

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Сибирский государственный университет науки и технологий  
имени академика М.Ф. Решетнева»

На правах рукописи



**Богаткова Анастасия Викторовна**

**СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ НА  
ОСНОВЕ ДВУХФАЗНЫХ ВРАЩАЮЩИХСЯ ПОТОКОВ В  
ТЕХНОЛОГИЯХ ПЕРЕРАБОТКИ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ**

05.21.03 – Технология и оборудование химической переработки биомассы  
дерева; химия древесины

Диссертация на соискание учёной степени кандидата  
технических наук

Научный руководитель:  
доктор технических наук, профессор  
Войнов Николай Александрович

Красноярск – 2022

## ОГЛАВЛЕНИЕ

<b>ВВЕДЕНИЕ</b> .....	4
<b>ГЛАВА 1. АНАЛИЗ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ, СТУПЕНЕЙ, ПАРАМЕТРОВ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ПОТОКА И ВЛИЯНИЕ МЕЛОЧИ РАЗМОЛОТОЙ ЦЕЛЛЮЛОЗЫ</b> .....	8
1.1 Анализ завихрителей и вихревых контактных устройств .....	8
1.2 Расчетные зависимости параметров вращающегося потока .....	11
1.3 Анализ контактных ступеней исчерпывающих колонн для переработки бражки на основе гидролизатов древесины .....	17
1.4 Мелочь размолотой целлюлозы и устройства для ее улавливания .....	19
<b>ГЛАВА 2 МЕТОДИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ</b> .....	25
2.1. Схемы исследованных вихревых устройств .....	25
2.2. Методика определения и обработки экспериментальных данных .....	28
2.3. Обработка данных при моделировании .....	32
2.4. Анализ мелочи целлюлозы.....	37
<b>ГЛАВА 3 ПАРАМЕТРЫ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ГАЗОЖИДКОСТНОГО ПОТОКА</b> .....	46
3.1 Газосодержание в жидкости на ступени.....	46
3.2 Угловая скорость газо-жидкостного слоя .....	48
3.3 Геометрические параметры вращающегося газо-жидкостного слоя... ..	50
3.4 Межфазная поверхность газо-жидкостного потока .....	51
3.5. Массоотдача во вращающемся газо-жидкостном потоке .....	54
<b>ГЛАВА 4 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ТАНГЕНЦИАЛЬНЫХ ЗАВИХРИТЕЛЕЙ</b> .....	57
4.1 Сопротивление тангенциальных завихрителей .....	57

4.2 Режимы движения газа в каналах завихрителя.....	58
4.3 Влияние длины канала на сопротивление завихрителя .....	59
4.4 Влияние угла наклона стенки канала на сопротивление завихрителя	60
4.5 Влияние высоты канала и их количества на сопротивление .....	64
4.6 Влияние ширины каналов на сопротивление.....	65
4.7 Обобщающая зависимость для расчета коэффициента сопротивления .....	70
ГЛАВА 5 МОДЕЛИРОВАНИЕ ПОТОКОВ НА ВИХРЕВОЙ СТУПЕНИ .....	73
5.1 Результаты численного моделирования.....	73
5.2 Сопоставление результатов моделирования и эксперимента.....	75
5.3 Структура потоков на тарелке в зависимости от типа контактного устройства.....	78
ГЛАВА 6 КИНЕТИКА ОСАЖДЕНИЯ МЕЛОЧИ ПРИ ФИЗИЧЕСКОЙ КОАГУЛЯЦИИ.....	82
6.1 Структура мелочи размолотой целлюлозы.....	82
6.2 Кинетика осаждения мелочи в суспензии .....	83
ГЛАВА 7 ПРИКЛАДНАЯ ЧАСТЬ.....	91
7.1 Разработка тарелки укрепляющей бражной колонны .....	91
7.2 Схема установки для улавливания мелочи.....	96
ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ И РЕЗУЛЬТАТЫ ДИССЕРТАЦИОННОЙ РАБОТЫ...	99
ОБОЗНАЧЕНИЯ И СИМВОЛЫ .....	101
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК .....	104
ПРИЛОЖЕНИЕ А .....	118
ПРИЛОЖЕНИЕ Б.....	119

## **ВВЕДЕНИЕ**

### **Актуальность работы**

Вращающееся движение двухфазных газожидкостных потоков в технологических установках, применяется при подготовке гидролизатов древесины и ферментативных сред на их основе [1, 2], охлаждении оборотной воды [3], аэрации, очистке газовых выбросов целлюлозно-бумажных предприятий [4–9], ректификации при получении этанола и продуктов лесохимической промышленности [10–12], испарении [13, 14], выпаривании [15], сушке [16], фракционировании и сортировке целлюлозной массы [17].

Вихревые устройства применяются в скрубберах [18], на тарелках ректификационных колонн [19–25], выпарных аппаратах [26, 27], вакуум охладительных установках [28], циклонах [29, 30], градильнях, а также получили распространение в газовых турбинах, камерах сгорания [31], центробежно-вихревых деаэраторах [32, 33], сепараторах [34, 35].

Широкое применение вращающихся потоков газа и жидкости обусловлено достижением существенной интенсификации переноса тепла и массы в используемых на практике аппаратах, по сравнению с известными распространенными способами взаимодействия газа и жидкости.

Одним из основных требований при конструировании вихревых аппаратов является создание устройств для вращения потока с низким гидравлическим сопротивлением, большой эффективностью и пропускной способности по жидкости или газу.

Для разработки эффективных вихревых контактных устройств и контактных ступеней, необходимы проверенные зависимости для определения: режимов течения фаз, гидравлического сопротивления завихрителя, газосодержания, угловой скорости газожидкостной смеси, межфазной

поверхности, коэффициентов массоотдачи и эффективности.

Несмотря на многочисленные исследования, проведенные в этой области, известные данные требуют их обобщения с учетом специфики рассматриваемых производств. В данной работе проведены экспериментальные исследования, и использованы возможности численного моделирования потоков для совершенствования тангенциальных завихрителей [36], контактной ступени бражной колонны, вихревого физического коагулятора и установки улавливания мелочи из суспензии размолотой целлюлозы.

*Изложенные в диссертации результаты получены в ходе выполнения работ по проекту «Технология и оборудование химической переработки биомассы растительного сырья» при финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования Российской Федерации (номер темы FEFE-2020-0016).*

**Цель работы:** Разработать научные основы расчета параметров вращающегося газожидкостного потока, исследовать структуру газожидкостного слоя на тарелке, кинетику осаждения мелочи размолотой целлюлозы для совершенствования контактных устройств.

**Задачи исследования:**

Для достижения цели сформулированы следующие задачи:

- установить зависимости для расчета гидродинамических и массообменных параметров вращающегося газо-жидкостного потока;
- разработать новые конструкции тангенциальных завихрителей, выявить влияние конструктивных и технологических параметров этих устройств на величину коэффициента сопротивления, получить уравнение для его расчета;
- обосновать структуру газожидкостного слоя на ступени с различными контактными устройствами, разработать контактные устройства тарелки бражной колонны;
- исследовать процесс осаждения мелочи целлюлозы в суспензии прошедшей через вихревой физический коагулятор, разработать установку для улавливания.

**Объект исследований.** Гидродинамика и массоперенос во вращающемся газожидкостном потоке, кинетика осаждения мелочи целлюлозы, структура газожидкостного потока в суспензии.

**Предмет исследований.** Завихрители, вихревые контактные устройства и ступени, физический коагулятор для суспензии мелочи сульфатной беленой лиственной и хвойной целлюлозы, а также макулатуры.

**Научная новизна работы:**

- впервые установлены зависимости для расчета гидродинамических и массообменных параметров вращающегося потока: критической скорости газа, угловой скорости, газосодержания, межфазной поверхности, коэффициента массоотдачи;

- получены новые данные, а также уравнение для расчета коэффициента гидравлического сопротивления, позволяющие разрабатывать завихрители с заданным сопротивлением в широком интервале варьирования конструктивных и технологических параметров, с учетом гидродинамики потока на основании анализа профилей скоростей, давления;

- установлены профили скоростей фаз и газосодержание в газожидкостном слое на тарелке с различными контактными устройствами;

- впервые представлены результаты кинетики осаждения мелочи в суспензии размолотой целлюлозы, пропущенной через вихревой физический коагулятор и установлена связь между размером хлопьев и концентрацией суспензии.

**Практическая значимость работы**

В результате проведенных исследований:

- разработаны новые конструкции завихрителей с профилированными и кольцевым каналами и представлены рекомендации для их расчета;

- разработаны вихревая тарелка бражной колонны и установка для улавливания мелочи;

- предложен способ осаждения хлопьев мелочи в суспензии прошедшей через вихревой физический коагулятор;

- получены патенты на устройства для двухфазных вращающихся потоков.

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

- зависимости для определения гидродинамических и массообменных параметров вращающегося потока;

- гидродинамические параметры тангенциальных завихрителей и уравнение для расчета коэффициента гидравлического сопротивления;

- структуру газожидкостного слоя на ступени с различными контактными устройствами;

- размер мелочи, выделенной из волокнистой массы хвойной и лиственной целлюлозы, а также кинетика осаждения;

- тарелка с вихревыми контактными устройствами и установка для улавливания мелочи размолотой целлюлозы.

### **Соответствие паспорту специальности**

Представленная работа соответствует паспорту специальности 05.21.03 – Технология и оборудование химической переработки биомассы дерева; химия древесины (п. 17 – Оборудование, машины, аппараты и системы автоматизации химической технологии биомассы дерева).

### **Апробация работы**

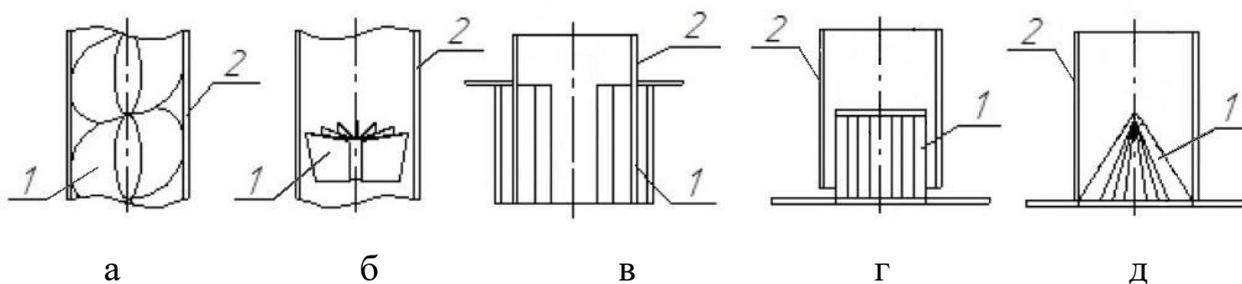
Материалы диссертации были представлены на международных научно-практических конференциях: «Химия нефти и газа» (Томск, 2020); «Решетневские чтения» (Красноярск, 2020); «APITECH: Прикладная физика, информационные технологии и инжиниринг» (Красноярск, 2020, 2021); «SAMSTech: Современные достижения в области материаловедения и технологий» (Красноярск, 2021); всероссийских научно-практических конференциях: «Экология, рациональное природопользование и охрана окружающей среды» (Лесосибирск, 2017); «Новые достижения в химии и химической технологии растительного сырья» (Барнаул, 2020); «Лесной и химический комплексы – проблемы и решения» Красноярск, 2016-2021); «Молодые ученые в решении актуальных проблем науки» (Красноярск, 2016-2021).

# ГЛАВА 1. АНАЛИЗ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ, СТУПЕНЕЙ, ПАРАМЕТРОВ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ПОТОКА И ВЛИЯНИЕ МЕЛОЧИ РАЗМОЛОТОЙ ЦЕЛЛЮЛОЗЫ

В данном разделе диссертационной работы проведен анализ завихрителей, контактных устройств и ступеней. Рассмотрены известные зависимости для расчета параметров вращающегося газожидкостного потока. Показано влияние мелкой фракции целлюлозы на технологию производства.

## 1.1 Анализ завихрителей и вихревых контактных устройств

В промышленной практике нашли применение следующие основные типы завихрителей потока: спиральные (ленточные) (рисунок 1.1а), осевые (рисунок 1.1б), и тангенциальные (рисунок 1.1в-д).



1 – завихритель; 2 – контактный патрубок

Рисунок 1.1 – Типы завихрителей и их расположение по отношению к контактному патрубку

Из многообразия завихрителей, предназначенных для создания вращательного движения газа (пара), наибольшее применение нашли конструкции тангенциального типа (рисунок 1.1в-д), которые обеспечивают интенсивное вращение потока при сравнительно простом конструктивном исполнении.

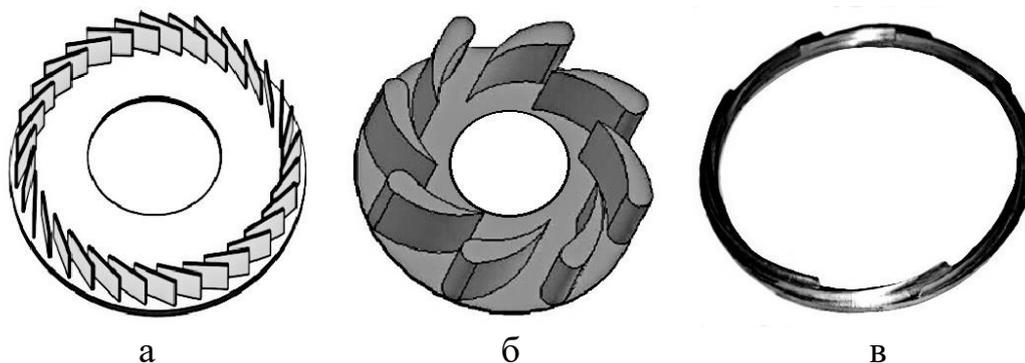
Завихрители тангенциального типа можно разделить на устройства с прямыми, профилированными и кольцевыми стенками каналов (рисунок 1.2). Каналы могут иметь различное сечение и форму стенок.

Завихрители с прямыми стенками каналов (см. рисунок 1.2а) просты в

конструктивном исполнении и, поэтому, нашли наибольшее применение в инженерной практике [40]. Однако с увеличением ширины канала и угла наклона их стенок наблюдается снижение тангенциальной составляющей скорости газа и, следовательно, интенсивности вращения.

Завихрители с профилированными стенками каналов (см. рисунок 1.2б) устраняют вышеуказанный недостаток, способствуют интенсификации вращения потока при сравнительно простом конструктивном исполнении устройства [41, 42].

Дальнейшее совершенствование конструкций завихрителя привело к разработке в данной работе устройства с кольцевыми каналами (см. рисунок 1.2в) [37, 39], которое позволяет обеспечить высокую производительность по газу и жидкости при низком гидравлическом сопротивлении.

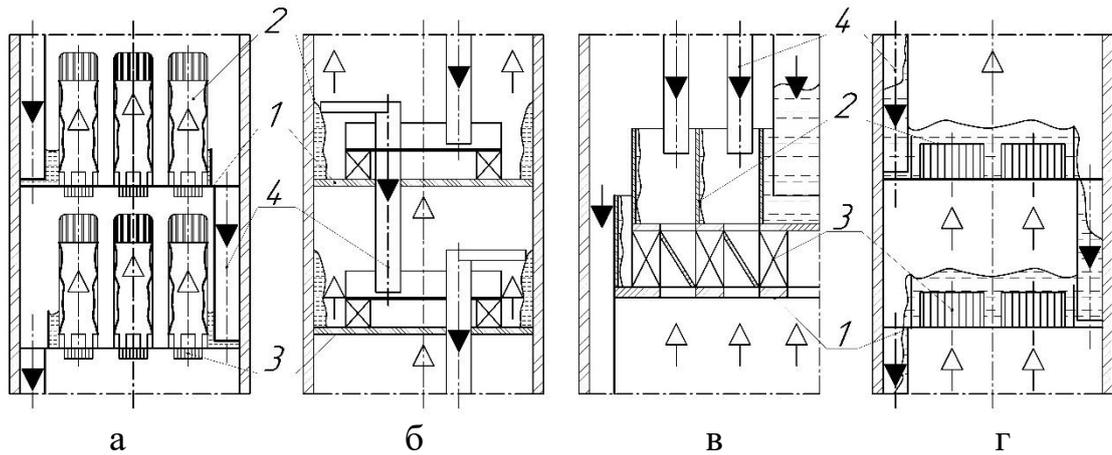


а) – завихритель с прямыми стенками канала; б) – завихритель с профилированными каналами, в) – завихритель с кольцевыми каналами

Рисунок 1.2 – Основные типы тангенциальных завихрителей

Отсутствие надежных рекомендаций по расчету параметров завихрителей и их применению затрудняет эффективное использование устройств на практике, и требует всестороннего анализа конструкций для обеспечения интенсивной крутки потока, низкого сопротивления и больших нагрузок по жидкости и газу.

Характерные конструкции ступеней для массообменных аппаратов с тангенциальными завихрителями представлены на рисунке 1.3.



1 – тарелка; 2 – контактное устройство; 3 – завихритель; 4 – переточное устройство. —▶ — жидкость; —▷ — газ (пар)

Рисунок 1.3 – Схемы контактных ступеней

Прямоточно-вихревые контактные устройства, установленные на ступени (см. рисунок 1.3а), обеспечивают вращательно-поступательные движения пара (газа) и пленки жидкости, транспортирующей на поверхности устройства восходящим или нисходящим потоками [31, 35, 43-46]. Такие ступени имеют недостаточно высокую пропускную способность по жидкости, металлоемки и, поэтому, не нашли широкого практического применения.

Контактные ступени аппаратов с вихревыми устройствами можно условно разделить на вихревые камеры (см. рисунок 1.3б-в) и вихревые тарелки (см. рисунок 1.3г).

В вихревой камере газо-жидкостный поток совершает вращательное движение по поверхности цилиндрического корпуса или вставки.

Вихревые массообменные контактные ступени (см. рисунок 1.3б-в) в основном эффективны для создания укрепляющих колонн ректификационных и абсорбционных установок [47].

Наиболее перспективна контактная ступень, на полотне которой размещены одиночные вихревые контактные устройства (см. рисунок 1.3г). Эти устройства при соответствующей конструктивной проработке способны обеспечить большую производительность по жидкости и ее полное перемешивание на тарелке, при обеспечении высокой межфазной поверхности [39].

Данная контактная ступень явилась объектом исследования и моделирования для создания тарелки большой производительности для бражной колонны.

## 1.2 Расчетные зависимости параметров вращающегося потока

К параметрам вращающегося потока относят угловую скорость, высоту и толщину вращающегося потока, газосодержание, межфазную поверхность, режимы течения, а также эффективность и интенсивность массоотдачи. Важными параметрами, необходимыми при конструировании завихрителя, являются также гидравлическое сопротивление устройства, профили скоростей и давления в его каналах.

Согласно известным данным [48], на вихревых ступенях наблюдаются три основных режима взаимодействия: барботажный, барботажно-кольцевой и кольцевой.

Барботажный режим течения характерен пульсационными движениями газо-жидкостной смеси и брызгоуносом. Эти характеристики при больших нагрузках вызывают «захлебывание» аппарата.

При барботажно-кольцевом режиме течения газо-жидкостная смесь на ступени приобретает вращательное движение. С увеличением силы инерции во вращающемся газожидкостном слое, по оси ступени образуется полость, характеризующая начало кольцевого режима. При дальнейшем увеличении расхода газа происходит повышение высоты слоя на поверхности царги, и увеличение угловой скорости и снижение газосодержания.

Гидродинамика вращающегося потока на тарелке является сложным процессом, на который влияет большое количество параметров. Многообразие факторов не позволяет в ходе экспериментов выявить степень воздействия каждого из них на процесс взаимодействия. В этой связи, требуется использование методов численного моделирования, которые позволяют изучить как профили скоростей и давлений в завихрителе, так и структуру потока на ступени.

Для установления перехода из барботажного режима в кольцевой был введен параметр [48] «критической скорости» в каналах завихрителя.

В этой связи получен ряд зависимостей, например, предлагается уравнение [49–52] в виде:

$$u_{кр} = 0,0038 \cdot (f/F)^{-0,8} (H_{г-ж}/D_{ст})^{0,7} \cdot (\rho_{ж}(1 - \varphi)/\rho_{г}) \cdot \alpha^{0,19}, \quad (1.1)$$

где  $F$  – площадь сечения завихрителя, м<sup>2</sup>;

$f$  – площадь каналов, м<sup>2</sup>;

$H_{г-ж}$  – уровень газожидкостной смеси на ступени, м;

$D_{ст}$  – диаметр ступени, м;

$\rho_{ж}$  и  $\rho_{г}$  – плотность жидкости и газа, кг/м<sup>3</sup>;

$\alpha$  – угол наклона канала, град.

Однако параметры, входящие в уравнение, не учитывают влияние на изменение критической скорости конструктивных параметров завихрителя. Поэтому зависимость может быть использована только в том диапазоне конструктивных и технологических параметров, в котором она была получена экспериментально.

В работе [40] для расчета критической скорости получено полуэмпирическое уравнение в виде:

$$u_{кр} = 3,2 \cdot \left[ \frac{\lambda_{см}}{\lambda_{г-ж}} \cdot \frac{\rho_{г-ж}}{\rho_{г}} \cdot \frac{F \cdot R_{ст}}{f \cdot R_{з.внеш} \cdot \cos \alpha} \right]^{0,5}, \quad (1.2)$$

где  $\lambda_{г-ж}$  – коэффициент трения на межфазной поверхности;

$\lambda_{см}$  – коэффициент трения на стенке;

$R_{ст}$  – радиус ступени, м;

$R_{з.внеш}$  – радиус завихрителя внешний, м.

Отсутствие рекомендаций для расчета величины коэффициента трения газа на межфазной поверхности затрудняет использование указанной зависимости.

В установившемся режиме, когда угловая скорость постоянна в каждом сечении вращающегося слоя и, соответственно, ускорение равно нулю, для определения критической скорости получено [53]:

$$u_{кр} = \left[ \frac{(\rho_{ж}(1-\varphi) + \rho_{г}\varphi)}{\rho_{г}} \cdot \frac{R_{ст}^2}{R_{з.внеш}} \cdot \frac{2V}{f \cdot \cos \alpha} \right]^{0,5}, \quad (1.3)$$

где  $\alpha$  – угол наклона каналов контактного устройства, град;

$\varphi$  – газосодержание;

$R_{з.внеш}$  – радиус завихрителя внешний, м;

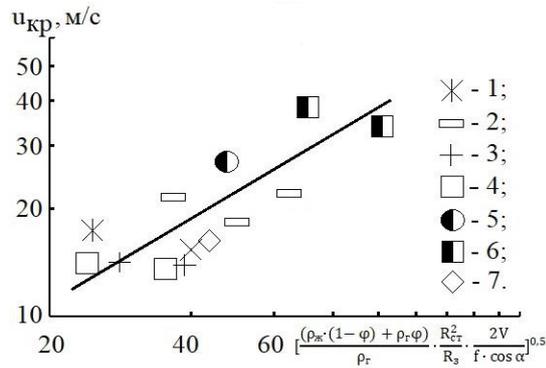
$R_{ст}$  – радиус царги ступени, м;

$V$  – объем жидкости, м<sup>3</sup>;

$f$  – площадь каналов, м<sup>2</sup>.

Согласно анализу зависимости (1.3), с увеличением соотношения  $m/f$  и уменьшением радиуса завихрителя  $R_{з.внеш}$ , для обеспечения кольцевого режима течения на ступени, скорость газа в каналах завихрителя должна быть увеличена. Рассматриваемая зависимость не учитывает проскальзывание газожидкостных слоев между собой и влияние силы вязкого трения.

Значения критической скорости для различных типов завихрителя, согласно (1.3), представлены на рисунке 1.4. Согласно представленным данным, величина скорости газа в каналах, при которой начинается вращение газожидкостной смеси на ступени, снижается с увеличением радиуса завихрителя, количества каналов для прохода газа и газосодержания, и возрастает с увеличением массы жидкости на ступени и плотности жидкости.



Экспериментальные точки при  $m = 1 - 2$  кг (1 – завихритель № 13 из таблицы 2.1; 2 – №14; 3 – № 15; 4 – № 16; 5 – № 17; 6 – № 18; 7 – № 4

Рисунок 1.4 – Зависимость критической скорости газа от комплексного параметра

Важным расчетным параметром является величина угловой скорости газо-жидкостного слоя. В этой связи, на основе полуэмпирического подхода получено [40] уравнение в виде:

$$w = \left[ \frac{\lambda_{г-ж} \cdot \rho_{г}}{\lambda_{см} \cdot \rho_{г-ж}} \cdot \frac{(f+f_{см}) \cos \alpha}{\pi(R_{ст}^2 - R_1^2)(R_{ст} - R_1)} \cdot \frac{\bar{u}_{кр}^2}{R_{ст}^2} \right]^{0,5}, \quad (1.4)$$

- где  $w$  – угловая скорость,  $c^{-1}$ ;
- $\lambda_{г-ж}$  – коэффициент трения на межфазной поверхности;
- $\lambda_{см}$  – коэффициент трения смеси о стенки аппарата;
- $\rho_{г}$  – плотность газа,  $кг/м^3$ ;
- $\rho_{г-ж}$  – плотность газожидкостной потока,  $кг/м^3$ ;
- $f$  – площадь каналов,  $м^2$ ;
- $R_{ст}$  – радиус ступени,  $м$ ;
- $R_1$  – расстояние от завихрителя до стенки царги,  $м$ ;
- $\alpha$  – угол наклона стенки канала, град;
- $u_{кр}$  – критическая скорость газа,  $м/с$ .

Величина угловой скорости, рассчитанная по уравнению (1.4), имеет завышенные значения в сравнении с полученными опытными данными. Основной трудностью использования уравнения (1.4) является определение

величины коэффициента трения на межфазной поверхности и угловой скорости вращения среды.

Известна также зависимость [54] для расчета угловой скорости в виде:

$$w \approx \bar{u}^{0,8} \cdot Q_{ж}^{-0,4} \cdot m^{-0,4}, \quad (1.5)$$

где  $\bar{u}$  – среднерасходная скорость газа в каналах завихрителя, м/с;

$Q_{ж}$  – расход жидкости, поступающей на ступень, м<sup>3</sup>/с;

$m$  – масса жидкости на ступени, кг.

Однако расчет по этому уравнению не дает точных значений угловой скорости потока при изменении конструктивных параметров ступени.

Для расчета газосодержания (доля газа в жидкости) предложен ряд эмпирических выражений. Так, известна [53] зависимость в виде:

$$\varphi = \bar{u}^{-0,4} \cdot \left( \frac{H_{г-ж}}{D_3} \right)^{-0,3} \cdot \left( \frac{\sigma}{\sigma_0} \right)^{0,25}, \quad (1.6)$$

где  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения рабочей жидкости, Н/м;

$\sigma_0$  – коэффициент поверхностного натяжения воды при температуре 20 °С, Н/м;

$H_{г-ж}$  – высота газожидкостного слоя, м;

$D_3$  – диаметр завихрителя, м;

$\bar{u}$  – среднерасходная скорость газа в каналах завихрителя, м/с.

Подобное уравнение представлено в работах [55]:

$$\varphi = C \cdot \bar{u}^{-0,8} \cdot \left( \frac{\sigma}{\sigma_0} \right)^{0,25}. \quad (1.7)$$

Анализ выражений (1.6) и (1.7) показывает неоднозначную зависимость газосодержания от скорости газа и конструктивных параметров ступени.

Известные зависимости для расчета величины коэффициента сопротивления завихрителей тангенциального типа представлены в таблице 1.1.

Таблица 1.1 – Коэффициенты сопротивления тангенциальных завихрителей

№	Формула	Обозначения	Литературный источник
1	$\xi = \exp(4.23 - 2.345A)$	$A = f/F$ – безразмерный фактор крутки	[56]
2	$\xi = 3,1 \cdot \alpha^{0,7} \cdot (\delta/b)^{1,54} \cdot (h/D_{ст})^{-1,48}$	$\alpha$ – угол наклона канала, град; $\delta$ – толщина стенки канала, м; $b$ – ширина канала, м; $h$ – высота канала, м; $D_{ст}$ – диаметр ступени, м.	[57]
3	$\xi = 0,5(1 - A)$	$A = f/F$ – безразмерный фактор крутки	[58]
4	$\xi = \xi_{вх} + \xi_{вых} + \xi_{г} + \xi_{тур}$ $\xi_{тур} = 1,36 \cdot 10^2 \cdot \alpha^{0,75} \cdot b^{1,3} \cdot n^{1,3} \cdot R_{внеш}^{-2,5}$ $\xi_{г} = 0,2-0,6$	$\xi_{вх}$ – коэффициент местного сопротивления на входе; $\xi_{вых}$ – коэффициент местного сопротивления на выходе; $\xi_{г}$ – коэффициент сопротивления, обусловленный изменением направления газа; $\xi_{тур}$ – турбулентная составляющая коэффициента сопротивления; $\alpha$ – угол наклона канала, град; $b$ – ширина канала, м; $n$ – количество каналов, шт.; $R_{внеш}$ – внешний радиус ступени, м.	[40]
5	$\xi = 21 \cdot Re^{-0,28} \cdot \left(\frac{h}{b}\right)^{-0,25}$	$Re$ – критерий Рейнольдса; $h$ – высота канала, м; $b$ – ширина канала, м.	[59]

Согласно представленным в таблице 1.1 данным, сопротивление тангенциального устройства зависит от фактора крутки, радиуса завихрителя, количества каналов, их ширины и высоты, толщины стенок каналов и углов их наклона. Имеющиеся литературные данные противоречивы. Так, согласно [57], с увеличением ширины канала сопротивление уменьшается, тогда как другие авторы [59] показывают, что оно увеличивается. Наряду с этим, недостаточно изучено влияние угла наклона стенок канала и их длины на потери напора.

Для расчета величины коэффициента массоотдачи на вихревой ступени была получена следующая зависимость [54] в виде:

$$\beta_v \cdot \frac{V}{Q_{\text{ж}}} = A \cdot \left( \frac{\omega \cdot R_{\text{з.внеш}}^2}{\nu} \right)^k \cdot Sc^{0,5} \cdot \left( \frac{H_{\text{г-ж}}}{h} \right)^{1,5}, \quad (1.8)$$

где  $V$  – объем жидкости на ступени,  $\text{м}^3$ ;

$Q_{\text{ж}}$  – расход обескислороженной воды поступающей на ступень,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$R_{\text{з.внеш}}$  – радиус завихрителя внешний,  $\text{м}$ ;

$k = 0,23$  при кольцевом режиме и  $k = 0,62$  развитом кольцевом;

$\omega$  – угловая скорость газожидкостного слоя,  $\text{с}^{-1}$ ;

$\nu$  – коэффициент кинематической вязкости воды,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$Sc = \nu / D_{\text{ж}}$  – критерий Шмидта;

$Re = \omega \cdot R_{\text{з}}^2 / \nu$  – центробежный критерий Рейнольдса.

Представленное уравнение требует проверки возможности его применения для вновь разработанных устройств.

### 1.3 Анализ контактных ступеней исчерпывающих колонн для переработки бражки на основе гидролизатов древесины

Исчерпывающие ректификационные колонны применяются в технологиях получения этилового спирта и различных продуктов в лесохимической промышленности. Основным отличием этих колонн является большая производительность по жидкости. Они потребляют больше половины пара [1, 48] от его общего расхода на ректификацию. Наличие лигнино-гуминовых веществ в бражке обуславливает их осаждение в процессе ректификации на поверхности контактных ступеней, что вызывает частую остановку колонн на очистку и восстановление контактных устройств.

В качестве ступеней при разработке бражных колонн [33, 63] в основном применяются ситчатые, чешуйчатые и колпачковые тарелки.

Ситчатые тарелки были сняты с производства по причине достижения неравномерного орошения полотна жидкостью из-за потери их горизонтальности во время эксплуатации, вызванной температурными напряжениями.

Чешуйчатые тарелки показали себя эффективными в работе, но, вследствие повреждения чешуек при их чистке от отложений, оказались ремонтно непригодными.

Известно успешное применение колонн с нестандартными тарелками колпачкового типа (см. рисунок 1.5а) с диаметром колпачка равным 380 мм [9 – 11]. Однако такие устройства имеют большие габариты и металлоемки, что не позволяет рекомендовать их к использованию на новых производствах.

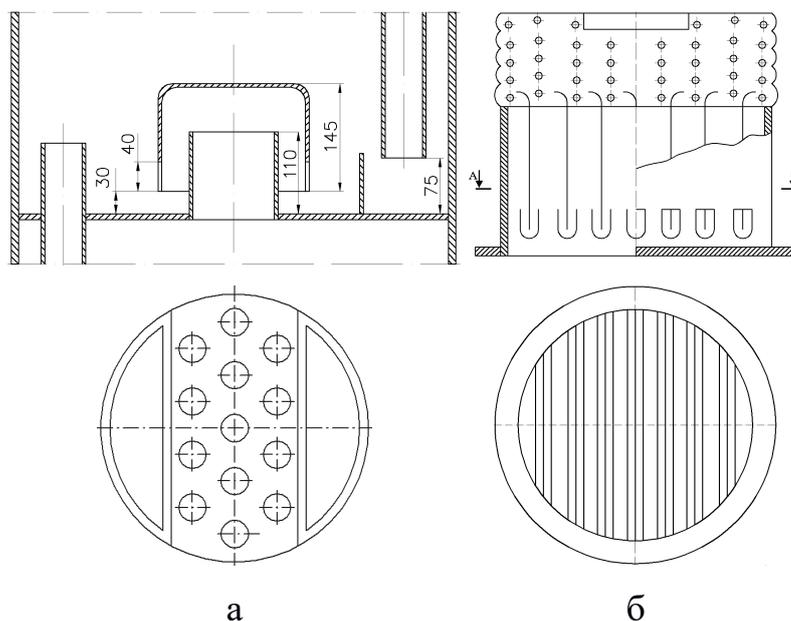
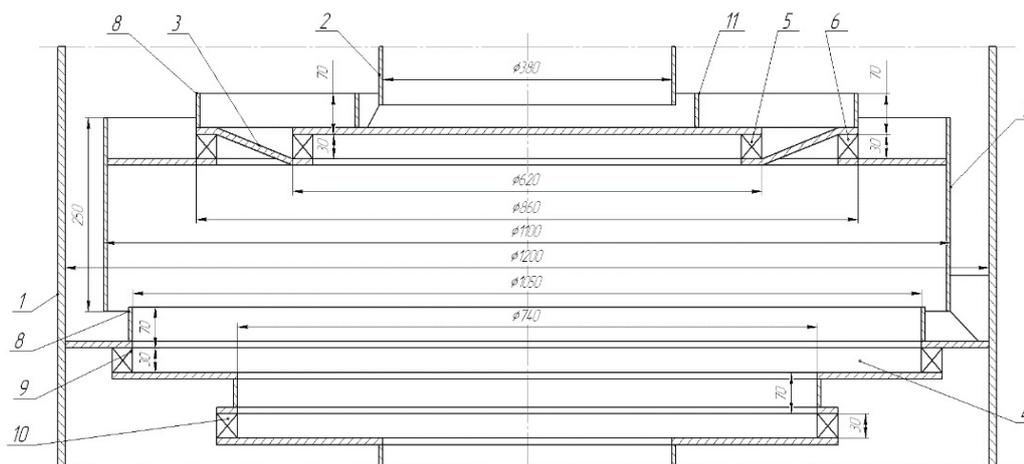


Рисунок 1.5 – Схема колпачковой нестандартной тарелки (а) и пленочного устройства на тарелке (б)

Размещение на тарелках бражной колонны пленочных прямоточных контактных устройств (рисунок 1.5б) выявило их неработоспособность, вследствие интенсивного накопления отложений на горизонтальных перегородках из-за отсутствия перемешивания жидкости и наличия застойных зон. Таким образом, можно заключить, что длительная эксплуатация бражных колонн возможна только при отсутствии застойных зон на контактных ступенях и интенсивном перемешивании жидкости на тарелке.

В этой связи, представляют интерес колонны с вихревыми контактными устройствами на тарелках [53, 64]. Одна из таких конструкций производительностью 80 м<sup>3</sup>/ч по питанию представлена на рисунке 1.6 [9, 65].



1 – корпус; 2 – центральный сливной стакан; 3 – верхняя ступень; 4 – нижняя ступень; 5 – внутренний завихритель; 6 – внешний завихритель; 7 – внешний переливной стакан; 8 – кольцевые вставки; 9 – внешняя вихревая камера; 10 – внутренняя вихревая камера; 11 – центральный переливной стакан

Рисунок 1.6 – Схема контактной ступени бражной колонны

Принцип работы таких вихревых тарелок основан на вращении поступающей жидкости по поверхности кольцевой вставки 8. Однако для бражных колонн производительностью 80 и более м<sup>3</sup>/ч осуществить вращение жидкости представляется затруднительным, по причине недостаточного расхода пара, обусловленного материальным балансом процесса. В этой связи, наибольший интерес представляют тарелки с вихревыми контактными устройствами, представленные на рисунке 1.3г, эффективно работающие в барботажно-кольцевом режиме [39].

#### 1.4 Мелочь размолотой целлюлозы и устройства для ее улавливания

По мере совершенствования технологий целлюлозно-бумажного производства, наблюдается тенденция к сокращению удельных расходов свежей воды.

В производстве полуфабрикатов и бумаги применяется: прямое сокращение расхода воды; изменение основных схем производства целлюлозно-бумажной продукции; использование оборотной воды вместо

свежей путем ее осветления.

В воде, прошедшей через сеточную часть машины при изготовлении плит или бумажного полотна, а также при использовании вторичного сырья (макулатуры) [66–68] потери мелочи от общего потока достигают 15%, что требует ее осветление.

В настоящее время на некоторых производствах проводят рециркуляцию осадка, полученного после сеточной части машины [73].

Однако при длительном нахождении волокон в сточных водах они сорбируют на своей поверхности газы и крупные органические молекулы, способствующие развитию микроорганизмов, которые быстро разлагают волокна, что приводит к их ороговению, снижает потребительскую ценность уловленного осадка.

Наличие взвешенных частиц вызывает повышенное загрязнение элементов машин в целлюлозно-бумажном производстве, создает благоприятные условия для развития микроорганизмов, ведущих к появлению слизи.

Возврат мелочи снижает прочность бумажного полотна из-за замещения собой длинных волокон, уменьшает способность размолотой целлюлозы к обезвоживанию, а также приводит к потреблению большого количества наполнителей [69].

Мелкие фракции в массе ухудшают ее свойства, так как они снижают прочность изделия, замещая собой более длинные волокна. Тем самым способствуют образованию поверхностей, требующих непропорционального количества наполнителей. Значительное количество мелких фрагментов волокна снижает способность размолотых целлюлоз к обезвоживанию [67–72].

Мелкое волокно в вискозной целлюлозе влияет на ее физические свойства, ухудшает впитывающую и реакционную способность. Высокое содержание мелочи в целлюлозе при химической переработке вызывает затруднения при выводе щелочи после мерсеризации [73].

Удаление мелочи из размолотой целлюлозы значительно повышает ее

морфологическую однородность, улучшает химический состав, снижает зольность, повышает содержание альфа-целлюлозы и реакционную способность.

Уловленные мелкие волокна из целлюлозы также могут быть использованы для получения облицовочного картона, этанола [74], нано-целлюлозы [75, 76], адсорбентов [77] и других потребительских продуктов.

В этой связи, является актуальным поиск способов быстрого улавливания мелочи из суспензии.

Крупные частицы легко удерживаются на сетках и фильтрах, а для улавливания мелких волокон в основном используются методы отстаивания или флотации с дальнейшим сгущением [70, 78] на дисковых вакуум фильтрах, флотационных ловушках, осветлителях со взвешенным слоем осадка.

При этом осуществляют укрупнение частиц путем добавления коагулянтов, которые способствуют образованию хлопьев, состоящих из скопления мелких волокон [79–81].

Коагулянты образуют в воде хлопья гидроксидов металлов, которые быстро оседают под действием сил тяжести. Хлопья обладают способностью улавливать коллоидные и взвешенные частицы, образуя агломераты. Обусловлено это тем, что коллоидные частицы имеют слабый отрицательный заряд, а хлопья коагулянтов – слабый положительный заряд; поэтому, между ними возникает взаимное притяжение [82, 83].

На скорость образования хлопьев оказывает большое влияние режим перемешивания [84]. В полидисперсных системах коагуляция происходит быстрее, чем в монодисперсных, так как крупные частицы при осаждении увлекают за собой более мелкие. Форма частиц также влияет на скорость коагуляции. Например, удлиненные частицы коагулируют быстрее, чем шарообразные [85].

К основным недостаткам процесса коагуляции относят высокие дозы реагентов и, как следствие, большие количества осадков (до 10 % от объема потребляемой воды) высокой влажности, требующие сложной и дорогой

обработки. Следствием применения высоких доз реагентов является большая минерализация очищенных вод, что ограничивает возможность применения их в оборотных системах [84]. При применении флокулянтов для образования наиболее плотных и крупных хлопьев и разрушения первичных структур, требуется индивидуальный подбор скорости и времени перемешивания в камере хлопьеобразования [86-88]. Флотационные ловушки всех типов требуют более тщательного и квалифицированного ухода, чем отстойные ловушки. При невнимательном уходе за ними степень осветления воды может резко понизиться [89].

Для смешения коагулянтов со сточной водой применяют гидравлические и механические смесители. В гидравлических перегородчатых смесителях смешение происходит вследствие изменения направления движения и скорости потока воды [82].

Процесс хлопьеобразования определяет эффективность коагуляционной очистки. На процесс формирования хлопьев оказывают влияние температура и качество воды, доза реагента, режим перемешивания [79]. При низкой температуре воды скорость образования хлопьев замедляется, хлопья образуются мелкие, плохо оседают. При повышении интенсивности перемешивания – ускоряется рост частиц (они чаще сталкиваются и увеличивается их взаимосвязь), хлопья образуются более тяжелые и прочные. Для процесса перемешивания используют различные камеры хлопьеобразования.

Отстойники используют для выделения из сточных вод взвешенных веществ, наряду с сетчатыми фильтрами они являются самыми распространенными аппаратами локальной очистки в целлюлозно-бумажной промышленности.

Процесс самопроизвольного осаждения коагулированных частиц обычно завершается за 2 ч. Наблюдается различие между общим содержанием твердых веществ в необработанном стоке и их содержанием в верхней части водного столба после двухчасового отстаивания жидкости [90].

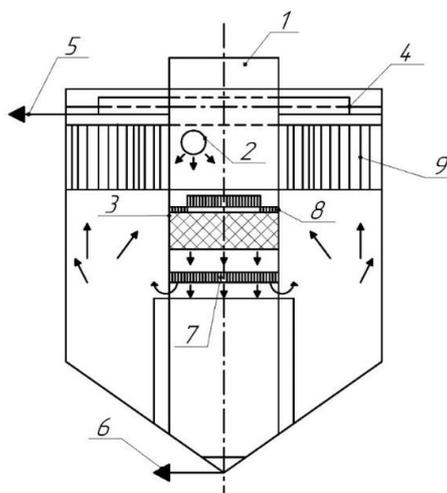
Используемые отстойники имеют большие габариты, длительное время отстаивания, эффективность очистки воды составляет не более 60 %. Из-за продолжительного пребывания в анаэробных условиях волокно начинает окисляться и гнить. [89, 91].

Представляет интерес осуществлять укрупнение мелких частиц размолотой целлюлозной массы используя физическую коагуляцию. Впервые контактная плавающая загрузка (гранулы пенопласта) была применена в вертикальном тонкослойном отстойнике в г. Ухта (Россия) и достигнуто увеличение хлопьев в 1,5 – 2 раза [79].

Известно, что в качестве физического коагулятора применяется слой с насадочными элементами, пористый или волокнистый материал [92].

В настоящее время разработаны тонкослойные комбинированные отстойники «Инжехим» с физическим коагулятором (насадочная упаковка) [93].

Схема вертикального тонкослойного отстойника с камерой хлопьеобразования, реализующей физическую коагуляцию, представлена на рисунке 1.7 [76].



1 – камера хлопьеобразования; 2 – подача исходной воды; 3 – контактная плавающая загрузка; 4 – сборный лоток; 5 – отводы осветленной жидкости; 6 – сбор осадка; 7, 8 – нижняя и верхняя поддерживающие решетки; 9 – тонкослойные сото-блоки

Рисунок 1.7 – Вертикальный тонкослойный отстойник с контактной

камерой хлопьеобразования

В связи с мало изученностью способа физической коагуляции применительно к мелкой фракции размолотой целлюлозы, была поставлена задача исследовать процесс хлопьеобразования при пропускании стоков с мелкой фракцией через пористую цилиндрическую стенку при осуществлении вращения суспензии на ее поверхности.

### **Выводы по первой главе**

1. Из многообразия завихрителей, обеспечивающих вращательное движение двухфазных потоков, наибольшее применение нашли устройства тангенциального типа. Вследствие отсутствия достаточной информации по конструированию таких устройств, необходим всесторонний анализ их характеристик с применением численного моделирования и экспериментальных исследований.

2. Различие в функциональном назначении вихревых аппаратов в их конструктивных параметрах и условиях эксплуатации, определило разнообразие полученных зависимостей для расчета параметров вращающего потока, что требует их обобщения.

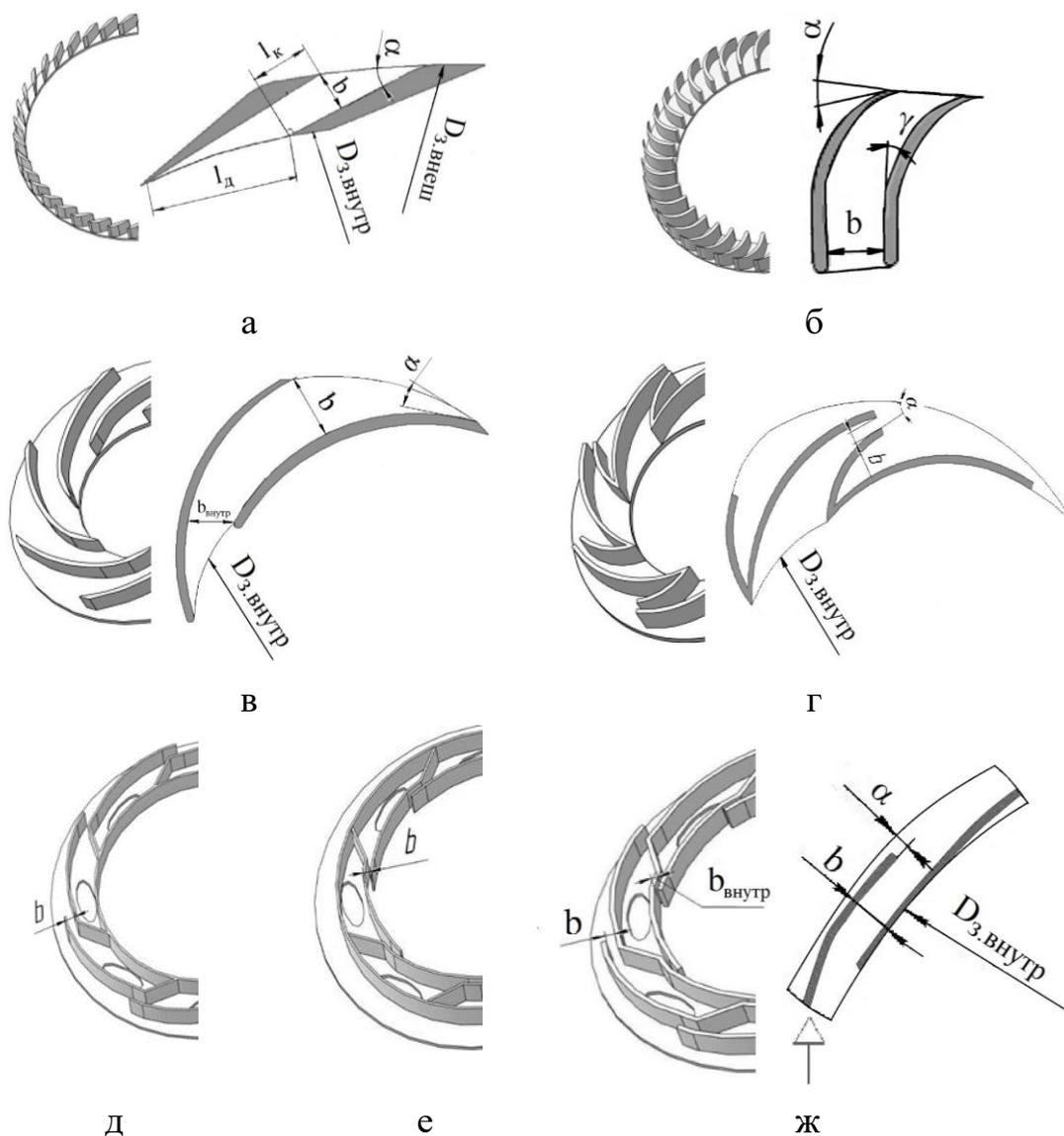
3. Анализ тарелок, используемых в исчерпывающих колоннах для ректификации бражки, полученной на основе гидролизатов древесины, показал целесообразность использования вихревых контактных устройств.

4. Наличие мелкой фракции в волокне целлюлозы оказывает в ряде случаев негативное влияние на технологические характеристики производства и выпускаемого продукта, что позволяет сделать предположение об эффективности их улавливания с использованием метода физической коагуляции.

## ГЛАВА 2 МЕТОДИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1. Схемы исследованных вихревых устройств

Конструкции исследованных завихрителей для контактных устройств, выполненных по 3D модели, с технологией послойной печати (PLA пластик, диаметр сопла 0,3 мм), представлены на рисунке 2.1.



Прямые стенки каналов (а); профилированные стенки каналов (б – г);  
кольцевые стенки каналов (д – ж)

Рисунок 2.1 – Схемы каналов исследованных завихрителей

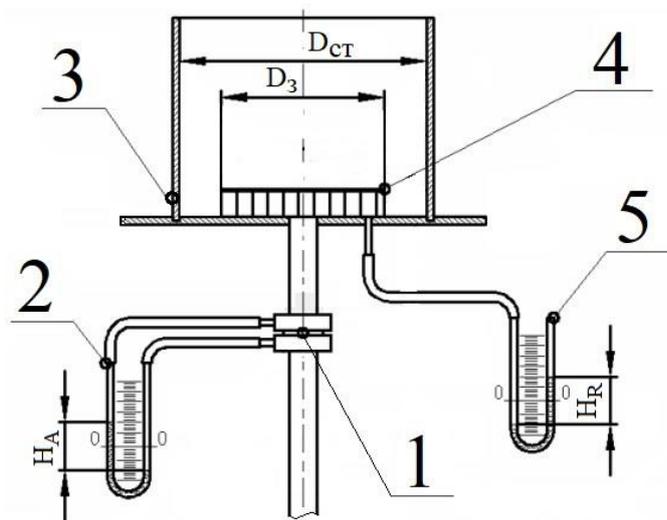
Конструктивные параметры завихрителей приведены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Конструктивные параметры исследованных завихрителей

№ завихрителя	Рисунок	$D_{з.внеш},$ м	$D_{з.внутр},$ м	$h,$ м	$b, b_{внутр},$ м	$n,$ шт.	$\alpha, \circ$	Профиль стенки канала
1	2.3а	0,065	-	0,005	0,0012	40	-	прямые параллельные
2		0,082	-	0,004	0,0060	40	-	
3		0,170	0,114	0,010	0,0030	40	26	
4		0,150	0,140	0,006	0,0040	46	26	
5		0,167	-	0,008	0,0030	40	45	
6		0,167	-	0,008	0,0030	40	26	
7		0,168	0,154	0,008	0,0030	40	45	
8		0,174	0,156	0,008	0,0030	5, 10, 40	26	
9		0,175	0,156	0,010	0,0050	25, 40	26	
10		0,186	0,176	0,005	0,0015	40	26	
11		0,150	-	0,008	0,003	40	90	
12	--	0,168	0,154	0,006	0,003	40	45	прямые, сужающиеся на конус
13	2.3б	0,150	0,108	0,004	0,0060	40	41	тангенциальные профилированные
14		0,110	0,070	0,006	0,0035	40	28	
15		0,170	0,128	0,003	0,0080	40	25	
16		0,170	0,120	0,008	0,0035	40	26	
17		0,170	0,120	0,010 0,016	0,0030	40	31	
18	2.3в	0,110	0,070	0,013	0,0025	8	-	
19	2.3г	0,110	0,060	0,010	0,0050	8	-	
20	2.3д	0,130 0,110	-	0,008	0,0040	8	0	кольцевые
21		0,205	-	0,008	0,0030	8	0	
22		0,170	-	0,008	0,005	8	0	
23		0,180	0,125	0,008	0,0050	8	0	
24	2.3е	0,125	0,110	0,008	0,0010	8	0	
25	2.3ж	0,180	0,125	0,008	0,0050, 0,0010	16	0	

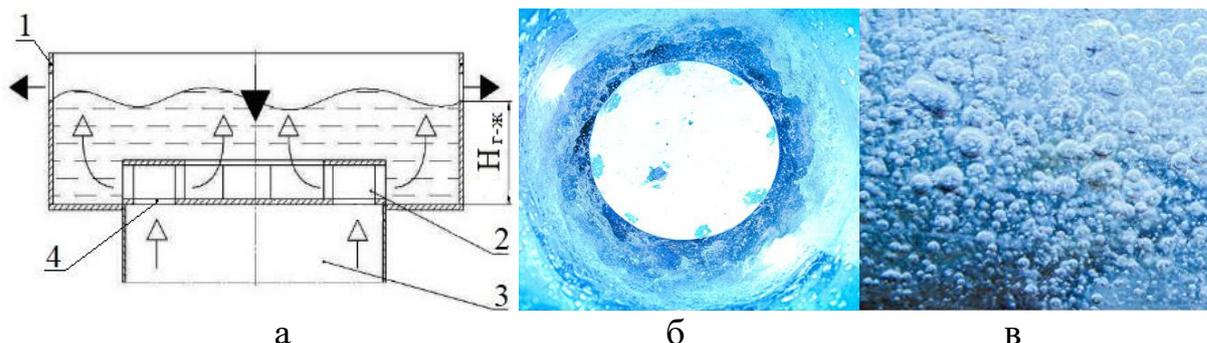
$D_{з.внеш}, D_{з.внутр}$  – наружный и внутренний диаметр завихрителя,  $h$  – высота канала,  $b, b_{внутр}$  – ширина канала,  $n$  – количество каналов,  $\alpha$  – угол наклона каналов завихрителя,  $\circ$ .

Схемы стендов для измерения гидродинамических параметров завихрителей и ступени представлены на рисунках 2.2 и 2.3.



1 – нормальная диафрагма; 2, 5 – дифференциальные манометры;  
3 – царга, 4 – завихритель

Рисунок 2.2 – Схема стенда для измерения параметров завихрителей



1 – царга, 2 – завихритель, 3 – газовый патрубок, 4 – каналы для входа газа;  $\rightarrow$  – жидкость;  $\rightarrow$  – газ

Рисунок 2.3 – Схема ступени для исследования массообмена (а), фотография вращающегося газо-жидкостного слоя – вид сверху (б), газожидкостный слой (в)

Цилиндрический корпус исследуемой ступени, в который устанавливалось полотно тарелки с контактными устройствами, был выполнен из прозрачного материала, диаметром от 0,1 до 0,3 м. Расход воздуха в интервале от 1 до 100 м<sup>3</sup>/ч создавался вентилятором. Струи газа, выходя из каналов завихрителя, приобретали вращательное движение, внедрялись в жидкость на ступени, дробились на отдельные пузырьки, что обеспечивало

развитую межфазную поверхность и сравнительно высокую эффективность (см. рисунок 2.3в).

В качестве рабочих сред использовались: воздух, водяной пар, вода, смесь этанол-вода, суспензия мелочи размолотой целлюлозы. Для изменения поверхностного натяжения жидкости использовались поверхностно активные вещества.

## 2.2. Методика определения и обработки экспериментальных данных

Гидравлическое сопротивление ступени определялось дифференциальным манометром.

Величина коэффициента гидравлического сопротивления сухой ступени определялась по зависимости:

$$\xi = 2\Delta P / \rho_r \cdot \bar{u}^2, \quad (2.1)$$

где  $\xi$  – коэффициент сопротивления сухой ступени;

$\bar{u}$  – среднерасходная скорость газа в канале завихрителя, м/с;

$\Delta P$  – сопротивление сухой ступени, Па.

Величина газосодержания в слое жидкости определялась объемным методом согласно формуле:

$$\varphi = \frac{H_{г-ж} - H_0}{H_{г-ж}}, \quad (2.2)$$

где  $H_0$  – высота столба жидкости на ступени, м;

$H_{г-ж}$  – высота газо-жидкостного столба, м.

Среднерасходная и угловая скорости газожидкостного потока определялись при помощи ввода маркера в жидкость, на расстоянии 10 мм от стенки ступени, фиксации его перемещения видеосъемкой, с последующей обработкой данных [40].

Относительная амплитуда колебаний уровня газо-жидкостного слоя на тарелке определялась согласно зависимости:

$$\Delta = \frac{H_{\max} - H_{\min}}{H_{\max} + H_{\min}}, \quad (2.3)$$

где  $H_{\max}$ ,  $H_{\min}$  – максимальная и минимальная высоты пульсирующего газо-жидкостного слоя на тарелке.

Среднеповерхностный диаметр пузырьков газа определялся при помощи фотосъемки согласно [40, 94]:

$$d_{\pi} = \sqrt{\frac{\sum(N_{ni} \cdot d_{ni}^2)}{\sum N_i}}, \quad (2.4)$$

где  $N_i$  – количество пузырей определенного размера;

$d_{ni}$  – диаметр пузыря, м.

Размер пузырей также рассчитывался по зависимости [95]:

$$d_{\pi} = 3,48 \cdot \left( \frac{\sigma^3}{\xi^3 \cdot \rho_{\text{ж}}^3 \cdot \varepsilon^2} \right)^{\frac{1}{5}}, \quad (2.5)$$

где  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения воды, Н/м;

$\xi$  – коэффициент сопротивления сухой ступени;

$\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$\varepsilon$  – диссипация газа в жидкости, Вт/кг.

Межфазная поверхность определялась как:

$$a = 6\varphi/d_{\pi}, \quad (2.6)$$

где  $\varphi$  – газосодержание;

$d_{\pi}$  – диаметр пузыря, м.

Массообмен на ступени изучался на примере абсорбции водой кислорода воздуха. Расход воды с пониженным содержанием кислорода варьировался от 0,1 до 3,0 м<sup>3</sup>/ч. Начальная концентрация кислорода в воде составила 0,15·10<sup>-3</sup> кг/м<sup>3</sup>. Расход воздуха изменялся от 10 до 100 м<sup>3</sup>/ч и измерялся нормальной диафрагмой. Концентрация кислорода в воде определялась

датчиком полярографического типа.

Экспериментальные исследования величины коэффициента массоотдачи проводились исходя из модели идеального смешения [96]:

$$\frac{dc}{dt} = \frac{Q_{\text{ж}}}{V} (c_{\text{н}} - c_{\text{к}}) + \beta_{\text{v}} (c^* - c_{\text{к}}), \quad (2.7)$$

где  $Q_{\text{ж}}$  – расход обескислороженной воды, поступающей на ступень,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$c_{\text{н}}$  – концентрация кислорода в жидкости, поступающей на ступень,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$c_{\text{к}}$  – концентрация кислорода в жидкости на ступени,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\beta_{\text{v}}$  – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе,  $\text{с}^{-1}$ ;

$c^*$  – равновесная концентрация кислорода в жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

При организации массообмена в установившемся режиме  $dc/dt = 0$ . Для расчета величины коэффициента массоотдачи зависимость имеет вид:

$$\beta_{\text{v}} = \frac{Q_{\text{ж}}(c_{\text{н}} - c_{\text{к}})}{-V(c^* - c_{\text{к}})}, \quad (2.8)$$

где  $c_{\text{н}}$  – концентрация кислорода в жидкости, поступающей на ступень,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$c_{\text{к}}$  – концентрация кислорода в жидкости на ступени,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$V$  – объем жидкости на ступени,  $\text{м}^3$ ;

$Q_{\text{ж}}$  – расход обескислороженной воды, поступающей на ступень,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$c^*$  – равновесная концентрация кислорода в жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Значения коэффициентов массоотдачи, полученные на основе данных эксперимента, приводились к температуре  $20^\circ\text{C}$  по формуле [96]

$$\beta_{20} = \beta_{\text{v}} \cdot \left(\frac{D_{20}}{D_{\text{ж}}}\right)^{0,5}, \quad (2.9)$$

где  $\beta_{20}$  – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе приведенный к температуре  $20^\circ\text{C}$ ,  $\text{с}^{-1}$ ;

$D_{20}$  – коэффициент диффузии кислорода в воде, при температуре  $20^\circ\text{C}$ ,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$D_{\text{ж}}$  – коэффициент диффузии кислорода в воде при рабочей температуре,  $\text{м}^2/\text{с}$ .

Диссипация энергии  $\varepsilon$  (Вт/кг), вводимой струями воздуха в рабочий объем, рассчитывалась по формуле [95, 97]:

$$\varepsilon = E/m, \quad (2.10)$$

где  $E$  – внутренняя энергия газа, Вт;

$m$  – масса жидкости, кг.

Внутренняя энергия  $E$  рассчитывалась согласно:

$$E = E_{\text{вх}} - E_{\text{вых}}, \quad (2.11)$$

где  $E_{\text{вх}}$  – энергия входного потока газа, Вт;

$E_{\text{вых}}$  – энергия выходного потока газа, Вт

Энергия входного потока газа:

$$E_{\text{вх}} = Q_{\text{г}} \cdot \rho_{\text{г}} \cdot \frac{\bar{u}^2}{2} + Q_{\text{г}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot H_0 \cdot g, \quad (2.12)$$

где  $Q_{\text{г}}$  – расход газа, м<sup>3</sup>/с;

$\rho_{\text{г}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – плотность газа и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$\bar{u}$  – среднерасходная скорость газа в канале завихрителя, м/с;

$H_0$  – начальная высота жидкости, м.

Энергия выходного потока газа

$$E_{\text{вых}} = Q_{\text{г}} \cdot \rho_{\text{г}} \cdot \frac{\bar{u}_{\text{п}}^2}{2}, \quad (2.13)$$

где  $Q_{\text{г}}$  – расход газа, м<sup>3</sup>/с;

$\rho_{\text{г}}$  – плотность газа

$\bar{u}_{\text{п}}$  – скорость пузырька газа, м/с;

Эффективность ступени рассчитывалась по зависимости [96]:

$$\eta = \frac{c_{\text{к}} - c_{\text{н}}}{c^* - c_{\text{н}}}, \quad (2.14)$$

где  $c_{\text{к}}$  – концентрация кислорода в жидкости на ступени, кг/м<sup>3</sup>;

$c_{\text{н}}$  – концентрация кислорода в жидкости, поступающей на ступень, кг/м<sup>3</sup>;

$c^*$  – равновесная концентрация кислорода в жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Для математической и статистической обработки данных была использована программа Microsoft Excel. Математическая обработка полученных экспериментальных данных проводилась по известной методике [98]. Определялись средние значения полученных результатов. Затем рассчитывались отклонения от среднего значения для каждого результата. Вычислялась дисперсия и осуществлялось вычисление стандартного отклонения отдельного результата и стандартного отклонения среднего результата. Проводилась проверка надежности полученных результатов по критерию Стьюдента для проведенного числа опытов  $n = (5 - 10)$  при избранной доверительной вероятности 0,9. Рассчитывалась ошибка полученного среднего результата (степень адекватности). Устанавливался интервал, в котором с доверительной вероятностью  $\alpha$  будет находиться средний результат. Затем рассчитывалась относительная ошибка. Полученные результаты проверялись по одному из вышеописанных способов (по критериям максимального отклонения, Стьюдента) на наличие грубых ошибок. После исключения грубых ошибок производилась вторичная обработка по такой же схеме, но уже без исключения экспериментальных данных.

### 2.3. Обработка данных при моделировании

Численное моделирование проводилось в программе Comsol Multiphysics, которая использует обобщенную версию уравнений Навье – Стокса [80].

В параметрах решателя, отвечающих за точность (Relativetolerance), было выбрано значение 0,001.

В начальных условиях расчета задавалась среднерасходная скорость газа  $u_0$  в подводящем патрубке завихрителя.

Физические свойства воздуха принимались при температуре 25 °С.

Программное обеспечение пакета поддерживает конечно-элементную технологию вместе с адаптивным построением сетки и контролем ошибок в процессе расчета модели. В построении расчетной сетки были использованы элементы различной формы, со стандартной сеткой типа Normal,

обеспечивающий разбиение на элементы и увеличение их количества в зоне взаимодействия газа и жидкости.

Для повышения точности было предпринято сравнение расчетных данных на обычной и модернизированной расчетных сетках, представленной на рисунке 2.4.

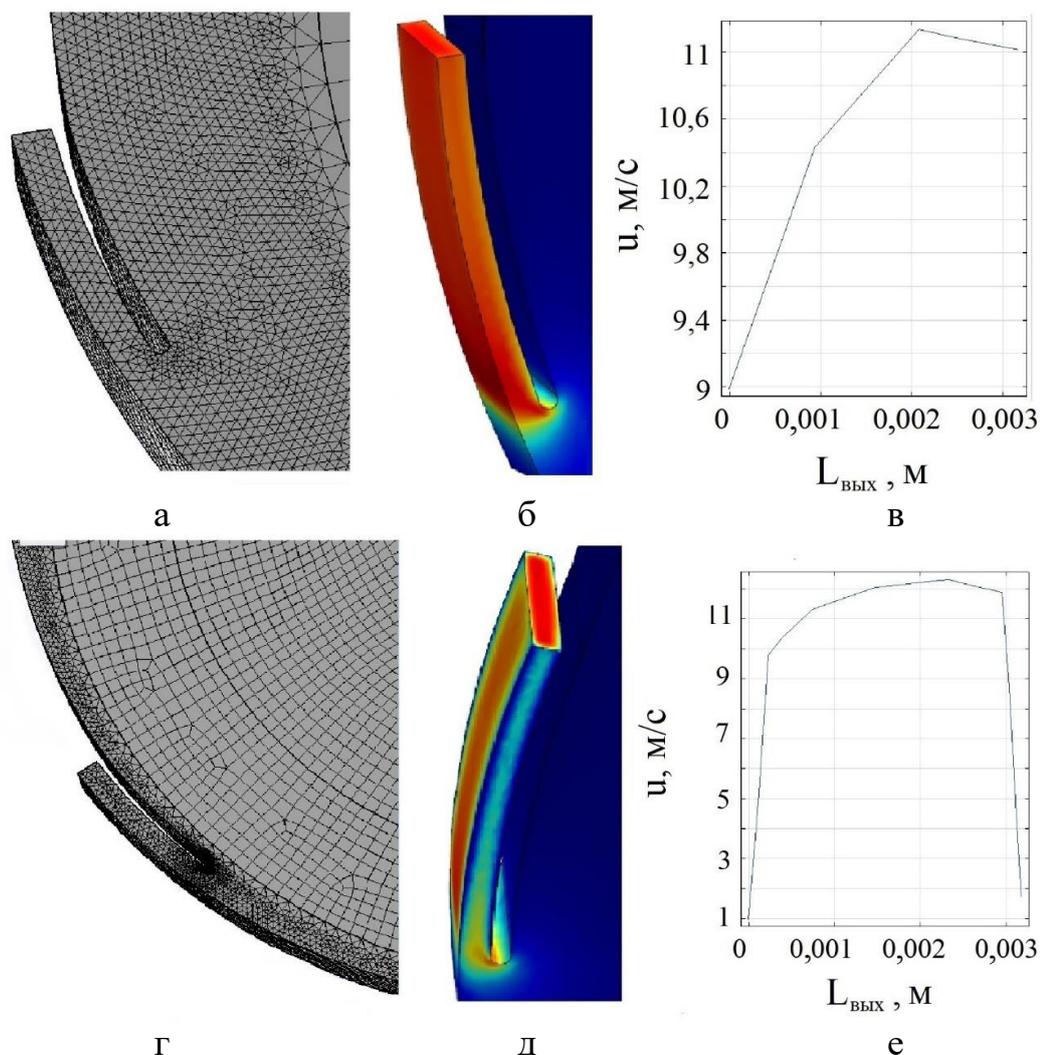
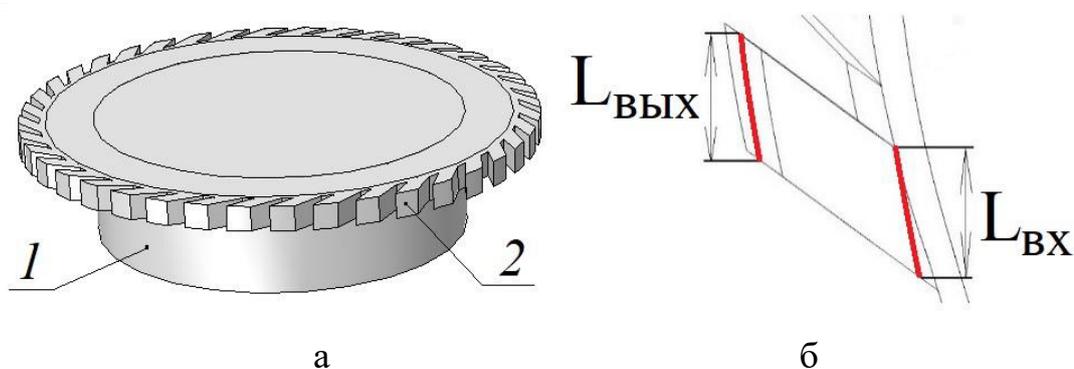


Рисунок 2.4 – Сравнение расчетных данных профилей скорости (в, е) при использовании обычной (или стандартной) сетки (а – б) и модернизированной расчетной сетки (г – д)

Обычная расчетная сетка состояла из элементов различной формы и одинакового размера, распространенных по всей расчетной области (рисунок 2.4а), а модернизированная – строилась избирательно, со сгущением элементов в областях с высоким градиентом скоростей. Результат исследования сеток показан на рисунке 2.4(в – е) в виде профилей скорости. Сравнение профилей

показывает очевидное преимущество модернизированной сетки. Построенная расчетная сетка имела значительное сгущение элементов в местах наибольшего градиента скорости, что значительно отличает ее от равномерно построенной сетки. Проведенный тест на сеточную сходимость выявил расчетную сетку, состоящую из 1200000 элементов (рисунок 2.4а) против 1000000 (рисунок 2.4г).

Для подготовки завихрителя к гидродинамическому анализу создавалась твердотельная модель (рисунок 2.5а), его внутреннего пространства, то есть его рабочая полость со всеми подробностями геометрии. Полученная таким образом геометрия импортировалась в программное обеспечение и была подвержена разбиению на элементы расчетной сетки.



1 – газовый патрубок; 2 – канал

Рисунок 2.5 – Модель завихрителя (а), линии считывания давления и скорости в канале завихрителя (б)

При моделировании завихрителя диаметр газового патрубка принимался равным 0,12 м, высота канала – 0,008 – 0,04 м, ширина – 0,0015 – 0,006 м, угол наклона канала составил  $26^\circ$  и  $45^\circ$ , количество каналов изменялось от 4 до 40 шт., длина каналов составила 0,002 – 0,022 м.

Расчетное давление и скорость на входе в канал и его выходе при моделировании считывались по измерительным линиям  $L_{\text{ВХ}}$  и  $L_{\text{ВЫХ}}$  (рисунок 2.5б).

Схемы определения перепада давления в заданном сечении завихрителя показаны на рисунке 2.6.

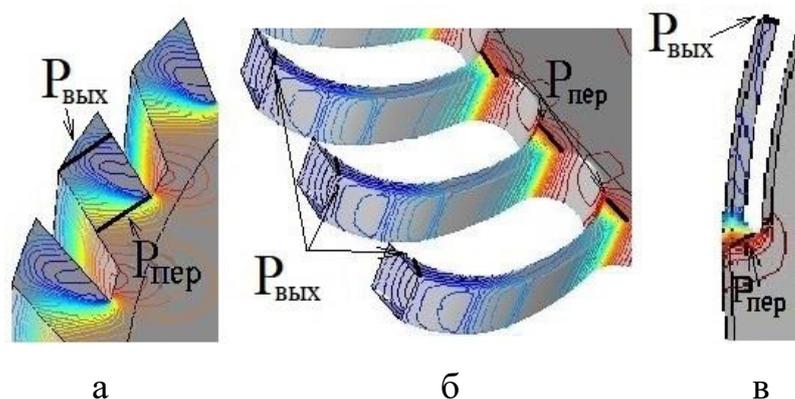


Рисунок 2.6 – Линии, используемые при обработке эпюр давления для прямых (а), профилированных (б) и кольцевых каналов (в)

В качестве рабочей среды в модели задавался воздух, с физико-химическими свойствами, соответствующими натурным испытаниям. Искомыми величинами являлись давление и скорость газа. Определялись полная скорость  $u_p$ , а также ее составляющие по осям координат  $u_x$ ,  $u_z$ ,  $u_y$ . Полученное давление  $P$  в процессе постобработки результатов численного эксперимента характеризует общие потери завихрителя  $\Delta P$ .

Потери перепада давлений  $\Delta P_{вх}$  согласно формуле:

$$\Delta P_{вх} = P - P_{пер} , \quad (2.15)$$

где  $P$  – общее расчетное давление в камере завихрителя, Па;

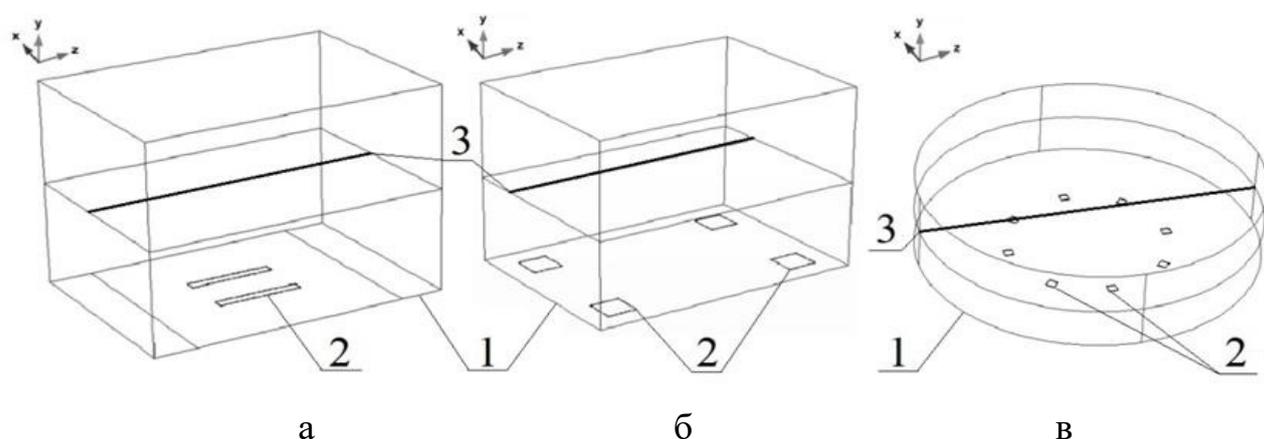
$P_{пер}$  – давление на переходном участке канала, Па.

Для изучения гидродинамических параметров ступени, получения полей скоростей жидкой и газовой фазы, был применен метод численного моделирования в программе Comsol Multiphysics [99]. Расчеты проводили по модели турбулентности  $k - \epsilon$ , совместно с моделью пузырькового течения Шварца-Тернера, описывающей перемещение в воде воздушных пузырьков, со средним диаметром 1 – 10 мм [100, 101]. Указанная модель, рассматривает две фазы как взаимопроникающую среду, отслеживающей усредненную концентрацию фаз. Уравнения неразрывности и баланса импульса описывают динамику каждой из фаз, при следующих допущениях: плотность газа незначительна по сравнению с плотностью жидкости, движение пузырьков газа относительно жидкости определяется балансом сил вязкого сопротивления и

давления, две фазы имеют одинаковое поле давлений, скорость газовой фазы зависит от скоростей жидкости и всплытия пузырька, а также от турбулентной составляющей взаимодействия пузырька и жидкости.

После импортирования в программу геометрии, модели были подвержены разбиению на элементы, то есть строилась расчетная сетка. Был применен турбулентный (Turbulent) режим расчета моделей. Кроме этого, на различных этапах исследования использовались стационарный решатель, позволяющий исследовать временные процессы в двухфазной среде [102].

Импортированная геометрия рассматриваемых контактных устройств в затопленном слое жидкости высотой 0,1 м соответствует натурным испытаниям с граничными условиями для процесса моделирования. Помимо граничных условий обозначались границы на стенках расчетной области как No slip (не прилипающая) для жидкой фазы, то есть скорость жидкости относительно скорости стенки равна нулю. Также были обозначены границы непроницаемости потока для газовой фазы. Количество элементов расчетной сетки, в зависимости от выполненной геометрии устройства, составило до 1000000 шт., а размер максимального элемента был равен 0,0001 м. В качестве рабочей среды в модели использовались вода и воздух, с параметрами, идентичными реальным условиям практических испытаний. Модели тарелки для различных контактных устройств представлены на рисунке 2.7.



1 – корпус тарелки, 2 – каналы выхода газа, 3 – линия считывания результатов расчета

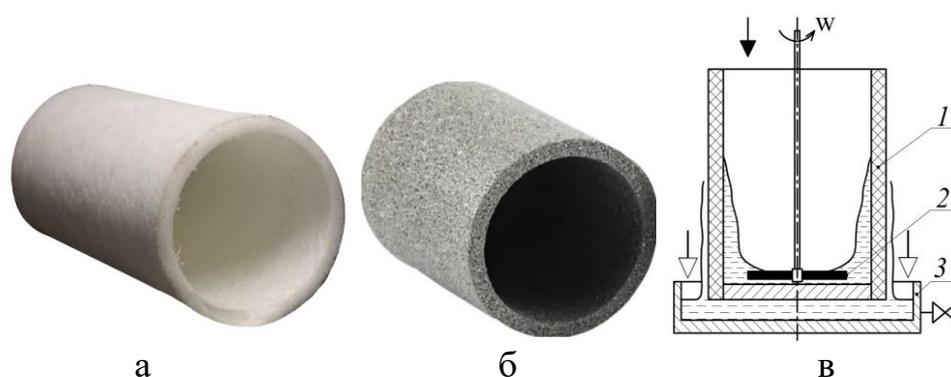
Рисунок 2.7 – Модели тарелок с фиксированным клапаном (а), клапанно-вихревой (б), вихревой (в)

## 2.4. Анализ мелочи целлюлозы

В качестве исследуемых сред использовались суспензии мелочи размолотой в воде целлюлозы, полученной из лиственной, а также из хвойной размолотой сульфатной целлюлозы со степенью помола 30 – 70 °ШР и концентрацией волокна 3 – 20 %.

Мелочь размолотой целлюлозы отбиралась после прохождения ее через сеточную часть отливной машины с размером ячейки сетки – 250 мкм.

В качестве пористой насадки использовались цилиндрический фильтр ЭФВП-СТ-100-300 (рисунок 2.8) с внутренним диаметром 100 мм и толщиной стенки 7,5 мм, а также – фильтр марки Hengko, спрессованный из титановой крошки, с толщиной стенки 10 мм с размером пор 200 – 250 мкм.



1 – пористый фильтр; 2 – диск; 3 – емкость;  $\rightarrow$  – суспензия;  $\rightarrow$  – суспензия, после физической коагуляции.

Рисунок 2.8 – Пористые фильтры из фторопластовой (а), титановой крошки (б) и схема физического коагулятора с вращающимся диском (в)

В полости фильтра размещался диск, соединенный с валом электродвигателя (рисунок 2.8в). Подача суспензии осуществлялась на поверхность вращающегося диска. Суспензия под действием центробежной силы отжималась к внутренней пористой поверхности фильтра, приобретала вращательное движение и выдавливалась через поры. Это обеспечивало перемешивание суспензии, предотвращало образование отложений на пористой стенке устройства и обеспечивало объединение волокон. Пропущенная через физический коагулятор суспензия отводилась в емкость, а затем анализировалась.

При исследовании гидродинамических параметров вращающегося слоя суспензии, а также размолотой целлюлозы, использовалась царга диаметром 200 мм. Число оборотов диска изменялось от 900 до 2900 об/мин. Максимальная пропускная способность суспензии через пористый фильтр

составила  $50 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ . Расход суспензии при размещении на диске размолотой целлюлозы с концентрацией 3 % составила  $20 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ .

Вся целлюлоза в данном исследовании получена сульфатным методом.

Фотографирование волокнистой массы и мелочи осуществлялось на цифровом микроскопе Hitachi SU 3500 (Япония) с максимальным увеличением до 8000 крат. Характерные образцы размолотой волокнистой массы при одинаковых условиях целлюлозы представлены на рисунке 2.9. Размол осуществлялся на традиционной гарнитуре, степень помола  $70 \text{ }^\circ\text{ШР}$ .

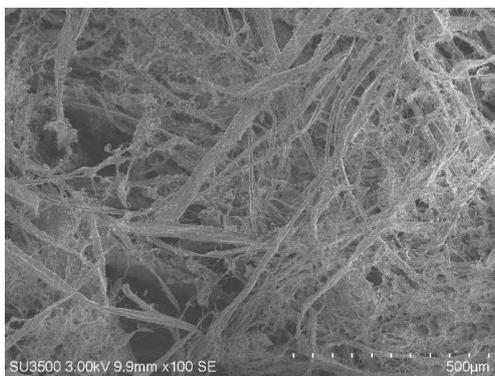
Для получения снимков на цифровом микроскопе Hitachi SU 3500 на термо-столике, образцы распределялись тонким слоем, во избежание наслоения волокон или образования комка волокон/фибрилл. Также образец охлаждался до  $-10 \text{ }^\circ\text{C}$  при добавлении ионной жидкости.



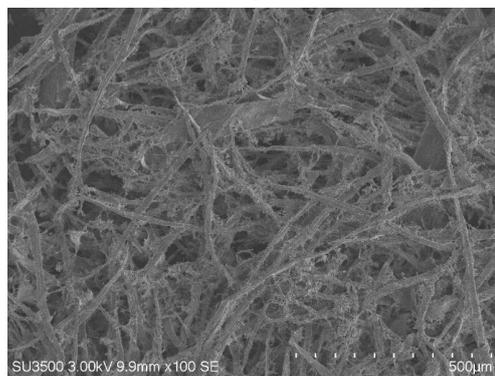
а



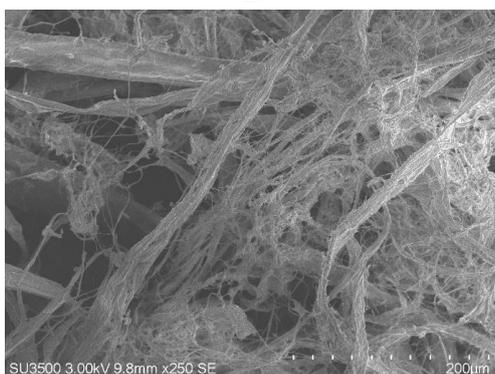
б



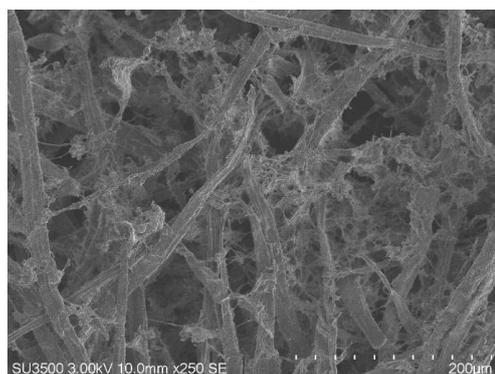
в



г



д



е

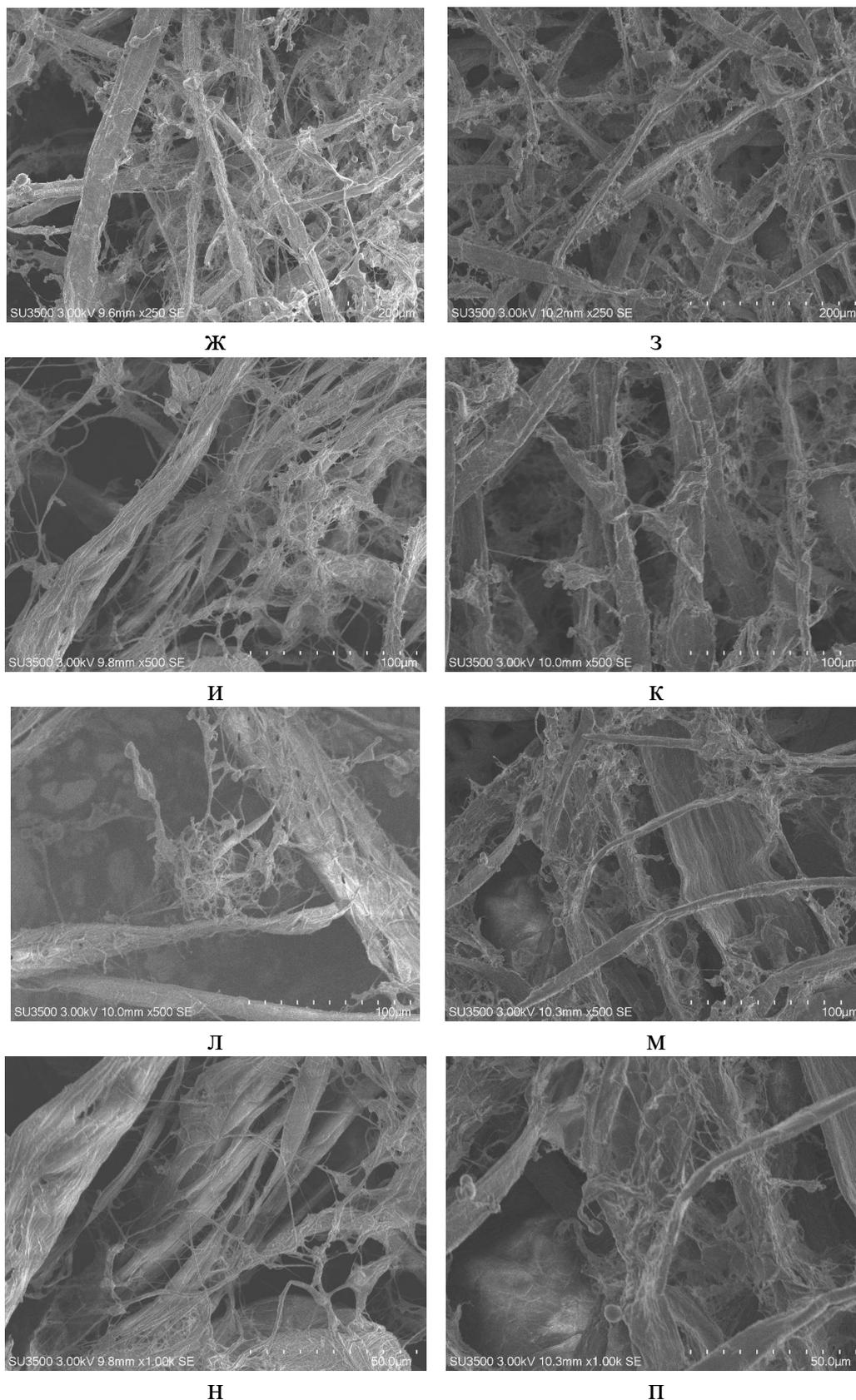


Рисунок 2.9 – Волокна лиственной (а, в, д, ж, и, л, н) и хвойной (б, г, е, з, к, м, п) целлюлозы 70 °ШР с увеличением: (а – г)  $\times 100$ -крат, (д – з)  $\times 250$ -крат, (и – м)  $\times 500$ -крат, (н – п)  $\times 1000$ -крат

Согласно полученным данным, наблюдалось некоторое различие в структуре волокон хвойной и лиственной массы, наполненной мелочью, что согласуется с результатами работ [103–105]. Состав древесины хвойных пород состоит из трахеид (90 – 96 %), лучевой (3 – 4 %) и эпителиевой (0,1 – 0,5 %) паренхимы, последняя из которых представлена в виде смоляных ходов. Древесина лиственных пород состоит в основном из клеток либриформа (43 – 75 %), сосуды и трахеи (20 – 40 %), а также лучевой (10 – 12 %) и эпителиевой (2 – 3 %) паренхимы [106].

Волокна лиственной целлюлозы более тонкие и короткие в отличие от хвойной целлюлозы. Согласно рисунку 2.9в наблюдается разрыв волокна по слоям (фрагментами, соответственно), что указывает не только на рубку волокна.

Диаметр фибрилл целлюлозы колеблется в широких пределах от 1000 Å (0,0001 мм = 0,1 μ) до 100-300 Å (0,00001 – 0,00003 мм = 0,01 μ). В среднем широком слое S<sub>2</sub>, который содержит большую часть целлюлозы (60 – 70 %), фибриллы располагаются по крутым восходящим спиральям под углом, значительно большим 45°, или почти параллельно продольной оси клетки [106].

Фибриллы на рисунке 2.9 скручены в жгуты и имеют сложную структуру. Согласно анализа [106] целлюлозные фибриллы внешнего слоя Р вторичной оболочки образуют две группы встречных перекрещивающихся, очень пологих восходящих спиралей. В среднем широком слое S<sub>2</sub> вторичной оболочки целлюлозные фибриллы располагаются по крутым восходящим спиральям под углом. Внутренний слой S<sub>3</sub> вторичной оболочки построен из фибрилл, расположенных по очень пологим восходящим спиральям, также против часовой стрелки. Однако точное расположение фибрилл в этом внутреннем слое пока еще не до конца выяснено.

Сотрудниками кафедры химической технологии древесины и биотехнологии СибГУ им. М. Ф. Решетнева было показано, что каждое концентрическое кольцо среднего слоя S<sub>2</sub> вторичной оболочки имеет толщину 100-200 Å. Следовательно, каждое концентрическое кольцо этого слоя имеет

максимум два кольцевых наслоения фибрилл.

Для определения состава мелочи в суспензии, полученной из размолотой фракции целлюлозы, был использован анализатор волокна MorFi Neo (рисунок 2.10), который состоит из измерительной камеры, настроенной в соответствии с ISO 16065 – 2.

Анализатор MorFi Neo дает следующую информацию о морфологии волокон и мелочи: длина и ширина волокон, содержание волокна, длина мелочи (распределение по классам и средние значения для мелочи), площадь мелочи, в процентах относительно общей площади объектов.

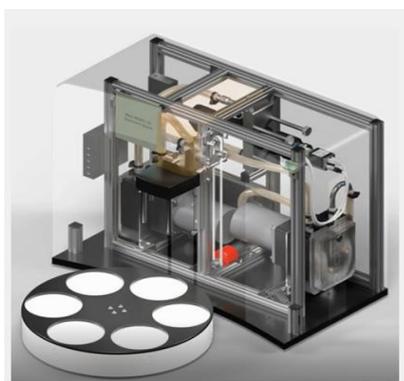


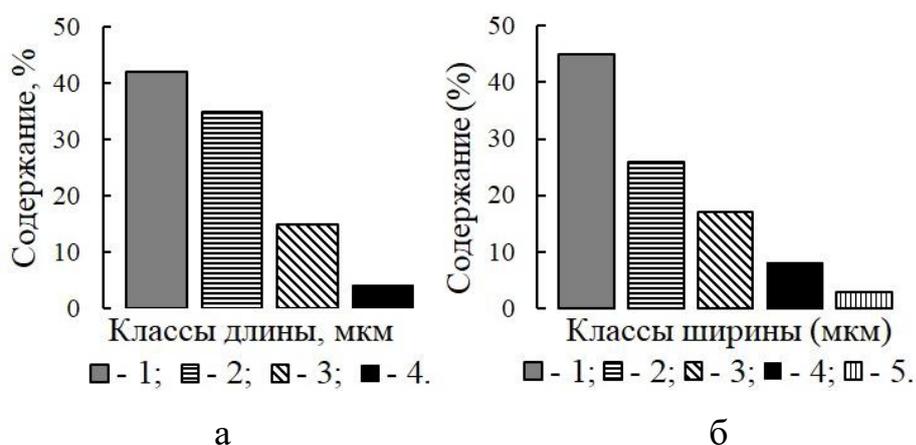
Рисунок 2.10 – Анализатор волокна MorFi Neo с каруселью

Анализатор Morfi Neo осуществлял разделение мелочи на первичную и вторичную. Предполагается, что первичная мелочь возникает на стадии разделения волокна, то есть в процессе дезинтеграции, в результате которой куски древесины превращаются в отдельные волокна. В основном они состоят из клеток паренхимы, лучевых клеток, сердцевинных и сосудов. Первичная мелочь не является остатками волокон. Вторичная мелочь представляет собой длинные, напоминающие ленту частицы, которые, как предполагается, происходят из фибрилл, измельченных под действием напряжения сдвига.

Суммирование по вышеуказанным расчетным зависимостям выполнялось в программном обеспечении по всем обнаруженным и распознанным волокнам. Под “распознанными” подразумеваются волокна, отнесенные к тому или иному заранее определенному по длине и ширине классу.

Для подготовки образца на анализ, массу мелочи размолотой целлюлозы высушили в печи. В 100 мл добавляли 25-30 мг/л целлюлозы, в пересчете на массу абсолютно сухого вещества. Тщательно перемешивали. В литровый лабораторный стакан, заполненный дистиллированной водой, добавляли перемешанный раствор и снова перемешивали. После этих манипуляций образец был готов к работе на анализаторе волокна Morfi Neo.

Характерные результаты анализа мелкой фракции хвойной бленой целлюлозы со степенью помола 58 °ШР и концентрацией 3 % представлены на рисунке 2.11.



(а) Длина волокна (1 – 4) 1 – 200 – 301 мкм; 2 – 301 – 454 мкм; 3 – 454 – 684 мкм; 4 – 684 – 1031 мкм; (б) Ширина волокна (1 – 5): 1 – 5 – 17 мкм; 2 – 17 – 27 мкм; 3 – 27 – 47 мкм; 4 – 47 – 67 мкм; 5 – более 67 мкм

Рисунок 2.11 – Распределение по классам средневзвешенной длины (а) и ширины (б) мелкой фракции суспензии от общего объема суспензии, полученной из хвойной бленой сульфатной целлюлозы при 58 °ШР и концентрации 3 %

Согласно данного анализа – до 42 % содержится волокон длиной от 200 до 301 мкм и 45 % – шириной от 5 до 17 мкм.

Характерные параметры мелочи в размолотой массе целлюлозы, согласно показаниям анализатора мелочи Morfi Neo (TechPap, Gières, Франция), представлены в таблице 2.2.

Таблица 2.2 – Параметры мелочи в размолотой массе белой сульфатной целлюлозы

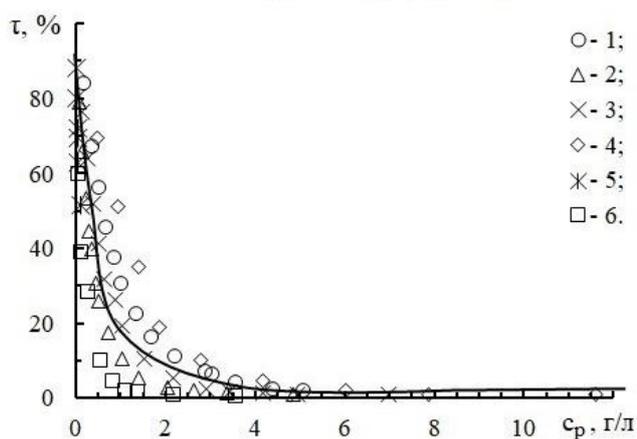
Степень помола (°ШР)	Средняя длина (мкм)	Содержание мелочи (10 <sup>6</sup> /г)	Содержание мелочи (% по площади)
лиственная целлюлоза			
16	60	49,982	2,133
50	52	95,823	3,664
65	46	118,407	3,658
хвойная целлюлоза			
30	44	167,852	2,221
55	42	218,151	4,124
75	42	370,571	5,366

Согласно данным исследований, содержание мелочи в размолотой массе целлюлозы составило 20 – 54 % по длине, средняя длина мелочи – 42 – 60 мкм, которая для лиственной целлюлозы выше в сравнении с хвойной.

Скорость осаждения хлопьев определялась исходя из измеренного пути осаждения и времени.

Для определения концентрации мелочи в суспензии использовался колориметр фотоэлектрический концентрационный КФК–2\*. Принцип работы данного оптического прибора базируется на способности окрашенных жидкостей поглощать проходящий через них световой луч. Концентрация веществ в растворах определялась методом построения градировочных графиков.

Тарировочная кривая для данного метода исследования представлена на рисунке 2.12.



Хвойная (1-3): 1 – степень помола 30 °ШР (концентрация раствора  $c_p = 0,16 - 5,07$  г/л); 2 – 58 °ШР ( $c_p = 0,0735 - 4,851$  г/л); 3 – ХБ 70 °ШР ( $c_p = 0,12 - 7,36$  г/л); лиственная (4-5): 4 – 30 °ШР ( $c_p = 0,464 - 11,6$  г/л); 5 – 70 °ШР ( $c_p = 0,0092 - 0,39$  г/л); 6 – Макулатура 70 °ШР ( $c_p = 0,055 - 3,55$  г/л)

Рисунок 2.12 – Зависимость коэффициента пропускания ( $\tau$ ) от концентрации раствора ( $c_p$ ) массы бленой сульфатной целлюлозы

Нормальными условиями работы колориметра являются температура окружающей среды ( $20 \pm 5$ ) °С, относительная влажность воздуха 45 – 80 % [107].

Начальной и конечной точкой тарировочной линии являются самый светлый раствор (имеющий наименьшую концентрацию мелочи целлюлозы и наибольший коэффициент пропускания) и самый замутненный раствор (с наибольшей концентрацией мелочи целлюлозы и наименьшим коэффициентом пропускания), рисунок 2.13.

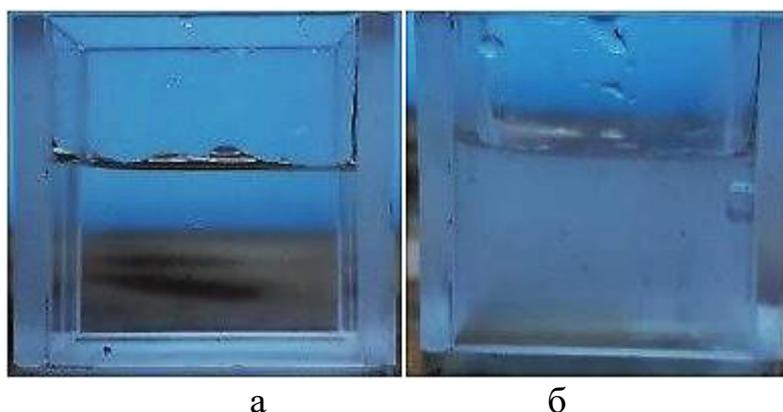


Рисунок 2.13 – Растворы для тарировочного графика: (а) самый светлый раствор ( $\tau=79$  %) и (б) самый замутненный раствор ( $\tau=1$  %)

Коэффициент пропускания  $\tau$ , %:

$$\tau = \frac{F_{\lambda}}{F_{0\lambda}} \cdot 100, \quad (2.16)$$

где  $F_{\lambda}$  – световой поток, прошедший через исследуемый раствор;  
 $F_{0\lambda}$  – полный световой поток (прошедший через контрольный раствор).

Контрольным раствором является вода (с коэффициентом пропускания  $\tau = 100$  %).

Для создания растворов в ходе эксперимента добавлялся заданный объем мелочи целлюлозы в 100 мл чистой воды (Приложение А).

Концентрация волокон в добавляемом осадке мелочи определялась весовым методом. Обезвоживание 100 мл осадка осуществлялось на водоструйном насосе с фарфоровой воронкой Бюхнера с дальнейшей сушкой в печи.

Так как содержание абсолютно сухого вещества в 100 мл осадка известно, в дальнейшем использовался влажный осадок мелочи целлюлозы.

Каждый полученный раствор фиксировался на фотоколориметре (в дальнейшем – ФЭК).

Настройка ФЭК: красный светофильтр;  $\lambda = 400$  нм – длина волны; чувствительность – 3. Использовалась кювета: 30 на 120 –  $V = 14$  мл.

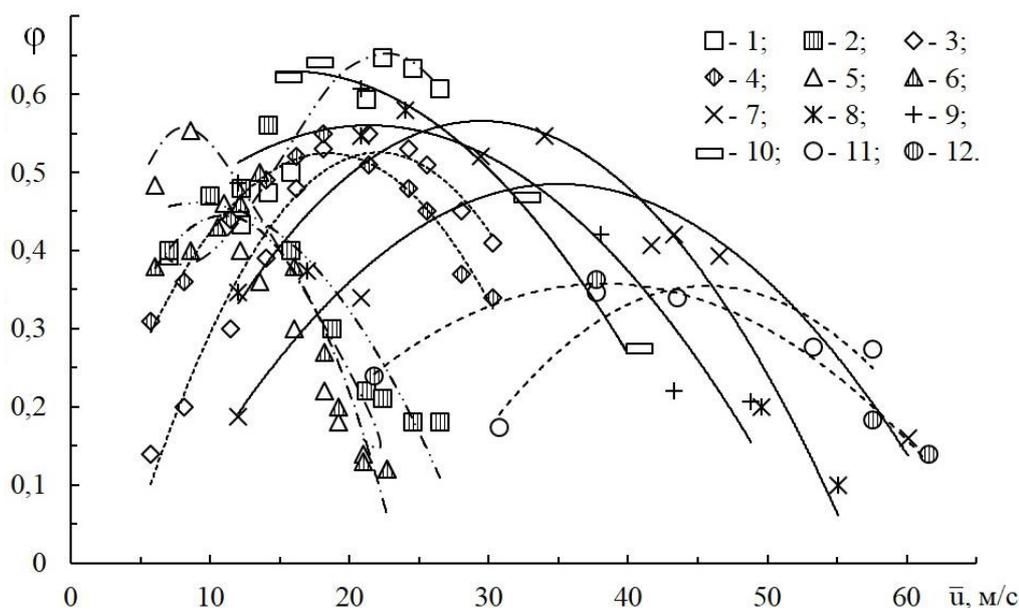
### **Выводы ко второй главе:**

На основании анализа известных методических и лабораторных подходов разработаны экспериментальные стенды для исследования гидродинамических параметров, массообмена, а также изучения кинетики осаждения мелочи размолотой целлюлозы. Представлены методы обработки данных и проведения численного моделирования.

## ГЛАВА 3 ПАРАМЕТРЫ ВРАЩАЮЩЕГОСЯ ГАЗОЖИДКОСТНОГО ПОТОКА

### 3.1 Газосодержание в жидкости на ступени

Экспериментальные значения величины газосодержания в жидкости на ступени для различных типов завихрителей, представленных в таблице 2.1, показаны на рисунке 3.1 и рисунке 3.2.



Экспериментальные точки (1 – 12) (согласно таблице 2.1):

завихритель № 13 (1 – 2): 1 –  $m = 0,5$  кг; 2 –  $m = 1$  кг; завихритель № 14 (3 – 4): 3 –  $m = 0,5$  кг; 4 – 1 кг; завихритель № 15 (5 – 6): 5 –  $m = 0,5$  кг; 6 – 1 кг; завихритель № 19 (7 – 10): 7 –  $m = 0,5$  кг; 8 – 1 кг; 9 – 2 кг; 10 – 3 кг; завихритель № 18 (11 – 12): 11 –  $m = 0,5$  кг; 12 – 1 кг

Рисунок 3.1 – Зависимость газосодержания от скорости в каналах завихрителя

Согласно представленным данным, при барботажном режиме, с увеличением скорости газа в каналах завихрителя газосодержание возрастает и становится наибольшим в барботажно-кольцевом режиме, что согласуется с исследованиями [108]. При кольцевом течении с увеличением скорости газа в каналах завихрителя происходит снижение газосодержания, вследствие вытеснения из жидкости пузырьков газа силой инерции. Исследование смеси

на ступени этанол-вода позволило установить влияние поверхностного натяжения на газосодержание в виде  $\varphi \approx (\sigma_0/\sigma)^{0,25}$ .

Для расчета газосодержания в барботажно-кольцевом режиме ранее получена зависимость [53] в виде:

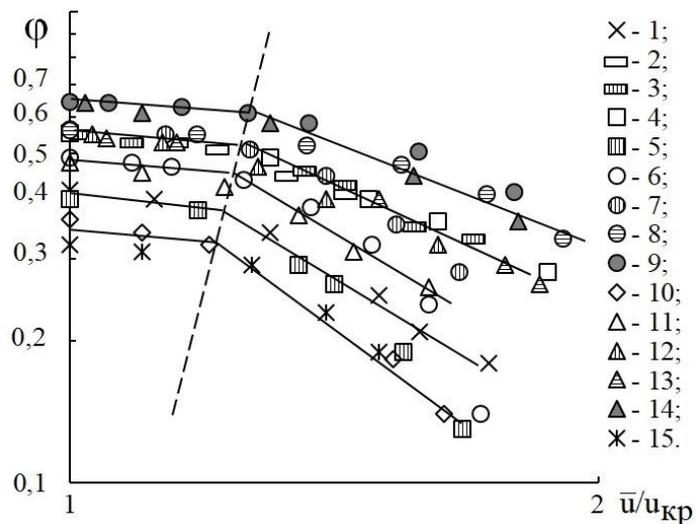
$$\varphi = 0,9 \cdot (H_{г-ж}/D_{ст})^{0,4} \cdot (\sigma_0/\sigma)^{0,25} , \quad (3.1)$$

где  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения воды, Н/м;

$\sigma_0$  – коэффициент поверхностного натяжения воды при температуре 20 °С, Н/м;

$H_{г-ж}$  – высота слоя жидкости на ступени, м;

$D_{ст}$  – диаметр ступени, м.



Экспериментальные точки (1 – 15): профилированные каналы (1 – 10): 1 – завихритель № 13 (согласно таблице 2.1)  $m = 1$  кг; завихритель № 14 (2 – 3): 2 –  $m = 0,5$  кг; 3 – 1 кг; завихритель № 16 (4 – 5): 5 –  $m = 0,5$  кг; 6 – 1 кг; завихритель № 19 (6 – 9): 6 –  $m = 0,5$  кг; 7 – 1 кг; 8 – 2 кг; 9 – 3 кг; 10 – завихритель № 18  $m = 1$  кг; кольцевые каналы (11 – 15): завихритель № 21 (11 – 14): 11 –  $m = 0,5$  кг; 12 – 1 кг; 13 – 2 кг; 14 – 3 кг; 15 – завихритель № 23  $m = 1$  кг. Пунктирная линия – переход из барботажно-кольцевого режима в кольцевой

Рисунок 3.2 – Зависимость газосодержания от отношения скорости газа в каналах завихрителя к критической скорости

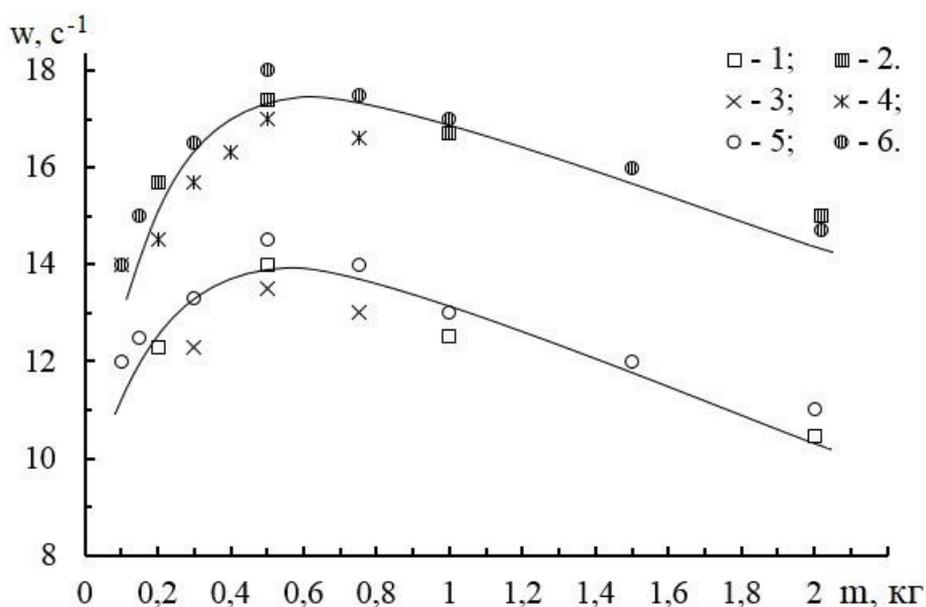
Согласно рисунку 3.2, величина газосодержания в кольцевом режиме течения подчиняется зависимости:

$$\varphi = A_1 \cdot (\bar{u}/u_{кр})^{-2,4}, \quad (3.2)$$

где величина коэффициента  $A_1$  определяется при совместном решении уравнения (3.1) и (3.2) при  $\bar{u}/u_{кр} = 1,25$ .

### 3.2 Угловая скорость газо-жидкостного слоя

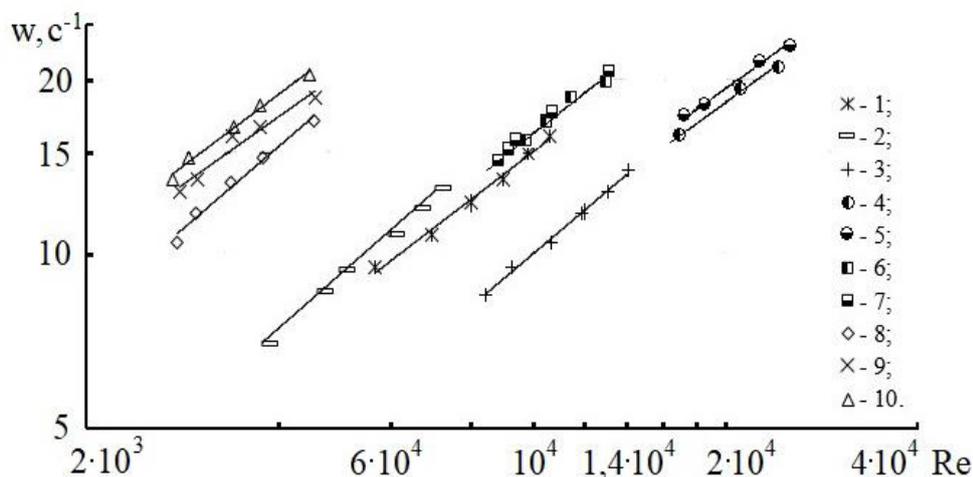
С увеличением массы жидкости на ступени, величина угловой скорости газожидкостного слоя возрастает, однако при  $m > 0,5$  кг наблюдается ее снижение (см. рисунок 3.3), которое вызвано проскальзыванием газожидкостных слоев между собой [40, 108].



Экспериментальные точки (1 – 6): (1, 2) – завихритель № 13 (согласно таблице 2.1) соответственно при  $\bar{u} = 20$  и  $26$  м/с; (3, 4) – № 19 при  $\bar{u} = 55$  и  $75$  м/с; (5, 6) – № 18 при  $\bar{u} = 55$  и  $75$  м/с

Рисунок 3.3 – Изменение угловой скорости вращающегося газожидкостного потока от массы жидкости на ступени

Зависимость угловой скорости вращения газо-жидкостного слоя от числа Рейнольдса для различных типов завихрителей представлена на рисунке 3.4. Согласно представленным данным, для всех типов завихрителя угловая скорость подчиняется зависимости  $w \approx (Re)^{0,8}$ .



Экспериментальные точки (1 – 10): 1 – завихритель № 13 (согласно таблице 2.1)  $m = 0,5$  кг; 2 – № 14  $m = 0,5$  кг; 3 – № 15  $m = 0,5$  кг; № 19 (4 – 5): 4 –  $m = 0,15$  кг; 5 –  $m = 0,5$  кг; № 18 (6 – 7): 6 –  $m = 0,15$  кг; 7 –  $m = 0,5$ ; завихритель № 2 (8 – 10): 8 –  $m = 0,15$  кг; 9 –  $0,25$  кг; 10 –  $0,35$  кг

Рисунок 3.4 – Зависимость угловой скорости вращающегося газо-жидкостного потока от числа Рейнольдса газа

С увеличением диаметра ступени, величина угловой скорости снижается по закону  $w \approx (D_{ст}/D_{з.внеш})^{-0,7}$ .

При массе жидкости на ступени  $m = 0,5 – 1,2$  кг, величину угловой скорости газо-жидкостного слоя в кольцевом режиме можно рассчитать по уравнению:

$$w = 12,5 \cdot (Re/Re_{кр})^{0,8} \cdot (D_{ст}/D_{з.внеш})^{-0,7}, \quad (3.3)$$

- где  $Re$  – число Рейнольдса;  
 $Re_{кр}$  – критическое число Рейнольдса;  
 $D_{ст}$  – диаметр ступени, м;  
 $D_{з.внеш}$  – диаметр завихрителя внешний, м.

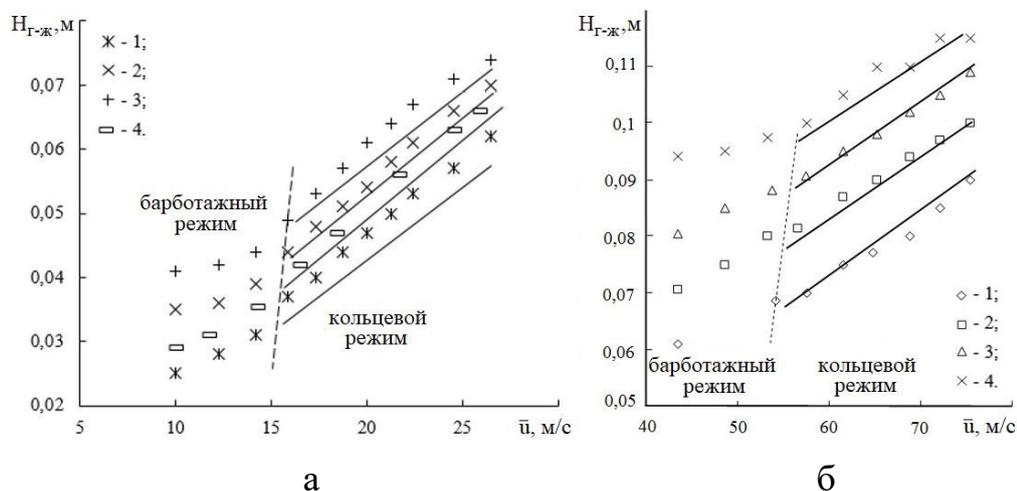
Для расчета угловой скорости газо-жидкостного слоя, при подаче жидкости на ступень с расходом  $Q_{ж}$  и при массе жидкости во вращающемся слое  $m > 0,5$  кг, получена следующая зависимость:

$$w = 7,0 \cdot \bar{u}^{0,8} \cdot Q_{ж}^{-0,37} \cdot m^{-0,4} \quad (3.4)$$

где  $\bar{u}$  – среднерасходная скорость газа в каналах завихрителя, м/с;  
 $Q_{ж}$  – расход жидкости, подаваемый на ступень, м<sup>3</sup>/с;  
 $m$  – масса жидкости на ступени, кг.

### 3.3 Геометрические параметры вращающегося газо-жидкостного слоя

С увеличением скорости газа в каналах завихрителя, высота вращающегося газо-жидкостного слоя на ступени возрастает (см. рисунок 3.5), что вызвано повышением нормальной силы инерции. При этом касательными напряжениями потока газа о жидкость можно пренебречь, вследствие низкой средне расходной скорости газа на ступени.



а) при  $D_{ст} = 0,205$  м. Экспериментальные точки (1 – 4) (согласно таблице 2.1): завихритель № 13 (согласно таблице 2.1) (1 – 3): 1 –  $m = 0,2$  кг; 2 –  $0,5$  кг; 3 –  $1$  кг; 4 – № 14  $m = 1$  кг; б) при  $D_{ст} = 0,18$  м. Экспериментальные точки завихрителя № 18 (1 – 4): 1 –  $m = 0,5$  кг; 2 –  $0,75$  кг; 3 –  $1$  кг; 4 –  $1,5$  кг. Пунктирная линия – граница смены режима течения. Линии – расчет по (3.5)

Рисунок 3.5 – Зависимость высоты вращающегося потока от скорости газа в каналах завихрителя

Из равновесия сил, действующих на жидкость, в работе [109] для расчета величины  $H$  получено выражение:

$$H_{г-ж} = \left( \frac{m \cdot \omega^2 \cdot R_{з.внеш} + \frac{\rho_{г} \bar{u}^2}{2} \cdot D_{ст} \cdot \pi \cdot h}{\rho_{ж} \cdot (1 - \varphi) \cdot g \cdot D_{ст} \cdot \pi} \right)^{0,5}, \quad (3.5)$$

где  $H_{г-ж}$  – высота газожидкостного слоя, м;

$h$  – высота каналов в завихрителе, м;

$\varphi$  – газосодержание;

$D_{ст}$  – диаметр ступени, м;

$R_{з.внеш}$  – радиус завихрителя внешний, м;

$\bar{u}$  – среднерасходная скорость газа в каналах завихрителя, м/с;

$m$  – масса вращающейся жидкости, кг;

$\omega$  – угловая скорость, с<sup>-1</sup>;

$\rho_{ж}$  и  $\rho_{г}$  – плотность жидкости и газа соответственно, кг/м<sup>3</sup>.

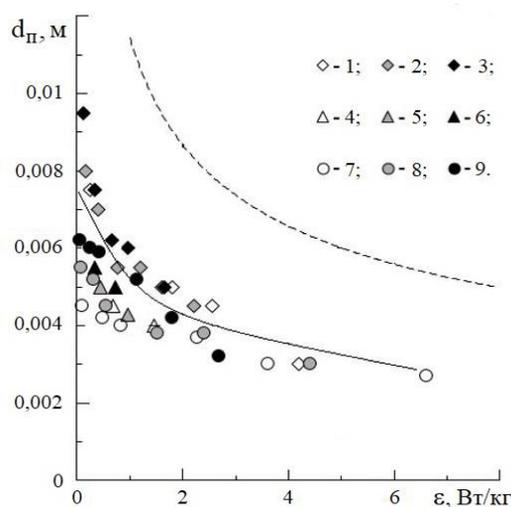
Согласно данным, представленным на рисунке 3.5, расчётные значения (вычисленные по уравнению (3.5)) и опытные значения  $H_{г-ж}$  в кольцевом режиме течения, удовлетворительно согласуются между собой.

### 3.4 Межфазная поверхность газо-жидкостного потока

Для расчета межфазной поверхности необходима величина диаметра пузырька.

В области кольцевого режима течения (рисунок 3.6а), диаметр пузырька в жидкости для разных типов завихрителей составил 2,0 – 2,8 мм.

Значения диаметра пузырька газа в барботажном и барботажно – кольцевом режимах в зависимости от диссипации энергии газа в жидкости, представлены на рисунке 3.6. В этой области состояния потока величина  $d_{п}$  составила 3 – 10 мм.



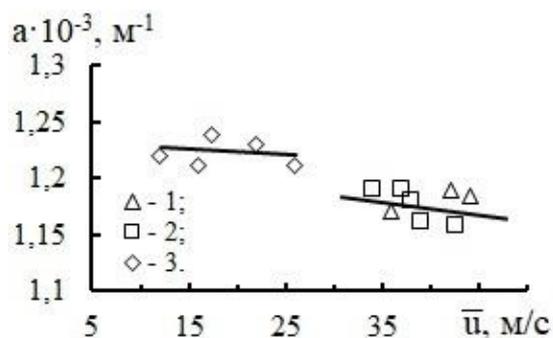
Экспериментальные точки (1 – 9): (1 – 3) – завихритель № 19,  $n = 8$  шт.,  $H_0 = 0,05 – 0,16$  м; (4 – 9) при  $H_0 = 0,05 – 0,16$  м: (4 – 6) – завихритель № 20; (7 – 9) – завихритель № 24. Пунктирная линия – расчет

Рисунок 3.6 – Зависимость диаметра пузырька газа в жидкости на ступени от диссипации энергии при  $D_{ст} = 0,38$  м для вихревых контактных ступеней при  $m = 2$  кг

Изменение диаметра пузырька газа, рассчитанного по теоретическому уравнению (2.4), полученному [95] в предположении дробления струй газа турбулентностью, представлено на рисунке 3.6 пунктирной линией. Расчетный диаметр пузырька имеет примерно вдвое большую величину, в сравнении с экспериментально полученными значениями. Можно предположить, что формирование пузырьков в объеме жидкости происходит не только за счет турбулентного дробления струй газа, но и за счет их контакта с циркулирующей жидкостью на вихревой ступени.

Согласно исследованию [40], дробление пузырьков газа в жидкости на ступени обеспечивается силами внутреннего трения между вращающимися газо-жидкостными слоями, а также за счет давления, вызванного силами инерции. Дробление пузырьков газа начинается при скорости их движения более 0,1 м/с, что сопоставимо с условиями проведенных экспериментов.

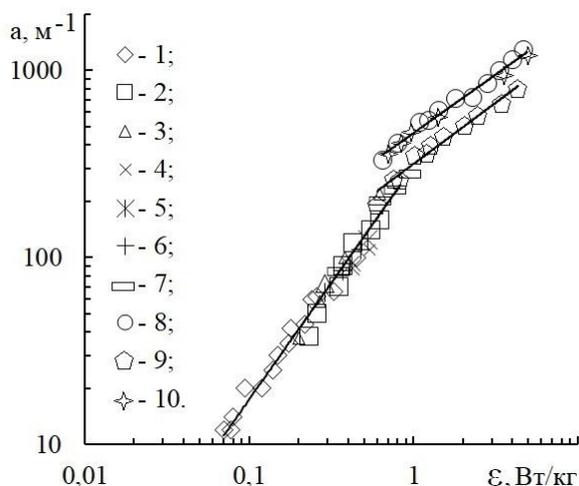
Изменение межфазной поверхности от скорости газа в каналах завихрителей в кольцевом режиме показано на рисунке 3.7. Величина межфазной поверхности составила 600 – 1250  $m^{-1}$ .



Экспериментальные точки (1 – 3) (согласно таблице 2.1):  
1 – завихритель № 19; 2 – № 16; 3 – № 14

Рисунок 3.7 – Зависимость межфазной поверхности от скорости газа в каналах вихревых контактных ступеней при  $m = 2$  кг

Изменение межфазной поверхности от диссипации энергии газа в жидкость в барботажном и барботажно-кольцевом режимах представлено на рисунке 3.8.



Экспериментальные точки 1 – 7 при установке трубчатого барботера диаметром 20 мм: 1 –  $D_{ст} = 0,3$  м,  $H_{г-ж}/D_{ст} = 0,8$ ,  $d_{отв} = 1,5$  мм,  $n = 12$  шт.; 2 – 0,52 м/0,54/5 мм/17 шт.; 3 – 0,52 м/0,27/5 мм/17 шт.; 4 – 0,5 м/1,4/5 мм/17 шт.; 5 – 0,5 м/1,12/5 мм/17 шт.; 6 – 0,52 м/0,54/2 мм/68 шт.; 7 – 0,52 м/0,27/2 мм/68 шт.; 8 – завихритель № 25 (согласно таблице 2.1); 9 – № 19 при  $n = 4$ ; 10 – № 20

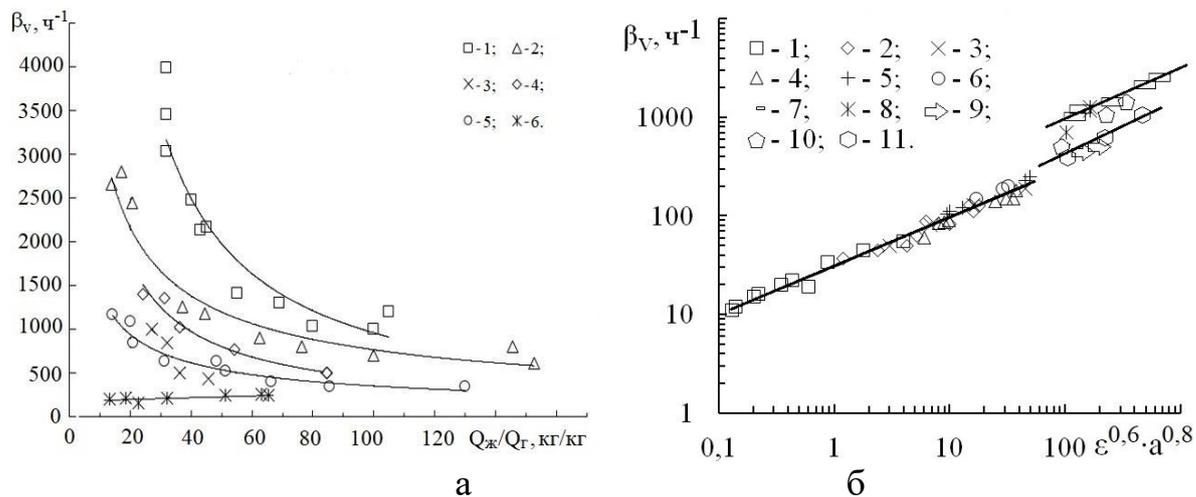
Рисунок 3.8 – Зависимость межфазной поверхности от диссипации энергии газа

Наибольшая величина межфазной поверхности достигается в кольцевом режиме, она сопоставима с данными, полученными в аппарате с турбинной

мешалкой [110].

### 3.5. Массоотдача во вращающемся газо-жидкостном потоке

Согласно данным, представленным на рисунке 3.9, величина объемного коэффициента массоотдачи во вращающемся потоке зависит от диссипации энергии и величины межфазной поверхности.



Экспериментальные точки: (а) (1 – 6) (согласно таблице 2.1): 1 – завихритель № 25; 2 – № 23; 3 – № 13; 4 – № 19; 5 – № 20; 6 – колпачковое устройство; (б) – (1 – 11): (1 – 6) – данные с рисунка 3.9а; 7 – № 25; 8 – № 23; 9 – № 14; 10 – № 1 9; 11 – № 20.

Рисунок 3.9 – Изменение объемного коэффициента массоотдачи от соотношения потоков (а) и параметра  $\epsilon^{0,6} \cdot a^{0,8}$  (б)

Обработка массива экспериментальных данных, представленных на рисунке 3.9б, позволила получить зависимость для расчета объемного коэффициента массоотдачи ( $\text{ч}^{-1}$ ) в виде:

$$\beta_v = A \cdot [\epsilon^{0,6} \cdot a^{0,8}]^{0,45}, \quad (3.7)$$

где  $a$  – удельная межфазная поверхность,  $\text{м}^{-1}$ ;

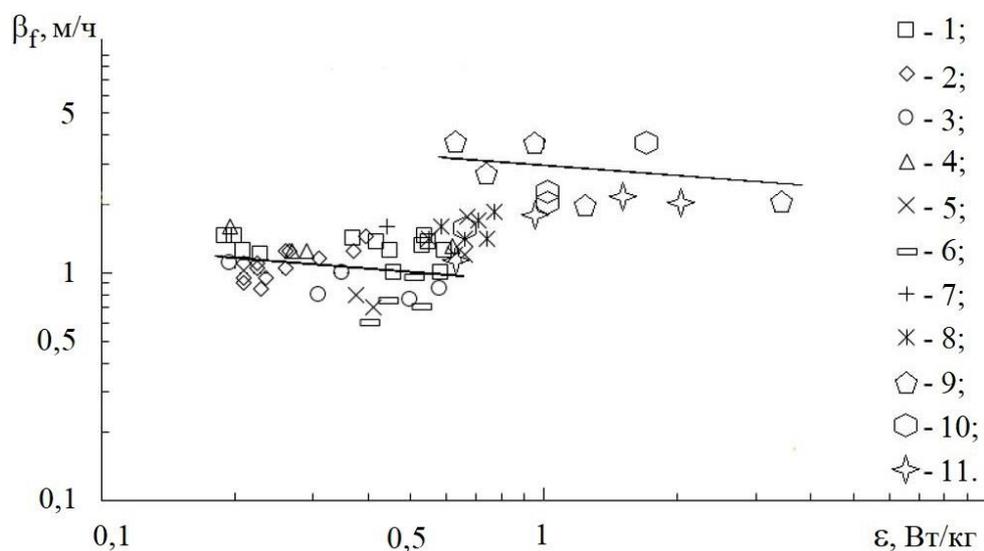
$\epsilon$  – диссипация энергии газа в жидкость,  $\text{Вт/кг}$ ;

$\beta_v$  – коэффициент массоотдачи,  $\text{ч}^{-1}$ .

При барботаже  $A = 30$ , а для ступени с завихрителем № 25 –  $A = 136$ .

Это выражение с относительной погрешностью 25 % обобщает полученный массив экспериментальных данных в интервале плотности орошения  $0,9 - 26 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  и скорости газа в каналах завихрителя  $5 - 60 \text{ м/с}$ .

Величина поверхностного коэффициента массоотдачи, представлена на рисунке 3.10.



Экспериментальные точки 1–8 при пропускании воздуха через барботер (по данным [39]). Экспериментальные точки (9 – 11): 9 – завихритель № 25 (согласно таблице 2.1); 10 – № 14; 11 – № 19 при  $n = 8$  шт.

Рисунок 3.10 – Зависимость поверхностного коэффициента массоотдачи от диссипации энергии газа

Поверхностный коэффициент массоотдачи при барботажно-кольцевом режиме составил  $(0,5 - 0,8) \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$  и при кольцевом режиме –  $(1 - 1,3) \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$ .

### Выводы к третьей главе:

1. Установлены зависимости для расчета гидродинамических и массообменных параметров вращающегося газо-жидкостного потока: угловой скорости вращения, газосодержания, межфазной поверхности, коэффициента массоотдачи.

2. Показано, что с увеличением скорости газа в каналах завихрителя газосодержание в жидкости возрастает и становится наибольшим в

барботажно-кольцевом режиме. На величину газосодержания оказывают влияние конструктивные параметры завихрителя, физические параметры среды и высота столба жидкости.

3. Угловая скорость газо-жидкостного слоя зависит от массы жидкости на ступени, скорости газа в каналах устройства и составила  $11 - 17 \text{ с}^{-1}$ .

4. Диаметр пузырька газа зависит от состояния вращающегося потока и имеет наименьшую величину в кольцевом режиме, что вызвано интенсивным дроблением струй газа турбулентностью.

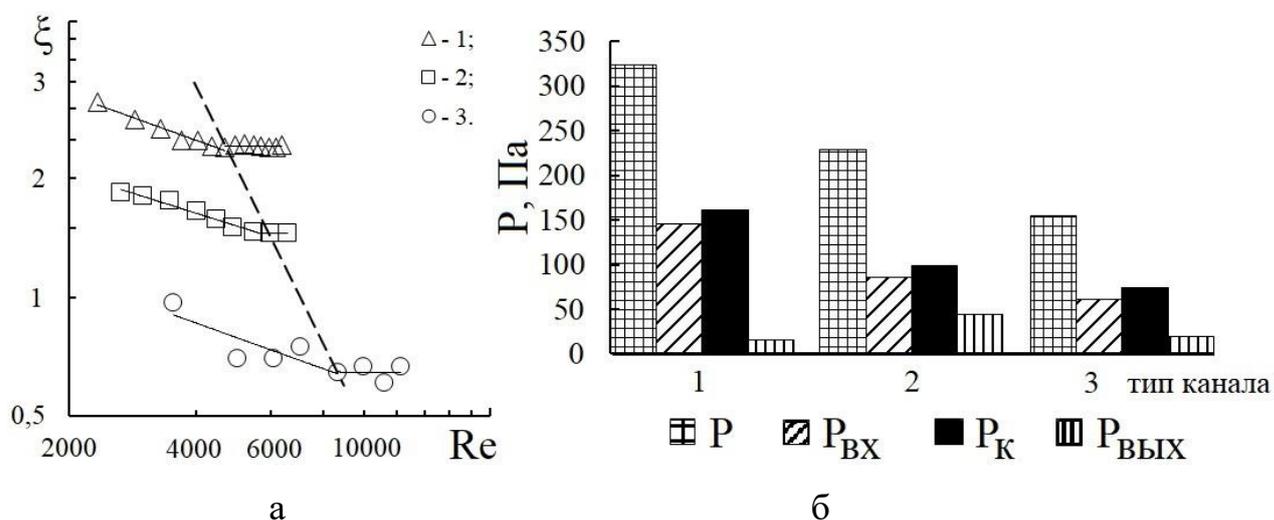
5. Величина межфазной поверхности на ступени с вихревыми устройствами составила  $600 - 1300 \text{ м}^{-1}$ , что сопоставимо с данными, полученными при перемешивании турбинной мешалкой.

6. Установлена зависимость объемного коэффициента массоотдачи от диссипации энергии и межфазной поверхности. Величина поверхностного коэффициента массоотдачи при барботажном режиме составила  $(0,5 - 0,8) \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$  и кольцевом режиме  $(1 - 1,3) \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$ .

# ГЛАВА 4 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ТАНГЕНЦИАЛЬНЫХ ЗАВИХРИТЕЛЕЙ

## 4.1 Сопротивление тангенциальных завихрителей

Изменение величины коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса для завихрителей с прямыми, профилированными и кольцевыми каналами представлены на рисунке 4.1.



а) Экспериментальные данные (1 – 3) (согласно таблице 2.1): 1 – завихритель № 8 при длине канала  $l_k = 22$  мм; 2 – № 16 при  $l_k = 25$  мм; 3 – № 21 при  $l_k = 22$  мм; б) Расчет: 1 – прямые, 2 – профилированные, 3 – кольцевые каналы.

Рисунок 4.1 – Зависимость величины коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса (а) и распределения расчетного перепада давления от типа канала (б)

Согласно экспериментальным данным, наименьший перепад давления имеет завихритель с кольцевыми каналами (рисунок 4.1а, точки 3), а наибольший перепад давления – в устройстве с прямыми стенками каналов (рисунок 4.1а, точки 1). Как показали результаты моделирования, наибольшее

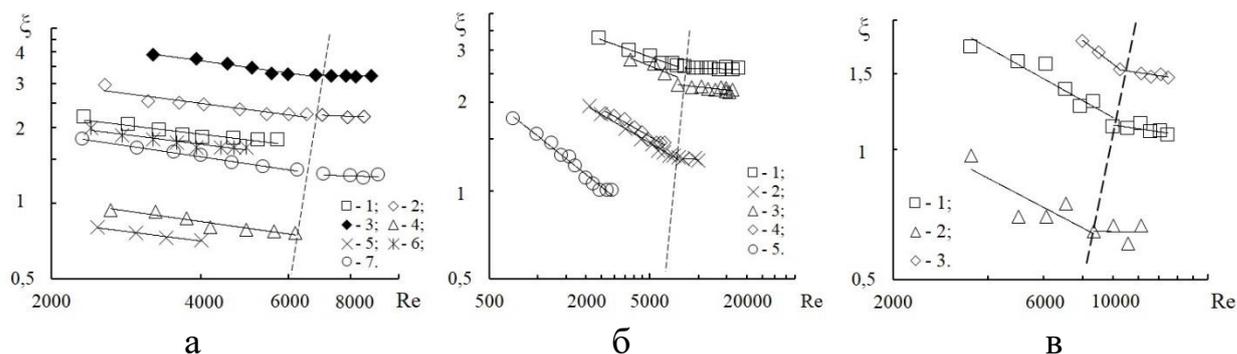
влияние на величину перепада давления завихрителя оказывают потери напора, вызванные силами вязкого трения о стенки канала и потери напора на входе в него (рисунок 4.1б). Согласно этим данным, завихритель с кольцевыми каналами имеет в 2,4 раза меньшие потери на входе, при сравнении с каналами с прямыми стенками, и в 1,4 раза меньше по сравнению с каналами с профилированными стенками. Потери давления на выходе у всех трех сравниваемых типов завихрителей сопоставимы.

Можно предположить, что наименьшее сопротивление у завихрителя с кольцевыми каналами обусловлено наличием на входе газа в канал одной входной кромки, в отличие от устройств с прямыми и профилированными стенками, а также разными профилями скорости газа на входе.

Сопротивление профилированного канала имеет меньший перепад давления, в сравнении с прямыми каналами из-за различия в наклоне стенок. В канале с прямыми стенками угол наклона составил –  $26^\circ$ , а с профилированными каналами  $\alpha = 90^\circ$ .

#### 4.2 Режимы движения газа в каналах завихрителя

Представленные на рисунке 4.2 экспериментальные значения коэффициентов сопротивления тангенциальных завихрителей с различными профилями каналов и их шириной в зависимости от числа Рейнольдса, показывают две характерные области течения газа (турбулентная и автомодельная), ограниченные пунктирной линией.



Экспериментальные точки (согласно таблице 2.1): (а) 1 – № 7 при  $l_p = 4$  мм; 2 – № 9 при  $l_p = 12$  мм. 3 – № 10 при  $l_p = 22$  мм; 4 – № 12; 5 – № 1; 6 – № 3; 7 – № 4; б) (1 – 5): 1 – № 13; 2 – № 14; 3 – № 15; 4 – № 16; 5 – № 17; в) 1 – № 20 при  $l_k = 22$  мм; 2 – № 21 при  $l_k = 22$  мм; 3 – № 22 при  $l_k = 20$  мм

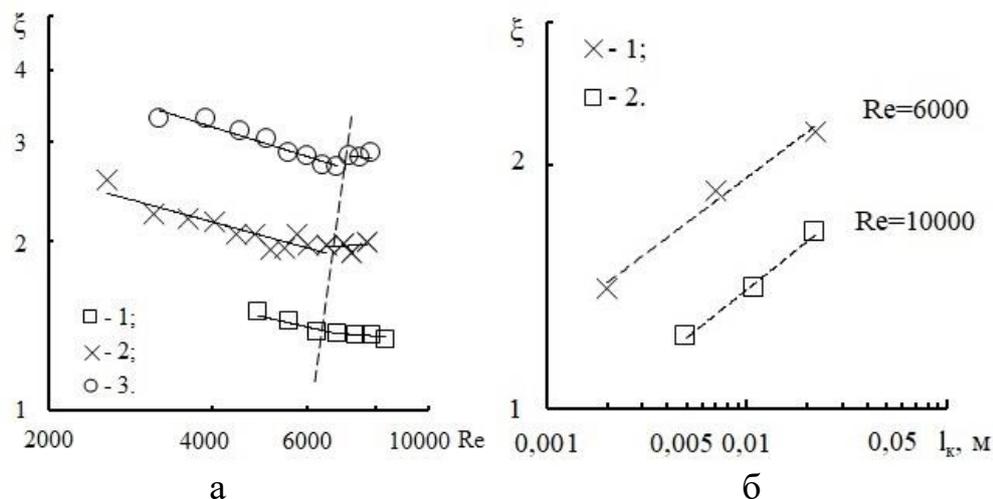
Рисунок 4.2 – Зависимость коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса для завихрителей с прямыми параллельными каналами (а), профилированными (б) и кольцевыми каналами (в)

Для прямых каналов (рисунок 4.2а), критическое число Рейнольдса, характеризующее переход в автомоделный режим, составило  $Re = 6000 - 7000$ , а коэффициент сопротивления имеет зависимость  $\xi = Re^{-0,26}$ . Для профилированных каналов (рисунок 4.2б)  $Re = 6500 - 8000$ ,  $\xi = Re^{-0,29}$  и для кольцевых каналов  $Re = 8000 - 10000$ ,  $\xi = Re^{-0,39}$  (рисунок 4.2в).

Для всех исследуемых типов каналов с увеличением их ширины наблюдается рост коэффициента сопротивления.

### 4.3 Влияние длины канала на сопротивление завихрителя

Величина экспериментально определенного коэффициента сопротивления, измеренная при разной длине канала завихрителя с прямыми и кольцевыми стенками, подчиняется зависимости  $\xi = l_k^{0,19}$  (рисунок 4.3).



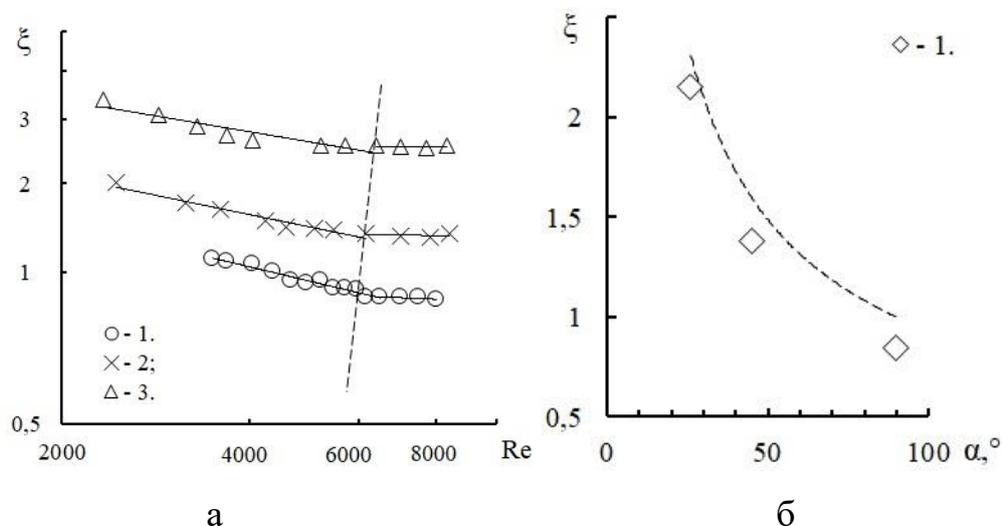
а) Экспериментальные точки (1 – 3): 1 – длина канала  $l_k = 0,002$  м; 2 –  $l_k = 0,007$  м; 3 –  $l_k = 0,022$  м; б) Экспериментальные точки при ширине канала  $b = 5$  мм для профилей каналов завихрителей: 1 – прямые каналы; 2 – кольцевые каналы

Рисунок 4.3 – Зависимость коэффициента сопротивления завихрителя №9 и №10 прямые каналы (согласно таблице 2.1) от числа Рейнольдса (а) и длины канала (б)

Перепад давления обусловлен силами вязкого трения на стенке канала. В данной работе исследовались завихрители с гидравлически гладкими стенками каналов, что также было учтено в граничных условиях численной модели.

#### 4.4 Влияние угла наклона стенки канала на сопротивление завихрителя

Значения величины коэффициента сопротивления завихрителя с прямыми стенками канала при разном угле их наклона представлены на рисунке 4.4.

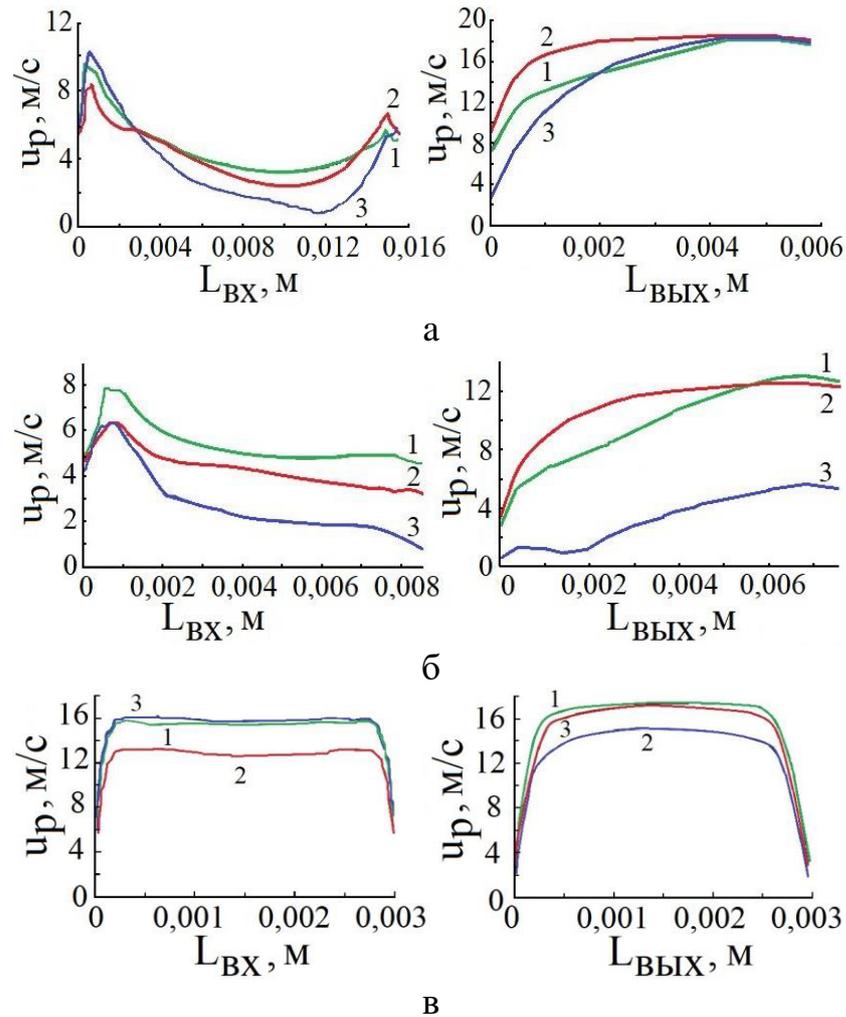


а) Экспериментальные данные (1 – 3) (согласно таблице 2.1): 1 – № 11  $l_p = 5$  мм; 2 – № 5  $l_p = 4$  мм; 3 – № 6  $l_p = 5$  мм; б) 1 – экспериментальные данные, пунктирная линия – данные при моделировании (расчет)

Рисунок 4.4 – Зависимость коэффициента сопротивления общего от числа Рейнольдса с прямыми каналами постоянного сечения ( $n = 40$  шт.) при  $\alpha = 90^\circ, 45^\circ$  и  $26^\circ$ .

Увеличение угла наклона прямых стенки канала от  $26^\circ$  до  $90^\circ$  приводит к снижению экспериментального коэффициента сопротивления (рисунок 4.4б), что подтверждается при численном моделировании. Результаты расчета представлены пунктирной линией на рисунке 4.4б. Величина коэффициента сопротивления подчиняется зависимости  $\xi = \alpha^{-0,71}$ .

Профили полной скорости газа на входе в канал и его выходе при разном угле наклона стенки представлены на рисунке 4.5.



а)  $\alpha = 26^\circ$ ; б)  $\alpha = 45^\circ$ ; в)  $\alpha = 90^\circ$ ; линии (1 – 3) место считывания по высоте канала  $h$ : 1 –  $h = 0,004$  м; 2 –  $h = 0$ ; 3 –  $h = 0,008$  м

Рисунок 4.5 – Изменение полной скорости  $u_p$  для завихрителей с прямыми стенками канала по линии считывания на входе канала  $L_{\text{вх}}$  и на выходе  $L_{\text{вых}}$  при  $b = 0,003$  м,  $h = 0,008$  м,  $\bar{u} = 14$  м/с

При изменении угла наклона стенок канала, профили скорости на выходе газа из канала изменяются незначительно. Распределение скорости на входе в канал с изменением угла наклона стенок канала имеет отличия. С уменьшением угла наклона стенки канала, профиль скорости приобретает вогнутость, то есть наблюдается снижение скорости, на расчетной длине  $l_d$  между кромками стенок соседних каналов. Снижение скорости приводит к росту потерь напора, как на входе, так и в самом канале (таблица 4.1), по сравнению с каналами, размещенными под углом  $90^\circ$ . Согласно [111, 112], с уменьшением скорости снижается динамическая скорость на стенке канала, что приводит к росту

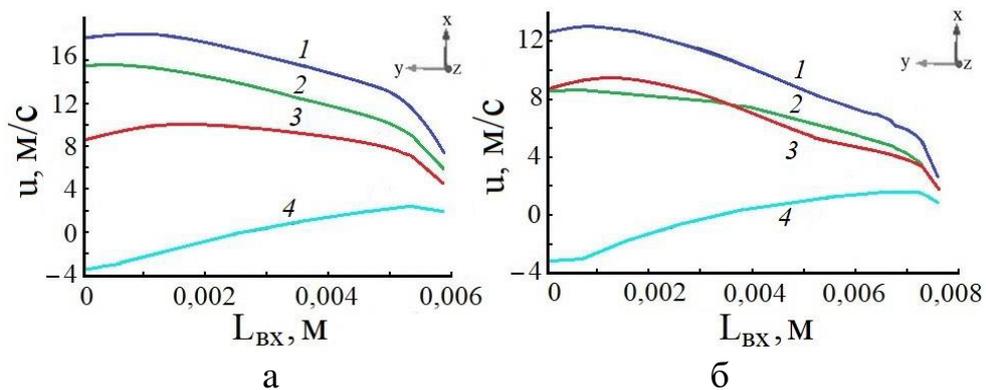
толщины пристенного слоя и увеличению сопротивления.

Таблица. 4.1 – Расчетные параметры завихрителей с прямыми стенками каналов

$b$ , м	0,003	0,003	0,003	0,006	0,003	0,006	0,0015
$h$ , м	0,008	0,008	0,008	0,008	0,008	0,008	0,008
$\alpha$ , °	90	90	45	26	26	26	26
$\Delta P_{\text{вх}}$ , Па	51,43	70,88	42,52	29,69	66,55	82,32	465,80
$\Delta P_{\text{к}}$ , Па	131,64	99,71	44,50	60,25	207,50	267	665
$\Delta P_{\text{вых}}$ , Па	7,88	6,96	19	1,25	18	53,50	35
$P$ , Па	190,95	177,55	109,02	91,19	292,05	402,82	1165,80
$P_{\text{пер}}$ , Па	139,92	106,67	66,50	61,50	225,50	320,50	700
$Re$	2796	2798	2796	2658	2819	5638	2919
$\bar{u}$ , м/с	14	14	14	6.6	14	14	29
$\xi$	1,51	1,40	0,86	3,25	2,31	3,19	2,15

Экспериментальная величина коэффициента сопротивления (при изменении  $\alpha$  от  $26^\circ$  до  $45^\circ$ ) уменьшилась в 1,5 раза, а при численном моделировании – в 1,9 раза.

Распределение полной скорости  $u_p$  и ее составляющих по осям координат  $u_z$ ,  $u_y$  и  $u_x$  представлено на рисунке 4.6.



Прямые стенки каналов (1–4): 1 –  $u_p$ ; 2 –  $u_x$ ; 3 –  $u_y$ ; 4 –  $u_z$

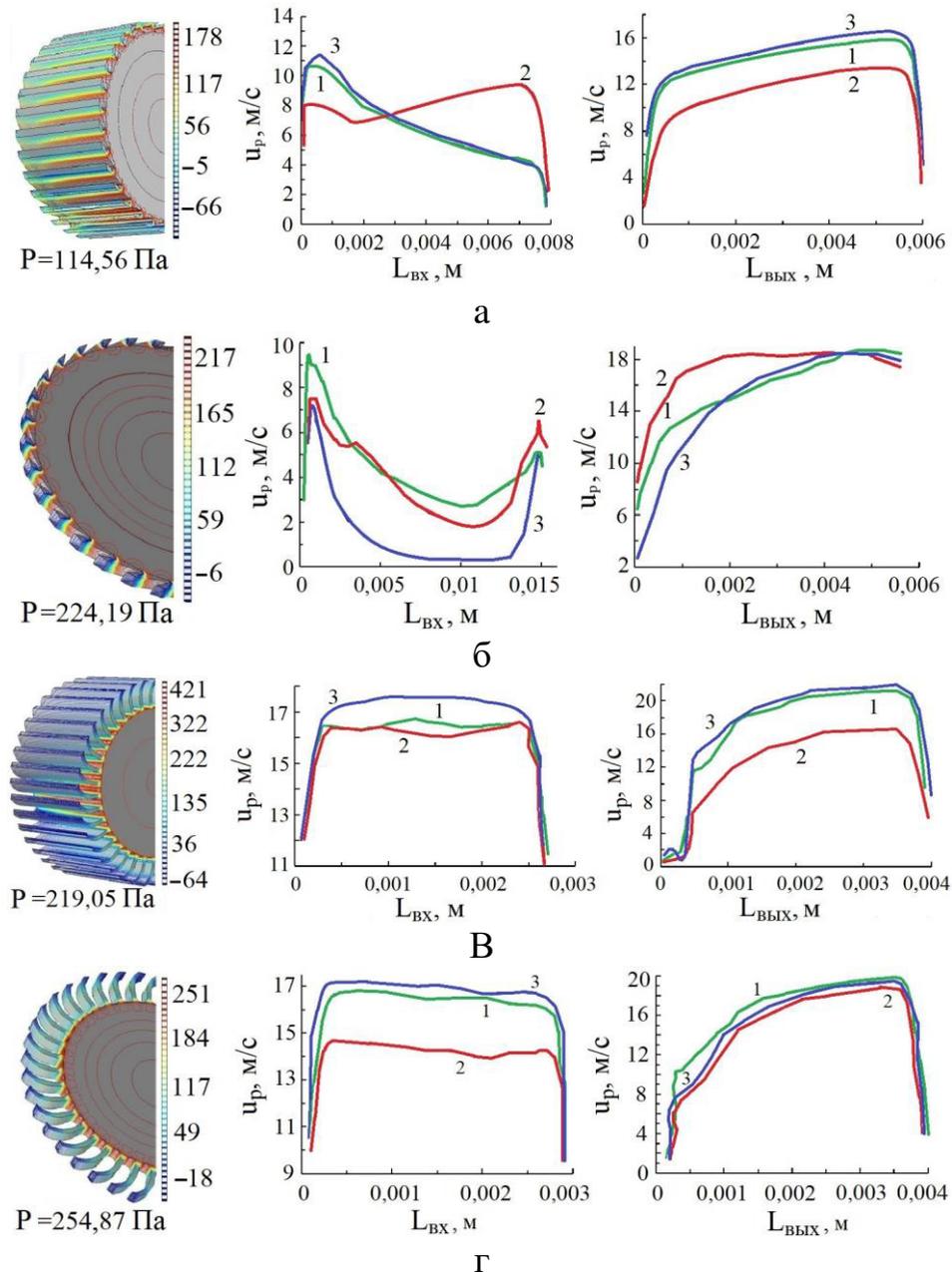
Рисунок 4.6 – Распределение полной скорости  $u_p$  и ее составляющих по осям координат  $u_z$ ,  $u_y$  и  $u_x$  при угле наклона стенки канала  $\alpha = 26^\circ$  (а) и  $\alpha = 45^\circ$  (б)

Скорости  $u_y$  и  $u_x$  сопоставимы и имеют большие значения, в сравнении со скоростью  $u_z$ . При угле наклона каналов  $26^\circ$ , скорости  $u_y$  выше, чем при угле наклона каналов  $45^\circ$ . То есть с уменьшением угла наклона стенки канала

скорость вращения потока возрастает.

#### 4.5 Влияние высоты канала и их количества на сопротивление

Характерные зависимости профиля скорости и давления при разной высоте каналов завихрителя представлены на рисунке 4.7.



Линии (1 – 3) место считывания по высоте канала: 1 –  $h = 0,004$  м; 2 –  $h = 0$ ; 3 –  $h = 0,008$  м

Рисунок 4.7 – Распределение перепада давления в прямых (а, б) и профилированных (в, г) каналах завихрителя при  $h = 80$  мм (а, в) и  $h = 8$  мм (б), (г) при  $\bar{u} = 14$  м/с,  $b = 0,003$  м,  $n = 40$  шт.

Как установлено экспериментально, для завихрителей с прямыми и профилированными стенками каналов, с увеличением их высоты перепад давления снижается и подчиняется зависимости  $\xi = h^{-0,13}$ .

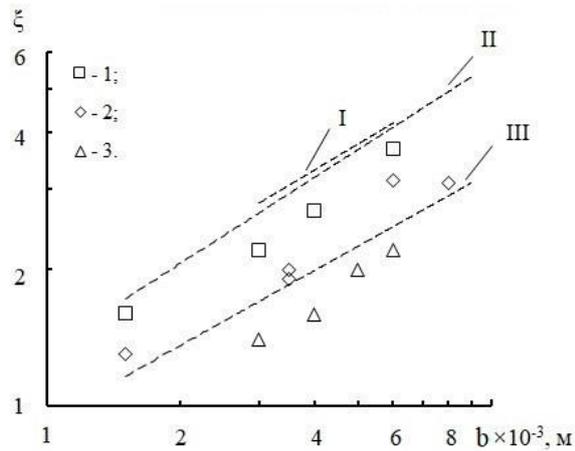
Можно предположить, что силы вязкого трения на днище и крышке завихрителя, при малой высоте канала, оказывают большее влияние на профиль скорости на входе. Снижение скорости приводит к увеличению толщины пристенного слоя [111, 112] и росту потерь напора.

Для кольцевых каналов влияние высоты канала на его сопротивление не выявлено.

С уменьшением числа каналов в завихрителе с 40 шт. до 8 шт., сопротивление завихрителя снизилось на 15 %, что подтверждается численным моделированием. Согласно анализу профиля скорости, при числе каналов 8 шт., струи газа, выходящие из каналов, не соприкасаются между собой, а при наличии 40 шт. каналов, происходит их смешение, что согласно [113, 114] приводит к образованию дополнительной турбулентности в потоке и, следовательно, повышению перепада давления.

#### 4.6 Влияние ширины каналов на сопротивление

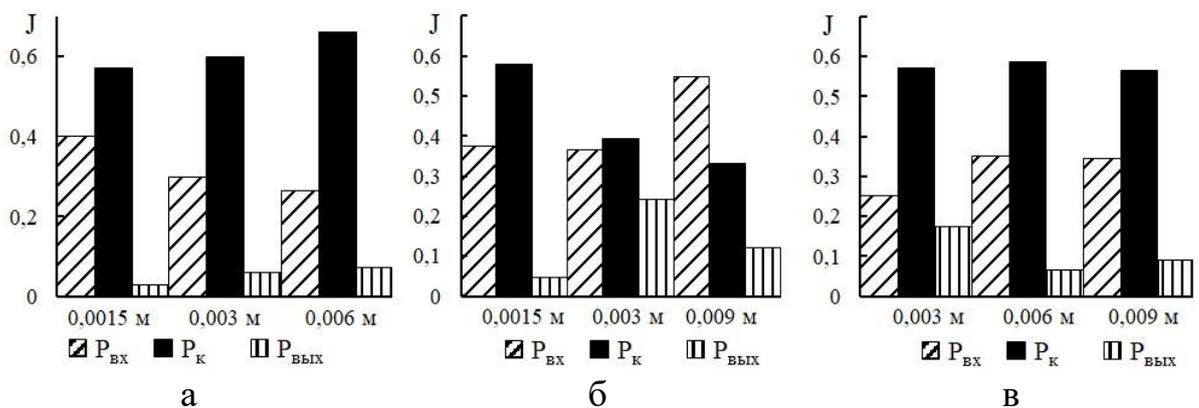
Как установлено результатами моделирования (пунктирные линии на рисунке 4.8) и подтверждено экспериментально (точки 1 – 3 на рисунке 4.8), с увеличением ширины канала величина коэффициента сопротивления завихрителя возрастает и подчиняется зависимости  $\xi \sim b^{0,6}$ .



Экспериментальные данные  $Re = 2200 - 5000$  (1 – 3): 1 – для прямых каналов при  $Re = 2200$  (ширина канала  $b = 1,5 - 4$  мм); 2 – для профилированных каналов при  $Re = 3500$  ( $b = 1,5 - 8$  мм); 3 – для кольцевых каналов при  $Re = 5000$  ( $b = 3 - 4$  мм). Пунктирные линии  $Re = 2100 - 3500$  (I – III) расчет: I – прямые; II – профилированные; III – кольцевые каналы

Рисунок 4.8 – Зависимость величины коэффициента сопротивления от ширины канала завихрителя

Доли перепада давления (от общего сопротивления), вызванные входом в канал ( $P_{вх}$ ), стенками ( $P_{к}$ ) и выходом ( $P_{вых}$ ), при разной ширине канала завихрителей, представлены на рисунке 4.9.

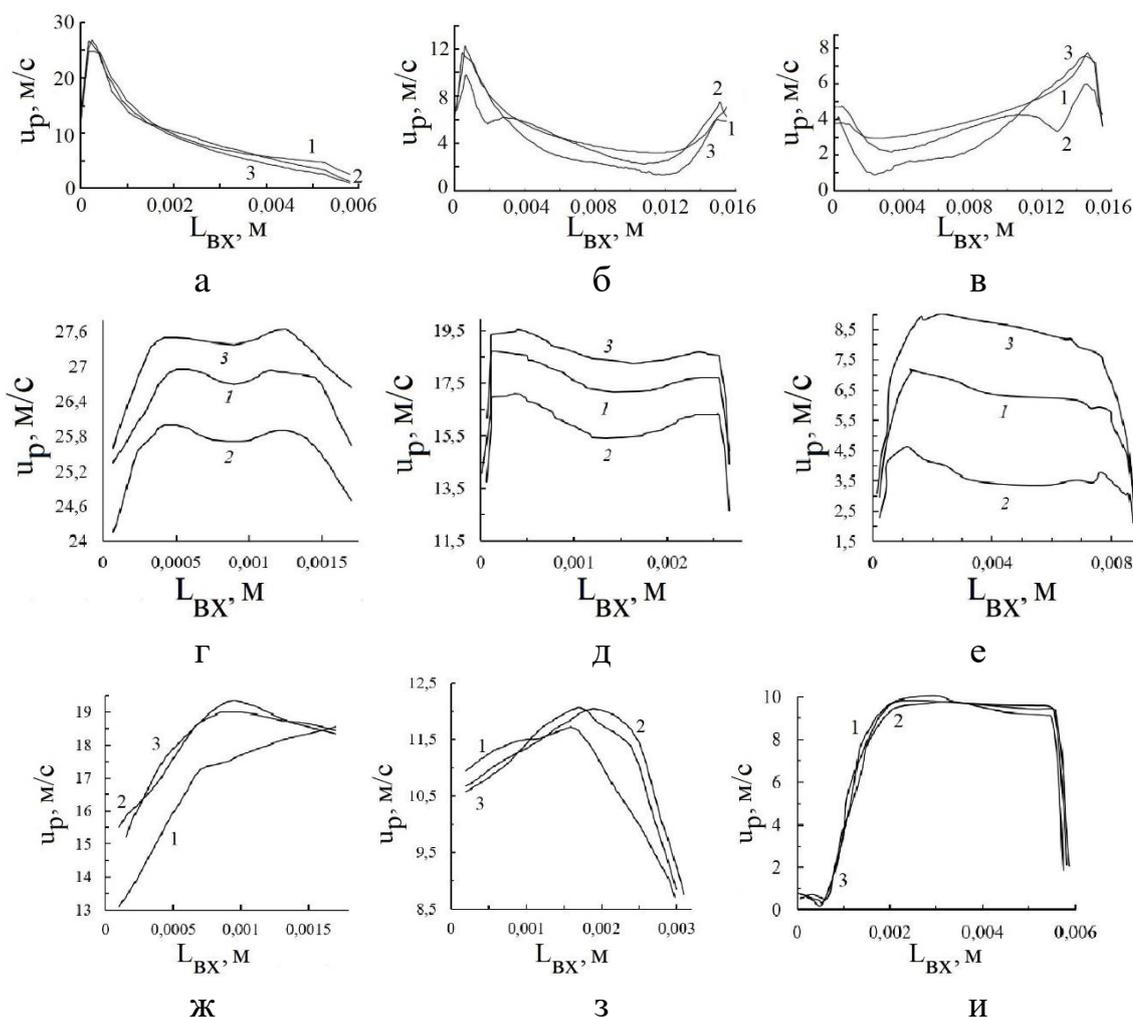


а) прямые каналы  $n = 32$  шт.; б) профилированные каналы  $n = 40$  шт.; в) кольцевые каналы  $n = 8$  шт.

Рисунок 4.9 – Доля потери напора от общего перепада давления при разной ширине канала завихрителей и при  $h = 0,008$  м

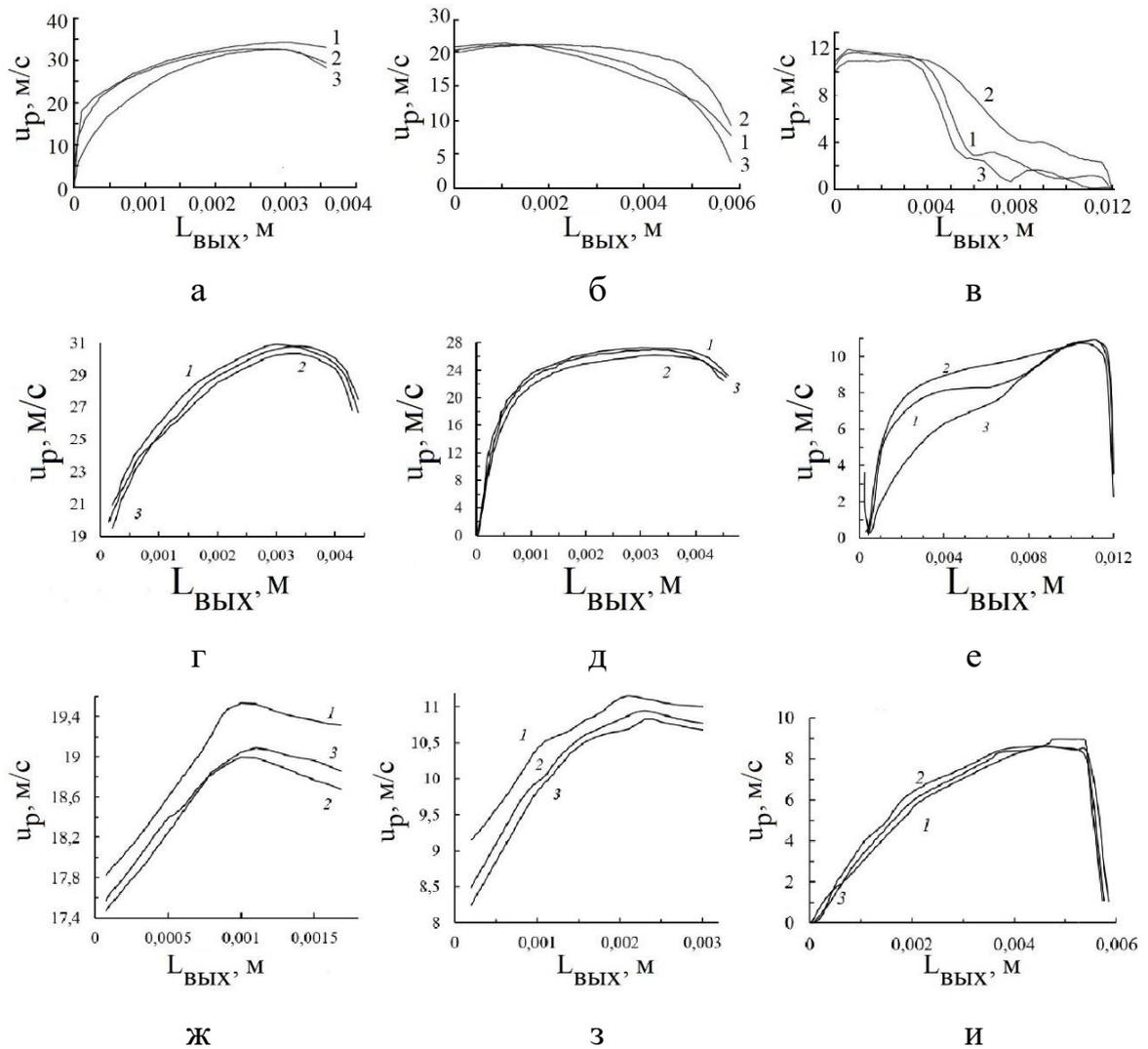
Согласно экспериментальным данным, наибольший вклад в общее сопротивление дают потери напора канала и потери на входе в канал. Увеличение ширины канала ведет к росту потерь напора, но в долях это примерно одинаково.

Профили скоростей, полученные при моделировании при разной ширине канала и одинаковом числе Рейнольдса, представлены на рисунках 4.10 и 4.11.



(а, г, ж)  $b = 0,0015$  м; (б, д, з)  $0,003$  м; (в, и)  $0,006$  м, е)  $0,009$  м.  
 Линии (1 – 3) место считывания по высоте канала  $h$ : 1 –  $h = 0,004$  м;  
 2 –  $h = 0$ ; 3 –  $h = 0,008$  м

Рисунок 4.10 – Эшюры полной скорости на входе для прямых (а – в), профилированных (г – е) и кольцевых (ж – и) каналов при разной ширине канала завихрителя при  $Re = 2200$

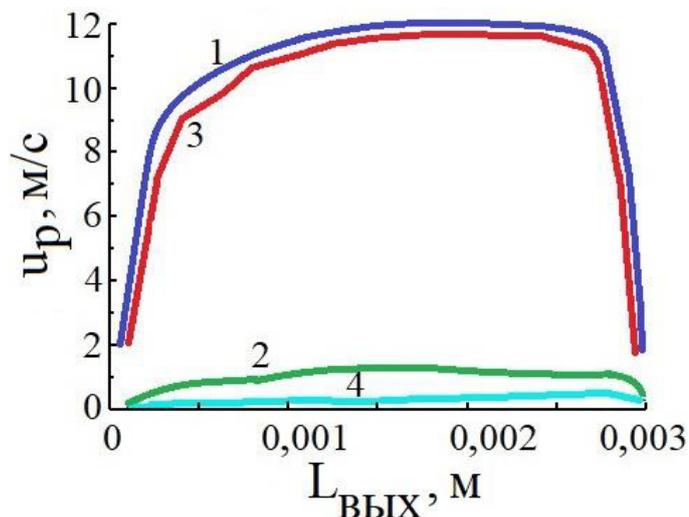


(а, г, ж)  $b = 0,0015$  м; (б, д, з)  $0,003$  м; (в, и)  $0,006$  м, е)  $0,009$  м.  
 Линии (1 – 3) место считывания по высоте канала  $h$ : 1 –  $h = 0,004$  м;  
 2 –  $h = 0$ ; 3 –  $h = 0,008$  м

Рисунок 4.11 – Эпюры полной скорости на выходе для прямых (а – в), профилированных (г – е) и кольцевых каналов при разной ширине канала завихрителя при  $Re = 2200$

Согласно полученным данным, с увеличением ширины канала снижается скорость газа, что и приводит к увеличению коэффициента сопротивления. Вследствие разного профиля скоростей на входе в канал, происходит перераспределение скорости по длине канала, что оказывает влияние на сопротивление завихрителя.

Распределение полной скорости  $u_p$  и ее составляющих по осям координат  $u_y$  и  $u_x$ , для кольцевых каналов представлены на рисунке 4.12.



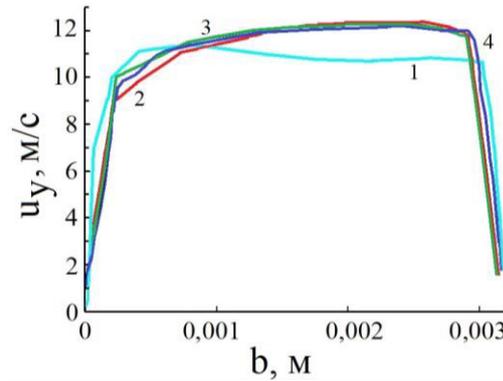
Эпюры скоростей на выходе кольцевых каналов; линии скорости (1 – 4): 1 –  $u_p$ ; 2 –  $u_x$ ; 3 –  $u_y$ ; 4 –  $u_z$

Рисунок 4.12 – Эпюры скоростей на выходе из канала завихрителя с кольцевыми каналами

Тангенциальная составляющая скорости  $u_y$  имеет наибольшее значение в сравнении со скоростью  $u_x$  и  $u_z$ , и вносит основной вклад в величину полной скорости.

В сравнении с прямыми стенками канала, тангенциальная составляющая скорости для кольцевых каналов преобладает над другими.

Эпюры распределения тангенциальной скорости  $u_y$  в кольцевом канале, рассчитанные на разной длине канала, представлены на рисунке 4.13.



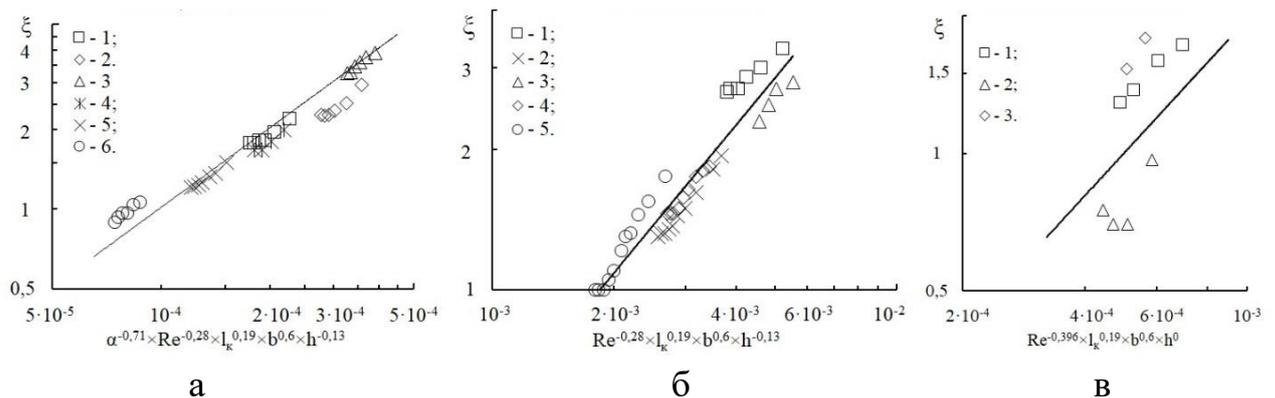
Расчетные линии, считанные на разной длине канала (1 – 4):  
 1 –  $l_k = 0$  (вход), 2 –  $l_k = 0,007$  м, 3 –  $l_k = 0,014$  м; 4 –  $l_k = 0,021$  м

Рисунок 4.13 – Распределение тангенциальной скорости  $u_y$

Согласно полученным данным, повышение тангенциальной скорости по длине кольцевого канала наблюдается на его длине до 0,007 м. В этой связи, дальнейшее увеличение длины канала завихрителя при конструировании принимать нецелесообразно.

#### 4.7 Обобщающая зависимость для расчета коэффициента сопротивления

Обработка экспериментальных значений коэффициента сопротивления различных типов завихрителей, представленная на рисунке 4.14, позволила получить следующее выражение для расчета коэффициента.



Экспериментальные точки (согласно таблице 2.1): (а) (1 – 6):  
 1 – завихритель № 7; 2 – № 9; 3 – № 10; 4 – № 3; 5 – № 5; 6 – № 11; (б) (1 – 5):  
 1 – № 13; 2 – № 14; 3 – № 15; 4 – № 16; 5 – № 17; (в) 1 – № 20; 2 – № 21; 3 – № 22.

Рисунок 4.14 – Зависимость коэффициента сопротивления  $\xi$  от  $\alpha^{-0,71} \cdot Re^{-j} \cdot l_k^{0,19} \cdot b^{0,6} \cdot h^{-q}$  (правой части уравнения (4.1)) для завихрителей с прямыми параллельными каналами (а), профилированными (б) и кольцевыми (в)

$$\xi = A \cdot \alpha^{-0,71} \cdot Re^{-j} \cdot l_k^{0,19} \cdot b^{0,6} \cdot h^{-q}, \quad (4.1)$$

где  $j = 0,281$  для прямых и профилированных каналов,  $j = 0,396$  для кольцевых каналов (рисунок 4.1);  $j = 0,042$  общее в турбулентном режиме;

$q = -0,13$  для прямых и профилированных каналов,  $q = 0$  для кольцевых каналов (рисунок 4.8);

$A = 10173$  – коэффициент для завихрителя с прямыми стенками канала,  $A = 751$  – профилированные каналы;  $A = 1571$  – кольцевые каналы;

Уравнение (4.1) применимо при  $\alpha = 26^\circ$ ,  $b = 0,0012 - 0,005$  м,  $n = 10 - 40$  шт. и  $l_k = 0,005 - 0,01$  м, при  $Re = 6000 - 10000$ .

### **Выводы к четвертой главе**

1. Сопоставимость результатов численного моделирования и эксперимента позволили сделать вывод о рациональности используемого метода расчета и примененных граничных условий. Полученные численные и экспериментальные данные могут быть дополнены исследованиями влияния температуры среды на желаемые гидродинамические характеристики.

2. Наибольший вклад в общее сопротивление завихрителя вносят потери напора на входе в канал и в самом канале; они сильно зависят от профиля скорости на входе.

3. Уменьшение угла наклона стенок канала завихрителя с  $90^\circ$  до  $26^\circ$  приводит к двукратному увеличению перепада давления за счет вогнутости входного профиля скорости.

4. Увеличение высоты канала приводит к уменьшению сопротивления завихрителя за счет уменьшения влияния силы вязкого трения о дно и крышку завихрителя на профиль скорости.

5. При постоянном числе Рейнольдса значение коэффициента

сопротивления увеличивается с увеличением ширины канала для всех исследованных типов завихрителей и обусловлено уменьшением входной скорости.

6. Устройства с кольцевыми стенками канала обладают наименьшим сопротивлением из-за конструкции входа канала, т. е. наличия одной входной кромки и выпуклого газового профиля на входе.

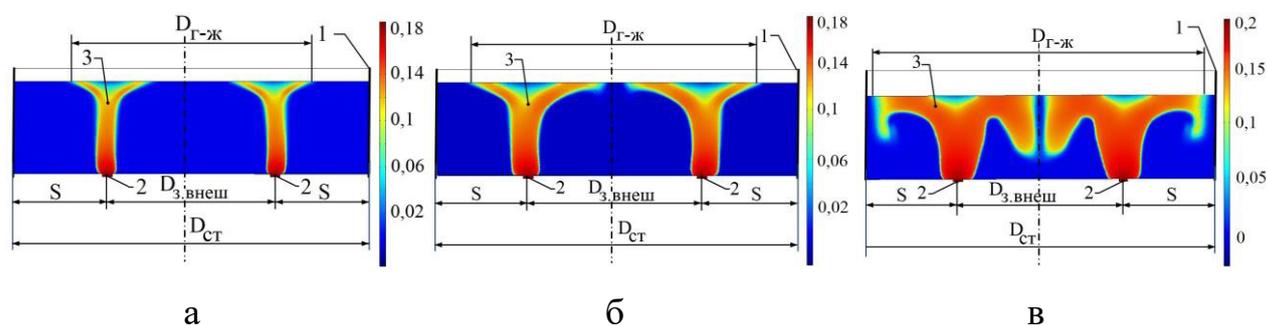
7. Представленная эмпирическая зависимость для оценки коэффициента гидравлического сопротивления тангенциального завихрителя позволяет учесть влияние геометрических параметров на перепад давления и, следовательно, может быть полезна на этапах проектирования, расчета и модернизации существующих устройств.

## ГЛАВА 5 МОДЕЛИРОВАНИЕ ПОТОКОВ НА ВИХРЕВОЙ СТУПЕНИ

### 5.1 Результаты численного моделирования

Проведено моделирование ступени с вихревыми контактными устройствами по схеме (рисунок 2.7в) [39].

Расчетное газосодержание в жидкости на ступени представлено на рисунке 5.1.



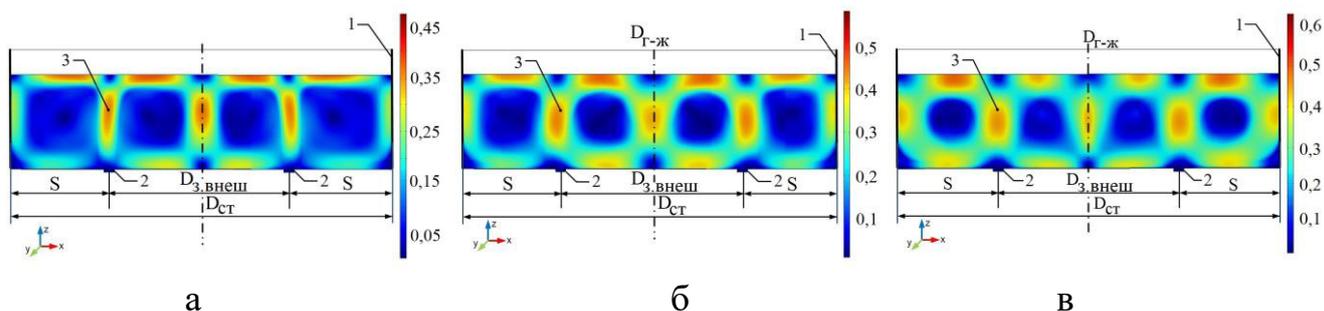
1 – царга; 2 – канал выхода газовой фазы; 3 – газораспределение

Расчетные данные (а – в): а)  $u_0 = 0,2$  м/с; б)  $u_0 = 0,4$  м/с; в)  $u_0 = 0,8$  м/с при диаметре пузырька  $d_{п} = 5$  мм,  $S = 0,1$  м;  $H_0 = 0,05$  м;  $D_з = 0,2$  м;  $D_{ст} = 0,4$  м

Рисунок 5.1 – Распределение газосодержания в жидкости при времени счета  $t = 5$  с

Согласно экспериментальным данным, в поверхностном слое жидкости образуется газожидкостный слой величиной  $D_{г-ж}$ , размер которого зависит от скорости газовой фазы в канале и диаметра ступени.

Распределению пузырьков газа в жидкости способствует циркуляционное движение слоев жидкости на ступени, что подтверждает анализ профилей скоростей жидкости на ступени (см. рисунок 5.2).



1 – царга; 2 – канал выхода газовой фазы; 3 – распределение скорости жидкости при а)  $u_0 = 0,2$  м/с; б)  $u_0 = 0,4$  м/с, в)  $u_0 = 0,8$  м/с

Рисунок 5.2 – Изменение скорости жидкости по высоте ступени при  $H_0 = 0,05$  м,  $S = 0,1$  м,  $D_{ст} = 0,4$  м,  $d_{п} = 10$  мм,  $t = 5$  с

Циркуляционное движение газожидкостной смеси наблюдается в объемах жидкости между стенкой ступени и каналом для выхода газа, а также в центральной части завихрителя. В исследованном диапазоне начальных скоростей газовой фазы наибольшая скорость движения жидкости  $U_z = 0,5 - 0,9$  м/с наблюдается в месте ее контакта с восходящим потоком газовой фазы в осевом направлении  $z$ , а также в поверхностных слоях жидкости на ступени в направлении оси  $x$ .

Характерные профили скорости жидкой фазы представлены на рисунке 5.3. Наличие значений скорости  $U_z$  с отрицательным знаком подтверждает циркуляцию жидкости на ступени.

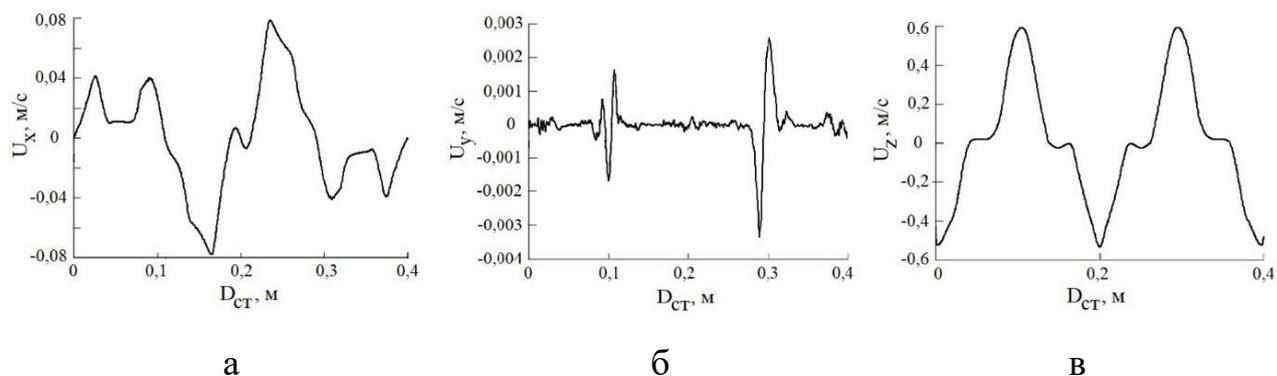
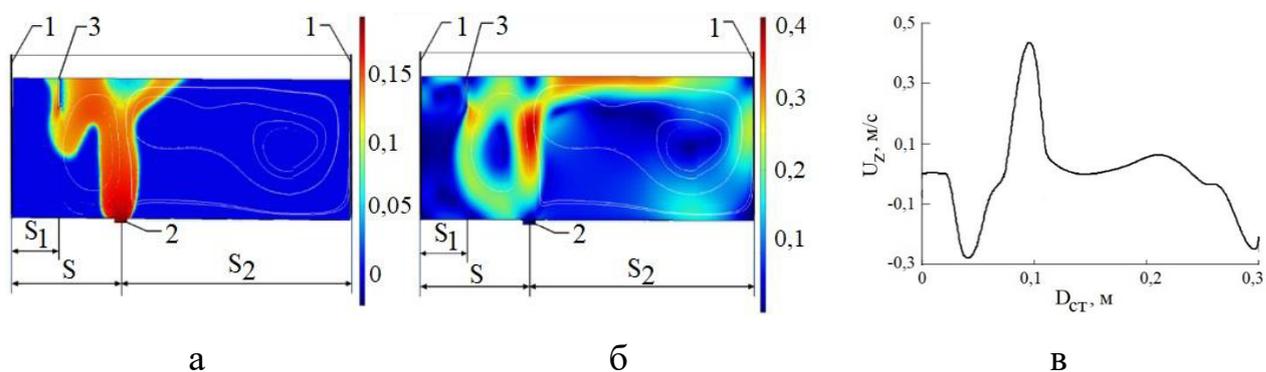


Рисунок 5.3 – Изменение скорости жидкой фазы при  $H_0 = 0,05$  м,  $S = 0,1$  м,  $t = 5$  с,  $u_0 = 0,8$  м/с,  $d_{п} = 10$  мм

Согласно данным моделирования, с увеличением начальной скорости газа скорость жидкой фазы возрастает, что позволяет вовлекать пузырьки газа диаметром до 8 мм в жидкость [115].

Как установлено экспериментально, при увеличении расстояния  $S$  от стенки царги происходит снижение скорости циркуляции жидкости на ступени. Например, при  $S = 0,1$  м максимальная скорость жидкости составила 0,48 м/с, а при величине 0,2 м – 0,24 м/с.



1 – царга; 2 – канал выхода газовой фазы; 3 – перегородка

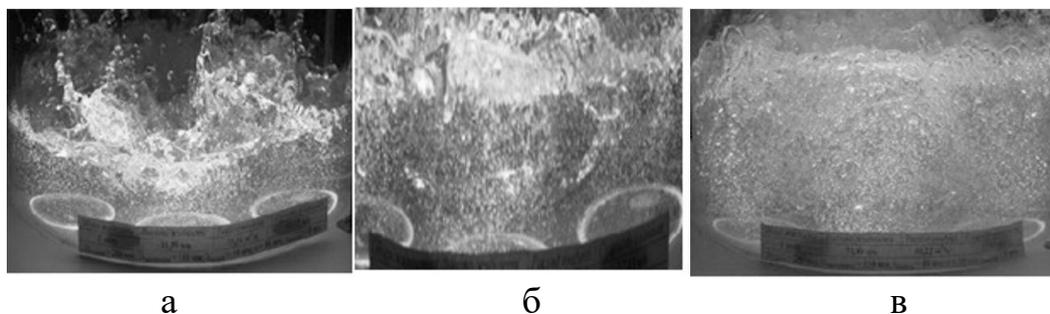
Рисунок 5.4 – Изменение газосодержания (а), скорости жидкости (б) и профиля скорости в жидкости по линии считывания (в) при наличии перегородки при  $H_0 = 0,05$  м,  $S = 0,1$  м,  $S_1 = 0,02$  м,  $d_{п} = 10$  мм,  $t = 5$  с,  $u_0 = 0,4$  м/с

Установка перегородки 3 (рисунок 5.4) приводит к изменению профиля скорости жидкости, но не исключает ее циркуляцию, что позволяет использовать цилиндрические перегородки определенного диаметра и высотой на многоэлементных ступенях с целью обеспечения требуемой гидродинамики.

## 5.2 Сопоставление результатов моделирования и эксперимента

Полученные при моделировании данные распределения потоков подтверждаются экспериментальными наблюдениями и анализом режимов движения жидкости на ступени. Как установлено, при сравнительно небольших расходах газа на ступени наблюдается струйный режим взаимодействия фаз, при котором наблюдается восходящее движение струй газа и отдельных

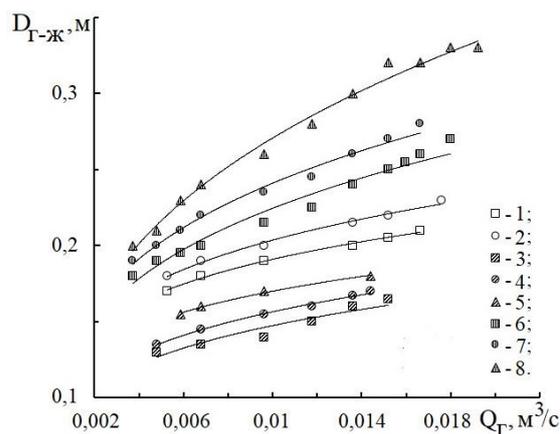
больших пузырьков, с флуктуацией газожидкостной смеси на поверхности жидкости (рисунок 5.5а). Такой режим работы наблюдался также при работе колпачковых и клапанных устройств.



а – струйный режим; б – барботажный режим; в – барботажно-кольцевой режим

Рисунок 5.5 – Структура газо-жидкостного потока на вихревой ступени

С увеличением расхода, струи газа смыкаются, образуя восходящий газожидкостный поток, образующий выпуклость диаметром  $D_{Г-ж}$  высотой 20 – 50 мм над поверхностью жидкости. Как установлено экспериментально, с увеличением расхода газа, высоты слоя жидкости на ступени и диаметра завихрителя величина  $D_{Г-ж}$  возрастает (см. рисунок 5.6), что согласуется с данными, полученными при численном моделировании.



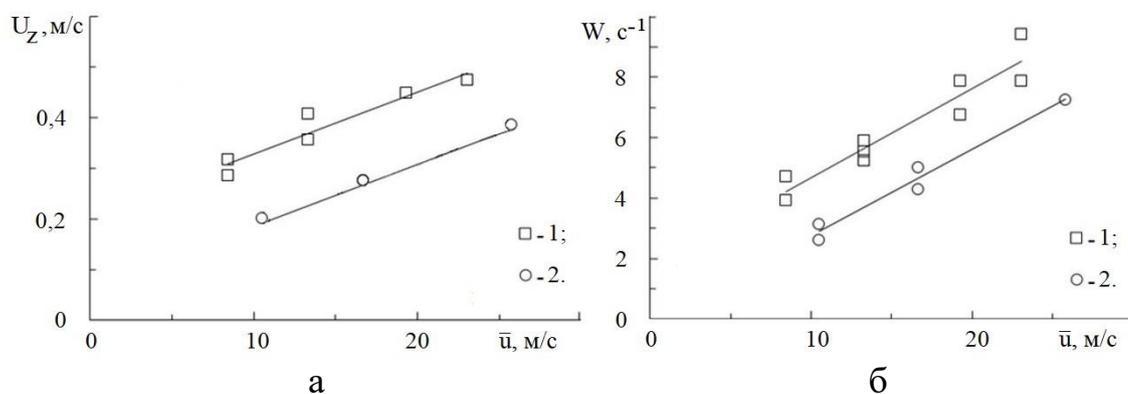
Экспериментальные точки (1 – 2) (согласно таблице 2.1): завихритель № 23 при: 1–  $H_0 = 0,057$  м; 2 –  $H_0 = 0,076$  м; (3 – 5) № 20: 3 –  $H_0 = 0,057$  м; 4 –  $H_0 = 0,076$  м; 5 –  $H_0 = 0,095$  м; (6 – 8) № 25: 6 –  $H_0 = 0,057$  м; 7 –  $H_0 = 0,076$  м; 8 –  $H_0 = 0,095$  м.

Рисунок 5.6 – Изменение диаметра газо-жидкостного слоя на поверхности жидкости в зависимости от расхода газа для различных типов завихрителей

При дальнейшем увеличении расхода газа, возникает барботажно – кольцевой режим (см. рисунок 5.5в), при котором достигается наибольшая величина  $D_{г-ж}$  и, вследствие интенсивной циркуляции жидкости на ступени, снижаются флуктуации газожидкостной фазы на поверхности жидкости.

При более высоких нагрузках по газу образуется кольцевой режим течения, характеристики которого рассмотрены нами ранее в [30, 39, 40].

Экспериментальные значения скорости жидкости, перемещающейся у стенки царги к полотну тарелки, в зависимости от скорости газа в завихрителе при вариации его диаметра, представлены на рисунке 5.7.



Экспериментальные точки (1 – 2) (согласно таблице 2.1):  
 1 –  $D_{з.внеш} = 0,184$  м, завихритель № 23; 2 –  $D_{з.внеш} = 0,130$  м, завихритель № 20

Рисунок 5.7 – Зависимость линейной (а) и угловой (б) скорости жидкости от скорости газа в каналах завихрителя при  $D_{ст} = 0,38$  м,  $H_0 = 0,1$  м

Величина скорости возрастала с увеличением расхода газа и диаметра завихрителя. Так, при  $S = 0,1$  м она составила  $U_z = 0,3 - 0,5$  м/с, а при  $S = 0,125$  м –  $U_z = 0,2 - 0,35$  м/с, что согласуется с данными моделирования и подтверждает наличие циркуляции жидкости на ступени. Экспериментально определенные значения скорости жидкости на вихревой ступени сопоставимы с расчетными скоростями по модели при начальной скорости газовой фазы  $u_0 = 0,2 - 0,4$  м/с и прочих равных условиях.

При скорости газа в каналах завихрителя менее 10 м/с, наблюдается

вращательное движение только нижних слоев жидкости на ступени. При увеличении расхода газа наблюдается вращение всего объема газожидкостной смеси с угловой скоростью  $3 - 10 \text{ с}^{-1}$ , что способствует формированию газожидкостной среды на ступени.

### 5.3 Структура потоков на тарелке в зависимости от типа контактного устройства

Для исследования гидродинамики потоков на тарелке и анализа их работы, проведено численное моделирование и экспериментальное исследование трех типов контактных устройств, схемы которых представлены на рисунке 5.8.

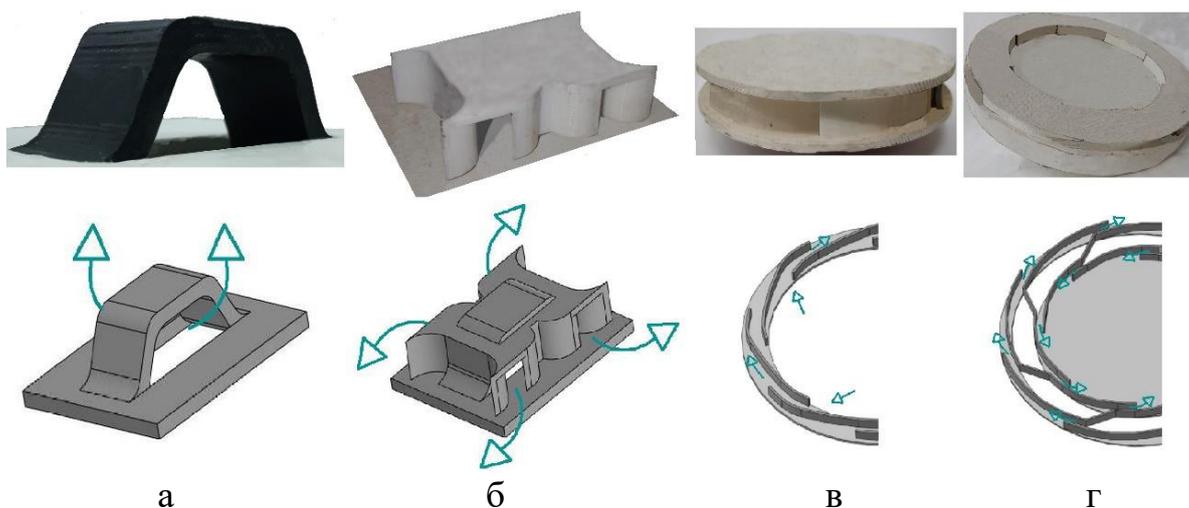


Рисунок 5.8 – Схемы перемещения газа и контактных устройств: (а) – клапанного, (б) – клапанно-вихревого, (в – г) – вихревого

Фиксированный клапан [116], представленный на рисунке 7.1а, имел профиль трапеции с размерами 0,021 на 0,040 м и высотой канала 0,015 м.

Клапанно-вихревое устройство, рисунок 7.1б, включало съемную крышку с габаритными размерами 0,040×0,067 м, которая закреплялась на фиксированном клапане [116] и была снабжена четырьмя тангенциальными профилированными каналами сечением 0,015×0,015 м.

Вихревое устройство с кольцевыми односторонними каналами имеет

наружный диаметр завихрителя 0,130 м, высоту канала 0,008 м, ширину канала 0,004 м, число каналов 8 шт.

Используя данные численного моделирования, распределение скорости жидкости на ступени с контактными устройствами трех типов (клапанного, клапанно-вихревого, вихревого) представлено на рисунке 5.9.

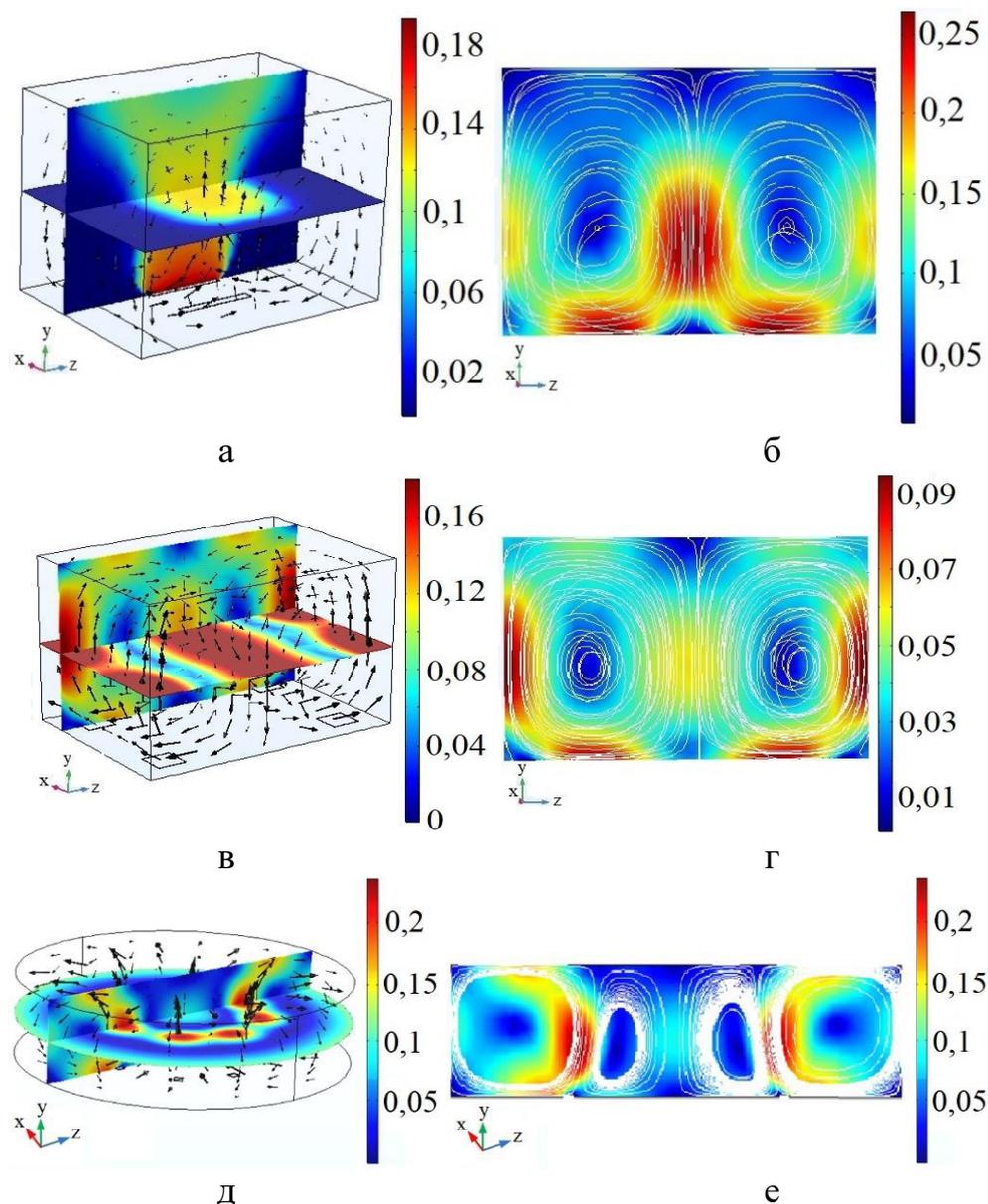


Рисунок 5.9 – Распределение полной скорости жидкости на клапанной (а – б), клапанно-вихревой (в – г) и вихревой (д – е) тарелке при удельном расходе газа для (б) и (е)  $0,96 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$  и (г)  $0,24 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$

Анализ полученных данных позволил представить следующую картину взаимодействия потоков на ступени. Газ, выходящий из каналов устройства,

внедряется в жидкость, а затем поднимается в виде струй и пузырьков в жидкости. За счет силы вязкого трения потоки газа увлекают прилегающие к ним слои жидкости, образуя на ступени циркуляционные контуры, направление движения которых зависит от конструкции устройств. Например, на тарелке с фиксированным клапаном жидкость перемещается от стенки корпуса (рисунок 5.9а), а на клапанно-вихревой – в противоположную сторону (рисунок 5.9б). Циркуляционные потоки жидкости увлекают за собой пузырьки газа, у которых скорость всплывания меньше скорости перемещения жидкости, что и формирует газосодержание на тарелке. С увеличением расхода газа через устройство, скорость жидкости возрастает так же, как и диаметр увлекаемых пузырьков газа, что согласуется с результатами работы [113]. Расчетные профили скорости жидкости и газа в слое жидкости на ступени с разными контактными устройствами представлены на рисунке 5.10.

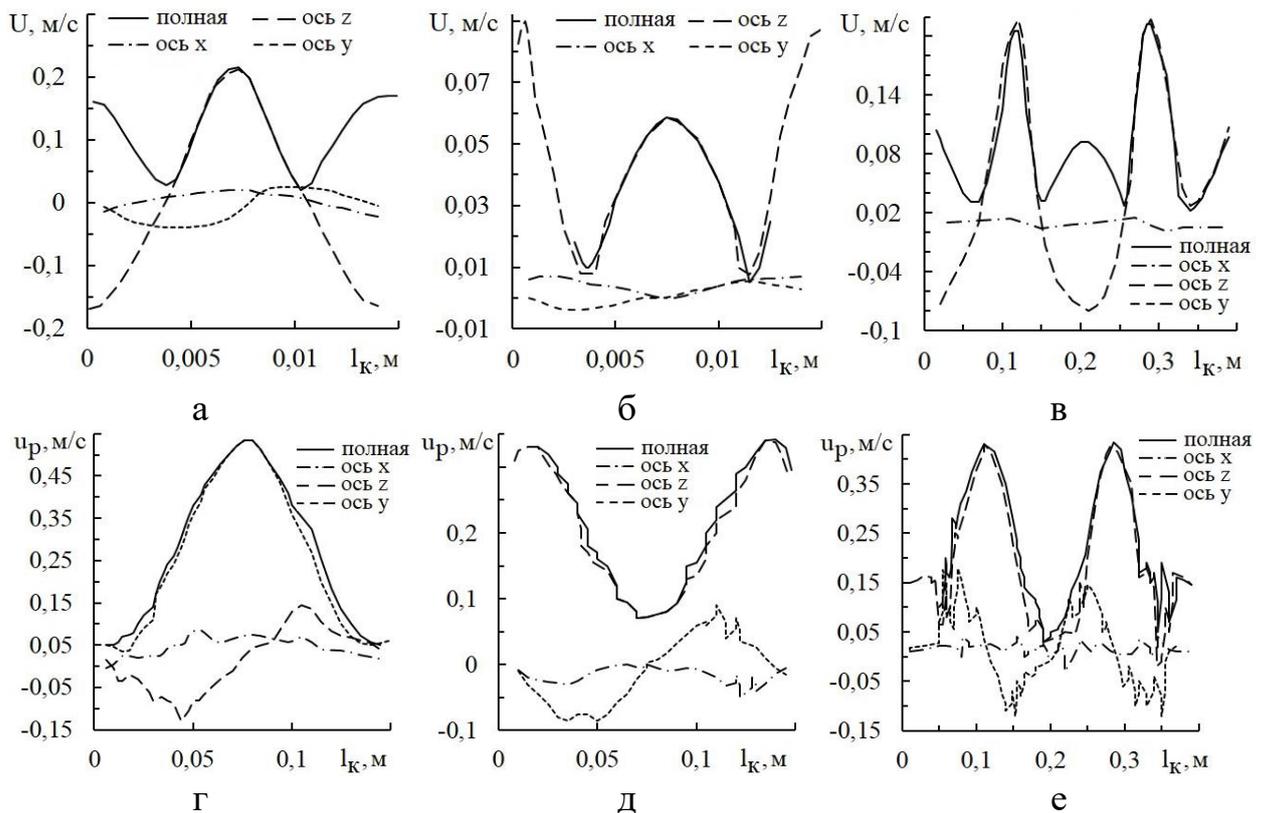
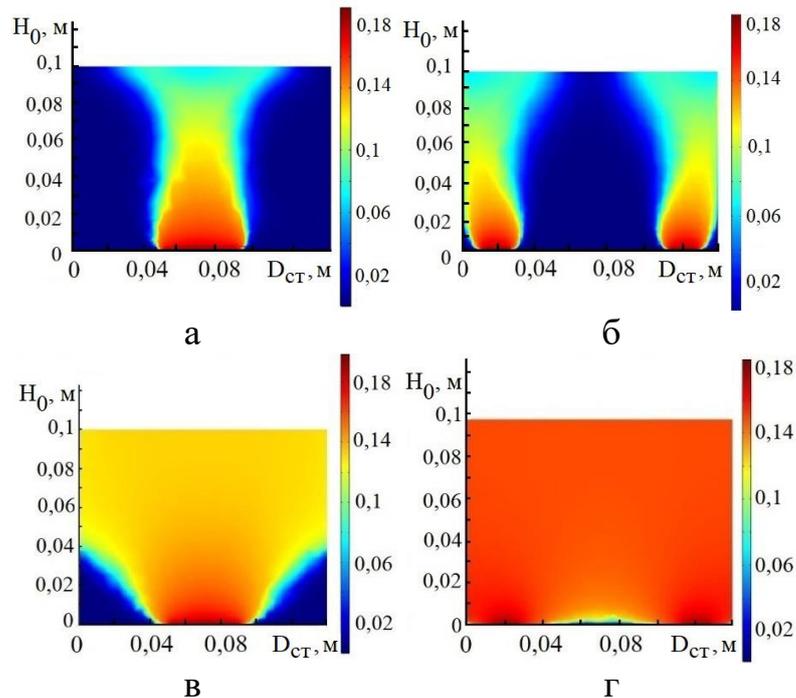


Рисунок 5.10 – Профили скорости жидкости (а – в) и газа (г – е), полученные на линии считывания на клапанной (а, г), клапанно-вихревой (б, д) и вихревой (в, е) тарелках

Расчетное газосодержание на тарелке показано на рисунке 5.11.



а, б – время расчета 3 с; в, г – время расчета 5 с

Рисунок 5.11 – Изменение газосодержания в жидкости на тарелках клапанной (а, в), клапанно-вихревой (б, г), при удельной нагрузке газа  $0,96 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$

Как показал сравнительный анализ, экспериментальные значения газосодержания согласуются с расчетными. Высота слоя жидкости на перегородке тарелки поддерживалась равной 100 мм.

### Выводы к пятой главе

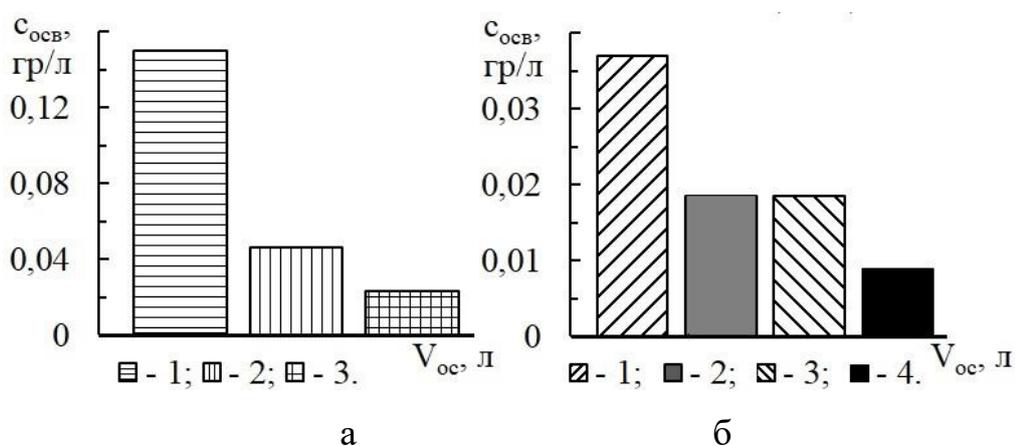
1) Численное моделирование в Comsol Multiphysics с помощью модели турбулентности  $k-\epsilon$ , совместно с моделью пузырькового течения, позволило установить наличие циркуляционного движения жидкости на ступени, определить профили скоростей фаз, получить величину начальной скорости газовой фазы  $u_0$ , при которой достигается согласование экспериментальных и расчетных значений скорости жидкости  $U_z$  на ступени с вихревыми контактными устройствами.

2) Обеспечение циркуляции жидкости на ступени со скоростью  $0,2 - 0,5 \text{ м/с}$ , позволяет увлекать в объем жидкости на ступени пузырьки газа размером до 8 мм, что способствует увеличению межфазной поверхности, по сравнению с барботажем, уменьшению застойных зон и снижению флуктуации газо-жидкостной смеси на горизонтальной перегородке тарелки.

## ГЛАВА 6 КИНЕТИКА ОСАЖДЕНИЯ МЕЛОЧИ ПРИ ФИЗИЧЕСКОЙ КОАГУЛЯЦИИ

### 6.1 Структура мелочи размолотой целлюлозы

Параметры мелкой фракции сульфатной блененой целлюлозы, прошедшей через сетку отливной машины с размером ячейки 250 мкм, представлены на рисунке 6.1 и в таблице 6.1.



(а) Длина волокна (1 – 4): 1 – 200 – 301 мкм, 2 – 301 – 454 мкм, 3 – 454 – 684 мкм, 4 – 684 – 1031 мкм; (б) Ширина волокна (1 – 5): 1 – 5 – 17 мкм, 2 – 17 – 27 мкм, 3 – 27 – 47 мкм, 4 – 47 – 67 мкм, 5 – более 67 мкм.

Рисунок 6.1 – Распределение средневзвешенной длины (а) и ширины (б) мелочи, по классам от содержания общего объема суспензии, полученной из хвойной блененой сульфатной целлюлозы при 58 °ШР и концентрации 3 %

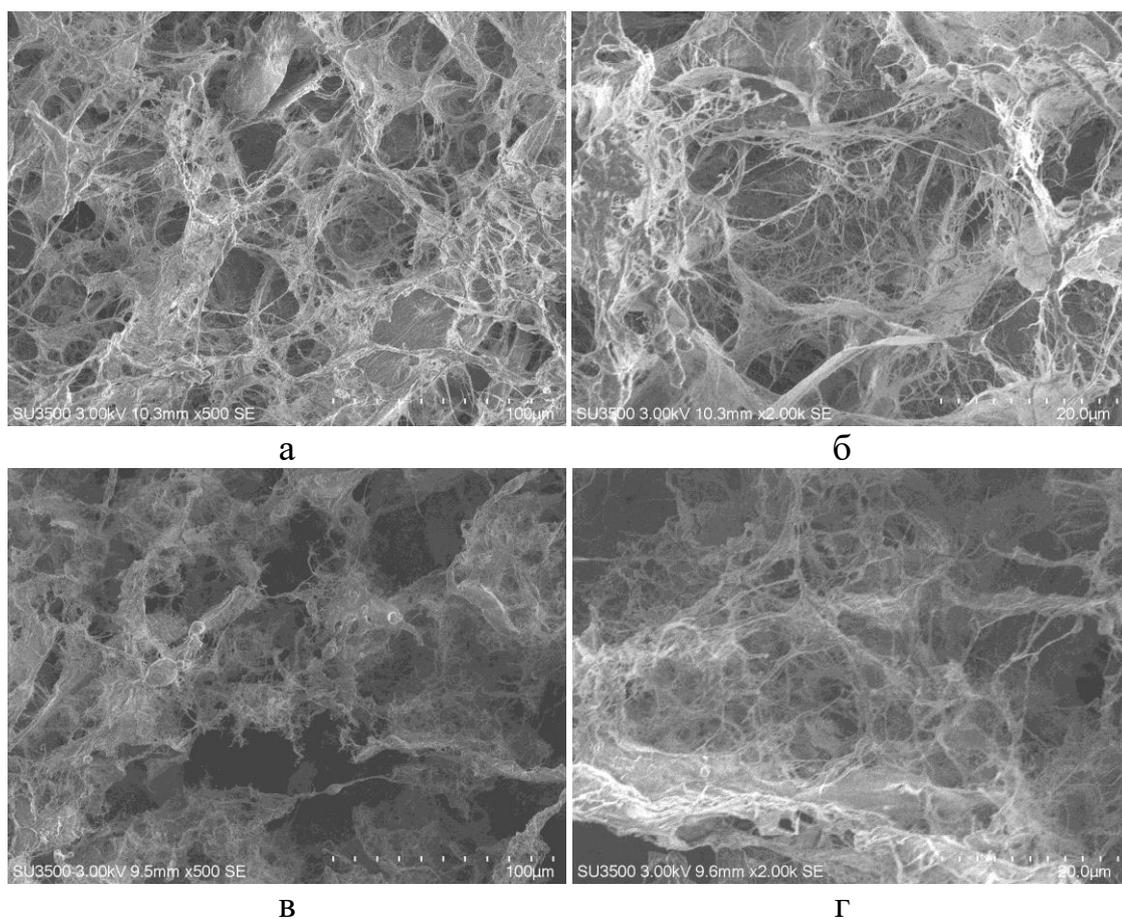
Таблица 6.1 – Мелочь блененой сульфатной целлюлозы согласно анализатору волокна MorFi Neo

Средняя длина мелочи (мкм)	38
Содержание мелочи (% по длине)	94,181
Средняя площадь мелочи (мкм <sup>2</sup> )	894
Содержание мелочи (% по площади)	48,460

Средняя длина мелочи в суспензии из хвойной целлюлозы (таблица 6.1) составила 38 мкм, а в размолотой целлюлозе (таблица 2.2) эта величина составляет 42 – 44 мкм, что сопоставимо.

## 6.2 Кинетика осаждения мелочи в суспензии

Фотографии мелочи представлены на рисунке 6.2. и рисунке 6.3.



(а, в) – 500 – кратное увеличение, (б, г) – 2000 – кратное увеличение

Рисунок 6.2 – Фотографии мелочи лиственной (а – б) и хвойной (в – г) сульфатной беленой целлюлозы, прошедшей через фторопластовый физический коагулятор

Волокна мелочи, прошедшие поры коагулятора, претерпевают изменения и имеют разветвленную структуру (рисунки 6.2 и 6.3а) в отличие от волокон, прошедших через титановый фильтр или сетку (рисунок 6.3в).

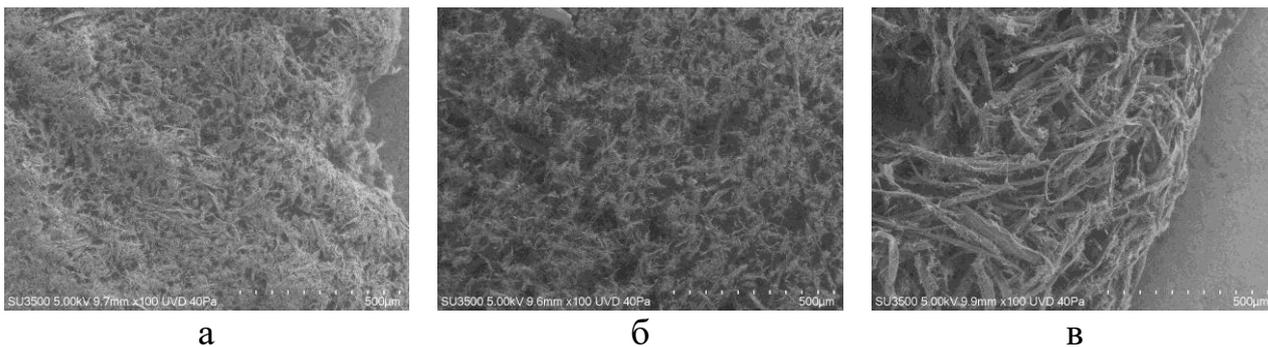


Рисунок 6.3 – Фотографии мелочи хвойной сульфатной беленой целлюлозы в суспензии, пропущенной через фторопластовый физический коагулятор (а), титановый фильтр (б) и сеточную часть (в) под микроскопом с увеличением 100 – крат

Пропускание суспензии с мелочью через поры коагулятора увеличивает вероятность столкновения волокон и их прилипание друг к другу [79], способствует образованию хлопьев и волокнистой массы при отстаивании.

Для определения свойств мелочи был установлен показатель степени полимеризации. Степень полимеризации (СП) целлюлозы характеризует количество элементарных звеньев в цепи и является одним из важных показателей. Степень полимеризации определялась вискозиметрическим методом. Как показали исследования, степень полимеризации мелочи целлюлозы после физического коагулятора составила 604 – 547,8. Согласно [117], волокна целлюлозы имеют степень полимеризации 1000 – 1500, а микрокристаллическая целлюлоза от 50 до 300 [76].

Гидролиз мелочи, проведенный на кафедре МАПТ СибГУ им. М. Ф. Решетнева к.т.н, доцентом Юртаевой Л.В., позволил получить целлюлозу со степенью полимеризации 106, что входит в диапазон микрокристаллической целлюлозы.

Можно сделать предположение, что благодаря более коротким волокнам мелочи целлюлозы и более рыхлой их структуре, можно снизить время обработки, в сравнении с временем обработки длинных волокон целлюлозы, которые требуют больших усилий (например, механический размол и кислотная обработка).

Таким образом, благодаря определению степени полимеризации, опытным путем было доказано, что мелкое волокно не отличается от обычного волокна и может быть использовано в качестве наполнителя.

Положение волокон в движущейся суспензии определяется линиями перемещения тока жидкости и турбулентных пульсаций в ней. Согласно [118], в начале процесса первичные частицы быстро сталкиваются и растут, при столкновении частиц образуются хлопья.

Согласно полученным данным, при попадании суспензии в неподвижный объем жидкости в течении 1 – 10 мин, в зависимости от концентрации мелочи в суспензии, происходит перераспределение волокон, которые стремятся занять устойчивое положение, и происходит образование хлопьев, размер которых зависит от концентрации волокон, таблица 6.2.

Таблица 6.2 – Размеры хлопьев мелочи в суспензии после физической коагуляции в зависимости от концентрации волокон в суспензии

Размер хлопьев, мм	Концентрация, г/л	
	Хвойная целлюлоза	Лиственная целлюлоза
Вкрапления	< 0,023	< 0,023-0,03
< 1	0,03-0,069	0,037-0,046
2-3	0,093-0,12	0,055-0,074
4-5	0,13-0,3	0,074-0,3
Волокнистая масса	> 0,3	> 0,3

При концентрации мелочи в суспензии менее 0,023 – 0,03 г/л, при отстаивании наблюдаются отдельные вкрапления мелких волокон в жидкости.

При концентрации 0,037 – 0,069 г/л, в неподвижном объеме жидкости происходит образование одиночных хлопьев размером до 1 мм, наблюдаемых по всему объему жидкости. Скорость осаждения составляет  $(0,63 – 0,89) \cdot 10^{-3}$  м/с. При дальнейшем увеличении концентрации мелочи в суспензии наибольший размер отдельных хлопьев достигает 5 мм (рисунок 6.4а).

При концентрации мелочи в суспензии более 0,3 г/л, в неподвижном

объеме суспензии наблюдается образование волокнистой массы (рисунок 6.4б), которая, согласно [119, 120], представляет собой сетевидную волокнистую структуру.

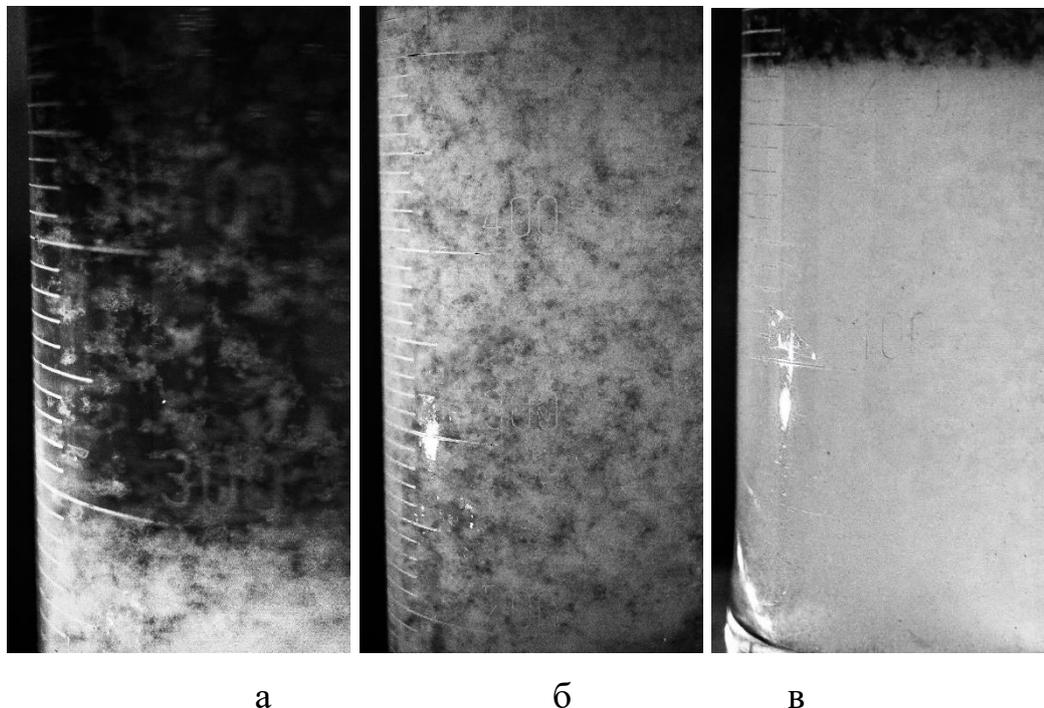
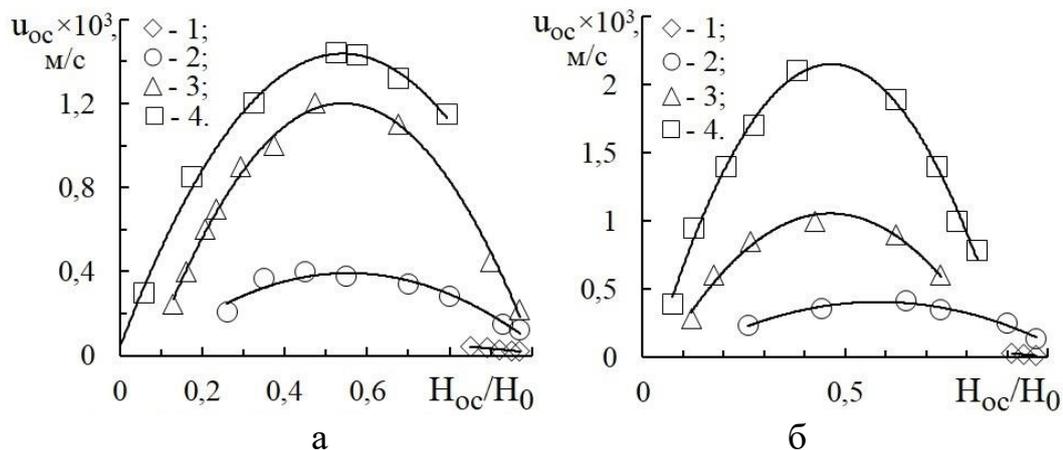


Рисунок 6.4 – Стадии образования хлопьев: отдельные хлопья (а), волокнистая масса (б), осадок (в)

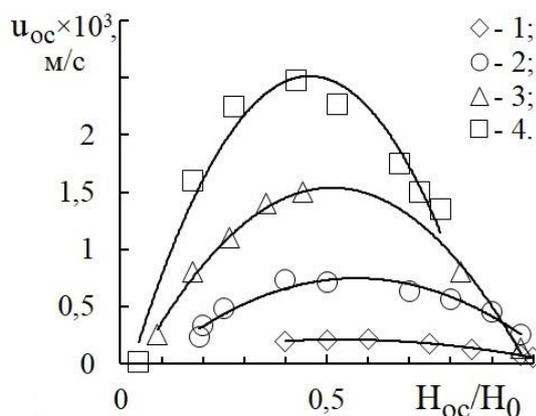
При повторном проведении коагуляции при исходной скорости сдвига, средний размер хлопьев в стационарном состоянии возвращается к исходному значению, что согласуется с выводами [118], поскольку фрагментация и повторный рост хлопьев не влияет на Ван-дер-Ваальсовы силы связывания между первичными частицами.

Скорость осаждения хлопьев в суспензии волокнистой массы лиственной целлюлозы, прошедшей через физический коагулятор, представлена на рисунке 6.5а, хвойной – на рисунке 6.5б., макулатуры – на рисунке 6.6.



а) лиственная (1 – 4): 1 – концентрация раствора  $c_p = 0,37$  г/л, 2 – 0,32; 3 – 0,2 г/л, 4 – 0,037 г/л; б) хвойная (1 – 4): 1 –  $c_p = 0,7$  г/л, 2 – 0,4 г/л; 3 – 0,34 г/л, 4 – 0,19 г/л

Рисунок 6.5 – Изменение скорости осаждения ( $u_{oc}$ ) хлопьев и волокнистой массы в суспензии мелочи лиственной (а) и хвойной (б) целлюлозы по высоте отстаивания ( $H_{oc}/H_0$ )



1 – концентрация раствора  $c_p = 0,3$  г/л, 2 – 0,2 г/л; 3 – 0,1 г/л, 4 – 0,05 г/л

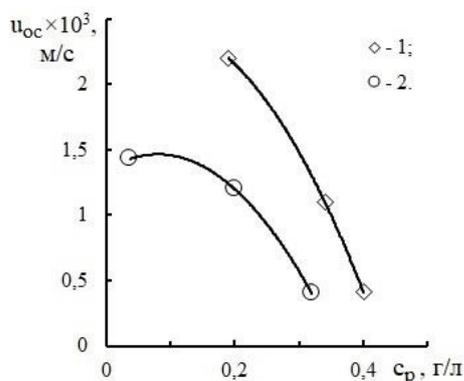
Рисунок 6.6 – Изменение скорости осаждения ( $u_{oc}$ ) хлопьев и волокнистой массы в суспензии мелочи макулатуры по высоте отстаивания ( $H_{oc}/H_0$ )

Согласно полученным данным, скорость осаждения хлопьев в суспензии мелочи изменяется по высоте отстаивания и зависит от начальной концентрации мелочи в суспензии. Опускающиеся хлопья по мере осаждения увеличиваются в размерах, при этом можно выделить три характерные зоны с различным состоянием их в суспензии.

В верхней части отстойника наблюдаются мелкие хлопья, которые имеют низкую скорость и частичную циркуляцию. Ниже этой зоны хлопья объединяются в крупные, обладающие наибольшей скоростью осаждения. В нижней части отстаивания крупные хлопья объединяются в агломераты, что приводит к снижению скорости осаждения, образуется зона замедленного движения.

В случае высокой начальной концентрации мелочи в суспензии, после коагуляции по всему объему образуется волокнистая масса (точки 1 – 2 на рисунке 6.5 и рисунке 6.6).

Наибольшая скорость осаждения хлопьев размером 2 – 5 мм, для хлопьев мелочи суспензии целлюлозы и исследованной макулатуры (рисунок 6.5 и 6.6), составила  $(1 - 2,5) \cdot 10^{-3}$  м/с и волокнистой массы  $(0,2 - 0,8) \cdot 10^{-3}$  м/с, что на порядок выше скорости осаждения мелочи суспензии профильтрованной через сетку.



Экспериментальные точки хлопьев мелочи в суспензии, полученной после фильтрования белой сульфатной целлюлозы 70 °ШР (1 – 2): 1 – хвойная; 2 – лиственная

Рисунок 6.7 – Зависимость скорости осаждения ( $u_{ос}$ ) от концентрации раствора ( $c_p$ )

Как видно из рисунка 6.7, с увеличением концентрации мелочи в суспензии скорость осаждения хлопьев снижается.

Изменение высоты осадка от времени осаждения хлопьев представлено на рисунке 6.8.

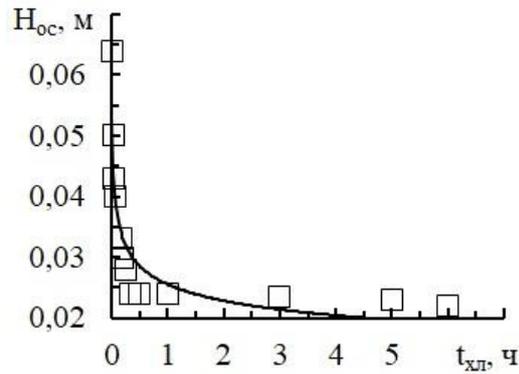
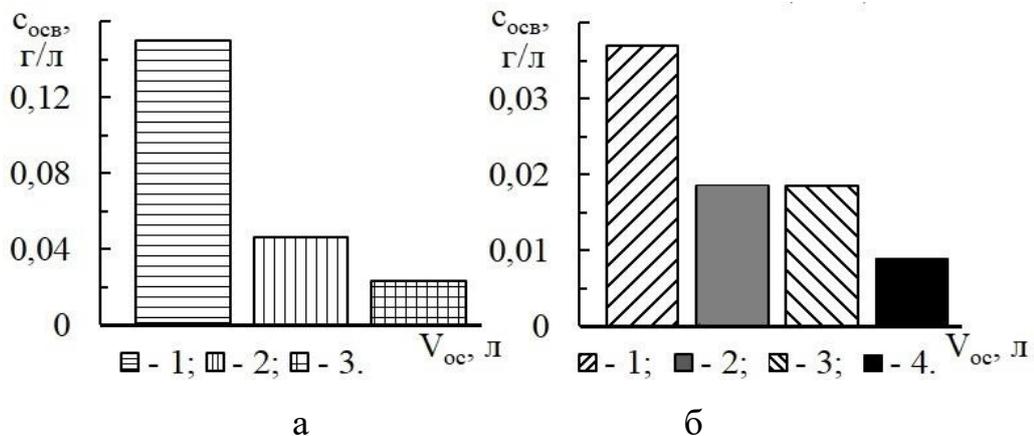


Рисунок 6.8 – Изменение высоты ( $H_{ос}$ ) осадка от времени осаждения хлопьев ( $t_{хл}$ )

Согласно экспериментальных данных, интенсивное осаждение мелочи в суспензии лиственной целлюлозы в отстойнике высотой 0,6 м осуществляется в течение 20 мин.

Значения концентрации мелочи в осветленной жидкости при отстаивании представлены на рисунке 6.9.



(а) и (б) при температуре суспензии 22 °С (1 – 3): 1 – процентное содержание осадка 50 % от общей массы суспензии; 2 – 25 %; 3 – 10 %; 4 – при температуре 14 °С, 25 %.

Рисунок 6.9 – Гистограммы концентраций осветленной суспензии хвойной (а) и лиственной (б) целлюлозы

Изменение температуры суспензии от 14 до 22 °С не существенно влияет на скорость осаждения хлопьев.

Наименьшая концентрация волокон в осветленной жидкости достигается при опускании хлопьев мелочи из лиственной целлюлозы, которая, согласно данным таблицы 2.2, а также данным [106], имеет более сложную структуру, в сравнении с хвойной целлюлозой. При времени осаждения 20 мин, концентрация осветленной суспензии составила 0,018 – 0,023 г/л. Уменьшение температуры суспензии (рисунок 6.9б, точки 4) приводит к снижению концентрации мелочи в осветленной жидкости.

Согласно полученным данным, можно также заключить, что для обеспечения наибольшей скорости осаждения и, следовательно, наименьших габаритов отстойника, с низкой концентрацией волокон в осветленной жидкости необходимо поддерживать концентрацию мелочи в суспензии 0,13 – 0,3 г/л, что позволит обеспечить образование хлопьев после коагуляции размером до 5 мм.

### **Выводы по шестой главе**

1) При помощи данных, полученных на анализаторе волокна MorFi Neo и цифрового микроскопа Hitachi SU 3500, изучен размер хорошо разработанной мелочи в суспензии, выделенной из волокнистой массы хвойной и лиственной целлюлозы.

2) Изучен состав мелочи в суспензии, выделенной из волокнистых масс хвойной и лиственной целлюлозы. Установлена концентрация коагулированной мелочи, равная 0,13 – 0,3 г/л, при которой происходит объединение мелких волокон в хлопья размером до 5 мм. Определены технологические параметры ведения процесса отстаивания: средняя скорость осаждения с коагулированной мелочью в суспензии составила  $(0,5 - 0,6) \cdot 10^{-3}$  м/с; концентрация мелочи в осветленной суспензии, за счет увлечения хлопьев опускающей массой, составила 0,018 – 0,023 г/л.

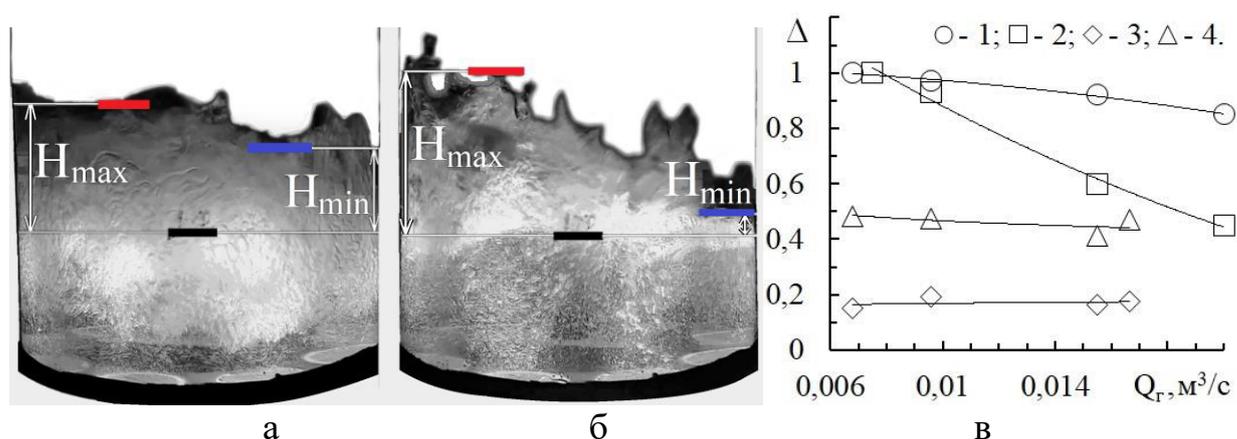
3) Из уловленной мелочи была получена микрокристаллическая целлюлоза химическим методом (гидролиз соляной кислотой), со степенью полимеризации 106, которая может быть использована в качестве наполнителей, что подтвердило целесообразность использования на практике установки для улавливания мелочи из суспензии.

## ГЛАВА 7 ПРИКЛАДНАЯ ЧАСТЬ

### 7.1 Разработка тарелки укрепляющей бражной колонны

На основании полученных данных, а также проведенных дополнительных исследований, разработана тарелка с вихревыми контактными устройствами большой производительности по жидкости, которая востребована для бражных колонн, работающих, в том числе – на средах, полученных на основе гидролизата древесины.

Экспериментальное исследование тарелки с различными контактными устройствами, представленными на рисунке 5.8, показали, что при работе устройств наблюдаются колебания уровня газожидкостного слоя (рисунок 7.1).



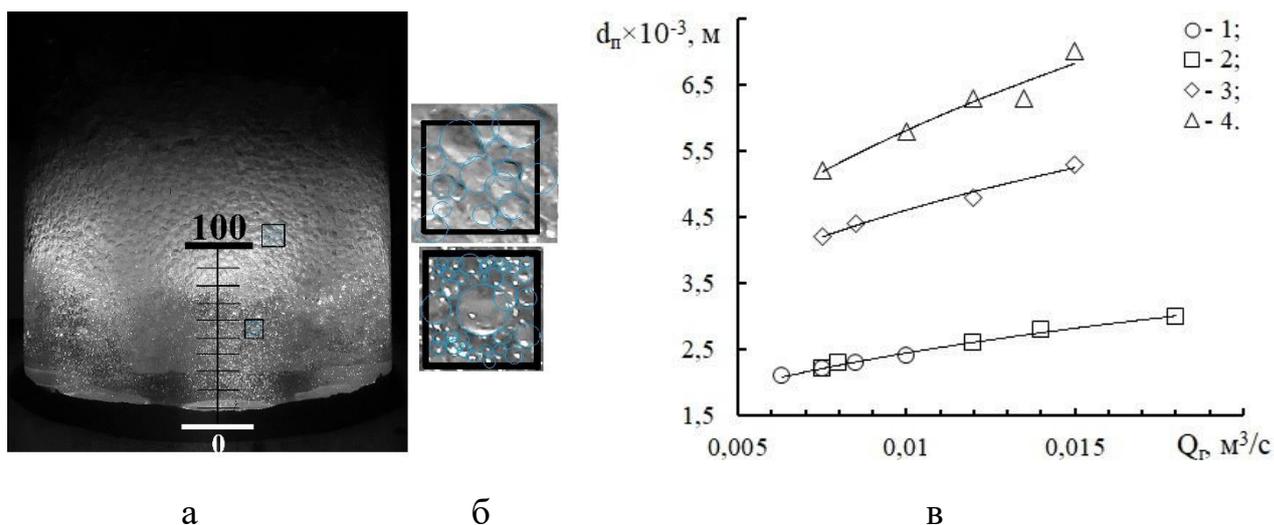
Экспериментальные точки: 1 – клапанная тарелка; 2 – клапанно – вихревая тарелка; 3 – вихревая тарелка с двухсторонними каналами, 4 – вихревая тарелка с односторонними каналами

Рисунок 7.1 – Газожидкостный слой на клапанно – вихревой (а), вихревой (б) тарелках и зависимость относительной амплитуды от расхода газа (в)

Амплитуда колебаний зависит от конструкции устройства, количества каналов и расхода газа. Измерение относительной амплитуды путем отслеживания высот  $H_{max}$  и  $H_{min}$ , при покадровой цифровой съемке, представлено на рисунке 7.2в, а также в приложении Б.

Согласно данным представленным на рисунке 7.1в, наибольшая относительная амплитуда наблюдается на тарелке с фиксированным клапаном (точки 1), наименьшие колебания уровня газо-жидкостного слоя наблюдаются при размещении на тарелке вихревых устройств (точки 3 и 4). Это обусловлено тем, что на вихревой тарелке происходит дробление струй газа в жидкости из-за сравнительно большой их скорости. Это позволяет погасить энергию струи и уменьшить колебания уровня газо-жидкостного слоя на тарелке

Структура (см. рисунок 7.2а) и формирование профиля скоростей жидкости и газа зависит как от места размещения каналов на тарелке, так и от расхода газа.



Экспериментальные точки: 1 – клапанная тарелка; 2 – клапанно – вихревая тарелка; 3 – вихревая тарелка с двухсторонними каналами, 4 – вихревая тарелка с односторонними каналами

Рисунок 7.2 – Фотография газо-жидкостного слоя (а), участка слоя увеличенного в 5 раз (б) и изменение среднеповерхностного диаметра пузырька от расхода газа (в)

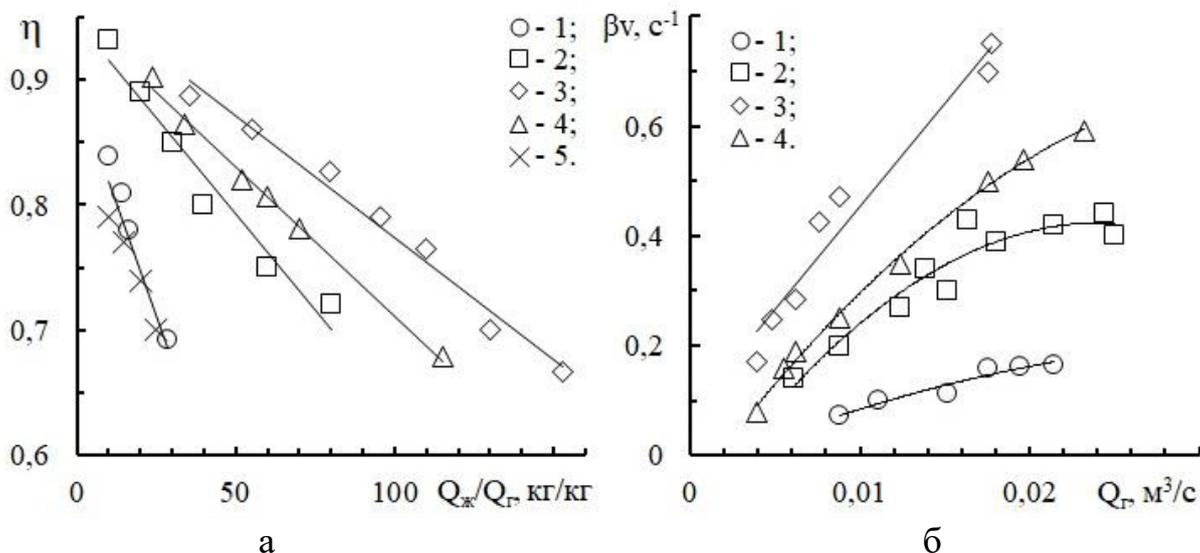
Обработка фотографий позволила рассчитать среднеповерхностный диаметр пузырьков газа на высоте слоя жидкости 50 и 100 мм от полотна

тарелки, для разных контактных устройств (см. рисунок 7.2б).

На тарелках клапанного и колпачкового типа, вследствие достижения сравнительно низкого расхода газа, струи газа практически не дробятся в жидкости, что приводит к образованию крупноячеистой пены в верхних слоях жидкости на ступени. В нижних слоях жидкости потоком циркулирующей жидкости формируются пузырьки газа размером до 3 мм (рисунок 7.2б, точки 1 и 2). Газосодержание на таких ступенях зависит в основном от скорости циркуляции жидкости. На ступенях с вихревыми контактными устройствами за счет высокой скорости струй газа, выходящих из каналов завихрителя, обеспечивается дробление потока газа с образованием пузырьков размером 4 – 8 мм по всему объему жидкости, рисунок 7.2б, точки 3 и 4. Формирование межфазной поверхности на вихревой ступени определяется расходом газа, что и позволяет не только устранить колебания поверхностных слоев жидкости, но и увеличить нагрузки при сохранении высокой эффективности тарелки.

Максимальное газосодержание на вихревой тарелке составило 0,18, что согласуется с расчетными данными [121].

Экспериментальные данные эффективности тарелки и интенсивности массоотдачи для разных контактных устройств представлены на рисунок 7.3.



а) 1 – клапанная тарелка, 2 – клапанно – вихревая тарелка, 3, 4 – вихревая тарелка; 5 – колпачковая тарелка, согласно [39]

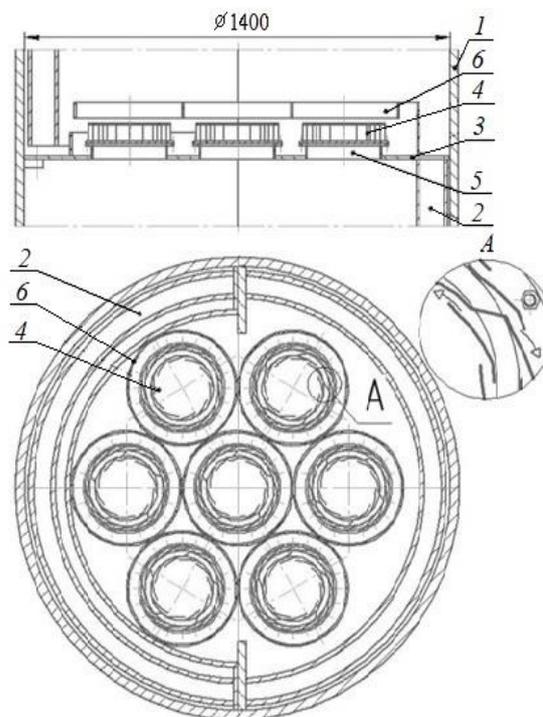
Рисунок 7.3 – Изменение эффективности тарелки от соотношения потоков (а) и величины коэффициента массоотдачи от расхода газа (б). Экспериментальные точки при  $Q_{ж} = 0,00025 – 0,006 \text{ м}^3/\text{с}$

При сравнительно низких расходах подаваемой жидкости на тарелку наблюдается высокая эффективность 0,85 – 0,9 для всех исследуемых контактных тарелок. Аналогично, как и величина коэффициента массоотдачи. Однако с увеличением расхода жидкости, эффективность клапанной и колпачковой тарелок резко снижается (точки 1 и 5, рисунок 7.3а). Это обусловлено вымыванием пузырьков газа поступающей на тарелку жидкости.

На основании полученных данных, проведены расчеты тарелки бражной колонны при расходе питания бражки  $80 \text{ м}^3/\text{ч}$ , с концентрацией этанола в ней 3 % об и расходе пара [122] –  $1,88 \text{ кг}/\text{с}$ .

При этих условиях, диаметр бражной колонны составил 1,4 м. Схема многоэлементной ступени представлена на рисунке 7.4.

Количество вихревых контактных устройств с кольцевыми каналами диаметром 0,27 м равно семи. Число наружных каналов – 15 шт., внутренних каналов – 10 шт, высота канала – 0,05 м, ширина канала – 0,01 м. Диаметр кольцевых перегородок составил 0,37 м, а их высота – 0,045 м.



1 – корпус; 2 – переток; 3 – перегородка; 4 – вихревые устройства;  
5 – газовый патрубок; 6 – циркуляционный стакан

Рисунок 7.4 – Схема вихревой ступени

Показатели бражной колонны представлены в таблице 7.1.

Таблица 7.1 – Сравнительные показатели колонны с колпачковыми и вихревыми контактными устройствами

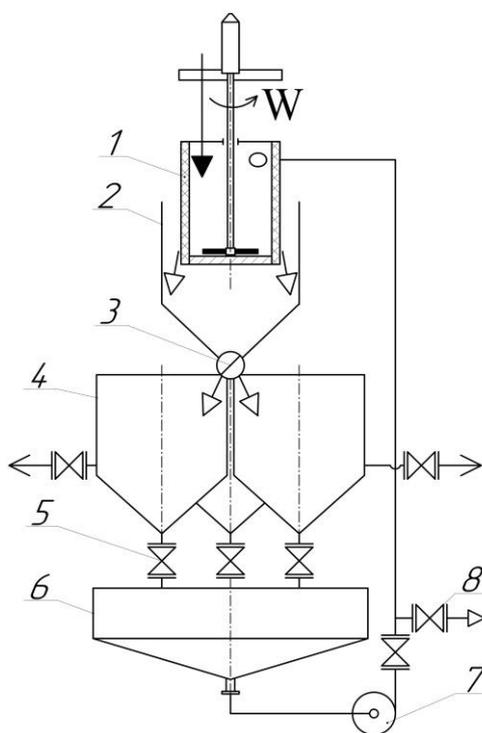
Наименование	Колпачковая [47]	Вихревая
Диаметр, м	2,6	1,4
Количество ступеней, шт	22	18
Высота колонны, м	13,2	6
Масса тарелки, кг	23000	4000
Скорость пара по сечению колонны, м/с	1,5	3,8
Эффективность контактной ступени	0,33	0,75
Расход первичного пара, кг/с	2,84	2,28

Применение разработанной тарелки с вихревыми контактными устройствами позволит снизить диаметр колонны, количество контактных устройств, металлоемкость, а также уменьшить застойные зоны в жидкости, повысить эффективность и продолжительность работы.

## 7.2 Схема установки для улавливания мелочи

При увеличении хлопьев напряжения сдвига в жидкости [118], разбивают хлопья на более мелкие фрагменты, что уменьшает их средний размер и тем самым увеличивает время осаждения. В этой связи, целесообразно процесс осаждения проводить в отстойниках периодического действия.

Схема осаждения мелочи из суспензии с применением физического коагулятора представлена на рисунке 7.5.



1 – вихревой физический коагулятор; 2 – емкость; 3 – многоходовой кран;  
4 – отстойники периодического действия; 5 – вентили; 6 – сборник осадка;  
7 – насос; 8 – запорная арматура

➔ – суспензия; → – осветленная суспензия; ➤ – осадок

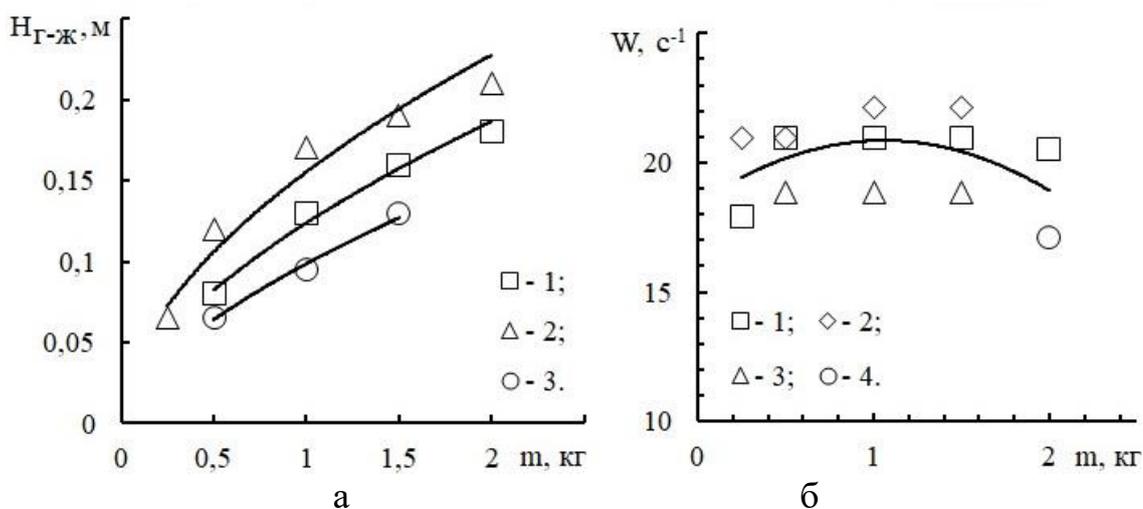
Рисунок 7.5 – Схема установки для улавливания мелочи из суспензии

Согласно рисунку 7.5, суспензия с мелочью поступает на диск вихревого коагулятора, отбрасывается центробежной силой на пористую стенку коагулятора, приобретает вращательное движение, а затем проходит через пористую стенку фильтра и сливается в емкость 2. Затем суспензия поступает в

один из отстойников 4. В отстойниках 4 происходит осаждение мелочи, отвод осадка осветленной жидкости. Регулирование концентрации суспензии до заданной величины, с целью получения хлопьев, осуществляется путем подачи части осадка из сборника 6 для поддержания оптимальной концентрации мелочи в суспензии, подаваемой в коагулятор 1 насосом 7. Конечный осадок поступает на обезвоживание, а осветленная суспензия – на дальнейшую очистку.

Средняя скорость осаждения в отстойнике составляет  $0,5 - 0,6 \cdot 10^{-3}$  м/с, производительность физического коагулятора –  $50 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ , концентрация волокон в осветленной жидкости составляет до  $0,023$  г/л.

Высота вращающегося слоя суспензии на стенке фильтра физического коагулятора и угловая скорость вращения суспензии показана на рисунке 7.6.



(а) Экспериментальные точки для листовенной беленой сульфатной целлюлозы (а) (1 – 3): 1 – масса целлюлозы при числе оборотов диска 1880 об/мин; 2, 3 – суспензия мелочи при 1880 и 950 об/мин; для (б) (1 – 3): 1 – число оборотов диска 1437 об/мин; 2 – 1880 об/мин; 3 – 950 об/мин

Рисунок 7.6 – Зависимость высоты жидкостного слоя (а) и угловой скорости вращения  $W$  (б) от массы суспензии на дисковой мешалке

Высота вращающегося слоя жидкости на поверхности физического коагулятора зависит от массы и свойств жидкости, пропускной способности

пористой стенки. Угловая скорость вращения слоя суспензии на цилиндрической поверхности составила  $18 - 22 \text{ с}^{-1}$  и не существенно зависит от числа оборотов вращающегося диска, в исследуемом диапазоне значений –  $950 - 2000 \text{ об/мин}$ , и от величины зазора между торцом вращающегося диска и стенкой  $5 - 15 \text{ мм}$ .

Предлагаемый метод улавливания мелочи из целлюлозы позволяет исключить использование коагулянта, получить незагрязненные волокна. Вследствие снижения времени осаждения хлопьев ( $20 - 40$ ) мин в сравнении с  $3 - 24 \text{ ч}$ , снижаются размеры отстойников, а, следовательно, и уменьшается металлоемкость установки.

Из полученной мелочи, согласно методике, изложенной [123], получена кристаллическая порошковая целлюлоза, что подтверждает целесообразность применения на практике схемы установки для улавливания волокон из суспензии.

### **Выводы по седьмой главе**

1) Разработана и исследована контактная ступень с вихревыми устройствами, позволившая снизить флуктуации газо-жидкостной среды на тарелке, увеличить нагрузки по пару и жидкости, обеспечить высокую межфазную поверхность (до  $1200 \text{ м}^{-1}$ ) и эффективность до  $0,7 - 0,9$ . Представлена компоновка устройств на тарелке, и рассчитаны конструктивные параметры вихревых контактных устройств для бражной колонны производительностью  $80 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

2) Разработана схема установки для осуществления улавливания мелочи из суспензии, при использовании которой уменьшается время осаждения волокон, снижаются нагрузки на сточные воды, а также сохраняется потребительская ценность волокон целлюлозы. Предложено для интенсификации процесса осаждения мелочи осуществлять возврат части осадка в суспензию, поступающую в физический коагулятор, для поддержания в ней концентрации  $0,13 - 0,3 \text{ г/л}$ .

## ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ И РЕЗУЛЬТАТЫ ДИССЕРТАЦИОННОЙ РАБОТЫ

1. Получены зависимости для расчета гидродинамических и массообменных параметров вращающегося газо-жидкостного потока. Установлено, что с увеличением скорости газа в каналах завихрителя газосодержание в слое жидкости возрастает и становится наибольшим в барботажно-кольцевом режиме. На величину газосодержания оказывают влияние конструктивные параметры завихрителя, физические параметры среды и высота столба жидкости. Угловая скорость газо-жидкостного потока зависит от массы жидкости на ступени, скорости газа в каналах устройства и составила  $11 - 17 \text{ с}^{-1}$ . Величина межфазной поверхности на ступени с вихревыми устройствами –  $600 - 1300 \text{ м}^{-1}$ . Величина объемного коэффициента массоотдачи зависит от диссипации энергии газа и межфазной поверхности и равна  $0,2 - 0,8 \text{ с}^{-1}$ . Поверхностный коэффициент массоотдачи при барботажно-кольцевом режиме составил  $(0,5 - 0,8) \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$  и при кольцевом режиме –  $(1 - 1,3) \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$ .

2. Разработаны новые конструкции тангенциальных завихрителей сопротивление которых в  $1,8 - 3,0$  раза ниже, по сравнению с завихрителем с прямыми стенками каналов. Получена зависимость для расчета коэффициента гидравлического сопротивления. Наибольший вклад в общее сопротивление завихрителя вносят потери напора на входе в канал. Уменьшение угла наклона стенок канала завихрителя с  $90^\circ$  до  $26^\circ$  приводит к увеличению сопротивления, за счет изменения входного профиля скорости. Увеличение высоты канала приводит к уменьшению сопротивления завихрителя, за счет снижения влияния силы вязкого трения на профиль скорости. Значение коэффициента сопротивления возрастает с увеличением ширины канала для всех исследованных типов завихрителей, что обусловлено снижением скорости газа около стенки. Достигнута хорошая сопоставимость результатов численного моделирования и эксперимента, это позволяет сделать вывод о рациональности

используемого метода расчета и примененных граничных условий.

3. Рассчитаны профили скорости и газосодержание в слое жидкости на тарелке при применении численного моделирования в Comsol Multiphysics, с использованием модели турбулентности  $k-\epsilon$ , совместно с моделью пузырькового течения. Установлена величина начальной скорости газовой фазы, при которой достигается согласование экспериментальных и расчетных значений параметров потока. При обеспечении циркуляции жидкости на ступени со скоростью 0,5 м/с, достигается увлечение пузырьков газа в жидкость диаметром до 8 мм. Исследованы контактные ступени с вихревыми устройствами, позволившие снизить амплитуду колебания газожидкостной среды, увеличить эффективность, по сравнению с клапанной и колпачковой тарелкой. Представлена конструкция тарелки бражной колонны производительностью 80 м<sup>3</sup>/ч с разработанными вихревыми контактными устройствами.

4. Изучен размер мелочи в суспензии, выделенной из волокнистой массы хвойной и лиственной целлюлозы. Предложен вихревой физический коагулятор. Установлена концентрация коагулированной мелочи, равная 0,13 – 0,3 г/л, при которой происходит объединение мелочи в хлопья размером до 5 мм. Определены технологические параметры ведения процесса осаждения. Получена микрокристаллическая целлюлоза, со степенью полимеризации 106, которая может быть использована в качестве наполнителя. Разработана установка для осуществления улавливания мелочи из суспензии, при использовании которой уменьшается время осаждения хлопьев, снижаются нагрузки на сточные воды, а также сохраняется потребительская ценность волокон целлюлозы.

## ОБОЗНАЧЕНИЯ И СИМВОЛЫ

$a$  – межфазная поверхность,  $m^{-1}$

$A = f/F$  – безразмерный фактор крутки

$b$  – ширина канала,  $m$

$c^*$  – равновесная концентрация жидкости,  $kg/m^3$

$c_k$  – концентрация кислорода в жидкости на ступени,  $kg/m^3$

$c_n$  – концентрация кислорода в жидкости поступающей на ступень,  $kg/m^3$

$c_{осв}$  – концентрация осветлённой суспензии,  $g/l$

$c_p$  – концентрация раствора,  $g/l$

$D_{20}$  – коэффициент диффузии кислорода в воде при  $20\text{ }^\circ C$ ,  $m^2/s$

$d_{отв}$  – диаметр отверстий барботера,  $m$

$D_{г-ж}$  – диаметр газожидкостного слоя,  $m$

$D_{ж}$  – коэффициент диффузии кислорода в воде,  $m^2/s$

$D_{з.внеш}$  – внешний диаметр завихрителя,  $m$

$D_{з.внутр}$  – внутренний диаметр завихрителя,  $m$

$d_{п}$  – средне поверхностный диаметр пузыря,  $m$ .

$D_{ст}$  – диаметр ступени внешний,  $m$

$E$  – Внутренняя энергия газа,  $Вт/кг$

$E_{вх}$  – энергия входного потока газа,  $Вт/кг$

$E_{вых}$  – энергия выходного потока газа,  $Вт/кг$

$f$  – площадь каналов для выхода газа,  $m^2$

$F$  – площадь сечения завихрителя,  $m^2$

$F_{0\lambda}$  – полный световой поток (прошедший через контрольный раствор)

$F_{\lambda}$  – световой поток, прошедший через исследуемый раствор

$J$  – доля потери напора

$h$  – высота канала,  $m$

$H_0$  – начальная высота слоя жидкости,  $m$

$H_{г-ж}$  – высота газожидкостного слоя,  $m$

$H_{ос}$  – высота осадка,  $m$

$H_{max}$  – минимальная высота газо-жидкостного слоя на тарелке,  $m$

$H_{\min}$  – максимальная высота газо-жидкостного слоя на тарелке, м

$L_{\text{вх}}$  – линия считывания на входе, м.

$L_{\text{вых}}$  – линия считывания на выходе, м

$l_{\text{д}}$  - длина дуги завихрителя, м

$l_{\text{к}}$  - длина канала, м

$l_{\text{р}}$  – рабочая длина канала, м

$m$  – масса жидкости на ступени, кг

$n$  – количество каналов, шт.

$N_{\text{п}}$  – количество шт. пузырьков

$Q_{\text{г}}$  – расход газа, м<sup>3</sup>/с

$Q_{\text{ж}}$  – расход жидкости, м<sup>3</sup>/с

$P$  – расчетное давление, Па

$\Delta P$  – сопротивление ступени, Па

$Re$  – число Рейнольдса

$Re = w \cdot R_3^2 / \nu$  – центробежный критерий Рейнольдса

$Re_{\text{кр}}$  – критическое число Рейнольдса

$R_3$  – радиус завихрителя, м

$R_{\text{ст}}$  – радиус ступени внешний, м

$S$  – расстояние от стенки царги до завихрителя, м

$Sc = \nu / D_{\text{ж}}$  – критерий Шмидта

$t$  – время, с

$t_{\text{хл}}$  - время осаждения хлопьев, ч

$\bar{u}$  – среднерасходная скорость газа в каналах завихрителя, м/с

$u_0$  – начальная скорость газа, м/с

$u_{\text{кр}}$  – критическая скорость газа в каналах завихрителя, м/с

$u_{\text{п}}$  – скорость подъема пузырька, м/с

$u_{\text{ос}}$  - скорость осаждения, м/с

$u_{\text{р}}$  – полная скорость газа в каналах завихрителя, м/с

$U_{\text{х}}$  – скорость жидкости по оси X, м/с

$U_{\text{у}}$  – скорость жидкости по оси Y, м/с

$U_z$  – скорость жидкости по оси  $Z$ , м/с  
 $V$  – объем жидкости, м<sup>3</sup>  
 $V_{oc}$  – объем осадка, л  
 $w$  – угловая скорость газожидкостного слоя, с<sup>-1</sup>  
 $\alpha$  – угол наклона стенки канала, °  
 $\beta_{20}$  – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе приведенный к температуре 20 °С, с<sup>-1</sup>  
 $\beta_f$  – поверхностный коэффициент массоотдачи, м/с  
 $\beta_v$  – коэффициент массоотдачи, с<sup>-1</sup>  
 $\Delta$  – амплитуда, м  
 $\delta$  – толщина стенки канала, м  
 $\varepsilon$  – диссипация энергии газа, Вт/кг  
 $\eta$  – эффективность  
 $\lambda_{г-ж}$  – коэффициент трения на межфазной поверхности;  
 $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости воды, м<sup>2</sup>/с  
 $\xi$  – коэффициент сопротивления  
 $\rho_g$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>  
 $\rho_{г-ж}$  - плотность газожидкостной потока кг/м<sup>3</sup>  
 $\rho_ж$  - плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>  
 $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения рабочей жидкости, Н/м  
 $\sigma_0$  – коэффициент поверхностного натяжения воды при температуре 20 °С, Н/м  
 $\tau$  – коэффициент пропускания %  
 $\varphi$  – газосодержание

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Холькин, Ю. И. Технология гидролизных производств / Ю. И. Холькин. – М.: Лесн. пром-сть, 1989. – 496 с.
2. Войнов, Н.А. Пленочные биореакторы / Н. А. Войнов, Е. В. Сугак, Н. А. Николаев. - Красноярск: Боргес, 2001. – 252 с.
3. Dmitrieva, O. S., Distribution of circulating water in the work area of a vortex chamber with disk atomizer for the purpose of increasing the efficiency of the cooling process / O. S. Dmitrieva, A. V. Dmitriev, A. N. Nikolaev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2014. - Vol. 50. – Pp. 169-175. DOI:10.1007/s10556-014-9874-1
4. Братчиков, Г. Г. Очистка газовых выбросов в целлюлозно-бумажной промышленности / Г. Г. Братчиков. - М.: Лесн. пром-сть, 1989. – 256 с.
5. Дмитриев, А. В. Динамика сплошной фазы в аппаратах вихревого типа, предназначенных для комплексной очистки газовых выбросов промышленных предприятий / А. В. Дмитриев, Д. Н. Латыпов, А. Н. Николаев // Промышленная энергетика. - 2006. - №3. – С. 46-49.
6. Сугак, Е.В., Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами / Е. В. Сугак, Н. А. Войнов, Н. А. Николаев. – Казань, 2009. – 222 с.
7. Дмитриев, А. В. Перспективы использования аппаратов прямоточно-вихревого типа для очистки крупнотоннажных газовых выбросов промышленных предприятий / А. В. Дмитриев, И. Р. Калимуллин, Н. А. Николаев // Известия вузов. Химия и химическая технология. – 2010. – Т. 53. – № 3. – С. 125-127.
8. Дмитриев, А.В. Очистка крупнотоннажных газовых выбросов промышленных предприятий в вихревых аппаратах путем физической и химической сорбции [Текст]: автореф. дис. ... докт. техн. наук: 05.17.08. Казань, 2012. – 23 с.
9. Смирнова, Н. Ю. Интенсификация процесса очистки газовых выбросов / Н. Ю. Смирнова, Н. А. Войнов, Ю. В. Плеханов // Химико-лесной комплекс –

проблемы и решения : сб. ст. Всерос. науч.-практ. конф., г. Красноярск, 11-12 апр. 2002 г. – Красноярск : СибГТУ, 2002. – Т. 3. – С. 157-162.

10. Войнов, Н. А. Вихревая контактная ступень для бражных колонн / Н. А. Войнов, С. А. Ледник, О. П. Жукова // Химия растительного сырья. – 2011. - №4. – С. 295-300.

11. Результаты внедрения и исследования контактных ступеней бражных колонн / Н. А. Войнов, С. М. Воронин, О. П. Жукова, С. А. Ледник // - Известия ВУЗов. Лесной журнал. – 2011. – №4 (322). – С. 93-98.

12. Войнов, Н. А. Контактные ступени неадиабатной ректификации / Н. А. Войнов, Д. А. Земцов, О. П. Жукова // Техника и технология пищевых производств. - 2017. – Т. 44. - №1. – С. 58-64.

13. Исследование вакуум-охладительной установки пленочного типа / Н. А. Войнов, Д. В. Тароватый, О. П. Жукова, Л. Н. Грошак // Химия растительного сырья. – 2010. – № 3. – С. 173 – 179.

14. Тароватый, Д.В. Совершенствование пленочных испарителей для обработки продуктов на основе гидролизата растительного сырья [Текст]: автореф. дис... канд. техн. наук: 05.21.03. Красноярск, 2011. – 23 с.

15. Войнов, Н. А. Теплосъем при пленочном течении жидкости / Н. А. Войнов, А. Н. Николаев. – Казань: Издательство «Отечество», 2011. – 224 с.

16. Машины и аппараты химических производств / А.С. Тимонин, Б.Г. Балдин, В.Я. Борщев, Ю.И. Гусев [и др]. – Калуга: Ноосфера, 2014. – 856 с.

17. Фракционирование вторичного волокна в центробежно-гидродинамическом фракционаторе / Н. И. Яблочкин, В. И. Комаров, И. Н. Ковернинский, Д. А. Дулькин // Известия ВУЗов. Лесной журнал. – 2004. – №6. – С. 62-89.

18. Очистка и рекуперация промышленных выбросов (2-е изд., перераб.) / В. Ф. Максимов, И. В. Вольф, Л. Н. Григорьев [и др]. - М.: Лесн. пром-сть, 1981. – 640 с.

19. Войнов, Н. А. Совершенствование бражной колонны в производстве этанола / Н. А. Войнов, Ю. Д. Алашкевич, Д. А. Земцов // Леса России и

ХОЗЯЙСТВО В НИХ. – 2015. – №1 (51). – С. 48-49.

20. Efficiency of a vortex contact stage in thermal distillation / N. A. Voinov, O. P. Zhukova, A. N. Voinov, D. A. Zemtsov, // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2016. – Vol. 50. – № 5. – P. 705–710. DOI: 10.1134/S0040579516050390

21. Distillation Trays that Operate Beyond the Limits of Gravity by Using Centrifugal Separation / P. Wilkinson, E. Vos, G. Konijn, H. Kooijman, G. Mosca, L. Tonon // Chemical Engineering Research and Design. – 2007. – 85. – Pp. 130–135. doi: 10.1205/cherd06103

22. Equipment improvement trends in distillation / Ž. Olujić, M. Jödecke, A. Shilkin, G. Schuch, B. Kaibel // Chemical Engineering and Processing – 2009. – 48. – Pp. 1089–1104. doi: 10.1016/j.cep.2009.03.004

23. Rivero, R. Energy Efficiency in Process Technology. In Exergy Analysis of Adiabatic and Diabatic Distillation Columns: An Experimental Study / R. Rivero, T. Cachot, P. Le Goff // Pilavachi, P.A., Ed.; Springer: Netherlands, Dordrecht, 1993. – Pp. 1254–1267. ISBN 978-94-011-1454-7.

24. Николаев, Н.А. Эффективность процессов ректификации и абсорбции в многоступенчатых аппаратах с прямоточно-вихревыми контактными устройствами [Текст] / Н.А. Николаев. – Казань, 2011. – 116 с.

25. Кустов А.В. Гидродинамика и массообмен на вихревых ректификационных ступенях при переработке растительного сырья [Текст] Автореферат дис... канд.техн.наук; 05.21.03/ А.В. Кустов. – Красноярск: СибГТУ, 2010.

26. Пат. 2354429 Российская Федерация МКИ В01/Д 1/22. Пленочный выпарной аппарат с восходящей пленкой [Текст] / Н. А Войнов, Д. В. Тароватый, А.Н. Войнов; - Заявка 2008106130/15, заяв. 18.02.08.; опубл. 10.05.09. Бюл. № 13.

27. Пат. 2324516. Российская Федерация, МПК В01Д 1/22. Пленочный выпарной аппарат со стекающей пленкой / Н. А. Войнов, Д. В. Тароватый; заявитель и патентообладатель: Сибир. госуд. технолог. ун-т.; заявл. 09.03.2007;

опуб. 20.05.2008, Бюл. №14.

28. Пат. 2424031 Российская Федерация, МПК В01D 1/22. Пленочный выпарной аппарат со стекающей пленкой / Н. А. Войнов, Д. В. Тароватый, О. П. Жукова; заявитель и патентообладатель: Сибир. госуд. технолог. ун-т. № 2009147624/05; заявл. 21.12.2009; опубл. 20.07.2011. Бюл. №20. – 14 с.

29. Мисюля, Д. И. Сравнительный анализ технических характеристик циклонных пылеуловителей / Д. И. Мисюля, В. В. Кузьмин, В. А. Марков // – Минск: Труды БГТУ. Химия и технология неорганических веществ. – 2012. – №3. – С. 154-163.

30. Богатых, С.А. Циклонно-пенные аппараты [Текст] / С. А. Богатых. – Ленинград: Машиностроение. – 1978 г. – 224 с.

31. Eldrainy, Y. A. Investigation of radial swirler effect on flow pattern inside a gas turbine combustor / Y. A. Eldrainy, M. F. A. Ibrahim, M. N. M. Jaafar // - Modern Applied Science. – 2009. - Vol. 3 (No.5). - Pp. 21–31. DOI:10.5539/mas.v3n5p21

32. Gas-Phase Mass Transfer in a Centrifugal Contactor / P. Sandilya, D. P. Rao, A. Sharma, G. Biswas // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2001. – V. 40 (1). - Pp. 384-392. DOI:10.1021/IE0000818

33. Distillation Trays that Operate Beyond the Limits of Gravity by Using Centrifugal Separation / P. Wilkinson, E. Vos, G. Konijn, H. Kooijman, G. Mosca, L. Tonon // Chemical Engineering Research and Design. – 2007. – 85. – Pp. 130–135. doi: 10.1205/cherd06103

34. Цыганков, П. С. Ректификационные установки спиртовой промышленности / П. С. Цыганков. – М. Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 336 с.

35. Овчинников, А. А. Динамика двухфазных закрученных турбулентных течений в вихревых сепараторах / А. А. Овчинников. – Казань: Новое знание, 2005. – 285 с.

36. Елизаров, Д. В. Прототипирование массообменных аппаратов со ступенчатым контактом фаз : дис. ... д-ра техн. наук / Д. В. Елизаров. Казань, 2016. – 370 с.

37. Пат. 2708361 Российская Федерация, МПКВ01D 3/30. Вихревая контактная ступень тепломассообменных аппаратов» / Н. А. Войнов, Д. А. Земцов, А. В. Богаткова ; заявитель и патентообладатель: Сибир. госуд. ун-т. науки и технологий им. академика М. Ф. Решетнева № 2018146876 ; заявл. 26.12.2018; опуб. 5.12.2019, Бюл. №34. – 11 с.  
[https://yandex.ru/patents/doc/RU2708361C1\\_20191205](https://yandex.ru/patents/doc/RU2708361C1_20191205)

38. Пат. 2725931 Российская Федерация, МПКВ01D 3/24. Контактное устройство для тепломассообменных аппаратов» / Д. А. Земцов, Н. А. Войнов, А. В. Богаткова, О. П. Жукова; заявитель и патентообладатель: Сибир. госуд. ун-т. науки и технологий им. академика М. Ф. Решетнева № 2019140976 ; заяв.: 10.12.2019; опуб. 07.07.2020 Бюл. 19. – 11 с.  
[https://yandex.ru/patents/doc/RU2725931C1\\_20200707](https://yandex.ru/patents/doc/RU2725931C1_20200707)

39. Hydrodynamics and Mass Transfer at the Vortex Stage and during Bubbling / N. A. Voinov, A. S. Frolov, A. V. Bogatkova, D. A. Zemtsov, O. P. Zhukova // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2019.– Vol.53. – No. 6.  
<https://doi.org/10.1134/S0040357119060149>

40. Voinov, N. A. Hydrodynamics of the Vortex Stage with Tangential Swirlers / N.A. Voinov, O.P. Zhukova, N.A. Nikolaev // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2010. – 44. – No. 2. – Pp. 213–219. doi:10.1134/S0040579510020132

41. Hydrodynamics of the vortex tray / N.V. Deryagina, N. A. Voinov, D.A. Zemtsov, A.V. Bogatkova // Thermal Science and Engineering Progress. – 2020. – V. 18. DOI: 10.1016/j.tsep.2020.100524

42. Литра, А. Н. Исследование модели прямоточного центробежного элемента / А.Н. Литра, П.С. Кунина, П.П. Павленко // Газоил пресс. Газовая промышленность. – 2009. – №12 (639). – 17-19 с.

43. Каплеуловители и их применение в газоочистке [Текст] / Г. К. Лебедюк, А. Ю. Вальдберг, М. П. Громов, В. П. Приходько // Обзорная информация. -М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1974. – 63 с.

44. Приходько, В. П. Центробежные капле уловители с лопастными завихрителями [Текст] / В. П. Приходько, В.Н. Сафонов, Г. К. Лебдюк //

Обзорная информация. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. – 50 с.

45. Experimental study on the effect of swirler geometry and swirl number on flame describing functions / P. Palies, D. Durox, T. Schuller, S. Candel // *Combustion Science and Technology*. – 2011. – 183 (7). – Pp. 704–717. <https://doi.org/10.1080/00102202.2010.538103>

46. Дрейцер, Г. А. Эффективность использования закрутки потока для интенсификации теплообмена в трубчатых теплообменных аппаратах // *Теплоэнергетика*. – 1997. – № 11. – С. 61–65.

47. Ледник, С. А. совершенствование оборудования в технологиях переработки биомассы дерева на основе вихревых контактных ступеней: дис. ... канд. техн. наук. Красноярск: СибГТУ. – 2013. – 137 с.

48. Войнов, Н. А. Вихревые контактные ступени ректификационных аппаратов. Уч.пособие [Текст] / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, Н. Ю. Кожухова. – Красноярск: СибГТУ, 2012. – 72 с.

49. Вихревые контактные ступени для ректификации / Н. А. Войнов, Н. А. Николаев, А. В. Кустов, А.Н. Николаев, Д. В. Тароватый // *Химия растительного сырья*. – 2008. – №3. – С. 173-178.

50. Voinov, N. A. Hydrodynamics and mass exchange in vortex rectifying column / N. A. Voinov, N. A. Nikolaev, A. V. Kustov // *Russian Journal of Applied Chemistry*. – 2009. – 82. – Pp. 730–735. doi:10.1134/S1070427209040387.

51. Voinov, N. A. Vortical contact stage for heat- and mass-exchange processes / N.A. Voinov, S.A. Lednik, O.P. Zhukova // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2014. – 49. – Pp. 579–583. DOI:10.1007/s10556-014-9798-9

52. Исследование вихревых ректификационных ступеней / А. В. Кустов, Н. А. Артищева, В. Г. Межов, Ю.Д. Алашкевич // *Химия растительного сырья*. – 2016. – 3. – С. 125–134. doi:10.14258/jcprm.2016031274.

53. Voinov, N.A. Hydrodynamics and mass transfer on a stage with profiled tangential channels [Текст] / N. A. Voinov, S. A. Lednik // *Russian Journal of Applied Chemistry*. – 2011. – Vol. 84. – № 12. – Pp. 2195-2201. doi:10.1134/S1070427211120330

54. Mass transfer in gas-liquid layer on vortex contact stages / N. A. Voinov, O. P. Zhukova, S. A. Lednik, N. A. Nikolaev // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2013. – V. 47. – № 1. – P. 55-59. DOI:10.1134/S0040579513010132
55. Войнов, Н. А. Вихревая контактная ступень для тепломассообменных процессов [Текст] / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, С. А. Ледник // - Химическое и нефтегазовое машиностроение. – М., 2013. – № 9. – С. 9 – 11.
56. Лаптев, А. Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов [Текст] / А. Г. Лаптев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007. – 500 с.
57. Собин, В. М. Исследование структуры и гидравлического сопротивления турбулентного закрученного потока в коротких трубах [Текст] / В. М. Собин [и др.] – Изв. АН БССР. Сер. физ.-энерг. Наук. – 1972. – № 3
58. Идельчик, Е. И. Справочник по гидравлическим сопротивлениям [Текст] / Е. И. Идельчик. – М: Наука. – 1992. – 360 с.
59. Hydraulic Resistance of Tangential Swirlers / N. A. Voinov, D. A. Zemtsov, O. P. Zhukova, A. V. Bogatkova // Chemical and Petroleum Engineering. – 2019. – V. 55. – P. 51. <https://doi.org/10.1007/s10556-019-00584-y>
60. Gas Flow in a Multiliquid-Inlet Rotating Packed Bed: Three-Dimensional Numerical Simulation and Internal Optimization / W. Wu, Y. Luo, G.-W. Chu, Y. Liu, H.-K. Zou, J.-F. Chen // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2018. – 57(6). – Pp. 2031-2040. DOI: 10.1021/acs.iecr.7b04901;
61. Dynamics of Swirling Flames / S. Candel, D. Durox, T. Schuller, J-F. Bourgoign, J. P. Moeck // Annual Review of Fluid Mechanics. – 2014. – Vol. 46:147-173.
62. Rogovyi, A. Use of detached-eddy simulation method (DES) in calculations of the swirled flows in vortex apparatuses // Тека. Commission of motorization and energetics in agriculture – 2016. – Vol. 16. – No.3. – Pp. 57-62.
63. Стабников, В. Н. Перегонка и ректификация спирта [Текст] / В. Н. Стабников. – М.: Пищевая промышленность, 1969. – 455 с.
64. Войнов, Н. А. Тепломассообмен на вихревой контактной ступени

[Текст] / Н.А. Войнов, С.А. Ледник, О.П. Жукова // Химия растительного сырья. - 2012. - №4. – С. 209-213.

65. Пат. 2466767 Российская Федерация, МКИ В01/Д 3/30. Теплообменная вихревая колонна [Текст] / Н. А. Войнов, С. А. Ледник, Жукова О. П., Воронин С.М., Войнов А.Н.; заявитель и патентообладатель Сибирский государственный технологический университет; заявл. 30.03.11 – опубл. 20.11.12. Бюл. № 32. - 7 с.

66. Фракционирование вторичного волокна в центробежно-гидродинамическом фракционаторе / Н. И. Яблочкин, В. И. Комаров, И. Н. Ковернинский, Д. А. Дулькин // Известия вузов. Лесной журнал. – 2004. – 6. – С. 62-90.

67. Modelling of internally recycled material in fibreboard production facility as a tool for economic and environmental assessment / A. Vititnev, R. Marchenko, A. Rubinskaya, A. Shishmareva // BioResources. – 2021. – 16(4). – Pp. 6587-6598.

68. Рубинская, А. В. Влияние технологических параметров флотационной установки на эффективность очистки оборотной воды при производстве ДВП / А. В. Рубинская, Н. Г. Чистова, Ю. Д. Алашкевич // Химия растительного сырья. 2007. – № 2. – С. 95 – 100.

69. Комаров, В. И. Технология целлюлозно-бумажного производства: Справочные материалы в 3 частях. Часть 2. / В. И. Комаров, Л. А. Галкина, Л. Н. Лаптев. – СПб.: Политехника, 2005.

70. Технология целлюлозно-бумажного производства. Т. II. Производство бумаги и картона. Ч. 1. Технология производства и обработки бумаги и картона. — СПб.: Политехника, 2005. – 423 с.

71. Терентьева, Э. П. Химия древесины, целлюлозы и синтетических полимеров: учебное пособие. Ч.1 / Э. П. Терентьева, Н. К. Удовенко, Е. А. Павлова. – СПб., 2014. – 53 с.

72. Азаров, В. И. Микрокристаллическая целлюлоза. Химия древесины и синтетических полимеров: учеб. для вузов / В. И. Азаров, А. В. Буров, А. В. Оболенская. – СПб., 1999. – С. 578–579.

73. Непенин, Н. Н. Технология целлюлозы. В 3-х т. Том 3. Очистка, сушка и отбелка целлюлозы. Прочие способы получения целлюлозы. Учебное пособие для вузов / Н. Н. Непенин, Ю. Н. Непенин // - 2-е изд., перераб. – М.: Экология, 1994. – 592 с

74. Пат. 2715846 Российская федерация, МПК C02F 1/50 Способ обработки содержащих целлюлозу осадков сточных вод для получения облицовочного картона и этанола из целлюлозы / Ф. С. Перейра, А. М. Гомеш; Патентообладатель СОЛЕНИС ТЕКНОЛОДЖИЗ, Л.П. (СН). – заявл. 20.06.2016; опубл. 03.03.2020, Бюл. №7. – 12 с.

75. Влияние ножевого способа размола волокнистой массы на процесс получения порошковой целлюлозы / Ю. Д. Алашкевич, Л. В. Юртаева, Н. С. Решетова, Р. А. Марченко // Химия растительного сырья. – 2020. – 4. – С. 493-499. DOI: 10.14258/jcprm.2020048121

76. Топтунов, Е. А. Порошковые целлюлозные материалы: обзор, классификация, характеристики и области применения / Е. А. Топтунов, Ю. В. Севастьянова // Химия растительного сырья, 2021. № 4. С. 31-45. <https://doi.org/10.14258/jcprm.2021049186>

77. Полидентатный адсорбент на основе льняной целлюлозы, модифицированной гиперразветвленным полиэфирополибензоилтиокарбаматом / А.-М. П. Эрнандес, А. Ф. Максимов, А. А. Жукова, Д. А. Кудряшова, К. С. Мамзякова, М. П. Кутырева [и др.] // Химия растительного сырья. – 2021. – 2. – С. 79-85. DOI: 10.14258/jcprm.2021027503»

78. Барсов, В. В. Общая теория фракционирования целлюлозных волокон / В.В. Барсов, С.Л. Талмуд // Проблемы физико-химической механики волокнистых и пористых дисперсных структур и материалов: Материалы конференции. Изд. «Зинатне»: АН Латв. ССР. Ин-т химии древесины, 1967. – С. 485-495.

79. Драгинский, В. Л. Коагуляция в технологии очистки природных вод / В. Л. Драгинский, Л. П. Алексеева, С. В. Гетманцев // - М., 2005. – 576 с.

80. Самбурский, Г. А. Особенности стандартизации химических реагентов

для подготовки питьевой воды (на примере коагулянта полиоксихлорида алюминия) / Г. А. Самбурский, О. В. Устинова, С. В. Леонтьева // Водоснабжение и санитарная техника. – 2020. – № 1.– С. 15–22. DOI: 10.35776/MNP.2020.01.02

81. Бабенков Е.Д. Очистка воды коагулянтами. – М.: Наука, 1977. – 356 с.

82. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий. Ч. II. – СПб.: НПО «Профессионал», 2006. – 916 с.

83. Водоотводящие системы промышленных предприятий / С. В. Яковлев, Я. А. Карелин, Ю. М. Ласков, Ю. В. Воронов. – М.: Стройиздат, 1990. – 511 с.

84. Васильев, Г. В. Водное хозяйство и очистка сточных вод предприятий текстильной промышленности / Г. В. Васильев, Ю. М. Ласков, Е. Г. Васильева. – М.: Легкая индустрия, 1976. – 224 с.

85. Родионов, А. И. Техника защиты окружающей среды / А. И. Родионов, В. Н. Клушин, Н. С. Торочешников // – М.: Химия, 1989. – 512 с.

86. Park, H. Water blending effects on coagulation-flocculation using aluminum sulfate (alum), polyaluminum chloride (PAC), and ferric chloride (FeCl<sub>3</sub>) using multiple water sources / H. Park, S. Lim, H. Lee, D.-S. Woo // Desalination and Water Treatment. – 2016. – 57(16). – Pp. 7511–7521. DOI: 10.1080/19443994.2015.1025583

87. Coagulation behavior of polyaluminum chloride: effects of pH and coagulant dosage / N. Wei, Z. Zhang, D. Liu, Y. Wu, J. Wang, Q. Wang // Chinese J. of Chemical Engineering. – 2015. – 23(6). – Pp. 1041–1046. DOI: 10.1016/j.cjche.2015.02.003

88. Шачнева, Е. Ю. Применение флокулянтов серии АК-631 для флокуляционной очистки сточных вод промышленных предприятий // Вода и экологии: проблемы и решения. – 2014. – № 4(72). – С. 62–71. DOI: 10.23968/2305–3488.2017.22.4.62–71

89. Заморюев, Б. М. Использование воды в целлюлозно-бумажном производстве. – М.: Лесная промышленность, 1969. – 216 с

90. Очистка сточных вод / М. Хенце, П. Армоэс, Й. Ля-Кур-Янсен,

Э. Арван. – М.: Мир, 2004. – 480 с.

91. Смирнов, А. М. Локальная очистка сточных вод целлюлозно-бумажных предприятий методом напорной флотации [Текст]: дис. ... канд. техн. наук / А. М. Смирнов. – СПб., 2004. – 157 с.

92. Трейбал, Р. Жидкостная экстракция. – М.: Химия, 1966. - 724 с.

93. Башаров, М. М. Энергоресурсоэффективная модернизация тепломассообменных аппаратов и установок в нефтегазохимическом комплексе: дис. ... д-ра техн. наук / М. М. Башаров. – Казань, 2019. – 378 с.

94. Estimation of diameter and surface area flux of bubbles based on operational gas dispersion parameters by using regression and ANFIS / B. Shahbazi, B. Rezai, S. Chehreh Chelgani, S. M. J. Koleini, M. Noaparast. // Mining Science and Technology (China). – 2013. – № 23. – Pp. 343-348. DOI: 10.1016/j.ijmst.2013.05.007

95. Островский, Г. М. Прикладная механика неоднородных сред / Г. М. Островский. – СПб.: Наука, 2000. – 359 с.

96. Рамм, В. М. Абсорбция газов [Текст] / В. М. Рамм. – М.: Химия. – 1975. – 665 с.

97. Лаптева, Е. А. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики (гидродинамика и тепломассообмен) [Текст] / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев. - Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI века», 2015. – 235 с.

98. Мальцев, П. М. Основы научных исследований / П. М. Мальцев, Н. А. Емельянова. – Киев: Вища школа, 1982. – 190 с.

99. Abd Ali, K. M. CFD simulation of bubbly flow through a bubble column // International Journal of Scientific & Engineering Research. – 2014. – V.5. – № 4. – Pp. 904-910.

100. Schwarz, M. P. Applicability of the Standard k-ε Turbulence Model to Gas-stirred Baths / M.P. Schwarz, W.J. Turner // Applied Mathematical Modelling.

– 1988. – V. 12. – Pp. 273-279.

101. An Aerodynamic Design Optimization Framework Using a Discrete Adjoint Approach with OpenFOAM / P. He, C. A. Mader, J.R. R.A. Martins, K. J. Maki // *Computers & Fluids*. – 2018. – V. 168. – Pp, 285-303. DOI: 10.1016/j.compfluid.2018.04.012.

102. On the implementation of low-dissipative Runge–Kutta projection methods for time dependent flows using OpenFOAM / V. Vuorinen, J.-P. Keskinen, C. Duwig, B. J. Boersma // *Computers & Fluids*. – 2014. – V. 93. – Pp. 153–163. DOI:10.1016/j.compfluid.2014.01.026

103. Никитин, В. М. Химия древесины и целлюлозы / В. М. Никитин, А. В. Оболенская, В. П. Щеголев. – М.: Лесная промышленность, 1978. – 368 с.

104. Эк, Е. М. Pulp and Paper Chemistry and Technologe in 2 volume. Volume 1, De Gruyter, Berlin / Е.М. Эк, G. Gellerstedt, G. Henriksson. – 2009. – 471 p.

105. Рязанова, Т. В. Химия древесины: Учебное пособие для студентов. / Т. В. Рязанова, Н. А. Чупрова, Е. В. Исаева. – Красноярск: КГТА, 1996. – 358 с.

106. Рязанова Т. В. Химия древесины. Ч.1. Строение и свойства древесины. Экстрактивные вещества / Т. В. Рязанова, Н. А. Чупрова, Е. В. Исаева. – Красноярск: СибГТУ, 2011. – 160 с.

107. Колориметр фотоэлектрический концентрационный КФК-2. Техническое описание и инструкция по эксплуатации, 1986. – 36 с.

108. Вихревое контактное устройство для очистки газовых выбросов / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, Н. Ю. Кожухова, А. В, Богаткова // *Химия растительного сырья*. –2018. – №2. – С. 217–223. DOI:10.14258/jscrpm.2018023448

109. Вихревой испаритель-конденсатор. патент RU2580727C1 МПК B01D1/22 (2006-01-01) / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, С. А. Ледник, Д. А. Земцов // дата подачи заявки 12.05.2014; опубликовано 10.04.2016 <https://patenton.ru/patent/RU2580727C1>

110. Войнов, Н. А. Гидродинамика и массообмен в биореакторе с мешалкой / Н. А. Войнов, Т. Г. Волова // Химическая промышленность. – 2007. – Т. 84. – №3. – С. 145-150.
111. Шлитинг, Г. Теория пограничного слоя. – М.: Наука, 1974. – 528 с.
112. Хьюитт, Дж.. Кольцевые двухфазные течения / Дж. Хьюитт, Н. Холл-Тейлор. – М.: Энергия, 1974. – 407 с.
113. Митрофанова, О. В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах завихрителями (Аналитический обзор) / О. В. Митрофанова // Теплофизика высоких температур. - 2003. – Т. 41. – №4. – С. 587-633.
114. Митрофанова, О. В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах ядерно-энергетических установок / О.В. Митрофанова. – М.: Физматлит, 2010. – 287 с.
115. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, макрокинетика, подобие, моделирование, проектирование. В 5 т. Т. 2: Механические и гидромеханические процессы / под ред. А. М. Кутепова. – М.: Логос, 2002. – 599 с.
116. High performance trays – enhanced deck and downcomer technology: Sulzer Ltd, 2021. – 16 p.
117. ГОСТ 25438-82 Целлюлоза для химической переработки. Методы определения характеристической вязкости (введ. в действие с 1 июля 1983). – М.: ИПК Издательство стандартов, 1982.  
URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200018032> (дата обращения 15.03.2022).
118. Effect of shear schedule on particle size, density, and structure during flocculation in stirred tanks / P. T. Spicer, S. E. Pratsinis, J. A. Raper, R. Amal, G. Bushell, G. M. Meesters // Powder Technology. – 1998. – 97. – Pp. 26-34.  
DOI:10.1016/S0032-5910(97)03389-5
119. Daily, J. W. Basic data for dilute fiber suspensions in uniform flow with shear / J. W. Daily, G. Bugliarello // Technical Association of the Pulp and Paper

Industry. – 1961. – 44(7). – Pp. 497–512.;

120. Andersson, O. Some Observation on fibre suspensions in turbulent motion / O. Andersson // Svensk Papperstidning. – 1966. – 69(2). – Pp. 23–31.

121. Сопротивление тангенциальных завихрителей с кольцевыми каналами / Н. А. Войнов, А. В. Богаткова, Н. В. Дерягина, Д. А. Земцов, Н. Ю. Кожухова // Химия растительного сырья. – 2022. – № 1. – С. 335–342. DOI: 10.14258/jcprn.2022019670

122. Войнов, Н. А. Результаты внедрения и исследования контактных ступеней бражных колонн / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, С. М. Воронин // Известия высших учебных заведений. Лесной журнал. – 2011. – № 4. – С. 93–98.

123. Влияние ножевого способа размола волокнистой массы на процесс получения порошковой целлюлозы / Ю. Д. Алашкевич, Л. В. Юртаева, Н. С. Решетова, Р.А. Марченко // Химия растительного сырья. – 2020. – №4. – С. 493-499. DOI: 10.14258/jcprn.2020048121

## ПРИЛОЖЕНИЕ А

(справочное)

### Изменение коэффициента пропускной способности раствора

Осадок получен после фильтрования массы хвойной беленой целлюлозы степенью помола 70 °ШР на физическом коагуляторе

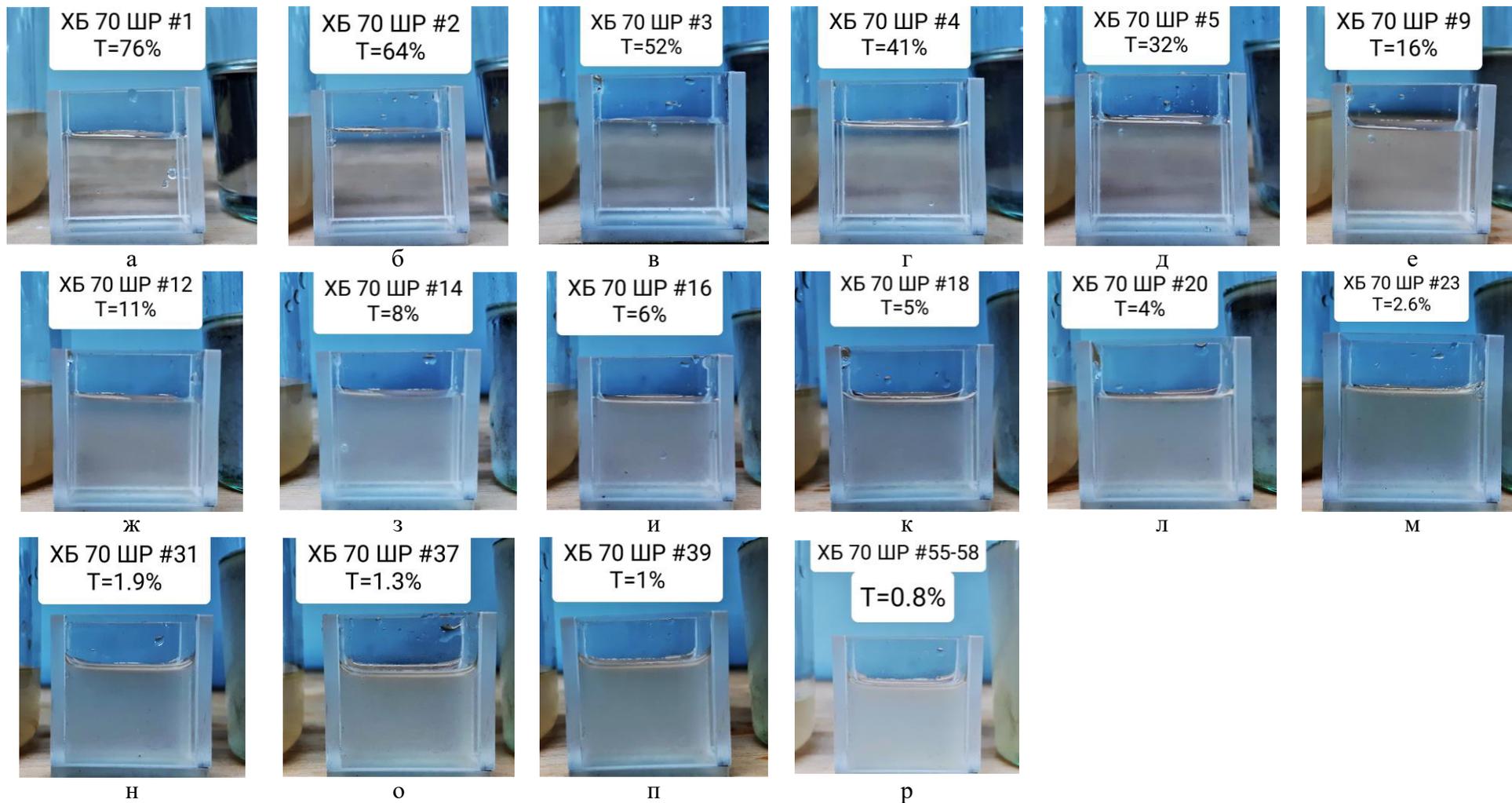


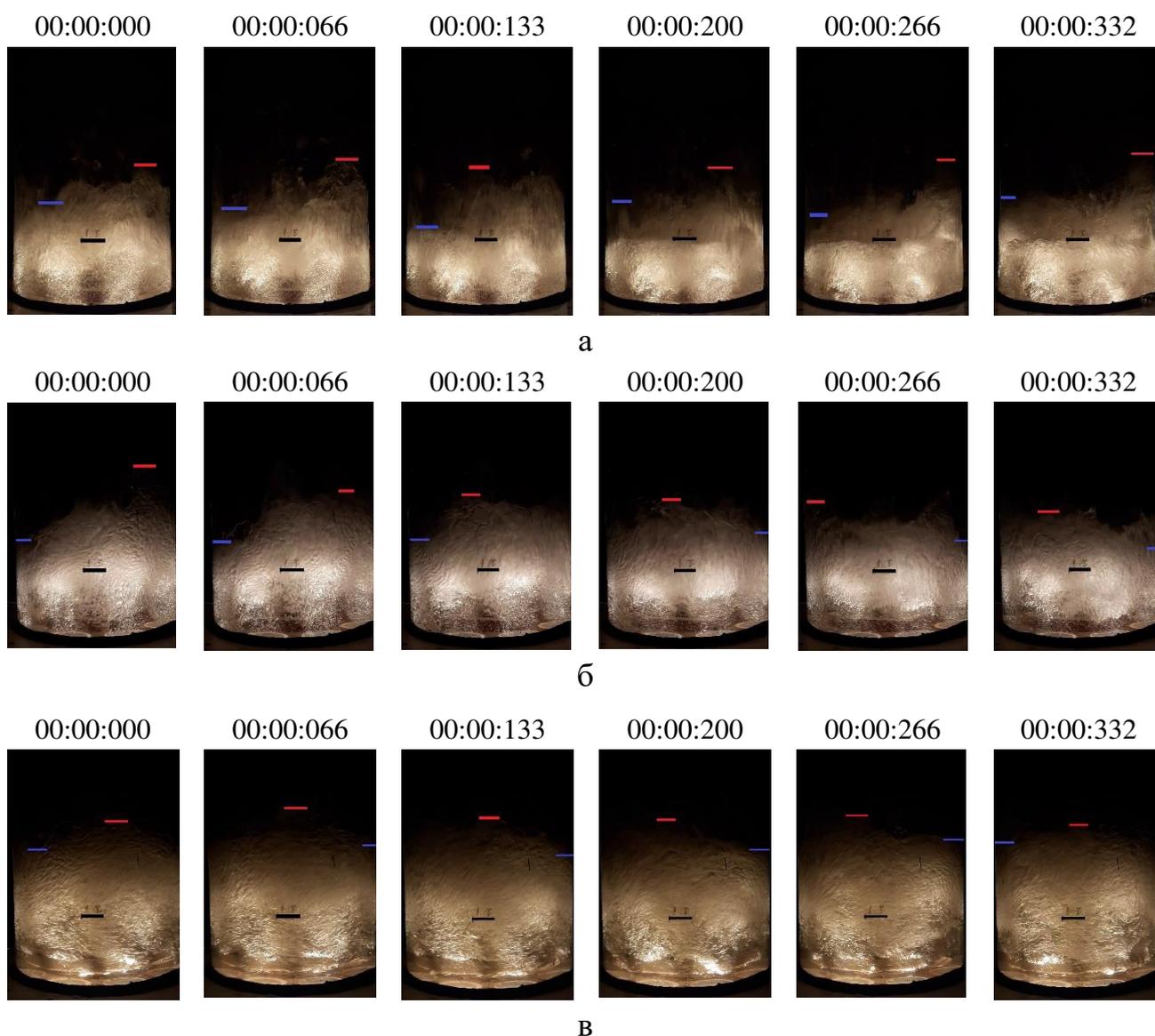
Рисунок А.1 – Изменение коэффициента пропускной способности раствора при добавлении 1 мл осадка в 100 мл воды

## ПРИЛОЖЕНИЕ Б

(справочное)

Изменение структуры газо-жидкостной смеси на тарелке от времени

t – время (мин : с : мс)



Нижняя (черная) отметка – 100 мм; средняя (синяя) отметка –  $H_{\min}$ ; верхняя (красная) отметка -  $H_{\max}$

Рисунок Б.1 – Изменение структуры газо-жидкостной смеси на тарелке от времени на клапанной тарелке (а), клапанно-вихревой тарелке (б) и вихревой тарелке (в) при расходе газа  $Q_{\Gamma} = 0,0152 \text{ м}^3/\text{с}$