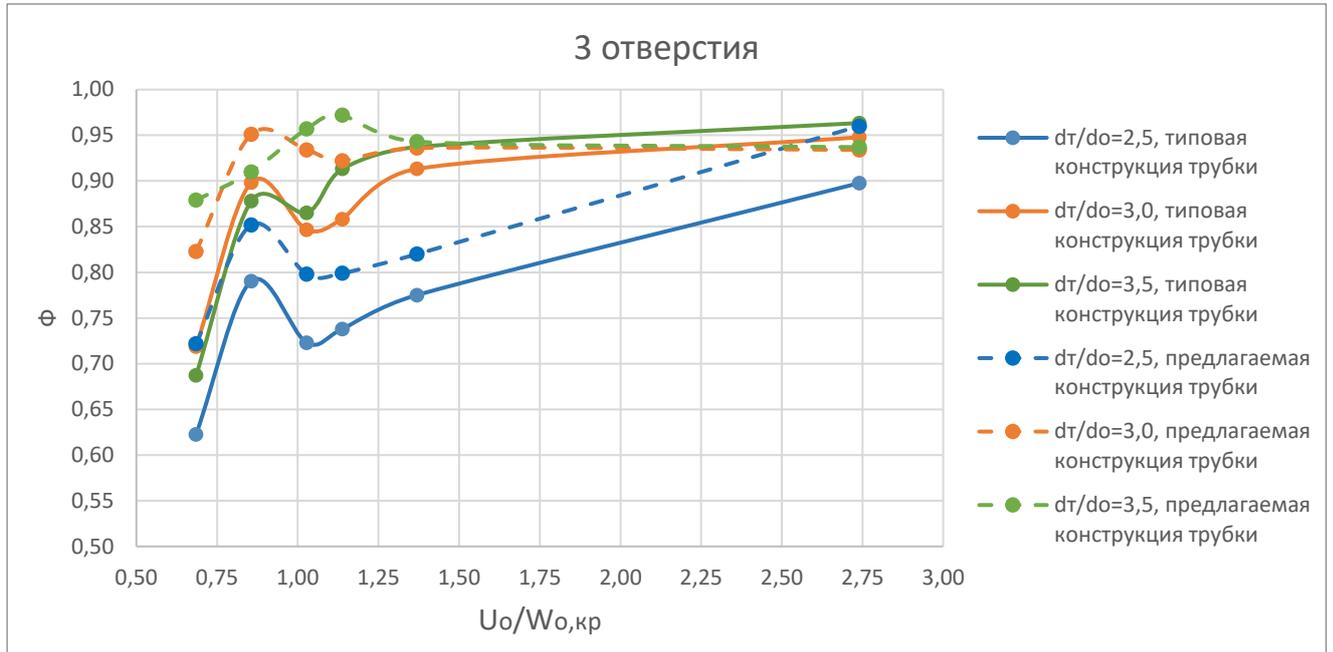


Рисунок 3.27 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от величины $U_o/W_{o,кр}$ для типовой и предлагаемой конструкций трубок распределителей (трубки с 3 отверстиями для вывода дисперсной фазы)

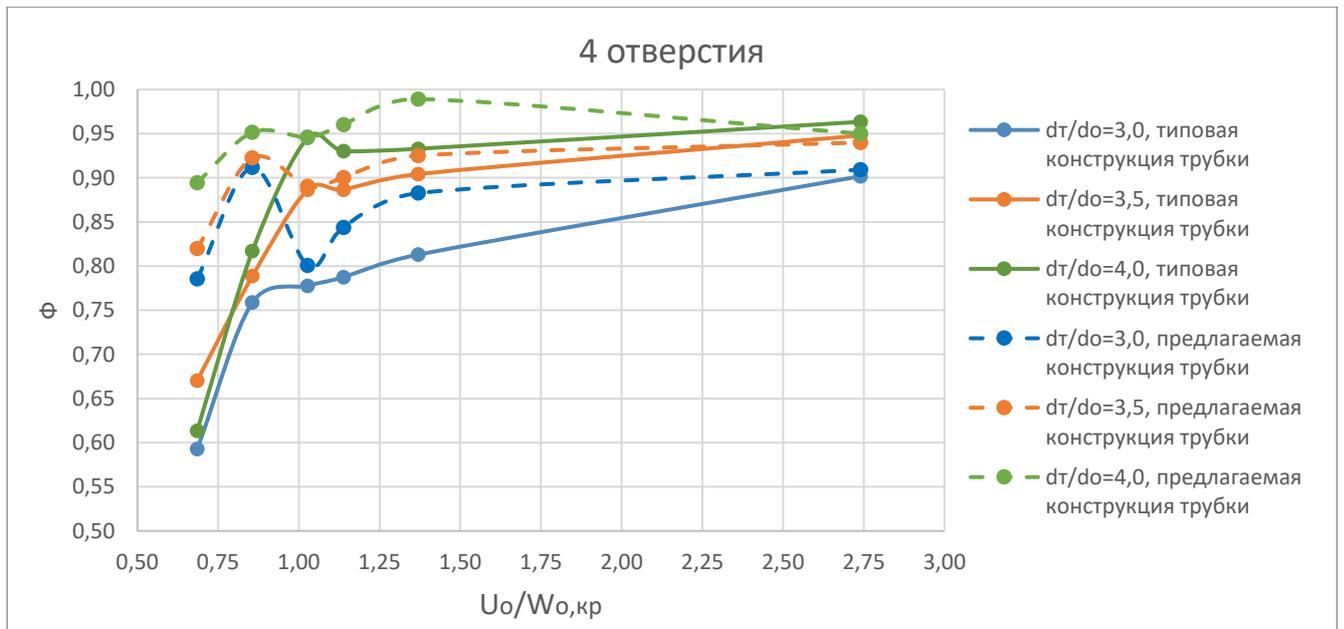


Рисунок 3.28 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от величины $U_o/W_{o,кр}$ для типовой и предлагаемой конструкций трубок распределителей (трубки с 4 отверстиями для вывода дисперсной фазы)

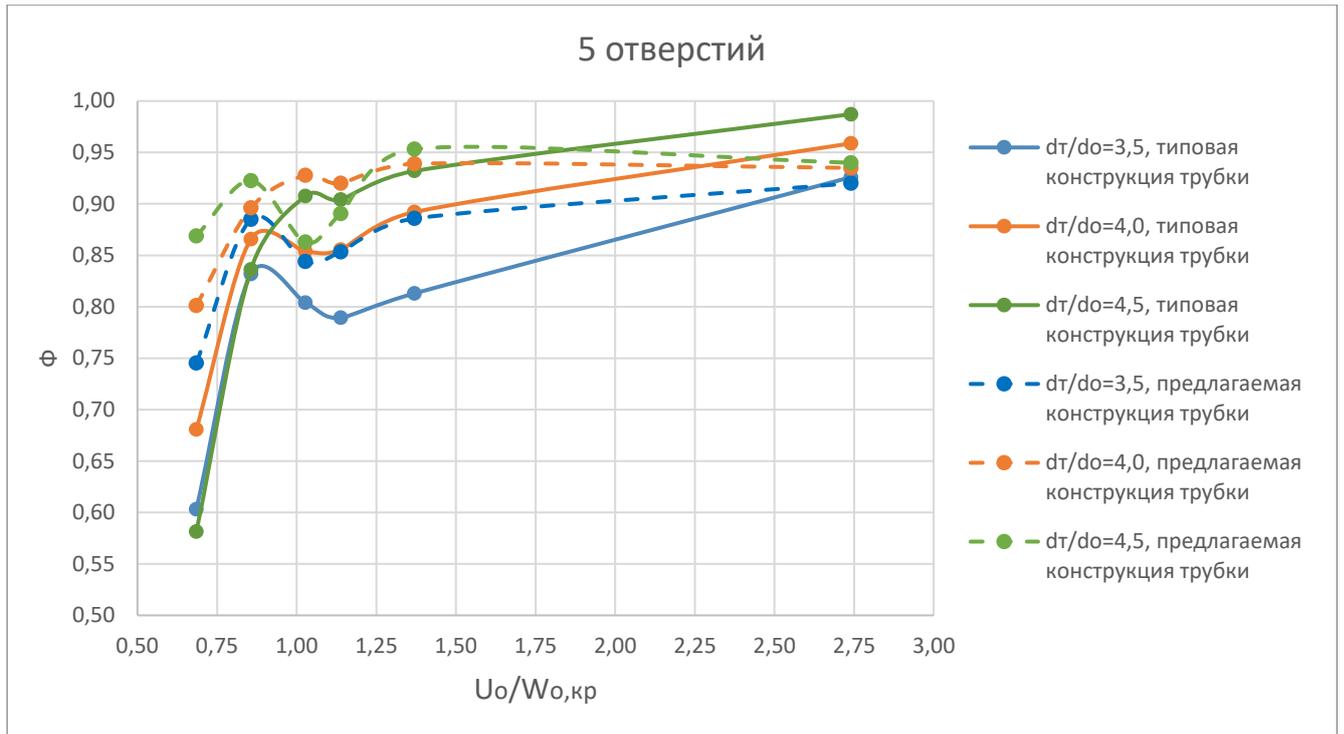


Рисунок 3.29 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от величины $U_o/W_{o,кр}$ для типовой и предлагаемой конструкций трубок распределителей (трубки с 5 отверстиями для вывода дисперсной фазы)

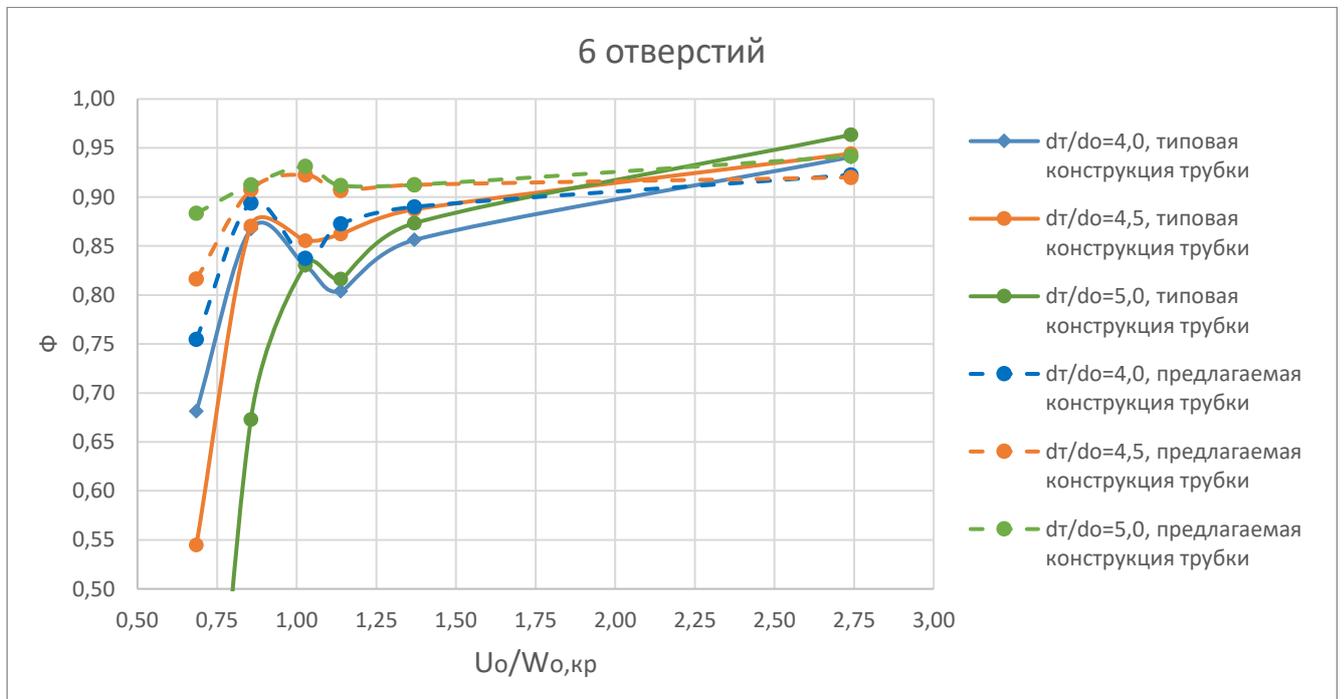


Рисунок 3.30 – Зависимость показателя эффективности распределения Φ от величины $U_o/W_{o,кр}$ для типовой и предлагаемой конструкций трубок распределителей (трубки с 6 отверстиями для вывода дисперсной фазы)

Таблица 3.10 – Средние значения показателя эффективности распределения для типовой и предлагаемой конструкций боковых трубок распределителя дисперсной фазы

Число отверстий в трубке N	Соотношение d_T/d_o	Среднее значение показателя распределения Φ	
		Типовая конструкция трубок	Предлагаемая конструкция трубок
2	2,0	0,84	-
	2,5	0,88	-
	3,0	0,89	-
3	2,5	0,76	0,83 (+9,2 %)
	3,0	0,86	0,92 (+7,0 %)
	3,5	0,87	0,93 (+6,9 %)
4	3,0	0,77	0,86 (+11,7 %)
	3,5	0,85	0,90 (+5,9 %)
	4,0	0,87	0,95 (+9,2 %)
5	3,5	0,79	0,86 (+8,9 %)
	4,0	0,85	0,90 (+5,9 %)
	4,5	0,86	0,91 (+5,8 %)
6	4,0	0,83	0,86 (+3,6 %)
	4,5	0,83	0,90 (+8,4 %)
	5,0	0,70	0,92 (+31,4 %)

В зависимости от количества отверстий в трубке и диаметра боковых трубок предлагаемая конструкция распределителя обеспечивала прирост среднего показателя Φ на 3,6 – 31,4 % по сравнению с типовой конструкцией распределителя. Наибольший прирост эффективности распределения наблюдается при большом числе отверстий для распределения дисперсной фазы и большом диаметре трубок, когда возникали низкие скорости движения потока в трубке.

Таким образом, предложенная конструкция распределителя дисперсной фазы с трубками, имеющими дополнительное отверстие для вытеснения сплошной фазы, обеспечивает увеличение эффективности распределения в области низких нагрузок по дисперсной фазе, что в целом приводит к улучшению условий распределения в диапазоне скоростей истечения в отверстиях 0,09 – 0,38 м/с. Далее представлен сравнительный анализ диапазонов эффективной работы типовой и предлагаемой конструкций распределителей дисперсной фазы.

3.4 Исследование влияния соотношения диаметра боковых трубок и отверстий на эффективность распределения дисперсной фазы

По результатам расчетов показателя распределения Φ , полученных при прямом и обратном ходе, определялись требуемые соотношения диаметров боковых трубок и отверстий d_T/d_o , при которых достигается определённое значение показателя распределения дисперсной фазы. Под достаточным качеством распределения дисперсной фазы принято такое распределение, при котором показатель эффективности распределения Φ составляет не ниже 0,90.

Исследования проводились при двух различных подачах масла:

- капельный режим, соответствующий отношению $U_o/W_{o,кр} = 0,68$.
- струйный режим, соответствующий оптимальной скорости истечения ($U_o/W_{o,кр} = 1,14$).

В Таблице 3.11 представлены результаты расчета требуемого соотношения d_T/d_o в трубках типовой конструкции от числа отверстий для капельного и развитого струйного режима при прямом и обратном ходе. В Таблице 3.12 приведены результаты расчета требуемого соотношения d_T/d_o в трубках предлагаемой конструкции от числа отверстий для капельного и развитого струйного режима при прямом ходе. Достижимый показатель распределения для всех конструкций распределителя и режимов истечения равен 0,90.

Таблица 3.11 – Зависимость требуемого соотношения d_T/d_o от числа отверстий при прямом и обратном ходе (типовая конструкция трубок)

Число отверстий в боковой трубке N	Капельный режим, $U_o/W_{o,кр} = 0,68$		Струйный режим, $U_o/W_{o,кр} = 1,14$	
	прямой ход	обратный ход	прямой ход	обратный ход
2	не достигается	3,10	2,55	2,50
3		не достигается	3,35	3,20
4			3,70	3,40
5			4,40	4,10
6			не достигается	4,50

Таблица 3.12 – Зависимость требуемого соотношения d_T/d_o от числа отверстий (предлагаемая конструкция трубок)

Число отверстий в боковой трубке N	Капельный режим, $U_o/W_{o,кр} = 0,68$, прямой ход	Струйный режим, $U_o/W_{o,кр} = 1,14$, прямой ход
3	3,55	2,90
4	4,00	3,50
5	4,60	3,80
6	5,10	4,35

Из представленных данных можно заключить, что распределитель жидкости с трубками типовой конструкции не обеспечивает достаточную эффективность распределения в капельном режиме независимо от направления изменения подачи дисперсной фазы.

В струйном режиме при прямом ходе достаточное распределение удалось получить при числе отверстий не более 5. При дальнейшем увеличении числа отверстий увеличение диаметра трубок свыше $d_T/d_o > 5$ не позволяет достичь требуемой эффективности распределения. В этом случае, как было показано ранее, слишком низкая скорость потока дисперсной фазы в трубке не позволяет эффективно вытеснить объем сплошной фазы, изначально находящейся в трубке. В этих же условиях проявляется различие в эффективности распределения дисперсной фазы, получаемых при прямом и обратном ходе. Согласно формуле 3.46, расчетное соотношение d_T/d_o для оптимальной скорости истечения 0,156 м/с, выше которого заметно проявляется различие в эффективности распределения, равно 5,3. При обратном ходе струйный режим позволяет обеспечить требуемый показатель распределения $\Phi = 0,90$. Стоит отметить, что при обратном ходе для достижения приемлемой эффективности распределения требуемое соотношение d_T/d_o оказалось ниже, чем при прямом ходе при прочих равных условиях. При этом тенденция роста требуемого соотношения d_T/d_o при увеличении числа отверстий в струйном режиме также сохраняется как при прямом, так и при обратном ходе. Увеличение требуемого соотношения d_T/d_o от

числа отверстий в трубке можно объяснить тем, наряду с увеличением отверстий растет также и длина боковой трубки в соответствии с заданным шагом между отверстиями X_0 . Увеличение длины трубки приводит к росту потерь давления на трение в боковой трубке, а это, как уже упоминалось ранее, приводит к снижению эффективности распределения. Для компенсации растущих при увеличении длины трубки потерь на трение требуется снижение скорости потока в трубке, что сопряжено с ростом соотношения d_T/d_o .

Трубчатый распределитель с трубками предлагаемой конструкции позволяет достичь высокой эффективности распределения как при прямом, так и при обратном ходе. В струйном режиме, как и для трубок типовой конструкции, требуемое соотношение d_T/d_o оказалось ниже, чем для капельного режима.

Поскольку наблюдается стабильный рост d_T/d_o при увеличении отверстий N , уместно рассматривать требуемое соотношение сечения боковой трубки и сечения всех отверстий $S_T/\sum S_o$, которое необходимо соблюдать для получения показателя эффективности распределения $\Phi = 0,90$. В этом случае рассматриваемое соотношение сечений трубки и всех отверстий приводит к степенной зависимости соотношения d_T/d_o от N :

$$\frac{S_T}{\sum S_o} = \frac{S_T}{NS_o} = \frac{(d_T/d_o)^2}{N} = K \quad (3.49)$$

$$\frac{d_T}{d_o} = \sqrt{K} \cdot \sqrt{N} = f(\sqrt{N}) \quad (3.50)$$

На Рисунке 3.31 показана зависимость d_T/d_o от \sqrt{N} . Анализ полученных результатов показывает, что требуемая зависимость соотношения d_T/d_o от числа отверстий N в ряду может быть представлена в виде:

$$\frac{d_T}{d_o} = a_1\sqrt{N} + a_0 \quad (3.51)$$

где a_0 и a_1 – коэффициенты уравнения линейной регрессии.

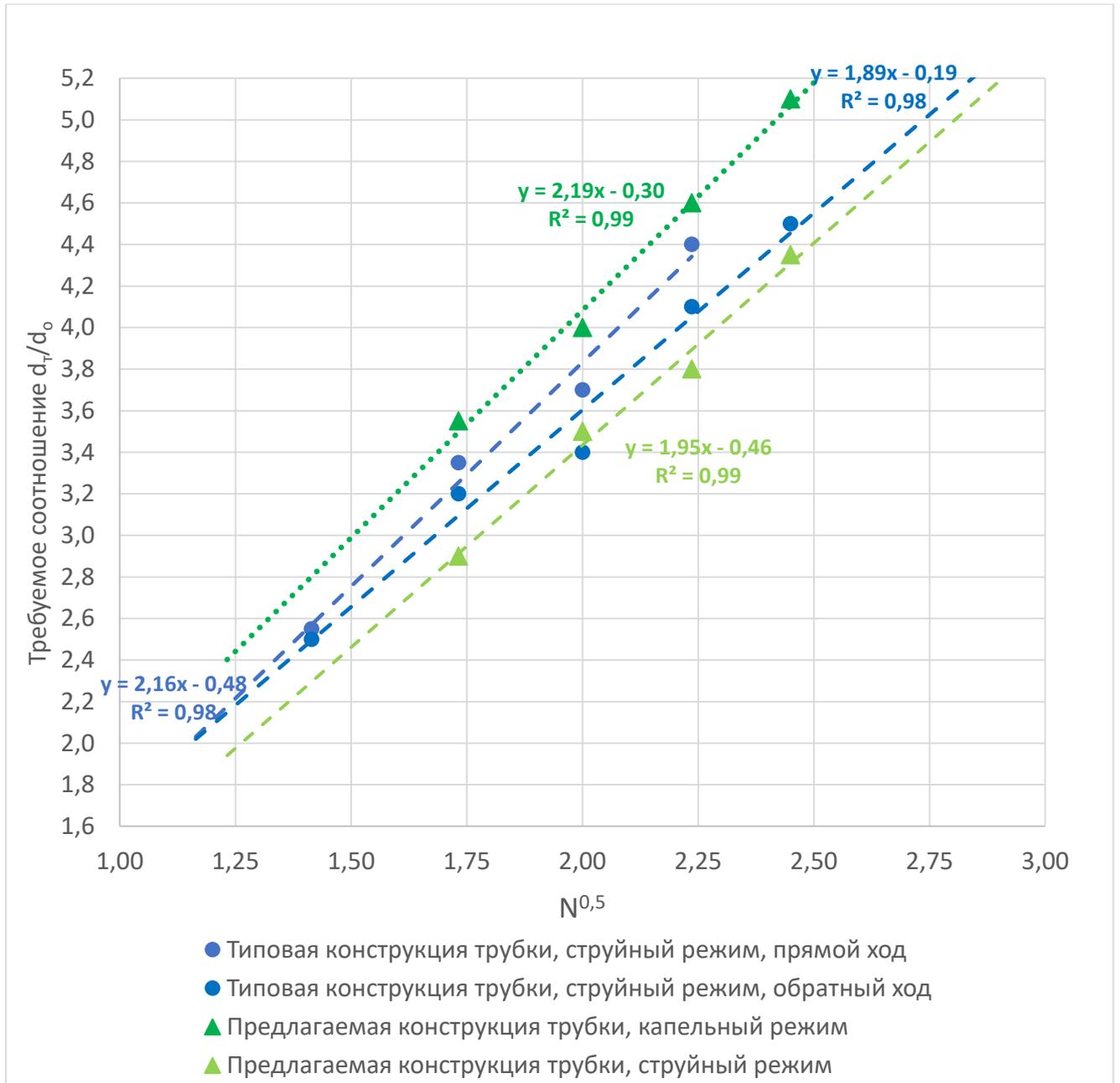


Рисунок 3.31 – Зависимость d_T/d_o от \sqrt{N}

В результате анализа расчетных данных, для распределителя с трубками типовой конструкции были получены следующие зависимости:

- 1) При капельном режиме истечения, прямой ход: требуемая эффективность распределения не достижима при любых d_T/d_o ;
- 2) При капельном режиме истечения, обратный ход: требуемая эффективность распределения не достижима при $N > 2$;
- 3) При струйном режиме истечения, прямой ход ($N < 6$):

$$\frac{d_T}{d_o} = 2,16\sqrt{N} - 0,48 \quad (3.52)$$

4) При струйном режиме истечения, обратный ход:

$$\frac{d_T}{d_o} = 1,89\sqrt{N} - 0,19 \quad (3.53)$$

Для распределителя с трубками предлагаемой конструкции для прямого хода результаты линейной аппроксимации зависимости d_T/d_o от \sqrt{N} следующие:

1) При капельном режиме истечения:

$$\frac{d_T}{d_o} = 2,19\sqrt{N} - 0,30 \quad (3.54)$$

2) При струйном режиме истечения:

$$\frac{d_T}{d_o} = 1,95\sqrt{N} - 0,46 \quad (3.55)$$

Для уравнений 3.52 – 3.55 коэффициенты детерминации R^2 , рассчитанные в MS Excel, оказались на уровне 0,98 – 0,99, что говорит о высоком качестве полученных зависимостей.

С учетом полученных зависимостей, требуемое соотношение сечения боковой трубки и сечения всех отверстий $S_T/\sum S_o$ будет определено следующим образом:

$$\frac{S_T}{\sum S_o} = K = \frac{(a_0 + a_1\sqrt{N})^2}{N} \quad (3.56)$$

При наличии большого числа отверстий в трубке соотношение $S_T/\sum S_o$ асимптотически стремится к предельному значению, которое равно:

$$\lim_{N \rightarrow \infty} \frac{S_T}{\sum S_o} = \lim_{N \rightarrow \infty} \frac{(a_0 + a_1\sqrt{N})^2}{N} = \lim_{N \rightarrow \infty} \frac{a_0^2 + 2 a_0 a_1\sqrt{N} + a_1^2 N}{N} = a_1^2 \quad (3.57)$$

В Таблицах 3.13 и 3.14 сведены полученные методом линейной регрессии зависимости, по которым можно определить требуемое соотношение d_T/d_o , а также требуемое соотношение $S_T/\sum S_o$ для типовой и предлагаемой конструкции трубок, достаточное для обеспечения эффективного распределения дисперсной фазы.

Таблица 3.13 – Расчетные значения d_T/d_o и $S_T/\sum S_o$ для типовой конструкции трубок, обеспечивающие эффективное распределение дисперсной фазы ($\Phi = 0,90$)

Режим истечения	Прямой ход		Обратный ход	
	d_T/d_o	$S_T/\sum S_o$	d_T/d_o	$S_T/\sum S_o$
Капельный режим ($U_o/W_{o,кр} = 0,68$)	эффективность не достигается		эффективность не достигается при $N > 2$	
Струйный режим ($U_o/W_{o,кр} = 1,14$)	$2,16\sqrt{N} - 0,48$ $N \leq 5$	3,78 для $N = 5$	$1,89\sqrt{N} - 0,19$	3,57

Таблица 3.14 – Расчетные значения d_T/d_o и $S_T/\sum S_o$ для предлагаемой конструкции трубок, обеспечивающие эффективное распределение дисперсной фазы ($\Phi = 0,90$)

Режим истечения	Прямой ход	
	d_T/d_o	$S_T/\sum S_o$
Капельный режим ($U_o/W_{o,кр} = 0,68$)	$2,19\sqrt{N} - 0,30$	4,80
Струйный режим ($U_o/W_{o,кр} = 1,14$)	$1,95\sqrt{N} - 0,46$	3,80

Таким образом, для обеспечения эффективного распределения дисперсной фазы сечение боковой трубы должно быть в 3,78 раза выше, чем суммарное сечение всех отверстий в боковой трубе (при прямом ходе и числа отверстий в боковой трубке не более 5). Для обратного хода это значение уменьшается до 3,57. В целом, трубчатый распределитель целесообразно проектировать таким образом, чтобы площадь сечения всех отверстий была равна 26-28 % от площади боковой трубки. Полученные данные хорошо соотносятся с данными источника [9], где рекомендуют принимать площадь всех отверстий, равную 25 % от площади поперечного сечения трубы. Для распределителя с усовершенствованной конструкцией трубок увеличение диаметра последних до соотношения $S_T/\sum S_o = 4,8$ позволяет эффективно распределить поток при в капельном режиме истечения. Для струйного режима рекомендации по соотношению сечения трубок

и отверстий для предлагаемой конструкции в целом аналогичны рекомендациям, приведенным для типовой конструкции трубок.

Представленные результаты могут быть использованы при конструировании трубчатых распределителей дисперсной фазы, а именно для расчета требуемого диаметра боковых трубок. Диаметр центральной трубы, как показано в методике [27], принимается равным диаметру штуцера ввода дисперсной фазы, который, в свою очередь, рассчитывается на основании рекомендуемой скорости жидкости в напорном трубопроводе (1,0 – 2,5 м/с) [151; 152].

На основании этого была разработана программа для ЭВМ по расчету распределительных устройств в насадочных экстракторах заданного диаметра, в том числе включающая оценочный расчет основных конструктивных размеров трубчатых распределителей дисперсной фазы: диаметр центральной трубы и боковых трубок, диаметр и количество отверстий, шаг между отверстиями в трубке и ориентировочный шаг между рядами трубок, максимальное число отверстий в боковой трубке и ориентировочное число рядов трубок [153]. Программа также определяет характеристики истечения дисперсной фазы: режим истечения (капельный/струйный), оптимальную скорость истечения, диаметр капель, образуемых при истечении дисперсной фазы из отверстий. Требуемый диаметр экстрактора определяется исходя из максимальной пропускной способности аппарата, определяемой на основе модифицированной корреляции Кроуфорда-Уилки [151, 154]. Расчет диаметра аппарата и пропускной способности также реализован в программе для ЭВМ [155].

3.5 Исследование диапазона эффективной работы распределителей дисперсной фазы с трубками типовой и предлагаемой конструкции

На основе результатов расчетов показателя эффективности распределения Φ , приведенных в Приложении А, были определены пределы изменения нагрузок по дисперсной фазе для распределителей с боковыми трубками типовой и предлагаемой конструкции, при которых функция Φ принимает значения не менее

0,90. Максимальная нагрузка соответствовала максимальной рекомендуемой скорости дисперсной фазы в отверстиях $U_{o,max} = 0,38$ м/с ($U_o/W_{o,кр} = 2,74$), в этих условиях распределители с трубками типовой и предлагаемой конструкции стабильно обеспечивали эффективное распределение дисперсной фазы. Минимальная нагрузка по дисперсной фазе соответствовала скорости в отверстиях $U_{o,min}$, при которых $\Phi = 0,90$. Исследование проводилось для типовой конструкции трубок распределителя при прямом и обратном ходе, а также для предлагаемой конструкции трубок распределителя при прямом ходе. Величина диапазона изменения нагрузок (turndown ratio), соответствующая эффективной работе распределителя ($\Phi \geq 0,90$), вычислялась по формуле:

$$TR = \frac{U_{o,max}}{U_{o,min}} = \frac{0,38}{U_{o,min}} \quad (3.58)$$

Результаты расчета диапазона эффективной работы TR для трубок с N = 2, 3, 4, 5 и 6 отверстиями сведены в Таблицу 3.15.

Таблица 3.15 – Расчет диапазона эффективной работы распределителей с трубками типовой и предлагаемой конструкции

N	d_T/d_o	$S_T/\Sigma S_o$	Распределитель с трубками типовой конструкции (прямой ход)		Распределитель с трубками типовой конструкции (обратный ход)		Распределитель с трубками предлагаемой конструкции (прямой ход)	
			$U_{o,min}$, м/с	TR	$U_{o,min}$, м/с	TR	$U_{o,min}$, м/с	TR
2	2	2,00	0,260	1,46	0,233	1,63	-	-
	2,5	3,13	0,158	2,41	0,158	2,41	-	-
	3	4,50	0,130	2,92	0,096	3,96	-	-
3	2,5	2,08	0,375	1,01	0,375	1,01	0,288	1,32
	3	3,00	0,178	2,13	0,178	2,13	0,116	3,26
	3,5	4,08	0,151	2,52	0,103	3,70	0,110	3,47
4	3	2,25	0,370	1,03	0,370	1,03	0,274	1,39
	3,5	3,06	0,178	2,13	0,151	2,52	0,151	2,52
	4	4,00	0,130	2,92	0,103	3,70	0,096	3,96
5	3,5	2,45	0,336	1,13	0,315	1,21	0,260	1,46
	4	3,20	0,206	1,85	0,164	2,31	0,123	3,08
	4,5	4,05	0,158	2,41	0,103	3,70	0,103	3,70
6	4	2,67	0,281	1,35	0,253	1,50	0,233	1,63
	4,5	3,38	0,226	1,68	0,171	2,22	0,116	3,26
	5	4,17	0,219	1,73	0,116	3,26	0,110	3,47

Поскольку в расчет вовлечены конструкции с различным числом отверстий, целесообразно анализировать зависимость диапазона эффективной работы TR не от соотношения диаметров отверстий, а от соотношения сечения трубки и сечения всех отверстий $S_T/\sum S_o$. Такая зависимость обобщает результаты, полученные для различного числа отверстий. График зависимости диапазона эффективной работы от соотношения $S_T/\sum S_o$ приведен на Рисунке 3.32:

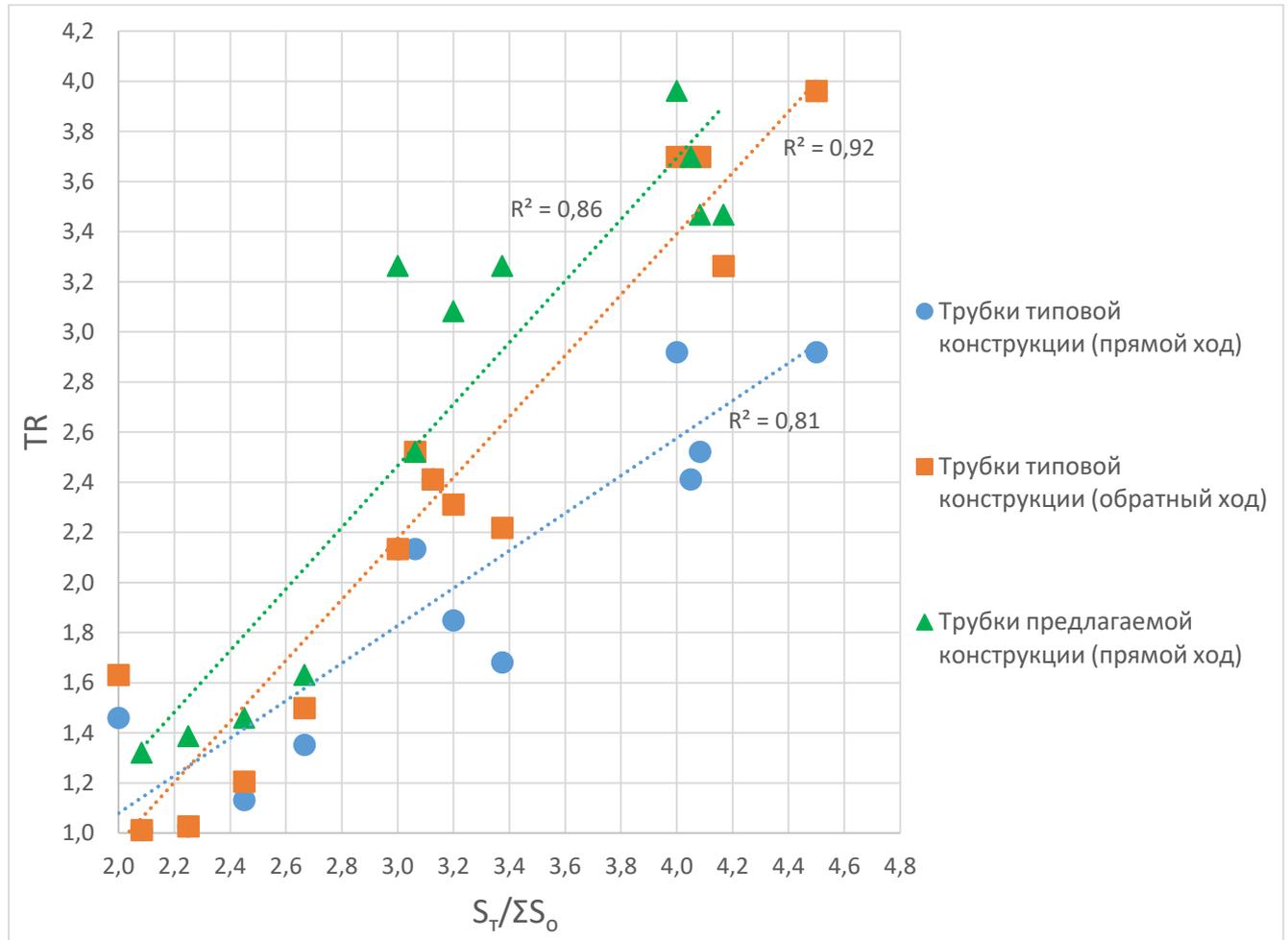


Рисунок 3.32 – Зависимость диапазона эффективной работы распределителя от соотношения $S_T/\sum S_o$

Можно сделать вывод, что при соотношении $S_T/\sum S_o < 2,5$ распределитель не обеспечивает должного диапазона эффективной работы (значение TR не более 1,5). С ростом диаметра трубок и соотношения $S_T/\sum S_o$ диапазон эффективной работы распределителя растет. Так, при соотношении $S_T/\sum S_o = 3,2$ величина turndown ratio

находится в пределах 1,7 – 2,5, а при $S_T/\sum S_o = 4,1$ значение turndown ratio увеличивается до 2,4 – 4,0 в зависимости от конструкции распределителя и направления изменения подачи дисперсной фазы. В частности, при проектировании трубчатых распределителей дисперсной фазы с соотношением сечения боковой трубки и отверстий $S_T/\sum S_o = 3,5 – 4,0$ методом линейной аппроксимации получены следующие значения диапазонов эффективной работы:

- для распределителя с трубками типовой конструкции при прямом ходе:
TR = 2,2 – 2,6 (среднее значение 2,4);

- для распределителя с трубками типовой конструкции при обратном ходе:
TR = 2,8 – 3,4 (среднее значение 3,1);

- для распределителя с трубками предлагаемой конструкции при прямом ходе: TR = 3,1 – 3,7 (среднее значение 3,4).

Таким образом можно заключить, что трубчатые распределители дисперсной фазы типовой конструкции обеспечивают эффективное распределение при изменении нагрузок по дисперсной фазе в 2,2 – 2,6 раза в зависимости от диаметра боковых трубок, в среднем диапазон эффективной работы составляет 2,4. Данное значение хорошо согласуется с данными по распределителям жидкой фазы, представленными ведущими производителями внутренних устройств [45, 46]. Для увеличения диапазона работы распределителя типовой конструкции целесообразно на короткое время увеличить подачу дисперсной фазы до рекомендованных пределов по скорости (0,38 м/с) с дальнейшим возвратом в рабочий режим. При этом нижняя граница диапазона эффективной работы сдвинется в область более низких нагрузок, эффективное распределение будет обеспечиваться при изменении нагрузок по дисперсной фазе в 2,8 – 3,4 раза при среднем значении 3,1. Предлагаемая конструкция распределителя дисперсной фазы позволит дополнительно расширить диапазон эффективной работы устройства без манипуляций с кратковременным изменением подач. Расчетный анализ показал, что конструкция распределителя с усовершенствованными боковыми трубками позволит обеспечить эффективное распределение при изменении нагрузок по дисперсной фазе в 3,1 – 3,7 раза при среднем диапазоне эффективной работы 3,4.

По сравнению с типовой конструкцией распределителя, предлагаемое решение расширит диапазон эффективной работы как минимум на 11 %; без манипуляций с изменением подачи дисперсной фазы диапазон эффективной работы увеличится на 41 %.

Выводы по главе 3

Разработана математическая модель истечения дисперсной фазы с применением метода Volume of Fluid в программе ANSYS FLUENT. Путем сравнения экспериментальных и расчетных данных по времени формирования капли на системах «вода-масло» и «вода-бензин» установлена адекватность разработанной CFD-модели. Разработанная CFD-модель в дальнейшем использовалась при анализе конструкций распределительных устройств с целью обеспечения эффективного распределения дисперсной фазы.

Разработана математическая модель распределения потока дисперсной фазы в распределительной трубе, позволяющая оценить эффективность распределения на основе расчета доли и скорости потока в каждом отверстии, а также определить перепад давления в распределительной трубе. На основании полученной модели проанализировано влияние физических свойств распределяемой среды, а также конструктивных особенностей распределителя на эффективность распределения потока.

Методом CFD-анализа проанализировано влияние скорости дисперсной фазы в отверстиях и соотношения диаметров боковых трубок и отверстий на эффективность распределения дисперсной фазы. Обнаружено и методами CFD-анализа обосновано негативное влияние не вытесненного из боковых трубок объема сплошной фазы на распределение дисперсной фазы в трубчатом распределителе. Методом теории подобия определены условия, при которых проявляется данный эффект, в частности, получена формула для расчета скорости дисперсной фазы в отверстиях, при которой невытесненная сплошная фаза начинает оказывать влияние на распределение дисперсной фазы. Оценена

возможность улучшения равномерности распределения дисперсной фазы путем кратковременного перехода в развитый струйный режим с последующим возвратом в рабочий режим.

Для систем «жидкость-жидкость» получены зависимости, которые могут быть использованы для расчета требуемого диаметра боковых трубок при проектировании трубчатых распределителей дисперсной фазы. Установлено, что в экстракционных аппаратах трубчатый распределитель дисперсной фазы целесообразно проектировать таким образом, чтобы площадь сечения всех отверстий была равна 26-28 % от площади боковой трубки. На основе полученных расчетных данных разработана программа для ЭВМ по расчету распределительных устройств в насадочных экстракторах заданного диаметра, включающая расчет распределителей дисперсной фазы.

Предложена усовершенствованная конструкция распределителя дисперсной фазы с трубками, имеющими дополнительное отверстие для вытеснения сплошной фазы. Установлено, что в зависимости от числа отверстий в трубке и ее размеров предлагаемая конструкция распределителя обеспечивает прирост эффективности распределения на 3,6 – 31,4 % по сравнению с типовой конструкцией трубчатого распределителя, не имеющего в боковых трубках дополнительного отверстия для вытеснения сплошной фазы.

На основе результатов CFD-расчетов для систем «жидкость-жидкость» определены диапазоны эффективной работы распределителей дисперсной фазы при различном соотношении сечения боковой трубки и сечения всех отверстий:

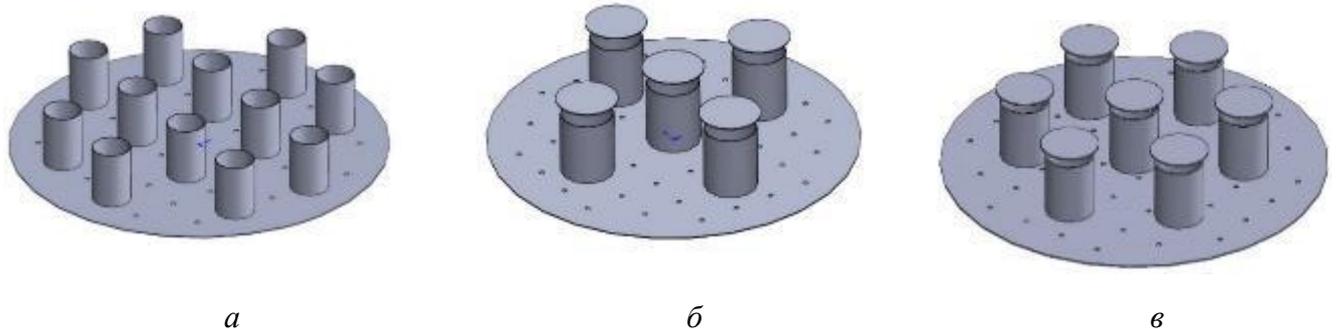
- для типовой конструкции трубчатого распределителя: 2,2 – 2,6;
- для предлагаемой конструкции трубчатого распределителя: 3,1 – 3,7.

Предлагаемая конструкция распределителя позволяет расширить диапазон эффективной работы в среднем на 41 % по сравнению с типовой конструкцией трубчатого распределителя, не имеющего в боковых трубках дополнительного отверстия для вытеснения сплошной фазы.

Глава 4 АНАЛИЗ И СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ КОНСТРУКТИВНОГО ОФОРМЛЕНИЯ ПЕРЕРАСПРЕДЕЛИТЕЛЕЙ ЖИДКОСТИ

4.1 Разработка расчетной модели движения потоков в перераспределителях жидкости

С целью проведения расчётного анализа и оптимизации конструктивного оформления перераспределителей жидкости была разработана математическая модель в среде ANSYS CFX. Предварительно в среде SolidWorks были построены 3D-модели перераспределительных тарелок различной конструкции для диспергирования тяжелой фазы, отличающихся числом патрубков и их расположением, количеством отверстий, наличием или отсутствием шляпки и ее положением относительно патрубков. Некоторые из них изображены на Рисунке 4.1:



а – 12 патрубков, шляпка отсутствует, б – 5 патрубков со шляпкой сверху,
в – 7 патрубков со шляпкой сверху

Рисунок 4.1 – Исследуемые 3D-модели перераспределительных тарелок

Описание основных геометрических характеристик перераспределителей жидкости, таких, как диаметр полотна, диаметр отверстий, представлено в Главе 2.

Параметры сеточного генератора ANSYS Meshing представлены в Таблице 4.1:

Таблица 4.1 – Основные параметры сеточного генератора

Показатель	Значение
Тип сетки	Неструктурированная тетраэдрическая
Максимальный размер элемента сетки, м	0,03 (1/20 от диаметра аппарата)
Наличие призматических элементов в пограничном слое	Учтено
Общая толщина призматических слоев, м	0,012
Количество призматических слоев	6
Измельчение сетки вблизи отверстий (функция curvature)	Учтено
Измельчение сетки при близости поверхностей (функция proximity)	Учтено
Общее количество элементов	≈ 1,1 млн.
Величина Minimum Orthogonal quality	0,15

4.1.1 Исследование процессов истечения жидкой фазы в перераспределительных тарелках на системах «вода-воздух» и «вода-бензин»

Для оценки применимости CFD-модели в среде ANSYS CFX было проведено расчетное исследование процессов истечения воды (плотность 998,2 кг/м³) через отверстия перераспределительных тарелок, погруженных в две разные среды: воздух и бензин. Основные физические свойства модельных сред при 20 °С и 1 атм обобщены в Таблице 4.2:

Таблица 4.2 – Основные физические свойства модельных сред

Показатель	Вода	Воздух	Бензин НЕФРАС-С2-80/120 [67]
Плотность в рабочих условиях, кг/м ³	998,2	1,2	686
Вязкость в рабочих условиях, Па·с	0,00101	0,000018	0,000377
Межфазное натяжение на границе с водой, дин/см	-	72,7	47,3

Результаты расчетов сопоставлялись со справочными данными [156], где приведены значения коэффициентов расхода α в зависимости от значения критерия Рейнольдса, полученных экспериментальным путем при истечении жидкостей из малых круглых отверстий в тонкой стенке. График зависимости коэффициента скорости, коэффициента сжатия струи, коэффициента расхода от числа Рейнольдса при истечении из малого отверстия в тонкой стенке приведен на Рисунке 4.2:

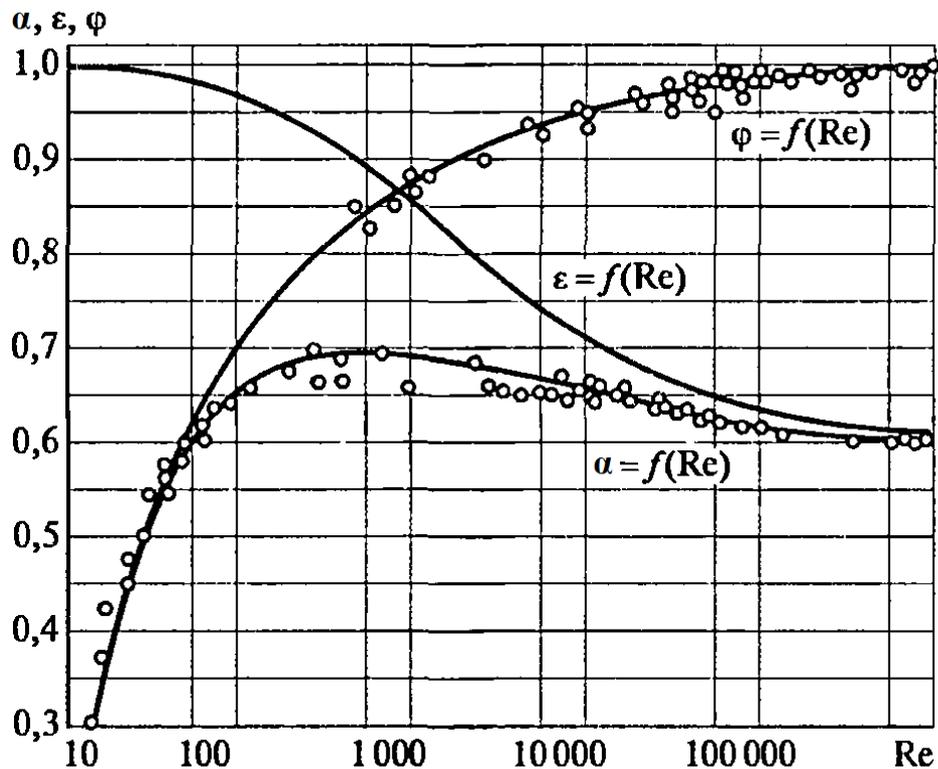


Рисунок 4.2 – Зависимости коэффициента скорости φ , коэффициента сжатия струи ε и коэффициента расхода α от числа Рейнольдса при истечении жидкости из малых отверстий в тонкой стенке

Критерий Рейнольдса вычисляется исходя из теоретической скорости жидкости в отверстии и физико-химических свойств истекаемой среды:

$$\text{Re} = \frac{U_o d_o \rho}{\mu} = \frac{G_o d_o}{\mu \cdot \sum S_o} \quad (4.1)$$

где G_o – массовый расходы жидкости при истечении, кг/с;

U_o – теоретическая скорость истечения жидкости из отверстий, м/с;

d_o – диаметр отверстий, м;

$\sum S_o = \pi/4 \cdot d_o^2 \cdot N_o$ – суммарное сечение всех отверстий, м²;

μ – динамическая вязкость истекаемой жидкости, Па·с.

Процесс истечения жидкости исследовался в колонне диаметром 600 мм, в которой установлена перераспределительная тарелка с 5 патрубками для прохода сплошной фазы диаметром 66x3 мм (Рисунок 4.1 б), а также с 52 отверстиями для прохождения дисперсной фазы диаметром 6 мм. Высота патрубков составляла 200 мм, что ограничивало максимальный уровень разлива жидкости на тарелке.

На практике при расчете распределителей жидкости руководствуются рекомендуемыми максимальными скоростями истечения $U_{o,max}$:

- для низконапорных распределителей жидкости: $U_{o,max} = 0,80$ м/с;
- для распределительных тарелок «жидкость-жидкость»: $U_{o,max} = 0,38$ м/с.

С учетом этого были выбраны следующие диапазоны расходов воды:

- для двухфазной системы «вода-воздух» расход воды, подаваемой на распределительную тарелку, составлял 0,25 – 1,81 кг/с, что соответствует скоростям истечения в отверстиях 0,17 – 1,23 м/с и значениям критерия Рейнольдса 1000 – 7300 соответственно;
- для двухфазной системы «вода-бензин» расход воды, подаваемой на распределительную тарелку, составлял 0,25 – 1,07 кг/с, что соответствует скоростям истечения в отверстиях 0,17 – 0,73 м/с и значениям критерия Рейнольдса 1000 – 4300 соответственно.

Поскольку разработанная CFD-модель предусматривает наличие двух фаз (в данном случае воды и воздуха/бензина), расход воздуха/бензина, подаваемого в нижнюю часть колонны, был рассчитан исходя из очень малой скорости в сечении колонны (0,001 м/с), что не должно оказывать влияния на процесс истечения воды.

На первом этапе исходя из справочных данных был определен уровень взлива жидкости $h_{эксп}$ в зависимости от числа Re:

$$h_{эксп} = \frac{U_o^2}{2g \cdot \alpha^2} \cdot \frac{\rho_B}{\Delta\rho} \quad (4.2)$$

где $U_o = \frac{\mu Re}{\rho_B d_o}$ – скорость истечения воды из отверстий, м/с. Плотность и динамическая вязкость воды при 20 °С составляет 998,2 кг/м³ и 0,00101 Па·с соответственно, диаметр отверстий 0,006 м;

α – коэффициент расхода, определяемый по графику 4.2;

$\rho_B = 998,2$ кг/м³ – плотность воды при 20 °С;

$\Delta\rho = \rho_B - \rho_C$, разность плотностей водной фазы и более легкой фазы, в которую погружена распределительная тарелка, кг/м³. Очевидно, что для системы «вода-воздух» $\Delta\rho \approx \rho_B$, в этом случае симплексом $\rho_B/\Delta\rho$ можно пренебречь.

На втором этапе были проведены CFD-расчеты процессов истечения воды через отверстия перераспределительной тарелки в диапазоне подач воды 0,25 – 1,81 кг/с и 0,25 – 1,07 кг/с для систем «вода-воздух» и «вода-бензин» соответственно. По результатам расчета были получены значения объемных долей водной фазы в каждом элементе сетки расчетной области. Распределение водной фазы на тарелке при $Re = 4300$ для систем «вода-воздух» и «вода-бензин» (подача воды 1,06 кг/с) показано на Рисунке 4.3:

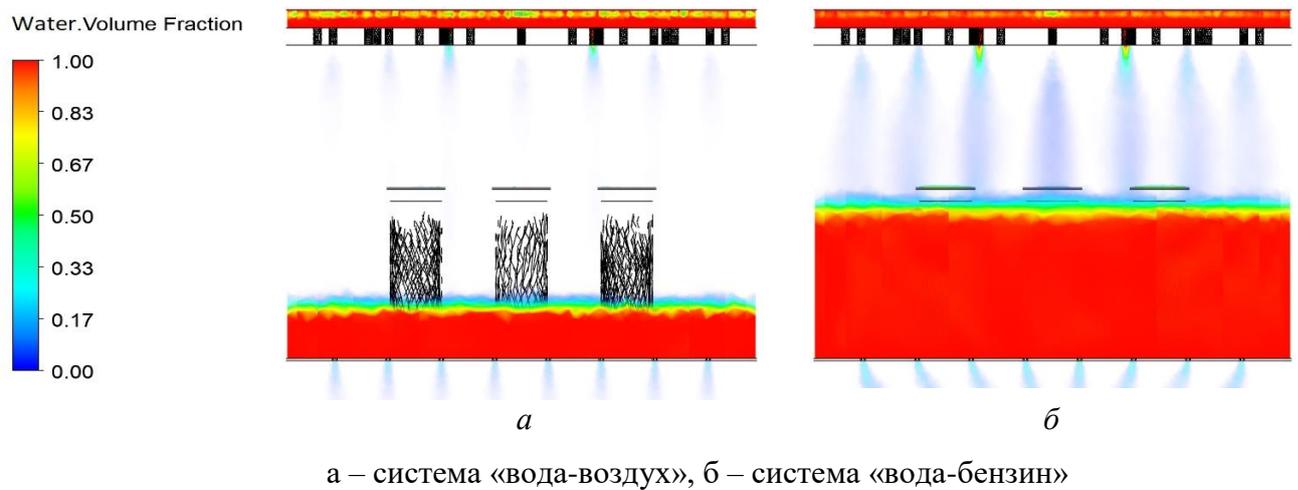


Рисунок 4.3 – Распределение водной фазы при $Re = 4300$ (подача воды 1,06 кг/с), высота патрубков 200 мм

Высота разлива водной фазы определялась как отношение объема воды на тарелке к сечению перфорированной части тарелки $S_{\text{перф}}$:

$$h_{\text{расч}} = \frac{V_{\text{в}}}{S_{\text{перф}}} = \frac{V_{\text{в}}}{S_{\text{кол}} - \sum S_{\text{патр}}} = \frac{V_{\text{в}}}{\pi/4 (D^2 - N_c d_c^2)} \quad (4.3)$$

где $V_{\text{в}}$ – объем водной фазы на полоне перераспределительной тарелки, м^3 ;
 $S_{\text{кол}}$ – общее сечение колонны, м^2 ;
 $\sum S_{\text{патр}}$ – общее сечение всех патрубков для прохода сплошной фазы; определяется исходя из наружного диаметра патрубков, м^2 ;

$D = 0,6$ м – диаметр колонны;

$d_c = 0,066$ м – наружный диаметр патрубков;

$N_c = 5$ – количество патрубков на перераспределительной тарелке.

Объем водной фазы на тарелке рассчитывался исходя из значений объемной доли водной фазы φ путем интегрирования:

$$V_B = \iiint_V \varphi dV \quad (4.4)$$

где V – объем над перераспределительной тарелкой, который может занимать водная фаза над тарелкой; он определяется высотой патрубков.

Таким образом, расчётный уровень взлива жидкости определяется как:

$$h_{\text{расч}} = \frac{\iiint_V \varphi dV}{S_{\text{перф}}} \quad (4.5)$$

Площадь перфорированной части перераспределительной тарелки равна:

$$S_{\text{перф}} = \pi/4 (0,6^2 - 5 \cdot 0,066^2) = 0,266 \text{ м}^2.$$

Расчетный коэффициент расхода определялся по формуле:

$$\alpha_{\text{расч}} = \frac{U_o}{\sqrt{2gh_{\text{расч}}}} \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_B} = \frac{G_o/\rho_B}{\sum S_o \sqrt{2gh_{\text{расч}}}} \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_B} \quad (4.6)$$

где $\sum S_o = 52 \cdot 3,14 \cdot 0,006 \cdot 0,006/4 = 0,00147 \text{ м}^2$.

Результаты экспериментов и CFD-расчетов для систем «вода-воздух» и «вода-бензин» обобщены в Таблицах 4.3 и 4.4 соответственно:

Таблица 4.3 – Значения коэффициентов расхода и уровней взлива воды при истечении из отверстий перераспределительной тарелки, система «вода-воздух»

Расход воды, кг/с	Скорость истечения из отверстий, м/с	Re	Данные эксперимента		Результаты CFD-расчета			Отн. погрешность по α , %	Отн. погрешность по h , %
			$\alpha_{\text{эксп}}$	$h_{\text{эксп}}$, мм	$\iiint_V \varphi dV$, м ³	$h_{\text{расч}}$, мм	$\alpha_{\text{расч}}$		
0,247	0,17	1000	0,692	3,4	0,00069	2,6	0,747	7,9	14,1
0,574	0,39	2320	0,680	16,6	0,00417	15,7	0,705	3,7	6,9
0,693	0,47	2800	0,678	26,1	0,00630	23,7	0,692	2,1	4,1
0,841	0,57	3400	0,675	39,1	0,01001	37,7	0,667	1,2	2,5
1,064	0,73	4300	0,672	63,4	0,01602	60,3	0,667	0,8	1,6
1,237	0,84	5000	0,667	84,5	0,02184	82,2	0,664	0,5	0,9
1,584	1,08	6400	0,665	140,5	0,03557	133,9	0,666	0,1	0,3
1,807	1,23	7300	0,662	172,1	0,04441	168,1	0,678	2,4	4,6

Таблица 4.4 – Значения коэффициентов расхода и уровней взлива воды при истечении из отверстий перераспределительной тарелки, система «вода-бензин»

Расход воды, кг/с	Скорость истечения из отверстий, м/с	Re	Данные эксперимента		Результаты CFD-расчета			Отн. погрешность по α , %	Отн. погрешность по h , %
			$\alpha_{\text{эксп}}$	$h_{\text{эксп}}$, мм	$\iiint_V \varphi dV$, м ³	$h_{\text{расч}}$, мм	$\alpha_{\text{расч}}$		
0,247	0,17	1000	0,692	9,7	0,00244	9,1	0,714	3,1	6,0
0,574	0,39	2320	0,680	53,9	0,01509	56,8	0,663	2,5	5,3
0,693	0,47	2800	0,678	79,0	0,02207	83,1	0,661	2,5	5,1
0,841	0,57	3400	0,675	117,6	0,03305	124,0	0,656	2,5	5,1
1,064	0,73	4300	0,672	189,8	0,04973	187,2	0,677	0,7	1,3

Из приведенных результатов видно, что значения коэффициентов расхода при истечении водной фазы из отверстий перераспределительной тарелкой, полученные в ходе обработки экспериментальных данных, и значения, полученные расчетным путем, для систем «вода-воздух» и «вода-бензин» отличаются не более, чем на 7,9 % и 3,1 % соответственно. Невязка значений уровней взлива воды для систем «вода-воздух» и «вода-бензин» составляет не более 14,1 % и 6,0 % соответственно. Увеличение погрешности в области низких чисел Re объясняется снижением высоты взлива водной фазы и её приближению к размеру элементов сетки.

4.1.2 Граничные условия применимости разработанной CFD-модели

По результатам проведенного анализа можно заключить, что разработанная CFD-модель адекватно описывает процессы распределения жидкой фазы при значениях уровней взлива от 5 до 200 мм: при $h < 5$ мм наблюдается значительный рост погрешности расчета, а при $h > 200$ мм расчетные испытания не проводились ввиду нецелесообразности, поскольку на практике такой уровень взлива не достигается и связан с запредельными значениями скоростей жидкости в отверстиях перераспределителя. Можно записать граничные условия применимости разработанной модели в виде:

$$h = \frac{U_o^2}{2g \cdot \alpha^2} \cdot \frac{\rho_B}{\Delta\rho} = (0,005 \div 0,2) \text{ м} \quad (4.7)$$

Введя понятие «факторная скорость жидкости в отверстиях», получим:

$$U^* = U_o \sqrt{\frac{\rho_B}{\Delta\rho}} = \alpha \sqrt{2gh} = (0,2 \div 1,3) \text{ м/с} \quad (4.8)$$

Таким образом, разработанная нами CFD-модель способна адекватно описывать процессы распределения дисперсной водной фазы при факторной скорости жидкости в отверстиях $U_o \sqrt{\rho_B/\Delta\rho} = 0,2 - 1,3$ м/с и может быть использована при изучении процессов перераспределения потоков в колонных аппаратах с внутренними перераспределительными устройствами.

4.2 Адаптация расчетной модели к процессам перераспределения фаз в экстракционной колонне демеркаптанализации СУГ

Исследуемые внутренние перераспределительные устройства входят в состав экстракционного аппарата, предназначенного для демеркаптанализации СУГ раствором щелочи. Насыщенный меркаптидами щелочной раствор, согласно технологии «Демерус» [157-160], в дальнейшем отправляют на окислительную регенерацию.

В верхнюю часть экстракционной колонны подается водный раствор NaOH (плотность 1090 кг/м³), который является дисперсной фазой. Колонна имеет три слоя нерегулярной насадки, в верхней части каждого из них расположены перераспределительные тарелки для диспергирования раствора NaOH. Основные физические свойства фаз представлены в Таблице 4.5 [161]:

Таблица 4.5 – Основные физические свойства фаз

Показатель	Сжиженные углеводородные газы (СУГ)	Раствор (NaOH)
Характеристика движения фаз	Сплошная фаза	Дисперсная фаза
Плотность в рабочих условиях, кг/м ³	505	1090
Вязкость в рабочих условиях, Па·с	0,0001	0,0014
Межфазное натяжение, дин/см	70	

Расчетное исследование конструкций перераспределительных тарелок проводилось при заданных расходах жидких фаз:

- расход сплошной фазы (СУГ) – 1,36 кг/с (9,7 м³/ч);
- расход дисперсной фазы (раствор NaOH) – 0,41 кг/с (1,4 м³/ч).

Давление в системе – 18 атм.

Влияние краевого угла смачивания на границе СУГ – раствор NaOH – металл не учитывалось ввиду отсутствия необходимости точного определения границы раздела фаз у стенок перераспределителя, а также значительных размеров элементов сетки.

Диаметр капель дисперсной фазы определялся согласно методике [41], представленной в Главе 1. Вначале была рассчитана критическая скорость перехода капельного режима в струйный $W_{o,кр}$, которая составила 0,095 м/с (расчеты приведены в Приложении Б). Скорость дисперсной фазы в отверстиях перераспределительной тарелки определялась по формуле:

$$U_o = \frac{G_d / \rho_d}{\pi / 4 \cdot d_o^2 \cdot N_o} \quad (4.9)$$

При всех значениях скоростей, лежащих в рекомендуемом диапазоне 0,15 – 0,30 м/с факторная скорость жидкости в отверстиях составит 0,20 – 0,40 м/с, что удовлетворяет условиям применимости расчетной модели.

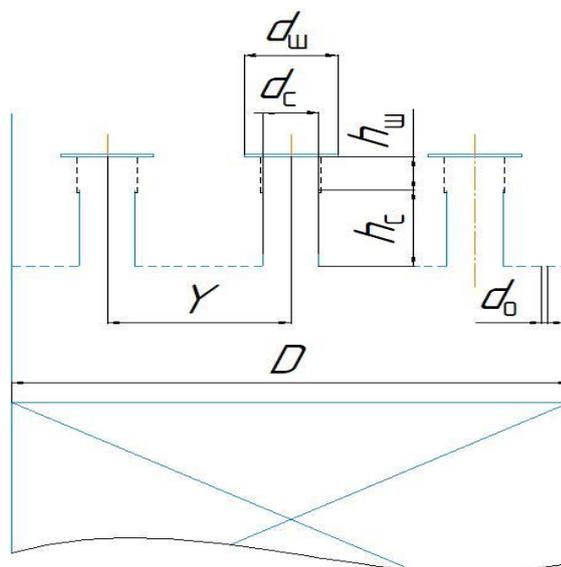
Поскольку количество отверстий для прохода дисперсной фазы определялось исходя из рекомендованных скоростей истечения 0,15 – 0,30 м/с, которые выше критической скорости, режим истечения во всех случаях был струйным. В зависимости от количества отверстий и соответствующей скорости истечения дисперсной фазы диапазон средних диаметров капель составил 8,4 – 8,8 мм. Результаты расчета средних диаметров капель приведены в табл. Б.3.

Распределение потоков сплошной и дисперсной фаз, оценивалось согласно методике, представленной в Главе 2. Равномерность распределения потоков сплошной и дисперсной фаз исследовалась как под перераспределительной тарелкой, так и над ней.

4.3 Анализ конструктивного оформления перераспределительных тарелок в экстракционных колоннах

Обеспечение равномерного распределения фаз в насадочном аппарате вносит значительный вклад в общую эффективность протекающего массообменного процесса [162]. Ввиду этого, анализ и оптимизация конструктивного оформления перераспределителей жидкости является важной задачей при проектировании насадочных колонн.

Объектом исследований являлись конструкции перераспределительных тарелок в насадочной экстракционной колонне демеркаптанализации СУГ, схема которых изображена на Рисунке 4.4:



D – диаметр колонны, d_0 – диаметр отверстий, Y – шаг между патрубками для прохода сплошной фазы, h_c – высота патрубков, d_c – диаметр патрубков, $h_{ш}$ – высота поднятия шляпки, $d_{ш}$ – диаметр шляпки

Рисунок 4.4 – Схема перераспределительной тарелки

4.3.1 Исследование влияния количества отверстий и взаимного расположения патрубков и отверстий

Распределение дисперсной фазы оценивалось на расстоянии 300 мм под перераспределительной тарелкой. Распределение сплошной фазы оценивалось на расстоянии 500 мм над перераспределительной тарелкой, а также на расстоянии

300 мм под тарелкой [163]. Шляпка над патрубками во всех случаях отсутствовала. В Таблице 4.6 представлены различные варианты перераспределителей жидкости, а также результаты расчетов по распределению фаз. Общее сечение патрубков определялось на основе скорости сплошной фазы в патрубках, значение которой не превышало 0,1 м/с. Во всех случаях сечение для прохода сплошной фазы составляло около 0,03 м².

Таблица 4.6 – Конфигурация перераспределительных тарелок, расчетные скорости фаз и показатели их распределения для различных вариантов

Показатель	Вариант 1	Вариант 2	Вариант 3
Конструктивные параметры:			
Диаметр отверстий d_o , мм	8		
Количество отверстий N_o	33	40	44
Диаметр патрубков d_c , мм	60	85	70
Количество патрубков N_c	12	5	7
Сечения для прохода сплошной и дисперсной фаз:			
Сечение для прохода сплошной фазы, м ²	0,034	0,028	0,027
Сечение для прохода дисперсной фазы, м ²	0,002	0,002	0,002
Расчетные скорости движения фаз:			
Скорость сплошной фазы в патрубках, м/с	0,08	0,09	0,10
Скорость дисперсной фазы в отверстиях, м/с	0,23	0,19	0,17
Показатели распределения фаз:			
I_{BM} для сплошной фазы (500 мм над тарелкой)	0,39	0,37	0,29
I_{BM} для сплошной фазы (300 мм под тарелкой)	0,72	0,64	0,63
$\Phi_1(U)$ для сплошной фазы (500 мм над тарелкой)	0,28	0,29	0,32
$\Phi_2(U)$ для сплошной фазы (300 мм под тарелкой)	0,12	0,16	0,17
$\Phi(\varphi)$ для дисперсной фазы (300 мм под тарелкой)	0,55	0,57	0,60

Меньшим значениям I_{BM} и большим значениям $\Phi_1(U)$, $\Phi_2(U)$ и $\Phi(\varphi)$ соответствует 3 вариант тарелки (7 патрубков и 44 отверстия). Из трех вариантов он является наиболее оптимальным, обеспечивая более равномерное распределение сплошной и дисперсной фаз в аппарате. Данный вариант конструкции был взят за основу для дальнейшего анализа и оптимизации.

Распределение объемной доли дисперсной фазы в сечении, расположенном на расстоянии 300 мм под тарелкой, а также в целом по аппарату (сечение А-А) показано на Рисунке 4.5. Поля скоростей сплошной фазы в сечении А-А для представленных вариантов показаны на Рисунке 4.6.

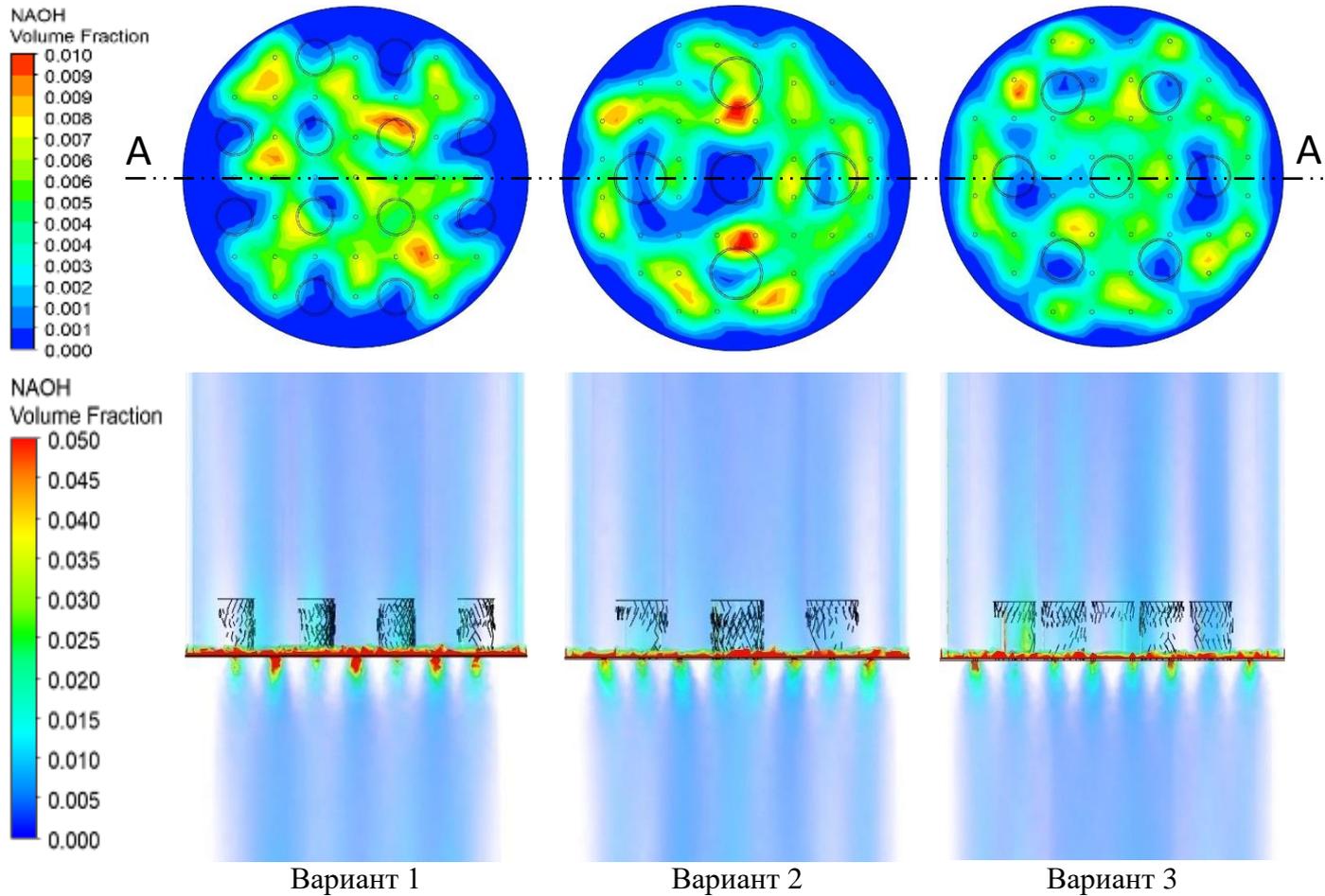


Рисунок 4.5 – Распределение объемной доли дисперсной фазы в горизонтальном сечении, расположенном в 300 мм под полотном перераспределительной тарелки, а также в сечении А-А

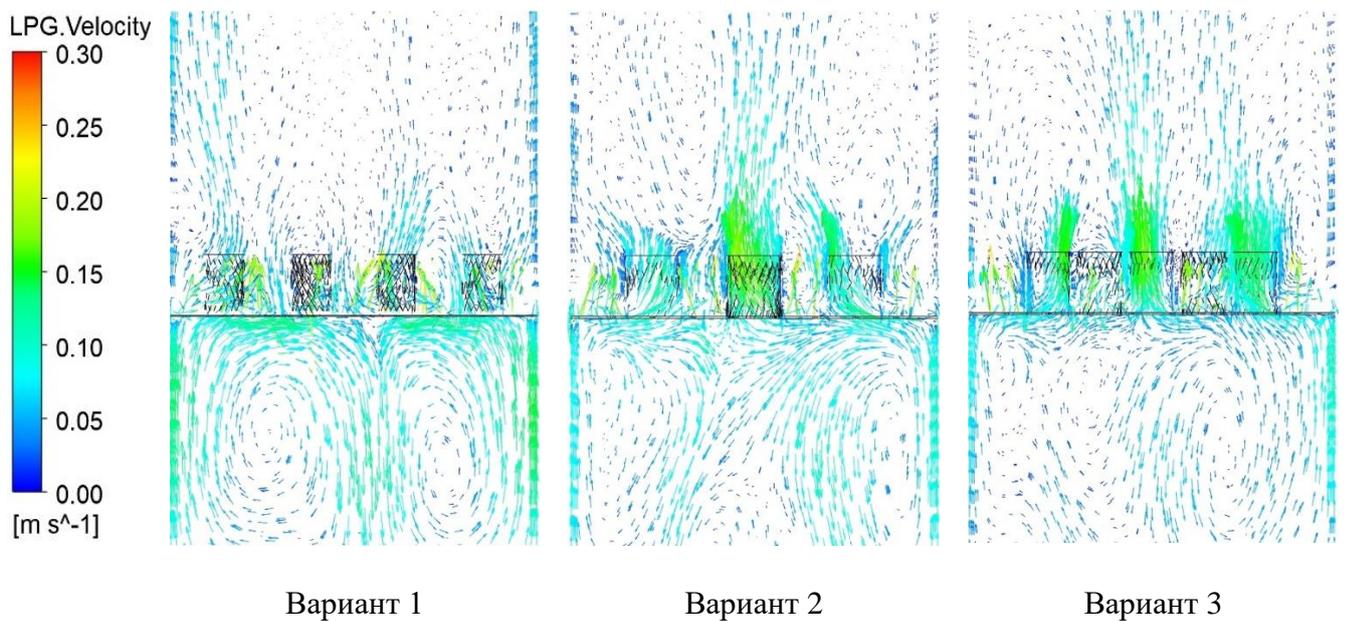


Рисунок 4.6 – Поля скорости сплошной фазы в сечении А-А

Анализируя полученные данные, можно сделать следующие выводы:

1) в заданных условиях расчетная величина подпора скоалесцированной фазы NaOH составляет 5-15 мм. Патрубок высотой $h_c=100$ мм обеспечивает формирование ровного слоя скоалесцированной фазы на тарелке.

2) Равномерное расположение большего числа отверстий в полотне способствует равномерному распределению дисперсной фазы по сечению аппарата.

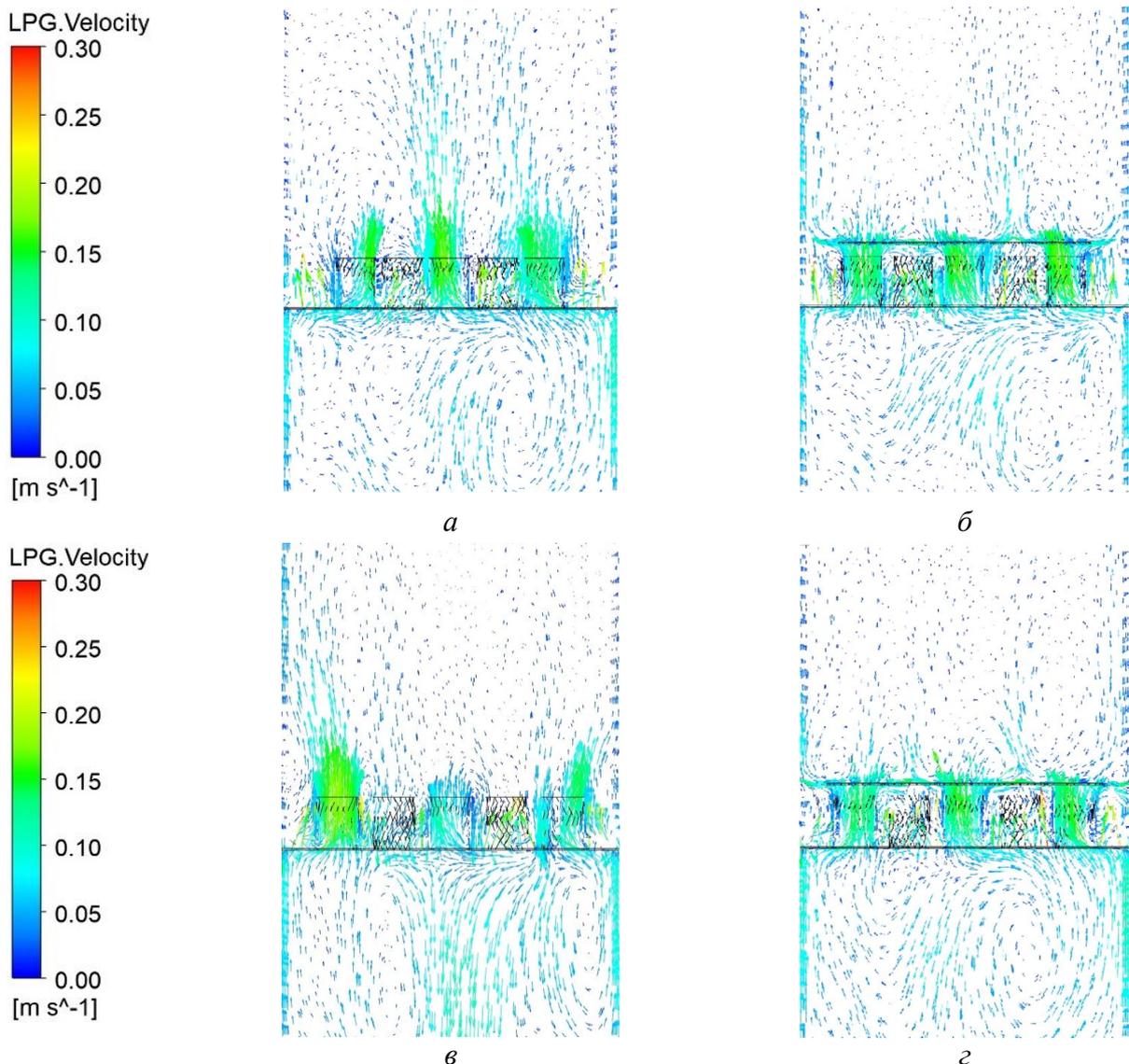
3) Тарелку рекомендуется проектировать так, чтобы каждый патрубок со всех сторон был окружен отверстиями. Как показывают расчеты, такой подход благоприятно сказывается на распределении как дисперсной, так и сплошной фазы.

4.3.2 Исследование влияния наличия шляпки над патрубком на равномерность распределения фаз

В ходе гидродинамического расчета было обнаружено, что равномерность распределения капель дисперсной фазы в рамках второго этапа оставалась практически постоянной для различных вариантов. Диапазон функций распределения дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$ для рассчитанных конструкций перераспределителей составил 0,595 – 0,610. Столь незначительная разница в распределении капель дисперсной фазы связана с большим диаметром образуемых капель, а также с большой разностью плотностей фаз ($\Delta\rho=590$ кг/м³). В этом случае, как показал расчет, влияние потоков сплошной фазы под полотном тарелки на распределение образующихся капель дисперсной фазы практически отсутствует.

Распределение сплошной фазы оценивалось на расстоянии 500 мм над перераспределительной тарелкой, а также на расстоянии 300 мм под перераспределительной тарелкой. На Рисунке 4.7 представлены векторные поля скорости сплошной фазы во фронтальном сечении аппарата для некоторых конфигураций распределителей с 7 патрубками и 44 отверстиями. Данные по конфигурации перераспределительных тарелок и показатели распределения сплошной и дисперсной фаз для данных вариантов представлены в Таблице 4.7.

Из Рисунка 4.7 можно заключить, что патрубки без шляпки не обеспечивают удовлетворительное распределение сплошной фазы на выходе из перераспределительной тарелки. При этом основная часть потока сплошной фазы стремится либо преимущественно к центру аппарата (в случае близкого расположения патрубков друг к другу), либо к стенкам аппарата (при удалении патрубков друг от друга). Соответственно, в пространстве над патрубками с меньшим расходом выходящей сплошной фазы возникают обратные токи.



a – патрубки без шляпки, $Y/D = 0,31$; *б* – патрубки со шляпкой, $Y/D = 0,31$, $d_{\text{ш}}/d_c = 1,29$, $h_{\text{ш}}/d_c = 0,36$; *в* – патрубки без шляпки, $Y/D = 0,33$; *г* – патрубки со шляпкой, $Y/D = 0,33$, $d_{\text{ш}}/d_c = 1,43$, $h_{\text{ш}}/d_c = 0,29$

Рисунок 4.7 – Векторные поля скорости сплошной фазы для различных конфигураций перераспределителей

Таблица 4.7 – Данные по конфигурации перераспределительных тарелок и показатели распределения сплошной фазы

Показатель / № варианта	а	б	в	г
Конструктивные параметры:				
Диаметр отверстий d_o , мм	8			
Количество отверстий N_o	44			
Диаметр патрубков d_c , мм	70			
Количество патрубков N_c	7			
Отношение шага между патрубками к диаметру колонны Y/D	0,31	0,31	0,33	0,33
Отношение диаметра шляпки к диаметру патрубка $d_{ш}/d_c$	-	1,29	-	1,43
Отношение высоты поднятия шляпки к диаметру патрубка $h_{ш}/d_c$	-	0,36	-	0,29
Показатели распределения сплошной фазы:				
I_{BM} для сплошной фазы (500 мм над тарелкой)	0,29	0,24	0,28	0,30
I_{BM} для сплошной фазы (300 мм под тарелкой)	0,63	0,52	0,60	0,56
$\Phi_1(U)$ для сплошной фазы (500 мм над тарелкой)	0,321	0,361	0,333	0,336
$\Phi_2(U)$ для сплошной фазы (300 мм под тарелкой)	0,165	0,214	0,180	0,192
Показатель распределения дисперсной фазы:				
$\Phi(\varphi)$ для дисперсной фазы (300 мм под тарелкой)	0,600	0,607	0,604	0,597

По результатам количественного анализа проведенных расчетов можно сделать вывод о том, что наличие шляпки способствует равномерному распределению сплошной фазы на выходе из перераспределителя. Интенсивность обратного перемешивания I_{BM} , соответствующая сечению аппарата над полотном, то есть на выходе сплошной фазы из перераспределителя, принимает максимальное значение при отсутствии шляпки над патрубками. Установка шляпок над патрубками частично решает проблему.

Распределение сплошной фазы под полотном тарелки улучшается при установке шляпок. При этом видно, что наличие шляпки способствует уменьшению обратного перемешивания под тарелкой. Однако, как показывают расчеты, в данных условиях обратные токи сплошной фазы практически не оказывают влияния на распределение дисперсной фазы. Ввиду этого, при дальнейшем анализе влияние конфигурации шляпки на распределение сплошной фазы под полотном тарелки не рассматривалось.

Таким образом, установка шляпки над патрубками не только удерживает слой нерегулярной насадки, препятствуя провалу отдельных насадочных элементов вниз, но и способствует более равномерному распределению сплошной фазы на выходе из перераспределителя, что оказывает благоприятное влияние на массообмен, происходящий на вышележащем слое насадки. Кроме этого, наличие шляпки препятствует возможному проскоку дисперсной фазы в патрубки для прохождения сплошной фазы. В случае, если используется регулярная насадка, установка шляпок над патрубками также может быть рекомендована. При диспергировании легкой фазы в перераспределительной тарелке также может быть рекомендована установка шляпок, но уже под патрубками, направленными вниз.

Также можно заметить, что меньшим значениям I_{BM} соответствуют большие значения $\Phi(U)$. Это говорит о том, что чем ниже интенсивность обратного перемешивания, тем более равномерно распределяется поток. Ввиду этого, при дальнейшем анализе в качестве основного показателя будет использоваться функция эффективности распределения $\Phi(U)$.

4.3.3 Исследование влияния диаметра и высоты поднятия шляпки на эффективность распределения фаз

На Рисунках 4.8 проиллюстрировано влияние соотношения диаметра шляпки и диаметра патрубков $d_{ш}/d_c$ на распределение сплошной фазы над полотном перераспределительной тарелки $\Phi_1(U)$ при различном соотношении расстоянии между патрубками к диаметру аппарата Y/D и различном соотношении высоты поднятия шляпки к диаметру патрубков $h_{ш}/d_c$. Рассматривались только те конструкции, в которых шляпка полностью накрывает сечение патрубков, то есть когда $d_{ш} > d_c$. Влияние соотношения $d_{ш}/d_c$ на распределение дисперсной фазы под полотном $\Phi(\varphi)$ представлено на Рисунке 4.9.

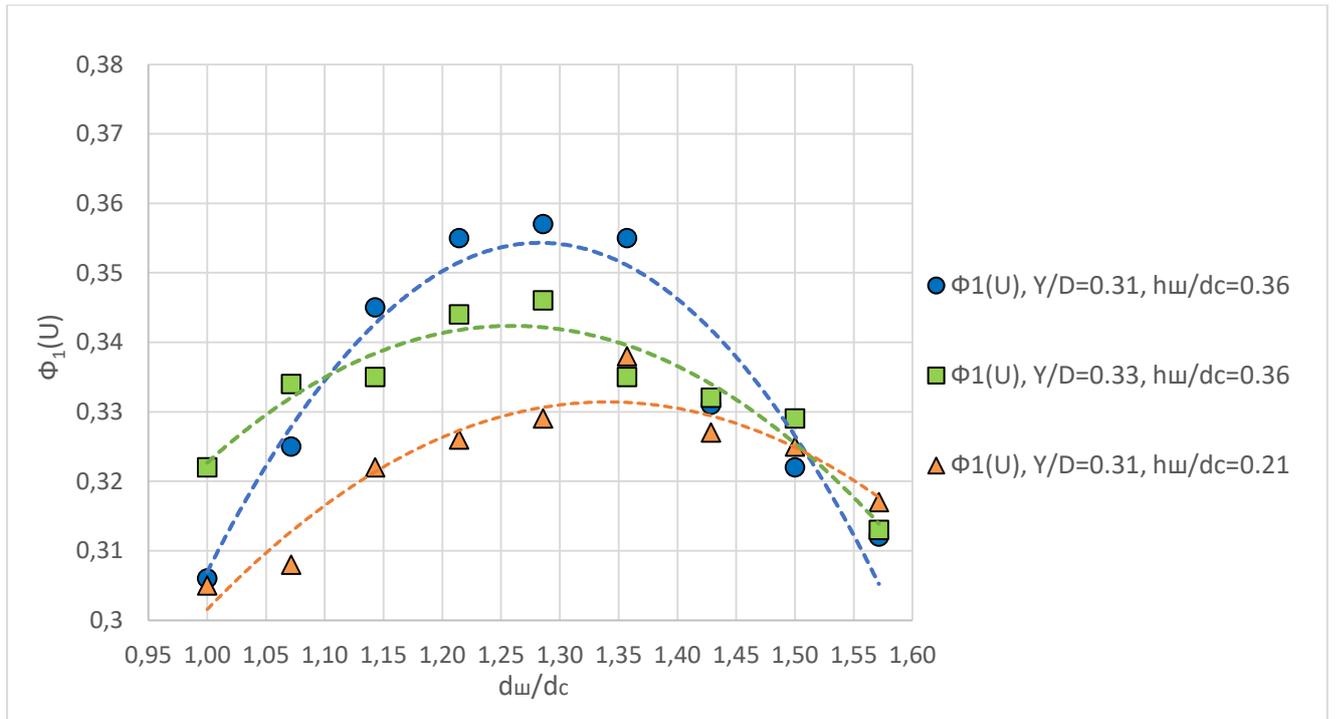


Рисунок 4.8 – Значения функции эффективности распределения сплошной фазы над полотном тарелки $\Phi_1(U)$ в зависимости от соотношения диаметров шляпки и диаметра патрубков $d_{ш}/d_c$ при различных соотношениях Y/D и $h_{ш}/d_c$

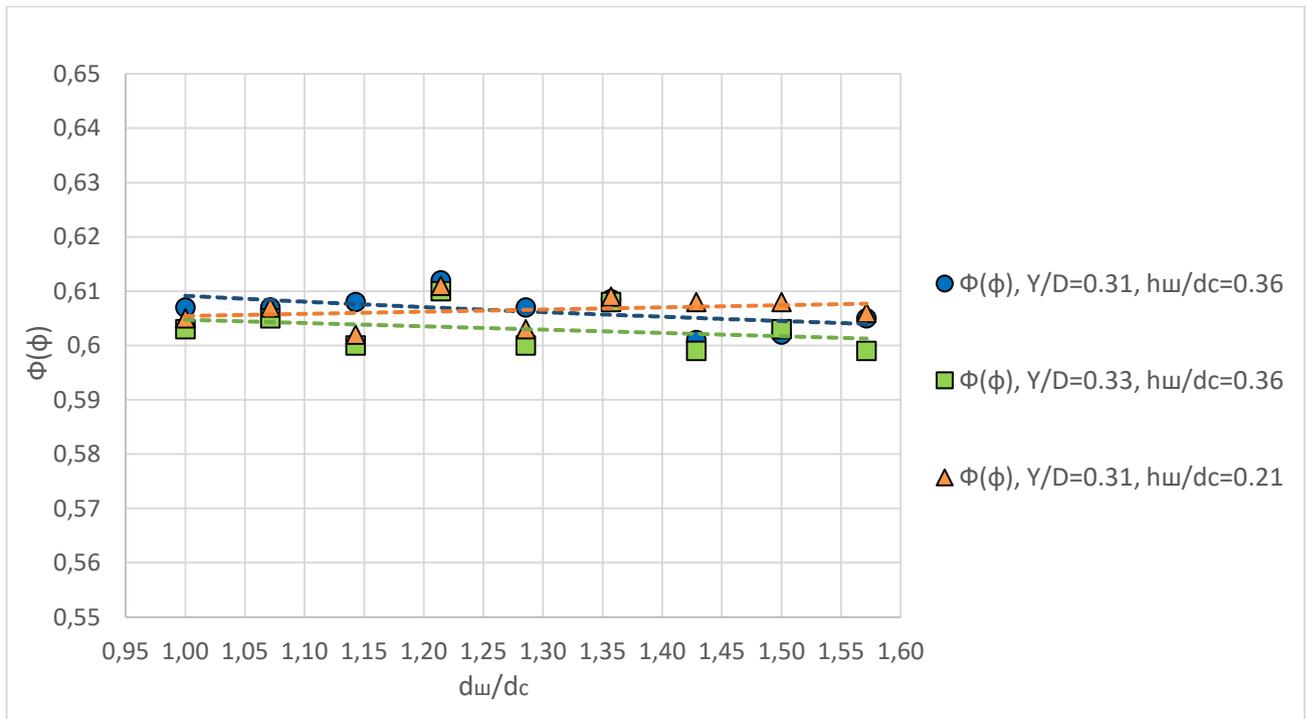


Рисунок 4.9 – Значения функции эффективности распределения дисперсной фазы $\Phi(\phi)$ в зависимости от соотношения диаметров шляпки и диаметра патрубков $d_{ш}/d_c$ при различных соотношениях Y/D и $h_{ш}/d_c$

Расчетный анализ показал, что конструкции перераспределителей с отношением диаметров шляпки и патрубка $d_{ш}/d_c = 1,20 - 1,35$, которым соответствуют наиболее высокие значения функции $\Phi_1(U)$, обеспечивают наиболее равномерное распределение сплошной фазы над тарелкой. На Рисунке 4.10 представлены контуры аксиальной составляющей скорости сплошной фазы в сечении, расположенном в 500 мм над полотном перераспределительной тарелки (отрицательные значения соответствуют обратным токам). Контуры приведены для конфигураций с различным соотношением $d_{ш}/d_c$ при постоянных соотношениях $h_{ш}/d_c$ и Y/D . В Таблице 4.8 приведены расчетные данные по доле потока сплошной фазы x_i , выходящей из i -ого патрубка (центральный патрубок имеет индекс $i=4$):

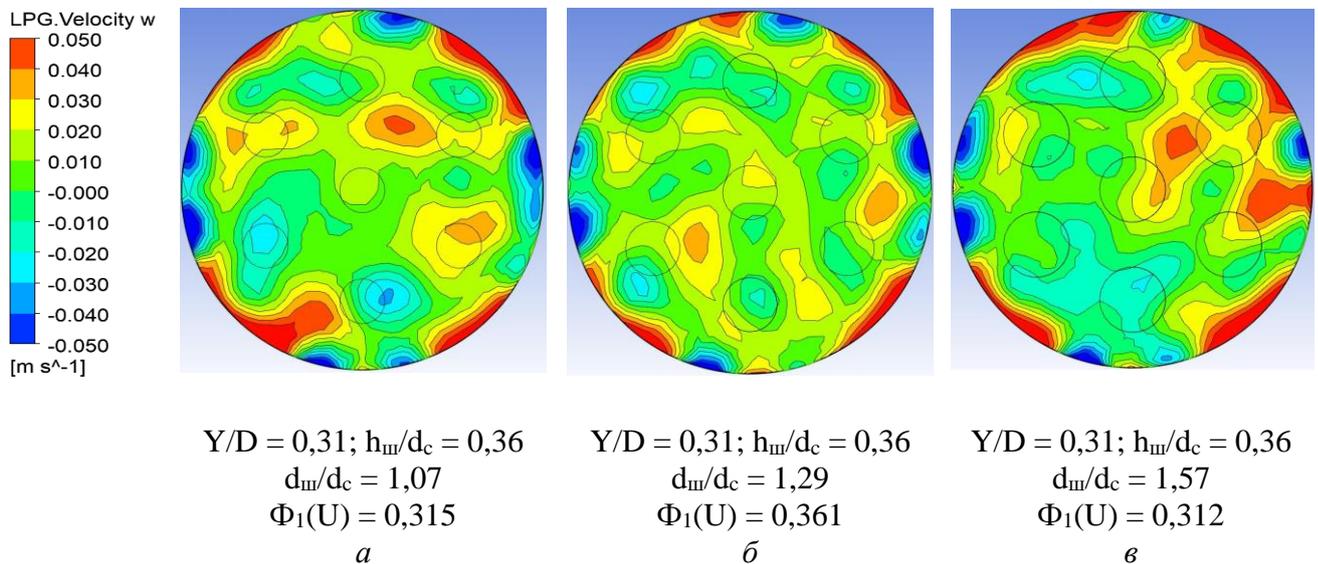


Рисунок 4.10 – Контуры аксиальной составляющей скорости сплошной фазы в сечении, расположенном в 500 мм над полотном тарелки

Таблица 4.8 – Результаты расчета по распределению потока сплошной фазы в патрубках для конфигураций с соотношениями $Y/D = 0,31; h_{ш}/d_c = 0,36$

i	x_i		
	$d_{ш}/d_c = 1,07$	$d_{ш}/d_c = 1,29$	$d_{ш}/d_c = 1,57$
1	0,150	0,141	0,143
2	0,143	0,136	0,141
3	0,136	0,146	0,143
4 (центр.)	0,157	0,142	0,137
5	0,124	0,145	0,140
6	0,153	0,144	0,149
7	0,137	0,146	0,147

Анализ полученных контуров и расчетных данных по распределению сплошной фазы в патрубках говорит о том, что при значениях $d_{ш}/d_c < 1,20$ поток сплошной фазы, выходящий из патрубков, не успевает должным образом перераспределиться в пространстве между шляпками соседних патрубков (Рисунок 4.10 а). Доля потока, выходящего через центральный патрубок, имеет максимальное значение среди всех патрубков ($x_4=0,157$), что объясняется неравномерным профилем скорости сплошной фазы, входящей под перераспределительную тарелку (на оси скорость потока выше, чем у стенок аппарата). Местное сопротивление, обусловленное наличием шляпок, в данном случае не оказывает значительного влияния на перераспределение потока сплошной фазы. При значениях $d_{ш}/d_c > 1,35$ снижение расстояния между кромками шляпок соседних патрубков приводит к росту местного сопротивления при выходе потока сплошной фазы в пространстве между соседними шляпками, что способствует выходу сплошной фазы преимущественно у стенок корпуса аппарата (Рисунок 4.10 в). По этой же причине наблюдается снижение расхода сплошной фазы через центральный патрубок по сравнению с потоками сплошной фазы, выходящих из крайних патрубков ($x_4=0,137$). Стоит отметить, что увеличение диаметра шляпок приводит также и к снижению расстояния между кромками шляпок и стенки корпуса, однако это снижение незначительно на фоне снижения расстояния между кромками соседних шляпок (отличие в 2 раза). Рассуждая таким образом, можно заключить, что зависимости $\Phi_1(U)$ от соотношения $d_{ш}/d_c$ имеют экстремальный характер для всех приведенных на графике конфигураций перераспределительных тарелок, где соотношения $h_{ш}/d_c$ и Y/D зафиксированы.

Распределение дисперсной фазы, описываемое функцией $\Phi(\varphi)$, как показал расчетный анализ, практически не зависит от конфигурации шляпки; значения $\Phi(\varphi)$ лежат в пределах 0,60-0,61.

Влияние отношения высоты поднятия шляпки к диаметру патрубка $h_{ш}/d_c$ на распределение сплошной фазы над перераспределительной тарелкой $\Phi_1(U)$ при различном соотношении расстояния между патрубками к диаметру аппарата Y/D

отражено на Рисунке 4.11. Влияние соотношения $h_{ш}/d_c$ на распределение дисперсной фазы под полотном $\Phi(\varphi)$ представлено на Рисунке 4.12.

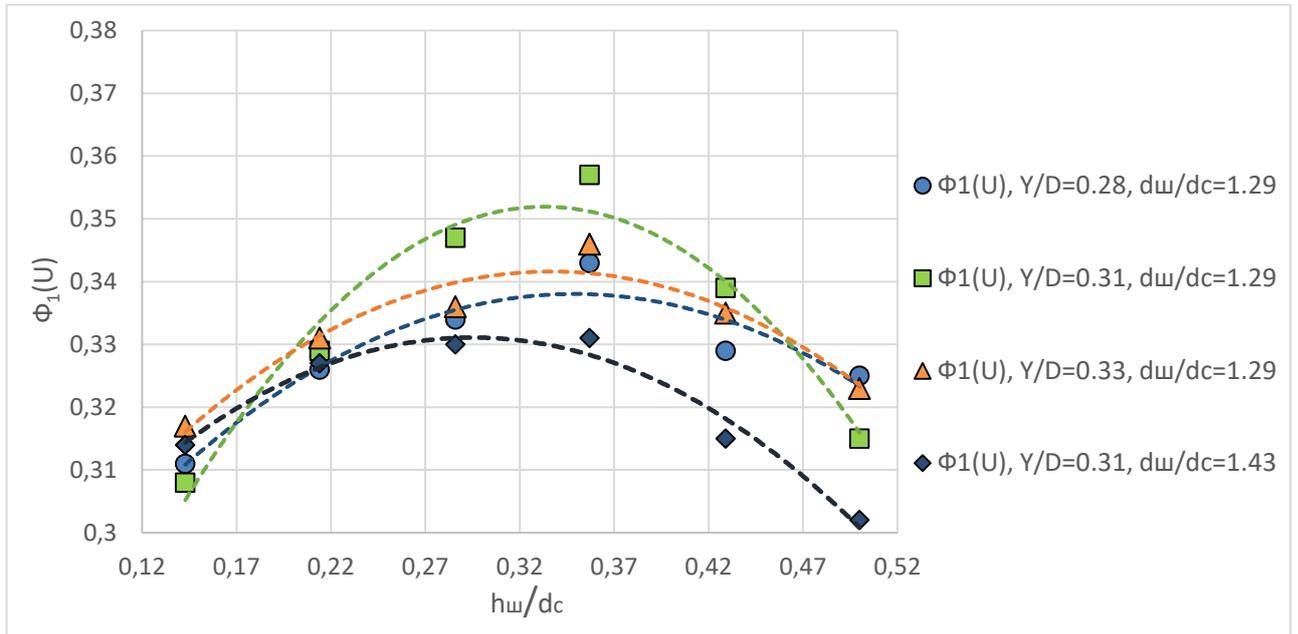


Рисунок 4.11 – Значения функции эффективности распределения сплошной фазы над полотном тарелки $\Phi_1(U)$ в зависимости от отношения высоты поднятия шляпки к диаметру патрубка $h_{ш}/d_c$ при различных Y/D и $d_{ш}/d_c$

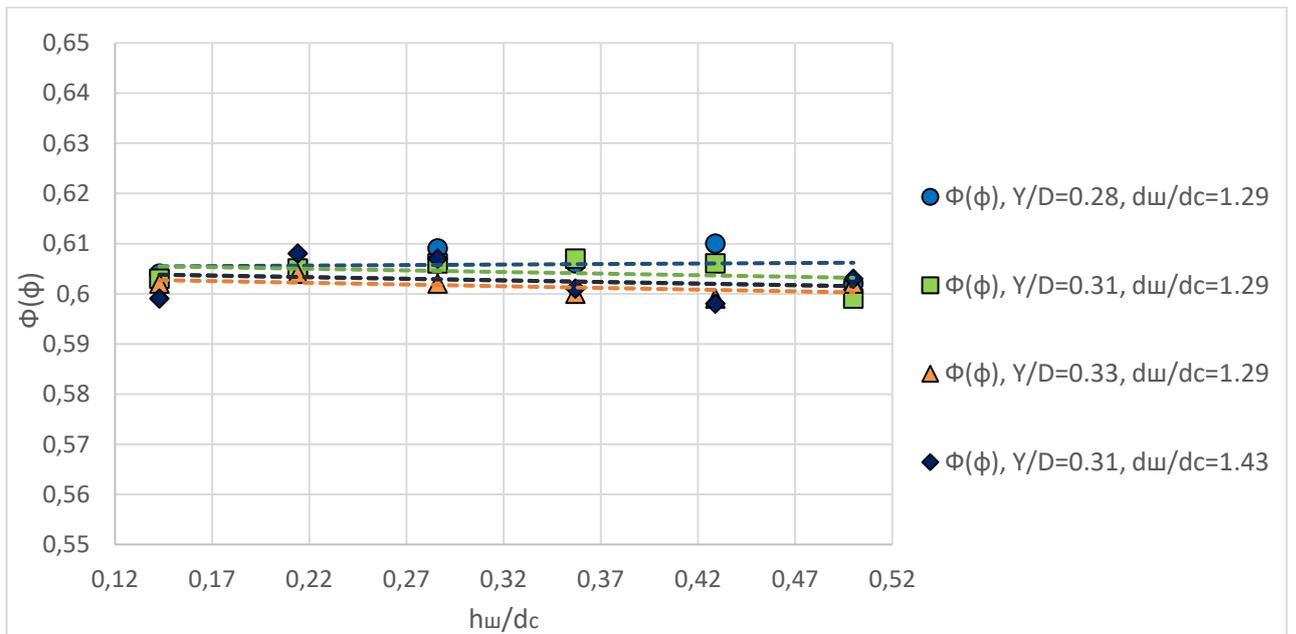


Рисунок 4.12 – Значения функции эффективности распределения дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$ в зависимости от отношения высоты поднятия шляпки и диаметра патрубков $h_{ш}/d_c$ при различных Y/D и $d_{ш}/d_c$

Расчетный анализ показал, что конструкции перераспределителей с отношением высоты поднятия шляпки к диаметру патрубка $h_{ш}/d_c = 0,30 - 0,38$, которым соответствуют наиболее высокие значения функции $\Phi_1(U)$, обеспечивают наиболее равномерное распределение сплошной фазы над тарелкой. На Рисунке 4.13 представлены контуры аксиальной составляющей скорости сплошной фазы в сечении, расположенном в 500 мм над полотном тарелки (отрицательные значения соответствуют обратным токам). Контурные приведены для конфигураций с различным соотношением $h_{ш}/d_c$ при постоянных соотношениях $d_{ш}/d_c$ и Y/D . В Таблице 4.9 приведены данные по доле потока сплошной фазы x_i , выходящей из i -ого патрубка:

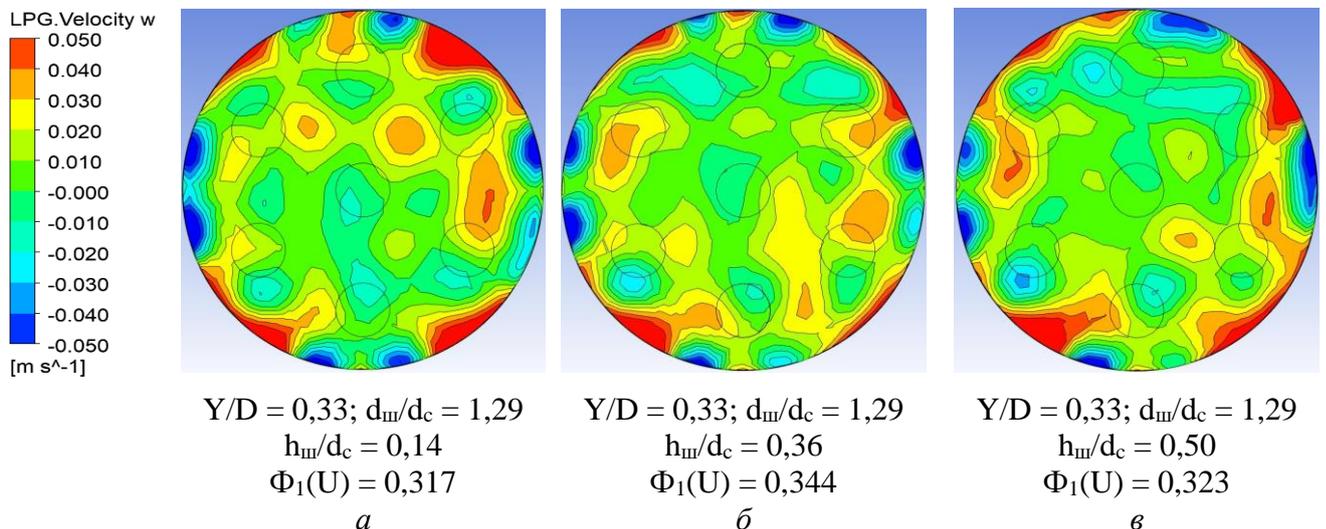


Рисунок 4.13 – Контурные аксиальной составляющей скорости сплошной фазы в сечении, расположенном в 500 мм над полотном тарелки

Таблица 4.9 – Результаты расчета по распределению потока сплошной фазы в патрубках для конфигураций с соотношениями $Y/D = 0,33; d_{ш}/d_c = 1,29$

i	x_i		
	$h_{ш}/d_c = 0,14$	$h_{ш}/d_c = 0,36$	$h_{ш}/d_c = 0,50$
1	0,145	0,147	0,147
2	0,144	0,141	0,134
3	0,142	0,139	0,133
4 (центр.)	0,141	0,148	0,161
5	0,142	0,137	0,132
6	0,142	0,140	0,154
7	0,144	0,148	0,139

Анализ контуров сплошной фазы показывает, что при значениях $h_{ш}/d_c < 0,30$ сплошная фаза, выходящая из патрубков, направляется преимущественно к стенкам аппарата, при этом достаточно равномерно распределяясь непосредственно в самих патрубках (Рисунок 4.13 а). Такое поведение сплошной фазы связано с повышенными скоростями на выходе из шляпки, вызванными снижением сечения для выхода сплошной фазы. В результате столкновения двух потоков, выходящих с большой скоростью из соседних патрубков, происходит переход кинетической энергии потока в потенциальную, что выражается ростом давления в области столкновения. В результате среднее значение давления в пространстве между соседними патрубками оказывается выше по сравнению с давлением между патрубками и стенкой аппарата, что приводит к преимущественному выходу сплошной фазы к стенкам аппарата. При значениях $h_{ш}/d_c > 0,38$ сплошная фаза не успевает должным образом перераспределиться в пространстве между шляпками соседних патрубков (Рисунок 4.13 в). Доля потока, выходящего через центральный патрубок, имеет максимальное значение среди всех патрубков ($x_4 = 0,161$), что объясняется неравномерным профилем скорости сплошной фазы, входящей под перераспределительную тарелку (на оси скорость потока выше, чем у стенок аппарата). Местное сопротивление, обусловленное наличием шляпок, в данном случае не оказывает значительного влияния на перераспределение потока сплошной фазы. Рассуждая таким образом, можно заключить, что зависимости $\Phi_1(U)$ от соотношения $h_{ш}/d_c$ имеют экстремальный характер для всех приведенных на графике конфигураций перераспределительных тарелок, где соотношения $d_{ш}/d_c$ и Y/D зафиксированы.

Распределение сплошной фазы под полотном перераспределительной тарелки в зависимости от соотношения $h_{ш}/d_c$ не поддается однозначной оценке. Можно видеть, что при увеличении Y/D распределение сплошной фазы под полотном ухудшается, о чем будет описано далее. Несмотря на неоднозначную ситуацию с распределением полей скоростей сплошной фазы под полотном тарелки, оно практически не оказывает влияние на распределение дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$; значения данного показателя лежат в пределах 0,60-0,61.

4.3.4 Исследование влияния расстояния между соседними патрубками (патрубками) на эффективность распределения фаз

Влияние расстояния между центрами патрубков также имеет неоднозначный характер. На Рисунках 4.14 показаны зависимости величины $\Phi_1(U)$ над полотном тарелки от отношения расстояния между центрами патрубков к диаметру аппарата Y/D при различном соотношении высоты поднятия шляпки к диаметру патрубков $h_{ш}/d_c$. Распределение дисперсной фазы, как показано на Рисунке 4.15, практически не зависит от соотношения Y/D .

Максимальная эффективность распределения сплошной фазы над полотном тарелки $\Phi_1(U)$ наблюдается при отношении расстояния между центрами патрубков к диаметру колонны $Y/D = 0,29 - 0,33$. Увеличение расстояния между патрубками сверх соотношения $Y/D = 0,33$, как и уменьшения этого расстояния ниже соотношения $Y/D = 0,29$ приводит к ухудшению условий распределения сплошной фазы над полотном тарелки.

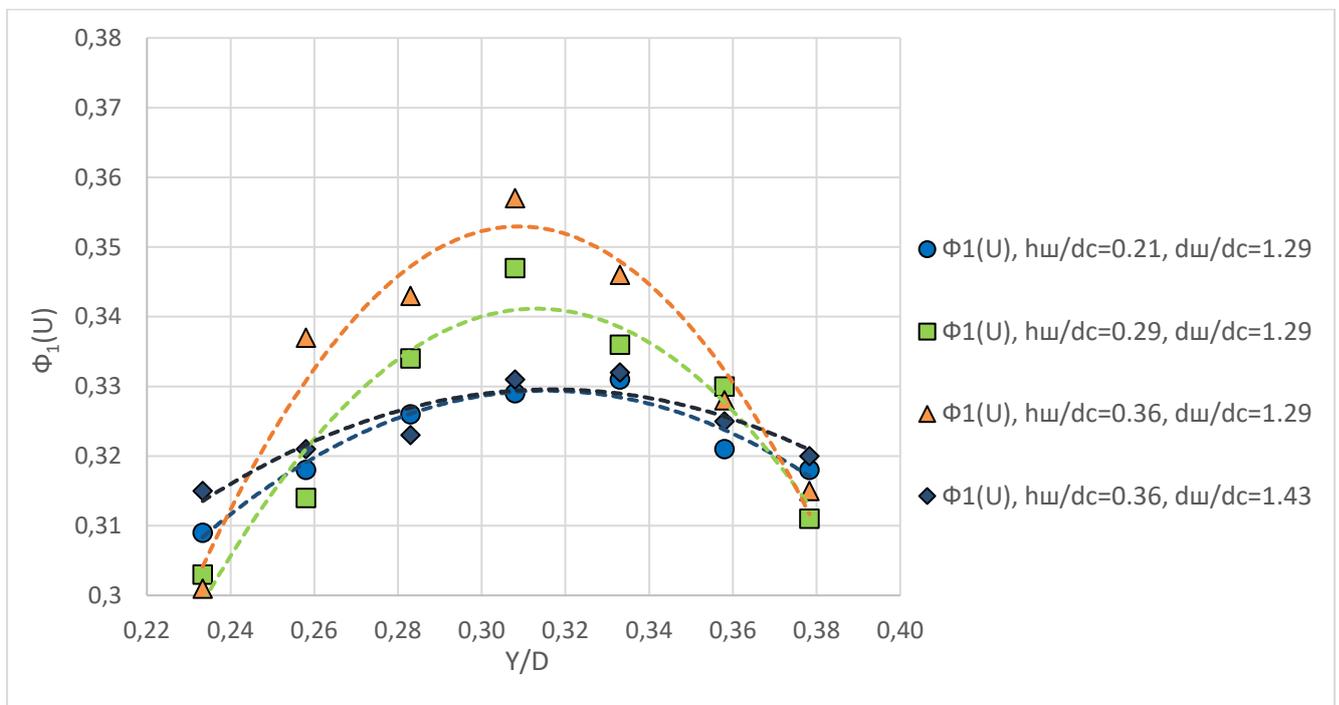


Рисунок 4.14 – Значения функции эффективности распределения сплошной фазы под полотном тарелки $\Phi_1(U)$ в зависимости от отношения расстояния между патрубками к диаметру аппарата Y/D при различных $h_{ш}/d_c$ и $d_{ш}/d_c$

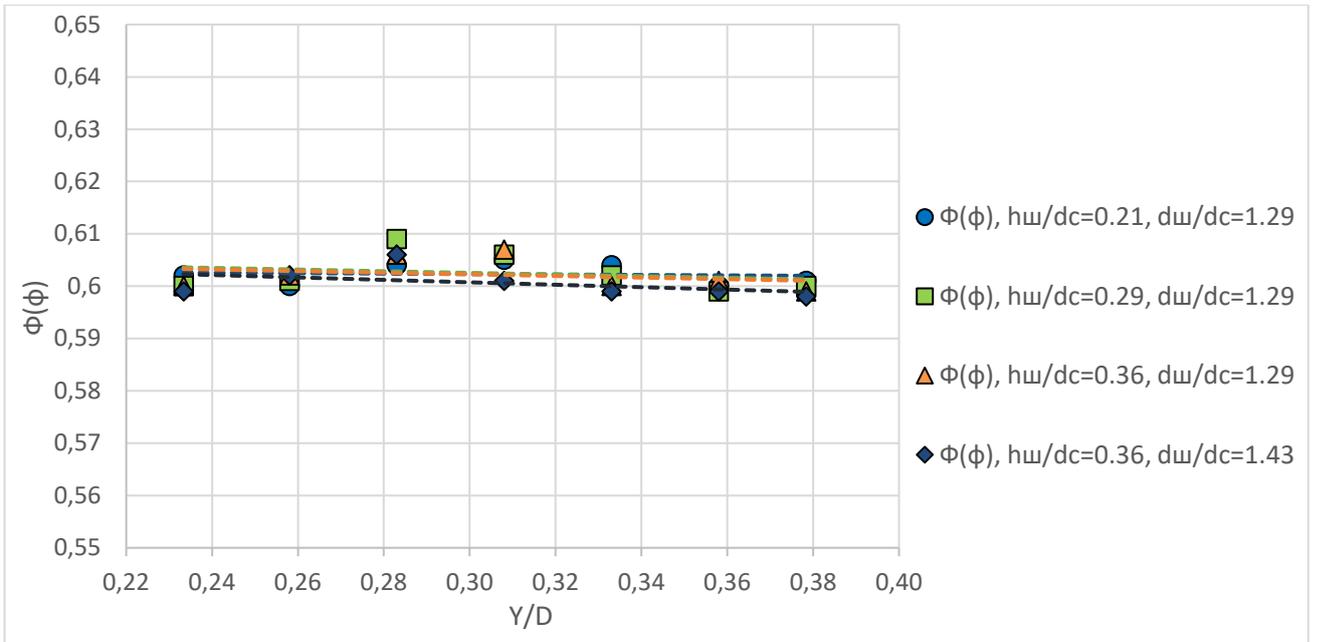


Рисунок 4.15 – Значения функции эффективности распределения дисперсной фазы под полотно тарелки $\Phi(\varphi)$ в зависимости от отношения расстояния между патрубками к диаметру аппарата Y/D при различных $h_{ш}/d_c$ и $d_{ш}/d_c$

Предполагается, что с геометрической точки зрения наиболее оптимальное расположение патрубков подразумевает равенство масштабов фронтов потоков, исходящих в сторону соседних патрубков, и фронтов, исходящих в сторону стенок корпуса. Схема фронтов потоков сплошной фазы представлена на Рисунке 4.16 (фронт потока, выходящего из патрубка, показан пунктирной линией):

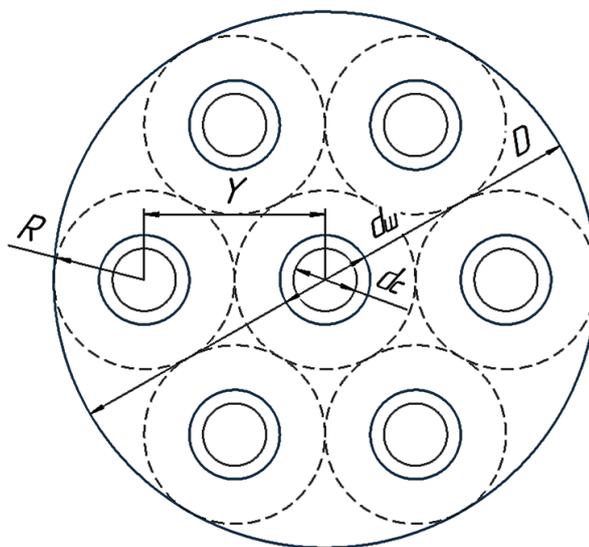


Рисунок 4.16 – Схема фронтов потоков сплошной фазы, выходящей из патрубков

В этом случае искомое расстояние между патрубками Y находится исходя из следующих равенств:

$$Y = R + R = 2R \quad (4.10)$$

где R – радиус фронта потока.

$$R + 2R + 2R + R = D \quad (4.11)$$

Отсюда следует, что

$$Y = \frac{D}{3} \quad (4.12)$$

Если число патрубков в ряду равно $N_{c,r}$, то, проводя аналогичные действия, получим:

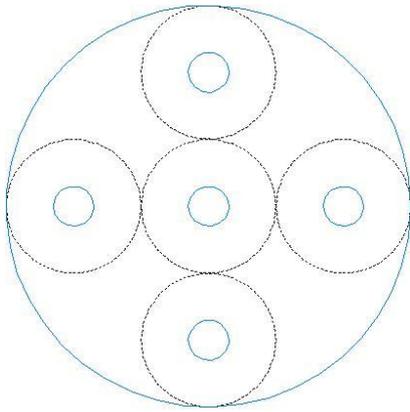
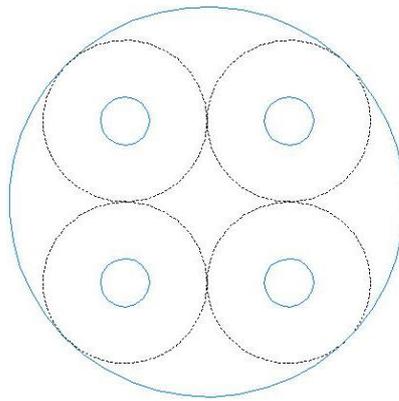
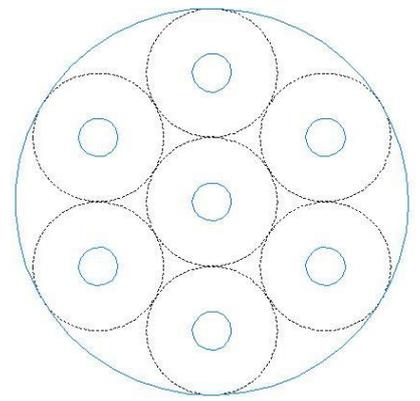
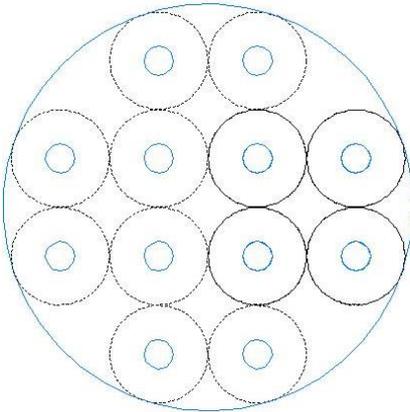
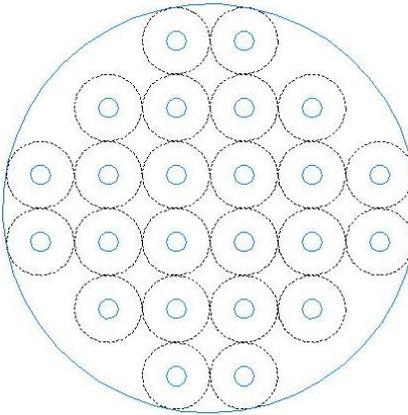
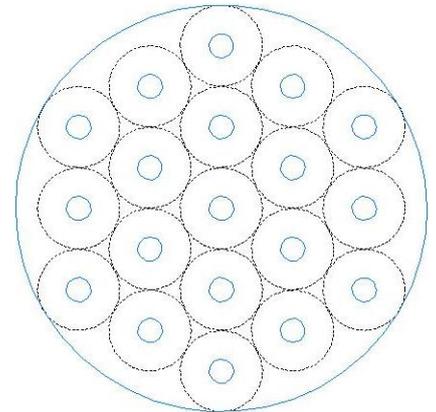
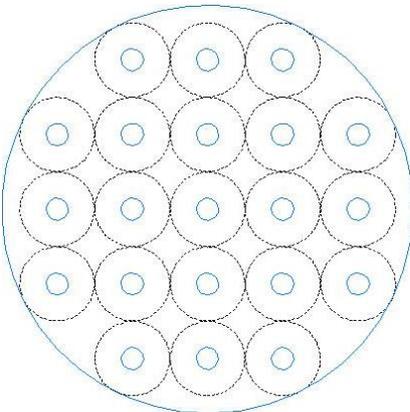
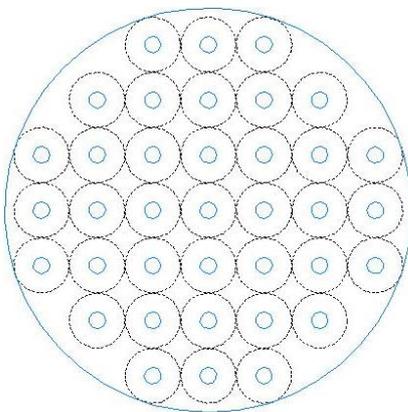
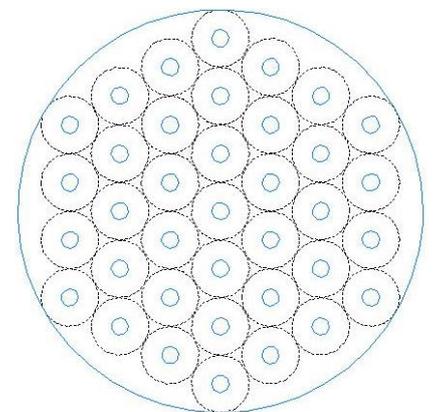
$$Y = \frac{D}{N_{c,r}} \quad (4.13)$$

Искомое соотношение Y/D , обеспечивающее геометрически наиболее оптимальное расположение патрубков, приближенно может быть рассчитано по формуле:

$$\frac{Y}{D} = \frac{1}{N_{c,r}} \quad (4.14)$$

где $N_{c,r}$ – максимальное число патрубков, расположенных на одной линии.

Также было отмечено, что в зависимости от порядка расположения патрубков (коридорное или шахматное) существует ряд значений их количеств, которые обеспечивают наиболее равномерное взаимное расположение патрубков. На Рисунке 4.17 представлены некоторые варианты расположения патрубков, обеспечивающие наиболее равномерное их взаимное расположение, а также зависимости вида $N_c = f(m)$, характеризующие каждый ряд. Стоит отметить, что при значительном увеличении возможного числа патрубков N_c могут генерироваться дополнительные числовые последовательности. Однако на практике в подавляющем большинстве случаев число патрубков не превышает 100. В этом диапазоне (1... 100) целесообразно ограничиться тремя числовыми рядами.

 $N_c = 5$  $N_c = 4$  $N_c = 7$  $N_c = 12$  $N_c = 24$  $N_c = 19$  $N_c = 21$  $N_c = 37$  $N_c = 37$

РЯД 1 (5, 12, 21, 32, 45, ...)

 $N_c = m^2 + 4m, m = 1, 2, ..$

РЯД 2 (4, 13, 24, 37, 52, ...)

 $N_c = m^2 + 6m - 3, m = 1, 2, ..$

РЯД 3 (7, 19, 37, 61, 91, ...)

 $N_c = 3m^2 + 3m + 1, m = 1, 2, ..$

Рисунок 4.17 – Некоторые варианты расположения патрубков для прохода сплошной фазы (фронты потоков показаны тонкими линиями)

Совокупность трех вышеприведенных числовых последовательностей приводит к следующему ряду количеств патрубков, не превышающих 100:

$$N_c = 4, 5, 7, 12, 19, 21, 24, 32, 37, 45, 52, 61, 69, 77, 91, 96 \quad (4.15)$$

Из общего ряда исключены значения 13, 60, 88, поскольку более равномерное расположение обеспечивают значения 12, 61 и 91 соответственно.

Для каждого из элементов ряда 4.15 были уточнены геометрически оптимальные расстояния Y между центрами патрубков. Для шахматного расположения патрубков формула 4.13 для расчета Y остается актуальной, поскольку длина отрезка, на котором можно разместить максимальное число / точек-центров патрубков, равна диаметру аппарата. Для коридорного расположения патрубков данный отрезок меньше диаметра и с приемлемой точностью может быть описан хордой окружности с диаметром, равным диаметру аппарата. В данном случае искомое расстояние Y определялось по теореме Пифагора. Уточненные формулы для определения оптимального расстояния Y между центрами патрубков приведены в Таблице 4.10:

Таблица 4.10 – Формулы для расчета расстояния между центрами патрубков заданного количества (до 100)

N_c	4	5	7	12	19	21	24	32
Y	$D/\sqrt{5}$	$D/3$	$D/3$	$D/\sqrt{17}$	$D/5$	$D/\sqrt{29}$	$D/\sqrt{37}$	$D/\sqrt{45}$
N_c	37	45	52	61	69	77	91	96
Y	$D/7$	$D/\sqrt{65}$	$D/\sqrt{73}$	$D/9$	$D/\sqrt{97}$	$D/\sqrt{117}$	$D/11$	$D/\sqrt{137}$

Как будет показано далее, при наличии 7 патрубков для прохода сплошной фазы расчетное оптимальное расстояние между патрубками оказалось на 3 % меньше, чем оптимальное с геометрической точки зрения. Наиболее эффективными с точки зрения равномерности распределения сплошной фазы можно считать конструкции перераспределителей, где отношение расстояния между центрами патрубков к диаметру аппарата лежит в пределах $Y/D = 0,30 - 0,33$. В целом, формула 4.13 может быть использована для

предварительного определения расстояния между патрубками для прохода сплошной фазы. Для получения более точного значения Y могут быть использованы данные Таблицы 4.10.

4.4 Оптимизация конструкции перераспределительных тарелок с применением методов регрессионного анализа

В ходе CFD-анализа было рассмотрено влияние соотношений $d_{ш}/d_c$, $h_{ш}/d_c$ и Y/D на эффективность распределения сплошной фазы над полотном перераспределительной тарелки $\Phi_1(U)$, а также на эффективность распределения дисперсной фазы под перераспределительной тарелкой $\Phi(\varphi)$. Было показано, что зависимость показателя $\Phi_1(U)$ от вышеуказанных соотношений имеет экстремальный характер. В то же время, значения функции эффективности распределения дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$ практически не зависят от конструкции перераспределительной тарелки и лежат в пределах 0,60 – 0,61.

Поскольку главной задачей перераспределителя жидкости является обеспечение равномерного распределения сплошной и дисперсной фаз, то основными показателями, определяющими эффективность работы внутреннего устройства, являются показатели $\Phi_1(U)$ и $\Phi(\varphi)$, характеризующие распределение сплошной и дисперсной фаз на выходе из перераспределителя. В связи с этим, задачей оптимизации является нахождение таких соотношений $d_{ш}/d_c$, $h_{ш}/d_c$ и Y/D , которые бы обеспечивали получение максимальных значений $\Phi_1(U)$ и $\Phi(\varphi)$. В качестве критерия оптимизации можно использовать произведение данных показателей:

$$R = \Phi_1(U) \cdot \Phi(\varphi) = \max \quad (4.16)$$

Однако, ввиду незначительного изменения показателя $\Phi(\varphi)$, в рамках данной задачи значение критерия R определяется величиной показателя $\Phi_1(U)$:

$$R = \Phi_1(U) = \max \quad (4.17)$$

Для проведения оптимизации на первом этапе была составлена регрессионная модель. Величины, характеризующие основные конструктивные размеры перераспределительной тарелки, представлены соответствующими симплексами геометрического подобия Γ_1, Γ_2 и Γ_3 :

$$\Gamma_1 = \frac{d_{\text{ш}}}{d_c} \quad (4.18)$$

$$\Gamma_2 = \frac{h_{\text{ш}}}{d_c} \quad (4.19)$$

$$\Gamma_3 = \frac{Y}{D} \quad (4.20)$$

Поскольку зависимости показателя $\Phi_1(U)$ от симплексов $\Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3$ имеют экстремальный характер, предложено использовать квадратичную регрессию. Для учета возможного взаимного влияния размеров шляпки и расположения патрубков друг на друга в уравнение регрессии целесообразно также ввести коэффициенты, характеризующие эффекты взаимодействия [50]. Таким образом, полученное уравнение регрессии имеет вид:

$$\begin{aligned} \Phi_1(U)_{\text{рег}} = a_0 + a_1\Gamma_1 + a_{11}\Gamma_1^2 + a_2\Gamma_2 + a_{22}\Gamma_2^2 + a_{33}\Gamma_3 + a_{33}\Gamma_3^2 \\ + a_{12}\Gamma_1\Gamma_2 + a_{13}\Gamma_1\Gamma_3 + a_{23}\Gamma_2\Gamma_3 \end{aligned} \quad (4.21)$$

Определение коэффициентов уравнения регрессии проводилось методом наименьших квадратов с применением средств MS Excel (Поиск решения). Суммарно был проведен гидродинамический расчет 63 различных конфигураций перераспределительных тарелок, результаты расчета приведены в Приложении А (Таблица А. 11). Численными методами определены такие значения коэффициентов a_i , при которых значение F минимально:

$$F = \sum_{j=1}^n (\Phi_1(U)_j - \Phi_1(U)_{\text{рег},j})^2 = \min \quad (4.22)$$

где $\Phi_1(U)_j$ – значение показателя $\Phi_1(U)$, полученное в ходе CFD-расчета j -ой конструкции перераспределительной тарелки;

$\Phi_1(U)_{\text{рег},j}$ – значение показателя $\Phi_1(U)$, рассчитанное по уравнению регрессии для j -ой конструкции перераспределительной тарелки (значения также приведены в Таблице А.15).

Полученные значения коэффициентов уравнения регрессии:

$$a_0 = -0,956;$$

$$a_1 = 1,069;$$

$$a_{11} = -0,344;$$

$$a_2 = 0,781;$$

$$a_{22} = -0,681;$$

$$a_3 = 3,028;$$

$$a_{33} = -4,123;$$

$$a_{12} = -0,259;$$

$$a_{13} = -0,317;$$

$$a_{23} = -0,029;$$

Анализ полученных коэффициентов говорит о том, что наибольшее влияние на равномерность распределения оказывает расположение патрубков относительно друг друга (учитывается симплексом Γ_3). Конфигурация шляпки (диаметр и высота поднятия) оказывают меньшее влияние, поскольку коэффициенты регрессии при соответствующих симплексах Γ_1 и Γ_2 меньше, чем при симплексе Γ_3 . Также стоит отметить, что взаимное влияние высоты поднятия шляпки и расположения патрубков на эффективность распределения невелико (значение коэффициента a_{23} на порядок ниже, чем значения коэффициентов a_{12} и a_{13}). Действительно, при изменении высоты поднятия шляпки влияние расположения патрубков на эффективность распределения практически не изменяется. Напротив, как диаметр шляпок, так и расположение патрубков влияют на пространство между соседними шляпками и пространство между крайними шляпками и стенкой аппарата. По этой причине, при изменении расположения патрубков для обеспечения эффективного распределения необходимо корректировать и диаметр шляпок. Аналогично прослеживается взаимное влияние диаметра и высоты поднятия шляпки, поскольку они влияют на сопротивление выходу сплошной фазы в патрубках и определяют, какая доля сплошной фазы пройдет через каждый патрубок. При увеличении диаметра шляпок нужно также корректировать и высоту поднятия шляпок в сторону увеличения.

На втором этапе была проведена оптимизация конструкций перераспределительных тарелок на основе полученного уравнения регрессии. Целевая функция имеет вид уравнения регрессии с известными коэффициентами a_i :

$$R = a_0 + a_1\Gamma_1 + a_{11}\Gamma_1^2 + a_2\Gamma_2 + a_{22}\Gamma_2^2 + a_{33}\Gamma_3 + a_{33}\Gamma_3^2 + a_{12}\Gamma_1\Gamma_2 + a_{13}\Gamma_1\Gamma_3 + a_{23}\Gamma_2\Gamma_3 \quad (4.23)$$

Целевая функция R принимает максимальное значение в точке экстремума, положение которого можно определить на основе системы уравнений в частных производных:

$$\begin{cases} \frac{\partial R}{\partial \Gamma_1} = a_1 + 2a_{11}\Gamma_1 + a_{12}\Gamma_2 + a_{13}\Gamma_3 = 0 \\ \frac{\partial R}{\partial \Gamma_2} = a_2 + a_{12}\Gamma_1 + 2a_{22}\Gamma_2 + a_{23}\Gamma_3 = 0 \\ \frac{\partial R}{\partial \Gamma_3} = a_3 + a_{13}\Gamma_1 + a_{23}\Gamma_2 + 2a_{33}\Gamma_3 = 0 \end{cases} \quad (4.24)$$

Полученная система линейных уравнений может быть решена различными методами. В данном случае система может быть переписана в матричной форме:

$$\begin{pmatrix} 2a_{11} & a_{12} & a_{13} \\ a_{12} & 2a_{22} & a_{23} \\ a_{13} & a_{23} & 2a_{33} \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} \Gamma_1 \\ \Gamma_2 \\ \Gamma_3 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} -a_1 \\ -a_2 \\ -a_3 \end{pmatrix} \quad (4.25)$$

Матрица неизвестных была вычислена в MS Excel:

$$\begin{aligned} \begin{pmatrix} \Gamma_1 \\ \Gamma_2 \\ \Gamma_3 \end{pmatrix} &= \begin{pmatrix} 2a_{11} & a_{12} & a_{13} \\ a_{12} & 2a_{22} & a_{23} \\ a_{13} & a_{23} & 2a_{33} \end{pmatrix}^{-1} \cdot \begin{pmatrix} -a_1 \\ -a_2 \\ -a_3 \end{pmatrix} = \\ &= \begin{pmatrix} -0,6878 & -0,259 & -0,317 \\ -0,259 & -1,361 & 0,029 \\ -0,317 & 0,029 & -8,247 \end{pmatrix}^{-1} \cdot \begin{pmatrix} -1,069 \\ -0,781 \\ -0,319 \end{pmatrix} = \\ &= \begin{pmatrix} -1,597 & 0,305 & 0,062 \\ 0,305 & -0,793 & -0,014 \\ 0,062 & -0,014 & -0,124 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} -1,069 \\ -0,781 \\ -0,319 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1,28 \\ 0,34 \\ 0,32 \end{pmatrix} \end{aligned} \quad (4.26)$$

Целевая функция R принимает максимальное значение при значениях симплексов $\Gamma_1=1,28$; $\Gamma_2=0,34$; $\Gamma_3=0,32$.

Рекомендуемая скорость движения сплошной фазы в пространстве между шляпкой и верхней кромкой патрубка может быть определена исходя из соотношения:

$$\frac{U_{ш}}{U_c} = \frac{\sum S_c}{\sum S_{ш}} = \frac{N_c \cdot \frac{\pi}{4} d_c^2}{N_c \cdot \pi d_c h_{ш}} = \frac{1}{4 h_{ш}/d_c} = \frac{1}{4\Gamma_2} \approx 0,75 \quad (4.27)$$

Следовательно, оптимальная скорость движения сплошной фазы в пространстве между шляпками и верхними кромками патрубков должна составлять около 75 % от скорости движения сплошной фазы в самих патрубках.

Таким образом, согласно предложенной ранее методике оценки равномерности распределения потоков [135], по результатам CFD-моделирования были проведены расчетный анализ и оптимизация возможных конструктивных решений на примере перераспределительной тарелки для диспергирования тяжелой фазы в колонне демеркаптанзации СУГ. При заданных жидкостных нагрузках среди рассмотренных конструкций перераспределителей наиболее оптимальной оказалась конструкция перераспределительной тарелки с 7 цилиндрическими патрубками диаметром 70 мм, над которыми расположены шляпки. Оптимальное соотношение диаметра шляпки к диаметру патрубка $d_{ш}/d_c$ составило 1,28, оптимальное соотношение высоты шляпки к диаметру патрубка $h_{ш}/d_c$ составило 0,34, оптимальное отношение расстояния между патрубками к диаметру колонны Y/D составило 0,32. При этом оптимальная скорость сплошной фазы под шляпками составила около 75 % от скорости движения сплошной фазы непосредственно в самих патрубках.

Данные, полученные в ходе CFD-расчета, были использованы при разработке программы для ЭВМ по расчету распределительных устройств в насадочных экстракторах заданного диаметра, в том числе включающая оценочный расчет основных конструктивных размеров перераспределителей жидкости: допустимые пределы по количеству отверстий и патрубков на перераспределительной тарелке, значения шага между отверстиями при коридорном и шахматном их расположении, оптимальное расстояние между патрубками для прохода сплошной фазы,

требуемую высоту патрубков [153]. При наличии шляпки над патрубками программа дополнительно определяет оптимальную конфигурацию шляпки (диаметр и высоту подъема). Расчет диаметра аппарата реализован в программе для ЭВМ [155].

4.5 Совершенствование конструктивного оформления перераспределителей жидкости в насадочных экстракторах, функционирующих в условиях высокого соотношении расходов сплошная фаза / дисперсная фаза

Рассмотренные ранее перераспределители жидкости тарельчатого типа, как было показано в Главе 1, наиболее эффективно работают при высоких расходах дисперсной фазы и небольших расходах сплошной фазы. Дисперсионно-опорные тарелки фирмы Koch-Glitsch могут эффективно функционировать при плотности орошения по дисперсной фазе в расчете на сечение аппарата до $175 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и плотности орошения по сплошной фазе на сечение аппарата $18 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ [19]. Справедливости ради стоит отметить, что большинство колонных экстракторов работают при высоких фиктивных скоростях дисперсной фазы и низких фиктивных скоростях сплошной фазы, то есть при высоком соотношении дисперсная фаза / сплошная фаза:

$$b = \frac{Q_d}{Q_c} > 1 \quad (4.28)$$

Между тем, существуют процессы, в которых наблюдается обратная ситуация: объемный расход сплошной фазы больше, чем дисперсной. Высокая кратность сплошная фаза / дисперсная фаза характерна для таких процессов, как:

- процессы селективной очистки масел фенолом (в нижней части аппарата экстрактивная фаза является сплошной) [164, 165];
- процессы щелочной демеркаптанализации сжиженных углеводородных газов (СУГ), в случае, когда технология подразумевает СУГ сплошной фазой.

В Таблице 4.11 приведены данные по кратностям орошения и фиктивным скоростям фаз в некоторых промышленных экстракционных колоннах.

Таблица 4.11 – Данные по фиктивным скоростям фаз в некоторых промышленных экстракционных колоннах

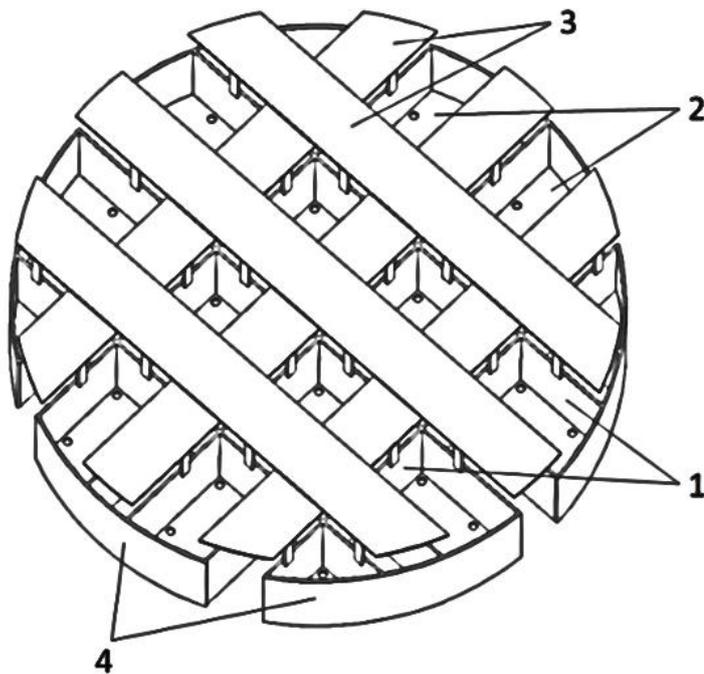
Показатель	Наименование промышленного процесса			
	Аминовая очистка СУГ от H ₂ S	Щелочная очистка СУГ от меркаптанов	Селективная очистка масел фенолом	Деароматизация бензинов диэтиленгликолем
Сплошная фаза:	Раствор амина	СУГ	Экстрактная (в нижней части колонны)	Диэтиленгликоль
Дисперсная фаза:	СУГ	раствор NaOH	Вытесненный рафинат	Бензиновая фракция
Соотношение расходов дисперсная фаза/сплошная фаза	4,41	0,14	0,15	0,17
Фиктивная скорость дисперсной фазы, м ³ /(м ² ·ч)	19,5	4,8	0,8	7,3
Фиктивная скорость сплошной фазы, м ³ /(м ² ·ч)	4,4	34,2	5,4	43,2

Общим недостатком перераспределительных тарелок является нарушение равномерности распределения дисперсной фазы, связанное с наличием внутренних противоречий в конструкции данных устройств. С одной стороны, для обеспечения равномерности распределения сплошной фазы необходимо разместить большое число патрубков, либо увеличивать их диаметр. С другой стороны, увеличение числа и диаметра патрубков не позволит равномерно разместить отверстия на полотне, что приведет к нарушению равномерности распределения дисперсной фазы. Наибольшие риски могут возникать в процессах с высокой кратностью сплошная фаза/дисперсная фаза.

В процессе создания изобретения были поставлены следующие задачи:

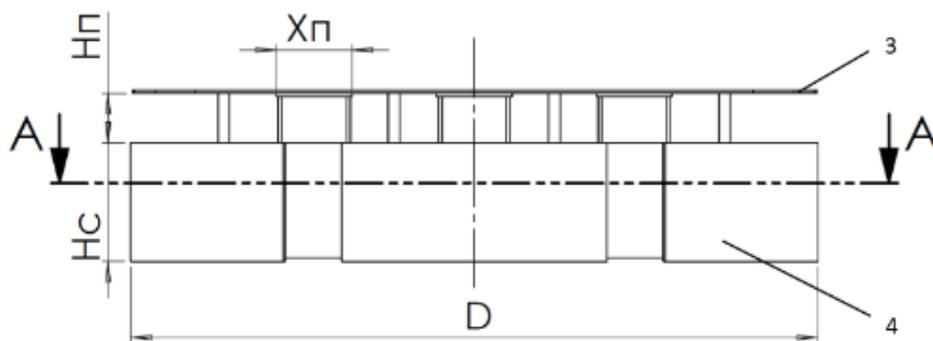
- обеспечение равномерного распределения капель дисперсной фазы по всему сечению аппарата;
- обеспечение равномерного распределения сплошной фазы по сечению колонны в условиях высокой нагрузки и большой кратности сплошная фаза/дисперсная фаза;
- сохранение устойчивости и механической прочности конструкции.

В связи с этим, была предложена новая конструкция перераспределителя жидкости, принципиально отличающаяся от типовых конструкций перераспределительных тарелок. На Рисунке 4.18 представлена 3D-модель перераспределителя жидкости. На Рисунке 4.19 представлен вид внутреннего устройства спереди, на Рисунке 4.20 – горизонтальный разрез с указанием основных размеров [166].



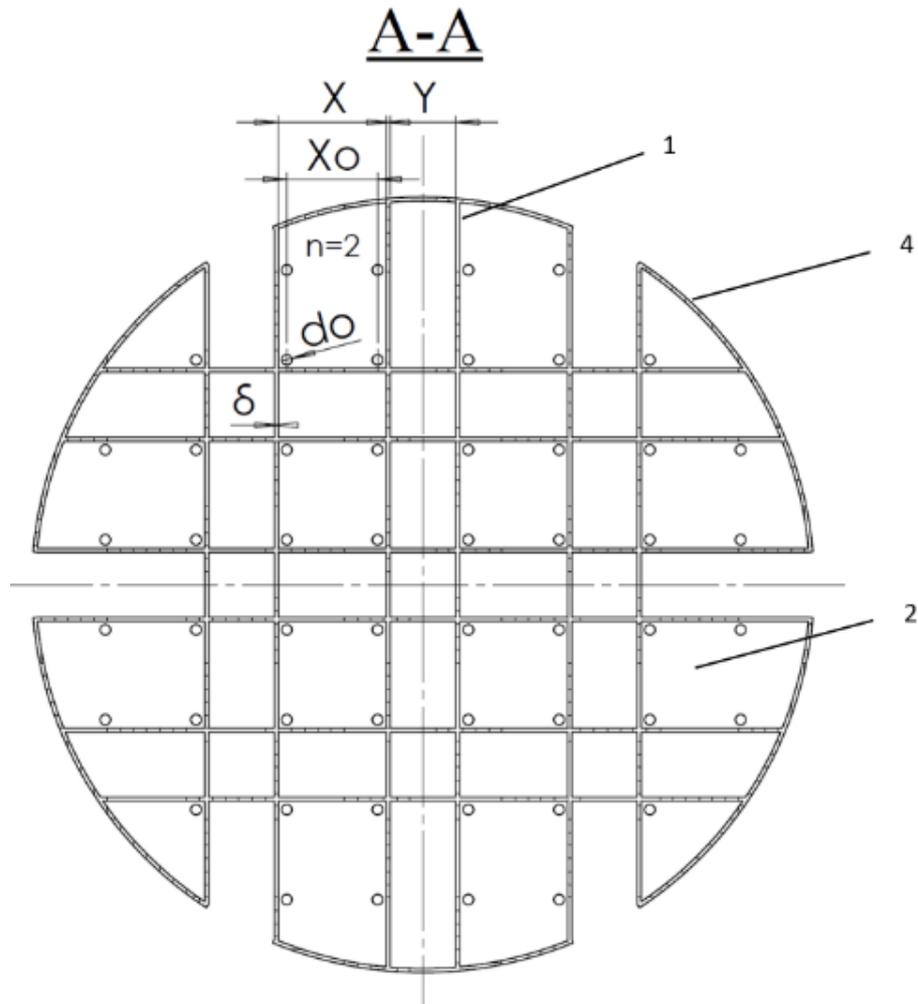
1 – матрица (решетка), 2 – перфорированные пластины, 3 – горизонтальные пластины,
4 – гнутые пластины

Рисунок 4.18 – 3D-модель матричного перераспределителя жидкости



1 – матрица (решетка), 2- перфорированные пластины, 3 – горизонтальные пластины,
4 – гнутые пластины

Рисунок 4.19 – Перераспределитель жидкости (вид спереди)



1 – матрица (решетка), 2- перфорированные пластины, 3 – горизонтальные пластины,
4 – гнутые пластины

Рисунок 4.20 – Перераспределитель жидкости (в разрезе)

Основу предлагаемого перераспределителя составляет решетка, которая представляет собой жесткую матрицу 1, образованную двумя взаимно перпендикулярными приваренными друг к другу рядами вертикальных пластин, создающих каналы для прохождения сплошной фазы. К матрице привариваются перфорированные пластины 2, в которых имеются отверстия для прохода дисперсной фазы. Для лучшего перераспределения сплошной фазы по сечению аппарата над окнами имеются горизонтальные пластины 3. Горизонтальные пластины также препятствуют возможному проскоку капель дисперсной фазы через окна для прохода сплошной фазы. Для создания герметичных отсеков для накопления и распределения дисперсной фазы используются гнутые пластины 4.

Диаметр внутреннего устройства должен быть на несколько миллиметров меньше внутреннего диаметра колонны, чтобы иметь возможность монтажа. Вся конструкция устанавливается на опорные кольца, имеющиеся в корпусе аппарата.

Конструктив предлагаемого внутреннего устройства предусматривает выполнение следующие условий:

$$X = nX_0 - Y - 2\delta \quad (4.29)$$

$$X > (n - 1) \cdot X_0 + d_0 \quad (4.30)$$

$$Y < X_0 \quad (4.31)$$

где X – ширина отсеков для накопления и распределения дисперсной фазы;

Y – ширина каналов для прохождения сплошной фазы;

X_0 – шаг между отверстиями;

n – число отверстий в ряду между пластинами с шагом X ;

d_0 – диаметр отверстий;

δ – толщина листов, образующих матрицу.

В зависимости от соотношения плотностей сплошной и дисперсной фаз ориентация внутреннего устройства может отличаться:

1) для систем «жидкость-жидкость» при плотности дисперсной фазы больше плотности сплошной фазы, а также для систем «газ-жидкость» перфорированные пластины привариваются к нижней части матрицы, а пластины для перераспределения сплошной фазы располагаются над матрицей на ножках;

2) для систем «жидкость-жидкость» при плотности дисперсной фазы меньше плотности сплошной фазы перфорированные пластины привариваются к верхней части матрицы, а пластины для перераспределения сплошной фазы располагаются под матрицей на ножках.

Более подробное описание работы устройства представлено в патенте [166].

4.5.1 Сравнительный анализ конструкции предлагаемого перераспределителя жидкости и конструкций перераспределительных тарелок

На первом этапе CFD-анализа было проведено сравнение нескольких вариантов конструкций предлагаемого перераспределителя жидкости с конструкциями перераспределительной тарелки с семью цилиндрическими патрубками, которые уже были просчитаны ранее. Расчеты конструкций предлагаемого изобретения проводились в тех же условиях, что и расчеты перераспределительных тарелок. Рассчитанные конструкции отличались высотой поднятия горизонтальных пластин 3 (от 30 до 60 мм). Конфигурация представленных перераспределителей жидкости представлена в Таблице 4.12. Результаты гидродинамических расчетов представлены в Таблице 4.13.

Таблица 4.12 – Конфигурация исследуемых перераспределителей жидкости

Конструктивный параметр	Распределительная тарелка с семью патрубками	Предлагаемый матричный перераспределитель
Диаметр внутреннего устройства, мм	600	600
Диаметр отверстий, мм	8	8
Шаг между отверстиями, мм	69	69
Число отверстий	44	52
Диаметр патрубков (ширина окна), мм	70	50
Высота патрубков (решетки), мм	100	100
Толщина стенки патрубков (решетки), мм	3	3
Площадь для прохода сплошной фазы, м ²	0,027	0,135
Площадь для прохода сплошной фазы в % от полного сечения аппарата	9,5	47,7
Площадь для прохода дисперсной фазы, м ²	0,0021	0,0026

Таблица 4.13 – Результаты гидродинамических расчетов и расчетные скорости сплошной и дисперсной фаз

Показатель эффективности перераспределения	Распределительная тарелка с семью патрубками	Предлагаемый матричный перераспределитель
1	2	3
I_{BM} (500 мм над устройством)	0,25 – 0,30	0,25 – 0,27
I_{BM} (300 мм под устройством)	0,47 – 0,56	0,41 – 0,45
$\Phi_1(U)$ (500 мм над устройством)	0,31 – 0,36	0,31 – 0,35
$\Phi_2(U)$ (300 мм под устройством)	0,17 – 0,24	0,25 – 0,28

Продолжение Таблицы 4.13

1	2	3
$\Phi(\varphi)$ (300 мм под устройством)	0,59 – 0,61	0,64 – 0,66
Расчетные скорости фаз:		
Скорость сплошной фазы в патрубках (окнах), м/с	0,10	0,02
Скорость дисперсной фазы в отверстиях, м/с	0,17	0,15
Фиктивная скорость сплошной фазы в расчете на сечение аппарата, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	34,2	
Фиктивная скорость дисперсной фазы в расчете на сечение аппарата, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	4,8	

Расчеты показали, что предлагаемая конструкция перераспределителя жидкости обеспечивает более равномерное распределение дисперсной фазы. Величина $\Phi(\varphi)$ в серии расчетов предлагаемого матричного перераспределителя оказалась примерно на 8-8,5 % больше, чем при расчете перераспределительной тарелки с 7 патрубками). Это связано с возможностью равномерного расположения необходимого числа отверстий в предлагаемом изобретении, в то время как для перераспределительной тарелке с 7 патрубками при заданном диаметре это сделать невозможно. Переход на меньший диаметр патрубков даже при увеличении их числа не позволит в достаточной степени обеспечить такое же проходное сечение для сплошной фазы, как предлагаемом изобретении, что будет показано ниже. Распределение сплошной фазы на выходе из перераспределителя оказалось примерно на одном уровне, однако, как показал расчет, обратное перемешивание, возникающее на входе сплошной фазы в перераспределитель, для матричного перераспределителя оказалось менее выраженным, чем для перераспределителя с 7 патрубками (величина I_{BM} в серии расчетов предлагаемого изобретения оказалась примерно на 13-20 % ниже, чем при расчете перераспределителя с 7 патрубками). Максимальная функция эффективности распределения сплошной фазы под предлагаемым распределителем $\Phi_2(U)$ составила 0,28, что на 16,6 % выше, чем соответствующая функция распределения для перераспределительной тарелки, где максимальная величина $\Phi_2(U) = 0,24$. Улучшение распределения потока сплошной фазы связано с обеспечением большего проходного сечения для сплошной фазы в

предлагаемом перераспределителе по сравнению с перераспределительной тарелкой с 7 патрубками.

Поскольку перераспределительная тарелки с 7 патрубками имела значительно меньшие сечения для прохода сплошной и дисперсной фаз, был проведен расчет предлагаемого матричного перераспределителя с конструкцией перераспределительной тарелки, имеющей максимальное сечение для прохода сплошной фазы при идентичном предлагаемому изобретению сечению для прохода дисперсной фазы. Конструкция такой перераспределительной тарелки представлена на Рисунке 4.21.

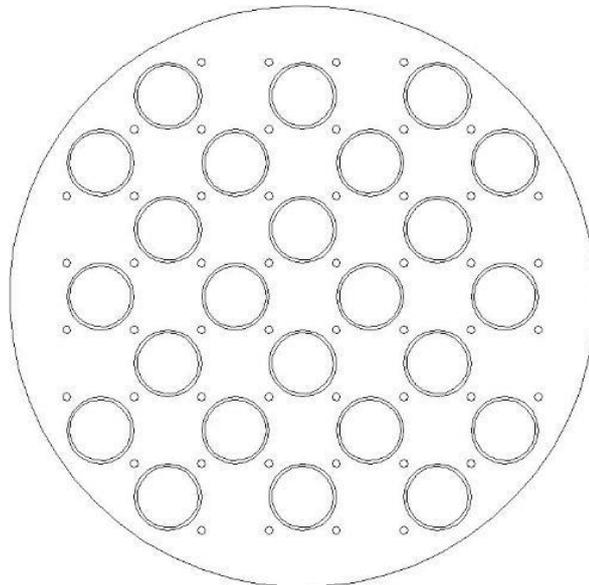


Рисунок 4.21 – Перераспределительная тарелка с максимальным числом патрубков (шаг между отверстиями для прохода дисперсной фазы 69 мм)

Для перераспределительной тарелки с цилиндрическими патрубками был проведена оценка максимально возможного сечения для прохода сплошной фазы. Патрубки располагаются в шахматном порядке. При этом число отверстий для прохода дисперсной фазы и шаг между отверстиями были такими же, как и в предлагаемом матричном перераспределителе. Также были идентичными расстояния от края отверстия до кромки патрубка (вертикальной пластины). Это расстояние было принято равным 2,5 мм.

Максимальное число патрубков, которое можно расположить в аппарате между отверстиями, равно 24. Максимальный внешний диаметр патрубков ограничен расстоянием между отверстиями по диагонали и равен $69 \cdot \sqrt{2} = 97$ мм. В этом случае край отверстия будет касаться кромки патрубка. С учетом отступа от края отверстия 2,5 мм и толщины патрубков, аналогичной заявляемому изобретению (3 мм), внутренний диаметр патрубка будет равен $97 - 2 \cdot 3 - 2 \cdot 2,5 - 8 = 78$ мм. Расчетная площадь для прохода сплошной фазы для перераспределительной тарелки с 24 патрубками диаметром 78 мм равна 0,115 м², что на 14,8 % меньше площади для прохода сплошной фазы в заявляемом изобретении. Увеличение количества патрубков на перераспределительной тарелке значительно увеличивает площадь для прохода сплошной фазы, тем не менее, эта площадь оказывается меньше, чем для предлагаемого перераспределителя жидкости.

CFD-расчет перераспределительной тарелки с 24 патрубками и предлагаемого матричного перераспределителя проводился при увеличенной нагрузке по сплошной фазе до 19,5 м³/ч, остальные параметры расчётной полностью соответствовали модели для расчета перераспределительных тарелок. Конфигурация распределительных устройств, показатели эффективности распределения и расчетные скорости фаз представлены в Таблице 4.14 [167]:

Таблица 4.14 – Конфигурация распределительных устройств, показатели эффективности распределения и расчетные скорости фаз

Параметр	Перераспределительная тарелка с 24 патрубками	Предлагаемый матричный перераспределитель
1	2	3
Конструктивные особенности:		
Диаметр внутреннего устройства, мм	600	600
Диаметр отверстий, мм	8	8
Шаг между отверстиями, мм	69	69
Число отверстий	52	52
Внутренний диаметр патрубков (ширина окна), мм	78	50
Толщина стенки патрубков (пластин), мм	3	3
Расстояние от края отверстия до кромки патрубка (решетки), мм	2,5	2,5
Высота патрубков (решетки), мм	100	100

Продолжение Таблицы 4.14

1	2	3
Площадь для прохода сплошной фазы, м ²	0,115	0,135
Площадь для прохода сплошной фазы в % от полного сечения аппарата	40,6	47,7
Площадь для прохода дисперсной фазы, м ²	0,0026	0,0026
Показатели эффективности распределения:		
I_{BM} (500 мм над устройством)	0,07 – 0,10	0,08 – 0,09
I_{BM} (300 мм под устройством)	0,20 – 0,25	0,19 – 0,22
$\Phi_1(U)$ (500 мм над устройством)	0,49 – 0,50	0,49 – 0,50
$\Phi_2(U)$ (300 мм под устройством)	0,39 – 0,41	0,40 – 0,42
$\Phi(\varphi)$ (300 мм под устройством)	0,63 – 0,64	0,64 – 0,66
Расчетные скорости фаз:		
Скорость сплошной фазы в патрубках (окнах), м/с	0,05	0,04
Скорость дисперсной фазы в отверстиях, м/с	0,15	0,15
Фиктивная скорость сплошной фазы в расчете на сечение аппарата, м ³ /(м ² ·ч)	69,0	
Фиктивная скорость дисперсной фазы в расчете на сечение аппарата, м ³ /(м ² ·ч)	4,8	

Результаты расчетов показывают, что матричный перераспределитель жидкости дает сопоставимую эффективность распределения сплошной фазы на выходе из перераспределителя, при этом наблюдается некоторое снижение обратного перемешивания сплошной фазы на входе в перераспределитель (величина I_{BM} в серии расчетов предлагаемого изобретения оказалась примерно на 4–10 % ниже, чем при расчете перераспределителя с 24 патрубками). Кроме того, было обнаружено, что предлагаемая конструкция перераспределителя жидкости в текущих условиях обеспечивает более равномерное распределение дисперсной фазы даже при одинаковом количестве отверстий (величина $\Phi(\varphi)$ в серии расчетов предлагаемого изобретения оказалась примерно на 2–3 % выше, чем при расчете перераспределителя с 24 патрубками). Данный факт можно объяснить тем, что в условиях высокой нагрузки по сплошной фазе возрастают скорости сплошной фазы, и обратное перемешивание в зоне распределения капель оказывает ощутимое влияние на распределение дисперсной фазы. Матричный перераспределитель жидкости дает возможность обеспечивать более равномерное распределение

сплошной и дисперсной фазы, а также работать в более широком диапазоне нагрузок по сплошной фазе с сохранением эффективного распределения.

Выводы по главе 4

Методами CFD-анализа выполнен анализ влияния конструктивных особенностей перераспределительных тарелок на равномерность распределения сплошной и дисперсной фаз на примере колонны демеркаптанализации СУГ. Проведена оптимизация конструкций перераспределительных тарелок с применением методов регрессионного анализа. По результатам расчетного анализа и оптимизации выданы следующие рекомендации:

- при соблюдении общих рекомендаций по скоростям дисперсной фазы в отверстиях 0,15 – 0,30 м/с более равномерное распределение дисперсной фазы обеспечивается при максимальном количестве отверстий;

- перераспределительную тарелку целесообразно выполнить таким образом, чтобы каждый патрубок со всех сторон был окружен отверстиями;

- существует определенный ряд количеств патрубков для прохода сплошной фазы, обеспечивающий их наиболее равномерное взаимное расположение: 4, 5, 7, 12, 19, 21, 24, 32, 37, 45, 52, 61, 69, 77, 91, 96.

- оптимальное расстояние между центрами патрубков зависит от их количества и порядка расположения (шахматное/коридорное). Приблизительно данное расстояние можно определить как $D/N_{c,r}$, где D – диаметр аппарата, $N_{c,r}$ – максимальное число патрубков, расположенных на одной линии;

- шляпку над/под патрубками целесообразно устанавливать независимо от типа используемой насадки, поскольку при этом обеспечивается более равномерное распределение сплошной фазы;

- скорость сплошной фазы в сечении между шляпкой и кромкой патрубка должна составлять около 75 % от скорости сплошной фазы в самом патрубке;

- шляпку целесообразно выполнить таким образом, чтобы соотношение диаметра шляпки к диаметру патрубка составляло 1,28.

Предложена новая конструкция перераспределителя жидкости, позволяющая обеспечить равномерное распределение сплошной и дисперсной фаз в условиях высокого соотношения расходов сплошная фаза/дисперсная фаза. Методами CFD-анализа доказано улучшение гидродинамической обстановки в экстракционном аппарате при использовании предлагаемого изобретения по сравнению с конструкциями перераспределительных тарелок в условиях высокой удельной нагрузки по сплошной фазе. В частности, по сравнению с перераспределительной тарелкой предлагаемое изобретение позволяет достичь:

- снижения интенсивности обратного перемешивания сплошной фазы на входе в перераспределитель на 4-10 %;
- увеличения показателя эффективности распределения дисперсной фазы на 2-3 %;
- сохранения приемлемой эффективности распределения сплошной фазы на выходе из перераспределителя;
- сохранения устойчивости и механической прочности конструкции.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Для систем «жидкость-жидкость» разработаны математические модели истечения дисперсной фазы и распределения потока дисперсной фазы в распределительном устройстве, позволяющие оценить эффективность распределения на основе расчета доли, расхода и скорости потока в каждом отверстии, а также определить перепад давления в распределительном устройстве.

2. Введены показатели количественной оценки эффективности распределения фаз в экстракционных аппаратах, рассчитываемые по результатам CFD-моделирования:

- интенсивность обратного перемешивания I_{BM} ;
- функция эффективности распределения сплошной фазы $\Phi(U)$;
- функция эффективности распределения дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$.

На основе данных показателей предложена методика количественной оценки равномерности распределения сплошной и дисперсной фаз в распределительных и перераспределительных устройствах с помощью средств CFD-анализа.

3. Получены зависимости функций эффективности распределения для сплошной и дисперсной фаз от конструктивных параметров перераспределительных тарелок и проведена оптимизация конструкции перераспределительной тарелки на примере колонны демеркаптанзации СУГ. На основании этого выполнен расчет и подбор внутренних распределительных устройств в колонне аминовой очистки СУГ К-6 и колонне демеркаптанзации СУГ К-8 блока получения сжиженных углеводородных газов установки ЭЛОУ-АВТ-2,5(II) АО «Новошахтинский завод нефтепродуктов». Получен акт внедрения.

4. Разработана новая конструкция трубчатого распределителя дисперсной фазы, позволяющая расширить диапазон эффективной работы распределителя на

41 % с обеспечением равномерности распределения на уровне 90 %. Получен патент на полезную модель «Распределитель дисперсной фазы» № 219832.

Предложена новая конструкция перераспределителя жидкости, позволяющая обеспечить равномерное распределение сплошной и дисперсной фаз в условиях высокого соотношения расходов сплошная фаза/дисперсная фаза. Методами CFD-анализа показано, что по сравнению с типовыми конструкциями перераспределительных тарелок предлагаемая конструкция обеспечивает снижение интенсивности обратного перемешивания на входе в перераспределитель на 10 % и увеличение эффективности распределения дисперсной фазы на 3 %. Получен патент на изобретение «Перераспределитель жидкости» № 2783943.

5. Определены конструктивные и технологические условия для повышения эффективности работы трубчатых распределителей дисперсной фазы в насадочных экстракционных колоннах:

- установлено, что для обеспечения эффективного распределения дисперсной фазы трубчатый распределитель целесообразно проектировать таким образом, чтобы площадь поперечного сечения всех отверстий в боковой трубке распределителя составляла 26-28 % от площади поперечного сечения боковой трубки;

- показано, что эффективность распределения дисперсной фазы в трубчатом распределителе может быть увеличена путем кратковременного перехода в развитый струйный режим с последующим возвратом в рабочий режим. С помощью методов теории подобия показано, что для этого должно выполняться условие: $Fr_o \leq (d_T/d_o)^{3/4}$, где Fr_o – модифицированный критерий Фруда для отверстия, d_T/d_o – соотношение диаметров боковых трубок и отверстий в ней.

6. Применительно к системам «жидкость-жидкость» определены диапазоны эффективной работы трубчатых распределителей дисперсной фазы при различном соотношении поперечного сечения боковой трубки и сечения всех отверстий:

- для типовой конструкции распределителя: 2,2 – 2,6;
- для предлагаемой нами конструкции распределителя: 3,1 – 3,7.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Чуракова, С.К. Исследовательский стенд для определения областей устойчивой работы контактных устройств фракционирующего оборудования / Чуракова С.К., Лесной Д.В., Маннанов Т.И., Константинов Е.К., Муллабаев К.А. // В сборнике материалов Всероссийской научно-практической конференции «Новые направления работ на нефть и газ, инновационные технологии разработки их месторождений, перспективы добычи нетрадиционного углеводородного сырья». – Оренбург, 2019. – С. 172-175.
2. Гельперин, Н.И. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности / Н.И. Гельперин, В.Л. Пибалк, А.Е. Костанян. – Москва: Химия, 1977. – 261 с.
3. Патент № 3419251 US. Distributor // J.S. Eckert; заявитель и правообладатель U.S. Stoneware, Inc. – № US 592,248; заявл. 19.10.1966 опубл. 31.12.1968.
4. Патент № 2019922 US. Combination heating and irrigating system // R.I. McLellan; заявитель и правообладатель R.I. McLellan. – № US 705,812; заявл. 08.01.1934 опубл. 05.11.1935.
5. Liquid Distributors [Электронный ресурс]. – URL: www.rvtpe.com/global/en/products/internals/liquid-distributors (дата обращения: 25.09.2021).
6. Packed Tower Internals. Каталог внутренних устройств Koch-Glitsch. – Bulletin KGMTIG-3. – 2020. – 31 p.
7. Feed Devices. Каталог внутренних устройств Hanbit Soltech Corporation. [Электронный ресурс]. – URL: <http://hstco.kr/01/03.php> (дата обращения: 15.10.2022).
8. Патент № 6042090 US. Distributor device for a column // N. Zablonier, F. Maser; заявитель и правообладатель Sulzer Chemtech AG. – № US 09/074,524; заявл. 07.05.1998 опубл. 28.03.2000.

9. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования / И.А. Александров. – М.: Химия, 1971. – 296 с.
10. Карпушкин, С.В. Оборудование технологических комплексов. Учебное пособие / С.В. Карпушкин, А.Б. Борисенко. – Тамбов: Тамбовский государственный технический университет, 2014. — 149 с.
11. Патент № 2076764 РФ. Распределитель жидкости для процессов жидкостной экстракции // Зиганшин Г.К., Зиганшин К.Г., Бабилов А.Ф., Елшин А.И., Поняев Л.А.; заявитель и правообладатель Зиганшин Г. К. – № 94025746/25; заявл. 11.07.94; опубл. 10.04.97.
12. Совершенствование технологии жидкостной экстракции в производстве нефтяных масел с использованием новых контактных устройств: специальность 05.17.07 – «Химическая технология топлива», 05.17.08 «Процессы и аппараты химической технологии»: автореферат диссертации на соискание ученой степени доктора техн. наук / Зиганшин Галимзян Каримович; УГНТУ. Уфа, 1999. – 47 с.
13. Лаптев, А.Г. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции / А.Г. Лаптев. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005 – 229 с.
14. Munters mass transfer products. Каталог внутренних устройств Kevin Enterprises Pvt. Ltd. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.kevincpp.com/pdf/KEVIN%20Brochure%202015.pdf> (дата обращения: 25.12.2022).
15. Munters. Internals for Liquid-Liquid Extraction [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.munters.com/ru/munters/products/mass-transfer> (дата обращения: 02.03.2021).
16. Патент № 4820455 US. Apparatus for redistribution of vapor and liquid in a packed column // J. G. Kunesh, F. J. Zuiderweg.; заявитель и правообладатель Fractionation Research Inc. – № US07/084,890; заявл. 13.08.1987 опубл. 11.04.1989.
17. Sheilan, M. Amine Treating and Sour Water Stripping / M.H. Sheilan, B. H. Spooner, D. E. Street, E. Hoorn // Amine Experts. – 2005. – 520 p.

18. Патент № 5645770A US. Liquid collector-distributor device, system and method // Kenneth J. McNulty, Neil Yeoman.; заявитель и правообладатель KGI Inc. – № US08/634,656; заявл. 18.04.1996; опубл. 08.07.1997.
19. Koch-Glitsch. Liquid distributors (metal) [Электронный ресурс]: каталог внутренних устройств колонного оборудования. – URL: <https://koch-glitsch.com/products/packing-and-internals/tower-internals> (дата обращения: 02.12.2020).
20. Шкоропад, Д. Е. Центробежные жидкостные экстракторы / Д. Е. Шкоропад, И. В. Лысковцов. – Москва: Машгиз, 1962. – 216 с.
21. Брайнес, Я. М. Подobie и моделирование в химической и нефтехимической технологии / Я. М. Брайнес. – Москва: Гостоптехиздат, 1961. – 220 с.
22. Берестовой, А. М. Жидкостные экстракторы: (инженерные методы расчета) / А. М. Берестовой, И. Н. Белоглазов. – Ленинград: Химия. Ленинградское отделение, 1982. – 207 с.
23. Аэрозоли в защите растений: Науч. тр. / ВАСХНИЛ; [Редкол.: Ю. Н. Фадеев и др.]. – М.: Колос, 1982. – 200 с.
24. Perry, R.H. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 6th Edition / R. H. Perry, D.W. Green, J.O. Maloney. – McGraw-Hill, 1984. – 2336 p.
25. Nielsen, R.B. Treat LPGs with Amines / R.B. Nielsen, J. Rogers, J.A. Bullin, K.J. Duewall // 74th Annual GPA Convention "Design Considerations for Sweetening LPG's with Amines", P. 49-59.
26. ОСТ 26-01-1488-83. Аппараты колонные тарельчатые. Метод технологического и гидродинамического расчета. Введ.: 29.07.1983.
27. Perforated Pipe Distributor Sizing Calculations. [Электронный ресурс]. – URL: <http://www.cheresources.com/invision/blog/4/entry-353-perforated-pipe-distributor-sizing-calculations> (дата обращения: 01.03.2023).
28. Coker, A. Understand the basics of packed-column design. / A. Coker // Chemical engineering progress. – V. 87. – № 11. – 1991. – P. 93-99.

29. Selection aids and recommendations for liquid distributors. Рекомендации по выбору и расчету распределителей жидкости. – Bulletin GEA 2H MASSdek – 2020. – 48 p.
30. Strigle, R.F. Random Packings and Packed Towers – Design and Applications / R.F. Strigle. – GulfPublishing, 1987. – 283 p.
31. Ягодин, Г.А. Основы жидкостной экстракции / Г.А. Ягодин, В. В. Сергиевский, А. В. Очкин и др. – Москва: Химия, 1981. – 399 с.
32. ОСТ 26-805-73. Тарелки ситчатые колонных аппаратов. Тип и параметры. Конструкция и размеры. Введ.: 01.04.1976.
33. Liquid-Liquid Extraction. AlphaPACK design sheet. – NAT International. – 5 p.
34. Velavan, S.T. Successful Troubleshooting to Improve RFCC LPG Amine Absorber Performance / S.T. Velavan, N.D. Darak // Abu Dhabi International Petroleum Exhibition & Conference. – 2017. – 7 p.
35. Tse, J. The Evaluation and Design of LPG Treaters / J. Tse, J. Santos // Laurance Reid Gas Conditioning Conference proceedings, Norman, Oklahoma. –1993.
36. Russell, R. M. Liquid-liquid Contactors Need Careful Attention / R.M. Russell // Oil & Gas Journal. – 1980.
37. Муллабаев, К.А. Метод расчета числа отверстий в полотне / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // В сборнике материалов международной научно-практической конференции, посвященной 90-летию Башкирской нефти. – Уфа: УГНТУ, 2022, С. 74-76.
38. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. – 3-е изд., перераб. / И.А. Александров. – Москва: Химия, 1978. – 280 с.
39. Ляпков, А.А. Оборудование производств органического синтеза. Учебное пособие. / А.А. Ляпков. – Томск: Изд. ТПУ, 2006 – 95 с.
40. Трейбал, Р. Жидкостная экстракция / Р. Трейбал. – Москва: Химия. – 1966. – 724 с.

41. Дытнерский, Ю. А. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Ю. А. Дытнерский. – М.: Альянс, 2008. – 494 с.
42. Веригин А.Н. Кристаллизация в дисперсных системах / А.Н. Веригин, И.А. Щупляк, М.Ф. Михалев. – Л.: Химия, 1986. – 248 с.
43. Ломова, О. С. Расчет массообменных установок нефтехимической промышленности. Ч. 1 : учебное пособие / О. С. Ломова. – Омск: Изд-во ОмГТУ, 2010. – 95 с.
44. Тимонин, А.С. Инженерно-экологический справочник. Том 2 / А.С. Тимонин. – Калуга, Издательство Н. Бочкаревой, 2003. – 884 с.
45. The EXENIO Selection Guide for Structured Packings and Liquid Distributors. Рекомендации по выбору регулярных насадок и распределителей жидкости. – ENEXIO Water Technologies s.r.o. – 48 p.
46. Intalox Packed Tower Systems. Packed Tower Internals: руководство по проектированию внутренних устройств насадочных колонн. – Bulletin KGMТIG-1. – 2010. – 35 p.
47. Леонтьев, В.С. Инновации в области разработки высокоинтенсивных массообменных устройств для модернизации ректификационных комплексов // Электронный журнал «Нефтегазовое дело». – 2012. – №1. – С.178-186.
48. Александров, И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. – Л.: Химия, 1975. – 319 с.
49. Муллабаев, К.А. Некоторые аспекты исследования насадочных экстракционных колонн с целью изучения их гидродинамических и массообменных характеристик / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, Е.К. Константинов, Д.В. Лесной, Т.И. Маннанов // В сборнике "Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности" (Булатовские чтения). – 2020. – Т.5. – С. 180-182.
50. Самойлов, Н.А. Моделирование в химической технологии и расчет реакторов. – Уфа: изд-во УГНТУ, 2005. – 224 с.

51. Hanusch, F. Liquid Maldistribution in Random Packed Columns: Experimental Investigation of Influencing Factors / F. Hanusch, S.Rehfeldt, H. Klein // *Chemical Engineering & Technology*. – V.41. – № 11. – 2018. – 18 p.
52. Vu, T.D. A new liquid distribution factor and local mass transfer coefficient in a random packed bed / T.D. Vu, H.D. Doan, A. Lohi, Y. Zhu // *Chemical Engineering Journal*. – 2006. – V. 123. – № 3. – P. 81-91.
53. Schultes, M. Influence of Liquid Redistributors on the Mass-Transfer Efficiency of Packed Columns / M. Schultes // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – V.39. – № 5. – 2000. – P. 1381-1389.
54. Troudi, H. Performance comparison of a structured bed reactor with and without a chimney tray on the gas-flow maldistribution: A computational fluid dynamics study / H. Troudi, M. Ghiss, M. Ellejmi, Z. Tourki // *Journal of Process Mechanical Engineering*. – 2020. – 15 p.
55. Llamas, J.-D. Influence of gas flow rate on liquid distribution in trickle- beds using perforated plates as liquid distributors / J.-D. Llamas, F. Lesage, G. Wild // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2008. – V. 48. – № 1. – P. 7-11.
56. Darakchiev, S. Gas flow maldistribution in ceramic honeycomb packing / S. Darakchiev, R. Darakchiev // *Bulgarian Chemical Communications*. – 2010. – V. 42. – № 1. – P. 51-54.
57. Darakchiev, R. Gas flow distribution in packed columns / R. Darakchiev, C. Dodev // *Chemical Engineering and Processing*. – 2002. – V. 41. – № 5. – P. 385-393.
58. Petrova, T. Estimations of Gas Flow Maldistribution in Packed-Bed Columns / T. Petrova, K. Semkov, R. Darakchiev, S. Darakchiev. // *Chemical Engineering & Technology*. – 2008. – V. 31. – № 12. – P. 1723-1729.
59. Haghshenasfard, M. CFD Simulation of Gas Distribution Performance of Gas Inlet Systems in Packed Columns /, M. Haghshenasfard, M. Zivdar, R. Rahimi, M.N. Esfahany // *Chemical Engineering & Technology*. – 2007. – V.30. – №9. – P.1176-1180.
60. Mohamed Ali, A. Experimental characterization and computational fluid dynamics simulation of gas distribution performance of liquid (re)distributors and

collectors In packed columns / A. Mohamed Ali, P.J. Jansens, Z. Olujic // Institution of Chemical Engineers. – V. 81. – 2003. – P. 108-115.

61. Higler, A. Nonequilibrium Cell Model for Packed Distillation Columns – The Influence of Maldistribution / A. Higler, R. Krishna, R. Taylor // Industrial & Engineering Chemistry Research. – V.38. – № 10. – 1999. – P. 3988-3999.

62. Edwards, D.P. Development of an improved method to quantify maldistribution and its effect on structured packing column performance / D.P. Edwards, K.R. Krishnamurthy, R.W. Potthoff // Chemical Engineering Research and Design. – 1999. – V. 77. – № 7. – P. 656-662.

63. Муллабаев, К.А. Обзор методов оценки равномерности распределения потоков в колонных аппаратах / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // В сборнике "Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности" (Булатовские чтения). – 2023. – Т. 2. – С. 103-105.

64. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие для вузов : перепечатка и изд. 1987 г. / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – М.: РусМедиаКонсалт, 2004. – 575 с.

65. ГОСТ 31992.1-2012. Материалы лакокрасочные. Метод определения плотности. Часть 1. Пикнометрический метод. – Введ. 01.07.2014. – Стандартиформ. – 7 с.

66. ТУ 38.401-58-107-94. Масло трансформаторное Т-1500У. Технические требования к продукции.

67. ГОСТ 443-76. Нефрасы С2 80/120 и С3-80/120. Технические условия. Введ.: 30.06.1977

68. Будник, В.А. Методическое пособие по программе подготовки студентов технологических дисциплин. Работа в среде HYSYS / В.А. Будник. – Салават, 2010. – 28 с.

69. AspenTech. HYSYS. Базис. – 2006. – 311 с.

70. Кузнецов, О.А. Моделирование установки переработки нефти в Aspen HYSYS V8: практическое пособие / О.А. Кузнецов. – Москва, Берлин: Директ-Медиа, 2015. – 133 с.

71. Calculating the viscosity curve. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.widman.biz/English/Calculators/Graph.html> (дата обращения: 16.08.2022).

72. РД 34.43.205-95. Масла нефтяные трансформаторные. Экспресс-метод определения поверхностного натяжения масел на границе с водой. Введ. 01.01.1996.

73. Муллабаев, К.А. Определение межфазного натяжения на границе вода-масло сталагмометрическим методом (методом счета капель) / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // В сборнике материалов международной научно-практической конференции, посвященной 90-летию Башкирской нефти. – Уфа: УГНТУ. – 2022. – С. 72-74.

74. Истомин, И.Б. Изучение межмолекулярных взаимодействий на границе раздела уголь-раствор ПАВ-газ / И.Б. Истомин, Д.Е. Гуров // РОССИЯ МОЛОДАЯ. Сборник материалов VII Всероссийской научно-практической конференции молодых ученых с международным участием. – Кемерово, 2015. – С. 585.

75. Муллабаев, К.А. Исследовательский стенд для изучения процессов истечения капель / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // В сборнике "Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности" (Булатовские чтения). – 2023. – Т. 2. – С. 101-102.

76. Жидков, А.В. Применение системы ANSYS к решению задач геометрического и конечно-элементного моделирования. Учебно-методический материал. — Нижний Новгород: Нижегородский государственный университет им. Н.И. Лобачевского, 2006. — 115 с.

77. Маннанов, Т.И. Расчетное исследование работы лопастных устройств ввода массообменного и сепарационного оборудования / Т.И. Маннанов, С.К. Чуракова // Башкирский химический журнал. – 2021. – Т. 28. – № 4. – С. 97-102.

78. Маннанов, Т.И. Расчетное исследование влияния полноты сепарации парожидкостного сырья на энергозатраты процесса ректификации различных смесей / Т.И. Маннанов, В.А. Чураков, С.К. Чуракова // В сборнике "Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности" (Булатовские

чтения). – 2022. – Краснодар: Изд. ООО «Издательский дом – Юг». – Т.2. – С. 100-102.

79. Чуракова, С.К. CFD-анализ лопастных устройств ввода сырья в колонну разделения фенольной фракции / С.К. Чуракова, Т.И. Маннанов // В сборнике материалов II Международной научной конференции «Актуальные проблемы и направления развития технологий органического и неорганического синтеза в условиях импортозамещения». – Sterlitaмак. – 2022. – С. 559-561.

80. Маннанов, Т.И. Влияние доли отгона парожидкостного потока на показатели работы лопастного устройства ввода сырья / Т.И. Маннанов, С.К. Чуракова // В сборнике материалов VI Международной научной конференции «Теория и практика массообменных процессов химической технологии» (Марушкинские чтения). – Уфа: УГНТУ, 2021. – С. 47-48.

81. Маннанов, Т.И. Влияние наличия нижнего днища лопастного устройства ввода сырья на показатели его работы / Т.И. Маннанов, С.К. Чуракова // В сборнике материалов VI Международной научной конференции «Теория и практика массообменных процессов химической технологии» (Марушкинские чтения). – Уфа: УГНТУ, 2021. – С. 45-46.

82. Валеев, А.Р. Исследование по равномерности распределения жидкой фазы методом CFD анализа / А.Р. Валеев, С.К. Чуракова // В сборнике материалов VI Международной научной конференции «Теория и практика массообменных процессов химической технологии» (Марушкинские чтения). – Уфа: УГНТУ, 2021. – С. 43-44.

83. Валеев, А.Р. Оценка равномерности распределения жидкой фазы трубчатым распределителем методом CFD-анализа при различных плотностях жидкой фазы / А.Р. Валеев, С.К. Чуракова, К.А. Муллабаев // В сборнике "Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности" (Булатовские чтения). – 2023. – Т. 2. – С. 58-59.

84. Liquid distributor design optimization for Oil Processing Industry. [Электронный ресурс]. – URL: <https://>

www.iosotech.com/files/application/distributor_oil_eng.pdf (дата обращения: 02.03.2023).

85. Heggeman, M. CFD Simulation and Experimental Validation of Fluid Flow in Liquid Distributors / M. Heggeman, S. Hirschberg // *Chemical Engineering Research and Design*, 2007. – V. 85. – №1. – P. 59-64.

86. Hongfeng, Y. CFD Simulation of Orifice Flow of Orifice-type Liquid Distributor / Y. Hongfeng, X. Li, S. Hong, L. Hong // *China Petrol Proc & Petrochem Techn.*, 2013. – V. 15. – №3. – P. 70-78.

87. Luhong, Z. CFD simulation and experimental validation of fluid flow in predistributor / Z. Luhong, G. Guohua, S. Hong, L. Hong // *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2011. – V. 19. – №5. – P. 815-820.

88. Лесной, Д.В. Исследование конструкций перекрестноточных насадочных элементов в среде ANSYS CFX / Д.В. Лесной, С.К. Чуракова, Т.И. Маннанов, Е.К. Константинов, К.А. Муллабаев // В сборнике "Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности" (Булатовские чтения). – 2020. – Краснодар: Изд. ООО «Издательский дом – Юг». – Т.5. – С. 134-137.

89. Совершенствование конструктивного оформления теплообменных и массообменных аппаратов: автореф. диссертации на соискание ученой степени кандидата техн. наук / Лесной Денис Вячеславович; УГНТУ. Уфа, 2021. – 24 с.

90. Захарова, Д.Н. CFD-анализ ситчатой тарелки / Д.Н. Захарова, Ф.Ш. Вильданов, Т.Х. Рахимов, С.К. Чуракова // *Башкирский химический журнал*. – 2019. – №2. – Т. 26. – С. 121-126.

91. Котельников, Д.А. Моделирование нерегулярных насадочных контактных устройств средствами вычислительной гидродинамики / Д.А. Котельников, Р.Ф. Ахметов, Э.Г. Теляшев, А.Ю. Котельникова, А.Р. Набиева // *Башкирский химический журнал*. – 2020. – №2. – Т. 27. – С. 74-80.

92. Константинов, Е.К. Исследование влияния пенообразования на работу перекрестноточных тарелок / Е.К. Константинов, С.К. Чуракова // В сборнике материалов VI Международной научной конференции «Теория и практика

массообменных процессов химической технологии» (Марушкинские чтения). – Уфа: УГНТУ, 2021. – С. 41-42.

93. Ахметов, Р.Ф. Совершенствование конструкции винтового закручивающего устройства методом CFD-анализа / Р.Ф. Ахметов, Г.М. Сидоров, М.Н. Рахимов, В.О. Беркань // Фундаментальные исследования. – 2015. – №4. – Т. 11. – С. 647-653.

94. Совершенствование струйных аппаратов с закручивающими устройствами в процессах подготовки газа и нефти к переработке: автореф. диссертации на соискание ученой степени кандидата техн. наук / Ахметов Рустам Фаритович; УГНТУ. Уфа, 2017. – 22 с.

95. Сидоров, Г.М. Моделирование работы статического смесителя (нефть - вода) для обессоливания нефти и опытно-промышленное испытание / Г.М. Сидоров, Б.А. Яхин, Р.Ф. Ахметов // Успехи современного естествознания. – 2017. – №2. – С. 152-156.

96. Ахметов, Р.Ф. CFD-моделирование статического смесителя для обессоливания нефти / Р.Ф. Ахметов, А.Х. Мухаметьянова, Г.М. Сидоров, Б.А. Яхин, А.Р. Набиева, Р.Ю. Кондратьев // Нефтегазовое дело: эл. журнал. – 2020. – №1. – С. 231-249.

97. Ахметов, Р.Ф. Моделирование процесса смешения нефти и воды в статических смесителях методом CFD-анализа / Р.Ф. Ахметов, Ю.Н. Зайцев, Г.М. Сидоров, А.Ф. Ахметов // Нефтепереработка-2016 – 2016. – С. 177-178.

98. Батулин, О.В. Расчет течений жидкостей и газов с помощью универсального программного комплекса Fluent / О.В. Батулин, Н.В. Батулин, В.Н. Матвеев. – Самара: Изд-во Самар. гос. аэрокосм. ун-та, 2009. – 151 с.

99. Тельминов, А.В. Моделирование вихревых потоков жидкости в универсальной программной системе конечно-элементного анализа ANSYS / А.В. Тельминов // Сборник статей по материалам X Всероссийской (национальной) научно-практической конференции молодых ученых, посвященной 75-летию Курганской ГСХА имени Т.С. Мальцева. – 2018. – С. 232-236.

100. About Ansys [Электронный ресурс]. – URL: <http://www.ansys.com/about-ansys> (дата обращения: 20.10.2022).
101. Stenmark E. On Multiphase Flow Models in ANSYS CFD Software / E. Stenmark. Department of Applied Mechanics. Division of Fluid Dynamics. Chalmers University of Technology. – Göteborg, Sweden, 2013. – 61 p.
102. Топ 5 заблуждений при построении сетки. [Электронный ресурс]. – <https://cae-club.ru/publications/top-5-zabluzhdeniy-pri-postroenii-setki> (дата обращения: 20.10.2022).
103. Абдуллин, А. Построение сетки в ANSYS Workbench. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.youtube.com/watch?v=WfMHOQEBAhQ> (дата обращения: 18.10.2019).
104. Ansys Icem CFD user's manual [Электронный ресурс]. – URL: <https://ru.scribd.com/document/328170594/Ansys-Icem-Cfd-Users-Manual> (дата обращения: 10.10.2021).
105. ANSYS Fluent Tutorial Guide. [Электронный ресурс]. – URL: http://ansys.fem.ir/ansys_fluent_tutorial.pdf (дата обращения: 02.01.2021).
106. Sherrard, R. ANSYS Fluent - Tips, Tricks, and Troubleshooting [Электронный ресурс]. – URL: <https://support.nimbix.net/hc/en-us/articles/360044738671-ANSYS-Fluent-Tips-Tricks-and-Troubleshooting> (дата обращения: 28.09.2022).
107. Рекомендации по улучшению сходимости и качеству сетки в Ansys CFX [Электронный ресурс]. – cae-club.ru.ru/conent/rekomendatsii-po-kachestvu-setki-dlya-cfx (дата обращения: 09.11.2022).
108. Lecture 3: Volume of Fluid Model (VOF). Advanced Multiphase Training / Sales Conference Theme and Team Building. – 2012. – 55 p.
109. Brackbill, J.U. A Continuum Method for Modeling Surface Tension / J.U. Brackbill, D.B. Kothe, C. Zemach // Journal of Computational Physics. – 1992. – V. 100. – № 2. – P. 335-354.

110. Gattringer, M. Numerical simulation of drop impact on dry and wetted surfaces / M. Gattringer, H. Steiner // *Scientia Pharmaceutica*. – 2010. – V. 78. – № 3. – 71 p.
111. Bellet, M. Implementation of surface tension with wall adhesion effects in a three-dimensional finite element model for fluid flow / M. Bellet // *Communications in Numerical Methods in Engineering*. – 2001. – V. 17. – № 8. – P. 563-579.
112. Коркодинов, Я.А. Обзор семейства к-ε моделей для моделирования турбулентности / Я.А. Коркодинов // *Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Машиностроение, материаловедение*. – Пермь, 2013. – Т. 15. – № 2. – С. 5-16.
113. Turbulence Models in ANSYS Fluent CFD. [Электронный ресурс]. – URL: https://davis68.github.io/me498cf-fa16/resources/flec06/handout_turbulence.pdf (дата обращения: 09.01.2023).
114. CFD Ninja. ANSYS FLUENT - Multiphase Flow Tutorial. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.youtube.com/watch?v=TLx8UemITgY> (дата обращения: 30.12.2022).
115. CFD Ninja. ANSYS FLUENT - Multiphase Water and Glycerin Tutorial. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.youtube.com/watch?v=HDMY3LOEez0&t=300s> (дата обращения: 30.12.2022).
116. Advanced Engineering Tutorials. ANSYS Fluent Tutorial: Two Phase (VOF) Fluid Flow with Conjugate Heat Transfer Analysis. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.youtube.com/watch?v=LfwgZM-ntgE> (дата обращения: 09.01.2023).
117. CFD BABA / OPENFOAM ANSYS CFD. ANSYS Fluent Tutorial I Multiphase flow | Bottle Filling using VOF Method. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.youtube.com/watch?v=WxAgjgFKSU8&t=449s> (дата обращения: 09.01.2023).

118. Barton, I.E. Comparison of SIMPLE- and PISO-type algorithms for transient flows / I.E. Barton // *International Journal For Numerical Methods In Fluids*. – 1998. – V. 26. – P. 459-483.

119. Patankar, S. V. A calculation procedure for heat, mass and momentum transfer in three-dimensional parabolic flows / S. V. Patankar. D. B. Spalding // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. – 1972. – V. 15, P. 1787-1806.

120. Issa, R. I. Solution of the implicitly discretized fluid flow equations by operator-splitting / R. I. Issa // *J. Comput. Phys.* – 1985. – V. 62. – P. 40-65.

121. Численное моделирование нестационарных турбулентных течений жидкости со свободной поверхностью: специальность 01.02.05 «механика жидкости, газа и плазмы»: диссертация на соискание ученой степени кандидата физ.-мат. наук / Храбрый Александр Иосифович; СПбГУ. Санкт-Петербург, 2014. – 154 с.

122. Козелков, А.С. Исследование свойств схем дискретизации уравнения переноса объемной доли при расчете многофазных течений методом VOF / А.С. Козелков, Д.Ю. Стрелец, В.Р. Ефремов, Ю.Г. Нечепуренко, В.В. Курулин, Е.С. Тятюшкина, А.В. Корнев // *Труды МФТИ. Труды московского физико-технического института (национального исследовательского университета)*. – 2017. – Т. 9. – № 4. – С. 71-89.

123. Barral, A.A. Comparison of Interface Description Methods Available in Commercial CFD Software / A.A. Barral, R. B. Minussi, M.V. Canhoto Alves // *Journal of Applied Fluid Mechanics*. – 2019. – V. 12. – № 6. – P. 1801-1812.

124. Malgarinos I. Coupling a local adaptive grid refinement technique with an interface sharpening scheme for the simulation of two-phase flow and free-surface flows using VOF methodology / I. Malgarinos, M. Gavaises, N. Nikolopoulos // *Journal of Computational Physics* 300. – 2015. – P. 732-753.

125. Application examples of fluent for flow and heat transfer problem (Chapter 13) [Электронный ресурс] – URL: https://nht.xjtu.edu.cn/NHT_Chapter_13_A_1_2020.pdf (дата обращения: 28.12.2022).

126. Siddiqui, H. Two-Phase Numerical Modeling of Grade Intermixing in a Steelmaking Tundish / H. Siddiqui, M.H. Kim // *Metals – Open Access Metallurgy Journal*. – 2019. – V. 9. – № 1. – 40 p.

127. ANSYS CFX или ANSYS FLUENT? Моделирование и цифровые двойники. [Электронный ресурс]. – URL: <https://elearning.cadfem-cis.ru/ansys-cfx-vs-ansys-fluent> (дата обращения: 26.10.2022).

128. Wehrli, M. Influence of vapour feed design on the flow distribution below packings / M. Wehrli, S. Hirschberg, R. Schweizer // *I. Chem. Eng*, 2003. – №81. – P. 116-121.

129. Маннанов, Т.И. CFD-анализ – современный подход к исследованию процесса разделения и распределения потоков в устройствах ввода сырья массообменных аппаратов / Т.И. Маннанов, С.К. Чуракова, Д.В. Лесной, Е.К. Константинов, К.А. Муллабаев // В сборнике "Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности" (Булатовские чтения). – 2020. – Краснодар: Изд. ООО «Издательский дом – Юг». – Т.5. – С. 159-165.

130. Ishii, M., Zuber, N. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows / M. Ishii, N. Zuber // *Aiche Journal*. – 1979. – № 5. – V. 25. – P. 843-855.

131. Riera-Ortiz, J. Evaluation of interphase drag models for the determination of gas hold-up of an air-water system in a spouted bed using CFD / J. Riera-Ortiz, L.Rojas-Solórzano, S.Zeppieri, S.Derjani // *Journal of Computational Methods in Sciences and Engineering*. 2012. – № 4-6. – V.12. – P. 269-281.

132. CFX Theory Guide. [Электронный ресурс]. – URL: https://www.academia.edu/6123972/ANSYS_CFX_Solver_Theory_Guide_ANSYS_CFX_Release_11_0 (дата обращения: 02.08.2020).

133. Tomiyama, A. Drag, Lift and Virtual Mass Force Acting on a Single Bubble / A. Tomiyama // *3rd International Symposium on Two-Phase Flow Modelling and Experimentation, Pisa*. – 2004. – P. 22-24.

134. Улучшение сходимости расчетов в Ansys CFX (Вебинар) [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.plm-ural.ru/webinars> (дата обращения: 06.09.2020).

135. Муллабаев, К.А. Разработка методов оценки равномерности распределения фаз в насадочных экстракторах средствами CFD-систем / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, А.Р. Валеев // Башкирский химический журнал. – 2022. – №2. – Т. 29. – С. 71-76

136. Муллабаев, К.А. Метод оценки распределения потоков в колонных аппаратах средствами CFD-систем /К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // В сборнике материалов VI Международной научной конференции «Теория и практика массообменных процессов химической технологии» (Марушкинские чтения). – Уфа: УГНТУ, 2021. – Т. 11. – С. 50-51.

137. Шатохина, С.Н. Технология видеомонтажа (Adobe Premiere Pro CC 2022). Учебно-методическое пособие / С.Н. Шатохина – М.: Академия медиаиндустрии, 2022. – 143 с.

138. Кафаров, В.В. Математическое моделирование основных процессов химических производств. Учеб. пособие для вузов / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. – М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.

139. Ерещенко, Т.В. Планирование эксперимента. Учебно-практическое пособие / Т.В. Ерещенко, Н.А. Михайлова. – М-во образования и науки Рос. – Электронные текстовые и графические данные (1,1 Мбайт). – Волгоград : ВолгГАСУ, 2014 – 78 с.

140. Обработка и оценка экспериментальных данных. [Электронный ресурс]. – URL: <https://cyberpedia.su/9x9e84.html> (дата обращения: 13.01.2023).

141. Самойлов, Н.А. Лабораторный практикум по математическим методам, математическому моделированию и применению ЭВМ в химической технологии. Учебно-методическое пособие / Н.А. Самойлов. — Уфа: Изд-во УГНТУ, 2003. – 180 с.

142. РДМУ 109-77. Методика выбора и оптимизации контролируемых параметров технологических процессов. Методические указания. Введ. 01.09.2013.

143. Дорофеева, Л.И. Моделирование и оптимизация разделительных процессов: учебное пособие / Л.И. Дорофеева. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2008. — 128 с.

144. Таблица значений F-критерия Фишера при уровне значимости $\alpha = 0,05$. [Электронный ресурс]. – URL: http://www.rnz.ru/econometrica/tablica_fishera.php (дата обращения: 01.11.2022).

145. Муллабаев, К.А. Разработка математической модели истечения дисперсной фазы с применением метода Volume of Fluid / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2023. – №2. – С. 3-7.

146. Валеев, А.Р. Анализ конструктивного оформления трубчатых распределителей с целью повышения равномерности распределения жидкой фазы / А.Р. Валеев, С.К. Чуракова, К.А. Муллабаев // Башкирский химический журнал. – 2023. – Т. 30. – № 4. – С. 111-116.

147. Муллабаев, К.А. Математическая модель распределения потока в боковых трубках распределителей дисперсной фазы / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, А.Р. Валеев // Актуальные проблемы и направления развития технологий органического и неорганического синтеза в условиях импортозамещения: сб. матер. III Межд. науч.-практ. конф. – Уфа: из-во Нефтегазовое дело, 2023. – Т. 2. – С. 36-41.

148. Свидетельство о регистрации программы на ЭВМ № 2023686471 «Гидродинамический расчет распределительной трубы»: программа для ЭВМ / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, правообладатели К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, заявл. 27.11.2023 № 2023686245/69; опубл. 06.12.2023.

149. Муллабаев, К.А. О влиянии направления изменения подачи дисперсной фазы на эффективность ее распределения в трубчатом распределителе / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // Актуальные проблемы и направления развития технологий органического и неорганического синтеза в условиях импортозамещения: сб. матер. III Межд. науч.-практ. конф. – Уфа: из-во Нефтегазовое дело, 2023. – Т. 2. – С. 41-44.

150. Патент № 219832 РФ. Распределитель дисперсной фазы // Муллабаев К.А., Чуракова С.К.; заявитель и правообладатель УГНТУ № 2023107615 (РФ) МПК В05В 1/14, В01D 53/18; заявл. 28.03.23; опубл. 09.08.23.

151. Муллабаев, К.А. Технологический и гидравлический расчет колонн жидкостной экстракции: учебное пособие / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова. – Уфа: изд-во УГНТУ, 2022. – 84 с.

152. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учеб. для вузов / А.Г. Касаткин. – Москва: Альянс, 2005. – 750 с.

153. Свидетельство о регистрации программы на ЭВМ № 2023617701 «Расчет распределительных устройств насадочных экстракционных колонн»: программа для ЭВМ / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, правообладатели К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, заявл. 30.03.2023 № 2023616372/69; опубл. 12.04.2023.

154. Erwin, D.L. Industrial Chemical Process Design // D.L. Erwin – McGraw Hill Professional, – 2002. – 751 p.

155. Свидетельство о регистрации программы на ЭВМ № 2023619836 «Расчет пропускной способности насадочных экстракционных колонн»: программа для ЭВМ / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, правообладатели К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова, заявл. 30.03.2023 № 2621081257; опубл. 17.05.2023.

156. Артемьева, Т.В., Лысенко, Т.М., Румянцева, А.Н., Стесин, С.П. Гидравлика, гидромашины и гидропневмопривод: учеб. для вузов / Т.В. Артемьева, Т.М. Лысенко, А.Н. Румянцева, С.П. Степин. – Москва: Академия, 2008. – 336 с.

157. Ахметов, С. А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: Учебное пособие / С. А. Ахметов, Т. П. Сериков, И. Р. Кузеев, М. И. Баязитов. – СПб.: Недра, 2006. – 868 с.;

158. Ахмадуллина, А.Г. Импортзамещающие технологии демеркаптаниации углеводородного сырья на отечественных гетерогенных катализаторах / А.Г. Ахмадуллина, Р.М. Ахмадуллин, Л.Ш. Хамидуллина, В.Н. Салин // Экспозиция Нефть Газ. – Казань, 2018. – С. 74-75.

159. Ахмадуллина, А.Г. Импортзамещающие технологии сероочистки углеводородного сырья и сточных вод на отечественных гетерогенных

катализаторах / А.Г. Ахмадуллина, Р.М. Ахмадуллин, В.Н. Салин // Нефть Газ Новации. – № 8. – 2015. – С. 30-35.

160. Ахмадуллин, Р.М. Демеркаптанизация СУГ на катализаторе КСМ-Х / Р.М. Ахмадуллин, А.Г. Ахмадуллина, С.Р. Курбанкулов // Нефть Газ Новации. – № 9. – 2020. – С. 84-86.

161. Муллабаев, К.А. Исследование конструкций перераспределительных тарелок насадочных экстракционных колонн методами CFD-анализа / К.А.

Муллабаев, Д.В. Лесной, С.К. Чуракова // В сборнике материалов VI Международной научной конференции «Теория и практика массообменных процессов химической технологии» (Марушкинские чтения). – Уфа: УГНТУ, 2021. – Т. 21. – С. 116-117.

162. Броунштейн, Б.И. Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах / Б.И. Броунштейн, В.В. Щеголев. – Л.: Химия, 1988. – 336 с.

163. Муллабаев, К.А. Оптимизация конструкции перераспределителей жидкости в насадочных экстракторах методами CFD-анализа на примере колонны демеркаптанизации сжиженных углеводородных газов / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2022. – №10. – С. 10-14.

164. Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. Учебное пособие для вузов. – Гилем, Уфа. – 2002 г. – 672 с.

165. Моделирование процесса экстракции для совершенствования установок селективной очистки масляных фракций: специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий»: автореферат диссертации на соискание ученой степени кандидата техн. наук / Зиганшин Руслан Галимзянович; УГНТУ. Уфа, 2008. – 24 с.

166. Патент № 2783943 РФ. Перераспределитель жидкости // Муллабаев К.А., Чуракова С.К.; заявитель и правообладатель УГНТУ – № 2022111276 (РФ) МПК В01D 3/22; заявл. 25.04.22; опубл. 22.11.22.

167. Муллабаев, К.А. Совершенствование конструкции перераспределителей жидкости с целью обеспечения эффективной работы насадочных экстракторов при

высоких нагрузках по сплошной фазе / К.А. Муллабаев, С.К. Чуракова // Технологии нефти и газа. – 2023. – Т. 149. – № 6. – С. 55-59.

ПРИЛОЖЕНИЕ А
(обязательное)

Результаты расчетов показателей распределения

Таблица А.1 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 2 отверстиями при прямом ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 8$ мм	$d_T = 10$ мм	$d_T = 12$ мм
0,002	0,094	капельный	0,70	0,73	0,71
0,0025	0,117	капельный	0,89	0,87	0,85
0,003	0,141	смешанный	0,83	0,91	0,95
0,0033	0,156	струйный	0,83	0,90	0,92
0,004	0,188	струйный	0,87	0,93	0,95
0,008	0,375	струйный	0,96	0,96	0,97

Таблица А.2 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 3 отверстиями при прямом ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 10$ мм	$d_T = 12$ мм	$d_T = 14$ мм
0,003	0,094	капельный	0,62	0,72	0,69
0,00375	0,117	капельный	0,79	0,90	0,88
0,0045	0,141	смешанный	0,72	0,85	0,87
0,005	0,156	струйный	0,74	0,86	0,91
0,006	0,188	струйный	0,78	0,91	0,94
0,012	0,375	струйный	0,90	0,95	0,96

Таблица А.3 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 4 отверстиями при прямом ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 12$ мм	$d_T = 14$ мм	$d_T = 16$ мм
0,004	0,094	капельный	0,59	0,67	0,61
0,005	0,117	капельный	0,76	0,79	0,82
0,006	0,141	смешанный	0,78	0,89	0,95
0,066	0,156	струйный	0,79	0,89	0,93
0,008	0,188	струйный	0,81	0,90	0,93
0,016	0,375	струйный	0,90	0,95	0,96

Таблица А.4 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 5 отверстиями при прямом ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 14$ мм	$d_T = 16$ мм	$d_T = 18$ мм
0,005	0,094	капельный	0,60	0,68	0,58
0,00625	0,117	капельный	0,83	0,87	0,84
0,0075	0,141	смешанный	0,80	0,85	0,91
0,0083	0,156	струйный	0,79	0,86	0,90
0,010	0,188	струйный	0,81	0,89	0,93
0,020	0,375	струйный	0,93	0,96	0,99

Таблица А.5 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 6 отверстиями при прямом ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 16$ мм	$d_T = 18$ мм	$d_T = 20$ мм
0,006	0,094	капельный	0,68	0,54	0,00
0,0075	0,117	капельный	0,87	0,87	0,67
0,0090	0,141	смешанный	0,83	0,86	0,83
0,0100	0,156	струйный	0,80	0,86	0,82
0,012	0,188	струйный	0,86	0,89	0,87
0,024	0,375	струйный	0,94	0,94	0,96

Таблица А.6 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 2 отверстиями при обратном ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 8$ мм	$d_T = 10$ мм	$d_T = 12$ мм
0,002	0,094	капельный	0,76	0,84	0,89
0,0025	0,117	капельный	0,92	0,91	0,96
0,003	0,141	смешанный	0,84	0,93	0,95
0,0033	0,156	струйный	0,85	0,90	0,95
0,004	0,188	струйный	0,88	0,92	0,95
0,008	0,375	струйный	0,96	0,96	0,97

Таблица А.7 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 3 отверстиями при обратном ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 10$ мм	$d_T = 12$ мм	$d_T = 14$ мм
0,003	0,094	капельный	0,68	0,83	0,87
0,00375	0,117	капельный	0,87	0,88	0,93
0,0045	0,141	смешанный	0,74	0,86	0,92
0,005	0,156	струйный	0,77	0,87	0,93
0,006	0,188	струйный	0,78	0,91	0,95
0,012	0,375	струйный	0,90	0,95	0,96

Таблица А.8 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 4 отверстиями при обратном ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 12$ мм	$d_T = 14$ мм	$d_T = 16$ мм
0,004	0,094	капельный	0,68	0,84	0,86
0,005	0,117	капельный	0,83	0,90	0,95
0,006	0,141	смешанный	0,81	0,89	0,96
0,0066	0,156	струйный	0,80	0,92	0,94
0,008	0,188	струйный	0,83	0,92	0,94
0,016	0,375	струйный	0,90	0,95	0,96

Таблица А.9 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 5 отверстиями при обратном ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 14$ мм	$d_T = 16$ мм	$d_T = 18$ мм
0,005	0,094	капельный	0,69	0,84	0,87
0,00625	0,117	капельный	0,85	0,92	0,93
0,0075	0,141	смешанный	0,80	0,87	0,95
0,0083	0,156	струйный	0,84	0,89	0,94
0,010	0,188	струйный	0,84	0,93	0,96
0,020	0,375	струйный	0,93	0,96	0,99

Таблица А.10 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 6 отверстиями при обратном ходе

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 16$ мм	$d_T = 18$ мм	$d_T = 20$ мм
0,0060	0,094	капельный	0,81	0,85	0,86
0,0075	0,117	капельный	0,90	0,92	0,90
0,0090	0,141	смешанный	0,90	0,88	0,93
0,0100	0,156	струйный	0,83	0,89	0,91
0,012	0,188	струйный	0,87	0,91	0,93
0,024	0,375	струйный	0,94	0,94	0,96

Таблица А.11 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 3 отверстиями в предлагаемой конструкции распределителя дисперсной фазы

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 10$ мм	$d_T = 12$ мм	$d_T = 14$ мм
0,003	0,094	капельный	0,72	0,82	0,88
0,00375	0,117	капельный	0,85	0,95	0,91
0,0045	0,141	смешанный	0,80	0,93	0,96
0,005	0,156	струйный	0,80	0,92	0,97
0,006	0,188	струйный	0,82	0,94	0,94
0,012	0,375	струйный	0,96	0,93	0,94

Таблица А.12 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 4 отверстиями в предлагаемой конструкции распределителя дисперсной фазы

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 12$ мм	$d_T = 14$ мм	$d_T = 16$ мм
0,004	0,094	капельный	0,79	0,82	0,89
0,005	0,117	капельный	0,91	0,92	0,95
0,006	0,141	смешанный	0,80	0,89	0,95
0,0066	0,156	струйный	0,84	0,90	0,96
0,008	0,188	струйный	0,88	0,93	0,99
0,016	0,375	струйный	0,91	0,94	0,95

Таблица А.13 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 5 отверстиями в предлагаемой конструкции распределителя дисперсной фазы

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 14$ мм	$d_T = 16$ мм	$d_T = 18$ мм
0,005	0,094	капельный	0,75	0,80	0,87
0,00625	0,117	капельный	0,88	0,90	0,92
0,0075	0,141	смешанный	0,84	0,93	0,86
0,0083	0,156	струйный	0,85	0,92	0,89
0,010	0,188	струйный	0,89	0,94	0,95
0,020	0,375	струйный	0,92	0,93	0,94

Таблица А.14 – Результаты расчета величины Φ для трубок с 6 отверстиями в предлагаемой конструкции распределителя дисперсной фазы

Подача масла G , кг/с	Средняя скорость дисперсной фазы в отверстиях U_o , м/с	Режим истечения	Значение показателя Φ		
			$d_T = 16$ мм	$d_T = 18$ мм	$d_T = 20$ мм
0,0060	0,094	капельный	0,75	0,82	0,88
0,0075	0,117	капельный	0,89	0,91	0,91
0,0090	0,141	смешанный	0,84	0,92	0,93
0,0100	0,156	струйный	0,87	0,91	0,91
0,012	0,188	струйный	0,89	0,91	0,91
0,024	0,375	струйный	0,92	0,90	0,94

Таблица А.15 – Результаты гидродинамического расчета показателей распределения сплошной фазы $\Phi_1(U)$ и дисперсной фазы $\Phi(\varphi)$, а также значения $\Phi_1(U)_{\text{рег}}$, полученные на основе уравнения регрессии

№	$d_{ш}$, мм	$h_{ш}$, мм	Y , мм	Γ_1	Γ_2	Γ_3	$\Phi_1(U)$	$\Phi(\varphi)$	$\Phi_1(U)_{\text{рег}}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	70	25	185	1,00	0,36	0,31	0,306	0,607	0,316
2	75	25	185	1,07	0,36	0,31	0,315	0,607	0,327
3	80	25	185	1,14	0,36	0,31	0,345	0,608	0,336
4	85	25	185	1,21	0,36	0,31	0,355	0,612	0,341
5	90	25	185	1,29	0,36	0,31	0,357	0,607	0,342
6	95	25	185	1,36	0,36	0,31	0,355	0,609	0,340
7	100	25	185	1,43	0,36	0,31	0,331	0,601	0,334

Продолжение Таблицы А.15

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
8	105	25	185	1,50	0,36	0,31	0,322	0,602	0,325
9	110	25	185	1,57	0,36	0,31	0,312	0,605	0,312
10	70	25	200	1,00	0,36	0,33	0,322	0,603	0,317
11	75	25	200	1,07	0,36	0,33	0,334	0,605	0,329
12	80	25	200	1,14	0,36	0,33	0,335	0,600	0,337
13	85	25	200	1,21	0,36	0,33	0,344	0,610	0,341
14	90	25	200	1,29	0,36	0,33	0,346	0,600	0,342
15	95	25	200	1,36	0,36	0,33	0,335	0,608	0,339
16	100	25	200	1,43	0,36	0,33	0,332	0,599	0,333
17	105	25	200	1,50	0,36	0,33	0,329	0,603	0,323
18	110	25	200	1,57	0,36	0,33	0,313	0,599	0,310
19	70	15	185	1,00	0,21	0,31	0,305	0,605	0,295
20	75	15	185	1,07	0,21	0,31	0,308	0,607	0,310
21	80	15	185	1,14	0,21	0,31	0,322	0,602	0,321
22	85	15	185	1,21	0,21	0,31	0,326	0,611	0,328
23	90	15	185	1,29	0,21	0,31	0,329	0,605	0,332
24	95	15	185	1,36	0,21	0,31	0,338	0,609	0,333
25	100	15	185	1,43	0,21	0,31	0,327	0,608	0,330
26	105	15	185	1,50	0,21	0,31	0,325	0,608	0,323
27	110	15	185	1,57	0,21	0,31	0,317	0,606	0,313
28	90	10	170	1,29	0,14	0,28	0,311	0,604	0,312
29	90	15	170	1,29	0,21	0,28	0,326	0,604	0,328
30	90	20	170	1,29	0,29	0,28	0,334	0,609	0,336
31	90	25	170	1,29	0,36	0,28	0,343	0,606	0,337
32	90	30	170	1,29	0,43	0,28	0,329	0,610	0,332
33	90	35	170	1,29	0,50	0,28	0,325	0,602	0,319
34	90	10	185	1,29	0,14	0,31	0,308	0,603	0,317
35	90	30	185	1,29	0,43	0,31	0,339	0,606	0,337
36	90	35	185	1,29	0,50	0,31	0,315	0,599	0,324
37	90	10	200	1,29	0,14	0,33	0,317	0,602	0,317
38	90	15	200	1,29	0,21	0,33	0,331	0,604	0,332
39	90	20	200	1,29	0,29	0,33	0,336	0,602	0,340
40	90	30	200	1,29	0,43	0,33	0,335	0,599	0,336
41	90	35	200	1,29	0,50	0,33	0,323	0,602	0,324
42	100	10	185	1,43	0,14	0,31	0,314	0,599	0,317
43	100	20	185	1,43	0,29	0,31	0,330	0,607	0,336
44	100	30	185	1,43	0,43	0,31	0,315	0,598	0,326
45	100	35	185	1,43	0,50	0,31	0,302	0,603	0,311
46	90	15	140	1,29	0,21	0,23	0,309	0,602	0,303
47	90	15	155	1,29	0,21	0,26	0,318	0,600	0,318
48	90	15	215	1,29	0,21	0,36	0,321	0,600	0,326
49	90	15	230	1,29	0,21	0,38	0,318	0,601	0,315
50	90	20	140	1,29	0,29	0,23	0,303	0,600	0,311
51	90	20	155	1,29	0,29	0,26	0,314	0,601	0,326
52	90	20	185	1,29	0,29	0,31	0,347	0,606	0,341
53	90	20	215	1,29	0,29	0,36	0,330	0,599	0,335
54	90	20	230	1,29	0,29	0,38	0,311	0,600	0,324

Продолжение Таблицы А.15

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
55	90	25	140	1,29	0,36	0,23	0,301	0,600	0,312
56	90	25	155	1,29	0,36	0,26	0,337	0,602	0,327
57	90	25	215	1,29	0,36	0,36	0,328	0,601	0,336
58	90	25	230	1,29	0,36	0,38	0,315	0,599	0,325
59	100	25	140	1,43	0,36	0,23	0,315	0,599	0,308
60	100	25	155	1,43	0,36	0,26	0,321	0,602	0,322
61	100	25	170	1,43	0,36	0,28	0,323	0,606	0,331
62	100	25	215	1,43	0,36	0,36	0,325	0,599	0,326
63	100	25	230	1,43	0,36	0,38	0,320	0,598	0,314

ПРИЛОЖЕНИЕ Б
(обязательное)

Результаты расчетов процесса истечения дисперсной фазы из отверстий

Таблица Б.1 – Результаты расчета критической скорости истечения дисперсной фазы из отверстий

Система (сплошная фаза- дисперсная фаза)	ρ_c , кг/м ³	ρ_d , кг/м ³	μ_c , Па·с	μ_d , Па·с	σ , Н/м	d_o , м	γ , м	$W_{o,кр}$, м/с
Вода-масло (1)	998,2	848,0	0,0009	0,0148	0,0381	0,003	0,0072	0,169
Вода-масло (2)	998,2	848,0	0,0009	0,0148	0,0381	0,004	0,0072	0,136
Вода-бензин	998,2	686,0	0,0009	0,0004	0,0473	0,003	0,0056	0,211
СУГ – NaOH _(p-p)	505,0	1090	0,0001	0,0014	0,070	0,008	0,0049	0,095

Таблица Б.2 – Результаты расчета оптимальной скорости истечения дисперсной фазы из отверстий

Система (сплошная фаза- дисперсная фаза)	ρ_c , кг/м ³	ρ_d , кг/м ³	σ , Н/м	d_o , м	γ , м	R	We	$W_{o,опт}$, м/с
Вода-масло (1)	998,2	848,0	0,0381	0,003	0,0072	0,208	2,83	0,206
Вода-масло (2)	998,2	848,0	0,0381	0,004	0,0072	0,278	2,12	0,156
Вода-бензин	998,2	686,0	0,0473	0,003	0,0056	0,270	2,19	0,224
СУГ – NaOH _(p-p)	505,0	1090	0,070	0,008	0,0049	0,810	1,80	0,120

Таблица Б.3 – Результаты расчета среднего диаметра капель дисперсной фазы раствора NaOH в сплошной фазе СУГ при струйном режиме истечения из отверстий перераспределительной тарелки

G_d , кг/с	ρ_d , кг/м ³	σ , Н/м	d_o , м	γ , м	R	N_o	U_o , м/с	We	α	β	d_p , м
0,41	1090	0,070	0,008	0,0049	0,81	33	0,227	6,41	29,5	0,28	0,0088
						40	0,187	4,36	33,5	0,28	0,0085
						44	0,170	3,60	35,2	0,28	0,0084
						52	0,144	2,58	37,3	0,28	0,0083

ПРИЛОЖЕНИЕ В

(справочное)



**Общество с ограниченной ответственностью
«Научно Исследовательский Проектный Институт нефти и газа «Петон»
(ООО «НИПИ НГ «Петон»)**

В диссертационный совет 24.2.428.02
при ФГБОУ ВО «Уфимском государственном
нефтяном техническом университете»
450064, Республика Башкортостан, г. Уфа,
ул. Космонавтов, д.1

АКТ ВНЕДРЕНИЯ**результатов диссертационного исследования****Муллабаева Камиля Азаматовича**

Настоящим подтверждаем, что результаты диссертационного исследования Муллабаева К.А. на тему «Совершенствование конструктивного оформления распределительных и перераспределительных устройств в насадочных экстракционных колоннах», в частности, исследования конструкций трубчатых распределителей дисперсной фазы и перераспределителей жидкости были использованы для подбора внутренних устройств в колонне аминовой очистки СУГ К-6 и колонне демеркаптанализации СУГ К-8 блока получения сжиженных углеводородных газов установки ЭЛОУ-АВТ-2,5(II) АО «Новошахтинский завод нефтепродуктов». Получен акт выполненных работ.

Результаты научных исследований Муллабаева К.А. обладают актуальностью, представляют практический интерес для интенсификации работы массообменного оборудования.

Главный технолог
ООО «НИПИ НГ «ПЕТОН»

З.Ф. Мингалимов

Подпись Мингалимова З.Ф. заверяю
Руководитель УРП ДПиОР



З.Р. Сафиуллина

ПРИЛОЖЕНИЕ Г

(справочное)

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ



ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ

«УФИМСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ» (ФГБОУ ВО «УГНТУ»)ул. Космонавтов, 1, г. Уфа, Республика Башкортостан, 450064. Тел.: (347) 242-03-70, <http://www.rusoil.net>, E-mail info@rusoil.net
ИНН 0277006179, ОГРН 1020203079016, ОКПО 02069450, КПП 027701001

06.03.2023 № 061-18/34

На № _____ от _____

СПРАВКА

**об использовании учебного пособия
«Технологический и гидравлический расчет колонн жидкостной
экстракции» в учебном процессе**

Учебное пособие «Технологический и гидравлический расчет колонн жидкостной экстракции», разработанное Муллабаевым К.А. совместно с авторами, используется на кафедре «Нефтехимия и химическая технология» ФГБОУ ВО «Уфимский государственный технический университет» для проведения курсовых и дипломных проектов в рамках дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» и предназначено для бакалавров:

направления: 18.03.01 Химическая технология, профиль «Химическая технология органических веществ» (БТС), профиль: «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов» (БТП);

направления: 19.03.01 Биотехнология, профиль: «Биотехнология» (БТБ);

направления: 18.03.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии, профиль: «Основные процессы химических производств и химическая кибернетика» (БТК), профиль: «Газохимия» (БТГ);

направления: 15.03.04 Автоматизация технологических процессов и производств, профиль: «Автоматизация технологических процессов и производств (в нефтепереработке и нефтехимии)» (БАТ).

Учебное пособие также рекомендуется для выполнения инженерных расчетов работниками нефтяной, газовой и нефтехимической промышленности.

Проректор по научной и
инновационной работе



Р.У. Рабаев