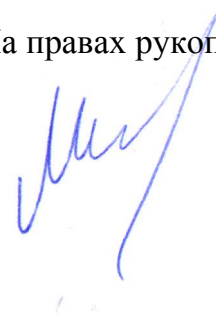


Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования «Уральский федеральный университет
имени первого Президента России Б.Н. Ельцина»

На правах рукописи



МОРДАНОВ Сергей Вячеславович

**ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ
ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА
РАДИОХИМИЧЕСКОГО ЗАВОДА ПО «МАЯК»**

05.17.02 – Технология редких, рассеянных и радиоактивных элементов

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук,
старший научный сотрудник
Хомяков Анатолий Павлович

Екатеринбург – 2017

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	7
ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ТЕХНОЛОГИИ И ТЕХНИКИ ПЕРЕРАБОТКИ ОТРАБОТАВШЕГО ЯДЕРНОГО ТОПЛИВА И ТЕХНИКИ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ.....	14
1.1 Технология переработки отработавшего ядерного топлива	14
1.2 Переработка отработавшего ядерного топлива на радиохимическом заводе РТ-1 ПО «Маяк».....	16
1.3 Подготовка азотнокислых растворов урана к упариванию	21
1.3.1 Подготовка азотнокислых растворов урана к упариванию на радиохимическом заводе ПО «Маяк»	21
1.3.2 Подготовка азотнокислых растворов урана к упариванию на зарубежных радиохимических заводах.....	22
1.4 Основные физические и технические аспекты процессов перемешивания	23
1.5 Аппаратурное оформление процессов перемешивания	27
1.5.1 Механическое перемешивание.....	27
1.5.2 Струйное перемешивание.....	29
1.5.3 Перемешивание в проточных смесителях	30
1.6 Перемешивающее оборудование зарубежных радиохимических производств	30
1.7 Численное моделирование процессов перемешивания	31
1.8 Выводы по главе и постановка задач исследования	32
ГЛАВА 2. ТЕХНИКА И МЕТОДИКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ	35
2.1 Техника и методика экспериментальных исследований процессов струйного перемешивания	35
2.2.1 Описание исследовательской установки	35
2.2.2 Система измерений и применяемая аппаратура	37
2.2.3 Методика проведения эксперимента.....	38
2.2.4 Планирование эксперимента	41

2.3	Техника и методика экспериментальных исследований процессов механического перемешивания	41
2.3.1	Описание исследовательской установки	41
2.3.2	Система измерений и применяемая аппаратура	43
2.3.3	Методика проведения эксперимента.....	43
2.3.4	Планирование эксперимента	45
2.4	Выводы по главе.....	46
ГЛАВА 3. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ		
УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ		
УРАНА		
3.1	Течение многокомпонентных потоков	47
3.2	Турбулентные пульсации в потоках технологических растворов	48
3.3	Работа насосов систем струйного перемешивания.....	49
3.4	Проверка адекватности численного моделирования процессов перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана	51
3.4.1	Проверка адекватности численного моделирования работы центробежных насосов.....	51
3.4.2	Проверка адекватности численного моделирования процессов струйного перемешивания.....	52
3.5	Методика расчета концентраций основных компонентов технологических растворов.....	56
3.6	Формулировка системы уравнений, описывающей процессы перемешивания и усреднения химического состава технологических растворов в емкостях приема азотнокислых растворов урана	59
3.7	Критерии оценки эффективности перемешивания.....	61
3.8	Выводы по главе.....	62
ГЛАВА 4. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО		
СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА В ЕМКОСТЯХ ПРИЕМА		
4.1	Исходные данные для исследования	64
4.2	Результаты исследований.....	66

4.2.1	Гидравлическая характеристика существующих систем струйного перемешивания.....	66
4.2.2	Гидродинамика перемешивания.....	67
4.2.2.1	Структура потоков технологических растворов	67
4.2.2.2	Неравномерность распределения контрольного компонента.....	70
4.2.3	Технологические характеристики азотнокислых растворов урана	72
4.2.3.1	Концентрация урана	72
4.2.3.2	Концентрация плутония	73
4.2.3.3	Концентрация азотной кислоты	75
4.2.3.4	Массовая доля ^{235}U	76
4.3	Оценка эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов в емкостях приема.....	78
4.4	Предложения по повышению эффективности перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана	79
4.5	Выводы по главе.....	80
ГЛАВА 5. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА В ЕМКОСТЯХ ПРИЕМА С ДОПОЛНИТЕЛЬНЫМ СТРУЙНЫМ ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ		82
5.1	Исходные данные для исследований.....	82
5.1.1	Модернизация эжекторов	82
5.1.2	Применение дополнительных эжекторов, установленных на коллекторы существующих погружных насосов.....	83
5.1.3	Применение дополнительной системы «насос – эжекторы»	84
5.1.4	Организация предварительного перемешивания в емкостях после неполного опорожнения	84
5.2	Результаты исследований.....	86
5.2.1	Гидравлическая характеристика модернизированных эжекторов.....	86
5.2.2	Гидродинамика перемешивания.....	87
5.2.2.1	Структура потоков технологических растворов	87
5.2.2.2	Неравномерность распределения контрольного компонента.....	91

5.3.2	Технологические характеристики азотнокислых растворов урана	94
5.3.2.1	Концентрация урана	94
5.3.2.2	Концентрация плутония	98
5.3.2.3	Концентрация азотной кислоты	102
5.3.2.4	Массовая доля ^{235}U	106
5.3.3	Результаты исследования процессов усреднения химического состава технологических растворов в емкости с предварительным перемешиванием	110
5.4	Оценка эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием	112
5.5	Выводы по главе	114
ГЛАВА 6. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА В ЕМКОСТЯХ ПРИЕМА С ДОПОЛНИТЕЛЬНЫМ МЕХАНИЧЕСКИМ ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ		116
6.1	Исходные данные для исследований	116
6.2	Методика расчета мощности привода механического перемешивающего устройства.....	117
6.3	Результаты исследований.....	119
6.3.1	Технические характеристики двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства	119
6.3.2	Гидродинамика перемешивания.....	121
6.3.2.1	Структура потоков технологических растворов	121
6.3.2.2	Неравномерность распределения контрольного компонента	122
6.3.3	Технологические характеристики азотнокислых растворов урана	125
6.3.3.1	Концентрация урана	125
6.3.3.2	Концентрация плутония	127
6.3.3.3	Концентрация азотной кислоты	128
6.3.3.4	Массовая доля ^{235}U	130
6.4	Оценка эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях с дополнительным механическим перемешиванием	131

6.5 Выводы по главе.....	132
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	134
СПИСОК УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ.....	137
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	141
ПРИЛОЖЕНИЕ. Акт о внедрении результатов диссертационного исследования.....	154

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы

Наибольшее распространение в современной производственной практике переработки ОЯТ находят различные варианты реализации совместного плутониево-уранового экстракционного цикла (PUREX-процесс). Мировой объем переработки ОЯТ в различных вариантах PUREX-процесса составляет 4750 т/год, часть из которых перерабатывается в России, на радиохимическом заводе (заводе РТ-1) ПО «Маяк».

Завод РТ-1 является единственным в России предприятием по переработке ОЯТ широкой номенклатуры (ОЯТ реакторов ВВЭР-440, БН-600, реакторов атомного флота, исследовательских реакторов). Помимо ОЯТ, наработанного в России, на заводе РТ-1 перерабатывается отработавшее топливо ряда зарубежных АЭС.

Радиохимический завод ПО «Маяк» в качестве товарного продукта выпускает плавы гексагидрата уранилнитрата $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$, который в дальнейшем служит сырьем для производства ядерного топлива реакторов типа РБМК. Плавы $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$ получают упариванием азотнокислых растворов урана, поступающих из экстракционного цикла. Подготовка растворов к упариванию осуществляется с помощью струйного перемешивания в емкостях приема с рабочим объемом 250 м^3 каждая. Целью подготовки азотнокислых растворов к упариванию является усреднение концентраций контролируемых компонентов (урана, плутония, азотной кислоты, делящегося изотопа урана и др.).

Ядерная и радиационная безопасность и качество товарного продукта существенным образом зависят от эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при подготовке к упариванию. Продолжительность перемешивания на стадии подготовки растворов к упариванию на заводе РТ-1 составляет 25 ч и более. Качество усреднения химического состава растворов, подаваемых на упаривание, часто не в полной мере удовлетворяет требованиям ядерной и радиационной безопасности и технологическим требованиям последующих производств. Причиной этого может являться неравномерное распределение компонентов технологических растворов в объеме емкостей приема.

Повышение эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при подготовке к упариванию является, таким образом,

важной и актуальной задачей. Слабая масштабируемость процессов перемешивания, большой рабочий объем емкостей приема азотнокислых растворов урана, радиоактивность затрудняют экспериментальное изучение процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана. В диссертации представлены результаты исследований процессов усреднения химического состава технологических растворов в емкостях приема азотнокислых растворов урана завода РТ-1 с использованием численного моделирования методом конечных элементов.

Основные результаты работы получены в рамках НИР, выполненных кафедрой «Машины и аппараты химических производств» УрФУ по заказу ФГУП «ПО «Маяк»: № 01133 «Разработка математической модели гидродинамики перемешивания в емкости для приема азотнокислых растворов урана» (2011 г.), № П687.210.006/13 «Повышение эффективности перемешивания в емкости для приема азотнокислых растворов урана» (2013 г.).

Степень разработанности темы исследования

Вопросы технологии и аппаратного оформления процессов подготовки азотнокислых растворов урана к упариванию в емкостях большого объема практически не освещены в научно-технической литературе.

Классические методики расчета процессов и оборудования перемешивания оперируют методами теории подобия и зачастую представляют собой эмпирические модели, работающие в достаточно узких пределах. Вопросы организации струйного перемешивания, к сожалению, мало изучены по сравнению с вопросами организации перемешивания в аппаратах с мешалками. Кроме того, в доступных источниках отсутствуют данные об организации струйного перемешивания с неосесимметричными схемами размещения перемешивающих сопел в емкостях объемом более 100 – 150 м³ в целом и на радиохимических производствах в частности.

Объект исследования – технологические азотнокислые растворы урана, поступающие из экстракционного цикла, и емкости приема данных растворов радиохимического завода ПО «Маяк», включая системы струйного перемешивания данных емкостей.

Предмет исследования – усреднение химического состава азотнокислых растворов урана в процессе их подготовки к упариванию и гидродинамические

процессы струйного и механического перемешивания в емкостях приема данных растворов.

Методология и методы исследования

Исследование процессов усреднения химического состава технологических растворов в емкостях приема осуществлялось с помощью методов и средств вычислительной гидродинамики. Обработка результатов численного моделирования производилась методами математической статистики. Проверка адекватности физико-математических моделей и методик инженерного расчета осуществлялась на основе экспериментальных данных и на основе эксплуатационных данных радиохимического завода ПО «Маяк».

Цель работы – на основании исследований с использованием численного моделирования методом конечных элементов разработать практические рекомендации по повышению эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана радиохимического завода ПО «Маяк» при их подготовке к упариванию.

Для достижения поставленной цели были сформулированы следующие ***задачи***:

1. Модернизировать существующие математические модели для их применения в сочетании с методом конечных элементов при моделировании процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в процессе подготовке к упариванию. Выполнить проверку модернизированной математической модели.

2. Методом численного моделирования получить распределения концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U в объеме емкостей приема азотнокислых растворов урана радиохимического завода ПО «Маяк». Получить зависимости минимальных и максимальных отклонений данных характеристик от средних значений в объеме емкостей приема азотнокислых растворов урана от продолжительности подготовки к упариванию.

3. Определить причины недостаточной эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию. Сформулировать способы и разработать технические решения по повышению эффективности процессов перемешивания.

4. На основе модернизированной модели получить распределения концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U в объеме емкостей приема

азотнокислых растворов урана и зависимости минимальных и максимальных значений и неусредненностей данных характеристик от продолжительности подготовки к упариванию с учетом предложенных технических решений по повышению эффективности процессов перемешивания.

5. Разработать регрессионные модели и графические материалы для инженерных расчетов процессов усреднения химического состава технологических растворов в условиях производства.

Научная новизна работы

1. Модернизирована математическая «модель смеси» (mixture model). Модель дополнена разработанными моделями центробежных насосов и методикой расчета концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U на основе результатов численного моделирования методом конечных элементов. На основании результатов экспериментальных исследований показано, что погрешность численного расчета по модернизированной математической модели составляет не более 8 – 12 %.

2. Методом численного моделирования впервые получены распределения концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U в емкостях приема азотнокислых растворов урана и зависимости данных характеристик от продолжительности перемешивания. Показано наличие застойной зоны, занимающей до 50 – 66 % объема емкости приема. Установлено, что продолжительность подготовки к упариванию лимитируется временем усреднения концентраций плутония и азотной кислоты в объеме емкости приема.

3. Методом численного моделирования впервые получены распределения концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U и определены зависимости данных характеристик от времени перемешивания в емкостях с дополнительным струйным и механическим перемешиванием. Установлено, что применение дополнительных перемешивающих устройств приводит к ликвидации застойной зоны в емкости: при использовании струйного перемешивания – за счет формирования тангенциального макромасштабного потока; при использовании механического перемешивания – за счет формирования нисходящих и восходящих осевых потоков.

Теоретическая и практическая значимость работы

1. Модернизировано уравнение сохранения импульса математической «модели смеси». В областях моделируемых насосов и осевых перемешивающих устройств базовое уравнение дополнено слагаемым-источником, задающим, с учетом плотности технологических сред, дополнительное количество движения, возникающие в результате воздействия центробежного насоса или ротора мешалки на поток.

2. Разработаны регрессионные модели и графические материалы, описывающие изменение основных технологических показателей в процессе подготовки к упариванию азотнокислых растворов урана в емкостях радиохимического завода ПО «Маяк».

3. Разработаны технические решения, позволяющие повысить эффективность процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при подготовке к упариванию в емкостях радиохимического завода ПО «Маяк». Установлено, что применение дополнительного струйного перемешивания позволяет сократить продолжительность подготовки к упариванию на 8 – 9 ч или увеличить долю раствора усредненного химического состава с 65,7 до 92,3 %; применение дополнительного механического перемешивания позволяет сократить продолжительность подготовки к упариванию на 11 – 12 ч или увеличить долю раствора усредненного химического состава с 65,7 до 97,7 %.

4. Представлена конструкция и получены энергетические и технологические характеристики двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства, позволяющего интенсифицировать процессы усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при полном и неполном заполнении емкостей приема.

5. Предложена методика расчета мощности привода механического перемешивающего устройства на основе данных численного моделирования.

На защиту выносятся

1. Модернизированная математическая модель для численного моделирования методом конечных элементов процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию. Результаты проверки адекватности данной математической модели.

2. Результаты численного моделирования процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при подготовке к упариванию в емкостях приема радиохимического завода ПО «Маяк».

3. Результаты численного моделирования процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при подготовке к упариванию в емкостях приема с дополнительным струйным и механическим перемешиванием.

Степень достоверности результатов исследования

Адекватность применявшихся в исследованиях математических моделей установлена на основании экспериментальных исследований для различных режимов и вариантов организации струйного и механического перемешивания. Во всех рассмотренных случаях систематическое расхождение расчетных и экспериментальных данных не превышало погрешности измерений и составляло 8 – 12 %.

Дополнительная проверка адекватности модернизированных и разработанных математических моделей осуществлялась на основании экспериментальных данных других исследователей и на основании эксплуатационных данных радиохимического завода ПО «Маяк». Во всех рассмотренных случаях погрешность моделирования не превышала 6 – 12 %.

Апробация работы

Основные результаты работы докладывались на всероссийских и международных конференциях: XX Менделеевском съезде по общей и прикладной химии (Екатеринбург, 2016 г.); Международной научно-технической конференции «СвердНИИхиммашу-70» (Екатеринбург, 2012 г.); Всероссийской междисциплинарной молодежной научной конференции «IV информационная школа молодого ученого» (Екатеринбург, 2014 г.); IV Научном семинаре «Моделирование технологий ядерного топливного цикла» (Снежинск, 2017 г.).

Публикации

По результатам исследования опубликовано 11 научных работ, в том числе: 2 статьи в журналах из перечня рецензируемых научных изданий, рекомендованных ВАК, патент 118878 РФ на полезную модель, 3 статьи в сборниках трудов и материалов и 2 тезиса докладов международных и всероссийских конференций.

Личный вклад автора

Автором лично разработаны вспомогательные математические модели и методики расчета; разработан экспериментальный стенд и методика исследований процессов струйного перемешивания; получены, обработаны и систематизированы экспериментальные данные; систематизированы и обработаны эксплуатационные

данные; получены, обработаны и систематизированы результаты численных исследований.

Постановка цели и задач исследования, анализ результатов экспериментальных и исследований и численного моделирования, разработка технических решений по повышению эффективности исследуемых процессов проведены совместно с научным руководителем доктором технических наук А. П. Хомяковым. Написание публикаций и подготовку к изданию проводили при участии указанных соавторов.

Структура и объем диссертации

Диссертация состоит из введения, шести глав, заключения, списка условных обозначений, списка литературы из 130 наименований и одного приложения. Работа изложена на 154 страницах, содержит 84 рисунка и 8 таблиц.

ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ТЕХНОЛОГИИ И ТЕХНИКИ ПЕРЕРАБОТКИ ОТРАБОТАВШЕГО ЯДЕРНОГО ТОПЛИВА И ТЕХНИКИ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

1.1 Технология переработки отработавшего ядерного топлива

Переработка отработавшего ядерного топлива (ОЯТ) является актуальной задачей современной радиохимической промышленности. По имеющимся данным [1, 3] мировой объем переработки ОЯТ составляет 4750 т/год. Часть из них [1-3] перерабатывается в России, на радиохимическом заводе (заводе РТ-1) ПО «Маяк». Проектная производительность завода РТ-1 составляет 400 т/год. В России атомными электростанциями ежегодно нарабатывается [2]:

- реакторами ВВЭР-440 – около 87 т/год ОЯТ;
- реакторами ВВЭР-1000 – около 190 т/год ОЯТ;
- реакторами РБМК-1000 – более 450 т/год ОЯТ;
- реактором БН-600 Белоярской АЭС – примерно 6,2 т/год ОЯТ.

Кроме того, в хранилищах АЭС и ГХК содержится отработавшее топливо выведенных из эксплуатации реакторов АМБ (285 т) и ЭГП-6 (64 т) [1, 4].

Основными целями и результатами переработки ОЯТ являются [2 – 4] получение нового ядерного топлива, снижение потребности в природном уране и упрощение проблемы захоронения радиоактивных отходов.

В настоящее время замкнутый по урану ядерный цикл реализуется в полной мере только для ОЯТ реакторов ВВЭР-440 и ОЯТ реактора БН-600 Белоярской АЭС [2], отработавшие тепловыделяющие сборки (ОТВС) данных реакторов, а также часть ОТВС реакторов РБМК-1000 перерабатывают на РТ-1. Переработка ОЯТ реакторов ВВЭР-1000 планировалась на проектируемом заводе РТ-2 [2 – 7] с производительностью до 1500 т/год [3]. В настоящее время переработка ОЯТ реакторов ВВЭР-1000 планируется на базе опытно-демонстрационного центра (ОДЦ) ГХК в Железногорске [3].

Методы переработки ОЯТ делятся на две основные группы [1 – 8]: водные и высокотемпературные. Водные методы переработки ОЯТ сводятся к растворению отработавших тепловыделяющих сборок в водных растворах азотной кислоты при температуре не выше чем 100 °С, последующее разделение урана и плутония и их очистку от продуктов деления. Высокотемпературные (безводные [4]) методы

переработки в свою очередь делятся на пирометаллургические и пирохимические. Пирометаллургические методы основаны на различии температур плавления и кипения элементов и их соединений и связаны с переработкой ОЯТ в расплавах металлов или их солей. Пирохимические методы переработки ОЯТ основаны на изменении валентных состояний элементов.

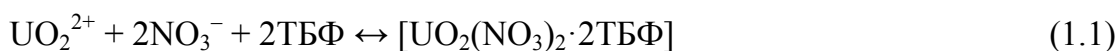
Наиболее широкое применение в производственной практике переработки ОЯТ находят различные варианты переработки ОЯТ в плутониево-урановом экстракционном цикле пюрекс-(пьюрекс, пурекс)-процесса [1 – 10, 14 – 16, 27] (англ. *PUREX – Plutonium-Uranium Recovery by Extraction*). Пюрекс-процесс относится к водным методам переработки ОЯТ. Промышленное применение пюрекс-процесса осуществляется на производствах во Франции (завод Ла-Аг), Великобритании (комплекс Селлафилд), Японии (Токаимура, Роккасёмура) и России (РТ-1, ПО «Маяк») [1 – 3, 7]. Кроме того, плутониево-урановый экстракционный цикл реализуется на опытном производстве ОДЦ (Железногорск, Россия), где перерабатывается ОЯТ реакторов ВВЭР-1000, и в Индии (Калпаккам, Тарапур), где перерабатывается ОЯТ реакторов с тяжелой водой [3].

В основе технологии пюрекс-процесса лежат процессы экстракции и реэкстракции урана и плутония [1 – 10, 12 – 17, 27]. Экстракция урана и плутония осуществляется совместно в противотоке азотнокислых растворов и органического экстрагента. Наибольшее распространение из всех органических экстрагентов получил трибутилфосфат (ТБФ) $(C_4H_9)_3PO_4$ [1 – 8, 16]. Выбор ТБФ объясняется его низкой растворимостью в воде, низкой окисляемостью азотной кислотой и негорючестью. Для снижения плотности и вязкости экстрагента и упрощения последующего разделения водной и органической фаз ТБФ разбавляют до 30 % об. органическими растворителями (керосином и т.п.) [3, 4], кроме того, разбавление ТБФ керосином дополнительно снижает его растворимость в воде.

Экстракт, представляющий собой раствор урана плутония и других металлов, подвергается промывке чистыми водными растворами азотной кислоты [1 – 4]. Процесс промывки представляет собой экстракционное удаление продуктов деления урана и плутония и продуктов разложения ТБФ из органического раствора. После промывки проводят последовательную, отдельную реэкстракцию плутония и урана из органической фазы в водную, разделяя урановый и плутониевый потоки. Селективность реэкстракции урана и плутония в пюрекс-процессе достигается за счет того, что ион

уранила UO_2^{2+} остается устойчивым на всех стадиях, а валентное состояние плутония изменяется на различных стадиях – Pu (IV) и Pu (III) [3]. Валентность плутония изменяется введением в раствор восстановителей (двухвалентного железа, четырехвалентного урана и др.) [2-7, 14, 17] или электрохимически [3, 4].

Ионная схема процессов экстракции и реэкстракции может быть представлена уравнениями [1, 3]:



Доочистка урана и плутония проводится в отдельных аффинажных циклах. Аффинаж урана осуществляется экстракционными методами [1 – 7]. Аффинаж плутония – в экстракционном цикле [2, 4], сорбцией на сильноосновных анионитах [3], и оксалатным осаждением плутония [3].

Продуктами переработки ОЯТ по пюрекс-процессу являются плав гексагидрата уранилнитрата $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ и оксиды урана и плутония [2 – 10, 14 – 16, 26, 27]. Плав гексагидрата уранилнитрата $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ с концентрацией по урану 1200 г/л [4], получают упариванием азотнокислых растворов урана, поступающих из экстракционного цикла [1 – 7]. В дальнейшем плав $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ подвергается денитрации до оксидов урана [2-10, 12 – 18, 23].

1.2 Переработка отработавшего ядерного топлива на радиохимическом заводе РТ-1 ПО «Маяк»

Радиохимический завод РТ-1 ПО «Маяк» является многофункциональным – на данном заводе перерабатывается отработавшее топливо реакторов ВВЭР-440, БН-600 Белоярской АЭС, ОЯТ реакторов атомных подводных лодок и исследовательских реакторов [2, 3, 8]. Помимо ОЯТ, наработанного в России, на заводе РТ-1 перерабатывается отработавшее топливо АЭС «Козлодуй» (Болгария), Ровенской АЭС (Украина), реактора БН-350 Шевченковской АЭС (Актау, Казахстан) [7].

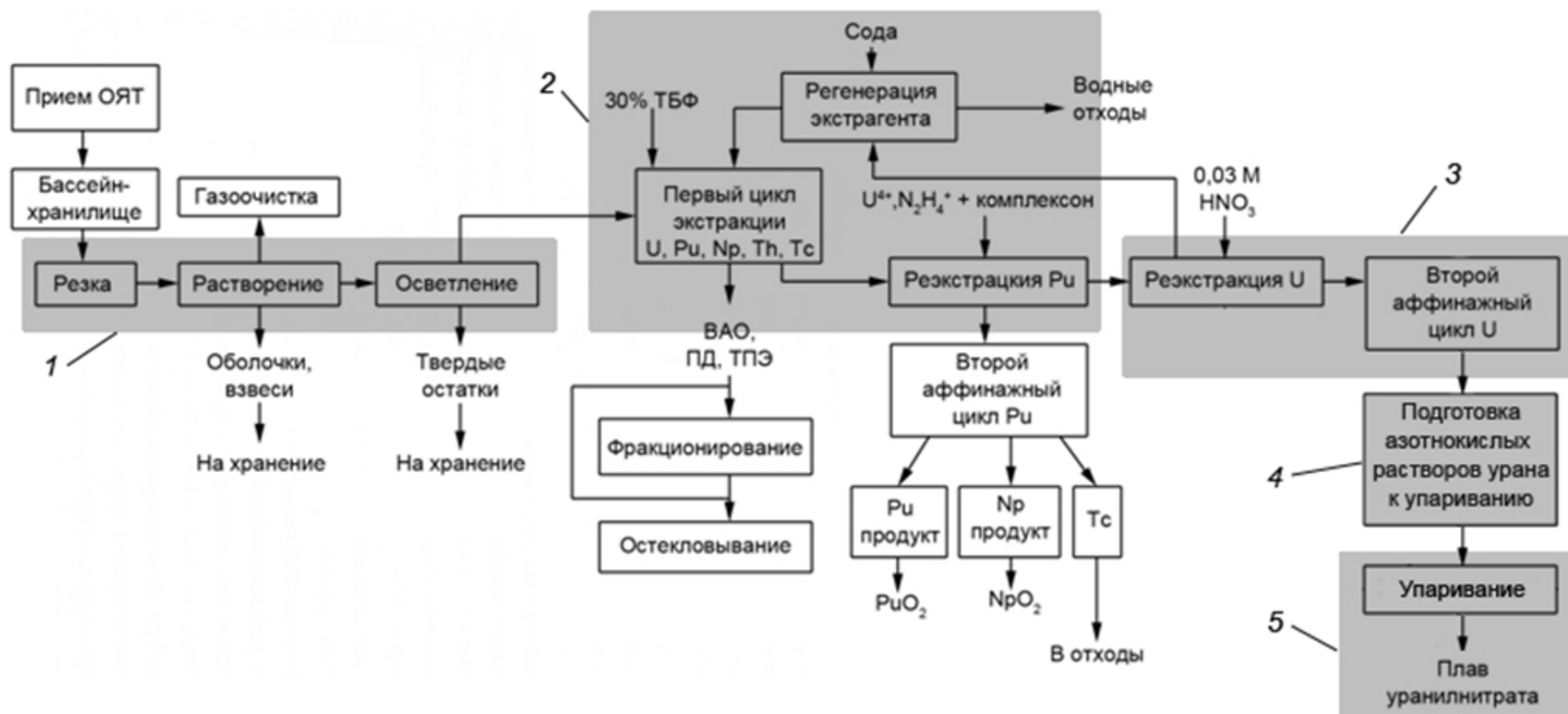
Для переработки разнотипных ОЯТ, близких по составу, на заводе РТ-1 построены три независимые производственные цепочки резки-растворения ОЯТ и две цепочки, реализующие пюрекс-процесс [7]. На рисунке 1.1 представлена принципиальная технологическая схема переработки ОЯТ реакторов ВВЭР-440 на ПО

«Маяк» [3, 4, 7]. Серым цветом на рисунке 1.1 выделена урановая ветвь порекс-процесса.

После необходимого срока хранения в бассейнах при реакторах (не менее трех лет для реакторов ВВЭР-440 [2 – 7]) ОТВС транспортируются на ПО «Маяк» и принимаются в хранилище завода РТ-1 на временное хранение. Извлеченные из хранилища завода РТ-1 ОТВС после отрезки хвостовиков подаются на измельчение в агрегат резки [4, 7]. Измельченные ОТВС представляют собой смесь частиц оксида урана UO_2 и корпусных элементов сборки с размерами около 5 – 30 мм [4, 7]. Измельченное ОЯТ подается в аппарат-растворитель кольцевого типа [4, 7] на выщелачивание водным раствором азотной кислоты с концентрацией 8 – 10 моль/л. Переведенные в раствор уран, плутоний и продукты их деления со взвесью мелких нерастворившихся частиц, имеющих размеры 0,2 – 5 мкм и содержащих до $9 \cdot 10^{-3}$ % урана и до $6 \cdot 10^{-2}$ % плутония от их исходного количества в ОТВС [7], подаются на узел осветления. Оставшиеся в аппарате-растворителе после растворения ОЯТ нерастворимые остатки и куски конструктивных элементов ОТВС, а также полученный в результате осветления осадок направляются на длительное хранение [4].

Осветленный азотнокислый раствор подается на первый экстракционный цикл, где в качестве экстрагента используется 30%-й раствор ТБФ [7]. В экстракт первого цикла переходят уран, плутоний, нептуний, торий и технеций. В рафинате первого цикла содержатся трансплутониевые элементы (ТПЭ) и продукты деления (ПД). Дополнительная очистка урана, плутония и нептуния от продуктов деления осуществляется путем промывки водными растворами азотной кислоты концентрациями 0,5 и 10 моль/л [4, 7].

Экстракт первого цикла, с концентрацией по урану 100 г/л [4], направляется на реэкстракцию. Рафинат первого цикла направляется на дальнейшую переработку. Реэкстракцию плутония из экстракта первого цикла проводят азотнокислым раствором, содержащим четырехвалентный уран, гидразин и комплексон, образующий с плутонием устойчивый комплекс [3, 7]. В качестве комплексона могут использоваться: диэтилентриаминпентауксусная кислота, этилендиаминтетрауксусная кислота, ацетгидроксамовая кислота [3]. Совместно с плутонием в водный раствор азотной кислоты реэкстрагируются нептуний, торий и технеций. В результате реэкстракции плутония осуществляется разделение плутониевого и уранового потоков.



1 – подготовка ОЯТ к экстракции, 2 – совместная экстракция урана и плутония, 3 – реэкстракция урана, 4 – подготовка азотнокислых растворов урана к упариванию, 5 – получение плава азотнокислого уранила
 Рисунок 1.1 – Принципиальная технологическая схема переработки ОЯТ реакторов ВВЭР-440 на ПО «Маяк»

Резэкстракция урана осуществляется в отдельном экстракционном цикле водным раствором азотной кислоты с концентрацией HNO_3 0,03 моль/л. Глубокая очистка урана от продуктов деления и глубокая очистка плутония с отделением нептуния производятся в их аффинажных циклах [3, 4, 7, 26]. Принципиальные технологические схемы аффинажных циклов урана и плутония представлены на рисунках 1.2, 1.3.

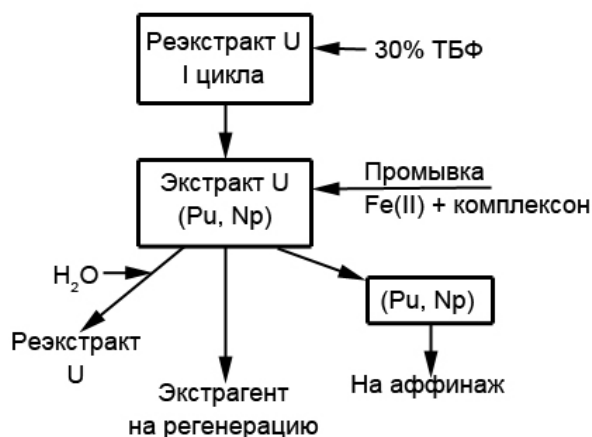


Рисунок 1.2 – Принципиальная технологическая схема аффинажного цикла урана на заводе РТ-1 ПО «Маяк»

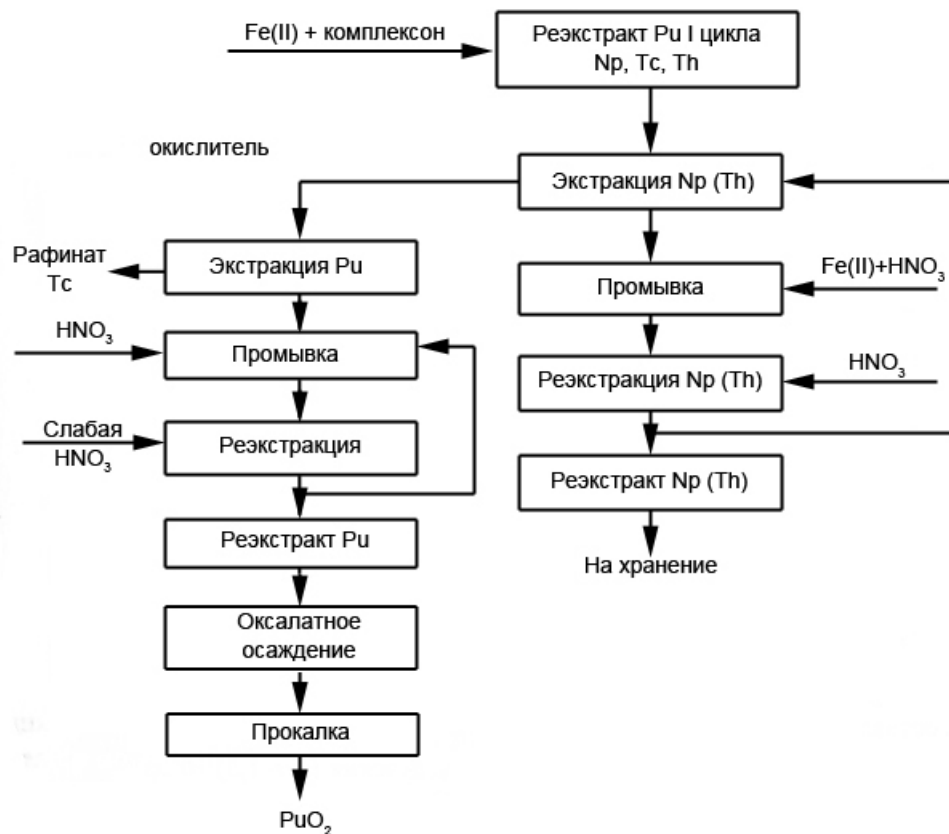


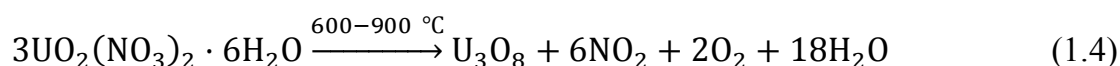
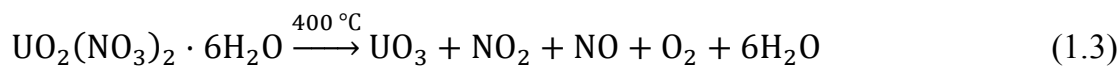
Рисунок 1.3 – Принципиальная технологическая схема аффинажного цикла плутония на заводе РТ-1 ПО «Маяк»

Реэкстракт плутония и нептуния, с концентрацией по плутонию 6 – 8 г/л [7] и по нептуню 1500 – 2000 мг/л [7], подается на аффинажный цикл плутония. Где происходит экстракционное разделение плутония и нептуния и их очистка от тория и технеция [3, 4, 7]. В полученный реэкстракт плутония с концентрацией по Pu 20 – 25 г/л вводят щавелевую кислоту. Полученный осадок оксалата плутония (IV) передается на прокалку, где переводится в оксид плутония (IV) PuO₂ [3, 7].

Реэкстракт урана первого цикла с концентрацией по урану 90 г/л подается на аффинажный цикл, где осуществляется глубокая очистка от продуктов деления урана [3, 7]. Во втором аффинажном цикле содержание ²³⁵U в растворе уранилнитрата доводится до 2 – 2,4 % путем добавления обогащенного урана из линии переработки ОЯТ транспортных и исследовательских реакторов [7]. Реэкстракт аффинажного цикла урана представляет собой водный азотнокислый раствор с содержанием урана не более 115 г/л [11, 12].

Азотнокислые растворы урана передаются из экстракционного цикла в емкости приема, в которых осуществляется подготовка данных растворов к упариванию [19 – 22]. Подготовка азотнокислых растворов к упариванию заключается в усреднении химического и радиохимического состава технологических растворов. Упаривание азотнокислых растворов производится до получения плава гексагидрата уранилнитрата [2 – 7].

Товарный плав гексагидрата уранилнитрата UO₂(NO₃)₂·6H₂O является сырьем для производства топлива реакторов типа РБМК [3 – 10, 13, 17]. Денитрация представляет собой термическое разложение (прокаливание) плава гексагидрата уранилнитрата с образованием оксидов урана и азота. В зависимости от температуры денитрации химическая реакция, описывающая процесс имеет вид:



Остаточное содержание нитрат-иона и воды в полученных оксидах урана зависит от температуры процесса и усредненности концентрации азотной кислоты в исходных азотнокислых растворах урана, подающихся на упаривание до плава [4, 7, 9, 10, 13].

В товарной форме гексагидрат уранилнитрата UO₂(NO₃)₂·6H₂O представляет собой кристаллы с температурой плавления 59,5 °С. Контрольными параметрами качества уранилнитрата являются концентрация урана (общ.), содержание изотопов

^{232}U , ^{235}U , ^{236}U , концентрации плутония, азотной кислоты и ряда других компонентов (металлов) [4, 9, 10]. К контролируемым параметрам относится также радиационная активность плава уранилнитрата, определяемая по удельной мощности экспозиционной дозы излучения или числу α -распадов [9, 10] в единицу времени на единицу объема или массы плава.

Как показывает практика [9, 10, 19 – 22], концентрации основных компонентов в азотнокислых растворах урана, передающихся на упаривание, и в товарном плаве азотнокислого уранила ПО «Маяк» меняются в достаточно широких пределах даже в рамках одного выпуска плава. Так, Ю. Н. Туманов [9, 10] указывает на расхождение минимальных и максимальных концентраций в плаве $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$: по урану (общ.) – 7 %, по плутонию – более чем в 100 раз; по азотной кислоте – в 3 раза.

По результатам измерений на ПО «Маяк» в апреле-июле 2015 г расхождение минимальных и максимальных концентраций в азотнокислых растворах урана, выдающихся на упаривание до плава $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ составило: по урану (общ.) – 3 %, по азотной кислоте – 20 %, по ^{235}U – 2,5 %.

Равномерность концентраций основных компонентов в плаве $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ во многом определяется эффективностью процессов усреднения химического и радиохимического состава азотнокислых растворов при подготовке к упариванию. Эффективность данных процессов в свою очередь определяется эффективностью перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана, поступающих с экстракционного цикла.

1.3 Подготовка азотнокислых растворов урана к упариванию

1.3.1 Подготовка азотнокислых растворов урана к упариванию на радиохимическом заводе ПО «Маяк»

Вопросы подготовки азотнокислых растворов урана к упариванию крайне слабо освещены в открытой технической литературе. Представленные ниже технические и технологические аспекты процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана [19 – 22] получены непосредственно на производстве. Представленная информация носит достаточно ограниченный характер, т. к. часть технологической

документации по производству азотнокислого уранила является материалами ограниченного доступа.

На заводе РТ-1 ПО «Маяк» подготовка азотнокислых растворов урана, поступающих из экстракционного цикла, осуществляется в емкостях приема. По результатам измерений, выполненных на ПО «Маяк» в апреле-июле 2015 г в растворах, поступающих из экстракционного цикла, разность максимальных и минимальных показателей составляет:

- по концентрации урана (общ.) – 15,4 г/л ($\pm 8,5$ % от среднего значения);
- по концентрации плутония – 0,09 мкг/кг урана ($\pm 85,5$ % от среднего);
- по концентрации азотной кислоты – 7,7 г/л ($\pm 44,8$ % от среднего);
- по массовой доле ^{235}U от общей массы урана – 0,2 % масс. ($\pm 10,4$ % от среднего).

Емкости приема азотнокислых растворов урана радиохимического завода ПО «Маяк» представляют собой стальные цилиндрические сосуды с диаметром 9000 мм, высотой 4500 мм. Рабочий объем емкостей составляет 250 м³ [19 – 22]. Подготовка технологических растворов к упариванию осуществляется с помощью систем струйного перемешивания, состоящих из двух погружных насосов и шести струйных смесителей (эжекторов). Для обеспечения перемешивания во всем объеме емкостей приема эжекторы систем струйного перемешивания установлены на различных высотах от дна емкости.

Усреднение химического и радиохимического состава азотнокислых растворов урана при полном заполнении емкости осуществляется в течение 25 ч и более [19 – 22]. При этом, как было показано ранее (см. раздел 1.2), химический и радиохимический состав плава после упаривания не всегда в полной мере удовлетворяет требованиям качества и ядерной и радиационной безопасности, предъявляемым к товарному продукту.

1.3.2 Подготовка азотнокислых растворов урана к упариванию на зарубежных радиохимических заводах

В большинстве рассмотренных публикаций [13 – 16, 23 – 25, 28 – 30] упоминается о подготовке азотнокислых растворов урана к упариванию в емкостях с механическим перемешиванием. Малая производительность рассмотренных установок (от 0,2 до 7 т в год) позволяет предполагать, что объем емкостей, в которых осуществляется подготовка

технологических растворов к упариванию, мал по сравнению с объемом емкостей, используемых на ПО «Маяк». Проблемы, связанные с усреднением химического состава технологических растворов, таким образом, на рассмотренных производствах стоят менее остро.

Подробных сведений об аппаратном оформлении процессов перемешивания на производствах переработки ОЯТ, реализующих пюрекс-процесс и сравнимых с ПО «Маяк» по производительности, в открытых источниках обнаружить не удалось. Сведения о подготовке азотнокислых растворов к упариванию сводятся к упоминаниям механического перемешивания и организации рециркуляции раствора внутри емкостей и между емкостями с помощью внешних и погружных насосов [13, 15, 18, 28].

Следует отдельно отметить работу [24], посвященную производству плава гексагидрата уранилнитрата на заводе *Fernald* (Цинциннати, США) [24, 25]. Подготовка азотнокислых растворов урана на данном заводе по проекту должна была осуществляться в емкостях с механическим перемешиванием. Однако в дальнейшем для повышения качества подготовки технологических растворов системы перемешивания емкостей приема были дополнены контурами циркуляции, состоящими из насосов и трубопроводов нагнетания и всаса. Объем емкостей приема азотнокислых растворов урана на заводе *Fernald* составляет около 30 м³. Производительность завода по плаву азотнокислого уранила составляет около 760 м³ в год.

Таким образом, уже в емкости с механическим перемешиванием объемом 30 м³ организация эффективного усреднения химического состава азотнокислых растворов урана вызывала затруднения.

1.4 Основные физические и технические аспекты процессов перемешивания

Перемешиванию как процессу химической, радиохимической и смежных отраслей посвящено множество публикаций теоретического и прикладного характера. Замечания авторов [31 – 36] о процессе перемешивания можно обобщить в следующем виде: перемешивание представляет собой процесс сложной внутренней циркуляции перемешиваемых сред в объеме перемешивания. Энергия, необходимая для осуществления такой циркуляции, сообщается объему перемешивания с помощью перемешивающего устройства. Результатом внутренней циркуляции в объеме

перемешивания является усреднение (снижение градиентов) температур и концентраций веществ, составляющих этот объем, и интенсификация основных технологических тепломассообменных процессов, протекающих в оборудовании.

В иностранной литературе традиционно выделяют три масштабных уровня перемешивания [36 – 39]: макромасштаб, мезомасштаб и микромасштаб перемешивания. Каждому масштабу перемешивания соответствуют вихревые структуры. Макромасштабу – наибольшие устойчивые вихри, масштаб которых определяется габаритными размерами аппарата, диаметром мешалки и т.п. Вихри мезомасштаба определяются локальной геометрией оборудования, например высотой лопасти мешалки.

Скорость потока при турбулентном течении складывается из двух составляющих: среднemasсовой скорости и пульсационной скорости [40 – 43].

$$u = \bar{u} + u'. \quad (1.5)$$

Перечисленные выше типы вихрей имеют разную физическую природу. Вихри макро- и мезомасштабов устойчивы по размеру и форме. Их конфигурацию определяет в первую очередь среднemasсовая скорость потока \bar{u} . Вихри микромасштаба постоянно меняются как по размеру, так и по форме, т. е. формируются благодаря пульсационной составляющей скорости u' . Таким образом, можно выделить два физических механизма вынужденного перемешивания [32, 44]:

- циркуляционный (за счет воздействия на среднemasсовую скорость потока \bar{u});
- пульсационный (за счет воздействия на пульсационную скорость u').

Рассматривать процесс перемешивания логично с позиций создания оптимальной циркуляции потоков, обеспечивающей выполнение основных технологических процессов. В качестве основных критериев эффективности перемешивания можно выделить [31 – 34, 44, 45]:

- степень перемешивания;
- интенсивность перемешивания;
- энергетическую эффективность перемешивания;
- продолжительность перемешивания (в периодических процессах).

Степень перемешивания характеризует усреднение концентрации, объемной доли или каких-либо связанных с ними контрольных параметров компонентов смеси в объеме циркуляции в результате перемешивания. Неусредненность контролируемых

параметров может быть выражена как максимальное отклонение контрольного параметра в какой-либо точке объема перемешивания от среднего значения данного параметра по объему емкости. Среднее значение контролируемого параметра рассчитывается, как правило [31, 32, 38], как среднее арифметическое от значений данного параметра в нескольких характерных контрольных точках объема перемешивания.

$$\Delta X = \frac{X_i - X_{avg}}{X_{avg}}, \quad (1.6)$$

$$X_{avg} = \frac{\sum_{i=1}^{n_n} X_i}{n_n}. \quad (1.7)$$

Степень перемешивания и неусредненность контролируемых параметров являются качественным критерием эффективности перемешивания, но не позволяют дать количественную оценку происходящим в объеме аппарата процессам. При наличии даже малых застойных зон в емкости или при неудачном выборе контрольных точек максимальная неусредненность состава среды в емкости может быть достаточно высокой даже при выравнивании значений контрольных параметров в остальной части объема перемешивания.

Таким образом, для количественной оценки усреднения контролируемых параметров требуется сформулировать дополнительные критерии оценки эффективности перемешивания.

Интенсивность перемешивания является совокупной характеристикой нескольких факторов: скоростной характеристики работы механического перемешивающего устройства, производительности насосов систем струйного перемешивания, удельных затрат мощности на перемешивание, скорости изменения степени перемешивания.

Энергетическая эффективность перемешивания характеризуется затратами энергии, необходимыми для достижения технологического эффекта перемешивания [31 – 37, 43, 45].

Оценка энергетической эффективности часто связана с расчетом полезных и полных затрат мощности на механическое перемешивание. Классические методики расчета мощности перемешивающего устройства традиционно находят широкое применение в инженерной практике и подробно описаны как в отечественных, так и в зарубежных источниках [31 – 39, 45].

Данные методики оперируют методами теории гидродинамического подобия и используют три модифицированных критерия Re , Eu , Fr . В общем случае полезная мощность перемешивания может быть рассчитана по формуле:

$$N = K_N \rho n^3 d^5, \quad (1.8)$$

Многие исследователи [32, 39, 46 – 56] в своих работах сводят критерий мощности K_N к значению критерия Эйлера. В таком случае полезная мощность определяется следующим образом:

$$N = Eu \rho n^3 d^5. \quad (1.9)$$

Критерий мощности является функцией критерия Рейнольдса [31 – 39], т. е. зависит от гидродинамической картины в аппарате, формы перемешивающего устройства и свойств рабочей среды, и может быть получен только опытным путем. Существенным недостатком существующей методики расчета мощности является острая зависимость от чисто эмпирических данных. Усугубляется ситуация еще и тем, что для геометрически подобных аппаратов, оснащенных геометрически подобными мешалками одного и того же типа, при одних и тех же значениях критерия Re разные исследователи получают и приводят разные значения критерия K_N .

В таблице 1.1 представлены экспериментальные значения критерия мощности K_N по данным авторов [33, 53, 56 – 58] для открытых турбинных мешалок при значении критерия Рейнольдса 100.

Критерий Рейнольдса для мешалок получен сведением классической формы записи к условиям вращающейся пластины. Если в условиях течения жидкости в трубопроводе критерий Re отражает действие на поток как внутренних (плотность и вязкость среды), так и внешних факторов (диаметр трубы), то в условиях аппарата с мешалкой свести все влияние геометрии задачи только лишь к диаметру мешалки невозможно. К подобным выводам приходят Стренк и Брагинский [31, 33], говоря о слабой масштабируемости процессов механического перемешивания.

Таким образом, необходимо разработать методику расчета полезной и полной мощности перемешивания, менее зависимую от результатов натурного эксперимента. В особенности данное замечание актуально для механических перемешивающих устройств нестандартной конструкции.

Таблица 1.1 – Значения критерия мощности K_N при $Re = 100$ для открытых турбинных мешалок по независимым данным разных авторов

Источник данных	K_N при $Re = 100$
Брагинский и др. [33]	3
Лашинский и Толчинский [57]	6
Фоконт и др.[56]	5
Папастефанос и Стаматоудис [56]	4
Кунцевич и Петржиковский [58]	8

Продолжительность перемешивания характеризует затраты времени, необходимые для достижения заданной степени перемешивания в объеме емкости.

1.5 Аппаратурное оформление процессов перемешивания

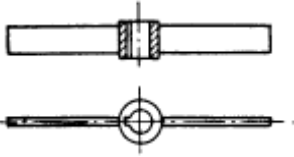
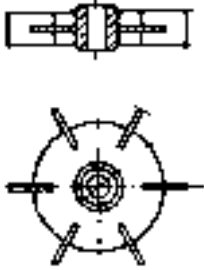
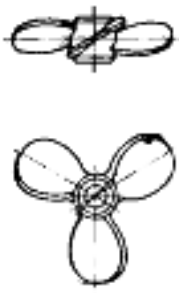
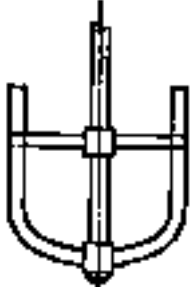
1.5.1 Механическое перемешивание

Механическое перемешивание в емкостях является наиболее распространенным способом организации перемешивания [31 – 39]. Механическое перемешивание осуществляется за счет использования мешалок различных конструкций: рамных, якорных, турбинных, лопастных, пропеллерных, ленточных, шнековых и др. Основные типы механических устройств представлены в таблице 1.2 [31 – 33, 39, 57, 59]. Представленные в таблице 1.2 механические перемешивающие устройства являются наиболее распространенными и универсальными. Для специфических задач применяют мешалки специальных конструкций. Большое количество мешалок специальных конструкций для перемешивания суспензий, высоковязких жидкостей и паст, эмульсий и т. п. предлагает немецкая фирма *EKATO* [60 – 68].

В аппаратах с механическими перемешивающими устройствами, работающими с высокими частотами вращения вала, часто применяются ребра – разделители потока, препятствующее образованию центральной воронки [31 – 39, 59].

При увеличении объема емкости энергетическая эффективность и интенсивность перемешивания снижаются [31-33, 39, 57]. Причем снижение энергетической эффективности и интенсивности перемешивания с ростом объема и диаметра аппарата часто происходит по возрастающей нелинейной зависимости.

Таблица 1.2 – Основные типы механических перемешивающих устройств

Тип мешалки	Назначение и рекомендуемый режим работы мешалки
<p data-bbox="316 389 481 425">Лопастная</p> 	<p data-bbox="660 376 1445 712">Перемешивание взаимнорастворимых жидкостей, взвешивание твердых и волокнистых частиц в жидкости, взмучивание легких осадков, медленное растворение твердых и волокнистых частиц. Окружная скорость края лопасти – 1,5 – 5 м/с. Вязкость перемешиваемой среды до 3 Па·с</p>
<p data-bbox="316 781 481 817">Турбинная</p> 	<p data-bbox="660 768 1445 1160">Взвешивание и растворение твердых частиц, образование эмульсий, перемешивание жидкостей с большими разностями плотностей и вязкостей, взвешивание волокнистых частиц, перемешивание неньютоновских жидкостей. Окружная скорость края лопасти до 10 м/с. Вязкость перемешиваемой среды до 10 Па·с</p>
<p data-bbox="293 1218 504 1254">Пропеллерная</p> 	<p data-bbox="660 1205 1445 1597">Образование суспензий с объемной долей частиц твердой фазы до 50 %, образование эмульсий. Применяется совместно с центральной циркуляционной трубой для создания в аппарате осевой циркуляции. Окружная скорость края лопасти до 10 м/с. Вязкость перемешиваемой среды до 4 Па·с</p>
<p data-bbox="341 1666 456 1702">Рамная</p> 	<p data-bbox="660 1709 1445 1989">Перемешивание вязких и тяжелых жидкостей и суспензий, предотвращение выпадения осадка на стенках и днище емкости, суспендирование в вязких средах. Окружная скорость края лопасти до 4 м/с. Вязкость перемешиваемой среды до 10 Па·с</p>

1.5.2 Струйное перемешивание

Для организации перемешивания в емкостях большого объема (10 – 20 м³ и более) [31, 32, 38, 39, 69 – 77], в том числе на радиохимических производствах [69 – 77], чаще применяются системы струйного перемешивания, чем механические перемешивающие устройства. Штребачек [32] и Таттерсон [38] указывают, что лимитирующим фактором при перемешивании в емкостях большого объема и при струйном перемешивании является время, за которое достигается необходимая с точки зрения основного технологического процесса однородность в емкости.

Системы струйного перемешивания включают в себя один или несколько насосов, забирающих технологические среды с определенных уровней емкости. Насосы систем струйного перемешивания могут располагаться вне емкости или быть погружными. Таттерсон указывает, что в качестве насоса системы струйного перемешивания могут применяться также осевые мешалки, помещенные в циркуляционные трубы [38]. В качестве сопел систем струйного перемешивания могут использоваться эжекторы, обеспечивающие дополнительное перемешивание в точках выхода сети насосов систем струйного перемешивания [78 – 80].

Штребачек указывает на возможность совмещения струйного перемешивания в емкости и механического перемешивания в отдельных областях данной емкости [32]. Небезынтересен опыт совмещения струйного и механического перемешивания в едином агрегате [68, 81, 82], сопла системы струйного перемешивания устанавливаются на валу механического перемешивающего устройства [68] или на собственном валу [81, 82]. Истекающие из сопел системы струйного перемешивания потоки при этом приобретают окружную скорость относительно оси аппарата, и перемешивание в емкости интенсифицируется.

Вопросы струйного перемешивания в емкостях с объемом более 200 м³ слабо освещены в современной литературе. В большинстве рассмотренных публикаций о струйном перемешивании в емкостях большого объема [69 – 77] речь идет о емкостях с рабочим объемом до 150 м³. Данных о перемешивании в емкостях с объемом более 100 – 150 м³ с несимметричным размещением перемешивающих сопел в открытых источниках не обнаружено. Также не удалось найти упоминаний об исследованиях гидродинамики перемешивания в емкостях большого объема при совместном использовании механического и струйного перемешивания.

1.5.3 Перемешивание в проточных смесителях

Перемешивание в трубопроводах и проточных смесителях достаточно давно известно в системах водоочистки и водоподготовки, в пищевой и химической промышленности и на производствах полимерных изделий [32, 33, 36, 39, 44, 83 – 86].

В настоящее время данный метод развивается очень активно, в том числе в химических реакторах, в фармацевтической и пищевой промышленности и, за рубежом, на предприятиях синтеза пластмасс. При этом процессы, традиционно проводящиеся в емкостной аппаратуре, переводятся на проточные технологические производственные схемы [87 – 90].

На рисунке 1.4 представлена схема проточного (статического) смесителя. Перемешивание осуществляется в результате течения смешивающихся компонентов через насадку сложного профиля, расположенную внутри трубопровода. С увеличением количества элементов насадки возрастает качество усреднения контрольных параметров технологических потоков, но вместе с тем растут габариты проточного смесителя и его гидравлическое сопротивление. В связи с этим актуальной задачей является снижение гидравлического сопротивления проточных смесителей при сохранении качества перемешивания.



Рисунок 1.4 – Проточный смеситель

1.6 Перемешивающее оборудование зарубежных радиохимических производств

На зарубежных радиохимических производствах для усреднения состава растворов и суспензий в емкостях большого объема (до 30 – 150 м³) используется струйное перемешивание или механическое перемешивание осевыми перемешивающими устройствами [69 – 77]. Емкости со струйными перемешивающими устройствами имеют, как правило, осесимметричную конструкцию.

В центре емкости у дна располагается погружной насос или осевое механическое перемешивающее устройство, помещенное в циркуляционную трубу. Перемешивание

осуществляется за счет забора технологических растворов и суспензий из нижней части емкости и выдачи их в верхнюю часть объема перемешивания непосредственно или через систему радиально установленных сопел или эжекторов [69 – 77].

Циркуляцию технологической среды в аппаратах с перемешивающими устройствами можно условно разделить на осевую и радиальную. Организация эффективного механического радиального перемешивания в аппарате большого диаметра крайне затруднительна. Технические решения, направленные на повышение радиальной составляющей перемешивания, требуют использования перемешивающих устройств с большими диаметрами роторов или размещения в объеме перемешивания нескольких мешалок. Реализация подобных решений, как правило, требует больших энергетических затрат при относительно небольшом увеличении эффективности перемешивания. В связи с этим на зарубежных радиохимических производствах механические перемешивающие устройства применяются, как правило, для интенсификации осевого перемешивания. Радиальное перемешивание интенсифицируют с помощью струйных перемешивающих устройств.

1.7 Численное моделирование процессов перемешивания

В современной практике решения инженерных задач, связанных с перемешиванием, большое распространение получило применение методов и средств вычислительной гидродинамики (англ. *Calculating Fluid Dynamics, CFD*) [91 – 104].

В основе методов вычислительное гидродинамики лежит численное решение уравнений Навье – Стокса методом конечных элементов. Математические модели, применяющиеся при численном моделировании методом конечных элементов, как правило, состоят из базовых уравнений сохранения массы и количества движения в однофазной или многофазной постановке [91, 92, 95, 98 – 100] и моделей турбулентных пульсаций [91, 92, 101 – 104]. При необходимости математические модели дополняются собственными вспомогательными моделями, описывающими те или иные аспекты моделируемых процессов.

Численное моделирование процессов перемешивания часто используется как дополнение к экспериментальным исследованиям [47, 48, 50, 52 – 55] или в тех случаях, когда экспериментальные исследования невозможны по тем или иным причинам

(опасность технологических сред, большой объем емкостей, дороговизна или сложность натурального эксперимента и др.) [77, 105, 106].

Главным преимуществом численного моделирования задач перемешивания методом конечных элементов является независимость от масштабного фактора.

Одной из основных сложностей, возникающих при численном моделировании многофазных и многокомпонентных течений, является резкий рост ресурсоемкости с увеличением количества модельных компонентов и плотности расчетных сеток. В связи с этим для практического использования методов и средств вычислительной гидродинамики необходима модернизация существующих математических моделей.

Кроме того, следует помнить, что результатом численного моделирования является частное решение. В условиях производства или при отсутствии вычислительной техники необходимой мощности или программного обеспечения для численного моделирования использование результатов численного моделирования без дополнительного анализа и обработки затруднительно.

1.8 Выводы по главе и постановка задач исследования

По итогам обзора рассмотренных литературных источников можно сделать следующие выводы:

1. Продуктом урановой ветви переработки ОЯТ и исходным сырьем для производства топлива реакторов типа РБМК является плава гексагидрата уранилнитрата. Качество и ядерная и радиационная безопасность плава гексагидрата уранилнитрата во многом определяется эффективностью усреднения химического и радиохимического состава азотнокислых растворов урана, выдающихся на упаривание.
2. Качество подготовки азотнокислых растворов к упариванию часто не в полной мере отвечает выдвигаемым требованиям. При этом вопросы подготовки технологических растворов к упариванию в открытых источниках освещены крайне слабо.
3. В классических инженерных методиках отсутствуют критерии количественной оценки эффективности усреднения химического состава перемешиваемых сред.

4. Перемешивание на отечественных и зарубежных радиохимических производствах в емкостях большого объема осуществляется преимущественно с помощью струйных перемешивающих устройств.
5. Лимитирующим фактором струйного перемешивания является, как правило, время перемешивания, необходимое для усреднения распределения контролируемых параметров (концентраций компонентов) в объеме перемешивания.
6. Публикации, посвященные вопросам организации струйного и механического перемешивания в емкостях большого объема, также носят ограниченный характер.
7. Экспериментальное исследование процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана затруднено ввиду радиационной активности технологических растворов, низкой масштабируемости процессов перемешивания и большого объема емкостей приема.
8. Методом решения задач, связанных с повышением эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при подготовке к упариванию, может стать применение численного моделирования с помощью метода конечных элементов.
9. Одной из основных сложностей, затрудняющих применение численного моделирования, является рост ресурсоемкости с увеличением количества модельных компонентов и с увеличением плотности расчетных сеток.

Цель работы – на основании исследований с использованием численного моделирования методом конечных элементов разработать практические рекомендации по повышению эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана радиохимического завода ПО «Маяк» при их подготовке к упариванию.

Для достижения поставленной цели были сформулированы следующие **задачи**:

1. Модернизировать существующие математические модели для их применения в сочетании с методом конечных элементов при моделировании процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в процессе подготовке к упариванию. Выполнить проверку модернизированной математической модели.
2. Методом численного моделирования получить распределения концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U в объеме емкостей приема азотнокислых растворов урана радиохимического завода ПО «Маяк». Получить

зависимости минимальных и максимальных отклонений данных характеристик от средних значений в объеме емкостей приема азотнокислых растворов урана от продолжительности подготовки к упариванию.

3. Определить причины недостаточной эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию. Сформулировать способы и разработать технические решения по повышению эффективности процессов перемешивания.

4. На основе модернизированной модели получить распределения концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U в объеме емкостей приема азотнокислых растворов урана и зависимости минимальных и максимальных значений и неусредненностей данных характеристик от продолжительности подготовки к упариванию с учетом предложенных технических решений по повышению эффективности процессов перемешивания.

5. Разработать регрессионные модели и графические материалы для инженерных расчетов процессов усреднения химического состава технологических растворов в условиях производства.

ГЛАВА 2. ТЕХНИКА И МЕТОДИКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

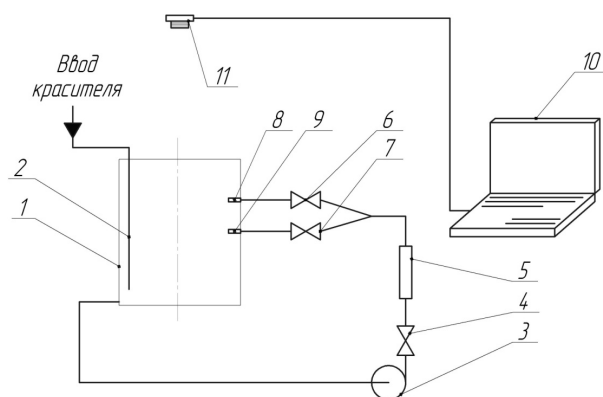
2.1 Техника и методика экспериментальных исследований процессов струйного перемешивания

Для проверки адекватности численного моделирования процессов струйного перемешивания была сконструирована и изготовлена исследовательская установка. Экспериментальные исследования гидродинамики струйного перемешивания осуществляли путем введения в емкость с прозрачными стенками красителя и последующей фиксации распространения пятна окрашивания в емкости.

В экспериментах в качестве контрольной величины использовали время полного окрашивания объема емкости. В численном расчете в качестве величины сравнения использовали время выравнивания объемной доли трассера в объеме перемешивания.

2.2.1 Описание исследовательской установки

Проверка адекватности физико-математических моделей и методик, применявшихся для численных исследований процессов струйного перемешивания, производилась на основе экспериментальных данных, полученных на исследовательской установке, представленной на рисунке 2.1.



1 – емкость, 2 – линия подачи красителя, 3 – насос, 4 – вентиль, 5 – ротаметр, 6, 7 – шаровые краны, 8, 9 – сопла, 10 – персональный компьютер, 11 – цифровая камера

Рисунок 2.1 – Установка для исследования процессов струйного перемешивания

Краситель вводят в емкость 1 через линию подачи красителя 2. Линия подачи красителя выполнена таким образом, что ввод красителя осуществляется в центре сечения отводящего штуцера. Окрашивание рабочей жидкости в объеме красителя начинается после прохождения красителя через сопла системы струйного перемешивания. Рабочая жидкость с красителем отводится из емкости 1 центробежным насосом 3. Подача насоса 3 регулируется вентилем 4 и фиксируется ротаметром 5, установленными в сети питания сопел 8 и 9. Сопла 8 и 9 соединены с линией питания тройником. Отключение и включение сопел в линию питания производится с помощью шаровых кранов 6, 7. Система струйного перемешивания лабораторной установки состоит из насоса 3, регулировочного вентиля 4, запорных кранов 6, 7 и сопел 8, 9.

Контрольными величинами эксперимента являются время перемешивания, о котором судят по продолжительности полного окрашивания рабочего объема емкости акварельным красителем, и расход технологической среды, измеряемый ротаметром 5. Полное окрашивание определяется визуально и фиксируется цифровым секундомером. Параллельно с этим производится видеосъемка эксперимента с помощью цифровой камеры 11, подключенной к персональному компьютеру 10.

Емкость 1 с прозрачными стенками имеет цилиндрическую форму со слабой конусностью и плоское днище. Диаметр емкости у днища составляет 150 мм, диаметр емкости на уровне верхней кромки стенки – 165 мм. Высота емкости – 190 мм. Полный объем емкости 1 составляет 3 л. В качестве рабочих жидкостей использовали водопроводную воду и водные растворы хлористого натрия.

Отводной патрубков и сопла 8 и 9 представляют собой цилиндрические штуцеры с гладкими стеками с внутренним диаметром 11 мм каждый. Общая длина каждого штуцера составляет 70 мм. Штуцеры отводного патрубка и сопел 8 и 9 пропущены сквозь стенку емкости 1 на глубину 30 мм от поверхности внутренней стенки емкости. Уровни установки выходного патрубка и сопел 9 и 8 составляют 20, 80 и 130 мм от дна емкости соответственно. Высота установки штуцеров измерена от центров их проходных сечений.

Центробежный насос 3 снабжен электродвигателем мощностью 7 Вт. Питание насоса осуществляется от бытовой электрической сети переменного тока с напряжением 220 В и частотой тока 50 Гц. Фактическая максимальная производительность насоса 3, установленного согласно схеме, представленной на рис. 2.5, а, составляет 200 – 220 л/ч.

2.2.2 Система измерений и применяемая аппаратура

В ходе проведения экспериментов измеряли расход рабочей жидкости на сопла системы струйного перемешивания, уровень рабочей жидкости в емкости и время полного окрашивания рабочего объема емкости. Также измеряли плотность и условную вязкость рабочих жидкостей. Плотность рабочих жидкостей определяли по результатам измерений массы и объема проб.

Измеряемые физические величины и измерительные приборы представлены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Измеряемые физические величины и измерительные приборы

Физическая величина	Единица измерения	Измерительный прибор	Пределы измерения прибора	Цена деления прибора	Инструментальная погрешность измерения
1. Расход рабочей жидкости	л/ч	Ротаметр	60 – 600	20	±10
2. Уровень рабочей жидкости в емкости	мм	Измерительная линейка ГОСТ 17435-72	0 – 200	1	±0,5
3. Время окрашивания рабочего объема	с	Цифровой секундомер	0 – 86400	0,01	±5%
4. Объем раствора	мл	Мерник	10 – 100	1	±0,5
5. Масса раствора	г	Весы электронные	0,01 – 500	0,01	±5%
6. Температура	°С	Термометр ртутный	0 – 50	1	±0,5
7. Условная вязкость рабочих жидкостей	с	Лабораторный вискозиметр <i>Zahn Cup #1</i> , секундомер цифровой	0 – 80	0,01	±5%

Измерения времени окрашивания рабочего объема для каждого рассмотренного режима производили не менее четырех раз. Измерения контрольных объемов, контрольных масс растворов хлористого натрия и условной вязкости рабочих сред – не

менее пяти раз для каждого раствора. Измерения производили при температуре окружающей среды в диапазоне 20 – 25 °С. Температура рабочих жидкостей соответствовала температуре окружающей среды.

Видеофиксацию эксперимента производили с помощью цифровой камеры, установленной на расстоянии 400 – 500 мм над рабочей емкостью. Запись видеофайлов производилась на жесткий диск персонального компьютера с помощью специализированного программного обеспечения потоковой видеозаписи *ISPY v.4.9.2.0*. В процессе видеозаписи в каждом кадре изображения программно размещались сведения о дате и текущем времени эксперимента.

2.2.3 Методика проведения эксперимента

Изменение расхода технологических сред через систему перемешивания производили путем регулирования подачи насоса регулировочным вентилем. В режимах перемешивания верхним или нижним соплами по отдельности расход рабочих сред изменяли в диапазоне 80 – 160 л/ч, при совместном перемешивании обоими соплами расход изменяли в диапазоне 100 – 180 л/ч. Шаг изменения расхода принимали равным цене деления шкалы ротаметра – 20 л/ч.

При использовании в качестве рабочих жидкостей растворов хлористого натрия до начала экспериментов производили предварительное перемешивание растворов непосредственно на исследовательской установке. Перемешивание производили до полного растворения кристаллов хлорида натрия и установления прозрачности раствора. После чего устанавливали максимальную производительность насоса, и предварительное перемешивание продолжалось дополнительно не менее 15 минут. Отбор проб раствора для взвешивания производили пять раз для каждого случая. Объем каждой пробы составлял 20 мл.

Результаты измерения плотностей и вязкостей рабочих жидкостей представлены в таблицах 2.2–2.4.

Переход от условной измеренной вязкости к кинематической вязкости рабочих сред производили согласно методике обработки результатов измерения на лабораторном вискозиметре [106]. Результаты измерений условной вязкости и расчетов кинематической вязкости показывают, что разности вязкостей водопроводной воды и использовавшихся растворов хлорида натрия пренебрежимо малы.

Таблица 2.2 – Измеренные плотности рабочих сред

Рабочая среда	Измеренная плотность, кг/м ³	Погрешность измерения, %
1. Водопроводная вода	998	±9
2. Раствор № 1	1008	±8
3. Раствор № 2	1025	±10
4. Раствор № 3	1054	±9
5. Раствор № 4	1109	±10

Таблица 2.3 – Измеренные условные вязкости рабочих сред

Рабочая среда	Измеренная условная вязкость, с	Погрешность измерения, %
1. Водопроводная вода	26	±9
2. Раствор № 1	26	±9
3. Раствор № 2	26	±8
4. Раствор № 3	27	±7
5. Раствор № 4	28	±10

Таблица 2.4 – Динамические вязкости рабочих сред

Рабочая среда	Кинематическая вязкость, сСт (по [122])	Расчетная динамическая вязкость, Па·с	Погрешность измерения (с учетом погрешности измерения плотности), %
1. Водопроводная вода	1,0	0,001	±13
2. Раствор № 1	1,0	0,001	±12
3. Раствор № 2	1,0	0,001	±13
4. Раствор № 3	1,1	0,001	±11
5. Раствор № 4	1,0	0,001	±14

Перед началом эксперимента, после заполнения емкости рабочей жидкостью и пуска насоса, открывали шаровые краны 6 и 7 и максимально открывали вентиль 4 (см. рисунок 2.1). После выхода воздуха из системы перемешивания в емкость 1 добавляли необходимое количество рабочей жидкости до тех пор, пока уровень наполнения емкости не устанавливался равным 160 ± 2 мм от дна емкости. О выходе из системы

перемешивания воздуха судили по выходу из сопел 8 и 9 пузырьков воздуха и по установившемуся значению показаний ротаметра 5.

После выхода воздуха из системы перемешивания с помощью шаровых кранов 6 и 7 устанавливали требуемый режим работы сопел системы перемешивания. С помощью вентиля 4 и ротаметра 5 устанавливали расход рабочей жидкости. После чего для достижения установившегося режима течения установка работала без изменения каких-либо настроек в течение 10 – 15 минут, при этом непрерывно контролировали показания ротаметра 5.

Для приготовления раствора красителя, после наступления в емкости установившегося режима течения, из емкости отбирали 40 – 50 мл рабочей жидкости с помощью медицинского шприца ГОСТ 24861-91. В отобранную жидкость добавлялся сухой краситель и перемешивался вручную, механически до полного растворения частиц твердой фазы и установления однородности окрашивания в емкости приготовления исходного раствора красителя. Из емкости исходного раствора красителя с помощью шприца отбирали 15 мл раствора красителя, после чего включали запись цифровой камеры 11.

Шприц устанавливали во входное отверстие линии подачи красителя 2. Пуск раствора красителя в линию подачи осуществляли одним быстрым, плавным нажатием на поршень шприца. Продолжительность ввода красителя составляла не более 1 с.

Рабочая жидкость из емкости 1 через выходной патрубков и отводилась на насос 3 и далее, через систему струйного перемешивания, подавалась на сопла 8 и 9. В момент начала выхода окрашенной рабочей жидкости из сопла включался цифровой секундомер. Динамику окрашивания рабочего объема емкости фиксировали визуально и с помощью цифровой камеры 11. Показания цифрового секундомера фиксировали в момент установления равномерного окрашивания рабочего объема жидкости, после чего останавливали цифровую запись, и производили сохранение видеофайла на жесткий диск персонального компьютера 10.

Струйное перемешивание на рабочей жидкости проводилось до тех пор, пока сохранялась возможность четкого визуального определения результатов окрашивания и перекрашивания объема перемешивания. После фиксации времени перемешивания до отбора рабочей жидкости для приготовления нового раствора красителя перемешивание осуществлялось не менее 5 минут.

2.2.4 Планирование эксперимента

Планирование полного факторного эксперимента с помощью матриц планирования различных порядков осуществляют, как правило, с целью минимизации объема экспериментальных измерений [107]. Такой подход к планированию эксперимента оправдан и целесообразен в том случае, когда целью эксперимента является выявление основных закономерностей исследуемого процесса.

При проверке адекватности численного моделирования для выявления характера изменения погрешности моделирования во всем диапазоне варьирования факторов (в особенности у границ варьирования) необходимо производить измерения в как можно большем количестве точек. В связи с данным замечанием для каждого режима работы системы струйного перемешивания (перемешивание нижним соплом, верхним соплом и верхним и нижним соплами одновременно) и для каждой рабочей жидкости перемешивание производилось для пяти установившихся значений производительности насоса.

При использовании в качестве рабочей жидкости водопроводной воды перемешивание осуществляли нижним соплом, верхним соплом и верхним и нижним соплами одновременно. При использовании в качестве рабочих жидкостей растворов хлористого натрия с плотностями 1008, 1025, 1054, 1109 кг/м³ – верхним соплом. Для каждого рассмотренного режима работы перемешивание осуществляли при пяти значениях подачи насоса. Таким образом, экспериментальные измерения производились в 35 экспериментальных точках.

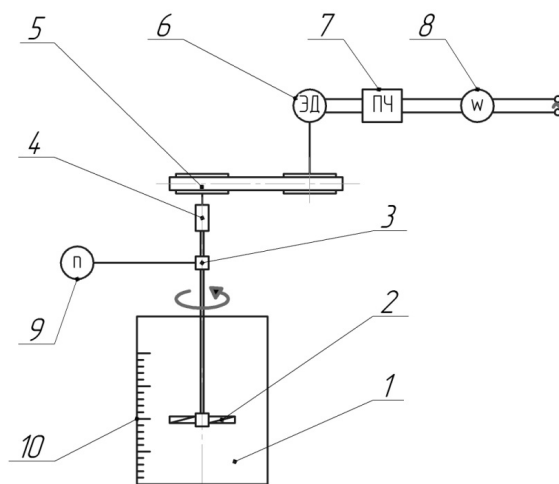
2.3 Техника и методика экспериментальных исследований процессов механического перемешивания

2.3.1 Описание исследовательской установки

Для проверки адекватности методики расчета мощности перемешивания на основе результатов численного моделирования была использована установка, показанная на рисунке 2.2.

Установка состоит из универсального электроизмерительного прибора 8, работающего в режиме ваттметра, преобразователя частоты электрического тока 7, приводного устройства на основе сверлильного станка, цифрового лазерного тахометра

9, емкости 1 с нанесенной на боковую поверхность миллиметровой шкалой 10 и набора мешалок 2. Приводное устройство состоит из однофазного асинхронного электродвигателя 6, ременной передачи 5, зубчатой передачи 4 и кулачкового патрона 3.



1 – емкость, 2 – мешалка, 3 – кулачковый патрон, 4 – зубчатая передача, 5 – ременная передача, 6 – электродвигатель, 7 – преобразователь частоты электрического тока, 8 – ваттметр, 9 – лазерный тахометр, 10 – миллиметровая шкала

Рисунок 2.2 – Схема лабораторной установки для изучения механического перемешивания

Перемешивание в емкости 1 осуществляют мешалкой 2. Энергия сообщается мешалке асинхронным двигателем переменного тока 6. Вал мешалки соединен с двигателем 6 через кулачковый патрон 3, зубчатую передачу 4 и ременную передачу 5. Регулирование частоты вращения выходного вала электродвигателя осуществляется путем изменения частоты переменного тока с помощью преобразователя 7 с шагом регулирования 0,1 Гц. Скоростной режим работы мешалки регулируют частотой переменного тока и передаточным отношением ременной передачи. Частоту вращения вала мешалки фиксируют лазерным тахометром 3, полные затраты мощности на перемешивание – ваттметром 8.

Емкость 1 представляет собой металлический сосуд с плоским дном емкостью 3 л с высотой 180 мм и диаметром 160 мм.

Набор мешалок состоит из пропеллерной, ленточной, лопастной и рамной мешалок. Ленточная мешалка имеет равные высоту и внешний диаметр, составляющие

80 мм. Шаг лент мешалки также равен 80 мм. Ширина ленты – 10 мм. Нижние и верхние края лент для жесткости зафиксированы проволочными кольцами с наружным диаметром 80 мм. Диаметр проволоки – 3 мм. Пропеллерная мешалка имеет семь лопастей трапецевидной формы с шириной у ступицы 15 мм и у края мешалки – 25 мм. Лопасти равномерно расположены по внешней окружности ступицы под угол 50° к горизонту. Диаметр и высота ступицы соответственно составляют 32 и 20 мм. Наружный диаметр мешалки – 74 мм. Толщина лопастей – 1 мм. Лопастная мешалка имеет наружный диаметр 112 мм и ширину лопасти 30 мм. Лопасти мешалки установлены перпендикулярно днищу емкости. Рамная мешалка представляет собой лист квадратной формы со стороной 75 мм, в центре которого выполнено квадратное отверстие со стороной 35 мм. Плоскость мешалки расположена перпендикулярно днищу емкости. Толщина лопастей рамной и лопастной мешалок составляет 3 мм.

Электрическая мощность, потребляемая установкой при выключенном электродвигателе, составляет 24 Вт.

2.3.2 Система измерений и применяемая аппаратура

В ходе проведения экспериментов измеряют частоту вращения вала мешалки, уровень рабочей жидкости в емкости, уровень нижнего края мешалки относительно дна емкости и полную электрическую мощность, потребляемую установкой.

Измерения производили при комнатной температуре 25 – 30 °С. В качестве рабочей среды использовали водопроводную воду. Измерения в каждом режиме работы установки повторяли не менее четырех раз. Перед каждой серией измерений осуществляли замеры электрических параметров работы установки на холостом ходу без установки перемешивающего устройства.

Сводные данные по измеряемым величинам и измерительным приборам представлены в таблице 2.5.

2.3.3 Методика проведения эксперимента

Перед началом эксперимента производился пуск электрического двигателя без установки перемешивающего устройства и фиксировались установившиеся показания измерительных приборов. После снятия показаний электродвигатель отключался.

Таблица 2.5 – Измеряемые физические величины и измерительные приборы

Физическая величина	Единица измерения	Измерительный прибор	Пределы измерения прибора	Цена деления прибора	Инструментальная погрешность измерения
1. Частота вращения вала мешалки	об/мин	Лазерный тахометр	2,5 – 99999	1	$\pm 0,05\%$
2. Электрическая мощность	Вт	Ваттметр	0 – 3999	1	$\pm 5\%$
3. Уровень рабочей жидкости в емкости	мм	Измерительная линейка ГОСТ 17435-72	0 – 200	1	$\pm 0,5$
4. Уровень нижнего края мешалки относительно дна емкости	мм	Измерительная линейка ГОСТ 17435-72	0 – 200	1	$\pm 0,5$

В емкости устанавливали мешалку выбранной конструкции, при этом фиксировали положение мешалки относительно дна емкости. После этого емкость заполнялась водопроводной водой комнатной температуры, и фиксировали уровень воды в емкости при выключенном электродвигателе.

Частоту электрического тока устанавливали равной 20 Гц, после чего производили запуск электродвигателя. Изменение частоты электрического тока производили в порядке ступенчатого увеличения до максимального значения с заданным шагом и последующего ступенчатого снижения частоты тока до

минимального значения. Максимальное значение определяли по характеру центральной воронки, исключая снижению уровня рабочей жидкости до верхнего края мешалки.

Шаг изменения установленной частоты электрического тока выбирали таким, чтобы для каждой конструкции мешалки количество установленных частот вращения вала составляло не менее пяти.

По достижении установившегося режима перемешивания в емкости лазерным тахометром измеряли частоту вращения вала мешалки. Измерение частоты вращения вала осуществляли по установлению стабильных показаний тахометра, при этом в настройках прибора задавали усреднение по результатам пяти мгновенных измерений.

После измерения частоты вращения вала мешалки фиксировали измеренное значение полной электрической мощности, потребляемой установкой. Снятие показаний ваттметра производили через 45 – 60 с после изменения частоты электрического тока. Для каждого режима работы установки измерения производили не менее четырех раз.

Полную мощность перемешивания, потребляемую установкой, измеряли непосредственно в процессе эксперимента. Потребление мощности, не связанное с перемешиванием, является суммой потребления мощности на питание индикаторов установки, преобразователя частоты электрического тока, других элементов сети установки и затрат мощности на питание обмотки ротора и статора однофазного асинхронного двигателя. Потребление мощности, не связанное с перемешиванием, измеряется экспериментально согласно методике эксперимента.

Электрические и механические потери мощности оценивали по коэффициентам полезного действия элементов привода мешалки. Коэффициенты полезного действия элементов привода принимали по справочным данным [108, 109].

2.3.4 Планирование эксперимента

Согласно доводам, изложенным в подразделе 2.2.4, для проверки адекватности методики расчета мощности перемешивания на основе результатов численного расчета методом конечных элементов по физико-математическим моделям исследуемых процессов количество экспериментальных точек выбиралось максимально возможным.

При использовании рамной мешалки механическое перемешивание производили в пяти скоростных режимах работы мешалки. При использовании пропеллерной,

ленточной и лопастной мешалок перемешивание производили в шести скоростных режимах работы мешалки. Таким образом, экспериментальные измерения производились в 23 экспериментальных точках.

2.4 Выводы по главе

1. Разработаны техника и методика экспериментальных исследований процессов струйного перемешивания. Сконструирована и изготовлена установка для исследования процессов струйного перемешивания. Выполнено планирование эксперимента по получению экспериментальных данных для проверки адекватности численного расчета методом конечных элементов по физико-математическим моделям исследуемых процессов.

2. Разработаны техника и методика экспериментальных исследований процессов механического перемешивания. Выполнено планирование эксперимента по получению экспериментальных данных для проверки адекватности методики расчета мощности перемешивания на основе результатов численного расчета методом конечных элементов по физико-математическим моделям исследуемых процессов.

ГЛАВА 3. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА

Экспериментальное исследование процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана и гидродинамики перемешивания в емкостях приема при подготовке технологических растворов к упариванию затруднительно. Основные сложности, препятствующие экспериментальному изучению данных процессов: слабая масштабируемость процессов перемешивания, большой объем производственных аппаратов, радиоактивность технологических растворов.

Выходом из сложившейся ситуации является использование численного моделирования с использованием метода конечных элементов (МКЭ). Система уравнений, описывающая процессы перемешивания и усреднения химического состава технологических растворов в емкостях приема азотнокислых растворов урана, должна учитывать:

1. течение многокомпонентных потоков;
2. турбулентные пульсации в потоках технологических растворов;
3. работу насосов систем струйного перемешивания;
4. методику расчета концентраций основных компонентов азотнокислых растворов урана в любой точке объема емкостей приема.

Для оценки результатов численного моделирования необходимо выбрать существующие и, при необходимости, разработать дополнительные критерии оценки эффективности перемешивания.

3.1 Течение многокомпонентных потоков

Для численного расчета многокомпонентных потоков в емкостях приема будем использовать модель многокомпонентных смесей или «модель смеси» [91, 97, 98] (англ. *mixture model*). При использовании данной модели решается система уравнений Навье – Стокса для скорости течения, плотности и вязкости, усредненных по объемным долям компонентов смеси.

Данный подход имеет существенное преимущество в практическом применении. Модель течения многокомпонентных смесей является менее ресурсоемкой, а для однородных смесей и близких к ним систем более устойчивой, чем другие модели

многофазных течений [91, 92]. Использование модели смеси в конкретном случае обосновано, т. к. плотности и вязкости растворов, поступающих в емкости с экстракционным цикла, различаются не более чем на 1,5 – 2,5 % [22-25].

Уравнение неразрывности (уравнение сохранения массы) для модели смеси из n фаз (компонентов) имеет вид [92, 98, 99]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \operatorname{div}(\rho_m \vec{u}_m) = \dot{m}, \quad (3.1)$$

$$\vec{u}_m = \frac{\sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} \vec{u}_{\varphi}}{\rho_m}, \quad (3.2)$$

$$\rho_m = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \rho_{\varphi}, \quad (3.3)$$

Уравнение сохранения импульса (количества движения) вдоль декартовой оси i для смеси может быть получено как сумма уравнений для всех фаз [91, 97, 98]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_m u_{m_i}) + \left[(\rho_m u_{m_j}) \frac{\partial u_{m_i}}{\partial x_j} - \sum_{\varphi=1}^n (\alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} u_{dr_j \varphi}) \frac{\partial u_{dr_i \varphi}}{\partial x_j} \right] = \\ = -\frac{dp}{dx_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu_m \left(\frac{\partial u_{m_j}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{m_i}}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_{m_i}}{\partial x_i} \right) \right] + \rho_m g_i + S_{m_i}, \end{aligned} \quad (3.4)$$

$$u_{dr \varphi_i} = u_{\varphi_i} - u_{m_i}, \quad (3.5)$$

$$\mu_m = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \mu_{\varphi}. \quad (3.6)$$

Усреднение концентраций компонентов технологических растворов в емкостях приема осуществляется как за счет конвективного движения потоков, согласно уравнениям (3.1) – (3.6), так и за счет диффузии. Уравнение диффузии при использовании модели многокомпонентных течений принимает вид [91]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \theta) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_m u_m \theta - \Gamma \frac{\partial \theta}{\partial x}) = S_{\theta}. \quad (3.7)$$

3.2 Турбулентные пульсации в потоках технологических растворов

Для численного расчета турбулентных пульсаций технологических потоков будем применять стандартную k - ε модель турбулентности Лаундера и Сполдинга [100 – 103]. При использовании k - ε модели система уравнений Навье – Стокса дополняется двумя уравнениями переноса (3.8), (3.9) удельной турбулентной кинетической энергии k , Дж/кг ($\text{м}^2/\text{с}^2$), и диссипации данной энергии ε , Дж/(кг·с) ($\text{м}^2/\text{с}^3$).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_m k u_{m_i}) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu_m + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho_m \varepsilon, \quad (3.8)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_m \varepsilon u_{m_i}) = \\ & = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu_m + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho_m \frac{\varepsilon^2}{k}, \end{aligned} \quad (3.9)$$

где

$$G_k = \mu_t S^2, \quad (3.10)$$

$$G_b = - \frac{1}{\rho_m} \left(\frac{\partial \rho_m}{\partial T} \right)_p g_i \frac{\mu_t}{Pr_t} \frac{\partial T}{\partial x_i}, \quad (3.11)$$

$$S \equiv \sqrt{2 S_{ij} S_{ij}}, \quad (3.12)$$

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_{mj}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_j} \right), \quad (3.13)$$

$$\mu_t = \rho_m C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}. \quad (3.14)$$

Значения модельных констант примем по данным Маршалла и Баккер [91]: $C_{1\varepsilon} = 1,44$, $C_{2\varepsilon} = 1,92$, $C_{3\varepsilon} = 0,09$, $\sigma_k = 1,0$, $\sigma_\varepsilon = 1,3$, $Pr_t = 0,85$.

Величины k и ε могут быть рассчитаны как свойства каждой фазы (компонента) или как свойства смеси в целом. Малые различия плотностей и вязкостей компонентов позволяют в конкретном случае считать k и ε свойствами смеси.

3.3 Работа насосов систем струйного перемешивания

Современные возможности вычислительной техники и средств численного моделирования позволяют моделировать работу насосов явным и неявным образом.

В первом случае необходимо задавать точную геометрию насосов и математическое описание движения их подвижных частей. Такой подход позволяет снизить зависимость от эмпирических данных. Однако при этом возрастает плотность расчетных сеток, усложняется процедура расчета и, в случае недостатка вычислительных мощностей, снижается устойчивость решения.

Во втором случае задавать точную геометрию насосов не требуется. Вместо этого в областях расчетной сетки, соответствующих местам расположения насосов, выделяют области расположения моделируемых насосов (далее – области насосов). В областях насосов задают дополнительные уравнения, описывающие влияние работы насосов на гидродинамику перемешивания. Данный подход позволяет выполнять численные расчеты на менее мощной технике, но требует использования эмпирических или полуэмпирических зависимостей.

Проводить моделирование работы насосов будем в неявном виде. Для этого воспользуемся классической инженерной методикой подбора насоса и определения рабочей точки по гидравлическим характеристикам сети и насоса [34, 45, 110 – 112]. Напор центробежного насоса зависит линейно от плотности перемещаемой среды и во второй степени от подачи [34, 45, 110 – 112]. Учитывая данные замечания, представим аппроксимацию характеристики центробежного насоса в виде

$$p_n = \frac{\rho_2}{\rho} (aQ_n^2 + bQ_n + c). \quad (3.15)$$

Влияние работы насоса на гидродинамику перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана будем учитывать путем модификации уравнения сохранения количества движения (импульса) (3.4) в области насоса. Модификацию уравнения (3.4) можно осуществлять двумя способами:

1. принудительным присвоением значения переменной скорости u_m в области насоса;
2. заданием дополнительного источника количества движения S_m в области насоса.

Пересечение характеристик насоса и сети требует одновременного равенства напора, создаваемого насосом, и потерь напора на преодоление сопротивления сети и равенства подачи насоса и расхода технологической среды через сеть:

$$\begin{cases} p_n = \Delta p_{\text{сети}} \\ Q_n = Q_{\text{сети}} \end{cases} \quad (3.16)$$

В случае принудительного присвоения значения переменной u_m , с учетом условия (3.15), запишем уравнение Бернулли для зоны насоса

$$\frac{\rho_2}{\rho} (au_n^2 A_n^2 + bu_n A_n + c) = \zeta_{\text{сети}} \frac{\rho u_n^2}{2} + \rho gh. \quad (3.17)$$

Уравнение (3.17) решим любым удобным способом относительно u_n . Полученное значение подставим в уравнение (3.4) в области насоса для направления течения, соответствующего направлению выходного патрубка моделируемого насоса.

При задании в области насоса дополнительного источника количества движения S_m размерность Н/м³ представим в виде Па/м, что физически означает дополнительный напор, создаваемый насосом на единице длины зоны насоса в соответствующем направлении, т.е.

$$S_{m_i} = \frac{\partial p_{n_i}}{\partial x_i} = \frac{\rho_2}{\rho_m l_n} (au_n^2 A_n^2 + bu_n A_n + c). \quad (3.18)$$

Полученное значение S_m подставим в правую часть уравнения (3.4).

3.4 Проверка адекватности численного моделирования процессов перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана

3.4.1 Проверка адекватности численного моделирования работы центробежных насосов

Проверка адекватности численного моделирования работы центробежных насосов производилась путем сравнения эксплуатационной и расчетной характеристик насоса ЗНП-10-60-В. Эксплуатационная характеристика насоса принималась по данным завода РТ-1 ПО «Маяк» [22 – 25]. Расчетная характеристика была получена путем проведения численного расчета по уравнениям (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18).

Эксплуатационные данные о работе насоса были аппроксимированы полиномиальной функцией второй степени с достоверностью аппроксимации $R^2 = 0,999$. Погрешность расчета по уравнениям (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18) центробежных насосов определялась по относительному отклонению расчетных значений напора насоса ЗНП-10-60-В от значений, полученных по аппроксимирующей функции при тех же значениях подачи.

На рисунке 3.1 представлены эксплуатационная и расчетные характеристики насоса ЗНП-10-60В.

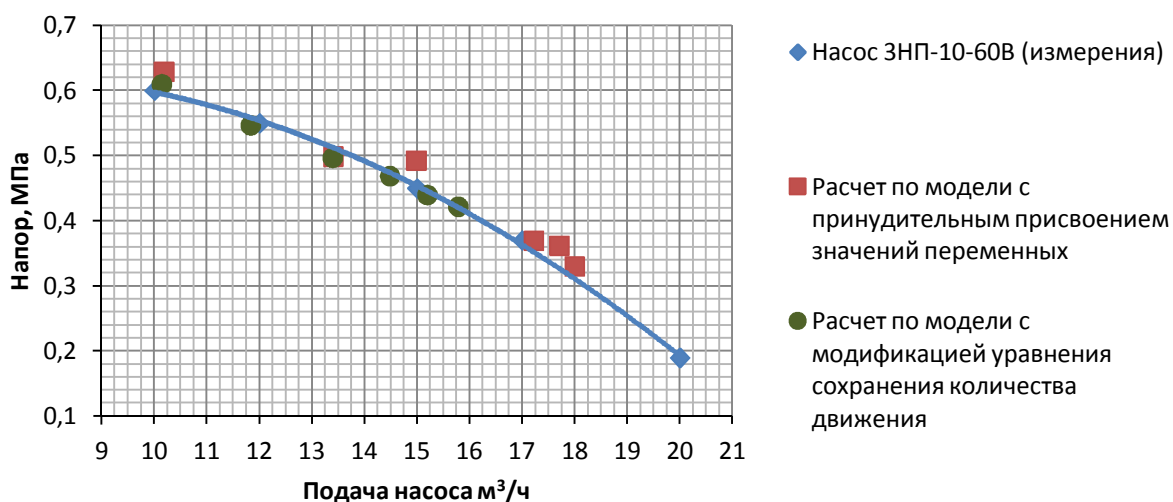


Рисунок 3.1 – Эксплуатационная и расчетные характеристики насоса ЗНП-60-В

При принудительном присвоении значений переменных расхождение расчетных и экспериментальных данных составляет в среднем 6 %. При задании источника

количества движения расхождение расчетных и экспериментальных данных составляет в среднем 2 %. Таким образом, использование уравнений (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18) для численного моделирования работы центробежных насосов позволяет получать расчетные значения с точностью, удовлетворяющей требованиям практических задач.

3.4.2 Проверка адекватности численного моделирования процессов струйного перемешивания

Проверка адекватности численного моделирования процессов струйного перемешивания производилась путем сравнения данных, полученных расчетом по уравнениями (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18), с данными, полученными экспериментально на лабораторной установке (рисунок 2.1) [113].

Результаты сравнения численных расчетов и экспериментальных измерений, представленные на рисунках 3.2, 3.3, показывают, что расхождение экспериментальной и расчетной величин сравнения для всех рассмотренных режимов работы системы струйного перемешивания не превышает погрешности измерений и составляет 8 – 12%. При этом для большинства рассмотренных режимов (исключая рисунок 3.3 а) погрешность моделирования носит систематический характер. Расхождение расчетного и экспериментального времени окрашивания жидкости в емкости составляет 2 – 3 с.

Для качественной оценки адекватности численного моделирования процессов струйного перемешивания и для локальной количественной оценки адекватности сравнивали экспериментальную картину распространения фронта красителя, полученную с помощью цифровой камеры (см. рисунок 2.1), с расчетной картиной изменения объемной доли красителя для аналогичных условий, представленной на рисунке 3.4.

Расчетная картина распространения фронта окрашивания в целом соответствует результатам эксперимента. Основные расхождения экспериментальной и расчетной картин перемешивания связаны с пульсационными явлениями. На рисунке 3.5 хорошо заметны турбулентные пульсации струи красителя, истекающей из сопла, подобные пульсации характерны и для вторичных устойчивых вихревых потоков, направленных вдоль стенок емкости. Расчетный фронт окрашивания, напротив, имеет гладкие, устойчивые во времени и пространстве границы.

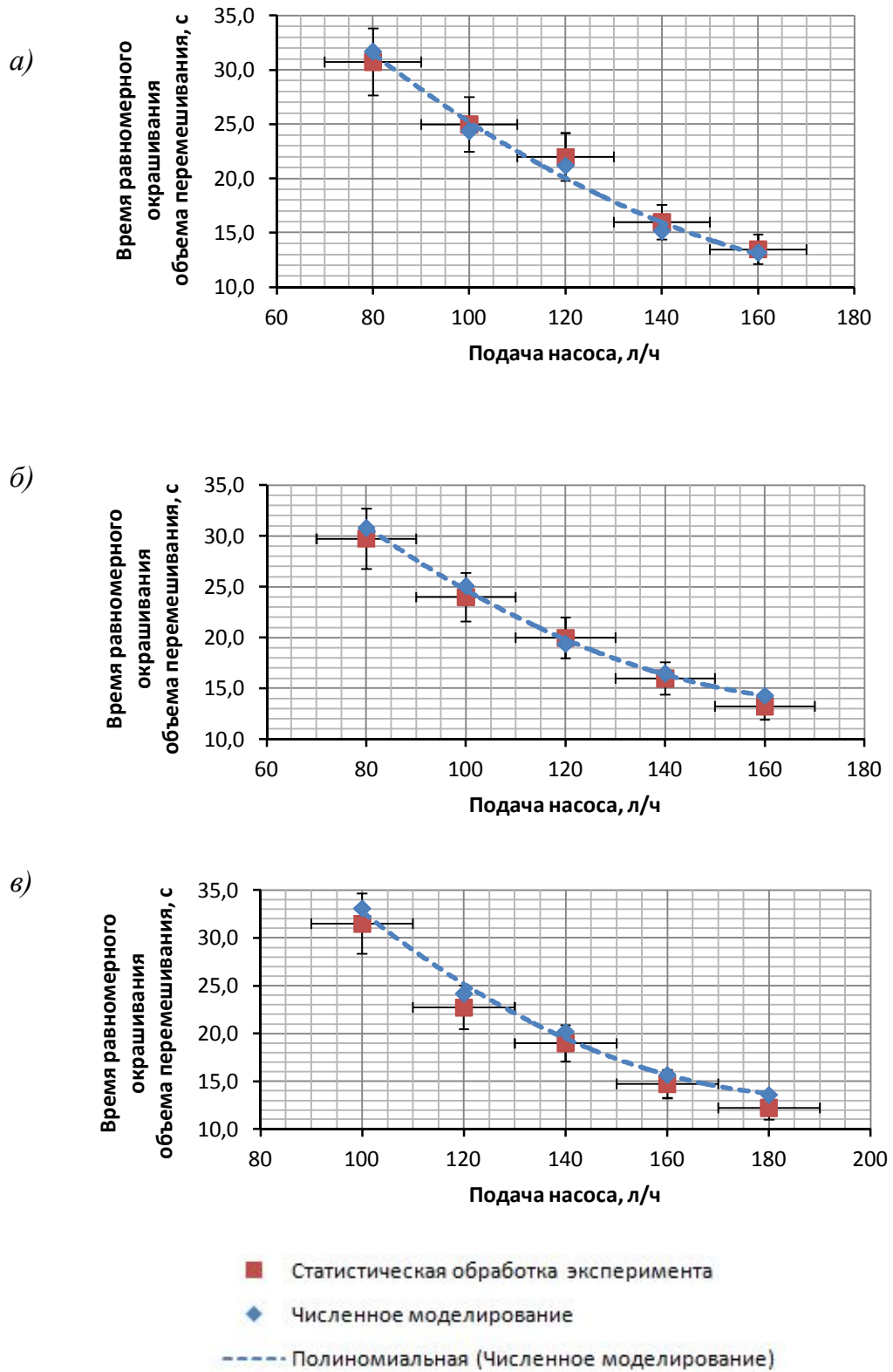


Рисунок 3.2 – Экспериментальные и расчетные зависимости времени перемешивания от подачи насоса. Рабочая среда – водопроводная вода. Перемешивание: а) верхним соплом (130 мм от дна емкости), б) нижним соплом (80 мм от дна емкости), в) верхним и нижним соплами одновременно

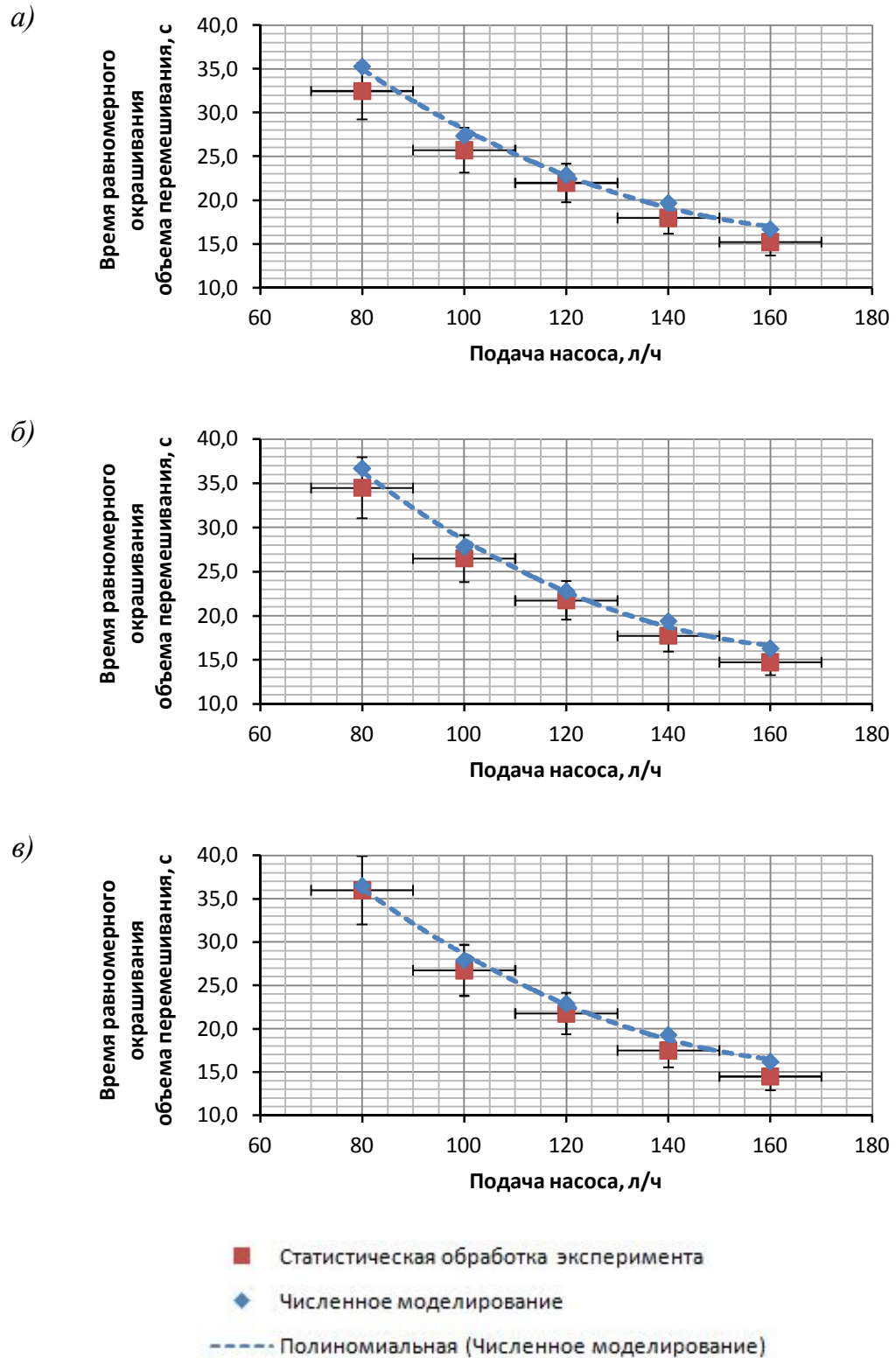


Рисунок 3.3 – Экспериментальные и расчетные зависимости времени перемешивания от подачи насоса. Перемешивание одним соплом, установленным на уровне 130 мм от дна емкости. Рабочая среда – растворы хлорида натрия с плотностью: а) 1025 кг/м³, б) 1054 кг/м³, в) 1109 кг/м³

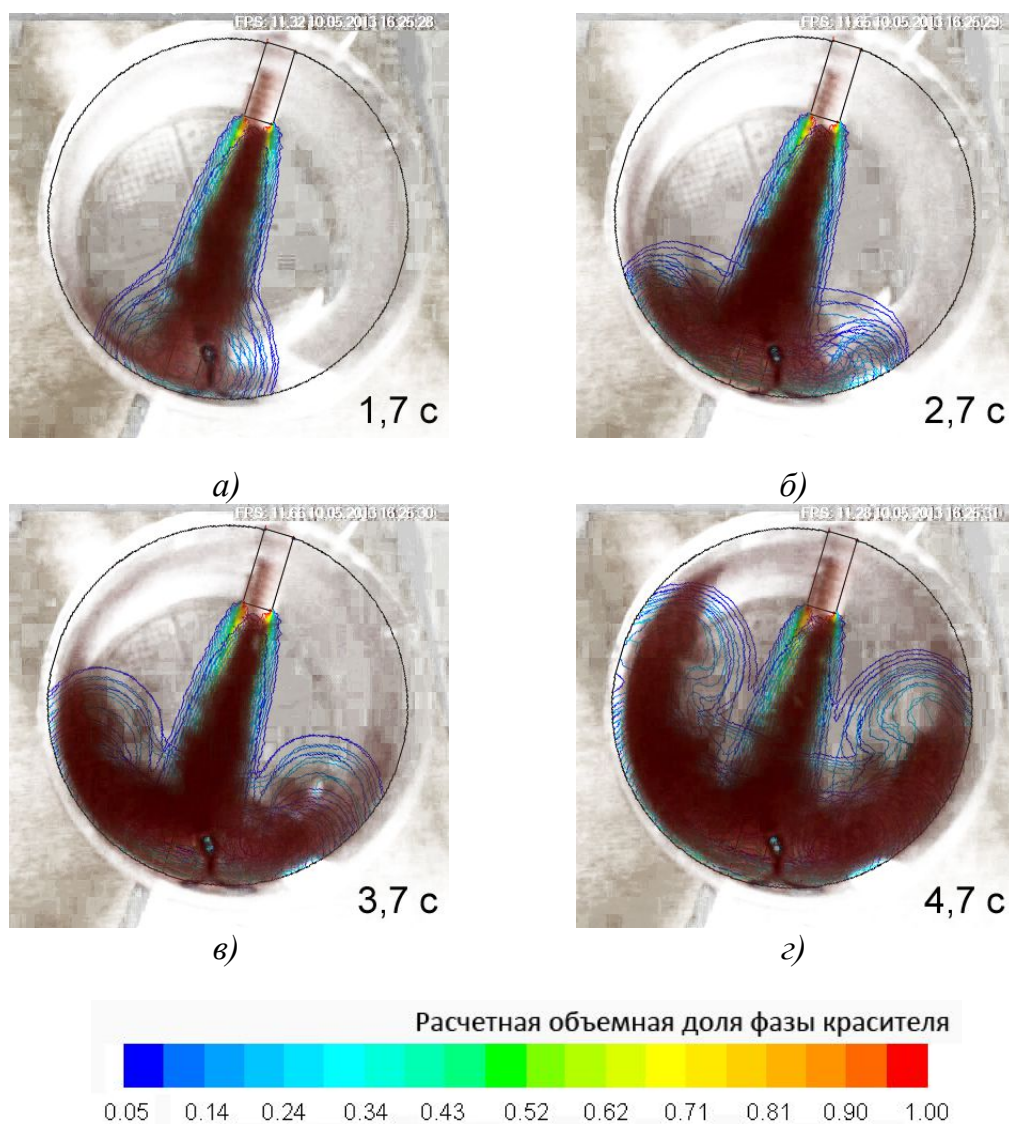


Рисунок 3.4 – Совмещения экспериментальных и расчетных картин перемешивания.

Время с начала перемешивания: а) 1,7 с; б) 2,7 с; в) 3,7 с; г) 4,7 с

Модель турбулентности Лаундера и Сполдинга не оперирует пульсационными скоростями, заменяя их удельной энергией турбулентных пульсаций k , и ее диссипацией ε (см. уравнения (3.8), (3.9)). Данный подход является одним из важнейших преимуществ данной модели, т. к. позволяет существенно снизить ресурсоемкость расчета, не моделируя прямым образом турбулентные вихри. Однако данный подход не позволяет получить точное нестационарное описание турбулентного вихря.

Сравнение площадей расчетных фронтов окрашивания и видимых экспериментальных фронтов окрашивания показывает, что погрешность моделирования

носит систематический характер. Площадь расчетного пятна окрашивания превышает площадь экспериментального пятна окрашивания на 12 %.

Дополнительная проверка адекватности численного расчета по уравнениям (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18) [22] по экспериментальным данным [114, 115] показала расхождение расчетного и экспериментального времени перемешивания не более 5,2 %, что объясняется использованием более точных методов измерений.

Таким образом, использование уравнений (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18) для численного моделирования процессов перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана позволяет получать расчетные значения с точностью, удовлетворяющей требованиям практических задач.

3.5 Методика расчета концентраций основных компонентов технологических растворов

Результатами численного расчета, отражающими неравномерность состава потока по уравнениями (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18), являются распределения плотности смеси ρ_m , вязкости смеси μ_m , и объемных долей компонентов α_φ в расчетном объеме. Плотность и вязкость технологических растворов, поступающих в емкости подготовки к упариванию с экстракционного цикла, отличаются менее чем на 1,5 – 2,5 % [22 – 25]. В то же время, как было показано ранее, концентрация основных компонентов в поступающих с экстракционного цикла растворах меняется в довольно существенных пределах. Таким образом, для расчета концентраций основных компонентов и удельной мощности экспозиционной дозы излучения будем использовать расчетные значения объемных долей компонентов α_φ .

Сопоставление каждому основному компоненту раствора своего модельного компонента ($\varphi = i$) нецелесообразно по двум основным причинам:

- численные значения концентраций компонентов могут отличаться на несколько порядков, тогда объемные доли модельных компонентов также будут отличаться на несколько порядков и расчетные значения объемных долей одних компонентов будут сопоставимы с погрешностью вычисления объемных долей других компонентов;
- введение в решение каждого модельного компонента как отдельной фазы приводит к добавлению в уравнения (3.2), (3.3), (3.4), (3.6) по одной новой переменной и к добавлению в базовую систему уравнений дополнительных уравнений расчета

дрейфовых скоростей (3.5). Ресурсоемкость решения при этом существенным образом возрастает.

В связи с этим концентрации основных компонентов технологических растворов в процессе усреднения будем рассчитывать следующим образом. Зададимся начальным количеством n модельных растворов ($\varphi = 1, 2, 3 \dots n$). Каждому раствору сопоставим концентрации основных компонентов $C(X_i)_\varphi$. В начальный момент времени объем перемешивания разделим на несколько областей. Количество областей примем равным принятому количеству модельных растворов n . В каждой области примем объемную долю сопоставленного модельного раствора равной единице ($\alpha_\varphi = 1$). Т.е. будем моделировать условия, когда в начальный момент времени доля объема перемешивания занята одним модельным раствором. В начальный момент времени численного расчета распределение модельных компонентов в емкости будет иметь вид, соответствующий показанному на рисунке 3.5.

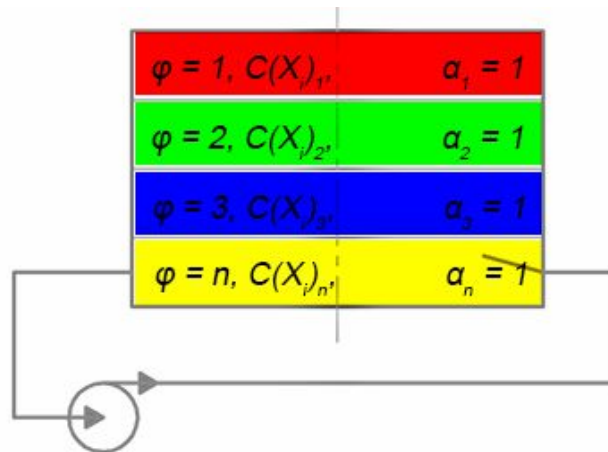


Рисунок 3.5 – Начальные условия к расчету технологических характеристик азотнокислых растворов урана

В результате решения уравнений (3.1) – (3.6), (3.8) – (3.18) получим массив значений объемных долей модельных растворов ($\varphi = 1, 2, 3 \dots n$) в пространстве объема перемешивания и времени решения. В любой момент времени решения в любой точке объема перемешивания, соответствующей узлу расчетной сетки $node$, концентрацию любого компонента рассчитаем как

$$C(X_i)_{node} = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_\varphi C(X_i)_{\varphi node} \quad (3.19)$$

Средние, максимальные и минимальные значения концентраций основных компонентов технологических растворов в объеме перемешивания рассчитаем как

$$C(X_i)_{avg} = \frac{\sum_{node=1}^{n_n} C(X_i)_{node}}{n_n}, \quad (3.20)$$

$$C(X_i)_{min} = \min(C(X_i)_{node_1}; C(X_i)_{node_2}; \dots; C(X_i)_{node_{n_n}}), \quad (3.21)$$

$$C(X_i)_{max} = \max(C(X_i)_{node_1}; C(X_i)_{node_2}; \dots; C(X_i)_{node_{n_n}}), \quad (3.22)$$

где n_n – количество контрольных точек; в рассмотренных задачах количество контрольных точек равно количеству узлов расчетной сетки ($n_n \approx 2,5 \cdot 10^6$ для моделирования процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях приема).

Для минимизации ресурсоемкости численного расчета сведем задачу нестационарного перемешивания к крайнему случаю, описывающему наиболее сложные условия перемешивания. В начальный момент времени верхнюю половину объема емкости приема технологических растворов заполним раствором № 1 ($\varphi = 1$), для которого концентрации основных компонентов примем равными минимальным измеренным по данным ПО «Маяк». Нижнюю половину емкости приема заполним раствором № 2 ($\varphi = 2$), для которого концентрации основных компонентов примем равными максимальным измеренным. Тогда в начальный момент времени численного расчета распределение модельных компонентов в емкости будет иметь вид, соответствующий показанному на рисунке 3.6.

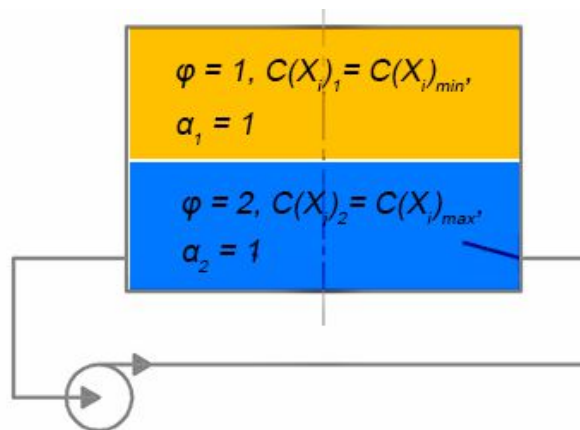


Рисунок 3.6 – Начальные условия к расчету концентраций основных компонентов и удельной мощности экспозиционной дозы излучения азотнокислых растворов урана в емкостях приема растворов с экстракционного цикла

Поскольку количество модельных растворов принято равным двум и объемы растворов $\varphi = 1$ и $\varphi = 2$ равны, для анализа равномерности распределения объемных долей α_1 и α_2 в емкости приема достаточно использовать значения только одной из этих величин. Для анализа распределения значений объемных долей модельных растворов будем использовать величину α_2 .

При анализе результатов численного моделирования в качестве основных контрольных технологических характеристик азотнокислых растворов урана будем использовать:

- концентрацию урана в целом с учетом всех изотопов (U, г/л),
- концентрацию азотной кислоты (HNO_3 , г/л, моль/л),
- концентрацию плутония (Pu, мкг/л),
- массовую долю делящегося изотопа урана (^{235}U , % масс. U).

3.6 Формулировка системы уравнений, описывающей процессы перемешивания и усреднения химического состава технологических растворов в емкостях приема азотнокислых растворов урана

Для численного расчета гидродинамики технологических растворов, с учетом работы перемешивающих устройств, будем использовать модель многокомпонентных течений (3.1) – (3.6)

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \text{div}(\rho_m \vec{u}_m) = \dot{m} \\ \frac{\partial}{\partial t}(\rho_m u_{mi}) + \left[(\rho_m u_{mj}) \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_j} - \sum_{\varphi=1}^n (\alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} u_{drj\varphi}) \frac{\partial u_{dr i\varphi}}{\partial x_j} \right] = \\ = - \frac{dp}{dx_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu_m \left(\frac{\partial u_{mj}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_i} \right) \right] + \rho_m g_i + S_{mi} \\ \vec{u}_m = \frac{\sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} \vec{u}_{\varphi}}{\rho_m} \\ \rho_m = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} \\ \mu_m = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \mu_{\varphi} \\ u_{dr\varphi i} = u_{\varphi i} - u_{mi} \end{array} \right. \quad (3.23)$$

Для моделирования турбулентных пульсаций будем использовать стандартную k - ε модель турбулентных пульсаций Лаундера и Сполдинга (3.8) – (3.14):

$$\left\{ \begin{array}{l}
\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_m k u_{mi}) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu_m + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho_m \varepsilon \\
\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_m \varepsilon u_{mi}) = \\
= \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu_m + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon}(G_k + C_{3\varepsilon}G_b) - C_{2\varepsilon}\rho_m \frac{\varepsilon^2}{k} \\
G_k = \mu_t S^2 \\
G_b = -\frac{1}{\rho_m} \left(\frac{\partial \rho_m}{\partial T} \right)_p g_i \frac{\mu_t}{Pr_t} \frac{\partial T}{\partial x_i} \\
S \equiv \sqrt{2S_{ij}S_{ij}} \\
S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_{mj}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_j} \right) \\
\mu_t = \rho_m C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}
\end{array} \right. \quad (3.24)$$

В областях моделируемых насосов систему уравнений (3.23), (3.24) дополним разработанными моделями работы насосов с принудительным присвоением значений переменных (3.15) – (3.17):

$$\left\{ \begin{array}{l}
p_H = \frac{\rho_\Delta}{\rho} (aQ_H^2 + bQ_H + c) \\
\frac{\rho_\Delta}{\rho} (au_H^2 A_H^2 + bu_H A_H + c) = \zeta_{\text{сети}} \frac{\rho u_H^2}{2} + \rho gh \\
u_{mi} = u_H
\end{array} \right. \quad (3.25)$$

или моделью-источником количества движения (3.15), (3.18):

$$\left\{ \begin{array}{l}
S_{mi} = \frac{\partial p_{Hi}}{\partial x_i} \\
\frac{\partial p_{Hi}}{\partial x_i} = \frac{\rho_\Delta}{\rho_m l_H} (au_H^2 A_H^2 + bu_H A_H + c)
\end{array} \right. \quad (3.26)$$

Концентрацию урана, концентрацию плутония, концентрацию азотной кислоты и массовую долю ^{235}U будем рассчитывать на основе полученных распределений объемных долей компонентов, согласно разработанной методике (3.19) – (3.22):

$$\left\{ \begin{array}{l}
C(U)_{node} = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_\varphi C(U)_{\varphi node} \\
C(Pu)_{node} = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_\varphi C(Pu)_{\varphi node} \\
C(HNO_3)_{node} = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_\varphi C(HNO_3)_{\varphi node} \\
C(^{235}\text{U})_{node} = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_\varphi C(^{235}\text{U})_{\varphi node}
\end{array} \right. \quad (3.27)$$

По имеющимся данным [116, 117] в азотнокислых водных растворах объемные коэффициенты диффузии ионов уранила UO_2^{2+} и основных продуктов деления имеют порядок $10^{-5} - 10^{-6} \text{ см}^2/\text{с}$ ($10^{-9} - 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}$), т. е. крайне малы. Процесс усреднения состава технологических растворов, таким образом, определяется в первую очередь не

молекулярной диффузией, а перемешиванием. В связи с этим при численных расчетах уравнением (3.7) было решено пренебречь.

3.7 Критерии оценки эффективности перемешивания

В результате численного решения системы уравнений (3.23) – (3.27) получим распределения объемной доли контрольного компонента, концентраций урана, плутония и азотной кислоты и массовой доли ^{235}U в объеме емкости приема.

Для оценки эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана выполним анализ результатов численного расчета. При этом будем использовать следующие показатели, традиционно применяемые в технологических расчетах процессов перемешивания [31-39]:

1. Неусредненность (неравномерность) концентрации основных компонентов смеси ($\Delta X_i, \%$) [32 – 35, 37 – 40]:

$$\Delta X_i = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{|X_{i\text{avg}} - X_{i\text{max}}|}{X_{i\text{avg}}} \\ \frac{|X_{i\text{avg}} - X_{i\text{min}}|}{X_{i\text{avg}}} \end{array} \right\}, \quad (3.28)$$

2. продолжительность перемешивания (τ , с, ч) [32, 36, 38, 39] – время, за которое неусредненность концентрации всех основных компонентов достигает принятого минимально предельного значения;
3. затраты мощности (N , кВт) на перемешивание [31 – 39].

Традиционно при проектировании техники перемешивания минимальное предельное значение ΔX_i , после достижения которого состав рабочей среды в объеме перемешивания считается усредненным, принимается равным 5 % [31 – 39]. Данное пороговое значение, по всей видимости, обусловлено минимальной возможной погрешностью вычислений при использовании вычислительной техники на момент создания классических инженерных методик расчета [118-122].

В процессе численного моделирования задач усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях приема было установлено, что на расчетных сетках принятой плотности ($\sim 2,5 \cdot 10^6$ узлов) погрешность вычисления по сетке (погрешность метода) составляет не более $\pm 0,5 \%$.

Использование неусредненности, минимального, максимального и среднего значений контрольного компонента (3.20) – (3.25), (3.31) удобно для общей качественной оценки процессов перемешивания в емкости, но не всегда позволяет дать количественную оценку эффективности исследуемых процессов.

Причиной этого может являться наличие в емкости локальных застойных зон, где значения контрольных показателей практически не изменяются за все время перемешивания. Даже при малом размере таких локальных застойных зон (доли процента от общего объема емкости) значение ΔX_i для всего объема будет оставаться на достаточно высоком уровне. Данная ситуация может усугубляться локальными ошибками решающей математической программы, вызванными дефектами расчетной сетки.

В связи с указанными замечаниями для анализа процессов эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана предложены количественные критерии $v_{avg\pm 2,5\%}(X_i)$ и $v_{avg\pm 0,5\%}(X_i)$ [123]. Количественный критерий $v_{avg\pm 2,5\%}(X_i)$ выражает долю объема емкости, в которой отклонение параметра X_i от среднего по объему емкости составляет не более $\pm 2,5\%$. Соответственно, $v_{avg\pm 0,5\%}(X_i)$ выражает долю объема емкости, в которой отклонение параметра X_i от среднего по объему емкости составляет не более $\pm 0,5\%$.

Пороговое значение $\pm 2,5\%$ соответствует принятому в классических инженерных методиках расчета перемешивающих устройств порогу разности концентраций 5%. Пороговое значение $\pm 0,5\%$, соответствующее разности концентраций 1%, принято исходя из определенной погрешности сходимости решения по сетке.

Технологически критерии $v_{avg\pm 2,5\%}(X_i)$ и $v_{avg\pm 0,5\%}(X_i)$ показывают долю раствора усредненного химического состава в общем объеме раствора, передающегося на упаривание до плава азотнокислого уранила $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$. В конечном итоге $v_{avg\pm 2,5\%}(X_i)$ и $v_{avg\pm 0,5\%}(X_i)$ показывают долю плава усредненного химического состава в общем выпуске производственного плава $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$ [123].

3.8 Выводы по главе

1. Модернизирована математическая модель многокомпонентных течений (модель смеси, mixture model). Модель многокомпонентных течений дополнена

разработанными моделями центробежных насосов и методикой расчета концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U на основе результатов численного моделирования методом конечных элементов.

2. Сформулирована система уравнений (3.23) – (3.27) для численного моделирования процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию. Система уравнений основана на стандартной $k-\varepsilon$ модели турбулентных пульсаций и модернизированной модели многокомпонентных течений.

3. Установлено, что погрешность моделирования работы центробежных насосов при использовании модели с принудительным присвоением переменных составляет не более 6 %, при использовании модели-источника количества движения – не более 2 %.

4. Установлено, что погрешность численного расчета процессов струйного перемешивания методом конечных элементов при использовании системы уравнений (3.23) – (3.27) составляет не более 8 – 12 %. Система уравнений (3.23) – (3.27) позволяет получать адекватные результаты численного моделирования методом конечных элементов.

5. Предложены количественные критерии оценки эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их перемешивании в емкостях приема.

ГЛАВА 4. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА В ЕМКОСТЯХ ПРИЕМА

4.1 Исходные данные для исследования

Ранее было показано, что перемешивание в емкостях приема азотнокислых растворов урана осуществляется за счет забора раствора от дна емкости погружными насосами и выдачи раствора на различные уровни и путем смешения потоков раствора в камерах смешения эжекторов системы струйного перемешивания. На рисунке 4.1 представлена схема установки эжекторов в емкостях приема азотнокислых растворов ПО «Маяк» [22 – 25]. Угловое расстояние между эжекторами составляет 50° . Зелеными стрелками указано направление выдачи растворов выходными патрубками эжекторов. Радиус установки эжекторов от оси емкости составляет 4125 мм.

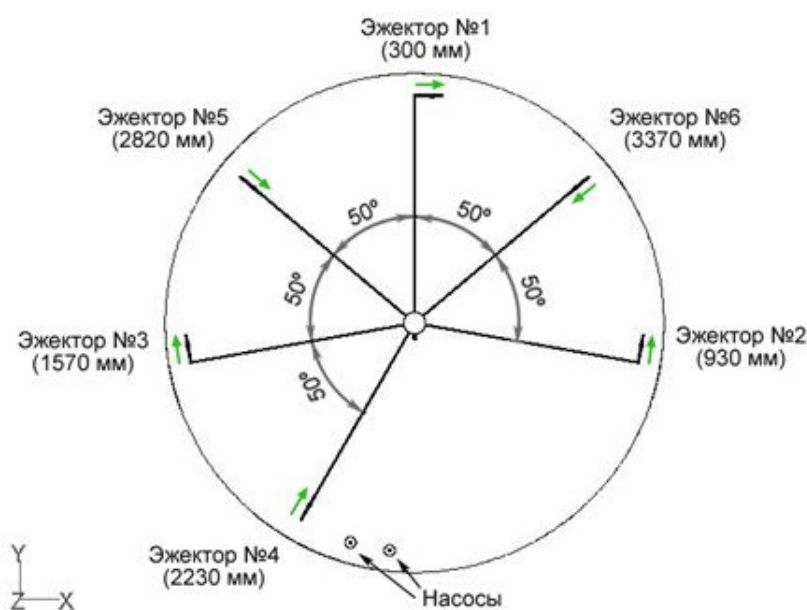
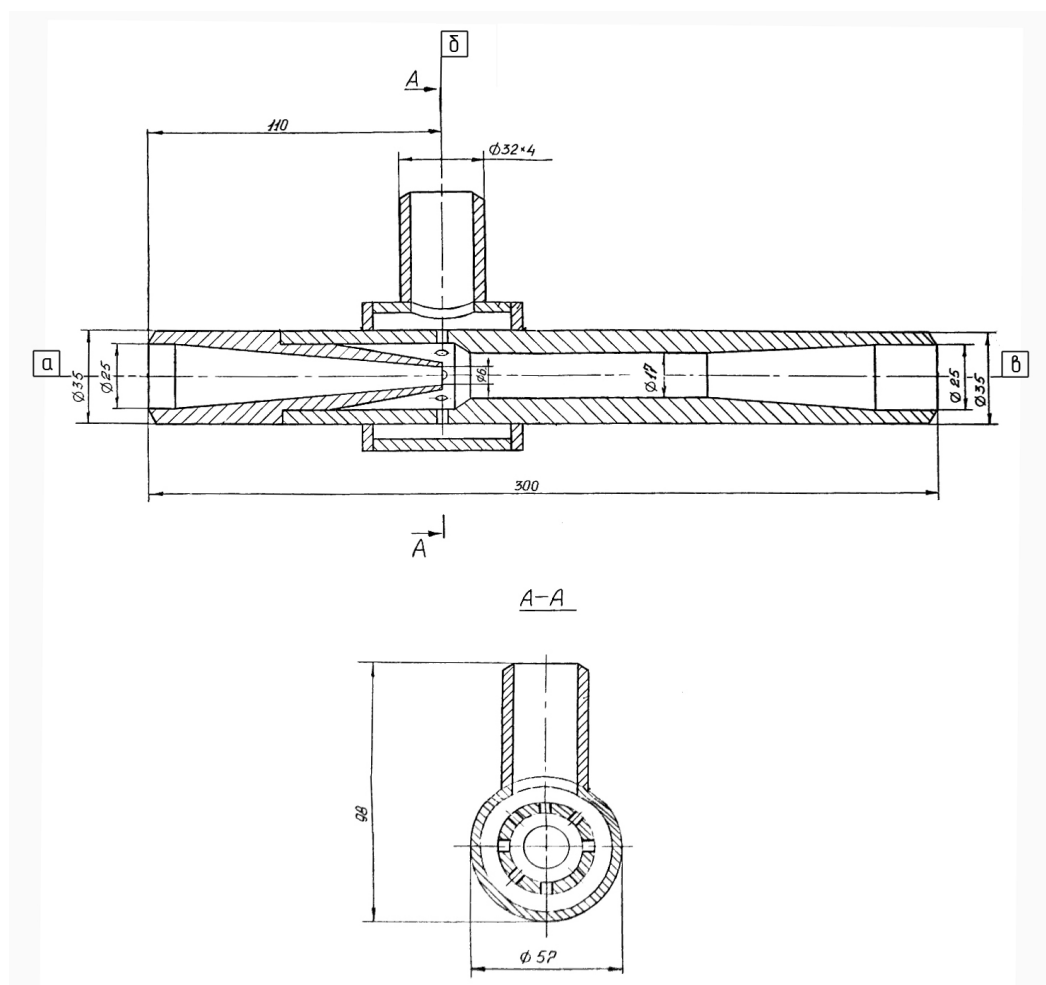


Рисунок 4.1 – Схема установки эжекторов в емкостях АД-6359/4,5,6. В скобках указаны соответствующие уровни установки эжекторов от дна емкости

На рисунке 4.2 представлен эжектор систем струйного перемешивания. Эжектор состоит из подводящего патрубка *a*, конического конфузора, подводящего патрубка *б*, камеры смешения, отводящего штуцера, отводящего канала и отводящего патрубка *в*.



a – подвод технологических растворов от насосов системы струйного перемешивания, *б* – подвод технологических растворов из емкости, *в* – выход технологических растворов в емкость.

Рисунок 4.2 – Эжектор

Конструкция камеры смешения обеспечивает высокую турбулизацию, в результате которой потоки технологических растворов, поступающие в перемешиваются, и на патрубок *в* выдается раствор усредненного химического состава.

В производственных условиях продолжительность перемешивания t , ч, определяют по эмпирической зависимости [22 – 25]

$$t \geq 2 \frac{V}{Q}. \quad (4.1)$$

Измеренная производительность насосов системы струйного перемешивания составляет 10 м³/ч. Таким образом, при полном заполнении емкости продолжительность перемешивания, рассчитанная по зависимости (3.1), составляет 25 – 30 ч. Тем не менее качество усреднения химического состава азотнокислых растворов

урана после перемешивания часто не в полной мере удовлетворяет требованиям последующих технологических переделов.

Для определения причин недостаточной эффективности усреднения химического состава технологических растворов был выполнен численный расчет процессов, происходящих в емкостях, по системе уравнений (3.23) – (3.27). Расчет производился по тетраэдральной конечноэлементной сетке, содержащей $2,3 \cdot 10^6$ узлов.

4.2 Результаты исследований

4.2.1 Гидравлическая характеристика существующих систем струйного перемешивания

В результате численного расчета работы существующих эжекторов получены следующие результаты:

- Коэффициент гидравлического сопротивления эжектора из расчета по скорости истечения из патрубка *в* (см. рисунок 4.2) составляет 79,55. Сопротивление эжектора при производительности системы струйного перемешивания $10 \text{ м}^3/\text{ч}$ по насосу составляет 686 кПа. При тех же условиях работы сопротивление сети до эжектора составляет 246 кПа. Основной причиной высокого сопротивления эжектора является зауженность проходных сечений камеры смешения.
- Расчетное отношение объемных расходов потоков технологического раствора поступающего на эжектор от насоса и из емкости, отличается от значения по исходным данным [22 – 25] (1:1). Отношение расходов меняется в рассмотренном диапазоне режимов работы эжектора от 0,963 до 0,919. В режиме работы эжектора, соответствующей эксплуатационному режиму работы насоса ЗНП-10-60В ($10 \text{ м}^3/\text{ч}$), соотношение расходов составляет 0,93. Т. е. из емкости на эжектор раствора поступает больше, чем от насоса.
- Расчетная производительность погружных насосов, выдающих растворы на эжекторы системы струйного перемешивания, составляет $8,8 - 9 \text{ м}^3/\text{ч}$, а не $10 \text{ м}^3/\text{ч}$, как принято для расчетов по формуле (4.1). Следует учесть, что расхождение принятого и расчетного расходов составляет 10 – 12 %, что сопоставимо с максимальной погрешностью расчета. Гидравлические характеристики насоса ЗНП-10-60В и сети с существующими эжекторами показаны на рисунке 4.3.

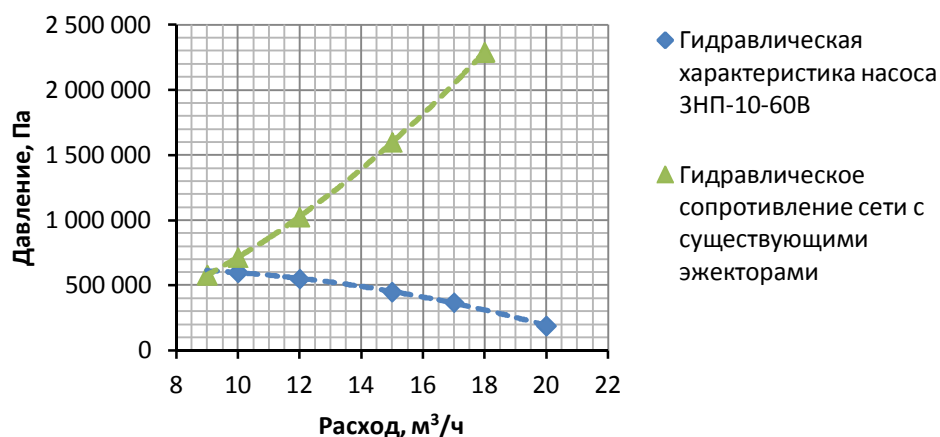


Рисунок 4.3 – Гидравлические характеристики насоса и сети эжекторов системы струйного перемешивания

4.2.2 Гидродинамика перемешивания

4.2.2.1 Структура потоков технологических растворов

На рисунках 4.4, 4.5 представлены в контурном и векторном виде расчетные распределения скоростей течения технологических растворов в емкостях приема азотнокислых растворов урана. Белыми областями на рисунке 4.5 отмечены следы ядра струи для соответствующего эжектора, где локальная скорость течения существенно превышает среднюю по объему емкости. Наиболее активное перемешивание происходит в данных областях. Протяженность таких областей от выходных сечений эжекторов в осевом направлении достигает до 1,5 м.

У стенок емкости в области наложения следов эжекторов №№ 1, 2 и №№ 2, 3 наблюдается повышенная турбулизация. Характер течения в данных областях обусловлен наложением первичных вихрей, образующихся при истечении направленных потоков из выходных сечений эжекторов, и вторичных вихрей, образующихся при контакте данных потоков со стенкой емкости. Область с пониженными скоростями течения, расположенная между эжекторами №№ 2, 4, наблюдается во всех радиальных сечениях емкости и составляет от 1/3 до 2/3 сечения. Скорость течения в данной области не превышает 0,005 м/с.

Анализ векторных распределений скоростей (рисунок 4.5) показывает, что в емкости приема практически невозможно выделить преобладающее направление течения.

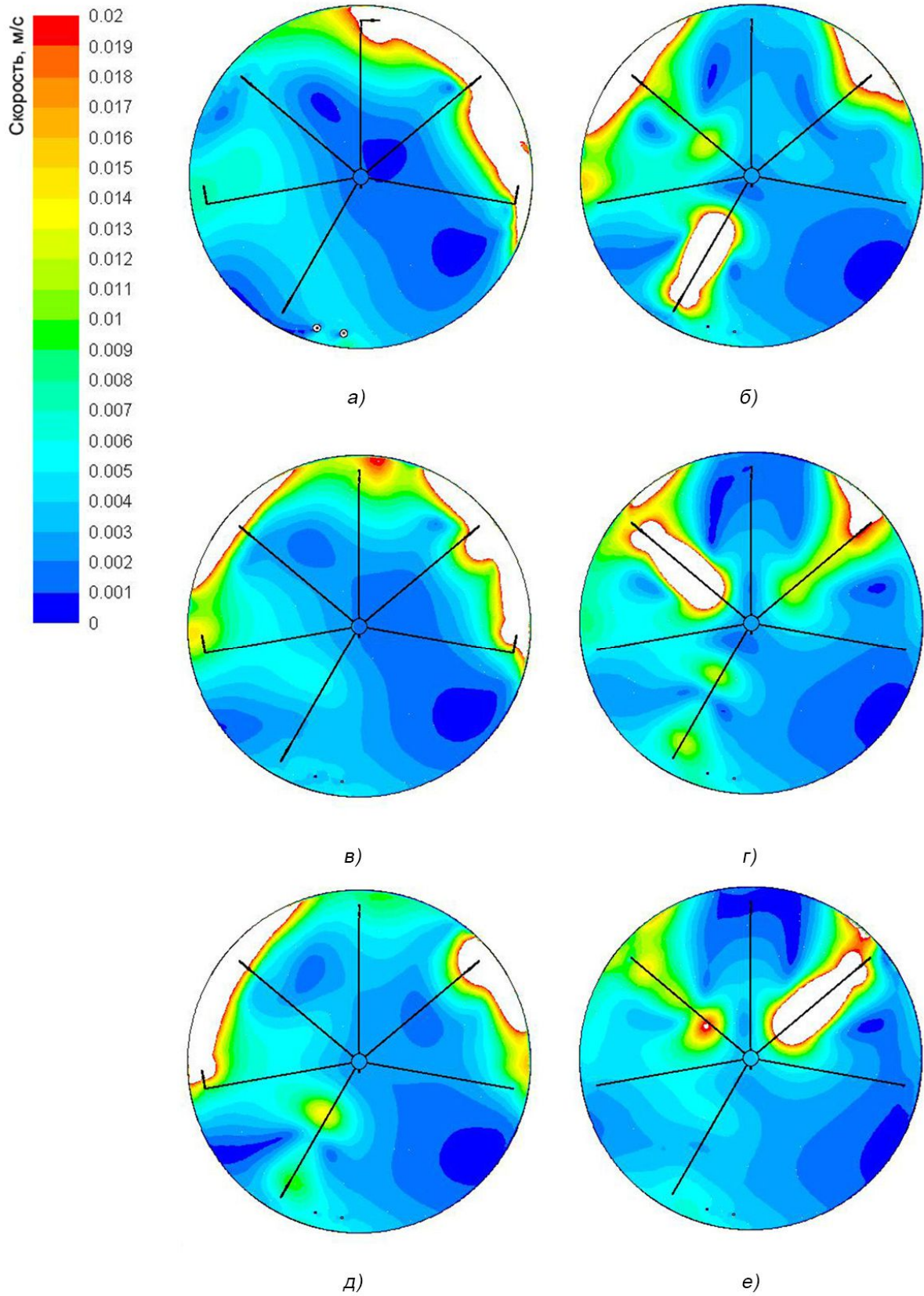


Рисунок 4.4 – Распределение скоростей в сечениях на расстояниях 630 (а), 930 (б), 1570 (в), 2230 (г), 2820 (д), 3370 (е) мм от дна емкости

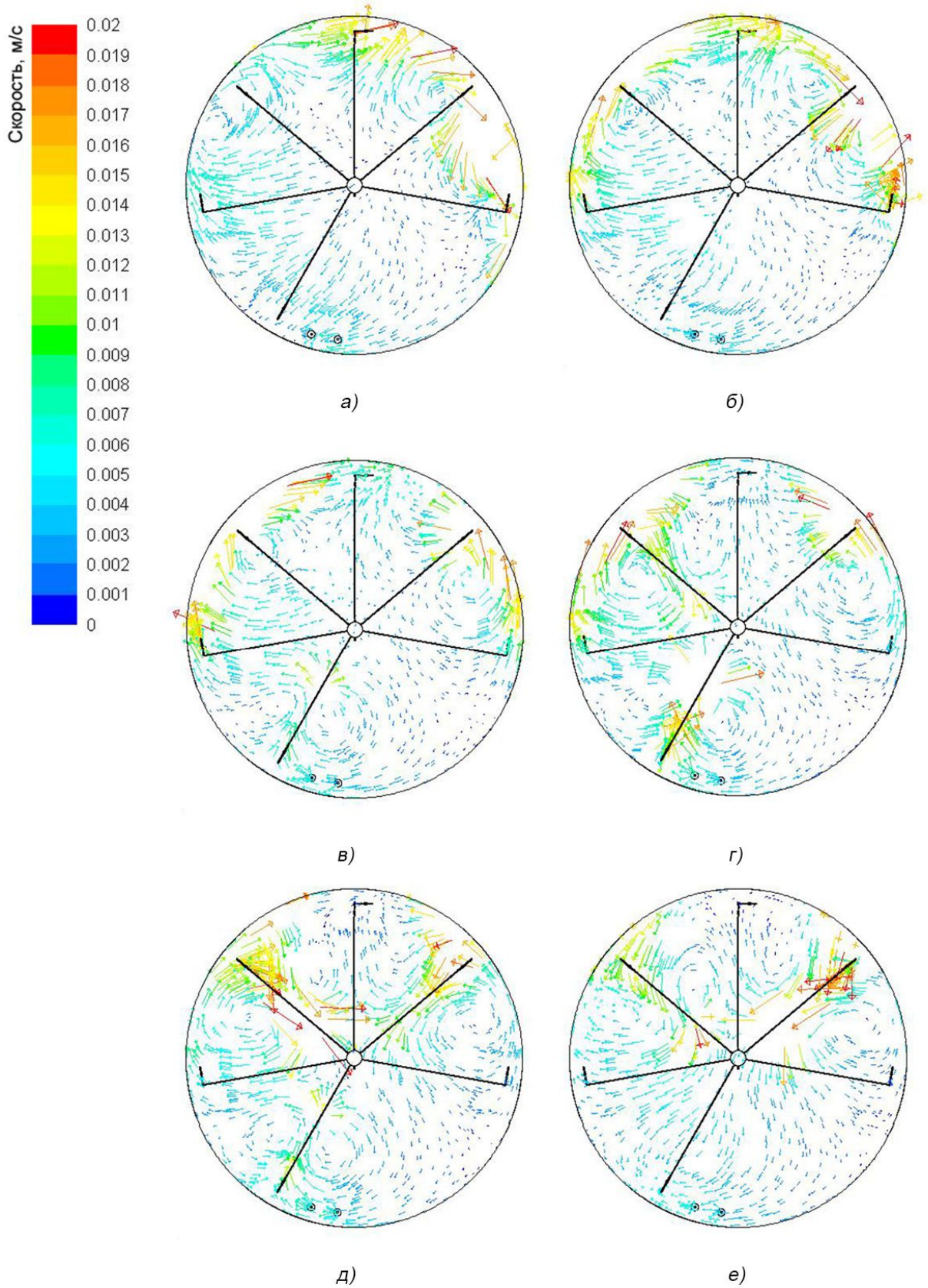


Рисунок 4.4 – Распределение скоростей в сечениях на расстояниях 630 (а), 930(б), 1570 (в), 2230 (г), 2820 (д), 3370 (е) мм от дна емкости

4.2.2.2 Неравномерность распределения контрольного компонента

На рисунке 4.6 представлены распределения объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) (см. разделы 3.5, 3.6) для времени перемешивания 25 ч (расчетная продолжительность перемешивания по уравнению (4.1)) в осевом и радиальном сечениях емкости приема на высоте 2,5 от дна емкости. В объеме емкости заметно выделяются две области: с повышенной объемной долей (в секторе эжекторов №№ 3, 4 и в секторе эжекторов №№ 2, 4) и с пониженной объемной долей (в секторе эжекторов №№ 2,1) контрольного компонента.

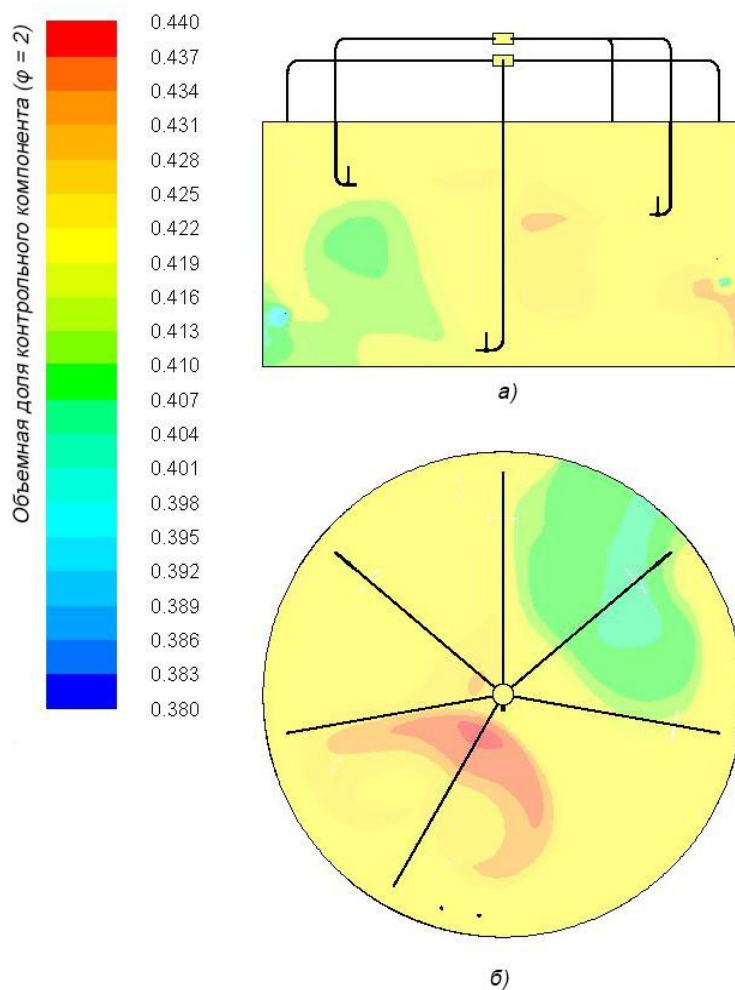


Рисунок 4.6 – Распределение объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) через 25 ч перемешивания в (а) осевом и (б) радиальном (на расстоянии 2500 мм от дна емкости) сечениях

На рисунке 4.7 представлена зависимость максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента от продолжительности перемешивания в емкости. На графике зависимости максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента можно выделить два характерных участка:

- участок быстрого снижения неусредненности, соответствующий времени 0-5 часов с начала перемешивания с экспоненциальным снижением неусредненности;
- участок плавного снижения неусредненности, соответствующий времени перемешивания более пяти часов с линейным снижением неусредненности.

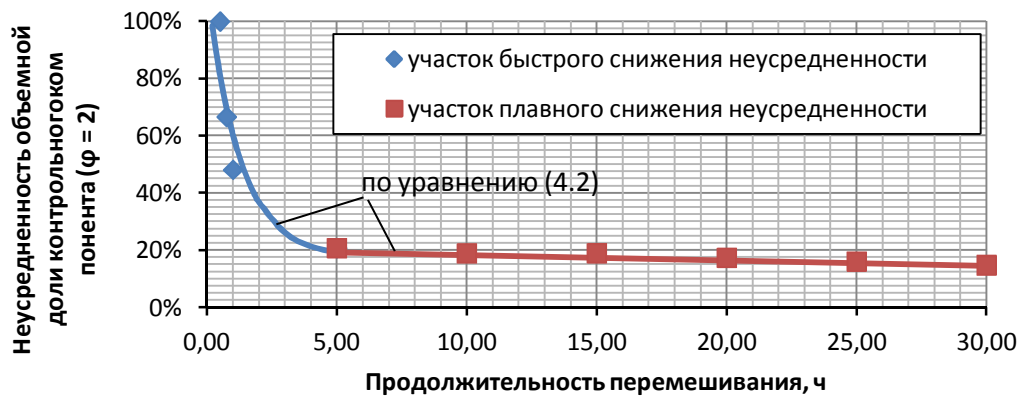


Рисунок 4.7 – Снижение расчетной максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) в емкостях приема азотнокислых растворов урана

После 5 ч перемешивания неусредненность объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) снижается практически линейно и за 25 ч перемешивания достигает 16 %. Экстраполяция зависимости, представленной на рисунке 4.8, позволяет утверждать, что максимальная неусредненность объемной доли контрольного компонента 5 % может быть достигнута не ранее чем через 50 ч с начала перемешивания.

С помощью математических процессоров *OriginLAB Origin* и *SciLAB* методами регрессионной обработки результатов численного моделирования получено аппроксимирующее уравнение, описывающее снижение максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента:

$$\Delta\alpha_{max} = 0,21 - 0,0021t + 0,943e^{-0,807t}, \quad (4.2)$$

где t – продолжительность перемешивания, ч.

4.2.3 Технологические характеристики азотнокислых растворов урана

4.2.3.1 Концентрация урана

На рисунке 4.8 представлено распределение концентрации урана с учетом всех изотопов в осевом и радиальном сечениях емкости приема через 25 ч перемешивания. На рисунках 3.9, 3.10 соответственно представлены зависимости максимальной и минимальной концентраций урана и максимальной неусредненности концентрации урана от продолжительности перемешивания в емкостях приема.

Через 25 ч перемешивания распределение концентраций урана выглядит достаточно равномерным. Максимальная концентрация урана в емкости приема составляет 98,5 г/л, минимальная – 97 г/л. Максимальная неусредненность концентрации урана достигает значения 1,8 % за 15 ч перемешивания и в дальнейшем практически не меняется.

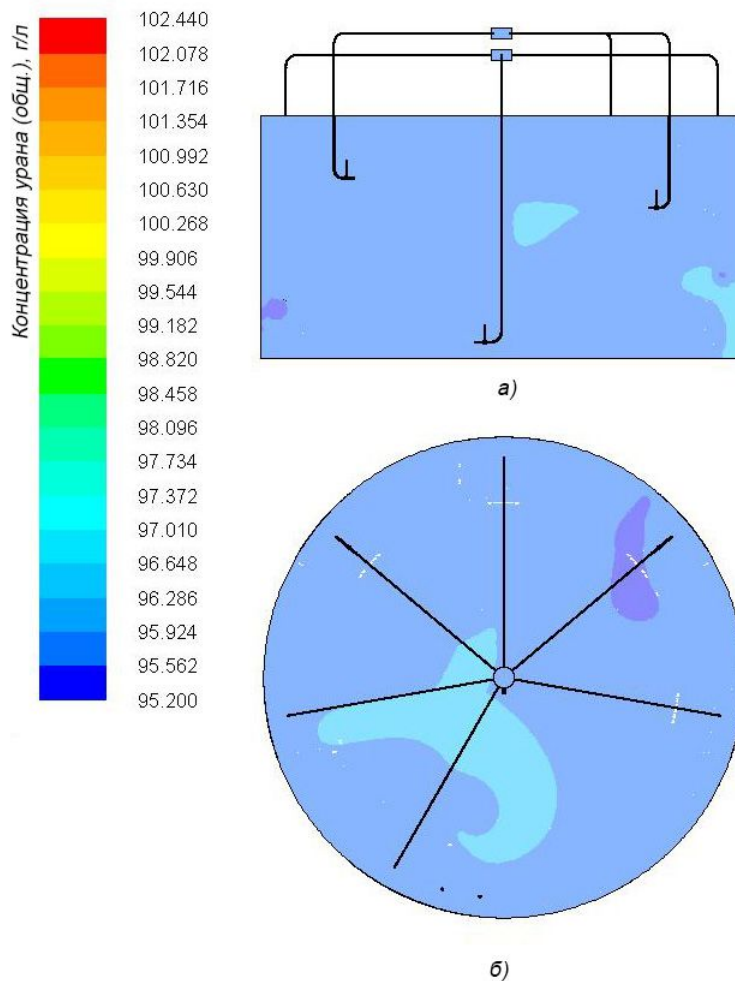


Рисунок 4.8 – Распределение концентраций урана через 25 ч перемешивания в (а) осевом и (б) радиальном (на расстоянии 2500 мм от дна емкости) сечениях

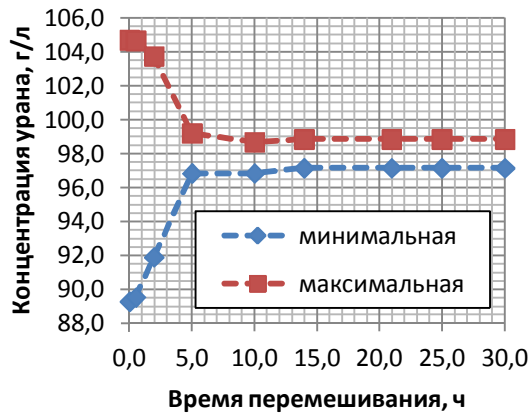


Рисунок 4.9 – Зависимости максимальной и минимальной концентраций урана в емкости приема от продолжительности перемешивания



Рисунок 4.10 – Зависимость максимальной неусредненности концентрации урана в емкости приема от продолжительности перемешивания

Аппроксимирующее уравнение, описывающее зависимость максимальной неусредненности концентрации урана от времени перемешивания, имеет вид

$$\Delta U_{max} = 0,016 + 0,068e^{-0,320t}, \quad (4.3)$$

где t – продолжительность перемешивания, ч.

4.2.3.2 Концентрация плутония

На рисунке 4.11 представлено распределение концентрации плутония в осевом и радиальном сечениях емкости приема через 25 ч перемешивания. На рисунках 4.12, 4.13 представлены зависимости максимальной и минимальной концентраций плутония и максимальной неусредненности концентрации плутония от продолжительности перемешивания в емкостях приема.

Поле концентраций плутония более неоднородно, чем поле концентраций урана. Повышенные концентрации плутония наблюдаются в центральной области (до 13,7 мкг/л), пониженные концентрации плутония – в секторе эжекторов №№ 1, 2 на высоте от нуля до 3,5 – 4 м от дна емкости. Минимальное значение неусредненности химического состава технологического раствора по плутонию (10 %) достигается через 8 – 10 часов перемешивания и в дальнейшем практически не изменяется.

Установившаяся разность минимальной и максимальной концентраций плутония составляет 1,21 мкг/л.

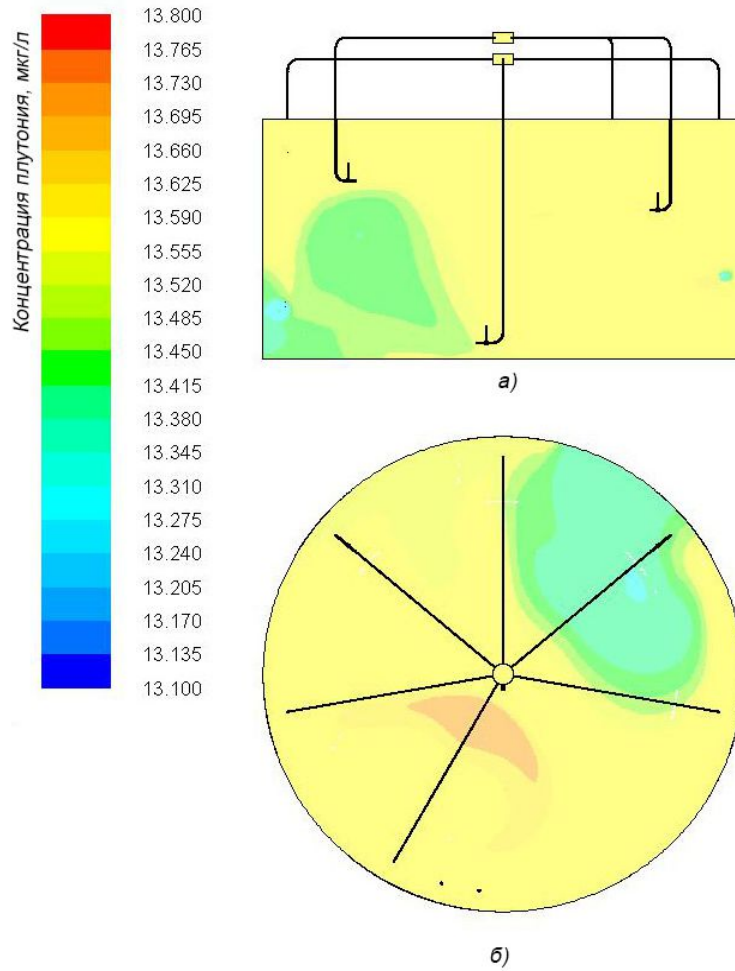


Рисунок 4.11 – Распределение концентраций плутония через 25 ч перемешивания в (а) осевом и (б) радиальном (на расстоянии 2500 мм от дна емкости) сечениях

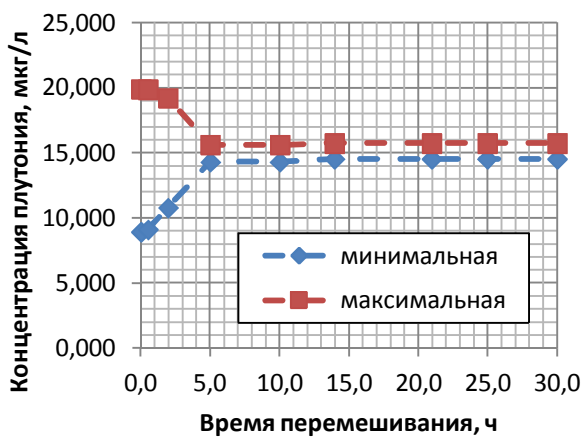


Рисунок 4.12 – Зависимости максимальной и минимальной концентраций плутония в емкости приема от продолжительности перемешивания

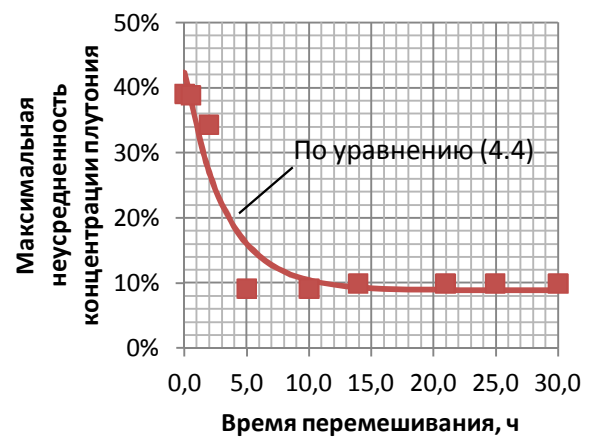


Рисунок 4.13 – Зависимость максимальной неусредненности концентрации плутония в емкости приема от продолжительности перемешивания

Аппроксимирующее уравнение, описывающее зависимость максимальной неусредненности концентрации плутония от времени перемешивания, имеет вид

$$\Delta Pu_{max} = 0,089 + 0,334e^{-0,307t}, \quad (4.4)$$

где t – продолжительность перемешивания, ч.

4.2.3.3 Концентрация азотной кислоты

На рисунке 4.14 представлено распределение концентрации азотной кислоты в осевом и радиальном сечениях емкости приема через 25 ч перемешивания. На рисунках 4.15, 4.16 представлены зависимости максимальной и минимальной концентраций урана и максимальной неусредненности концентрации урана от продолжительности перемешивания в емкостях приема.

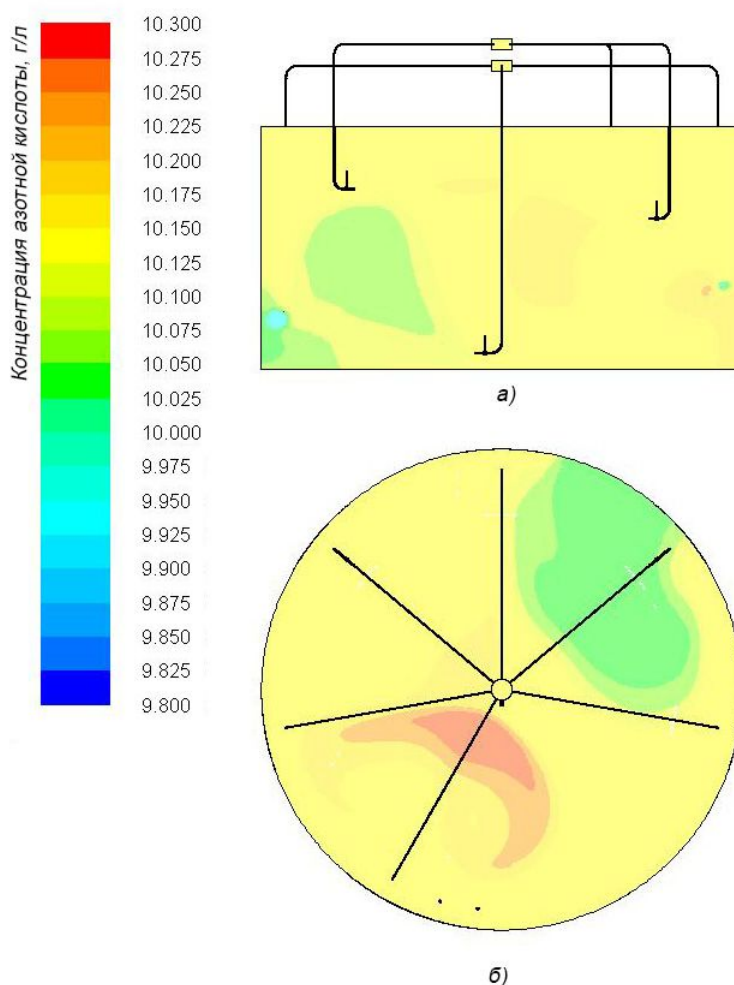


Рисунок 4.14 – Распределение концентраций азотной кислоты через 25 ч перемешивания в (а) осевом и (б) радиальном (на расстоянии 2500 мм от дна емкости) сечениях

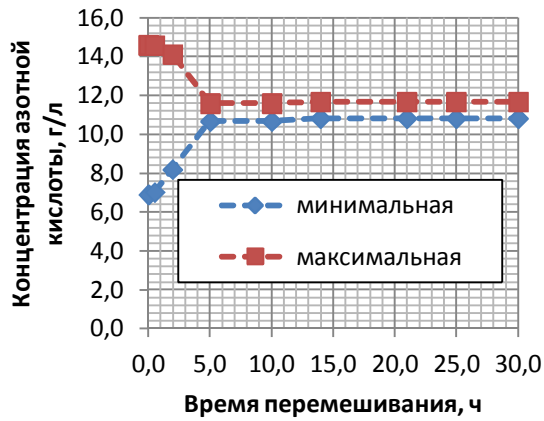


Рисунок 4.15 – Зависимости максимальной и минимальной концентраций азотной кислоты в емкости приема от продолжительности перемешивания

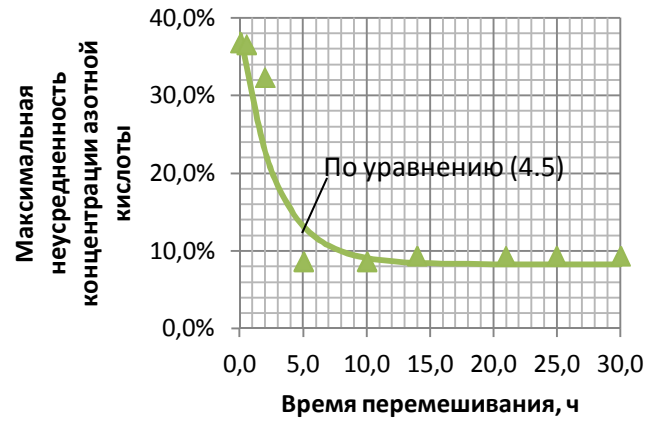


Рисунок 4.16 – Зависимость максимальной неусредненности концентрации азотной кислоты в емкости приема от продолжительности перемешивания

В целом расположение областей с повышенными и пониженными концентрациями азотной кислоты соответствует расположению областей с повышенными и пониженными объемными долями контрольного компонента ($\varphi = 2$) (см. рисунок 4.7). Через 25 ч перемешивания максимальная и минимальная концентрации азотной кислоты в емкости приема составляют 12 и 11 г/л соответственно. Неусредненность концентрации азотной кислоты устанавливается на уровне 10 % в течение 5 – 10 ч перемешивания и в дальнейшем практически не изменяется.

Аппроксимирующее уравнение, описывающее зависимость максимальной неусредненности концентрации азотной кислоты от времени перемешивания, имеет вид

$$\Delta HNO_{3_{max}} = 0,083 + 0,295e^{-0,358t}, \quad (4.5)$$

где t – продолжительность перемешивания, ч.

4.2.3.4 Массовая доля ^{235}U

На рисунке 4.17 представлено распределение массовой доли ^{235}U к общей массе урана в осевом и радиальном сечениях емкости приема через 25 ч перемешивания. Области с повышенной и пониженной массовой долей ^{235}U локализованы в тех же частях емкости приема, что и области повышенных и пониженных концентраций урана в целом. Однако внутри данных зон неоднородность более выражена.

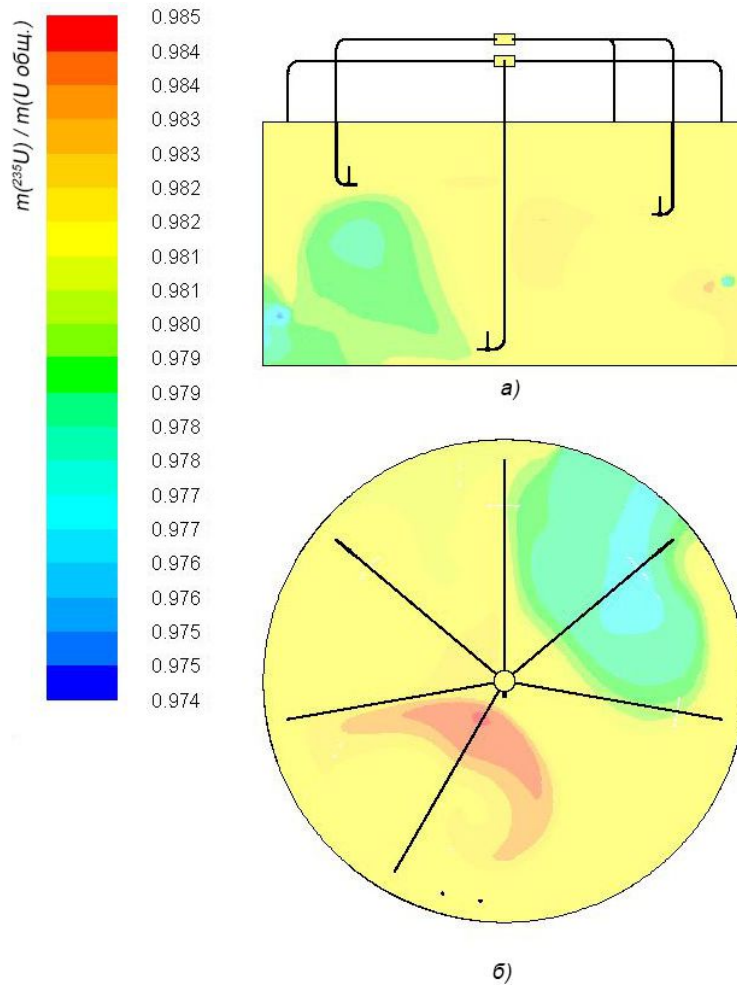


Рисунок 4.18 – Распределение массовой доли ^{235}U через 25 ч перемешивания в (а) осевом и (б) радиальном (на расстоянии 2500 мм от дна емкости) сечениях

На рисунках 4.18, 4.19 представлены зависимости максимальной и минимальной массовой доли ^{235}U и максимальной неусредненности массовой доли делящегося изотопа урана от продолжительности перемешивания в емкостях приема. Массовая доля ^{235}U через 25 ч перемешивания меняется в пределах 0,02 % при начальной разности максимальной и минимальной массовых долей ^{235}U 0,20 %.

В целом неусредненность химического состава технологических растворов по ^{235}U слабо отличается от неоднородности по урану в целом. Максимальная неусредненность массовой доли делящегося изотопа урана снижается до 2 % за первые 5 ч перемешивания и далее практически не изменяется.

Аппроксимирующее уравнение, описывающее зависимость максимальной неусредненности массовой доли ^{235}U от времени перемешивания t , ч, имеет вид

$$\Delta^{235}\text{U}_{max} = 0,017 + 0,085e^{-0,428t}. \quad (4.6)$$

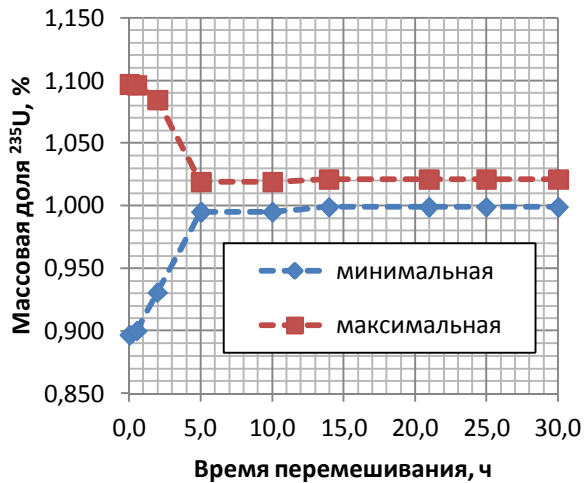


Рисунок 4.18 – Зависимости максимальной и минимальной массовой доли ^{235}U в емкости приема от продолжительности перемешивания

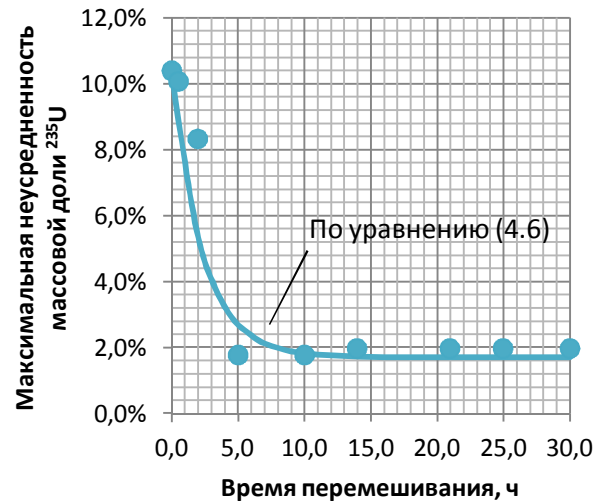


Рисунок 4.19 – Зависимость максимальной неусредненности массовой доли ^{235}U в емкости приема от продолжительности перемешивания

4.3 Оценка эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов в емкостях приема

Оценку эффективности перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана с существующими системами струйного перемешивания будем осуществлять по критериям, представленным в разделе 3.7.

1. Установившиеся неусредненности основных компонентов азотнокислых растворов урана составляют: по урану в общем – 1,7 %, по плутонию – 10,0 %, по азотной кислоте – 9,4 %, по ^{235}U – 2,0 %.

2. Расчетная продолжительность перемешивания составляет 25 ч. При этом после пяти часов перемешивания усреднение технологических характеристик по объему емкости приема происходит крайне медленно.

3. Общие затраты мощности на перемешивание составляют 12 кВт на обеспечение питания погружных насосов системы струйного перемешивания.

4. По количественному критерию $v_{avg \pm 2,5\%}$ (рисунок 4.20, а) доля технологического раствора, выдающегося на упаривание, составляет 99,9 % по урану (общ.); 69,1% – по плутонию; 92,2 % – по азотной кислоте; 99,8 % – по массовой доле ^{235}U .

5. По количественному критерию $v_{avg\pm 0,5\%}$ (рисунок 4.20, б) доля технологического раствора, выдающегося на упаривание, составляет 74,5 % по урану (общ.); 65,7 % – по плутонию; 68,7 % – по азотной кислоте; 74,3 % – по массовой доле ^{235}U .

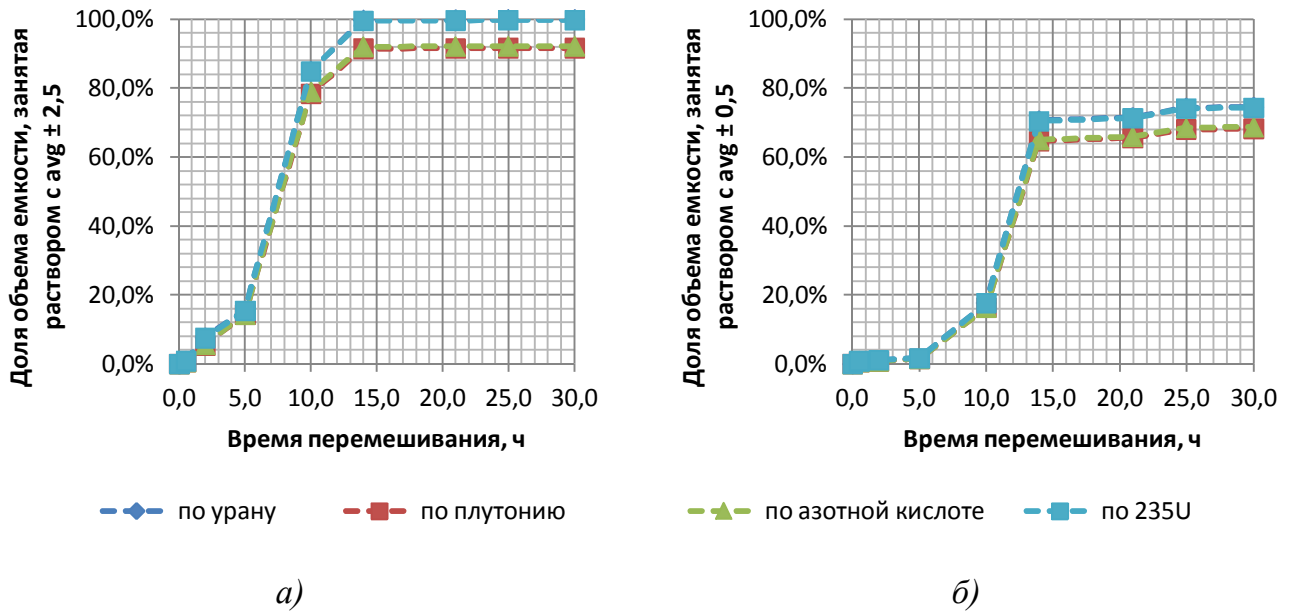


Рисунок 4.20 – Доля объема раствора, выдающегося на упаривание, имеющего усредненный химический состав по критериям $v_{avg\pm 2,5\%}$ (а) и $v_{avg\pm 0,5\%}$ (б)

4.4 Предложения по повышению эффективности перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана

Анализ результатов исследований показывает наличие застойной зоны в объеме перемешивания в секторе между эжекторами №№ 2 и 4. Застойная зона наблюдается по всей высоте емкости и в различных радиальных сечениях занимает до 2/3 рассматриваемого сечения.

Причиной наличия застойной зоны является недостаточно эффективная работа существующей системы струйного перемешивания.

По итогам анализа результатов исследований можно отметить следующие способы интенсификации процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях приема:

1. в застойной зоне установить один или два дополнительных эжектора, подключив их к существующим насосам;

2. установить в емкости дополнительную систему струнного перемешивания, включающую насос и три эжектора;
3. организовать в емкости дополнительное осевое перемешивание с помощью механического перемешивающего устройства;
4. оптимизировать конструкцию существующих эжекторов за счет увеличения проходных сечений камеры смешения.
5. организовать в емкостях приема предварительное смешение технологических растворов, совмещенное с заполнением емкостей после их неполного опорожнения.

Для выбора оптимального решения из вышеперечисленных предложений по интенсификации процессов усреднения химического состава технологических растворов необходимо проработать отдельно каждое предложение.

Предложенные способы повышения эффективности исследуемых процессов можно разделить на две группы по типу применяемых перемешивающих устройств:

- с помощью интенсификации струйного перемешивания (№№ 1, 2, 4, 5);
- с помощью организации дополнительного механического перемешивания (№ 3).

4.5 Выводы по главе

По результатам анализа данных, полученных в ходе исследования процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях приема азотнокислых растворов урана, можно сделать следующие выводы:

1. Установлена зауженность проходных сечений эжекторов, приводящая к росту гидравлического сопротивления систем струйного перемешивания и снижению производительности погружных насосов.

2. Установлено наличие застойной зоны, занимающей до 2/3 объема емкости. Показано, что в исследуемых емкостях отсутствуют преобладающие направления течения.

3. Установлено, что продолжительность усреднения химического состава азотнокислых растворов урана лимитируется продолжительностью усреднения концентраций азотной кислоты и плутония.

4. Показано, что при продолжительности подготовки технологических растворов к упариванию 25 ч неусредненность химического состава раствора, передающегося на

упаривание составляет: по урану – 1,7 %, по плутонию – 10,0 %, по азотной кислоте – 9,4 %, по ^{235}U – с 2,0 %. Доля раствора усредненного химического состава от общего объема раствора, предающегося на упаривание, составляет: по критерию $v_{avg\pm 0,5\%}$ – 65,7 %, по критерию $v_{avg\pm 2,5\%}$ – 88,2 %.

5. Предложены способы повышения эффективности перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана радиохимического завода ПО «Маяк».

6. Разработана регрессионная математическая модель, описывающая зависимость неравномерности контрольного компонента (4.2), концентраций урана (4.3), плутония (4.4), азотной кислоты (4.5) и массовой доли ^{235}U (4.6) от продолжительности перемешивания.

7. Разработаны графические материалы для количественной оценки качества усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию.

ГЛАВА 5. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА В ЕМКОСТЯХ ПРИЕМА С ДОПОЛНИТЕЛЬНЫМ СТРУЙНЫМ ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ

5.1 Исходные данные для исследований

В разделе 4.4 предложены способы повышения эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана с помощью дополнительного струйного перемешивания. В данном разделе представлены результаты исследований процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана с учетом применения технических решений, реализующих данные варианты.

5.1.1 Модернизация эжекторов

В подразделе 4.2.1 показано, что зауженность проходных сечений камер смешения эжекторов системы струйного перемешивания приводит к снижению производительности погружных насосов и снижению эффективности перемешивания в емкостях приема.

На рисунке 5.1 представлены существующая конструкция камеры смешения эжектора системы струйного перемешивания (рисунок 5.1, *а*) и конструкция камеры смешения эжектора с увеличенными проходными сечениями (рисунок 5.1, *б*) [21, 123 – 125]. Диаметр входного сечения потока, поступающего от погружного насоса, увеличен с 6 до 8 мм. Диаметры подводящих отверстий потока, поступающего из емкости, были увеличены с 4 до 5 мм.

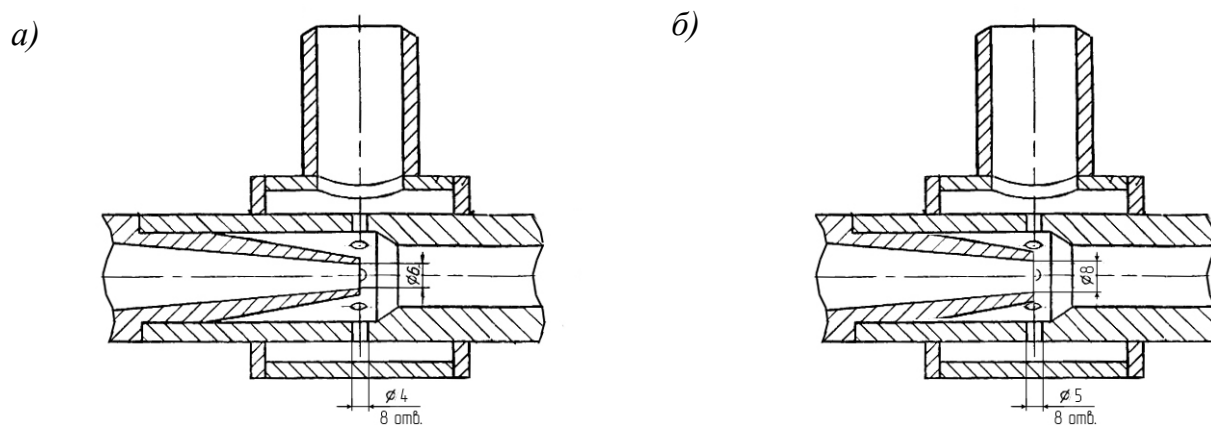


Рисунок 5.1 – Камера смешения эжектора существующей (*а*) и модернизированной конструкции (*б*)

5.1.2 Применение дополнительных эжекторов, установленных на коллекторы существующих погружных насосов

На рисунке 5.2 представлена схема размещения дополнительных эжекторов №№ 7, 8 в емкости с существующей системой струйного перемешивания [24, 123 – 125]. Красным цветом показаны дополнительные эжекторы, зелеными стрелками показаны направления потоков, формируемых эжекторами, в скобках показана высота установки эжекторов относительно дна емкости.

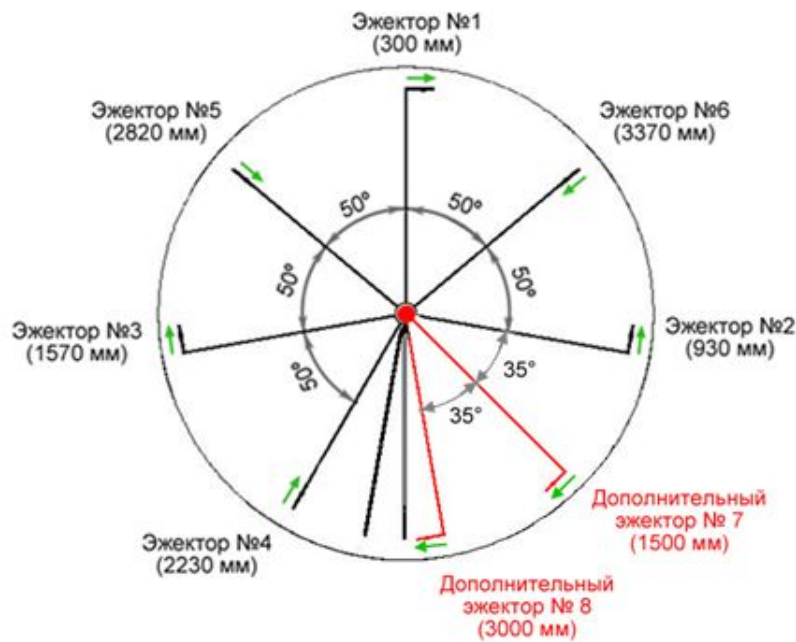


Рисунок 5.2 – Схема расположения эжекторов в системе перемешивания с двумя дополнительными эжекторами

Эжектор № 7 установлен на высоте 1500 мм от дна емкости и присоединен к коллектору эжекторов №№ 1, 2, 3. Эжектор № 8 установлен на высоте 3000 мм от дна емкости и присоединен к коллектору эжекторов №№ 4, 5, 6. Угловое расстояние между эжекторами №№ 4, 7, 8 составляет также 35°.

Предложенный вариант модернизации системы струйного перемешивания сохраняет ярусную схему подачи технологических растворов на эжекторы. Преимуществом такой схемы подачи технологических растворов является сохранение возможности эксплуатации емкости при неполном ее заполнении. Подача насосов сохраняется на существующем уровне, однако расход технологических растворов, подающихся от насоса на каждый эжектор, сокращается с 33 % до 25 % от общей производительности насоса.

5.1.3 Применение дополнительной системы «насос – эжекторы»

На рисунке 5.3 представлена схема размещения дополнительной системы «насос – эжекторы» в емкости с существующей системой струйного перемешивания [24, 123 – 125]. Красным цветом показаны дополнительные эжекторы и дополнительный погружной насос, зелеными стрелками показаны направления потоков, формируемых эжекторами, в скобках показана высота установки эжекторов относительно дна емкости.

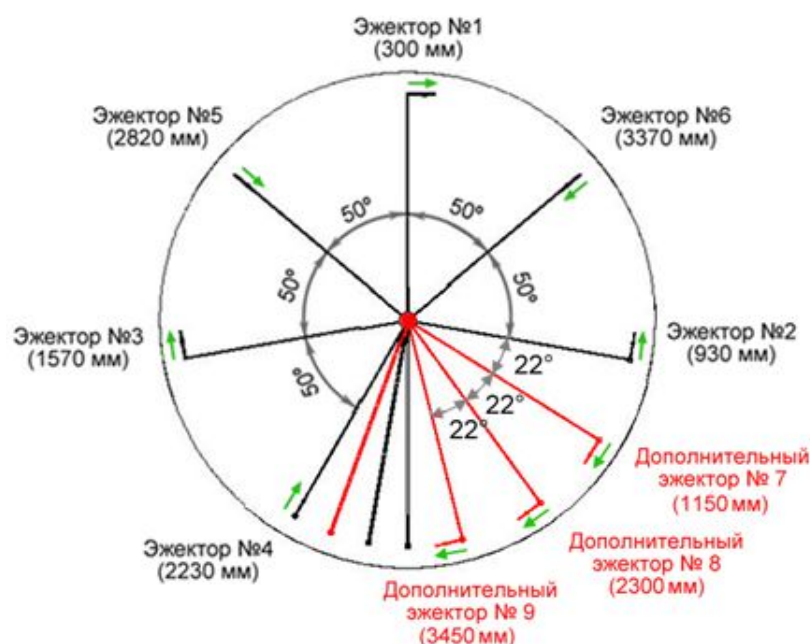


Рисунок 5.3 – Схема расположения эжекторов в емкости с дополнительной системой струйного перемешивания «насос – эжекторы»

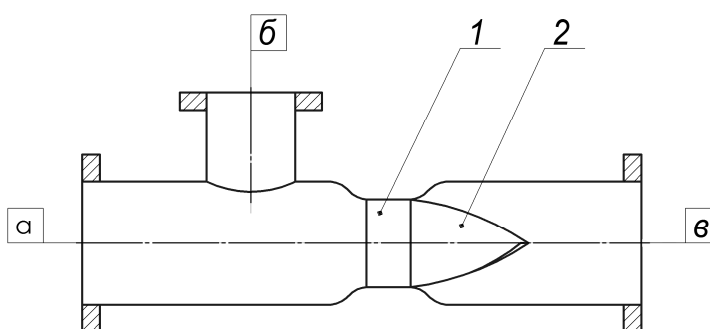
Эжекторы №№ 7, 8, 9 установлены на уровнях 115, 2300 и 3450 мм от дна емкости. Угловое расстояние между эжекторами №№ 2, 7, 8, 9 составляет 22°. Технологические растворы подаются на дополнительные эжекторы отдельным погружным насосом, аналогичным насосам существующей системы струйного перемешивания по конструкции и режиму работы.

5.1.4 Организация предварительного перемешивания в емкостях после неполного опорожнения

Режимы эксплуатации емкостей приема азотнокислых растворов урана предусматривают возможность их работы при полном заполнении и при неполном заполнении. Заполнение емкостей может производиться после их неполного

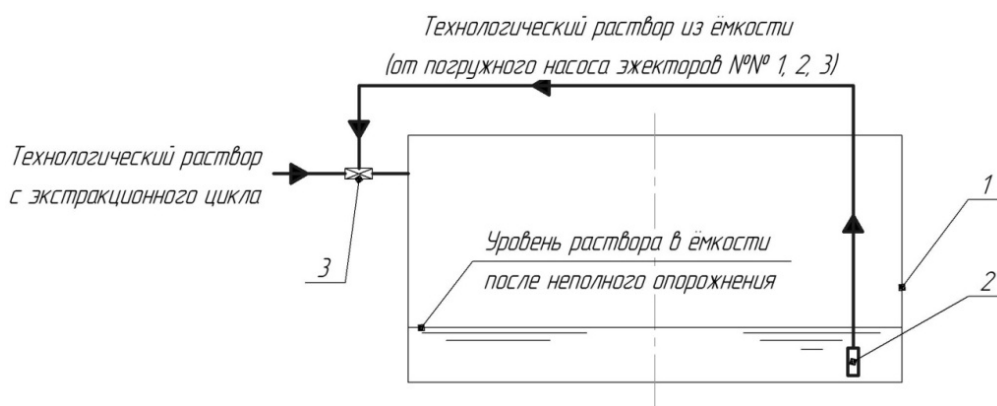
опорожнения [22 – 25]. Ввод технологических растворов, поступающих с экстракционного цикла, осуществляется через штуцер, расположенный в верхней части емкости. Поступающие в емкости растворы подаются на зеркало уже имеющейся в емкости жидкости.

Предлагается совместить заполнение емкости после ее неполного опорожнения с предварительным перемешиванием. Для этого необходимо в трубопроводе подачи раствора установить статический смеситель [84, 126], показанный на рисунке 5.4. Входной патрубок *б* статического смесителя необходимо совместить с линией подачи насоса, питающего эжекторы №№ 1, 2, 3. Схема организации предварительного смешения в емкости приема азотнокислых растворов урана при ее заполнении после неполного опорожнения представлена на рисунке 5.5.



а – вход растворов с экстракционного цикла; *б* – вход растворов от насоса эжекторов №№ 1, 2, 3; *в* – выход растворов в емкость приема; *1* – горловина; *2* – вставка-турбулизатор

Рисунок 5.4 – Статический смеситель



1 – емкость; *2* – погружной насос эжекторов №№ 1, 2, 3; *3* – статический смеситель

Рисунок 5.5 – Схема организации предварительного смешения в емкости приема азотнокислых растворов урана при ее заполнении после неполного опорожнения

5.2 Результаты исследований

5.2.1 Гидравлическая характеристика модернизированных эжекторов

На рисунке 5.6 представлены гидравлические характеристики насоса ЗНП-10-60В и сетей системы перемешивания: существующей и с модернизированными эжекторами. Модернизация конструкции эжекторов приводит к снижению коэффициента гидравлического сопротивления: эжектора – с 79,55 до 25,33; сети погружного насоса – с 82,64 до 28,42. Подача насоса при этом увеличивается с 9,0 до 14,0 м³/ч.

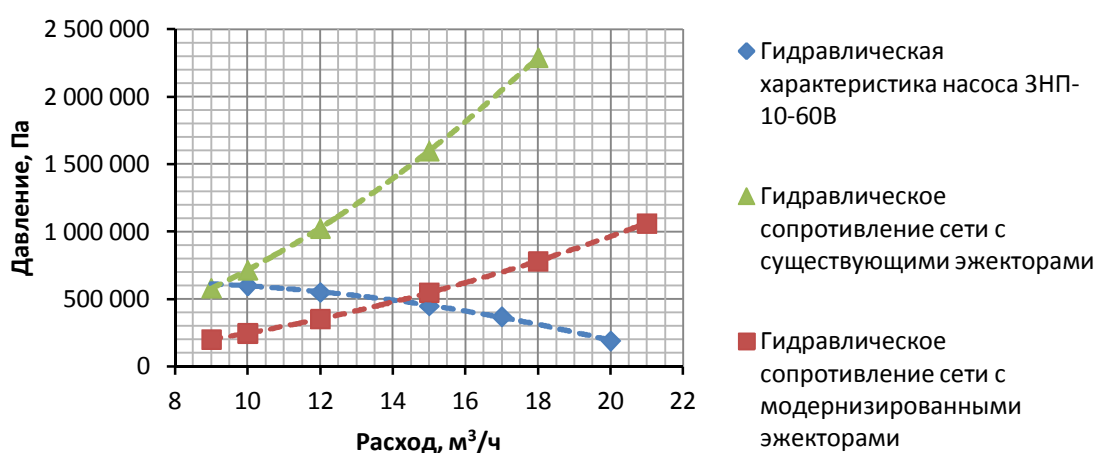


Рисунок 5.6 – Гидравлические характеристики насоса ЗНП-10-60В и сетей системы струйного перемешивания с существующими эжекторами и эжекторами модернизированной конструкции

Несмотря на существенное увеличение производительности погружных насосов, модернизация эжекторов сама по себе не приводит к существенной интенсификации усреднения химического состава технологических растворов. На рисунке 5.7 показаны зависимости неусредненностей объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) при использовании системы струйного перемешивания с существующей схемой расположения эжекторов и модернизированными эжекторами снижается. Использование эжекторов модернизированной конструкции без организации дополнительного перемешивания позволяет снизить неусредненность объемной доли контрольного компонента только на 1 – 2 % по сравнению с существующей системой перемешивания.

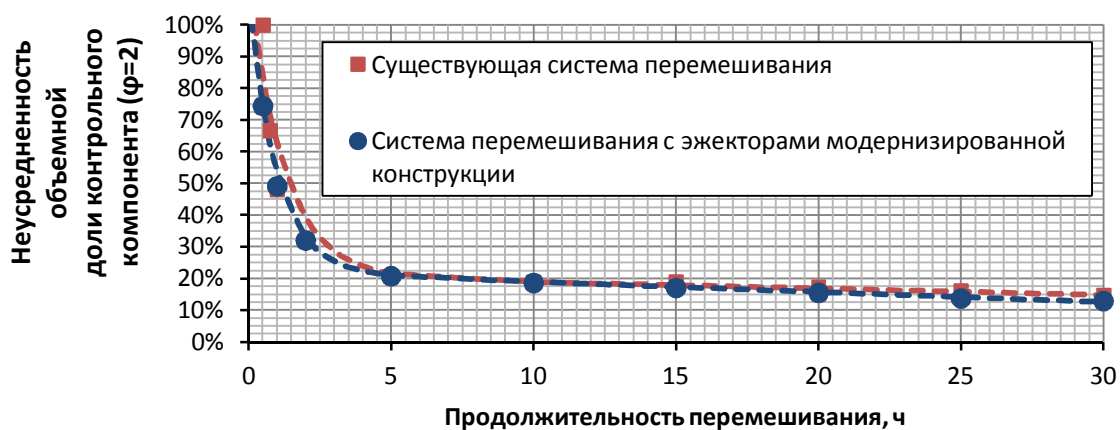


Рисунок 5.7 – Зависимости расчетной неусредненности объемной доли контрольного компонента от продолжительности перемешивания в емкостях с существующей системой струйного перемешивания и в емкости с системой перемешивания с модернизированными эжекторами

5.2.2 Гидродинамика перемешивания

5.2.2.1 Структура потоков технологических растворов

На рисунках 5.8 – 5.11 представлены контурные и векторные расчетные поля скоростей течения технологических растворов в емкостях приема азотнокислых растворов урана с модернизированными системами струйного перемешивания:

- с дополнительными эжекторами существующей и модернизированной конструкции, установленными на коллекторы существующих насосов (рисунки 5.8, 5.10);
- с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами существующей и модернизированной конструкции (рисунки 5.9, 5.11).

Установка эжекторов №№ 8, 9 позволяет практически полностью ликвидировать застойную зону между эжекторами №№ 2, 4. При использовании дополнительного струйного перемешивания формируется тангенциальный поток, охватывающий практически весь объем емкости (рисунок 5.10).

Средняя скорость течения в емкостях после установки дополнительных эжекторов на коллекторы существующих погружных насосов увеличивается в с 0,004 – а0,008 (см. рисунок 4.5) до 0,030 – 0,050 м/с при использовании эжекторов существующей конструкции (рисунок 5.8, а) и до 0,050 – 0,080 м/с при использовании эжекторов модернизированной конструкции (рисунок 5.8, б).

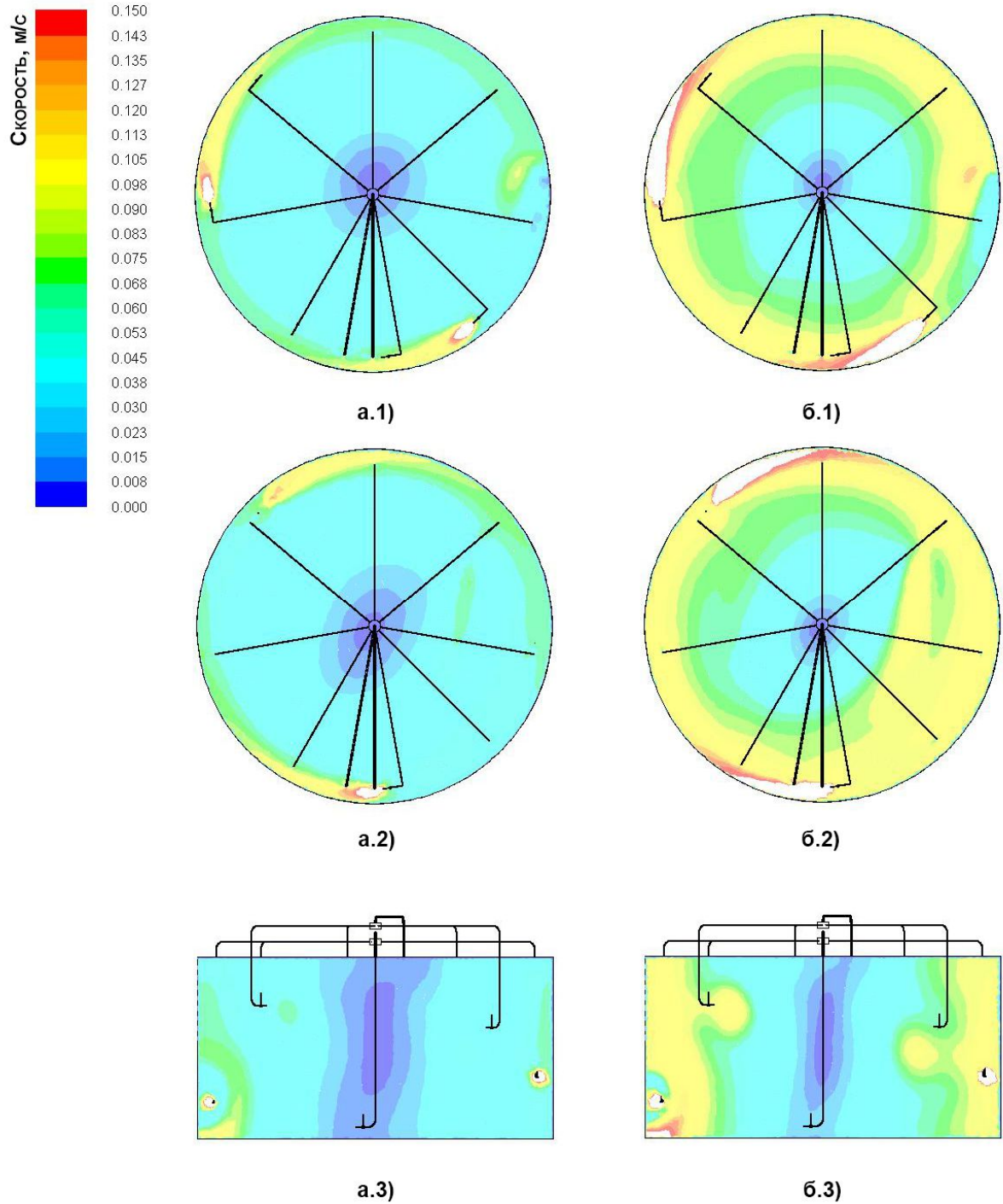


Рисунок 5.8 – Поле скоростей в емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих насосов: *а)* в емкости с эжекторами существующей конструкции (в радиальных сечениях на расстоянии 1500 мм, *а.1*, и 3000 мм, *а.2*, от дна емкости; в осевом сечении *а.3*); *б)* в емкости с эжекторами модернизированной конструкции (в радиальных сечениях на расстоянии 1500 мм, *б.1*, и 3000 мм, *б.2*, от дна емкости; в осевом сечении *б.3*)

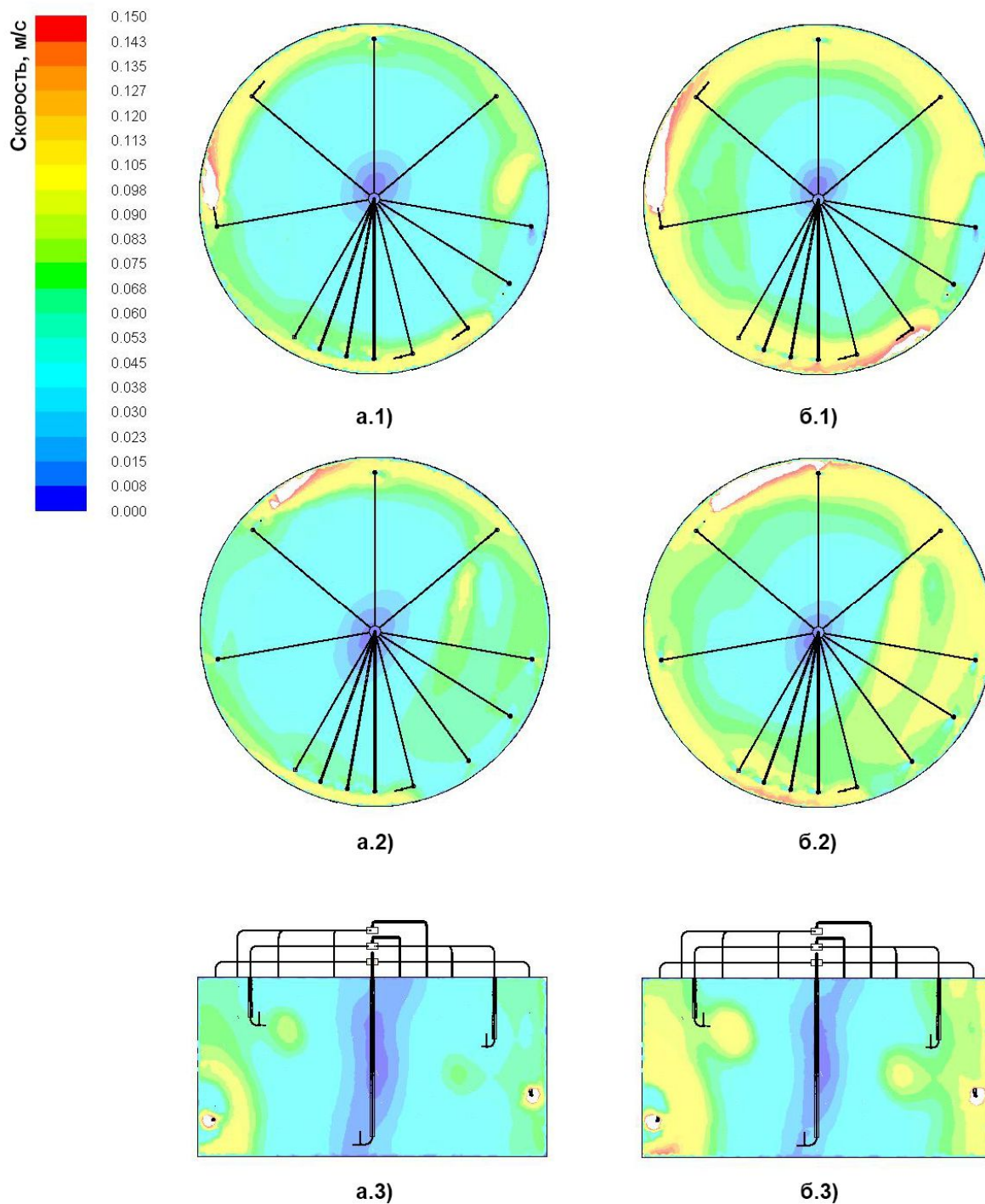


Рисунок 5.9 – Поле скоростей в емкостях с дополнительной системой «насос –эжекторы»: *а)* в емкости с эжекторами существующей конструкции (в радиальных сечениях на расстоянии 1500 мм, *а.1*, и 3000 мм, *а.2*, от дна емкости; в осевом сечении *а.3*); *б)* в емкости с эжекторами модернизированной конструкции (в радиальных сечениях на расстоянии 1500 мм, *б.1*, и 3000 мм, *б.2*, от дна емкости; в осевом сечении *б.3*)

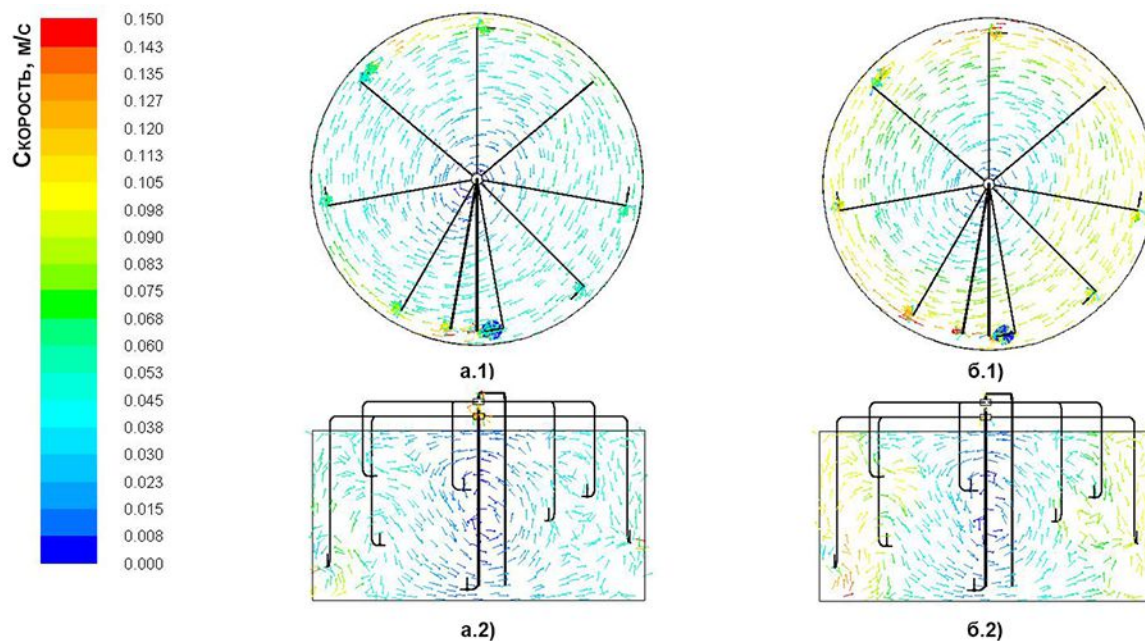


Рисунок 5.10 – Поле скоростей в емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих насосов: *а)* в емкости с эжекторами существующей конструкции (1500 мм, *а.1*, от дна емкости; в осевом сечении *а.2*); *б)* в емкости с эжекторами модернизированной конструкции (1500 мм, *б.1*, от дна емкости; в осевом сечении *б.2*)

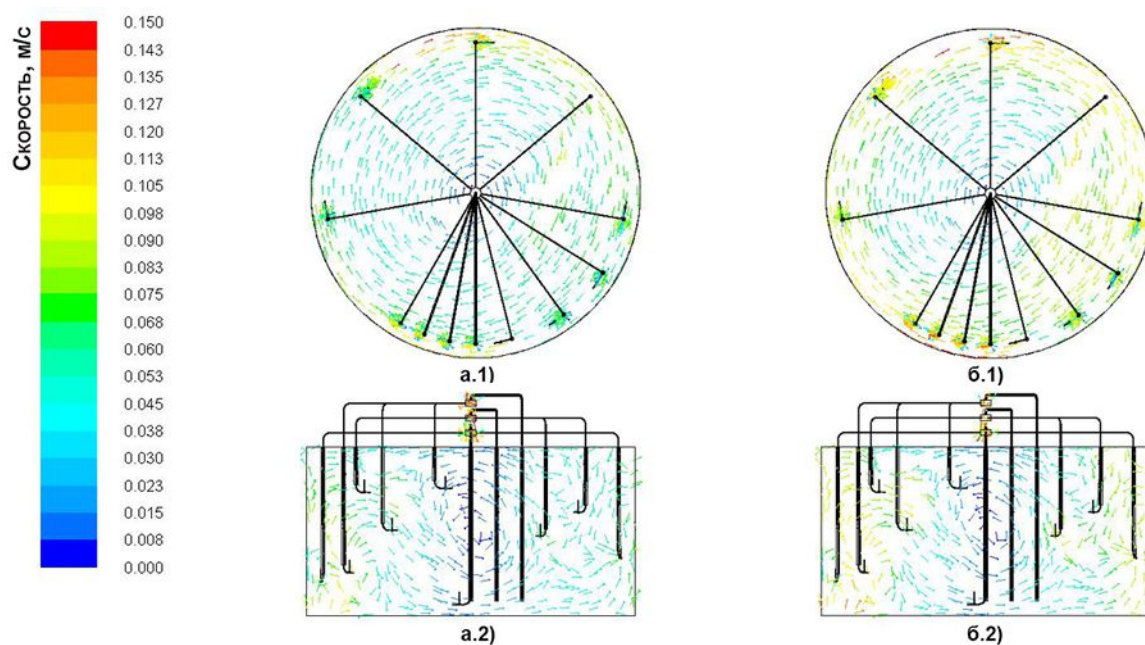


Рисунок 5.11 – Поле скоростей в емкостях с дополнительной системой «насос – эжекторы»: *а)* в емкости с эжекторами существующей конструкции (1500 мм, *а.1*, от дна емкости; в осевом сечении *а.2*); *б)* в емкости с эжекторами модернизированной конструкции (1500 мм, *б.1*, от дна емкости; в осевом сечении *б.2*)

В осевом направлении потоки технологических растворов формируются вихрями мезомасштаба с диаметрами не более 1 м вблизи эжекторов и с диаметром практически равным уровню технологических растворов в центральной части емкости.

Применение эжекторов модернизированной конструкции позволяет дополнительно увеличить скорости циркуляции технологических растворов в емкости в 1,3 – 1,6 раз, что хорошо соотносится с данными об изменении рабочей точки погружных насосов систем струйного перемешивания при использовании модернизированных эжекторов.

5.2.2.2 Неравномерность распределения контрольного компонента

Зависимости снижения неусредненной объемной доли контрольного компонента от продолжительности перемешивания, показанные на рисунке 5.12, практически идентичны при использовании дополнительных эжекторов и дополнительной системы «насос – эжекторы». Расхождение значений неусредненности объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) составляет не более 0,5 % для времени перемешивания более 10 ч и не более 2 % для времени перемешивания менее 10 ч.

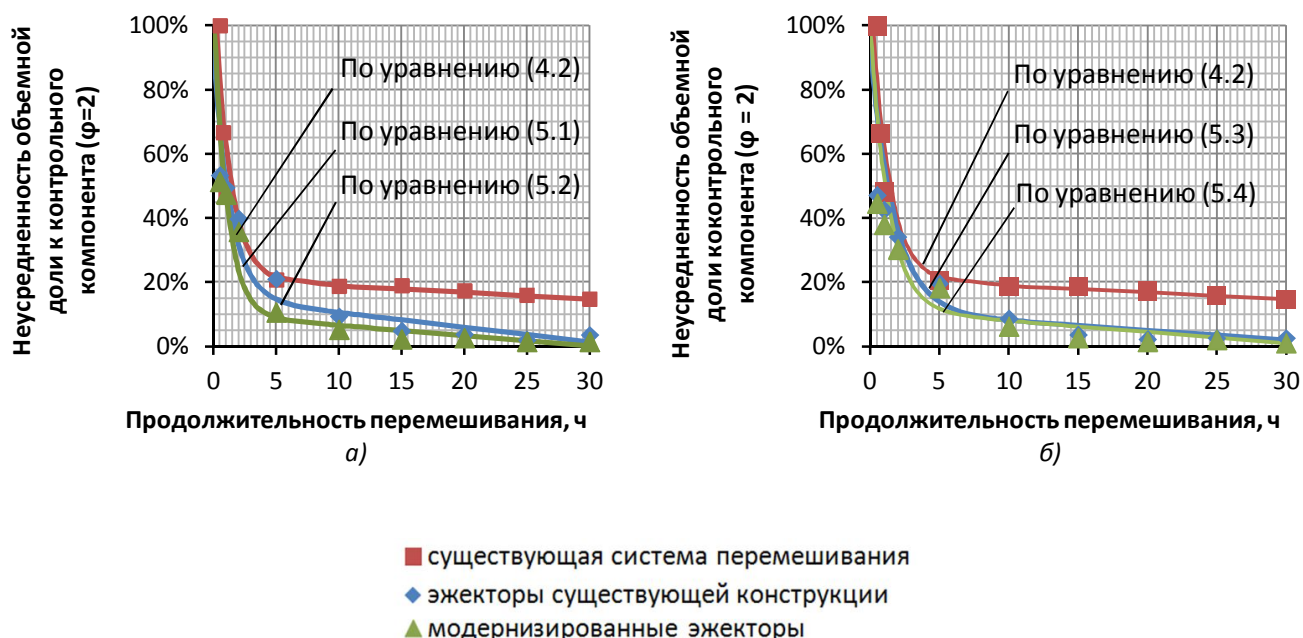


Рисунок 5.12 – Зависимость расчетной максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами; б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

Ликвидация застойной зоны между эжекторами №№ 2, 4 приводит к снижению неусредненности объемной доли контрольного компонента через 15 ч перемешивания до 3 – 4 %, через 25 ч перемешивания – до 2 – 3 %. Неусредненность объемной доли контрольного компонента, соответствующая конечной неусредненности при использовании существующей системы струйного перемешивания достигается за 5 – 7 ч.

Методами регрессионного анализа получены уравнения, описывающие зависимость максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента от времени перемешивания t , ч:

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta\alpha_{max} = 0,151 - 0,0046t + 0,780e^{-0,742t}; \quad (5.1)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta\alpha_{max} = 0,097 - 0,0032t + 0,965e^{-0,938t}; \quad (5.2)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta\alpha_{max} = 0,110 - 0,0030t + 0,823e^{-0,585t}; \quad (5.3)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta\alpha_{max} = 0,114 - 0,0035t + 0,886e^{-0,756t}. \quad (5.4)$$

На рисунке 5.13 показаны распределения объемной доли контрольного компонента в емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих насосов, и с дополнительной системой «насос – эжекторы».

В емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих погружных насосов (рисунок 5.13, а, б) наблюдается градиент объемной доли контрольного компонента в центральной части емкости, в зоне диаметром около 2 м, имеющей небольшое смещение в сторону эжектора № 1.

В емкостях с дополнительной системой «насос – эжекторы» (рисунок 5.13, в, г) хорошо заметен градиент объемной доли контрольного компонента в секторе эжекторов №№ 2, 4 на расстоянии 2 м от центра емкости и у стенок емкости практически по всей длине окружности стенки, в особенности в секторе №№ 5 – 9.

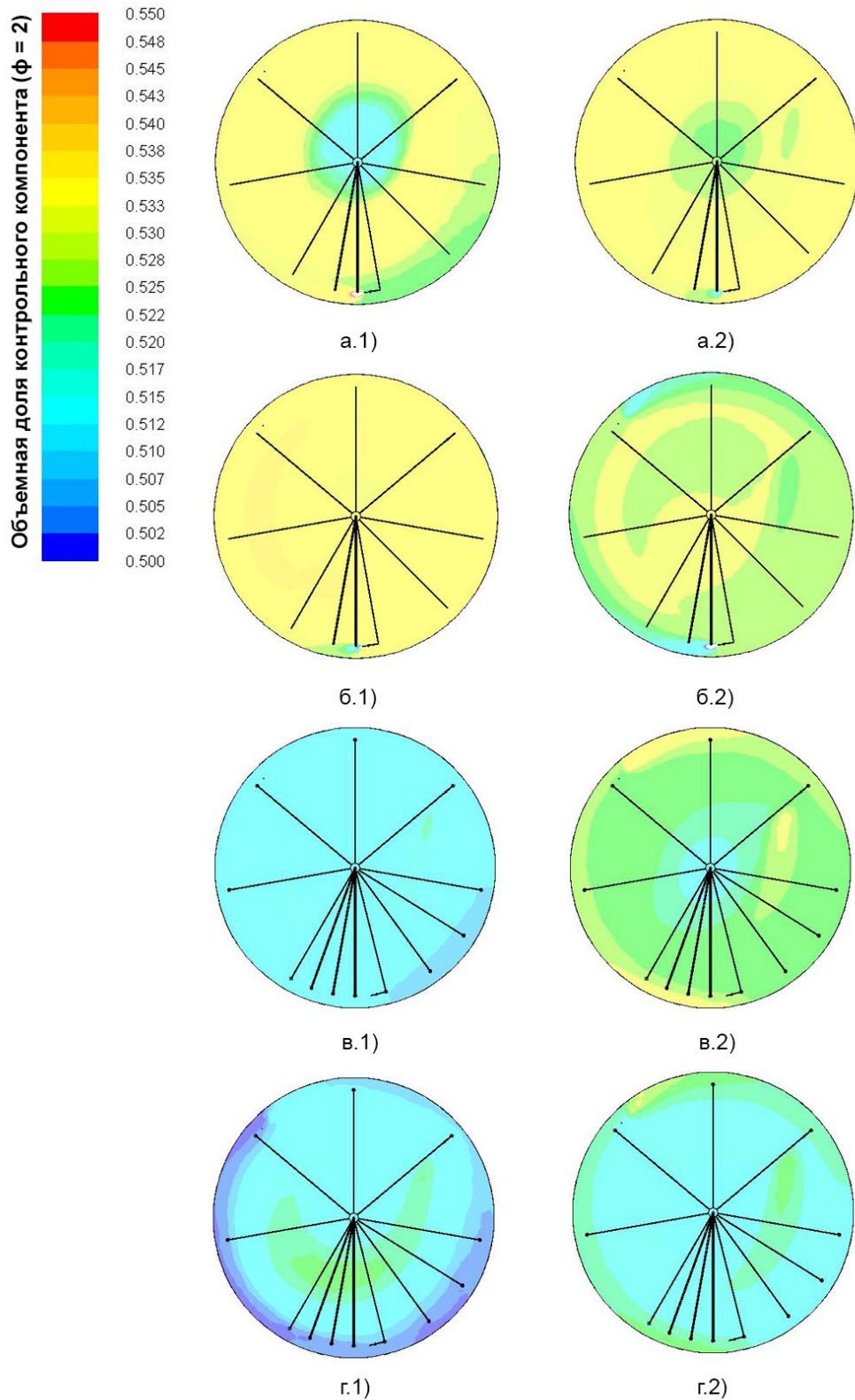


Рисунок 5.13 – Распределение объемной доли контрольного компонента в сечении на расстоянии 3000 мм от дна емкости через 10 (1) и 20 (2) ч перемешивания в емкостях с дополнительными эжекторами а) существующей конструкции; б) модернизированной конструкции; и с дополнительной системой «насос-эжекторы» с эжекторами в) существующей конструкции; г) модернизированной конструкции

5.3.2 Технологические характеристики азотнокислых растворов урана

5.3.2.1 Концентрация урана

На рисунках 4.14, 4.15 представлены распределения концентраций урана с учетом всех изотопов в емкостях с дополнительными эжекторами и с дополнительной системой «насос – эжекторы». На рисунке 4.16 приведены зависимости максимальной и минимальной концентрации урана от времени перемешивания в емкостях с дополнительным осевым перемешиванием. На рисунке 4.17 показаны зависимости неусредненности концентрации урана от времени перемешивания.

В емкостях с дополнительными эжекторами через 10 ч перемешивания максимальная разность концентраций урана составляет не более 1,5 и 1,2 г/л при использовании эжекторов существующей и модернизированной конструкции соответственно. В емкостях с дополнительной системой «насос – эжекторы» через 10 ч перемешивания максимальная разность концентраций урана составляет не более 1,0 г/л при использовании эжекторов существующей конструкции и не более 0,3 – 0,4 г/л при использовании модернизированных эжекторов и в дальнейшем меняется незначительно.

Неусредненность концентрации урана при использовании дополнительного струйного перемешивания через 15 – 20 ч перемешивания не превышает 0,5 %.

Аппроксимирующие уравнения, описывающие зависимость неусредненности концентрации урана от продолжительности перемешивания t , ч, имеют вид:

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta U_{max} = 0,0075 + 0,0703e^{-0,898t}; \quad (5.5)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta U_{max} = 0,0053 + 0,0729e^{-0,937t}; \quad (5.6)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta U_{max} = 0,0072 + 0,0718e^{-1,432t}; \quad (5.7)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – пэжекторы» с эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta U_{max} = 0,0058 + 0,0734e^{-1,543t}. \quad (5.8)$$

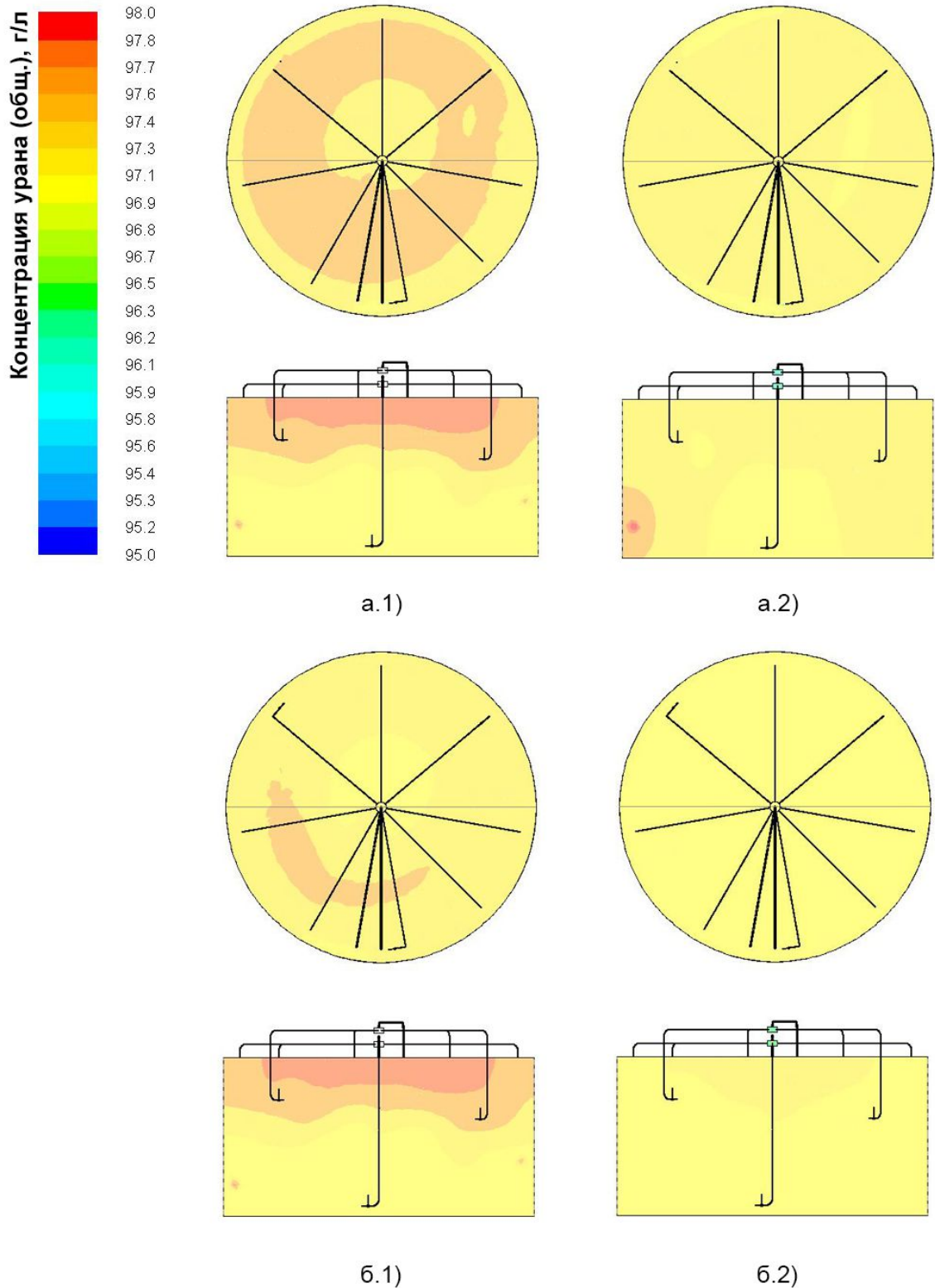


Рисунок 5.14 – Распределение концентраций урана в емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих погружных насосов, в радиальном сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания – 10 ч (*a.1, б.1*) и 25 ч (*a.2, б.3*). Эжекторы существующей (*a.1, a.2*) и модернизированной конструкции (*б.1, б.2*)

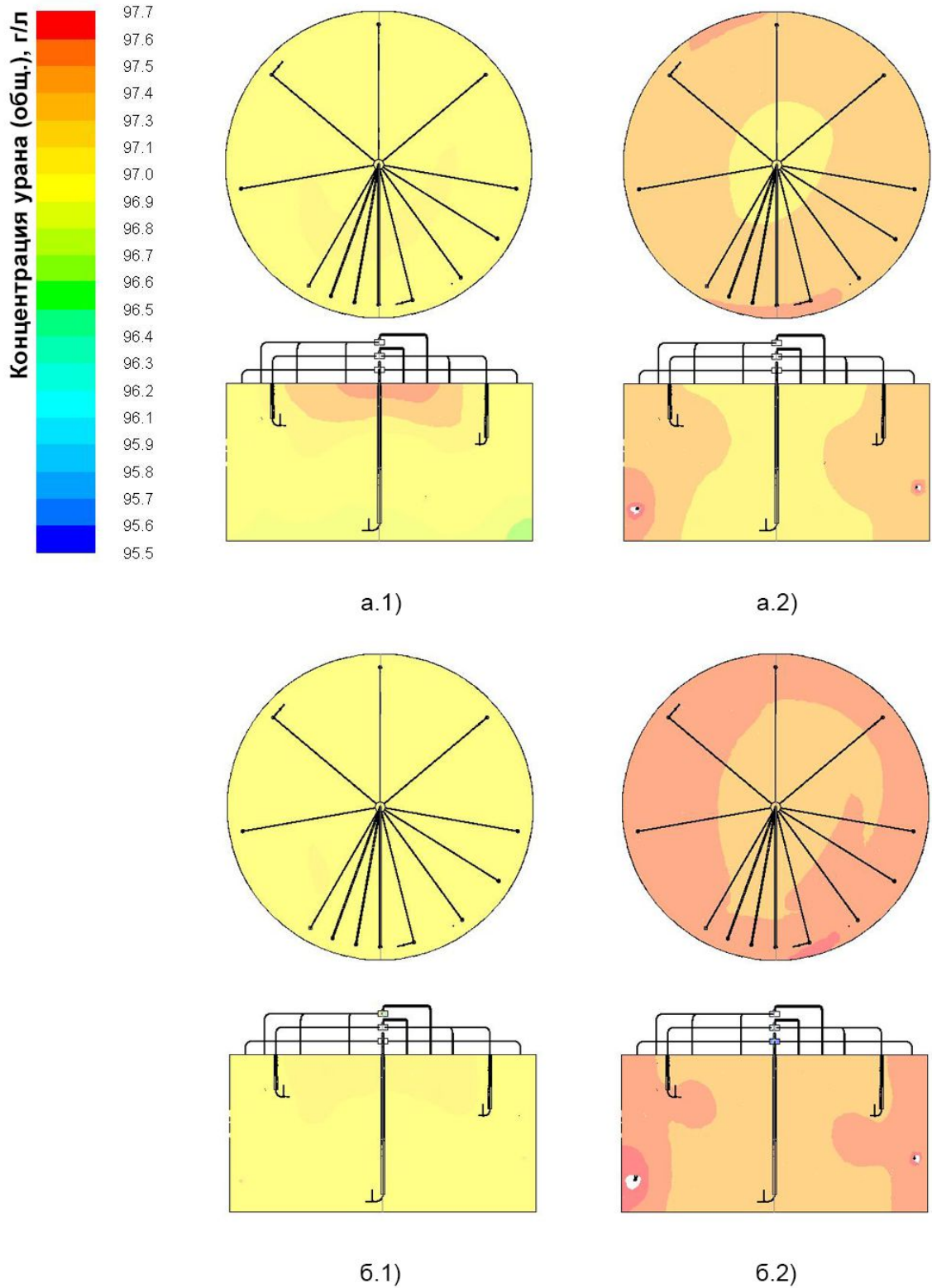


Рисунок 5.15 – Распределение концентраций урана в емкостях с дополнительной системой «насос – эжекторы» в сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания 10 ч (а.1, б.1) и 25 ч (а.2, б.3). Эжекторы существующей (а.1, а.2) и модернизированной конструкции (б.1, б.2)

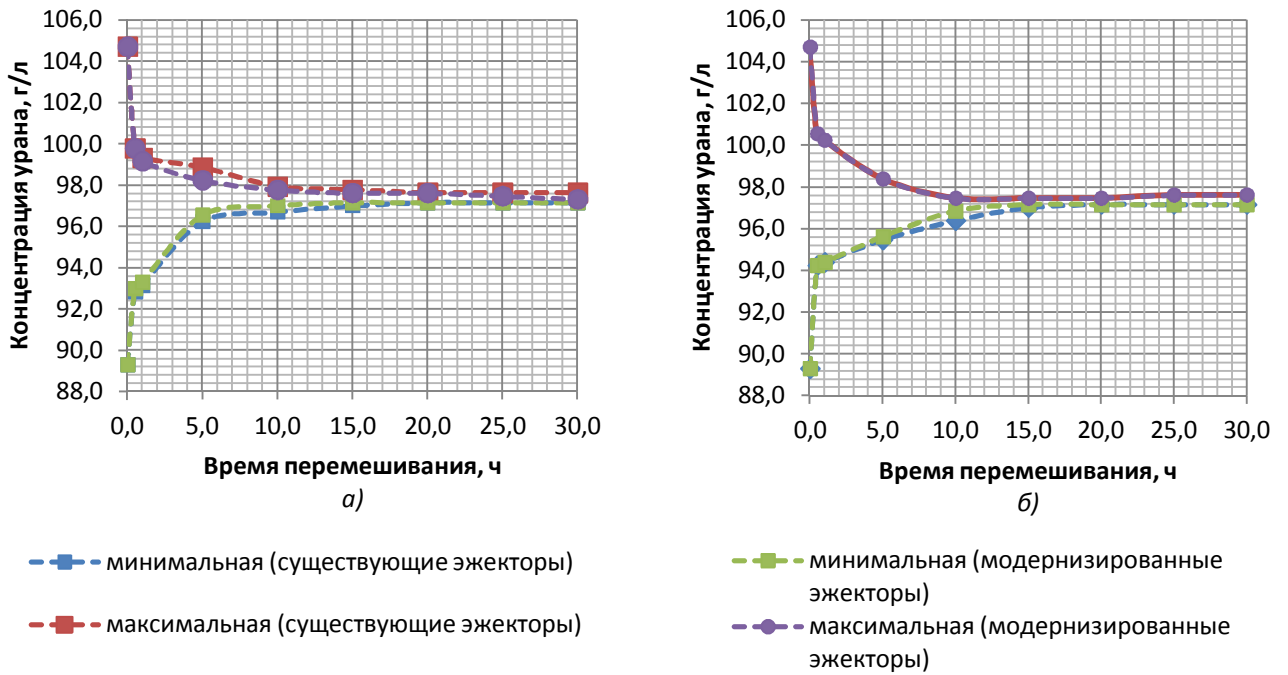


Рисунок 5.16 – Зависимости минимальной и максимальной концентрации урана от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

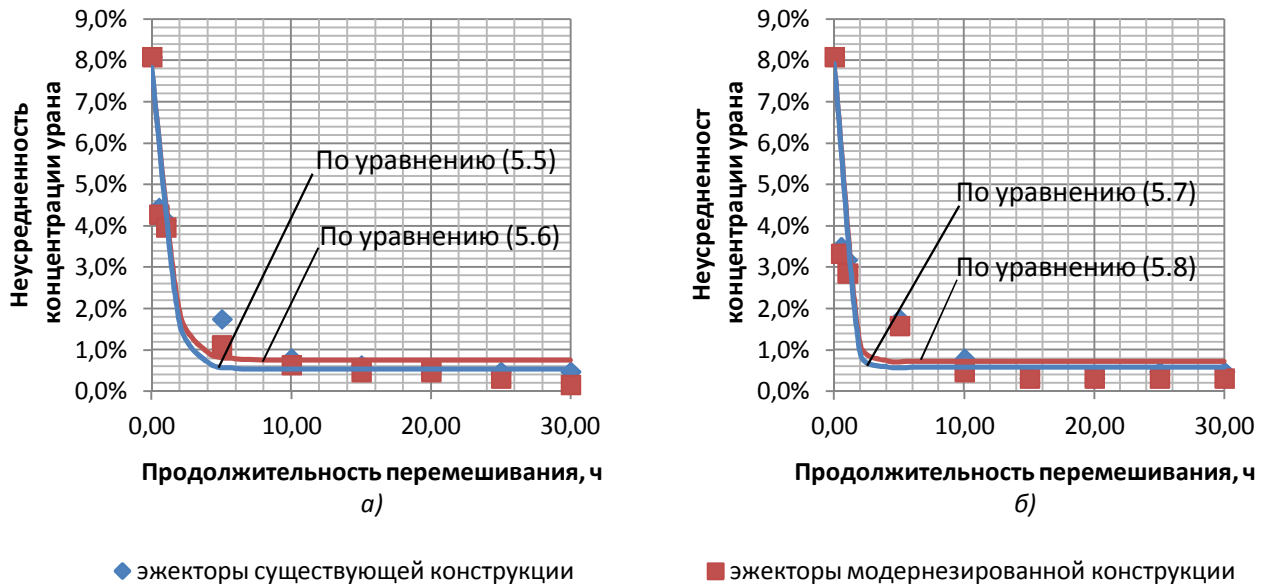


Рисунок 5.17 – Зависимости неусредненности концентрации урана от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

5.3.2.2 Концентрация плутония

На рисунках 5.18, 5.19 представлены распределения концентраций плутония в емкостях с дополнительными эжекторами и с дополнительной системой «насос – эжекторы». На рисунке 5.20 приведены зависимости максимальной и минимальной концентрации плутония от времени перемешивания в емкостях с дополнительным осевым перемешиванием. На рисунке 5.21 показаны зависимости неусредненности концентрации плутония от времени перемешивания.

При использовании дополнительного струйного перемешивания максимальная разность концентрации плутония по объему 1,5 мкг/л (что соответствует 25 ч перемешивания в емкостях с существующими системами перемешивания) достигается за 7 – 8 ч. Активное снижение разности максимальной и минимальной концентраций продолжается в течение 15 ч после начала перемешивания. После чего данный показатель принимает установившееся значение на уровне 0,2 мкг/л.

Для всех рассмотренных случаев через 10 ч перемешивания в емкостях хорошо заметна неравномерность распределения концентрации плутония в осевом направлении. Через 25 ч перемешивания наблюдается небольшая неоднородность концентраций плутония в радиальном направлении с увеличением концентрации у стенок емкости.

Аппроксимирующие функции, описывающие зависимость неусредненности концентрации плутония от продолжительности перемешивания t , ч, имеют вид:

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta Pu_{max} = 0,053 + 0,327e^{-1,177t}; \quad (5.9)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta Pu_{max} = 0,042 + 0,339e^{-1,196t}; \quad (5.10)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta Pu_{max} = 0,042 + 0,339e^{-1,290t}; \quad (5.11)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta Pu_{max} = 0,039 + 0,342e^{-1,442t}. \quad (5.12)$$

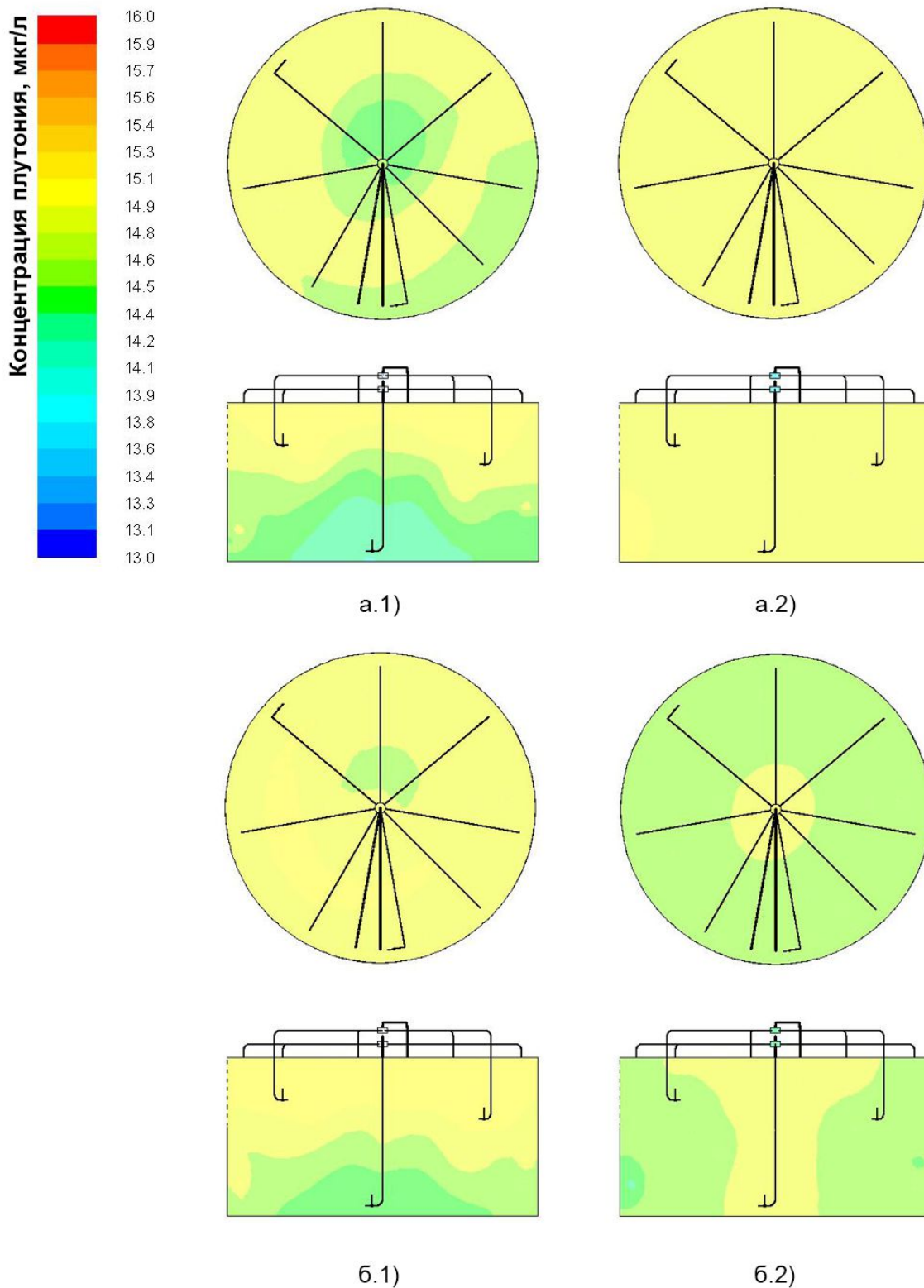


Рисунок 5.18 – Распределение концентраций плутония в емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих погружных насосов, в радиальном сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания – 10 ч (а.1, б.1) и 25 ч (а.2, б.3). Эжекторы существующей (а.1, а.2) и модернизированной конструкции (б.1, б.2)

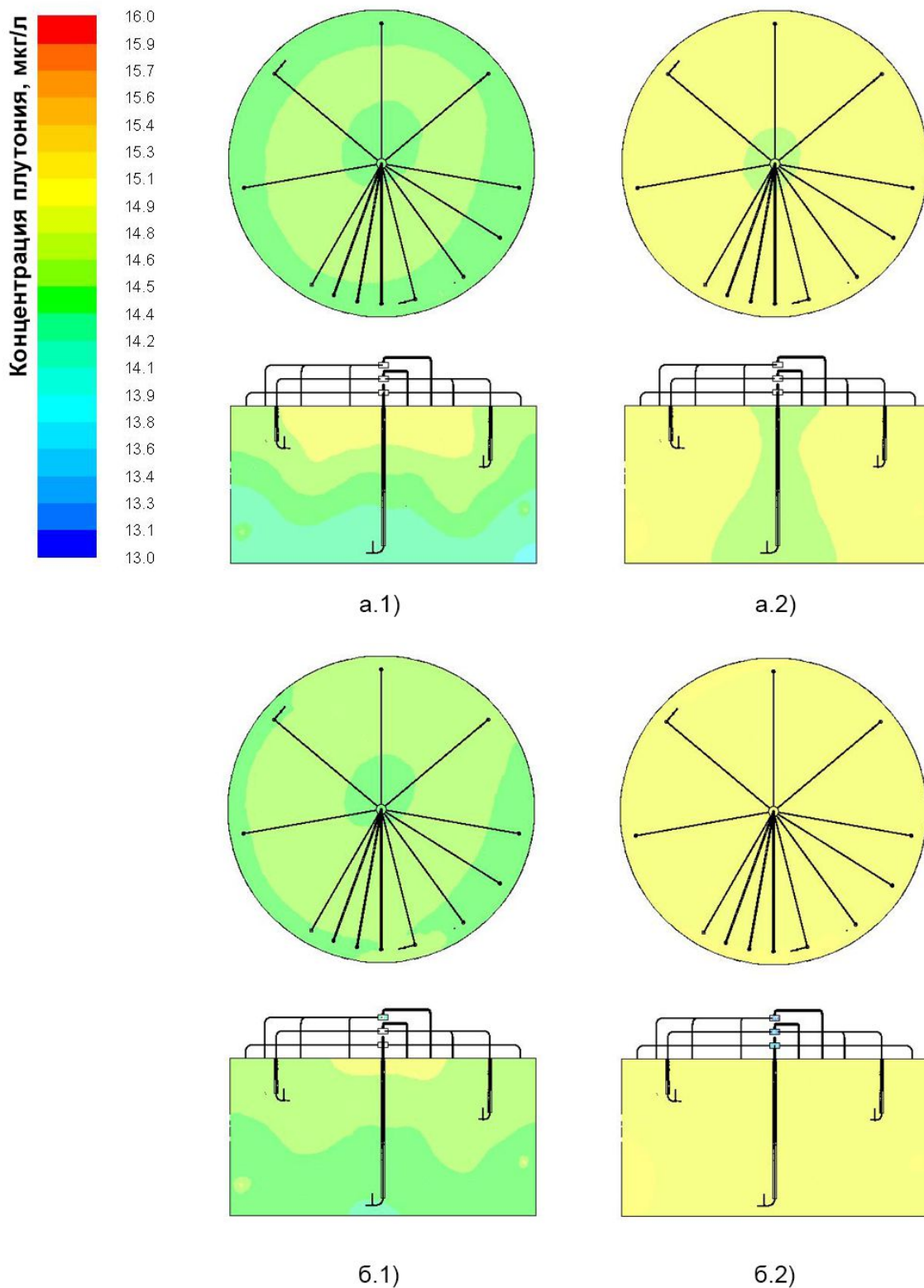


Рисунок 5.19 – Распределение концентраций плутония в емкостях с дополнительной системой «насос – эжекторы» в сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания – 10 ч (a.1, б.1) и 25 ч (a.2, б.3). Эжекторы существующей (a.1, a.2) и модернизированной конструкции (б.1, б.2)

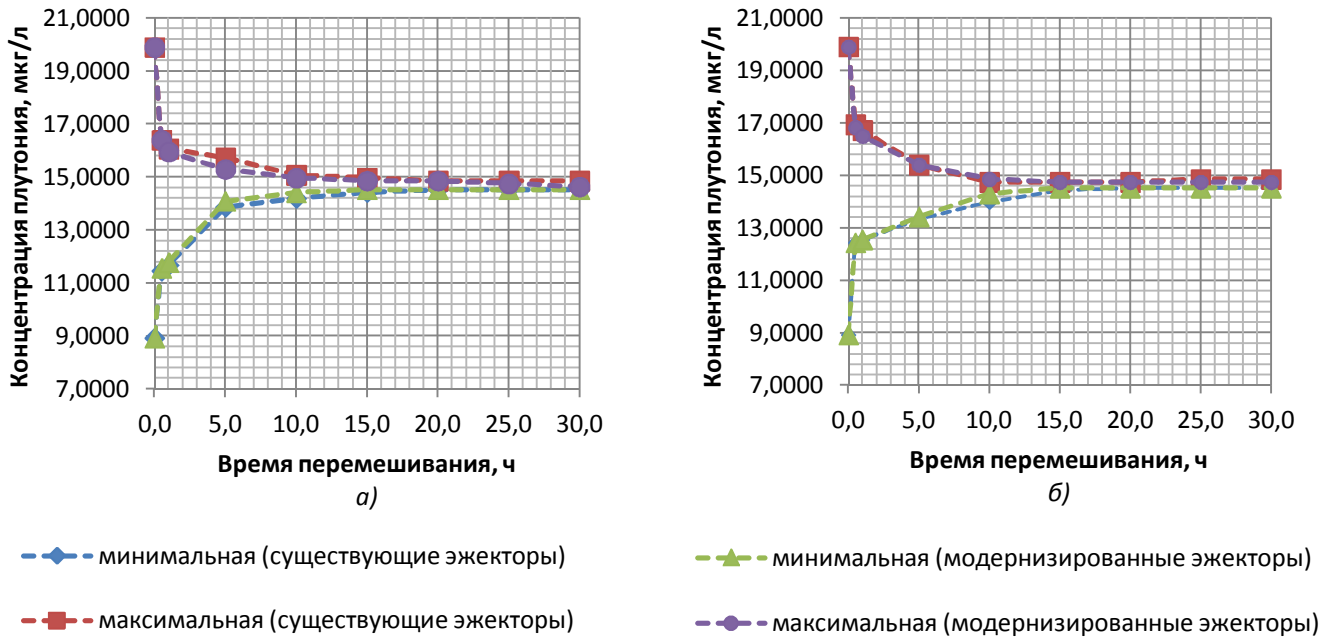


Рисунок 5.20 – Зависимости минимальной и максимальной концентрации плутония от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

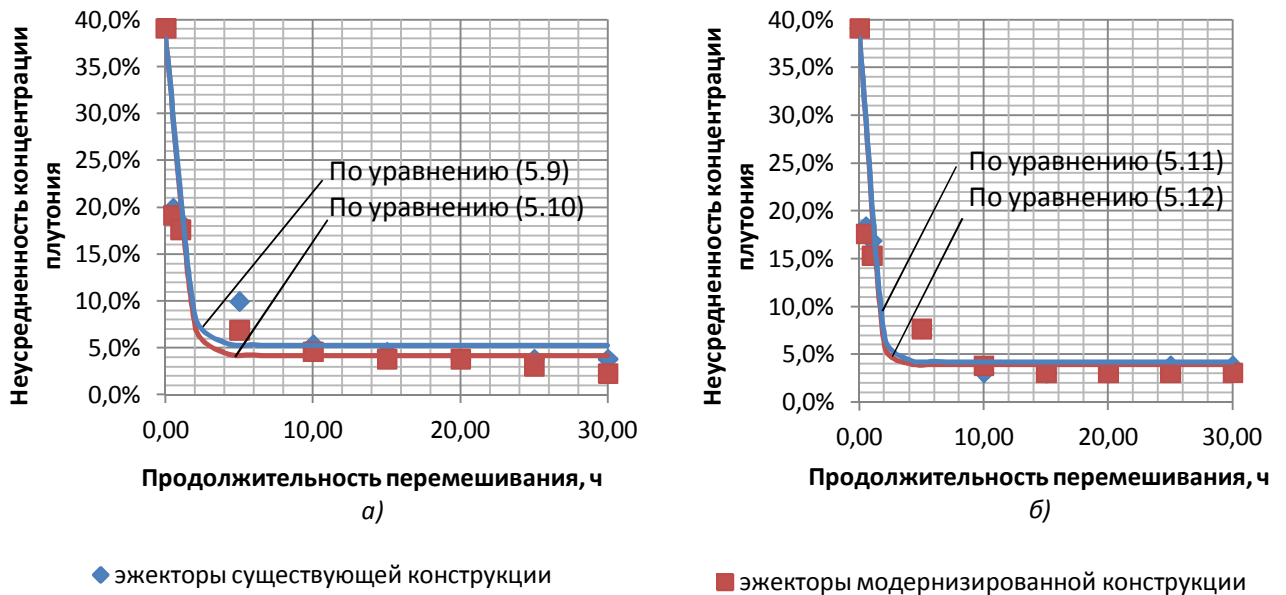


Рисунок 5.17 – Зависимости неусредненности концентрации плутония от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

5.3.2.3 Концентрация азотной кислоты

На рисунках 5.22, 5.23 представлены распределения концентраций азотной кислоты в емкостях с дополнительными эжекторами и с дополнительной системой «насос – эжекторы». На рисунке 5.24 приведены зависимости максимальной и минимальной концентрации азотной кислоты от времени перемешивания в емкостях с дополнительным осевым перемешиванием. На рисунке 5.25 показаны зависимости неусредненности концентрации азотной кислоты от времени перемешивания.

Максимальная разность концентраций азотной кислоты в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием достигает минимального значения за 15 ч перемешивания и далее практически не меняется. В установившемся режиме максимальная разность концентраций азотной кислоты не превышает 0,3 – 0,5 г/л. Неусредненность концентрации азотной кислоты в объеме емкости при этом составляет 3 – 4 %.

Неоднородность концентрации азотной кислоты по объему емкости качественно соответствует неоднородности распределения концентрации плутония в объеме емкости, однако количественно данная неоднородность выражена в гораздо меньшей степени.

Аппроксимирующие уравнения, описывающие зависимость неусредненности концентрации азотной кислоты от продолжительности перемешивания t , ч, имеют вид:

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta HNO_{3max} = 0,0399 + 0,308e^{-1,177t}; \quad (5.13)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta HNO_{3max} = 0,0393 + 0,319e^{-1,196t}; \quad (5.14)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta HNO_{3max} = 0,0395 + 0,319e^{-1,290t}; \quad (5.15)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос – эжекторы» с эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta HNO_{3max} = 0,0305 + 0,322e^{-1,442t}. \quad (5.16)$$

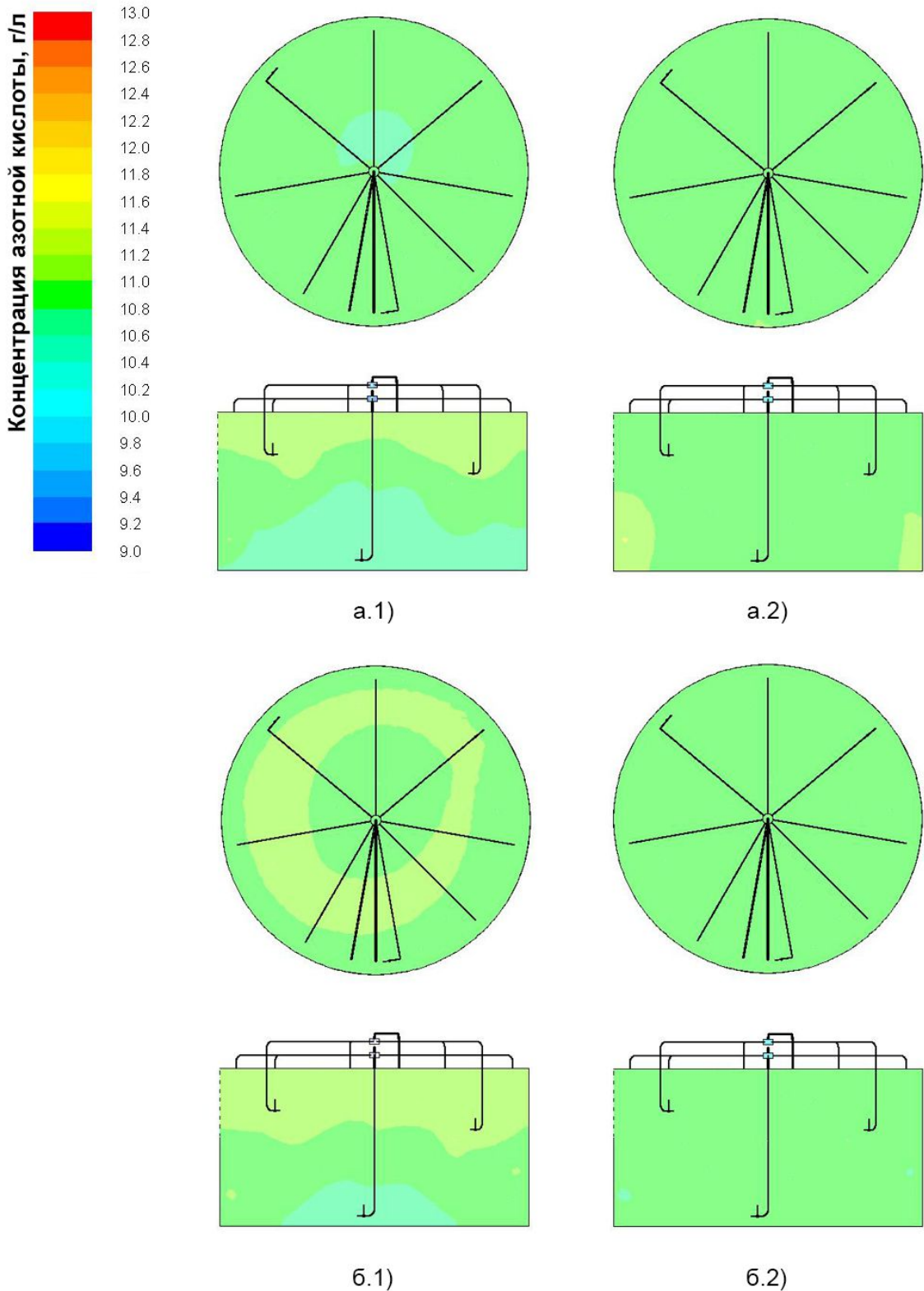


Рисунок 5.22 – Поле концентраций азотной кислоты в емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих погружных насосов, в радиальном сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания – 10 ч (а.1, б.1) и 25 ч (а.2, б.3). Эжекторы существующей (а.1, а.2) и модернизированной конструкции (б.1, б.2)

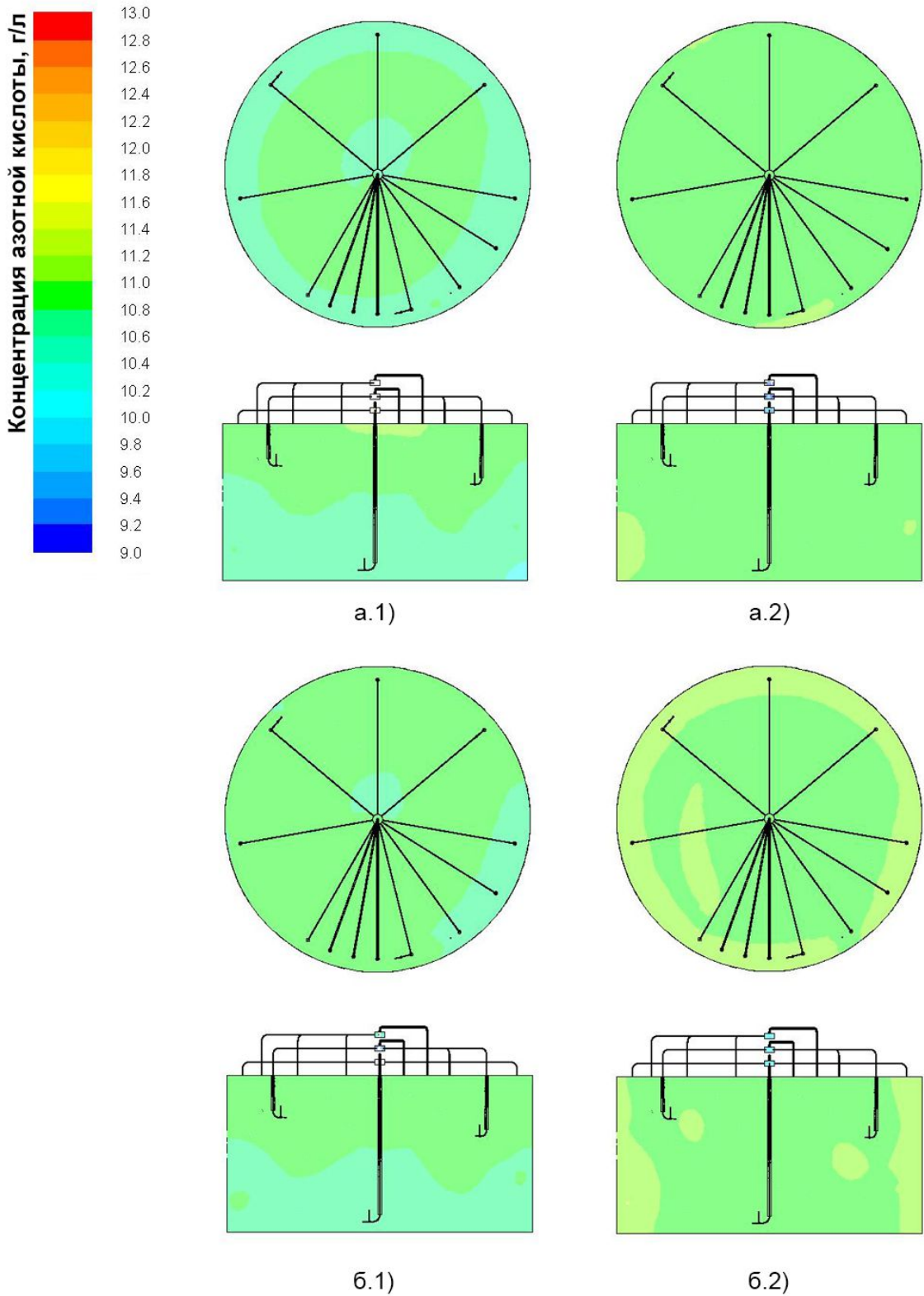


Рисунок 5.23 – Поле концентраций азотной кислоты в емкостях с дополнительной системой «насос – эжекторы» в сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания – 10 ч (a.1, б.1) и 25 ч (a.2, б.3). Эжекторы существующей (a.1, a.2) и модернизированной конструкции (б.1, б.2)

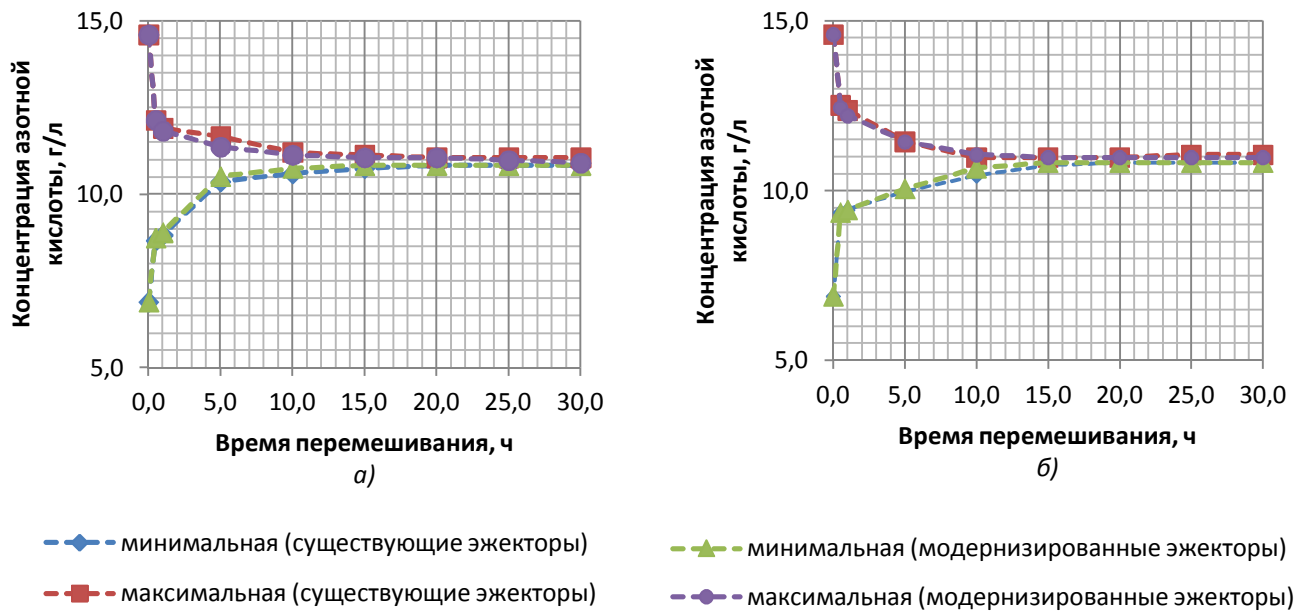


Рисунок 5.24 – Зависимости минимальной и максимальной концентрации азотной кислоты от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

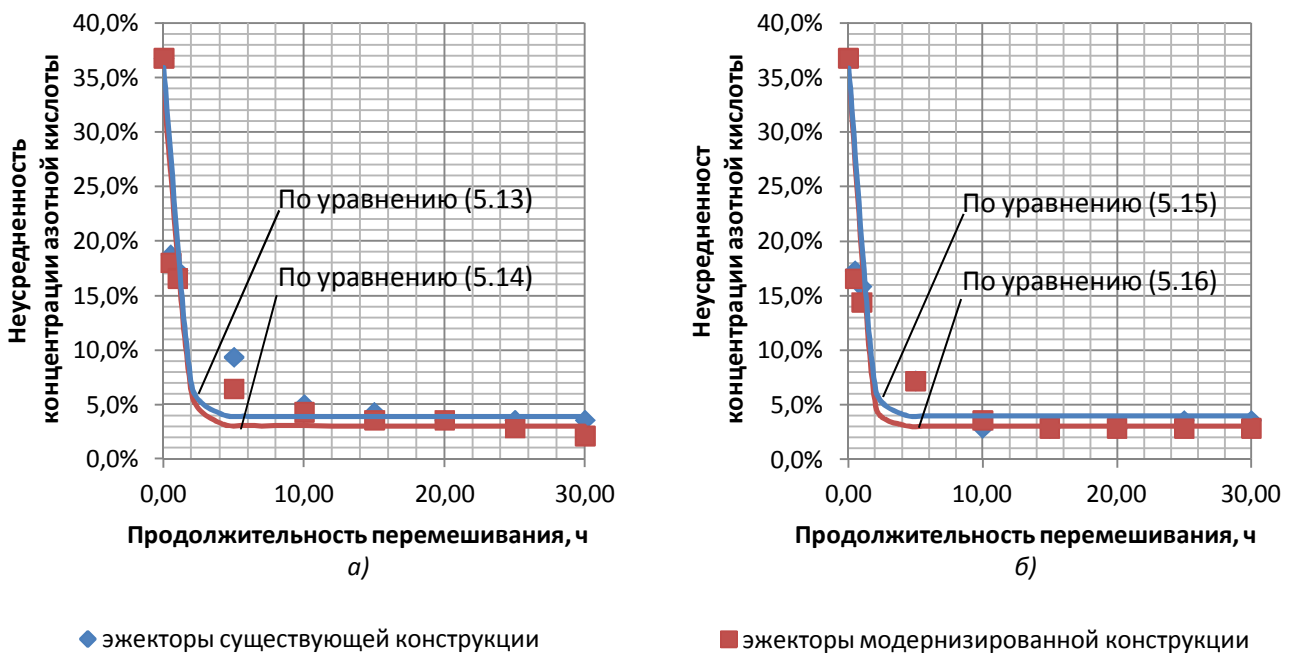


Рисунок 5.25 – Зависимости неусредненности концентрации азотной кислоты от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

5.3.2.4 Массовая доля ^{235}U

На рисунках 5.26, 5.27 представлены поля массовой доли ^{235}U по отношению к общей массе урана в емкостях с дополнительными эжекторами и с дополнительной системой «насос – эжекторы». На рисунке 5.28 приведены зависимости максимальной и минимальной массовой доли ^{235}U от времени перемешивания в емкостях с дополнительным осевым перемешиванием. На рисунке 5.29 показаны зависимости неусредненности массовой доли ^{235}U от времени перемешивания.

Качественно поля массовой доли ^{235}U практически полностью аналогичны полям концентрации урана в целом с немного более ярко выраженной неоднородностью. Наиболее существенно неоднородность полей массовой доли ^{235}U выражена у стенок емкости в секторе эжекторов №№ 2, 3 и в центральной части емкости.

Массовая доля ^{235}U устанавливается на уровне 0,99 – 1,01 % через 15 – 20 ч перемешивания для всех рассмотренных случаев (рисунок 5.28). Неусредненность массовой доли ^{235}U при этом составляет около 1 %. При использовании эжекторов модернизированной конструкции неусредненность массовой доли ^{235}U продолжает снижаться и далее, при использовании эжекторов существующей конструкции – выходит на насыщение.

Аппроксимирующие уравнения, описывающие зависимость неусредненности концентрации азотной кислоты от продолжительности перемешивания t , ч, имеют вид:

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta^{235}U_{max} = 0,0139 + 0,0859e^{-1,177t}; \quad (5.17)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительными эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta^{235}U_{max} = 0,0109 + 0,0889e^{-1,196t}; \quad (5.18)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос-эжекторы» с эжекторами существующей конструкции:

$$\Delta^{235}U_{max} = 0,0110 + 0,0890e^{-1,290t}; \quad (5.19)$$

- для системы струйного перемешивания с дополнительной системой «насос-эжекторы» с эжекторами модернизированной конструкции:

$$\Delta^{235}U_{max} = 0,0107 + 0,0899e^{-1,442t}. \quad (5.20)$$

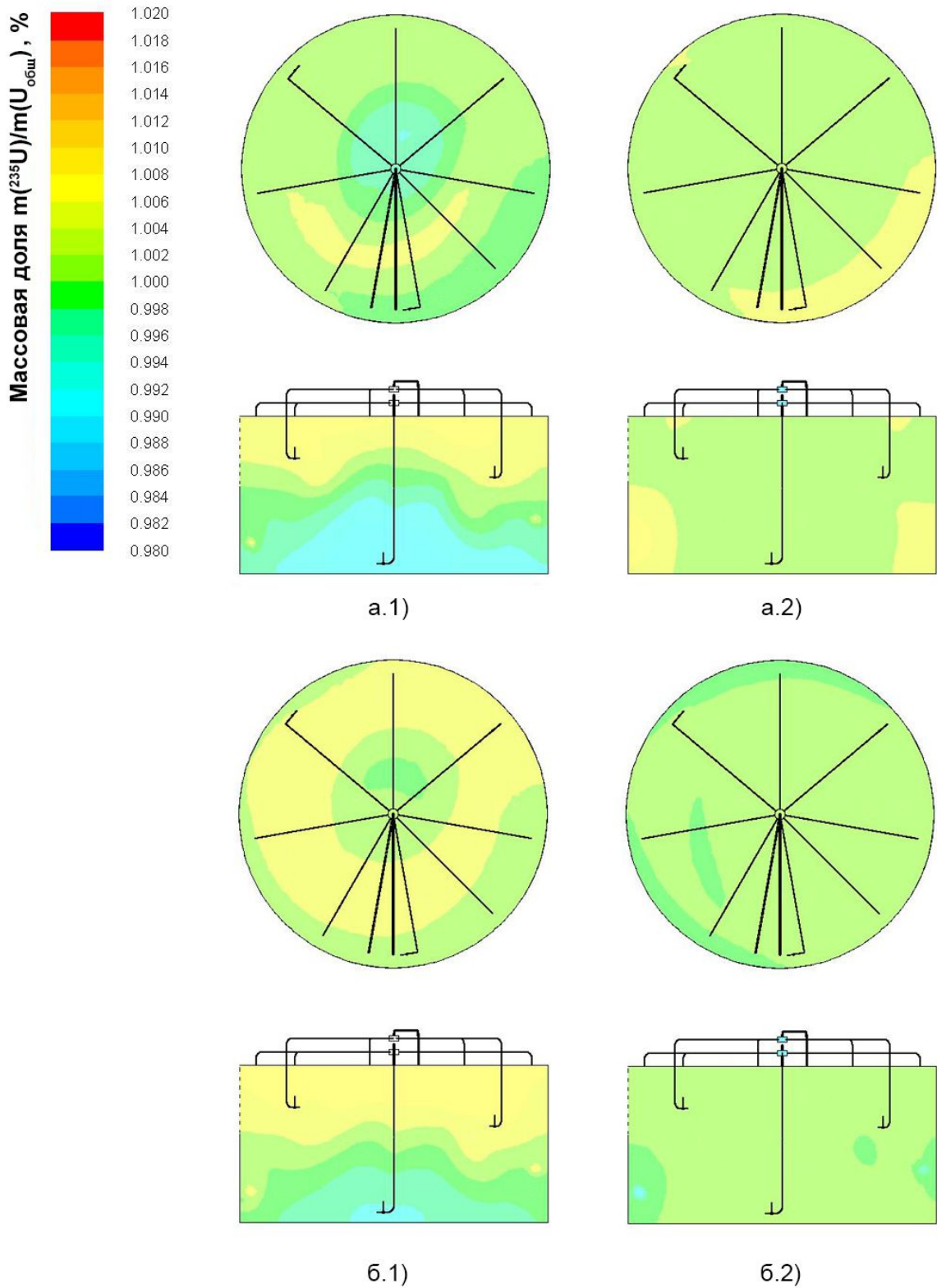


Рисунок 5.26 – Поле массовой доли ^{235}U в емкостях с дополнительными эжекторами, установленными на коллекторы существующих погружных насосов, в радиальном сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания – 10 ч (a.1, б.1) и 25 ч (a.2, б.2). Эжекторы существующей (a.1, a.2) и модернизированной конструкции (б.1, б.2)

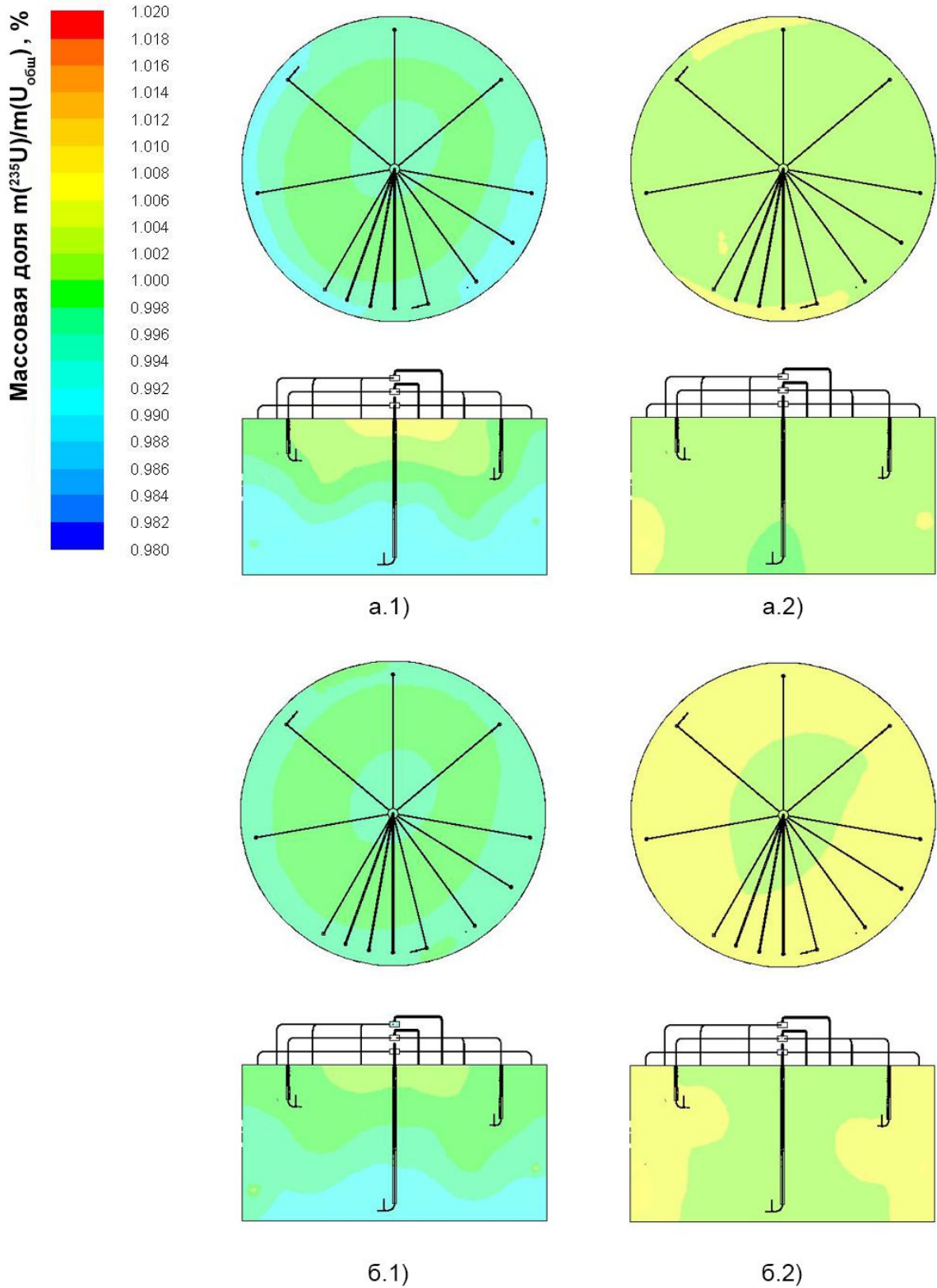


Рисунок 5.27 – Поле массовой доли ^{235}U в емкостях с дополнительной системой «насос – эжекторы» в сечении на расстоянии 2500 мм от дна емкости и в осевом сечении. Время перемешивания – 10 ч (a.1, б.1) и 25 ч (a.2, б.3). Эжекторы существующей (a.1, a.2) и модернизированной конструкции (б.1, б.2)

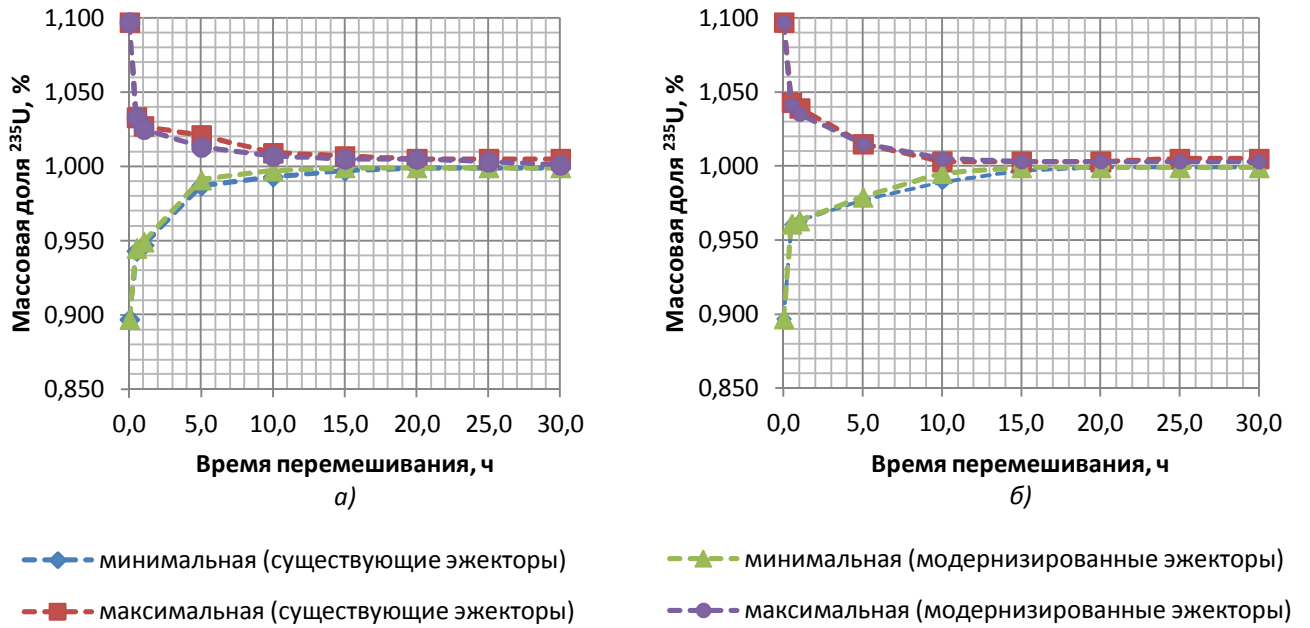


Рисунок 5.28 – Зависимости минимальной и максимальной массовой доли ^{235}U по отношению к общей массе урана от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

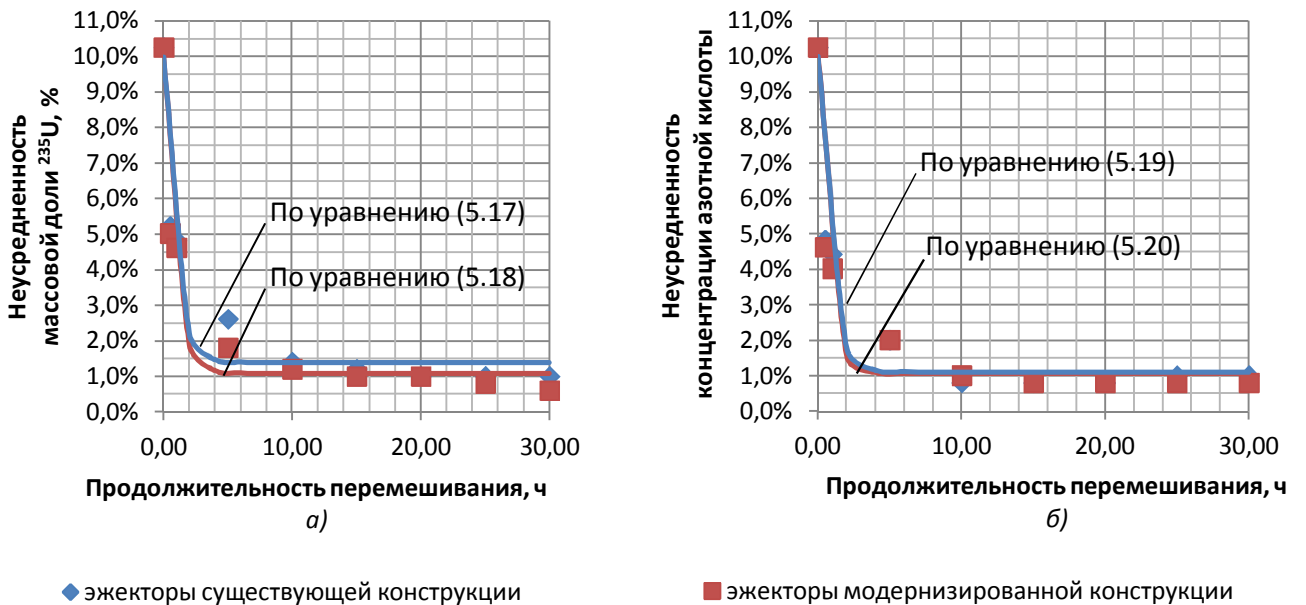


Рисунок 5.29 – Зависимости неусредненности массовой доли ^{235}U по отношению к общей массе урана от продолжительности перемешивания в емкостях: а) с дополнительными эжекторами, б) с дополнительной системой «насос – эжекторы»

5.3.3 Результаты исследования процессов усреднения химического состава технологических растворов в емкости с предварительным перемешиванием

На рисунке 5.30 и в таблице 5.1 представлены основные результаты численного моделирования процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при предварительном перемешивании, совмещенном заполнением емкости приема технологических растворов после неполного опорожнения.

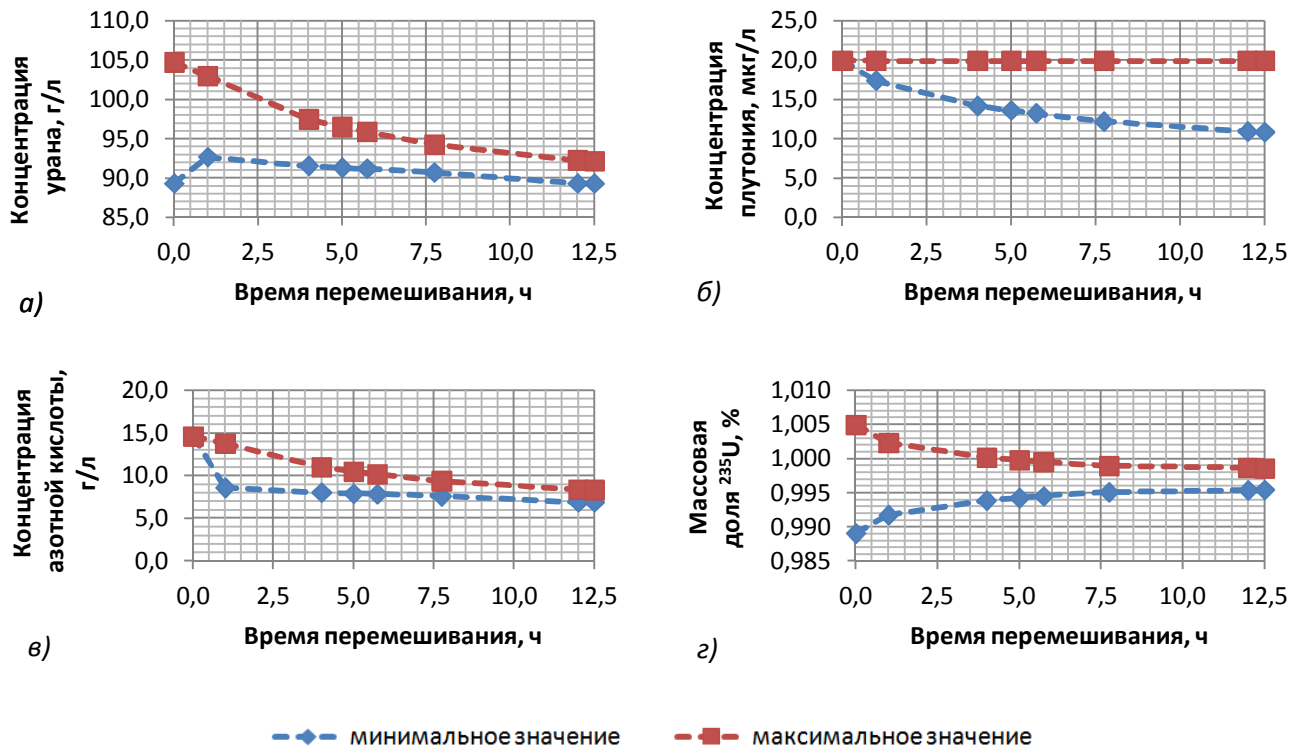


Рисунок 5.30 – Зависимости минимальных и максимальных значений контролируемых технологических характеристик от времени предварительного перемешивания, совмещенного с заполнением емкости приема азотнокислых растворов урана после неполного опорожнения: а) концентрация урана, б) концентрация плутония, в) концентрация азотной кислоты, г) массовая доля ^{235}U

После заполнения емкости, совмещенного с предварительным перемешиванием, разность максимального и минимального значений основных контролируемых параметров составляет: по концентрации урана (общ.) – 2,8 г/л; по концентрации плутония – 9,1 мкг/л; по концентрации азотной кислоты – 1,4 г/л; по массовой доле ^{235}U к общей массе урана – 0,005 %.

Таблица 5.1 – Основные результаты численного моделирования предварительного перемешивания в емкости приема азотнокислых растворов урана при заполнении после неполного опорожнения

Время заполнения и перемешивания, ч	Уровень раствора в емкости, мм	Объем раствора в емкости, м ³			Средние значения			
		Компонент № 1	Компонент № 2	Общий объем	U, г/л	Pu, мкг/л	HNO ₃ , г/л	²³⁵ U, % масс. U
0,00	500	31,81	0,00	31,81	104,7	19,9	14,60	1,097
1,00	814	31,81	20,00	51,81	101,2	17,4	12,83	1,051
2,00	1129	31,81	40,00	71,81	99,2	15,9	11,83	1,025
4,00	1758	31,81	80,00	111,81	96,7	14,2	10,58	0,993
5,00	2072	31,81	100,00	131,81	95,8	13,6	10,16	0,982
5,74	2305	31,81	114,80	146,61	95,3	13,2	9,91	0,975
7,74	2933	31,81	154,80	186,61	93,9	12,2	9,18	0,956
9,08	3355	31,81	181,60	213,41	92,9	11,5	8,72	0,944
10,00	3644	31,81	200,00	231,81	92,5	11,2	8,52	0,939
11,00	3958	31,81	220,00	251,81	92,3	11,0	8,39	0,936
12,00	4273	31,81	240,00	271,81	92,1	10,9	8,28	0,933
12,50	4430	31,81	250,00	281,81	92,0	10,8	8,23	0,932

Значения основных технологических характеристик азотнокислых растворов урана после предварительного перемешивания, совмещенного с заполнением после неполного опорожнения, соответствуют характеристикам технологических растворов после 3 – 4 ч перемешивания в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием.

5.4 Оценка эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием

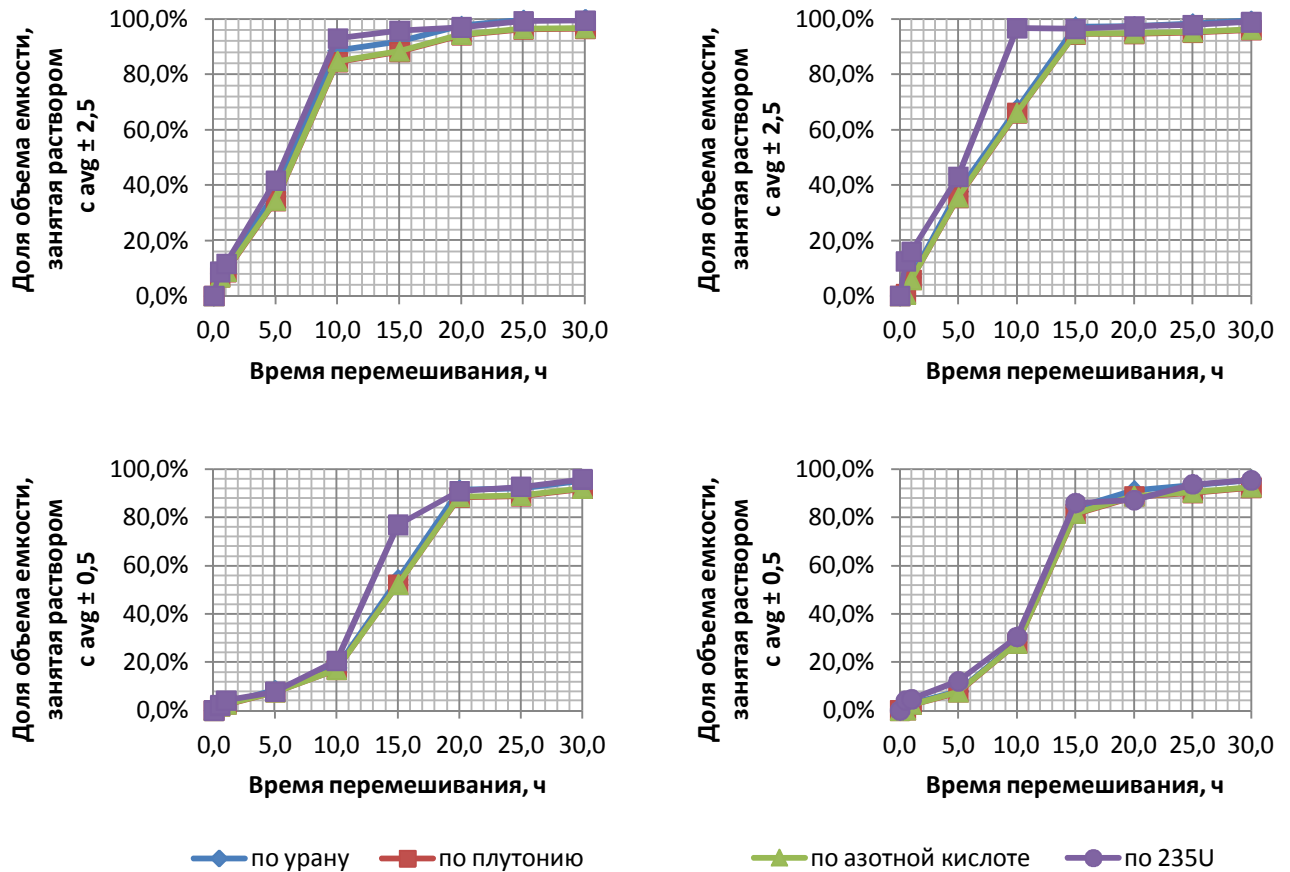
1. Установившиеся неусредненности основных технологических параметров азотнокислых растворов урана составляют в емкости с дополнительными эжекторами: по урану – 0,3 – 0,5 %; по плутонию – 3,9 %; по азотной кислоте – 2,9 – 3,6 %; по ^{235}U – 0,8 – 1 %; в емкости с дополнительной системой «насос – эжекторы»: по урану – 0,2 – 0,5 %; по плутонию – 4,1 %, по азотной кислоте – 2,2 – 3,6 %; по ^{235}U – 0,6 – 1 %.

2. Продолжительность перемешивания до достижения значений технологических характеристик, соответствующих 25 ч перемешивания в емкости с существующей системой перемешивания, составляет 16 – 17 ч. При сохранении времени перемешивания 25 ч качество усреднения химического состава азотнокислых растворов урана существенно возрастает. Организация в емкости предварительного перемешивания при заполнении после неполного опорожнения позволяет дополнительно сократить продолжительность усреднения химического состава азотнокислых растворов урана на 3 – 4 ч.

3. Общие затраты мощности на перемешивание составляют: при использовании дополнительных эжекторов, установленных на коллекторы существующих насосов, – 12 кВт; при использовании дополнительной системы «насос – эжекторы» – 18 кВт.

4. По количественному критерию $v_{avg\pm 2,5\%}$ (рисунок 5.31) при использовании дополнительного струйного перемешивания на упаривание выдается 99,9 % от общего объема раствора в емкости приема, усредненного по концентрации урана (общ.); 93,2 % – по плутонию; 97,9 % – по азотной кислоте; 99,5 % – по массовой доле ^{235}U .

5. По количественному критерию $v_{avg\pm 0,5\%}$ (рисунок 5.31) на упаривание выдается 95,8 % от общего объема раствора в емкости приема, усредненного по концентрации урана (общ.); 96,7 % – по плутонию; 94,3 % – по азотной кислоте; 95,3 % – по массовой доле ^{235}U .



а)

б)

Рисунок 5.31 – Доля объема раствора, выдающегося на упаривание, имеющего усредненный химический состав по критериям $v_{avg\pm 2,5\%}$ и $v_{avg\pm 0,5\%}$:

а) в емкости с дополнительными эжекторами;

б) в емкости с дополнительной системой «насос – эжекторы»

Предложенные технические решения по модернизации системы струйного перемешивания обеспечивают примерно равное повышение эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана. Установка дополнительных эжекторов на коллекторы существующих погружных насосов требует меньших капитальных затрат и меньшего объема работ по реконструкции систем струйного перемешивания. Также при использовании данного технического решения не возрастают затраты мощности на перемешивание и сохраняется возможность работы системы перемешивания при неполном заполнении емкости. Из рассмотренных вариантов повышения эффективности усреднения химического состава азотнокислых

растворов урана за счет организации дополнительного струйного перемешивания вариант с установкой дополнительных эжекторов является оптимальным.

5.5 Выводы по главе

1. Организация дополнительного струйного перемешивания в секторе эжекторов №№ 2, 4 приводит к ликвидации застойной зоны за счет формирования в емкости тангенциальных потоков, направленных вдоль стенок емкости.

2. Увеличение проходных сечений камер смешения эжекторов системы струйного перемешивания позволяет увеличить подачу насосов на 40 %. При этом без организации дополнительного перемешивания в емкостях приема эффективность усреднения химического состава азотнокислых растворов урана возрастает незначительно.

3. Использование дополнительного струйного перемешивания позволяет сократить время подготовки технологических растворов к упариванию до достижения значений технологических характеристик, соответствующих 25 ч подготовки в емкостях с существующими системами перемешивания, на 8 – 9 ч.

4. Организация предварительного перемешивания, совмещенного с заполнением емкости после неполного опорожнения, позволяет сократить продолжительность подготовки технологических растворов к упариванию на 3 – 4 ч.

8. При сохранении продолжительности подготовки технологических растворов к упариванию 25 ч при использовании дополнительного струйного перемешивания неусредненность основных технологических параметров снижается: по урану с учетом всех изотопов – с 1,7 до 0,5 %, по плутонию – с 10,0 до 4,0 %; по азотной кислоте – с 9,4 до 3,6 %, по ^{235}U – с 2,0 до 1 %.

9. Применение дополнительного струйного перемешивания позволяет увеличить количество раствора усредненного химического состава, передающегося на получение плава уранилнитрата, с 88 до 97 % по критерию $\text{avg}_{\pm 2,5\%}$ и с 66 до 93 % по критерию $\text{avg}_{\pm 0,5\%}$.

10. Разработаны графические материалы для количественной оценки качества усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием.

11. Разработана регрессионная математическая модель, описывающая зависимости неусредненностей объемной доли контрольно компонента (5.1) – (5.4), концентраций

урана (общ.) (5.5) – (5.8), плутония (5.9) – (5.12), азотной кислоты (5.13) – (5.16), массовой доли ^{235}U по отношению к общей массе урана (5.17) – (5.20) от продолжительности перемешивания в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием.

12. Оптимальным вариантом повышения эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана за счет организации дополнительного струйного перемешивания является вариант с установкой дополнительных эжекторов на коллекторы существующих погружных насосов.

ГЛАВА 6. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ УСРЕДНЕНИЯ ХИМИЧЕСКОГО СОСТАВА АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ УРАНА В ЕМКОСТЯХ ПРИЕМА С ДОПОЛНИТЕЛЬНЫМ МЕХАНИЧЕСКИМ ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ

6.1 Исходные данные для исследований

Как показано в главе 1, механическое перемешивание в емкостях большого объема целесообразно проводить за счет интенсификации осевой циркуляции. В частности, такой принцип используется на зарубежных радиохимических производствах [69 – 77].

В разделе 4.4 предложен способ интенсификации процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана за счет организации в застойной зоне дополнительного механического перемешивания. Для практической реализации данного способа было разработано двухъярусное осевое механическое перемешивающее устройство, представленное на рисунке 6.1 [25, 123].

Разработанное механическое перемешивающее устройство представляет собой два ротора, расположенных на общем валу на высоте 1600 и 3000 мм от дна емкости. Перемешивающее устройство разделено на два яруса. Роторы обоих ярусов перемешивающего устройства помещены в циркуляционные трубы переменного сечения. Направление вращения роторов выбрано таким образом, чтобы создавать в сечении перемешивающего устройства направленный восходящий осевой поток.

Двухъярусная конструкция перемешивающего устройства позволяет использовать его при полном и при неполном заполнении емкости.

В качестве одного из критериев оценки эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана, сформулированных в разделе 2.7, используется значение затрат мощности на перемешивание.

Расчет мощности нестандартных перемешивающих устройств представляет собой самостоятельную сложную задачу, классическое инженерное решение которой связано с использованием чисто эмпирических данных (см. раздел 1.4). Для снижения зависимости от эмпирических данных и расчета мощности механического перемешивания на основе результатов численного расчета по сформулированной ранее системе уравнений (3.23) – (3.27) разработана методика [127, 128].

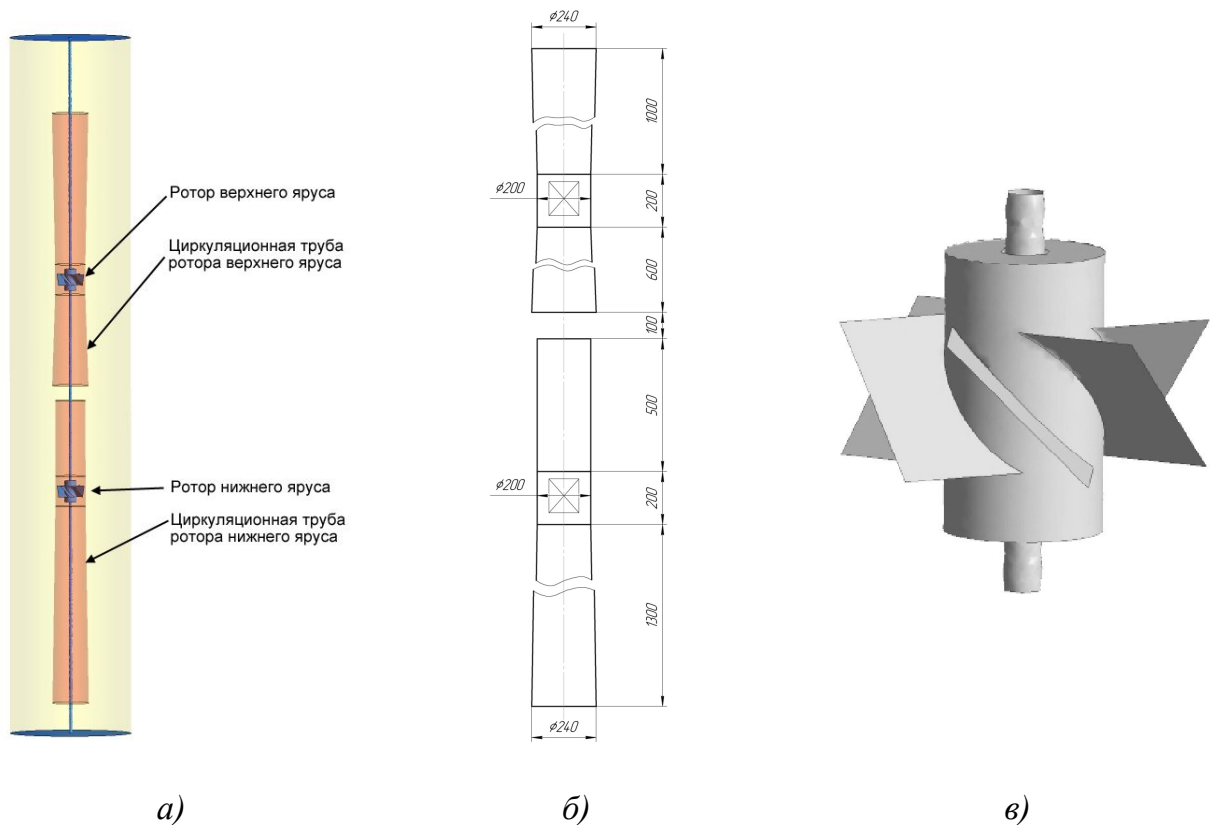


Рисунок 6.1 – Двухъярусное осевое механическое перемешивающее устройство:
 а) геометрическая модель; б) эскиз; в) геометрическая модель ротора

6.2 Методика расчета мощности привода механического перемешивающего устройства

При формулировке методики расчета мощности перемешивания будем исходить из того, что полезная механическая мощность при перемешивании мешалкой является произведением крутящего момента на валу мешалки и угловой скорости вращения вала [32 – 39]

$$N_{\text{полезн}} = M\omega. \quad (6.1)$$

Крутящий момент на валу мешалки является произведением силы гидродинамического сопротивления вращению на плечо данной силы:

$$M = F_{\text{дин}} r. \quad (6.2)$$

В процессе перемешивания перед фронтальной поверхностью механического перемешивающего устройства образуется область повышенного динамического давления. Сила гидродинамического сопротивления вращению мешалки может быть

рассчитана как интеграл динамического давления по фронтальной поверхности перемешивающего устройства:

$$F_{дин} = \int_0^S p_{дин} dS. \quad (6.3)$$

Численно решив систему уравнений (3.23) – (3.27), определим распределение скоростей в объеме перемешивания и на фронтальной поверхности мешалки. Используя результаты численного расчета, определим динамическое давление в каждой точке i фронтальной поверхности мешалки:

$$p_{динi} = \frac{\rho_{mi} u_{mi}^2}{2}. \quad (6.4)$$

Определение плеча r гидродинамической силы сопротивления вращению для поверхностей сложной формы представляет собой нетривиальную задачу, в связи с этим перейдем от момента на валу мешалки M , Н·м, к его удельному значению в каждой точке фронтальной поверхности мешалки M_i^* , Н·м/м²:

$$M = \int_0^S M_i^* dS. \quad (6.5)$$

Для определения M_i^* умножим динамическое давление в каждой точке фронтальной поверхности мешалки на расстояние r_i от данной точки до оси вала мешалки. Расположим ось вала мешалки вдоль декартовой оси z . Тогда

$$r_i = \sqrt{x_i^2 + y_i^2}, \quad (6.6)$$

$$M_i^* = p_{динi} r_i = \frac{\rho_i w_i^2}{2} \sqrt{x_i^2 + y_i^2}. \quad (6.7)$$

Уравнение (6.1) с учетом выражений (6.2) – (6.7) принимает вид

$$\begin{aligned} N_{полезн} &= \omega \int_0^S M_i^* dS = \omega \int_0^S \frac{\rho_{mi} u_{mi}^2}{2} \sqrt{x_i^2 + y_i^2} dS = \\ &= \frac{2\pi n}{60} \int_0^S \frac{\rho_{mi} u_{mi}^2}{2} \sqrt{x_i^2 + y_i^2} dS, \end{aligned} \quad (6.8)$$

где n – частота вращения вала мешалки, об/мин.

Практическое применение методики расчета мощности перемешивания требует перехода от полезной мощности перемешивания к полной мощности, т. е. учета потерь механической и электрической природы, возникающих в приводе мешалки. Коэффициент полезного действия привода мешалки в общем случае может быть вычислен как произведение коэффициентов полезного действия элементов привода (элементов кинематической цепи привода) [108, 109]

$$\eta_{привода} = \prod_{i=1}^n \eta_i. \quad (6.9)$$

Тогда полная мощность привода мешалки $N_{\text{привода}}$:

$$N_{\text{привода}} = \frac{N_{\text{полезн.}}}{\eta_{\text{привода}}}. \quad (6.10)$$

Предложенная методика расчета полной мощности перемешивания не предполагает решения на расчетной сетке дополнительных уравнений и фактически является способом обработки полученных ранее данных о гидродинамической картине движения потоков в объеме перемешивания.

Проверка адекватности разработанной методики производилась путем сравнения расчетных значений мощности перемешивания, полученных по уравнению (6.10), с экспериментальными значениями, полученными на лабораторной установке (см. рисунок 2.2) [129]. Для сравнения адекватности предложенной методики расчета мощности с существующими классическими методиками также был произведен расчет мощности по методам теории подобия по методикам, приведенным в [32 – 39, 130].

Результаты проверки адекватности методики расчета мощности механического перемешивания представлены на рисунке 6.2. Расчетные значения полной мощности перемешивания, полученные по уравнению (6.10) для всех рассмотренных случаев, лежат ближе к графикам экспериментальных зависимостей, чем графики значений, полученных расчетами по теории подобия. Максимальная погрешность предложенной методики для всех рассмотренных случаев не превышает 16 %. Таким образом, разработанная методика расчета мощности механического перемешивания адекватна.

Проверка адекватности разработанной методики расчета полезной мощности перемешивания по экспериментальным данным авторов [52] показала, что погрешность расчета составляет не более 12 %.

6.3 Результаты исследований

6.3.1 Технические характеристики двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства

На рис. 6.3 представлены основные технические характеристики разработанного двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства. В представленных значениях полезной и полной мощности перемешивания учтены погрешность методики расчета 16 % и КПД привода мешалки $\eta_{\text{привода}} = 0,70$.

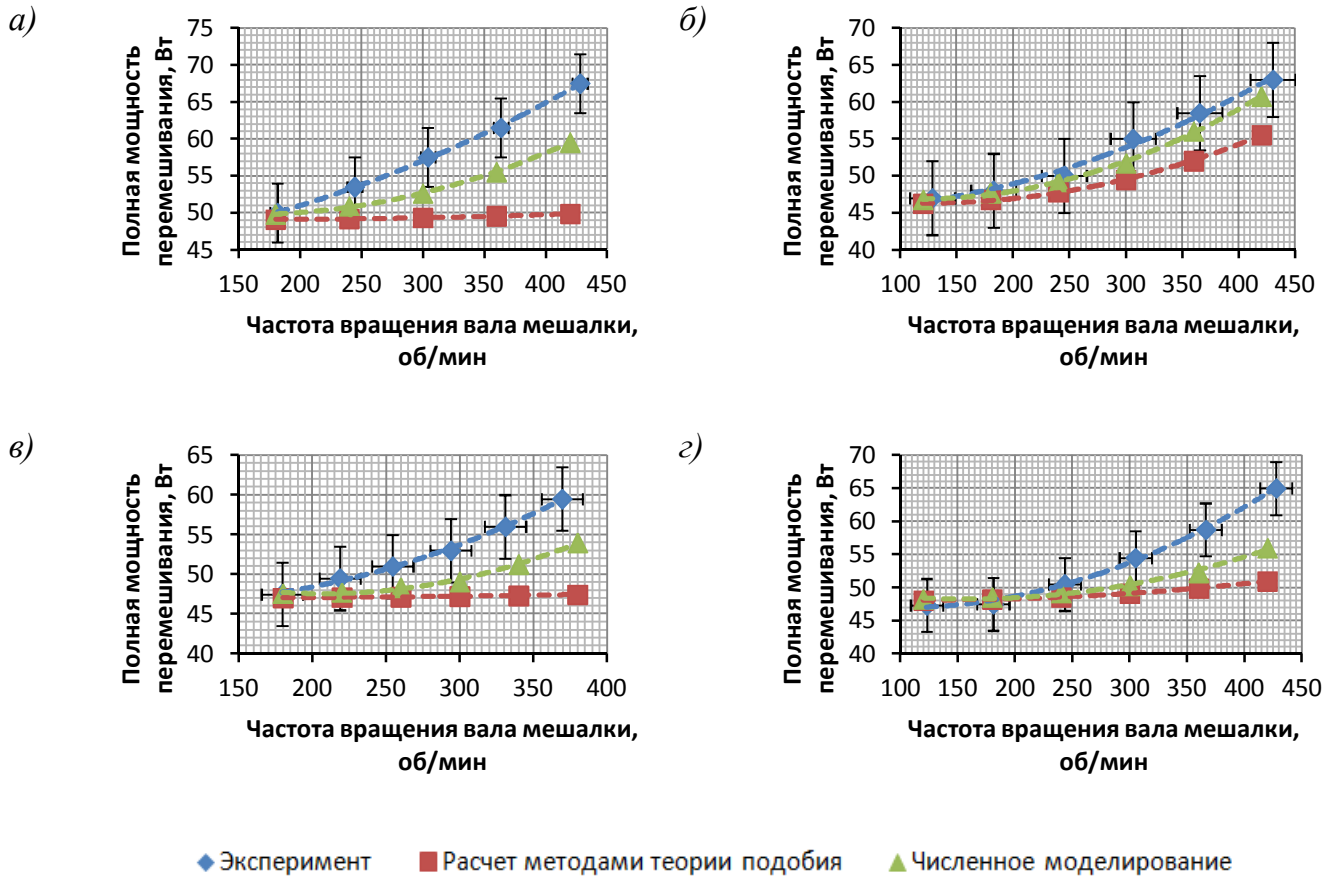


Рисунок 6.2 – Энергетические характеристики мешалок, полученные экспериментально, расчетом методами теории подобия и по разработанной методике на основе результатов численного моделирования: а) рамной, б) лопастной, в) пропеллерной, г) ленточной

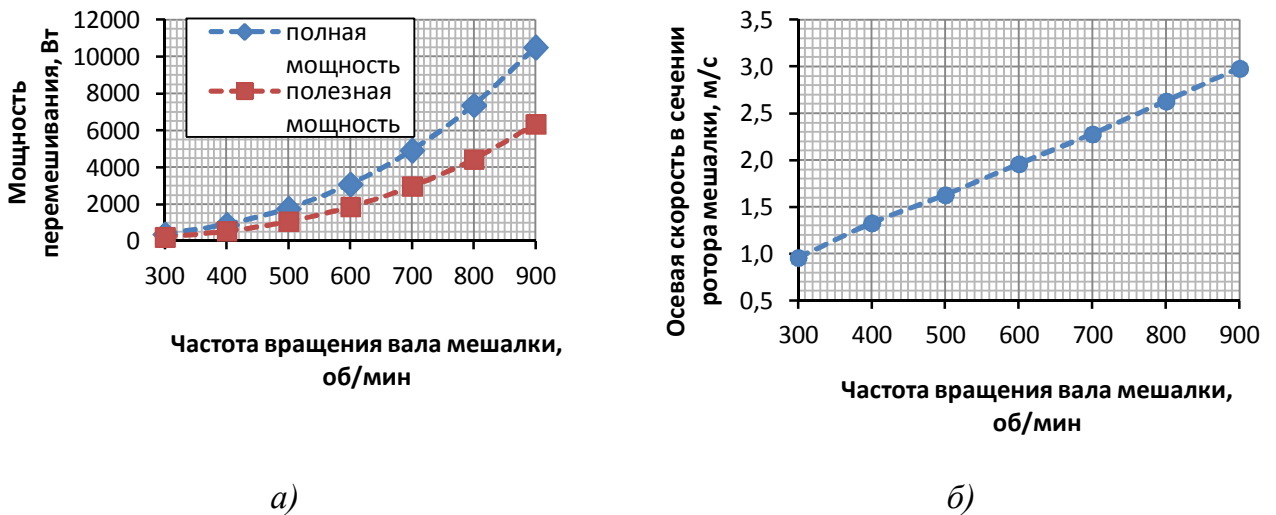


Рисунок 6.3 – Зависимости технических характеристик двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства от частоты вращения вала мешалки:

а) мощность перемешивания, б) осевая скорость в сечении ротора мешалки

6.3.2 Гидродинамика перемешивания

6.3.2.1 Структура потоков технологических растворов

На рисунках 6.4, 6.5 в контурном и векторном видах представлены распределения скоростей в емкости приема азотнокислых растворов урана с дополнительным механическим перемешиванием при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны. Установка двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства позволяет ликвидировать застойную зону между эжекторами №№ 2, 4 за счет формирования в емкости осевых мезовихрей с восходящим движением потоков вдоль вала мешалки и нисходящим движением вдоль стенки емкости. В радиальном сечении емкости формируется смещенный в сторону эжектора № 4 тангенциальный макровихрь. Скорость течения в емкости с дополнительным струйным перемешиванием соответствует скорости течения в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием.

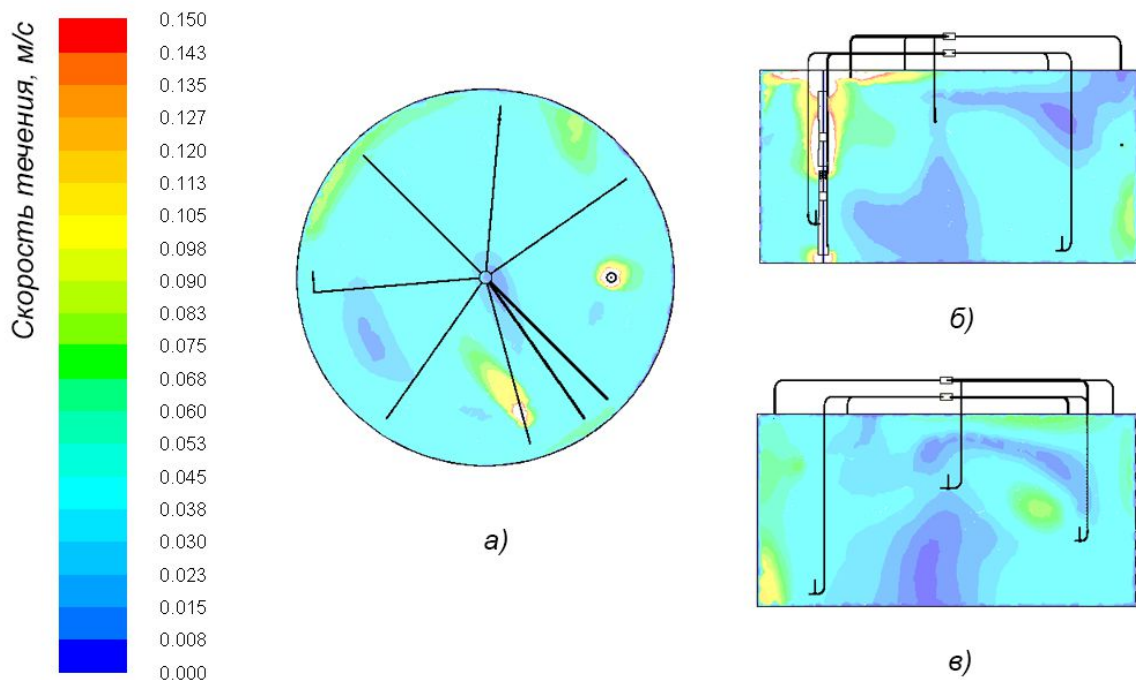


Рисунок 6.4 – Поле скоростей в емкостях с дополнительным механическим перемешиванием при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны: а) на расстоянии 2250 мм от дна емкости; в осевых сечениях: б) проходящем через вал мешалки; в) перпендикулярном осевому сечению, проходящему через вал мешалки

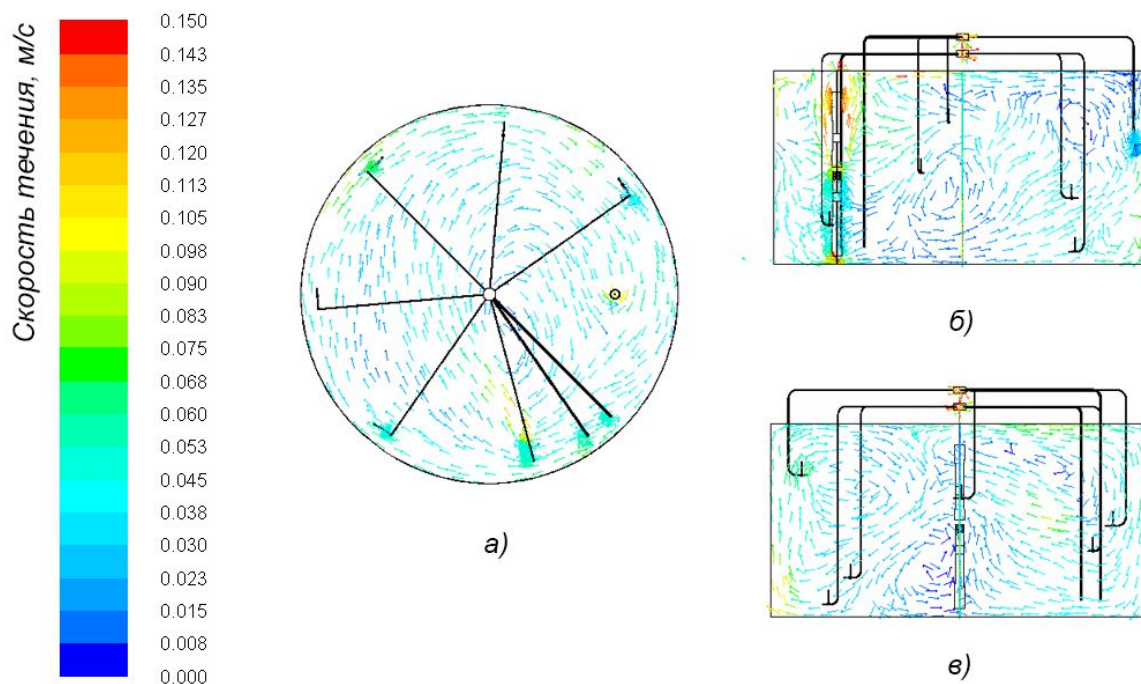


Рисунок 6.5 – Поле скоростей в емкостях с дополнительным механическим перемешиванием при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны: а) на расстоянии 2250 мм от дна емкости; в осевых сечениях: б) проходящем через вал мешалки; в) перпендикулярном осевому сечению, проходящему через вал мешалки

6.3.2.2 Неравномерность распределения контрольного компонента

На рисунке 6.6 показаны распределения объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) в емкостях с дополнительным механическим перемешиванием при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны. Распределения объемной доли контрольного компонента приведены для времени перемешивания 10 ч (рисунок 6.6, а) и 20 ч (рисунок 6.6, б).

На рисунке 6.7 представлены зависимости неусредненности объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) от времени перемешивания в емкостях с существующей и модернизированными системами перемешивания.

На рисунке 6.8. представлены зависимости неусредненности объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) от времени перемешивания при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в существующий люк. Зависимости, представленные на рисунке 6.8, получены в результате предварительных исследований [25].

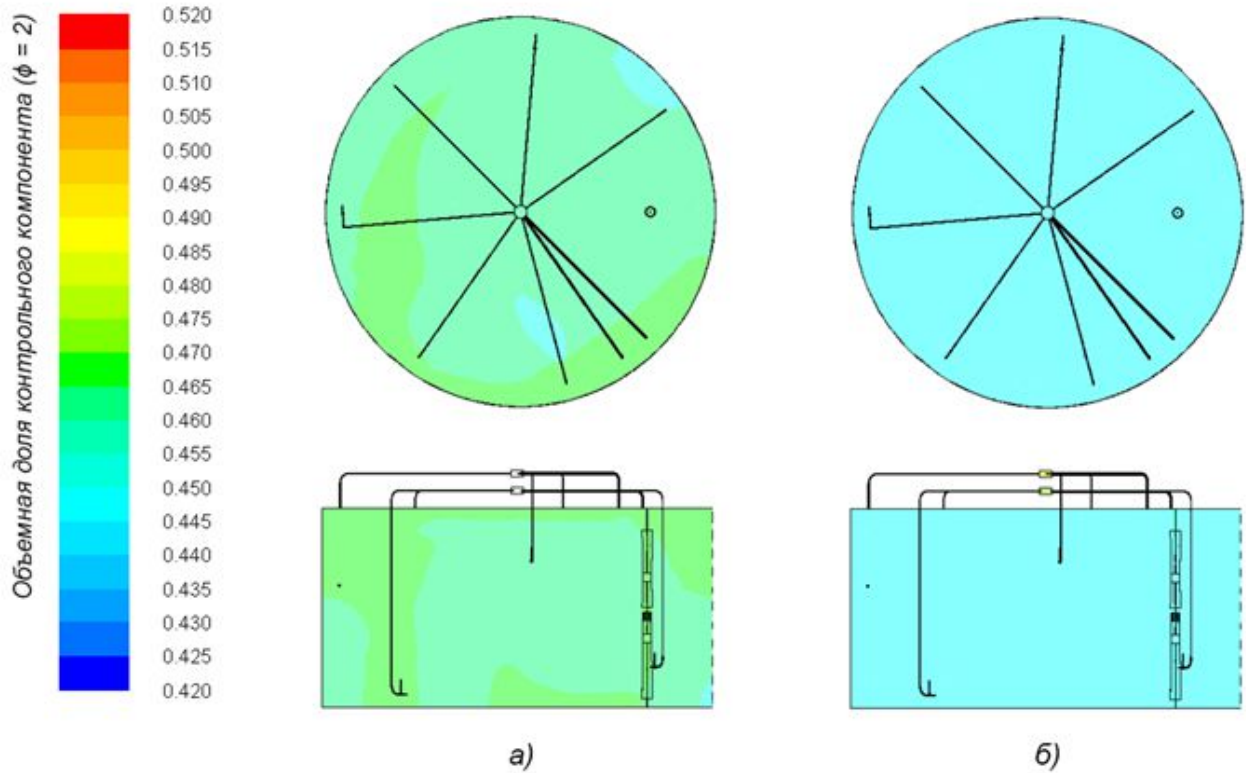


Рисунок 6.6 – Распределение объемной доли контрольного компонента в сечении на расстоянии 2250 мм от дна емкости и в радиальном сечении, проходящем через вал мешалки: а) через 10 ч перемешивания; б) через 20 ч перемешивания

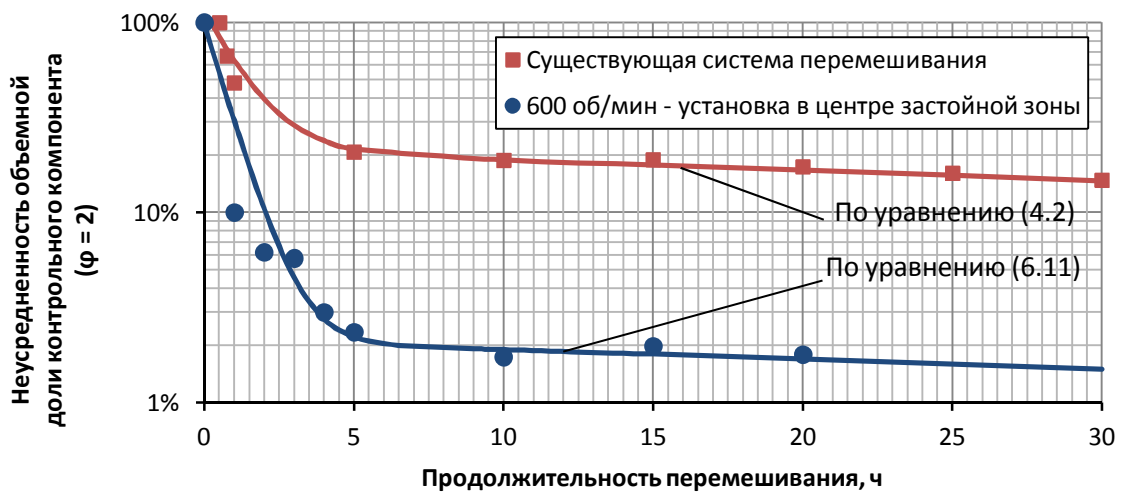


Рисунок 6.7 – Зависимость расчетной максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента ($\phi = 2$) от продолжительности перемешивания в емкости с дополнительным механическим перемешиванием при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны

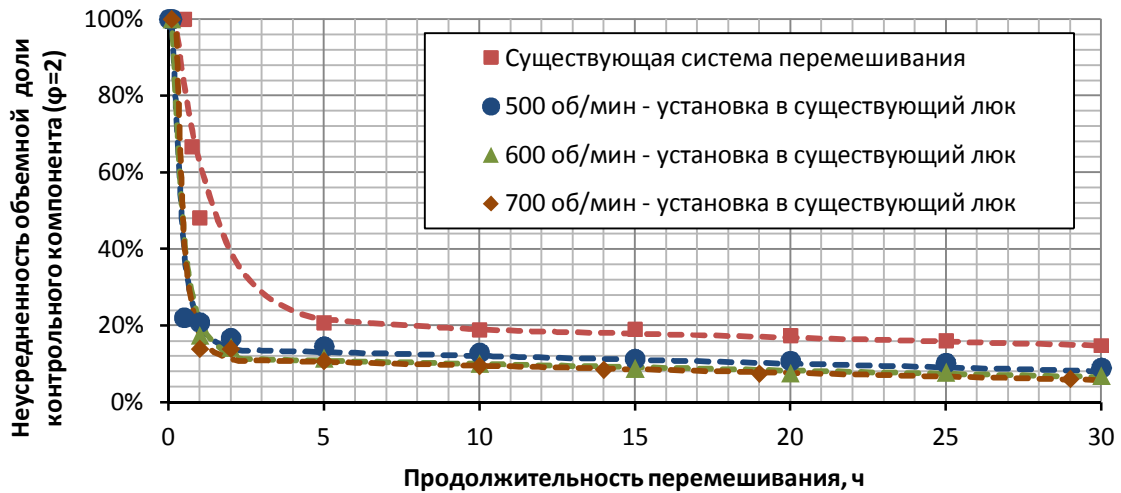


Рисунок 6.8 – Зависимость расчетной максимальной неусредненности объемной доли контрольного компонента ($\varphi = 2$) от продолжительности перемешивания в емкости с дополнительным механическим перемешиванием при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в существующий люк

Размещение осевого перемешивающего устройства в существующий люк не приводит к интенсификации перемешивания во всем объеме емкости прима. Однако результаты предварительных исследований показывают, что зависимости неусредненности объемной доли контрольного компонента при рассмотренных частотах вращения ротора 500 – 700 об/мин отличаются в пределах погрешности численного расчета. В связи с этим оптимальная частота вращения вала двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства составляет 500 – 600 об/мин. Полные затраты мощности на перемешивание составляют, таким образом, 2 – 3 кВт.

Неусредненность объемной доли контрольного компонента при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны быстро снижается и достигает значений, соответствующих установившемуся режиму в емкости с существующей системой перемешивания всего за 1,5 – 2 ч. Через 5 ч перемешивания неусредненность объемной доли контрольного компонента достигает 1 % и далее снижается незначительно.

Через 10 ч расхождение значений объемной доли контрольного компонента не превышает 2 %. Через 20 ч перемешивания поле объемной доли контрольного компонента практически однородно, расхождение значений объемной доли не превышает 0,5 %.

Аппроксимирующее уравнение, описывающее зависимость неусредненности объемной доли контрольного компонента от времени перемешивания при установке двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны t , ч, имеет вид:

$$\Delta\alpha_{max} = 0,021 - 0,0002t + 0,958e^{-1,215t}. \quad (6.11)$$

В дальнейших исследованиях по определению распределений концентраций урана, плутония, азотной кислоты и массовой доли ^{235}U рассматривался только вариант установки двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства в центре застойной зоны.

6.3.3 Технологические характеристики азотнокислых растворов урана

6.3.3.1 Концентрация урана

На рисунке 6.9 представлено распределение концентраций урана в емкости с дополнительным механическим перемешиванием. На рисунках 6.10, 6.11 показаны соответственно зависимости максимальной и минимальной концентрации урана и неусредненности концентрации урана в объеме емкости с дополнительным механическим перемешиванием от времени перемешивания.

Максимальная концентрация урана в емкости с дополнительным механическим перемешиванием за 5 ч перемешивания снижается с 104,7 до 97,4 г/л и далее продолжает плавное снижение до 97,3 г/л. После 12 ч перемешивания максимальная концентрация урана в емкости практически не меняется. Минимальная концентрация урана за первые 5 ч подготовки к упариванию повышается с 89,3 до установившегося значения 97,3 г/л. Таким образом, в растворе, передающемся на упаривание, максимальная разность концентраций урана не превышает 0,1 г/л.

Неусредненность концентрации урана через 12 ч перемешивания достигает значения 2,1 % и в дальнейшем практически не изменяется.

Аппроксимирующая функция, описывающая зависимость неусредненности концентрации урана от продолжительности перемешивания t , ч, имеет вид:

$$\Delta U_{max} = 0,0065 + 0,0786e^{-2,538t}. \quad (6.12)$$

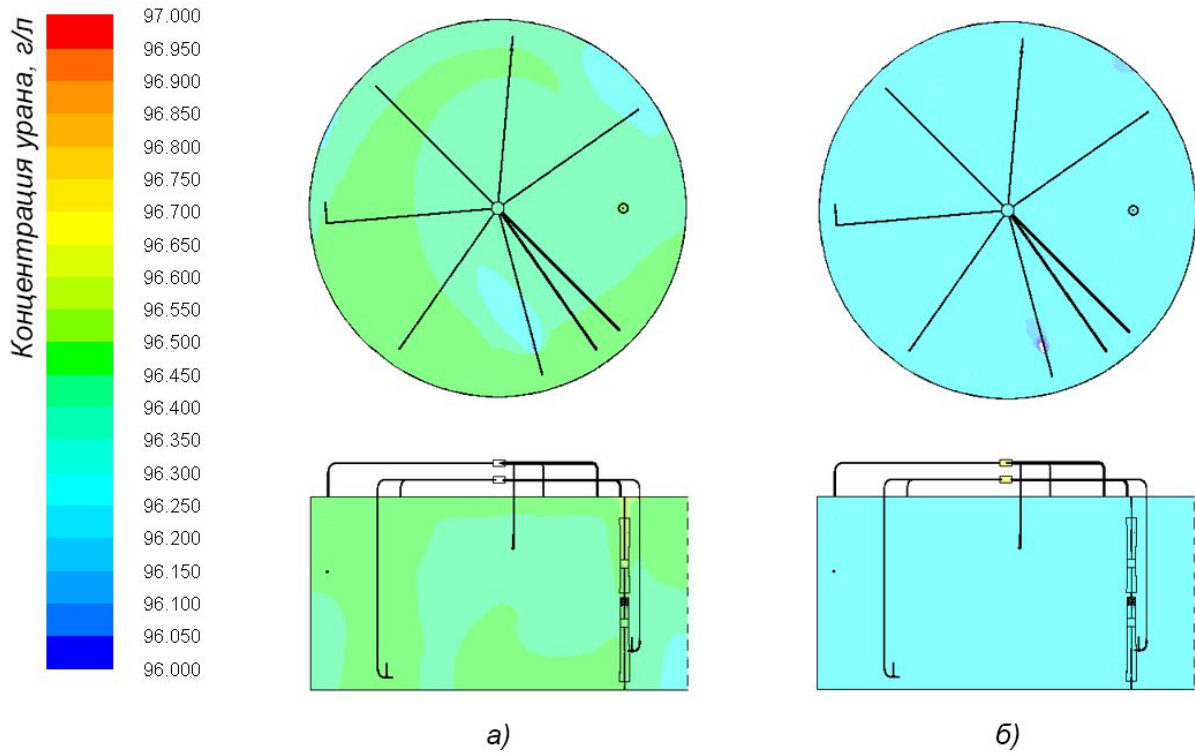


Рисунок 6.9 – Распределение концентрации урана в емкости с дополнительным механическим перемешиванием в сечении на расстоянии 2250 мм от дна емкости и в радиальном сечении, проходящем через вал мешалки: а) через 10 ч перемешивания; б) через 20 ч перемешивания

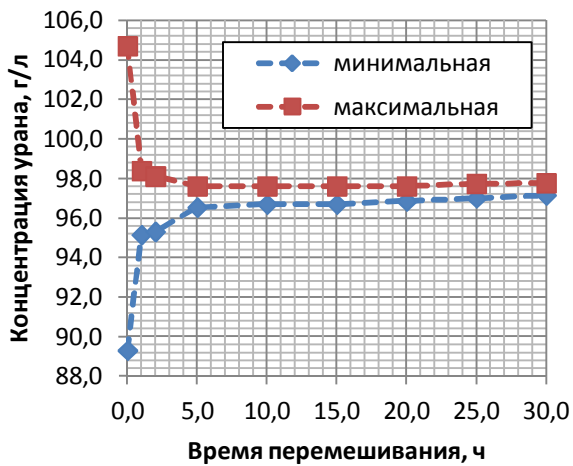


Рисунок 6.10 – Зависимости максимальной и минимальной концентрации урана от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

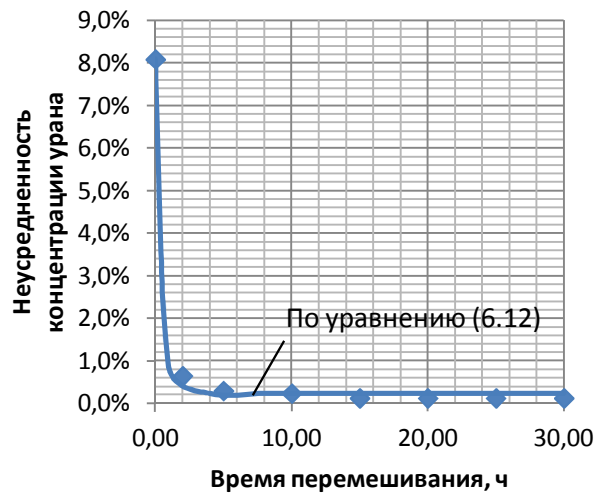


Рисунок 6.11 – Зависимость максимальной неусредненности концентрации урана от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

6.3.3.2 Концентрация плутония

На рисунках 6.12, 6.13, 6.14 представлены соответственно распределения концентраций плутония в объеме емкости приема и зависимости максимальной и минимальной концентрации плутония и неусредненности концентрации плутония от времени перемешивания в емкости с дополнительным механическим перемешиванием.

Максимальная разность концентраций плутония в установившемся режиме составляет не более 0,7 мкг/л. Неусредненность концентрации плутония, соответствующая конечной, при использовании существующей системы перемешивания, достигается менее чем за 5 ч перемешивания. После 15 – 16 ч подготовки к упариванию максимальная разность концентраций и неусредненность концентрации плутония в емкости приема практически не изменяются.

Аппроксимирующая функция, описывающая зависимость неусредненности концентрации плутония от продолжительности перемешивания, имеет вид:

$$\Delta Pu_{max} = 0,0236 + 0,368e^{-1,380t}, \quad (6.13)$$

где t – продолжительность перемешивания, ч.

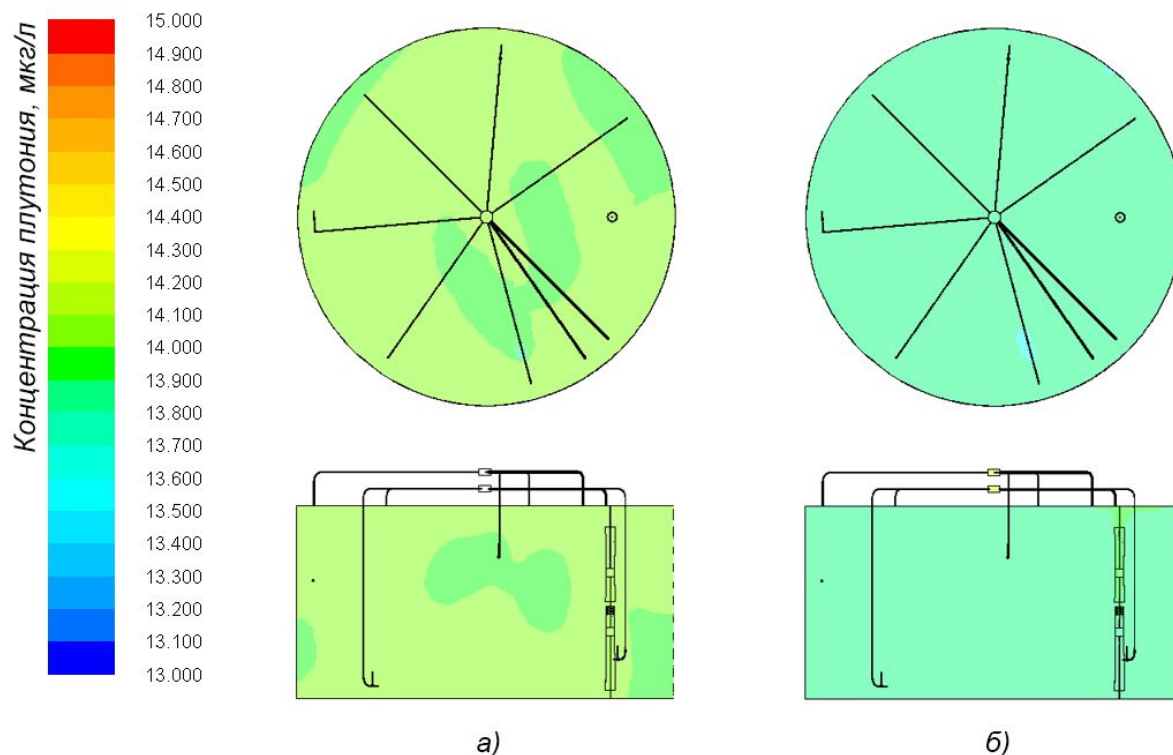


Рисунок 6.12 – Распределение концентрации плутония в емкости с дополнительным механическим перемешиванием в сечении на расстоянии 2250 мм от дна емкости и в радиальном сечении, проходящем через вал мешалки: а) через 10 ч перемешивания; б) через 20 ч перемешивания

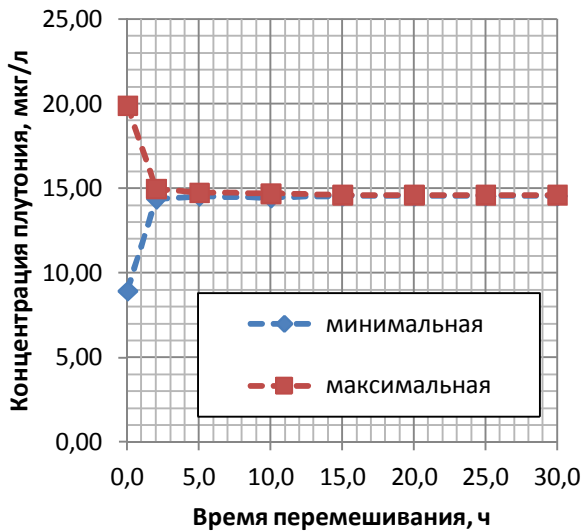


Рисунок 6.13 – Зависимости максимальной и минимальной концентрации плутония от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

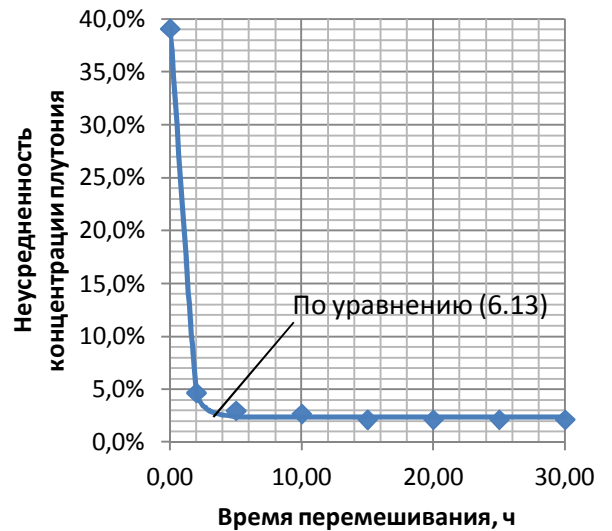


Рисунок 6.14 – Зависимость максимальной неусредненности концентрации плутония от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

6.3.3.3 Концентрация азотной кислоты

На рисунках 5.15, 5.16, 5.17 показаны поля концентраций азотной кислоты и зависимости максимальной и минимальной концентрации азотной кислоты и неусредненности концентрации азотной кислоты в объеме емкости приема азотнокислых растворов урана от времени перемешивания в емкости приема азотнокислых растворов урана с дополнительным механическим перемешиванием.

Максимальная концентрация азотной кислоты за 8 ч подготовки к упариванию снижается до 10,8 г/л и существенно не меняется. Минимальная концентрация азотной кислоты через 5 ч снижается с 14,6 до 11,0 г/л и далее продолжает медленно снижаться, достигая установившегося значения 10,9 г/л через 10 ч.

В технологическом растворе, передающемся на упаривание, максимальная разность концентраций азотной кислоты не превышает 0,1 г/л, что соответствует 2 % неусредненности.

Аппроксимирующая функция, описывающая зависимость неусредненности концентрации урана от продолжительности перемешивания t , ч, имеет вид:

$$\Delta HNO_{3_{max}} = 0,0247 + 0,3431e^{-2,492t} \quad (6.14)$$

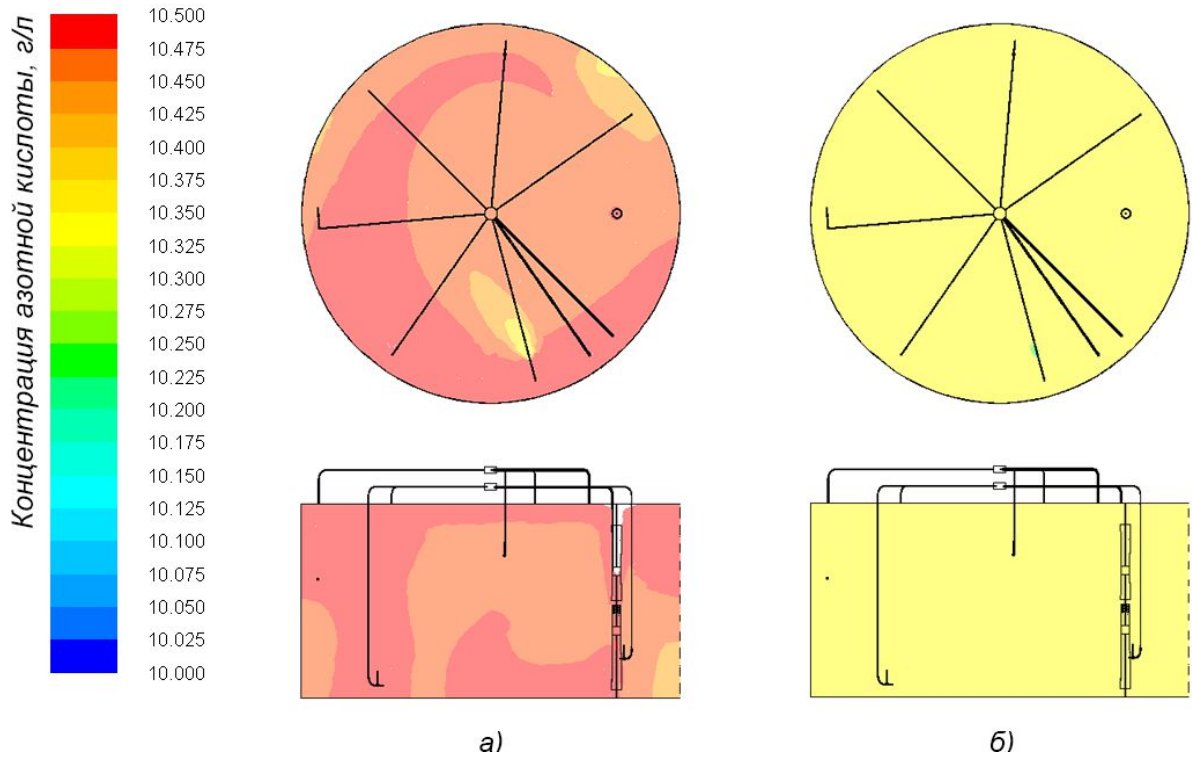


Рисунок 6.15 – Распределение концентрации азотной кислоты в емкости с дополнительным механическим перемешиванием в сечении на расстоянии 2250 мм от дна емкости и в радиальном сечении, проходящем через вал мешалки: *а)* через 10 ч перемешивания; *б)* через 20 ч перемешивания

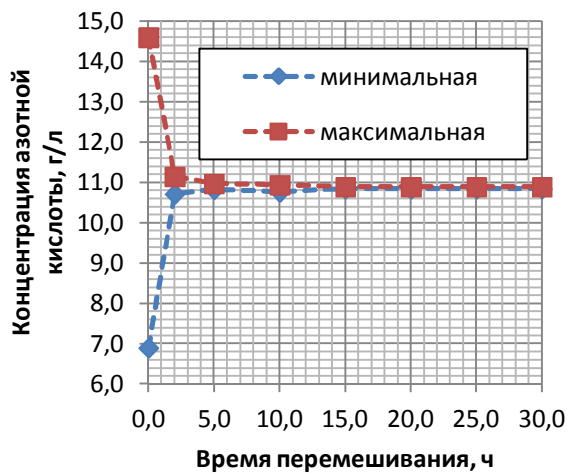


Рисунок 6.16 – Зависимости максимальной и минимальной концентрации азотной кислоты от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

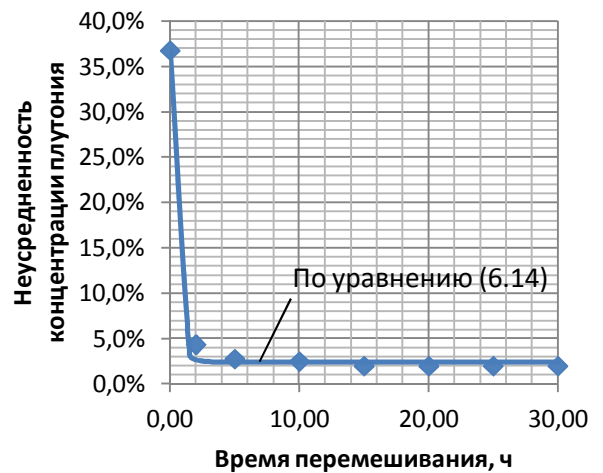


Рисунок 6.17 – Зависимость максимальной неусредненности концентрации азотной кислоты от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

6.3.3.4 Массовая доля ^{235}U

На рисунке 6.18 представлены поля массовой доли ^{235}U в емкости с дополнительным механическим перемешиванием. На рисунке 6.19 приведены зависимости максимальной и минимальной массовой доли ^{235}U в объеме емкости с дополнительным механическим перемешиванием от времени перемешивания. На рисунке 6.20 показан график зависимости неусредненности массовой доли ^{235}U от времени перемешивания в емкости с дополнительным механическим перемешиванием.

Минимальная разность максимальной и минимальной массовых долей ^{235}U достигается за 15 ч подготовки к упариванию и составляет 0,002 %, что в абсолютном выражении соответствует 194 мг/л.

Аппроксимирующая функция, описывающая зависимость неусредненности концентрации урана от продолжительности перемешивания t , ч, имеет вид:

$$\Delta^{235}\text{U}_{max} = 0,0071 + 0,0954e^{-2,525t}. \quad (6.15)$$

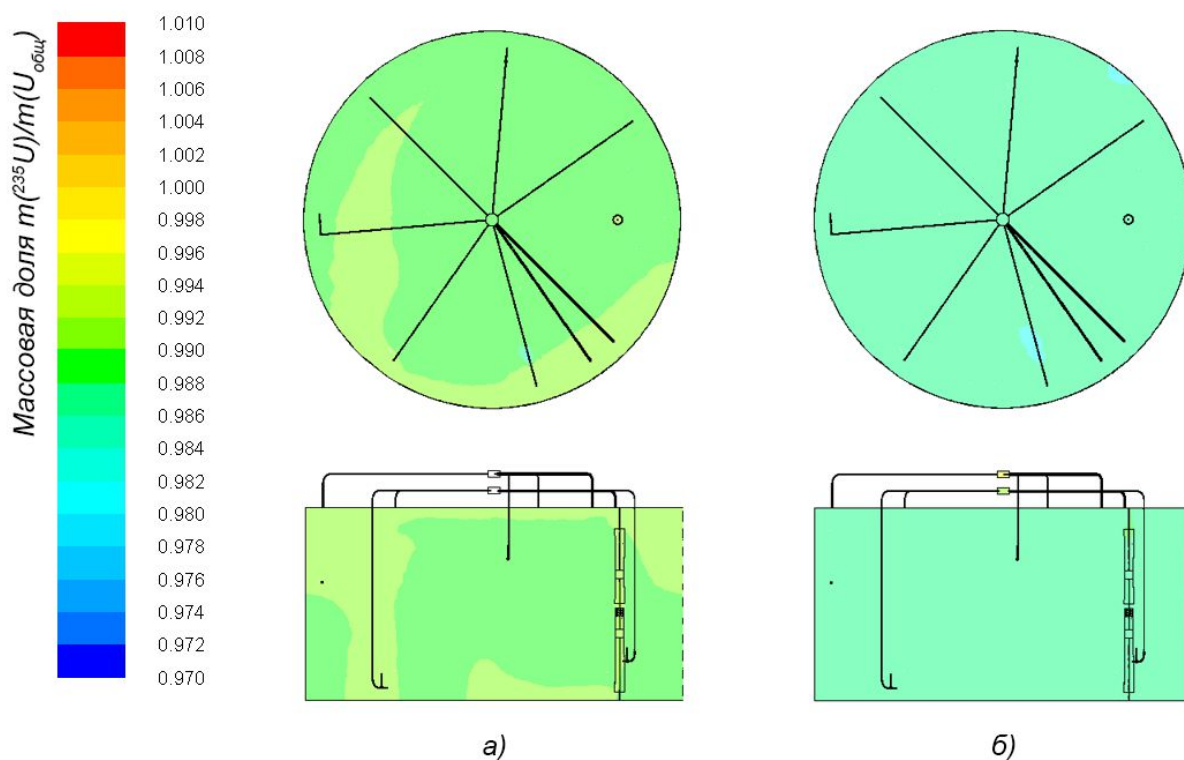


Рисунок 6.18 – Распределение массовой доли ^{235}U в емкости с дополнительным механическим перемешиванием в сечении на расстоянии 2250 мм от дна емкости и в радиальном сечении, проходящем через вал мешалки: а) через 10 ч перемешивания; б) через 20 ч перемешивания

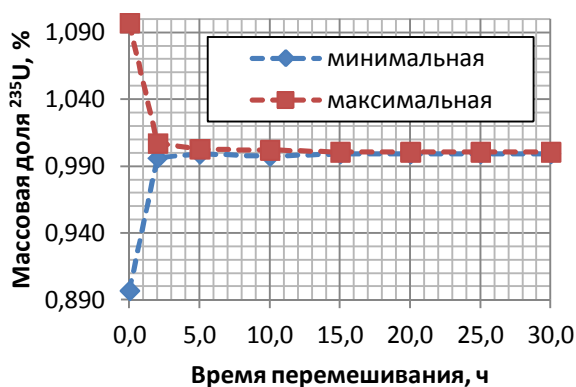


Рисунок 6.19 – Зависимости максимальной и минимальной массовой доли ^{235}U от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

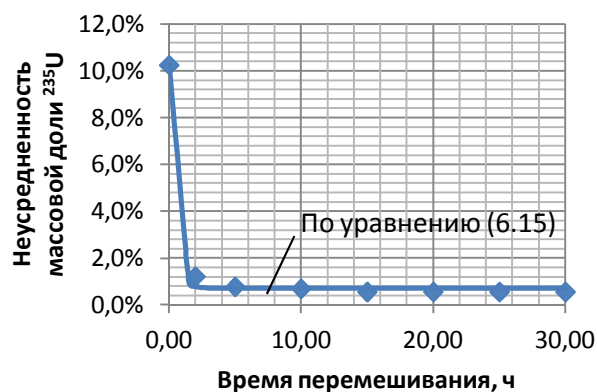


Рисунок 6.20 – Зависимость максимальной неусредненности массовой доли ^{235}U от времени перемешивания в емкости с механическим перемешиванием

6.4 Оценка эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях с дополнительным механическим перемешиванием

Оценку эффективности перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана с дополнительным механическим перемешиванием осуществляли по критериям, представленным в разделе 3.7.

1. Установившиеся неусредненности основных технологических параметров азотнокислых растворов урана составляют: по концентрации урана с учетом всех изотопов – 0,1 %; по концентрации плутония – 2,1 %; по концентрации азотной кислоты – 2 %; по массовой доле ^{235}U – 0,6 %.

2. Продолжительность перемешивания до достижения значений неусредненностей технологических характеристик, соответствующих 25 ч перемешивания в емкости с существующей системой перемешивания, составляет менее 5 ч. Максимальное усреднение химического состава азотнокислых растворов урана достигается за 16 – 18 ч.

3. Общие затраты мощности на перемешивание составляют 15 ч, из них: на питание погружных насосов системы струйного перемешивания – 12 кВт; на питание привода двухъярусного осевого механического перемешивающего устройства – 3 кВт.

4. При использовании дополнительного механического перемешивания на упаривание передается:

- по количественному критерию $v_{avg \pm 2,5\%}$ (рисунок 6.21, а): 99,7 % от общего объема технологического раствора в емкости, усредненного по концентрации урана (общ.); 97,7 % – по плутонию; 97,8 % – по азотной кислоте; 99,3 % – по массовой доле ^{235}U ;
- по количественному критерию $v_{avg \pm 0,5\%}$ (рисунок 6.21, б): 98,6 % от общего объема технологического раствора в емкости, усредненного по концентрации урана (общ.); 96,6 % – по плутонию; 96,7 % – по азотной кислоте; 98,1 % – по массовой доле ^{235}U .

Следует отметить, что для емкости с дополнительным механическим перемешиванием доли объема раствора, предающегося на упаривание, отвечающее требованиям критериев $v_{avg \pm 2,5\%}$ и $v_{avg \pm 0,5\%}$, отличаются мене чем на 1,2 % (для дополнительного струйного перемешивания – 3 – 5 %, для существующей системы перемешивания – 25 %).

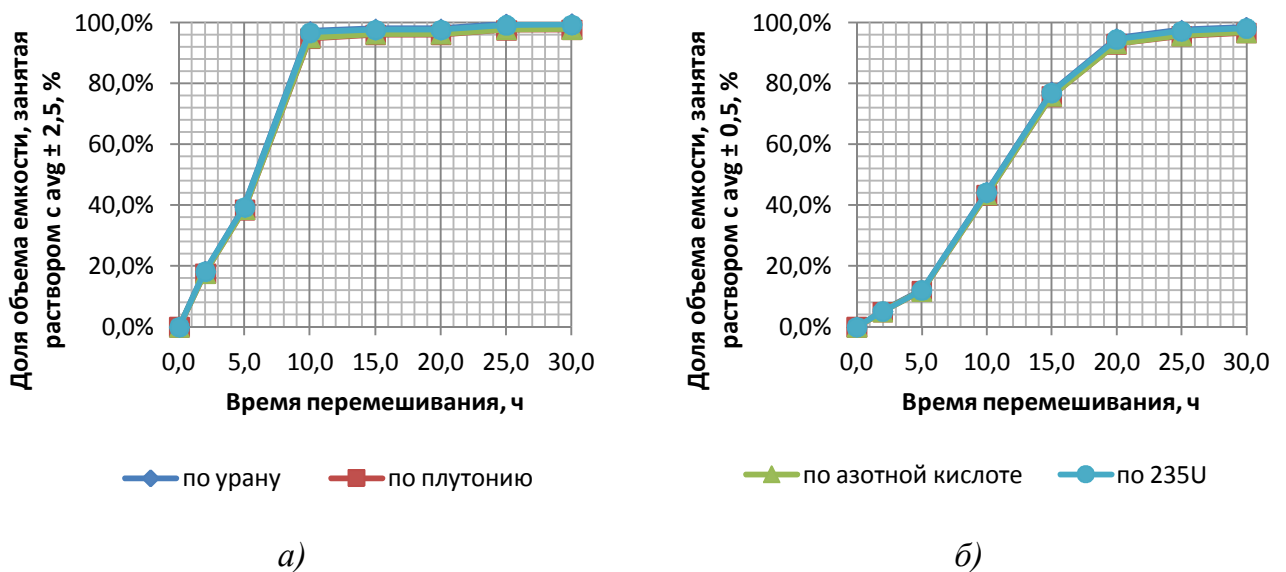


Рисунок 6.21 – Доля объема раствора, выдающегося на упаривание, имеющего усредненный химический состав по критериям а) $v_{avg \pm 2,5\%}$ и б) $v_{avg \pm 0,5\%}$

6.5 Выводы по главе

1. Разработана конструкция двухъярусного осевого механического устройства. Получены основные технические характеристики разработанного механического устройства. Определен оптимальный режим работы разработанного перемешивающего устройства в емкости приема азотнокислых растворов урана. Оптимальная частота

вращения роторов двухъярусного осевого механического устройства составляет 500 – 600 об/мин. При этом полные затраты мощности на механическое перемешивание составляют 2 – 3 кВт.

2. Разработана методика расчета мощности механического перемешивания на основе результатов численного расчета. Выполнена проверка адекватности разработанной методики на основе экспериментальных данных. Установлено, что погрешность методики составляет не более 16 %.

3. Установлено, что организация дополнительного механического перемешивания в центре застойной зоны в секторе эжекторов №№ 2, 4 приводит к ликвидации застойной зоны за счет формирования в емкости местной осевой циркуляции и тангенциальной циркуляции во всем объеме емкости.

4. Установлено, что организация дополнительного механического перемешивания позволяет сократить время подготовки технологических растворов к упариванию до достижения значений технологических характеристик, соответствующих 25 ч подготовки в емкостях с существующими системами перемешивания, на 11 – 12 ч.

5. Показано, что при продолжительности подготовки технологических растворов к упариванию 17 – 20 ч при использовании дополнительного механического перемешивания неусредненность основных технологических параметров снижается: по урану в общем – с 1,7 до 0,1 %; по плутонию – с 10,0 до 2,1 %; по азотной кислоте – с 9,4 до 2,0 %; по ^{235}U – с 2,0 до 0,6 %.

6. Показано, что применение дополнительного с механического перемешивания позволяет увеличить количество раствора усредненного химического состава, передающегося на получение до плава нитрата уранила, с 88 до 97 % по критерию $\text{avg}_{\pm 2,5\%}$ и с 66 до 96 % по критерию $\text{avg}_{\pm 0,5\%}$.

7. Разработаны графические материалы для количественной оценки качества усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию в емкостях с дополнительным механическим перемешиванием.

8. Разработана регрессионная математическая модель, описывающая зависимости неусредненностей объемной доли контрольного компонента (6.11), концентраций урана (6.12), плутония (6.13), азотной кислоты (6.14), массовой доли ^{235}U по отношению к общей массе урана (6.15) от продолжительности перемешивания в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Модернизирована математическая модель многокомпонентных течений (модель смеси, mixture model). Модель многокомпонентных течений дополнена разработанными неявными моделями центробежных насосов и методикой расчета концентраций урана, плутония, азотной кислоты, массовой доли ^{235}U на основе результатов численного моделирования методом конечных элементов.

2. На основании результатов экспериментальных исследований показано, что погрешность численного расчета по модернизированной математической модели составляет не более 8 – 12 %.

3. На основании результатов исследований процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях приема:

- установлены причины недостаточной эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана при их подготовке к упариванию;
- получены распределения основных технологических параметров азотнокислых растворов урана в объеме емкости приема и зависимости неусредненностей основных технологических параметров от времени перемешивания;
- установлено, что продолжительность подготовки технологических растворов к упариванию лимитируется временем усреднения концентраций азотной кислоты и плутония в объеме емкости приема.

4. Предложены способы и разработаны технические решения по повышению эффективности исследуемых процессов.

6. На основании результатов исследований процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях приема с дополнительным струйным перемешиванием:

- установлено, что применение дополнительного струйного перемешивания приводит к ликвидации застойной зоны за счет формирования в емкости тангенциальных потоков макромасштаба;
- получены распределения основных технологических параметров азотнокислых растворов урана в объеме емкости приема и зависимости неусредненностей основных технологических параметров от времени перемешивания в емкостях с дополнительным струйным перемешиванием;

- установлено, что применение дополнительного струйного перемешивания позволяет сократить продолжительность подготовки к упариванию на 8-9 ч или увеличить долю раствора усредненного химического составляет по критерию $v_{\text{avg}\pm 0,5\%}$ – с 65,7 до 92,3 %, по критерию $v_{\text{avg}\pm 2,5\%}$ – с 91,6 до 96,7 %.

7. На основании результатов исследований процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана в емкостях приема с дополнительным механическим перемешиванием:

- установлено, что применение дополнительного струйного перемешивания приводит к ликвидации застойной зоны за счет формирования в емкости тангенциальных потоков макромасштаба и осевых потоков мезомасштаба;
- получены распределения основных технологических параметров азотнокислых растворов урана в объеме емкости приема и зависимости неусредненностей основных технологических параметров от времени перемешивания в емкостях с дополнительным механическим перемешиванием;
- установлено, что применение дополнительного механического перемешивания позволяет сократить продолжительность подготовки к упариванию на 11 – 12 ч или увеличить долю раствора усредненного химического по критерию $v_{\text{avg}\pm 0,5\%}$ – с 65,7 до 96,6 %, по критерию $v_{\text{avg}\pm 2,5\%}$ – с 91,6 до 97,7 %.

8. Разработаны регрессионные модели и графические материалы, описывающие зависимости доли раствора усредненного химического состава, минимальных и максимальных значений и неусредненностей концентраций урана, плутония, азотной кислоты и массовой доли ^{235}U от продолжительности подготовки к упариванию. Разработанные стохастические модели и графические материалы могут быть использованы в инженерных расчетах в производственных условиях и при проектировании оборудования.

Перспективы дальнейшей разработки темы исследования. Дальнейшая интенсификация процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана связана со снижением времени подготовки технологических растворов к упариванию, снижением затрат электроэнергии на перемешивание и повышением химической и радиохимической однородности технологических растворов. Реализация данных задач возможна за счет:

- совершенствования применяемой техники струйного и механического перемешивания – снижения гидравлического сопротивления эжекторов и роторов мешалок, интенсификации турбулизации смешивающихся потоков;
- организации предварительного перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана, совмещенного с их заполнением, как после неполного, так и после полного заполнения;
- вынесения отдельных стадий подготовки к упариванию из емкостей большого объема в аппараты проточного типа;
- организации в емкостях дополнительного осевого перемешивания, как струйного, так и механического;
- объединения контуров циркуляции струйных и механических перемешивающих устройств.

СПИСОК УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ

ФИЗИЧЕСКИЕ ВЕЛИЧИНЫ

- A - площадь сечения, м^2 ;
- d - характерный геометрический размер (гидравлический диаметр трубопровода, диаметр мешалки, выходной диаметр сопла и т. п.), м;
- g - ускорение силы тяжести, $\text{м}/\text{с}^2$;
- G_b - производство турбулентной кинетической энергии, вызванное подъемными силами и градиентом температуры, $\text{Дж}/(\text{с} \cdot \text{м}^3)$;
- G_k - производство турбулентной кинетической энергии, вызванное градиентами осредненного потока, $\text{Дж}/(\text{с} \cdot \text{м}^3)$;
- k - удельная турбулентная кинетическая энергия, $\text{Дж}/\text{кг}$;
- \dot{m} - массовый поток, $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$;
- M^* - удельный крутящий момент, $\text{Н} \cdot \text{м}/\text{м}^2$;
- N - мощность, Вт;
- n - количество компонентов смеси (модельных фаз);
частота вращения вала мешалки, об/мин, рад/с, об/с;
- n_n - количество контрольных точек в объеме перемешивания;
- p - давление, Па;
напор, Па;
- Δp - гидравлическое сопротивление, Па;
- Q - объемный расход, $\text{м}^3/\text{с}$, $\text{м}^3/\text{ч}$;
- r - плечо момента, м;
- S - модуль тензора вязких напряжений, $1/\text{с}$;
поверхность, м^2 ;
- S_{ij} - тензор вязких напряжений, $1/\text{с}$;
- S_m - источник количества движения, $\text{Н}/\text{м}^3$;
- S_θ - источник объемной концентрации растворенного компонента, отнесенный к плотности потока ($\text{мл}/\text{м}^3$)/($\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{с}$); ($\text{г}/\text{л}$)/($\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{с}$) и т. п.;
- t - время, с;

- u - скорость течения, мгновенная скорость, м/с;
- \bar{u} - среднемассовая скорость течения, м/с;
- u' - пульсационная скорость течения, м/с;
- X - контролируемый параметр перемешиваемой среды: концентрация компонента (г/л, моль/л), объемная доля компонента, массовая доля компонента и т. п.
- ΔX - относительное отклонение контролируемого параметра от среднего значения по объему перемешивания, %;
- x - координата, м;
- α - объемная доля компонента смеси (модельной фазы);
- Γ - массовый коэффициент диффузии, кг/(м·с);
- δ_{ij} - метрический тензор в декартовых координатах;
- ε - скорость диссипации удельной турбулентной кинетической энергии, Дж/(кг·с);
- ζ - коэффициент гидравлического сопротивления;
- η - коэффициент полезного действия;
- θ - скаляр, описывающий объемную концентрацию растворенного компонента, мл/м³; г/л, кг/м³;
- μ_t - турбулентная вязкость, Па·с;
- μ - вязкость, Па·с;
- ρ - плотность, кг/м³;
- ω - угловая скорость вращения вала мешалки, рад/с.

ИНДЕКСЫ

- avg - индекс, соответствующий средним значениям физических величин в объеме перемешивания;
- dr - индекс дрейфовых скоростей;
- i - индекс контрольной точки объема перемешивания;
индекс суммирования;
индекс продольного направления течения;
- j - индекс поперечного направления течения;

- m - индекс величин, относящихся к смеси;
- max - индекс, соответствующий максимальным значениям физических величин в объеме перемешивания;
- min - индекс, соответствующий минимальным значениям физических величин в объеме перемешивания;
- $node$ - индекс узла расчетной сетки;
- φ - индекс величин, относящихся к компоненту смеси (модельной фазе);
- n - величины, относящиеся к насосам;
- привода - величины, относящиеся к приводу мешалки;
- полезн - величины, не учитывающие потери мощности и энергии;
- сети - величины, относящиеся к сети насоса.

МОДЕЛЬНЫЕ КОНСТАНТЫ

- $\sigma_\varepsilon = 1,3$ - модельная константа стандартной k - ε модели турбулентных пульсаций;
- $\sigma_k = 1,0$ - модельная константа стандартной k - ε модели турбулентных пульсаций;
- a, b, c - параметры уравнения, аппроксимирующего характеристику центробежного насоса;
- $C_\mu = 0,09$ - модельная константа стандартной k - ε модели турбулентных пульсаций;
- $C_{1\varepsilon} = 1,44$ - модельная константа стандартной k - ε модели турбулентных пульсаций;
- $C_{2\varepsilon} = 1,92$ - модельная константа стандартной k - ε модели турбулентных пульсаций;
- $C_{3\varepsilon} = 0,09$ - модельная константа стандартной k - ε модели турбулентных пульсаций;
- l_n - длина зоны модельного насоса, м;
- $P_{rt} = 0,85$ - турбулентное число Прандтля, модельная константа стандартной k - ε модели турбулентных пульсаций;

$\rho_э$ - плотность жидкости, на которой была получена характеристика моделируемого насоса, кг/м³.

БЕЗРАЗМЕРНЫЕ КОМПЛЕКСЫ И КРИТЕРИИ ПОДОБИЯ

- K_N - критерий мощности;
- $Eu = \frac{N}{\rho n^3 d^5}$ - критерий Эйлера для мешалок;
- $Fr = \frac{n^2 d}{g}$ - критерий Фруда для мешалок;
- $Re = \frac{nd^2 \rho}{\mu}$ - критерий Рейнольдса для мешалок;
- $Re = \frac{ud\rho}{\mu}$ - критерий Рейнольдса для сопел и трубопроводов.

АББРЕВИАТУРЫ И СОКРАЩЕНИЯ

- CFD* - англ. *Calculating Fluid Dynamics* – вычислительная гидродинамика;
- МКЭ - метод конечных элементов;
- ОТВС - отработавшая тепловыделяющая сборка;
- ОЯТ - отработавшее ядерное топливо;
- ТБФ - трибутилфосфат.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Advanced Separation Techniques for Nuclear Fuel Reprocessing and Radioactive Waste Treatment / ed. by K. L. Nash, G. J. Lumetta. – Cambridge : Woodhead Publishing Limited, 2011. – 505 p.
2. Ревенко Ю. А. Радиохимические технологии для регенерации делящихся материалов из отработавшего ядерного топлива / Ю. А. Ревенко, С. В. Подойницын, Д. Н. Колупаев. – Томск : Изд-во Томского политехнического университета, 2011. – 294 с.
3. Скачек М. А. Обращение с отработавшим ядерным топливом и радиоактивными отходами АЭС : учеб. пособие для вузов / М. А. Скачек. – М. : Издательский дом МЭИ, 2007. – 448 с.
4. Машиностроение ядерной техники. Том IV-25: в 2-х книгах. Книга 2 / П. В. Андреев, С. А. Антипов, А. И. Аржаев [и др.]; под общ. ред. Е. О. Адамова. – М. : Машиностроение, 2005. – 944 с.
5. Жерин И. И. Основы радиохимии, методы выделения и разделения радиоактивных элементов : учебное пособие / И. И. Жерин, Г. Н., Амелина. – Томск : Изд-во Томского политехнического университета, 2009. – 196 с.
6. Improving The Scientific Basis For Managing DOE's Excess Nuclear Materials and Spent Nuclear Fuel / ed. by W. H. A. Chairman. – Washington, D.C. : The National Academies Press, 2003. – 112 p.
7. Копырин А. А. Технология производства и химической переработки ядерного топлива : учеб. пособие для вузов / А. А. Копырин, А. И. Карелин, В. А. Карелин. – М. : Атомэнергоиздат, 2006. – 576 с.
8. Бекман И. Н. Ядерная индустрия : курс лекций / И. Н. Бекман. – М. : Изд-во МГУ, 2005. – 867 с.
9. Туманов Ю. Н. Электротехнологии нового поколения в производстве неорганических материалов: экология, энергосбережение, качество / Ю. Н. Туманов. – М. : ФИЗМАТЛИТ, 2013. – 816 с.
10. Туманов Ю. Н. Плазменные и высокочастотные процессы получения и обработки материалов в ядерном топливном цикле: настоящее и будущее / Ю. Н. Туманов. – М. : ФИЗМАТЛИТ, 2003. – 760 с.

11. Справочник по ядерной энерготехнологии / Ф. Ран, А. Адамантиадес, Дж. Кентон, Ч. Браун; пер. с англ. под ред. В. А. Легаосва. – М. : Энергоатомиздат, 1989. – 752 с.
12. Advanced in Uranium Refining and Conversion: Proceedings of a Technical Committee Meeting on Advances in Uranium Refining and Conversion. – Vienna : International Atomic Energy Agency, 1986. – 278 p.
13. Behavior Of Tributyl Phosphate In A-Line Processes / H. D. Harmon, M. L. Hyder, B. Tiffany, L. W. Gray, P. A. Soltys. – Jackson : Savannah River Laboratory, 1976. – 39 p.
14. Громов Б. В. Химическая технология облученного ядерного топлива : учеб. для вузов / Б. В. Громов, В. И. Савельева, В. Б. Шевченко. – М. : Энергоатомиздат, 1983. – 352 с.
15. Тураев Н. С. Химия и технология урана : учеб. пособие для вузов / Н. С. Тураев, И. И. Жерин. – М. : ЦНИИАТОМИНФОРМ, 2005. – 407 с.
16. Conversion and Blending Facility Highly Enriched Uranium to Low Enriched Uranium as Uranyl Nitrate Hexahydrate: Predecisional Draft. – Oak Ridge : Lockheed Martin Energy Systems, Inc, 1995. – 62 p.
17. Технология урана : учеб. пособие / А. А. Маслов, Г. В. Каляцкая, Г. Н. Амелина, А. Ю. Водянкин, Н. Б. Егоров. – Томск : Изд-во Томского политехнического университета, 2007. – 97 с.
18. Глаголенко Ю. В. Переработка отработавшего ядерного топлива АЭС и жидких радиоактивных отходов на ПО «Маяк» / Ю. В. Глаголенко, Е. Г. Дзекун, Г. М. Медведев // Атомная энергия. – 1997. – Т. 83. – № 6. – С. 446–452.
19. Обращение с отработавшим ядерным топливом и радиоактивными отходами в атомной энергетике : учебное пособие / Н. Н. Давиденко, К. В. Куценко, Г. В. Тихомиров, А. А. Лаврухин. – М. : МИФИ, 2007. – 136 с.
20. Development Studies on a Fluidized-Bed Process for Conversion Of U/Pu Nitrates to Oxides / S. Vogler, D. E. Grosvenor, N. M. Levitz, F. G. Teats. – Argonne : Argonne National Laboratory, 1972. – 32 p.

21. Ghosh T. K. Energy Resources and Systems. Volume 1: Fundamentals and Non-Renewable Resources / T. K. Ghosh, M. A. Prelas. – Dordrecht : Springer Science+Business Media B.V., 2009. – 776 p.
22. Гидродинамика перемешивания в емкости приема азотнокислых растворов урана / А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Никулин, С. Н. Сыромятников, С. С. Пецура, Е. С. Гребенев // Сборник докладов Международной конференции «70 лет Свердловский химмаш». – Екатеринбург : Свердловский химмаш, 2012. – С. 248-259.
23. Исследование гидродинамики перемешивания в емкостях приема азотнокислых растворов урана / А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Никулин, К. К. Корченкин. – Вопросы радиационной безопасности. – 2014. – № 3 (75). – С. 32–45.
24. Повышение эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана. Часть 1. Применение дополнительного струйного перемешивания / А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Никулин, К. К. Корченкин, А. Б. Меленьтев // Вопросы радиационной безопасности. – 2015. – № 4 (80). – С. 27–37.
25. Повышение эффективности усреднения химического состава азотнокислых растворов урана. Часть 2. Применение дополнительного механического перемешивания / А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Никулин, К. К. Корченкин, А. Б. Меленьтев // Вопросы радиационной безопасности. – 2015. – № 4 (80). – С. 238–45.
26. Processing of Uranyl Nitrate Hexahydrate (UNH) at DOE's Fernald Site-Success & Pitfalls / D. W. Luken, D. J. Rettschneider, R. P. Heck, C. A. White. – Cincinnati : FERMCO, 1996. – 11 p.
27. Fernald Preserve: 2014 Site Environmental Report. – Cincinnati, 2015. – 112 p.
28. Bakel A. J. Equipment and Method Choices for Concentration and Denitration of the Uranium Products from UREX / A. J. Bakel, G. F. Vandegrift. – Argonne : Argonne National Laboratory, 2013. – 18 p.
29. Batch Crystallization of Uranyl Nitrate / T. Chikazawa, T. Kikuchi, A. Shibata, T. Koyama, S. Homma // Journal of Nuclear Science and Technology. – Vol. 45, No. 6. – 2008. – P. 582–587.

30. Nakahara M. Separation of Uranyl Nitrate Hexahydrate Crystal from Dissolver Solution of Irradiated Fast Neutron Reactor Fuel / M. Nakahara ; ed. by Y. Mastai // *Advances in Crystallization Processes*. – Rijeka : InTech, Chapters published, 2012. – P. 383–398.
31. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками / Ф. Стренк ; пер. с польского И. А. Щупляка. – Л. : Химия, 1975. – 384 с.
32. Штербачек З. Перемешивание в химической промышленности / З. Штербачек, П. Туаск ; пер. с чешского под ред. И. С. Павлушенко – Л. : ГХИ, 1963. – 416 с.
33. Брагинский Л. Н. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета / Л. Н. Брагинский, В. И. Бегачев, В. М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
34. Основные процессы и аппараты химических технологий. В 2-х кн. Кн. 1 / под ред. Н. И. Гельперина. – М. : Химия, 1981. – 384 с.
35. Кожевников С. О. Разработка смесителя для жидких и гетерогенных сред: дис. ... канд. техн. наук: 05.02.13 / Кожевников Сергей Олегович. – Иваново, 2005. – 140 с.
36. *Mixing in the Process Industries* / ed. by A. W. Nienow, N. Harnby, M. F. Edwards. – 2nd ed. – Oxford : Butterworth-Heinemann, 1997. – 418 p.
37. Zlokarnik M. *Stirring: Theory and Practice* / M. Zlokarnik. – Weinheim : Wiley-VCH, 2001. – 362 p.
38. Tatterson G. B. *Scaleup and Desing of Industrial Mixing Processes* / G. B. Tatterson. – 2nd ed. – Greensboro : North Carolina A&T University, 2003. – 392 p.
39. Paul E. L. *Handbook of Industrial Mixing* / E. L. Paul, V. A. Atiemo-Obeng, S. M. Kresta. – Hoboken : John Wiley and sons, 2004. – 1432 p.
40. Хинце И. О. Турбулентность, ее механизмы и теория / Хинце И. О.; пер. с англ. О. В. Яковлевского ; под ред. Г. Н. Абрамовича. – М. : Государственное издательство физико-математической литературы, 1963. – 680 с.
41. Leseiur M. *Turbulence in Fluid* / M. Leseiur. – 3-rd ed.; enlarged. – Dordrecht : Kluwer Academic Publishers, 1997. – 515 p.

42. Pyatnitsky L. N. Turbulence Nature and Inverse Problem / L. N. Pyatnitsky. – Berlin : Springer, 2009. – 197 p.
43. Колмагоров А. Н. Избранные труды. Математика и механика / А. Н. Колмагоров. – М. : Наука, 1985. – 470 с.
44. Оптимизация технологических процессов с применением статических смесителей / А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Ниуклин, С. Н. Сыромятников, С. С. Пецура, Е. С. Гребенев // Сборник докладов международной научно-технической конференции «СвердНИИхиммашу – 70»; труды Свердловского научно-исследовательского института химического машиностроения. – Выпуск 19 (83). – Екатеринбург : СвердНИИхиммаш, 2012. – С. 232–247.
45. Общий курс процессов и аппаратов химических технологий : учеб. для вузов. В 2 кн. Кн. 1 / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов и др. ; под ред. В. Г. Айнштейна. – М. : Химия, 1999. – 888 с.
46. Sinnot R. K. Chemical Engineering Design / R. K. Sinnot. – 4-th ed. – Oxford : Butterworth-Heinemann, 2005. – 1054 p.
47. An experimental and computational study of the vortex shape in a partially baffled agitated vessel / J. Ph. Torre, D. F. Fletcher, Th. Lasuye, C. Xuereb // Chemical Engineering Science. – April 2007. – Vol. 62, No. 7. – P. 1915–1926.
48. Mixing in a tank stirred by a Rushton turbine at a low clearance / A. Ochieng, M. S. Onyango, A. Kumarc, K. Kiriamit, P. Musonged // Chemical Engineering and Processing. – 2008. – Vol. 47. – P. 842–851.
49. Roy S. Scalar mixing in a turbulent stirred tank with pitched blade turbine: Role of impeller speed perturbation / S. Roy, S. Acharya // Chemical Engineering Research and Design. – 2012. – Vol. 90. – P. 884–898.
50. Kumaresan T. Effect of impeller design on the flow pattern and mixing in stirred tanks / T. Kumaresan, J. B. Joshi // Chemical Engineering Journal. – 2006. – Vol. 115. – P. 173–193.
51. Mixing dynamics in uncovered unbaffled stirred tanks / A. Busciglio, F. Grisafi, F. Cargiali, A. Brucato // Chemical Engineering Journal. – 2014. – Vol. 254. – P. 210–219.

52. The Effect of Impeller and Tank Geometry on Power Number for a Pitched Blade Turbine / D. Chapple, S. M. Kresta, A. Wall, A. Afcan // *Trans IChemE.* – 2002. – Vol. 80, Part A. – P. 364–372.
53. Foucault S. Power Characteristics in Coaxial Mixing: Newtonian and Non-Newtonian Fluids / S. Foucault, G. Ascanio, Ph. A Tanguy // *Ind. Eng. Chem. Res.* – 2005. – 44. – P. 5036–5043.
54. Fluid dynamics and mixing of single-phase flow in a stirred vessel with a grid disc impeller: Experimental and numerical investigations / V. Buwa, A. Dewan, A. F. Nassar, F. Durst // *Chemical Engineering Science.* – 2006. – 61. – P. 2815–2822.
55. Mixing of complex fluid with flat-bladed impellers: effect of impeller geometry and highly shear-thinning behavior / K. Th. Rajeev, Ch. Vial, G. Djelveh, M. Labbafi // *Chemical Engineering and Processing.* – 2004. – 43. – P. 1211–1222.
56. Papastefanos N. Effect of Vessel and Impeller Geometry on Impeller Power Number in Closed Vessels for Reynolds Numbers between 40 and 65000 / N. Papastefanos, M. Stamatoudis // *Chem. Eng. Res. Des.* – 1989. – 67. – P.169–174.
57. Лацинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лацинский, А. Р. Толчинский. – Л. : Машиностроение, 1970. – 752 с.
58. Kuncewicz Cz. Verification of 3D/2D hybrid model for laminar mixing range / Cz. Kuncewicz, M. Pietrzykowski // *Chemical and Process Engineering - Inżynieria Chemiczna i Procesowa.* – 2010. – 31(2). – P. 303-315.
59. Иоффе И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии : учеб. для техникумов / И. Л. Иоффе. – Л. : Химия, 1991. – 252 с.
60. Mixing analysis in a tank stirred with Ekato Intermig® impellers / E. S. Szalaia, P. Arratiaa, K. Johnsonb, F. J. Muzzioa // *Chemical Engineering Science.* – September 2004. – Volume 59, Issue 18. – p. 3793–3805.

61. Numerical investigation of the mixing efficiency of the Ekato Paravisc impeller / A. Iranshahi, M. Heniche, F. Bertrand, P. A. Tanguy // *Chemical Engineering Science*. – April, 2006. – Volume 61, Issue 8. – P. 2609–2617.
62. Jirout T. Impeller design for mixing of suspensions / T. Jirout, F. Rieger // *Chemical Engineering Research and Design*. – July 2011. – Volume 89, Issue 7. – P. 1144–1151.
63. On the hydrodynamics characterization of the straight Maxblend® impeller with Newtonian fluids / A. Hidalgo-Millán, R. Zenit, C. Palacios, R. Yatomi, H. Horiguchi, P. A. Tanguy, G. Ascanio // *Chemical Engineering Research and Design*. – September 2012. – Volume 90, Issue 9. – P. 1117–1128.
64. EKATO Phasejet. – Schopfheim : EKATO Rühr- und Mischtechnik GmbH, 2014. – 2 p.
65. EKATO Combining Gas Systems. – Schopfheim : EKATO Rühr- und Mischtechnik GmbH, 2014. – 2 p.
66. EKATO Combijet. – Schopfheim : EKATO Rühr- und Mischtechnik GmbH, 2013. – 2 p.
67. EKATO Paravisc System. – Schopfheim : EKATO Rühr- und Mischtechnik GmbH, 2013. – 4 p.
68. EKATO Wingjet. – Schopfheim : EKATO Rühr- und Mischtechnik GmbH, 2014. – 2 p.
69. One-Twelfth-Scale Mixing Experiments to Characterize Double-Shell Tank Slurry Uniformity. Final Report / J. A. Bamberger, L. M. Liljegen, C. W. Enderlin, P. A. Meyer, M. S. Greenwood, P. A. Titzler, G. Terrones. – Richland: Pacific Northwest National Laboratory, 2007. – 151 p.
70. Daymo E. A. Industrial Mixing Techniques for Hanford Double-Shell Tanks / E. A. Daymo. – Richland, Washington: Pacific Northwest National Laboratory, 1997. – 50 p.
71. AEA Fluidic Pulse Jet Mixer. Summary report / United States Department of Energy. – Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1999. – 25 p.
72. Recommendations for Advanced Design Mixer Pump Operation in Savannah River Site Tank 18F / C. W. Enderlin, G. Terrones, C. J. Bates, B. K. Hatchell,

- B. Adkins. – Richland, Washington: Pacific Northwest National Laboratory, 2003. – 71 p.
73. Russian Pulsating Mixer Pump Deployment in the Gunitite and Associated Tanks at ORNL / B. Hatchell, B. Lewisa, J. Randolpha, M. Johnsona. – Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 2001. – 36 p.
74. Espinosa E. Design Optimization of Submerged Jet Nozzles for Enhanced Mixing / E. Espinosa. – University Park: Florida International University, 2011. – 104 p.
75. Daas M. Submerged Jet Mixing in Nuclear Waste Tanks: A Correlation for Jet Velocity / M. Daas, R. Srivastzva, D. Roelant // *AIChE Journal*. – 06/2004. – 26(6). – P. 1038–1041.
76. Onishi Y. Pump Jet Mixing and Pipeline Transfer Assessment for High-Activity Radioactive Wastes in Hanford Tank 241-AZ-1 02 / Y. Onishi, K. P. Recknagle, B. E. Wells. – Richland : Pacific Northwest National Laboratory, 2000. – 66 p.
77. Rosendall B. Stabilizing Nuclear Waste: Fluid simulation solidifies its role in the radioactive waste treatment process / B. Rosendall // *ANSYS Advantage*. – 2009. – Volume III, Issue 1. – P. 40–41.
78. Hydrodynamic effects of use of eductors (Jet-Mixing Eductor) forwater inlet on circular tank fish culture / P. A. Venegasa, A. L. Narváeza, A. E. Arriagadab, K. A. Llancaleo // *Aquacultural Engineering*. – 2014. – 59. – P. 13–22.
79. Zare-Behtash H. Effect of primary jet geometry on ejector performance: A cold-flow investigation / H. Zare-Behtash, N. Gongora-Orozco, K. Kontis // *International Journal of Heat and Fluid Flow*. – 2001. – Volume 32, Issue 3. – P. 596–607.
80. Resuspension of non-Newtonian slurries by submerged jet-nozzles / R. Reshmaa, M. Daas, R. Srivastava, B. Tansel // *Experimental Thermal and Fluid Science*. – July 2007. – Volume 31, Issue 7. – P. 771–778.
81. Mixing by rotary jet heads: Indications of the benefits of head rotation under turbulent and transitional flow conditions / M. Nordkvist, M. Vognsen, A. W. Nienow, J. Villadsen, K. V. Gernaey // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2006. – 86. – P. 1454–1461.

82. Cheng L. M. Food Machinery: For the Production of Cereal Foods, Snack Foods and Confectionery / L. M. Cheng. – Cambridge : Woodhead Publishing, 1992. – 312 p.
83. Sinnott R. K. Chemical Engineering Design / R. K. Sinnott. – 4th ed. – Oxford : Butterworth-Heinemann, 2005. – 1054 p.
84. Статический смеситель : пат. 118878 РФ : МПК В01F 5/00 / Никулин В. А., Трофимов Л. И., Аксенов В. И., Пецура С. С., Морданов С. В., Сыромятников С. Н., Гребенев Е. С., Бюлер А. В. ; заявитель и патентообладатель Никулин В. А., Бюлер А. В. – № 2012111399/05 ; заявл. 23.03.2012 ; опубл. 10.08.2012, Бюл. 22. – 6 с.
85. Сарбатова Н. Ю. Процессы и аппараты пищевых производств : учеб.-метод. пособ. / Н. Ю. Сабатова, О. В. Сычева, Е. Э. Епимахова. – Ставрополь: Аргус, 2007. – 48 с.
86. Somnuk K. Optimization of high free fatty acid reduction in mixed crude palm oils using circulation process through static mixer reactor and pilot-scale of two-step process / K. Somnuk, S. Niseng, G. Prateepchaikul // Energy Conversion and Management. – 2014. – 80. – P. 374–381.
87. Flow process conditions to control the void fraction of food foams in static mixers / M. Laporte, C. Loisel, D. Della Valle, A. Riaublanc, A. Montillet // Journal of Food Engineering. – 2014. – 128. – P. 119–126.
88. Al Taweela A. M. Static mixers: Effective means for intensifying mass transferlimited reactions / A. M. Al Taweela, F. Azizib, G. Sirijeerachaica // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. – 2013. – 72. – P. 51–62.
89. Static mixers: A study of mixing performance of polyacrylamide solutions in a new-type static mixer combination / L. Zhang, J. Dong, B. Jiang, Y. Sun, F. Zhang, L. Hao // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. – 2015. – 88. – P. 19–28.
90. Pozrikidis C. Fluid Dynamics: Theory, Computation, and Numerical Simulation / C. Pozrikidis. – 2nd ed. – New York : Springer, 2009.
91. Marshall E. M. Computational Fluid Mixing / E. M. Marshall, A. Bakker. – Lebanon : Fluent Inc, 2003. – 154 p.

92. Rice R. G. Applied Mathematics and Modeling for Chemical Engineers / R. G. Rice, D. D. Do. – New York: John Wiley & Sons, 1995. – 720 p.
93. Finlayson B. A. Introduction to Chemical Engineering Computing / B. A. Finlayson. – New York : John Wiley & Sons, 2006. – 339 p.
94. Ansoerge R. Mathematical Models of Fluid Dynamics: Modelling, Theory, Basic Numerical Facts – An Introduction / R. Ansoerge. – Weinheim : WILEY-VCH GmbH & Co.KGaA, 2003. – 187 p.
95. Yeoh J. H. Computational Techniques for Multi-phase Flows / J. H. Yeoh, J. Tu. – Oxford : Butterworth-Heinemann, 2010. – 644 p.
96. Dobre T. J. Chemical Engineering: Modeling, Simulation and Similitude / T. J. Dobre, J. G. Sanchez Marcano. – Weinheim : WILEY-VCH, 2007. – 552 p.
97. Ranade V. V. Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering / V. V. Ranade. – San Diego : Academic Press, 2002. – 452 p.
98. Manninen M. On the Mixture Model for Multiphase Flow / M. Manninen, V. Taivassalo. – Espoo : Technical Research Center of Finland, VTT Publications, 1996. – 67 p.
99. Jacobsen H. A. Chemical Reactor Modeling: Multiphase Reactive Flows / H. A. Jacobsen. – Berlin : Springer, 2008. – 1244 p.
100. Wilcox D. C. Turbulence Modeling for CFD / D. C. Wilcox. – 3rd ed. – San Diego : DCW Industries, 2006. – 552 p.
101. Launder B. C. Lectures in Mathematical in Models of Turbulence / B. C. Launder, D. B. Spalding. – London : Academic Press, 1972. – 169 p.
102. Cebeci T. Turbulence Models and Their Applications / T. Cebeci. – Long Beach : Horizons Publishing, 2004. – 118 p.
103. Авраменко М. И. О к-ε модели турбулентности / М. И. Авраменко. – 2-е изд., перераб. и доп. – Снежинск: Изд-во РФЯЦ – ВНИИТФ, 2010. – 102 с.
104. Rahimi M. Experimental and CFD investigation on mixing by a jet in a semi-industrial stirred tank / M. Rahimi, A. Parvareh // Chemical Engineering Journal. – 2005. – Vol. 115. – P. 85–92.
105. Drawdown of floating solids in stirred tanks: Scale-up study using CFD modeling / Y. Waghmare, R. Falka, L. Grahama, V. Kogantib // International

- Journal of Pharmaceutics. – 14 October, 2011. – Volume 418, Issue 2. – P. 243–253.
106. Patton T. C. Paint Flow and Pigment Dispersion: A Rheological Approach to Coating and Ink Technology / T. C. Patton – Hoboken : Wiley-Interscience, 1979. – 656 p.
107. Самойлов Н. А. Моделирование в химической технологии и расчет реакторов : учеб. пособие / Н. А. Самойлов. – Уфа: Монография, 2005. – 224 с.
108. Анурьев В. И. Справочник конструктора-машиностроителя : в 3-х т. Т. 2 / В. И. Анурьев ; под. ред. И.Н. Жестковой. – М. : Машиностроение, 2001 – 901 с.
109. Анурьев В. И. Справочник конструктора-машиностроителя : в 3-х т. Т. 3 / В.И. Анурьев; под. ред. И. Н. Жестковой. – М. : Машиностроение, 2001 – 859 с.
110. Поляков В. В. Насосы и вентиляторы : учеб. пособие для вузов / В. В. Поляков, Л. С. Скворцов. – М. : Стройиздат, 1990. – 336 с.
111. Pump Handbook / ed. by I. J. Karassik, J. P. Messina, P. Cooper, C. C. Heald. – 4th ed. – New York : McGraw-Hill, 2008. – 1852 p.
112. Шлипченко З. С. Насосы, компрессоры и вентиляторы / З. С. Шлипченко. – К. : Техніка, 1976. – 368 с.
113. Морданов С. В. Экспериментальная проверка адекватности численной модели струйного перемешивания / С. В. Морданов, А. П. Хомяков, В. А. Никулин // Сборник докладов IV Всероссийской междисциплинарной конференции «IV Информационная школа молодого ученого». – Екатеринбург : ЦНБ УрО РАН, 2011. – С. 251–26.
114. Kalaichelvi P. Mixing time estimation and analysis in a jet mixer / P. Kalaichelvi, Y. Swarnalathan, T. Raja // ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences. – October 2007. – Vol. 2, No. 5. – P. 35–43.
115. Computational fluid dynamic analysis of two phase jet mixer / C. Shanawaskhan, P. Kalaichelvi, M. Perumalsamy, A. Arunagiri // Journal of the University of Chemical Technology and Metallurgy. – 2009. – Vol. 44, Issue 3. – P. 262–266.

116. Schubert J. Diffusion Coefficients of Carries-Free Fission Product in Uranyl Nitrate and Acid Solutions. Technical Information Branch / J. Schubert, E. C. Cohn. – Oak Ridge : Oak Ridge National Laboratory, 1948. – 6 p.
117. Ondrejcin R. S. Physical Properties Of Uranium Process Solutions / R. S. Ondrejcin. – Savanna : Savanna River Laboratory, 1961. – 13 p.
118. Закгейм А. Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов / А. Ю. Закгейм. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1982. – 288 с.
119. Островский Г. М. Моделирование сложных химико-технологических систем / Г. М. Островский, Ю. М. Волин. – М.: Химия, 1975. – 312 с.
120. Светозаров В. В. Основы статистической обработки результатов измерений : учеб. пособие / В. В. Светозаров. – М.: Изд. МИФИ, 2005. – 40 с.
121. Зайдель А. Н. Элементарные оценки ошибок измерений / А. Н. Эйдель. – Л.: Наука, 1967. – 100 с.
122. Яковлев Г. П. Краткие сведения по обработке результатов физических измерений / Г. П. Яковлев. – Екатеринбург : Изд. УрГУ, 2001. – 51 с.
123. Интенсификация процессов усреднения химического состава и радиационной активности азотнокислых растворов урана / А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Никулин, К. К. Корченкин, А. Б. Мелентьев // Ядерная и радиационная безопасность. – 2016. – № 3(81). – С. 3-17.
124. Efficiency Improving of Chemical and Radiochemical Composition Averaging of Uranium Nitric Acid Solutions / A. P. Khomyakov, S. V. Mordanov, V. A. Nikulin, K. K. Korchenkin, A. B. Melentyev // XX Mendeleev Congress on general and applied chemistry. Five-volumes book. Vol. 3 : abstracts. – Ekaterinburg : Ural Branch of the Russian Academy of Sciences, 2016. – P. 296.
125. Повышение эффективности процессов усреднения химического состава азотнокислых растворов урана радиохимического завода ПО «Маяк» / А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Никулин, К. К. Корченкин, А. Б. Мелентьев // Тезисы докладов VI научного семинара «Моделирование технологий ядерного топливного цикла». – Снежинск : РФЯЦ – ВНИИТФ, 2017. – С. 15-16.

126. Применение статических смесителей в системах водоочистки ТЭЦ / С. В. Морданов, В. А. Никулин, С. С. Пецура, С. Н. Сыромятников // Водоочистка. – 2011. – № 10. – С. 46–50.
127. Морданов С.В. Методика определения полезной мощности привода механического перемешивающего устройства / С. В. Морданов, С. Н. Сыромятников, А. П. Хомяков // Сборник научных трудов «Информационная школа молодого ученого». – Екатеринбург : УрО РАН, 2011. – С. 228–237.
128. Морданов С. В. Методика расчета полезной мощности механического перемешивающего устройства / С. В. Морданов, С. Н. Сыромятников, А. П. Хомяков // Труды научной конференции «Достижения в химии и химической технологии». – Екатеринбург: УрФУ, 2011. – С. 9-14.
129. Экспериментальная проверка адекватности методики расчета полезной и полной мощности перемешивания / Р. С. Каримов, А. П. Хомяков, С. В. Морданов, В. А. Никулин // Труды Свердловского научно-исследовательского института химического машиностроения. – Выпуск 21 (85). – Екатеринбург : СвердНИИхиммаш, 2014. – С. 147–158.
130. Mezaki R. Engineering Data on Mixing / R. Mezaki, M. Mochizuki, K. Ogawa. – Amsterdam: Elsevier, 2000. – 769 p.



ПРЕДПРИЯТИЕ ГОСКОРПОРАЦИИ «РОСАТОМ»
 ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ
 УНИТАРНОЕ ПРЕДПРИЯТИЕ
 «ПРОИЗВОДСТВЕННОЕ
 ОБЪЕДИНЕНИЕ
 «МАЯК»
 ФГУП «ПО «МАЯК»

АКТ

03.10.2016 № 193-1-6.1/570

На № _____ от _____

о внедрении результатов
 диссертационного исследования
 Морданова Сергея Вячеславовича

Результаты диссертационного исследования Морданова Сергея Вячеславовича на тему «Повышение эффективности процесса усреднения химического состава азотнокислых растворов урана радиохимического завода ФГУП «ПО «Маяк» обладают актуальностью, представляют практический интерес и планируются к использованию в производственной деятельности радиохимического завода ФГУП «ПО «Маяк».

Основные результаты диссертации получены в рамках НИР, выполненных кафедрой МАХП УрФУ по заказу ФГУП «ПО «Маяк»:

1. № 01133 «Разработка математической модели гидродинамики перемешивания в емкости для приема азотнокислых растворов урана» (2011 г.);

2. № П687.210.006/13 «Повышение эффективности перемешивания в емкости для приема азотнокислых растворов урана» (2013 г.).

Исполняющий обязанности
 генерального директора,
 канд. техн. наук

Д.Н. Колупаев

