

**ТЕПЛО- И МАССООБМЕН,
СВОЙСТВА РАБОЧИХ ТЕЛ И МАТЕРИАЛОВ**

**АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ СТАТИЧЕСКИХ СМЕСИТЕЛЕЙ
ИЗ ФРАГМЕНТОВ ЗАКРУЧЕННОЙ ЛЕНТЫ
И С ЛЕПЕСТКОВЫМИ ЭЛЕМЕНТАМИ
ДЛЯ СМЕШЕНИЯ КОМПОНЕНТОВ ТОПЛИВНОГО ГАЗА^{1, 2}**

© 2023 г. Ф. В. Тупоносов^a, В. И. Артемов^a, Г. Г. Яньков^a, А. В. Дедов^a, *

^aНациональный исследовательский университет “Московский энергетический институт”,
Красноказарменная ул., д. 14, Москва, 111250 Россия

*e-mail: dedovav@mpei.ru

Поступила в редакцию 28.04.2023 г.

После доработки 13.05.2023 г.

Принята к публикации 01.06.2023 г.

Проведено численное исследование процессов смешения многокомпонентных газовых потоков с помощью статических смесителей для снижения неоднородностей температуры и состава газовой смеси в топливном трубопроводе. Проанализированы литературные источники, представляющие интерес для данной работы. Выбраны два типа статического смесителя — последовательная цепочка элементов из закрученной ленты и лепестковый смеситель. Для указанных конструкций выполнены численные расчеты при заданных режимных параметрах смешения газовых потоков, содержащих метан, водород и азот. Турбулентные течения смеси моделировались в стационарной постановке с использованием уравнений сохранения массы, импульса и энергии, осредненных по Рейнольдсу. Для определения турбулентной вязкости применялись двухпараметрические модели с пристеночными функциями. В качестве граничных условий на входе в статический смеситель задавались поля искомым переменных, полученные ранее авторами настоящей статьи на выходе из Т-образного смесителя при числах Рейнольдса $(4-6) \times 10^6$ в основной и примыкающей трубах для подачи составляющих топливной смеси. Проведен анализ эффективности процесса смешения с помощью стационарных смесителей различных модификаций. Получены поля компонентов скорости, температуры и массовых долей составляющих смеси на выходах из статических смесителей, определены потери давления в конструкциях. Предложена оптимальная конструкция смесителя, состоящая из четырех элементов, в виде закрученной на 180° пластины, каждый элемент которой имеет длину (полупериод закрутки) равную двум диаметрам трубы. Соседние элементы закручены в противоположных направлениях и примыкают один к другому под углом 90° . Показано, что во фрагменте топливного трубопровода, включающего в себя статический смеситель и прямолинейный участок трубы длиной не более пяти диаметров, удастся достичь требуемых однородности состава и температуры топливной смеси в выходном сечении указанного фрагмента.

DOI: 10.56304/S0040363623100090

Смешение газообразных, жидких или двухфазных сред характерно для множества разнообразных технологических процессов. В энергетике примером может являться топливный тракт ПГУ-ТЭС мощностью 495 МВт (Лемаевской ПГУ, ПАО “Нижнекамскнефтехим”), введенной в эксплуатацию в 2022 г. В топливный тракт ПГУ-ТЭС планируется подача отдувок нефтехимических производств (метановодородной фракции), которые ранее частично сжигались на факельных установках, с добавлением природного газа. Смешение компонентов топлива происходит в стационарном смесителе, установленном после тройникового соединения. Необходимо обеспечить равномерное распределение компонентов топлива по сечению трубопровода перед подачей его в горелки. Процесс смешения характеризуется высокими числами Рейнольдса в трубах Т-образного соединения для подачи составляющих топливной смеси [$Re \approx (4-6) \times 10^6$], а в основной трубе после смешения число Рейнольдса, разумеется, имеет еще большее значение ($Re_m \approx 10^7$).

мических производств (метановодородной фракции), которые ранее частично сжигались на факельных установках, с добавлением природного газа. Смешение компонентов топлива происходит в стационарном смесителе, установленном после тройникового соединения. Необходимо обеспечить равномерное распределение компонентов топлива по сечению трубопровода перед подачей его в горелки. Процесс смешения характеризуется высокими числами Рейнольдса в трубах Т-образного соединения для подачи составляющих топливной смеси [$Re \approx (4-6) \times 10^6$], а в основной трубе после смешения число Рейнольдса, разумеется, имеет еще большее значение ($Re_m \approx 10^7$).

¹ Работа выполнена при финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования России в рамках государственного задания № FSWF-2023-0017 (соглашение № 075-03-2023-383 от 18.01.2023) в сфере научной деятельности на 2023–2025 гг.

² Дополнительная информация к этой статье доступна по doi 10.56304/S0040363623100090 для авторизованных пользователей.

Для выравнивания неоднородностей температуры и концентраций компонентов смеси, возникающих после узла смешения, используют дополнительные устройства. Наиболее часто применяют различные вставки в трубопроводы, так называемые статические смесители. Задачей оптимизации смесителя в ряде случаев является не только выравнивание неоднородностей потока, но и минимизация потерь давления в самом смесителе. Статические смесители особенно актуальны в тех случаях, когда нужно достичь хорошего перемешивания многокомпонентных сред в различных устройствах с ограниченными габаритами, например в короткой топливной магистрали. При этом, безусловно, увеличиваются потери давления и возникают проблемы, связанные с загрязнением системы каналов статического смесителя.

Значительное число публикаций (например, справочник [1], обзоры [2, 3]) посвящено разработке современных смесителей. Статические смесители активно используются в промышленности для гомогенизации потока, интенсификации химических реакций, диспергирования и эмульгирования, а также для выравнивания температурных неоднородностей в трубах небольшой длины. Первый патент был зарегистрирован в 1874 г. [4], затем исследования активно проводились в период с 40-х по 60-е года XX столетия. Начиная с 70-х годов количество работ по данной тематике существенно возросло. В обзоре 2003 г. [5] отмечалось, что авторами было обнаружено более 2000 патентов и более 8000 статей, в которых описываются процессы смешения в статических смесителях, при этом на рынке было доступно свыше 30 коммерческих изделий.

Многообразие предлагаемых решений связано с различием режимных параметров и требований, предъявляемых к результату перемешивания при реализации технологических процессов. Основными характеристиками статических смесителей являются:

параметры, характеризующие интегральную неоднородность концентрации l -го компонента смеси в нормальном к оси канала (трубы) сечении после смесителя, например $\sigma_l =$

$$= \left[\frac{1}{F} \int_A \left(\frac{c_l}{\bar{c}} - 1 \right)^2 dF \right]^{1/2}, \text{ где } c_l \text{ и } \bar{c} - \text{ локальная и средняя по сечению массовые доли компонентов газовой смеси; } F - \text{ площадь сечения канала (трубы), м}^2;$$

гидравлические потери;

структура потока за смесителем (особенно в том случае, когда необходимо выполнение конкретных требований, например отсутствие или минимизация закрутки потока на выходе из смесителя).

При наличии химических реакций важной характеристикой является также эффективность

смешения на различных масштабах. Обычно выделяют некий промежуточный масштаб, т.е. характерный масштаб “крупных” вихрей, связанный с пульсациями осредненных параметров в турбулентных потоках. Такие вихри являются структурами, которые доставляют “свежую” смесь, и на их границах химические реакции существенно интенсифицируются. В некоторых случаях на эффективность химических реакций оказывает влияние характерный размер колмогоровских вихрей, устраняющий локальные неоднородности на масштабах, соизмеримых с характерными масштабами взаимодействия молекул.

Один из часто рассматриваемых смесителей, устанавливаемых в трубах, представляет собой последовательно соединенные элементы в виде фрагментов закрученной пластины, длина которых составляет 1.5–2.0 калибра (диаметра) основной трубы. Путем изменения направления закрутки и расположения соседних элементов под некоторым углом один относительно другого удается организовать эффективное смешение компонентов топлива в смесителе малой длины.

Типичной также является конструкция, состоящая из нескольких небольших элементов, каждый из которых образован гофрированными пластинами. Для интенсификации перемешивания соседние элементы также устанавливают под углом один к другому. Критические числа Рейнольдса при течении в зазорах между пластинами оказываются равными 200–500. Некоторые конструкции представляют собой совокупность тонких пластин, ориентированных под углом к направлению течения.

Указанные смесители предназначены для перемешивания как ламинарных, так и турбулентных потоков. В некоторых случаях при высоких числах Рейнольдса возникает необходимость создавать новые конструкции, основанные на генерации крупномасштабных вихревых структур в потоке.

Для оценки характеристик смесителей вводят простые эмпирические корреляции. Перепад давления рассчитывается по соотношению

$$\Delta p_m = K_i \Delta p_{tube},$$

где $\Delta p_m, \Delta p_{tube}$ – перепады давления в смесителе и гладкой трубе одной и той же длины, Па; K_i – эмпирический коэффициент, зависящий от режима течения (ламинарный или турбулентный).

Эффективность смешения обычно представляется в виде

$$\frac{\sigma}{\sigma_0} = K_m^{L/D}, \tag{1}$$

где σ_0 и σ – среднеинтегральное значение некоторой неоднородности (концентрации, темпера-

Таблица 1. Типичные значения параметров K_i и K_m для смесителей различных видов (данные взяты из работы [6])

Тип смесителя	K_i	K_m
Труба	1	0.95
Статический смеситель		
из закрученной ленты	150	0.50
из пакетов гофрированных пластин	100–200	0.21–0.46
для перемешивания турбулентных потоков за счет создания крупномасштабных вихревых структур	24	0.42
из тонких пластин, ориентированных под углом к потоку	500	0.46

туры) до и после смесителя; K_m – эмпирический коэффициент; L/D – длина смесителя, отнесенная к диаметру трубы.

Некоторые типичные средние значения коэффициентов K_i и K_m для коммерческих образцов смесителей и турбулентного режима течения ($i = t$) представлены в табл. 1. Из формулы (1) легко получить соотношение

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{mix} = \left(\frac{L}{D}\right)_{tube} \frac{\ln(K_m)_{tube}}{\ln(K_m)_{mix}}. \quad (2)$$

При типичном значении $(K_m)_{mix} = 0.46$, согласно формуле (2) при $(K_m)_{tube} = 1.0$, длина смесителя, требуемая для достижения такого же уровня перемешивания, как и в обычной трубе, сокращается в 15 раз.

Характеристики смесителей, помимо конкретной особенности конструкции, зависят также и от числа Рейнольдса, однако для ряда конструкций эта зависимость оказывается относительно слабой при числах Рейнольдса смеси $Re_m \geq 10^4$.

К сожалению, универсальные зависимости для проектных расчетов отсутствуют. В [7], например, предлагается эмпирическая формула для учета влияния вязкостей смешивающихся потоков. С учетом разнообразия смешиваемых сред, конструкций смесителей и режимов течения, вряд ли следует ожидать от формул подобного рода большой общности.

Для определения характеристик смесителя, анализа структуры течения и оптимизации конструкции во многих работах используется компьютерное моделирование. Согласно рассмотренным публикациям, большинство расчетных работ (например, [8, 9]) нацелено на анализ статических смесителей для относительно небольших чисел Рейнольдса. Авторы [8] численно и экспериментально исследовали перепад давления и поля скорости для смесителя из закрученной ленты в диапазоне чисел Рейнольдса до 2.5×10^4 . Отношение длины одного элемента ленты к его диаметру было равным 1.5, количество элементов –

3, 9 и 25. Элементы из скрученной ленты стыковались под углом 90° . Расчеты в [8] были проведены с помощью осредненных уравнений Рейнольдса (RANS equation – Reynolds-averaged Navier–Stokes equations), k – ε - и k – ω -моделей турбулентности, реализованных в коде Fluent 6.2. Детали моделей в работе не обсуждаются, верификация выполнена с использованием экспериментальных данных авторов [8]. Для чисел Рейнольдса $10^4 \leq Re \leq 2.5 \times 10^4$ предложена эмпирическая зависимость, обобщающая полученные перепады давления на одном элементе смесителя.

В работе [9] представлены результаты моделирования смешения потока метана с потоком водорода. В трубу диаметром 50 мм и длиной 1 м с потоком метана (число Рейнольдса $Re_1 = 8800$) подавался водород ($Re_2 = 340$) через боковую трубу диаметром также 50 мм. Угол между трубами смесителя составлял 90° . На расстоянии 200 мм от тройникового соединения в основной трубе устанавливали смешивающие элементы из скрученной ленты, расположенные на расстоянии 94 мм один от другого; количество элементов изменялось от одного до семи. Результаты численного моделирования с использованием Realizable k – ε -модели турбулентности [10] и CFD-кода ANSYS Fluent 19.0 [11] показали, что вполне приемлемое перемешивание достигается уже после установки трех элементов. Исследовалось также влияние угла между элементами и устройства зазора между ними на эффективность перемешивания и потери давления. Численно оптимизированная конструкция смесителя была изучена экспериментально при смешивании гелия и воздуха.

Количество работ, в которых методами вычислительной гидродинамики анализируются процессы в статических смесителях при числах Рейнольдса выше значения 10^5 , крайне ограничено. В [12] был использован смеситель, состоящий из двух вставок, каждая из которых представляла собой четыре трапециевидных лепестка, расположенных в сечении трубы с шагом 90° по угловой координате. Одна сторона лепестка соприкасалась со стенкой трубы, а противоположная ей бы-

ла отогнута к оси трубы под углом 45° к направлению течения. Смеситель предназначался для осуществления эффективного перемешивания турбулентных потоков. В работе численно исследовалось распространение примеси (NaCl) при течении воды в трубе диаметром 2 м ($\text{Re} = 10^5$). Расчеты были выполнены с применением RSM-модели турбулентности, реализованной в CFD-коде Fluent V4. Детали моделирования не сообщаются. Вместо ожидаемых авторами [12] крупных вихрей за смесителем, экспериментально обнаруженных ранее в [13], результаты расчетов показали просто область с высоким значением кинетической энергии турбулентности. Модель для рейнольдсовых напряжений RSM, к сожалению, не позволила разрешить указанные вихри.

В работе [14] численно было изучено течение в смесителе, состоящем из элементов скрученных лент и используемом в водоочистных сооружениях. Типичные числа Рейнольдса в трубах указанных сооружений равны $10^5 - 10^6$. Авторы численно исследовали режим с наименьшим числом Рейнольдса, равным 10^5 , с помощью двухпараметрической $k-\omega$ -модели [15]. Показано, что предложенный смеситель позволяет обеспечить режимы, оптимальные для перемешивания коагулянтов в потоке сточных вод.

Сравнительный анализ результатов расчетов с использованием двух CFD-кодов: OpenFoam и ANSYS Fluent – выполнен в [16]. Помимо обычного Т-образного смесителя, рассматривались две дополнительные конструкции, представляющие собой различные вариации пакетов гофрированных пластин. Числа Рейнольдса в основном и боковом каналах Т-образного смесителя были одинаковы и соответствовали 4.34×10^6 . В обоих кодах применялась стандартная $k-\varepsilon$ -модель турбулентности, а степени турбулентности на входах в основную трубу и боковой канал принимались равными 1.7 и 1.9% соответственно. Наблюдалось заметное рассогласование результатов расчетов, выполненных с использованием двух CFD-кодов с привлечением одной и той же модели турбулентности и на одинаковых численных сетках.

Анализ публикаций показывает, что в большинстве работ по численному моделированию процессов в статических смесителях влияние выбора модели турбулентности, ее параметров и качества расчетной сетки на результаты расчетов не обсуждается. Как правило, авторы ограничиваются указанием расчетного CFD-кода и названием модели турбулентности, выбранной для проведения расчетов. Геометрические параметры смесителей, необходимые для воспроизведения результатов работы, часто не приводятся. Исключением являются представленные в некоторых

публикациях параметры самой простой конструкции смесителя – закрученной ленты.

В настоящей работе выполнено численное моделирование процессов дополнительного смешения неоднородного в сечении трубопровода по составу и температуре топливного газа, содержащего метан, водород и азот, с помощью статических смесителей различных конструкций. На входах в исследуемые смесители задавались поля скорости, температуры и массовые доли компонентов газовой смеси, полученные после предварительного их смешения в Т-образном соединении.

РЕЗУЛЬТАТЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ СМЕШЕНИЯ НЕОДНОРОДНОГО МНОГОКОМПОНЕНТНОГО ГАЗОВОГО ПОТОКА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ СТАТИЧЕСКИХ СМЕСИТЕЛЕЙ

Постановка задачи моделирования

В данной работе, являющейся продолжением [17], выполнено численное моделирование процессов в стационарных смесителях двух разновидностей: из фрагментов скрученной ленты и с лепестковыми элементами. Смесители установлены в трубе-коллекторе за Т-образным соединением. Цель работы – исследовать эффективность их применения для дополнительного перемешивания смеси водорода, метана и азота при высоких числах Рейнольдса $\text{Re}_m \approx 10^7$ ($\text{Re}_m = U_m D / \nu$ – число Рейнольдса для смеси газов; $U_m = 28$ м/с – среднемассовая скорость смеси газов в трубе-коллекторе после смешения в тройнике). В [17] приведены результаты моделирования процессов смешения газов в Т-образном соединении, в котором на вход в основную трубу диаметром $D = 254$ мм подавался чистый метан (CH_4) с массовым расходом $Q_1 = 10$ кг/с и температурой $t_1 = 60^\circ\text{C}$, а на вход вторичной (боковой) трубы такого же диаметра – смесь трех газов: метана (CH_4), водорода (H_2) и азота (N_2) – с мольными долями $r_{\text{CH}_4} = r_{\text{H}_2} = 0.4$, $r_{\text{N}_2} = 0.2$, расходом смеси $Q_2 = 10$ кг/с и температурой $t_2 = 90^\circ\text{C}$.

Смесители устанавливались в прямой трубе-коллекторе диаметром $D = 254$ мм на расстоянии $2D$ от ее входа. При моделировании использовалась декартова система координат, начало которой совпадало с центром входного сечения трубы-коллектора, ось z была направлена вдоль основного потока, а ось y – вертикально вверх.

На входе в трубу задавались поля всех искомых переменных, полученные в [17] на расстоянии $10D$ от начала смешения в Т-образном соединении. Следует отметить, что эти поля не являются осесимметричными. Профили продольной составляющей скорости u_z , м/с, температуры t , $^\circ\text{C}$, и массовых долей компонентов смеси c_l (где $l = \text{CH}_4, \text{H}_2, \text{N}_2$) на

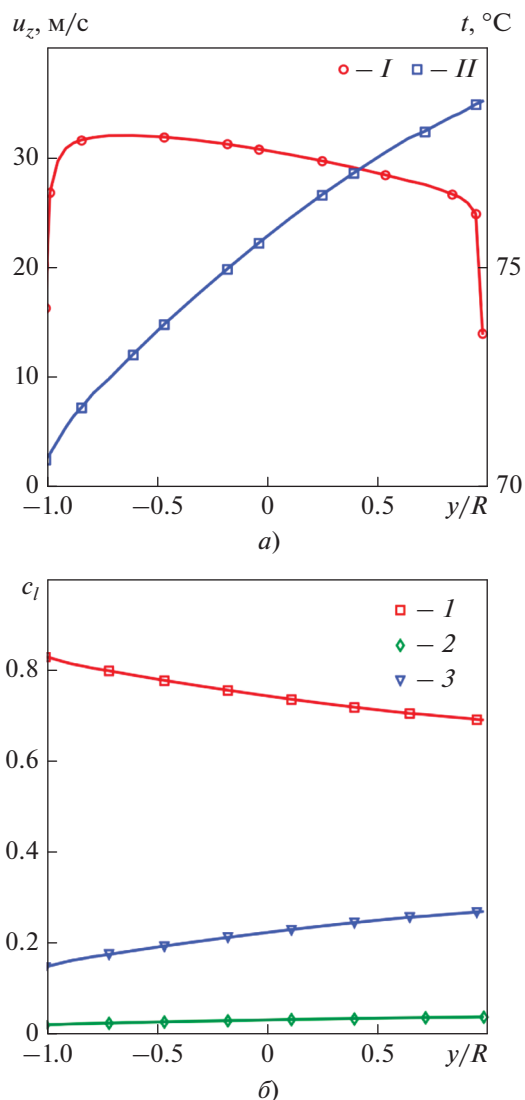


Рис. 1. Профили аксиальной скорости (*I*) и температуры (*II*) (*a*) и массовых долей компонентов газовой смеси (*b*) на входе в трубу $z=0$ ($R=D/2$ – радиус трубы). Компоненты смеси: 1 – CH_4 ; 2 – H_2 ; 3 – N_2

входе в трубу в вертикальном сечении $x=0$ показаны на рис. 1. На выходе из трубы поддерживалось давление $p_{out} = 2.75$ МПа.

Моделирование было выполнено методом RANS с использованием CFD-кода ANES [18] и

моделей для турбулентной вязкости, реализованных в этом коде: стандартной k – ε -модели с пристеночными функциями Лаундера – Сполдинга [19] и Кадера [20] и k – ω SST-модели Ментера [21] с универсальными пристеночными функциями. Турбулентные числа Прандтля и Шмидта принимались равными 0.9, силы плавучести не учитывались.

Свойства смеси газов рассчитывались с привлечением модели идеального газа и соотношений Уилки, Масона и Саксены [22, 23]. Все свойства чистых компонентов считались постоянными. Значения молекулярной массы (M_i), коэффициента динамической вязкости μ_i , теплопроводности λ_i , удельной изобарной теплоемкости $c_{p,i}$ для каждого компонента смеси приведены в табл. 2. Плотность смеси ρ вычислялась по уравнению состояния идеального газа. При расчете эффективных коэффициентов диффузии молекулярные числа Шмидта принимались равными единице ($Sc = 1$) для всех компонентов.

В качестве прототипов смесителей были выбраны наиболее простые в изготовлении статические смесители – цепочка фрагментов скрученной ленты и лепестковые вставки. Выбор был основан на том, что избыточную неоднородность состава газовой смеси в потоке после статического смесителя можно уменьшить до приемлемых пределов и в последующем фрагменте прямолинейного участка трубопровода умеренной протяженности.

Смеситель в виде фрагментов закрученной ленты

Смеситель в виде закрученной ленты состоит из двух типов элементов, различающихся направлениями закрутки – по часовой стрелке или против нее, если смотреть в направлении, противоположном оси z . Каждый элемент представляет собой пластину, равномерно закрученную на 180° , толщиной 5 мм, шириной $0.98D$ и длиной (полупериодом закрутки) либо $2D$ (далее – стандартный элемент), либо D . Элементы состыкованы под углом 90° , т.е. входная кромка любого последующего элемента перпендикулярна выходной кромке предыдущего элемента, имеющего противоположное направление закрутки. За смесителями располагается прямолинейный участок трубы длиной $4D$. Далее выходное сечение смеси-

Таблица 2. Свойства чистых компонентов смеси

Свойство	CH_4	H_2	N_2
M_i , кг/кмоль	16.043	2.016	28.016
μ_i , Па · с	1.267×10^{-5}	9.625×10^{-6}	1.973×10^{-5}
λ_i , Вт/(м · К)	0.04085	0.20510	0.02927
$c_{p,i}$, Дж/(кг · К)	2444	14 460	1075

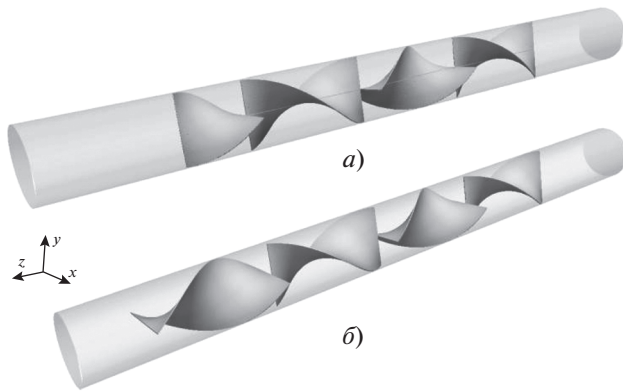


Рис. 2. Расположение элементов в стационарных смесителях М3.5(+)-L2D (а) и М4-L2D (б) (направление течения вдоль оси z)

теля обозначается как out_1 , а выходное сечение указанного прямолинейного участка длиной $4D$ – как out_2 . Моделировались следующие модификации смесителей:

М2-L1D – два элемента, каждый длиной D ;

М2-L2D – два стандартных элемента, каждый длиной $2D$;

М3.5(±)-L2D – три стандартных элемента, каждый длиной $2D$ + половина стандартного элемента, закрученного по часовой стрелке (+) или против нее (–);

М4-L2D – четыре стандартных элемента, каждый длиной $2D$.

На рис. 2 изображены конструкции смесителей для вариантов модификации М3.5(+)-L2D и М4-L2D.

Сеточная независимость полученных решений исследовалась для смесителя М4-L2D при использовании k – ϵ -модели на декартовых сетках с числом ячеек 7.2 млн (№ 1), 12.9 млн (№ 2) и 23.7 млн (№ 3). На рис. 3 показан фрагмент сетки № 2.

Профили продольной u_z и горизонтальной u_x компонент скорости на расстоянии $0.06D$ (15 мм) от кромки последнего элемента представлены на рис. 4, а профили кинетической энергии турбулентных пульсаций скорости k и массовой доли водорода c_{H_2} – на рис. 5.

В табл. 3 приводятся данные о параметре неоднородности для каждого компонента смеси

$H_l = \frac{c_{l,max} - c_{l,min}}{c_{l,mid}} \times 100\%$ на входе в смеситель и выходе из него, полученные при использовании разных численных сеток ($c_{l,max}$ и $c_{l,min}$ – максимальное и минимальное в сечении трубы значение массовой доли l -го компонента смеси;

$$c_{l,mid} = \frac{\int_A \rho c_l u_z dF}{\int_A \rho u_z dF}; F - \text{площадь сечения трубы}.$$

Перепады давления в смесителе составили 20.1, 20.4 и 20.5 кПа при расчете на сетке № 1, 2 и 3 соответственно. Представленные данные позволяют заключить, что качество сетки № 2 вполне

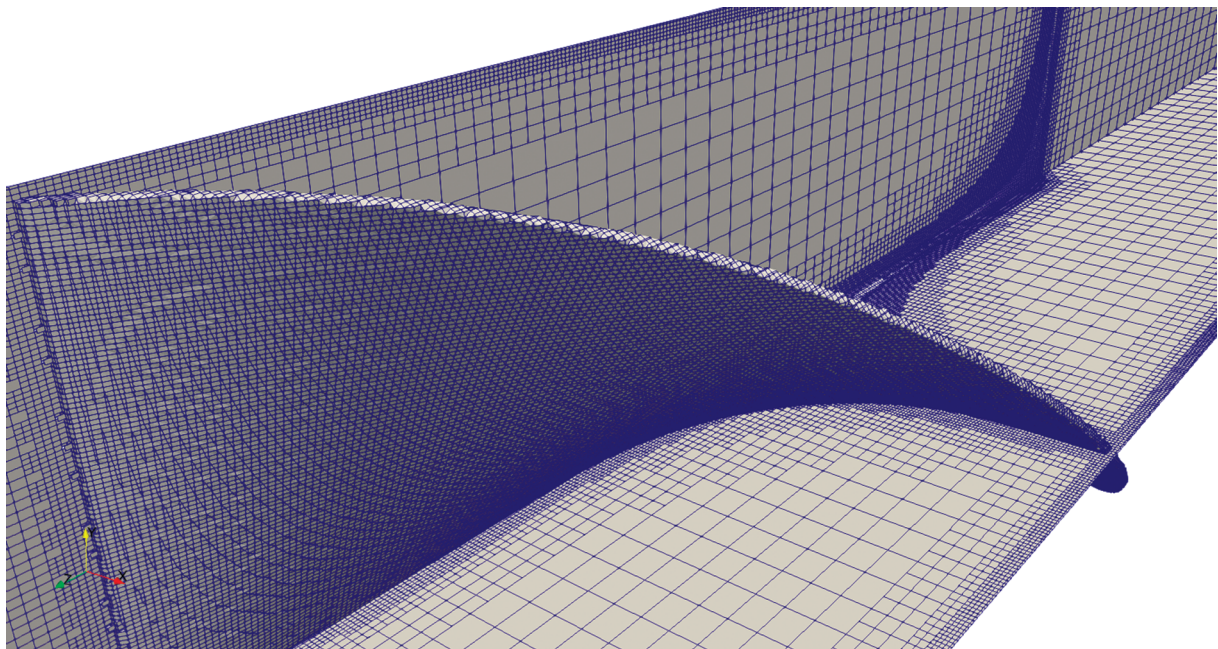


Рис. 3. Фрагмент декартовой расчетной сетки № 2 с локальным дроблением

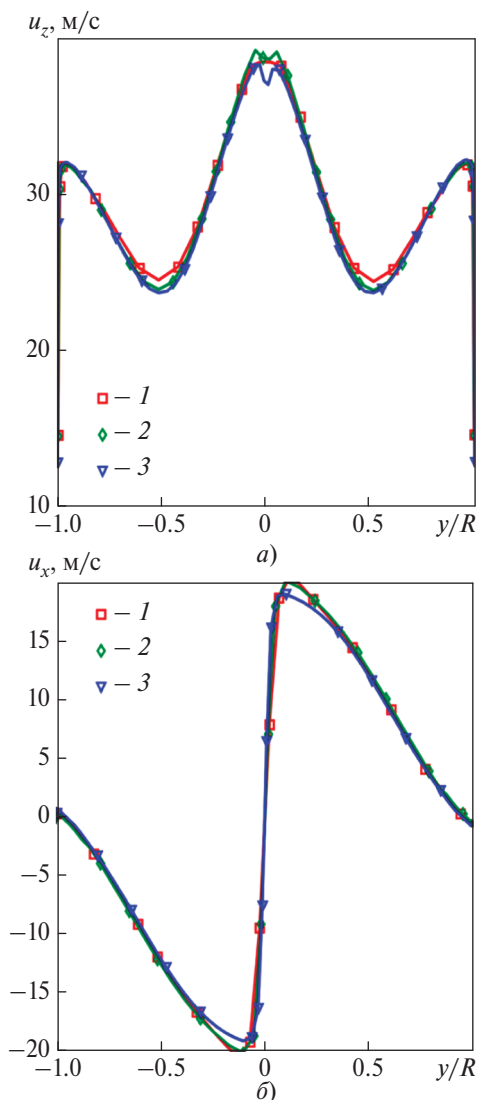


Рис. 4. Профили продольной (а) и горизонтальной (б) компонент скорости на выходе из смесителя, полученные на сетках № 1 (1), № 2 (2), № 3 (3)

удовлетворительное для проведения дальнейших расчетов.

Вычисления с применением $k-\omega$ SST-модели выполнены на сетке № 2 и только для варианта M4-L2D. Следует отметить, что стационарное решение при использовании этой модели получить не удалось. При расчете в нестационарной постановке для сходимости потребовались достаточно малые шаги по времени (около 0.005 с) и значительное число итераций (приблизительно 100) на каждом временном шаге. Полученное “установившееся” решение отличалось “слабой” нестационарностью полей искомым переменных. Модель $k-\omega$ SST предсказала значительно меньшую турбулентную вязкость в области смесителя по сравнению с $k-\varepsilon$ -моделью, что, однако, практи-

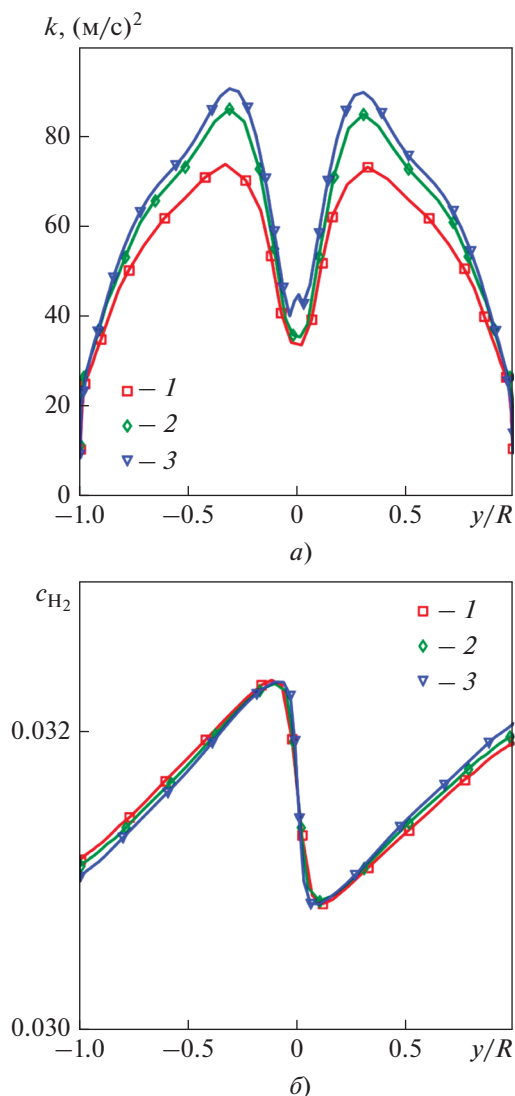


Рис. 5. Профили кинетической энергии турбулентных пульсаций скорости (а) и массовой доли водорода (б) на выходе из смесителя, полученные при использовании $k-\varepsilon$ -модели на сетках № 1 (1), № 2 (2), № 3 (3)

чески не отразилось на потерях давления в устройстве – 20.4 кПа для $k-\varepsilon$ -модели и 19.9 кПа для $k-\omega$ SST-модели.

На рис. 6 представлены поля массовых долей водорода за смесителем M4-L2D (сечение out_1), рассчитанные с использованием моделей $k-\varepsilon$ и $k-\omega$ SST. Хорошо прослеживается некоторое различие в распределениях водорода по сечению трубы для указанных вариантов расчетов, хотя диапазон изменения массовых долей (степень неоднородности) практически одинаков. С учетом значительно бóльших компьютерных ресурсов, необходимых для расчета, проведенного с использованием $k-\omega$ SST-модели, и отсутствия явных пре-

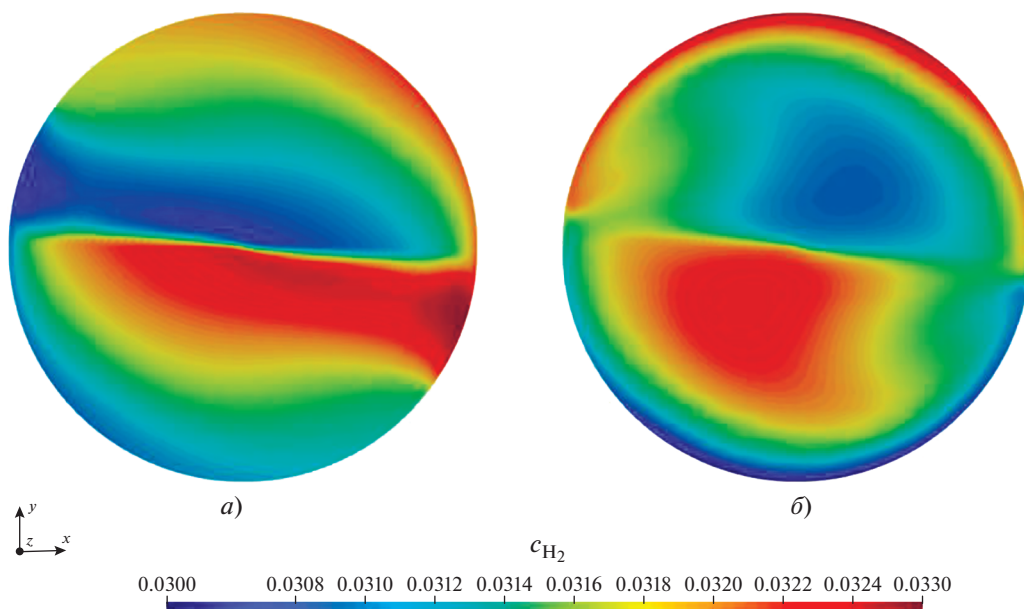


Рис. 6. Поля массовых долей водорода в сечении out_1 за смесителем М4-L2D, полученные при использовании моделей $k-\varepsilon$ (а) и $k-\omega$ SST (б)

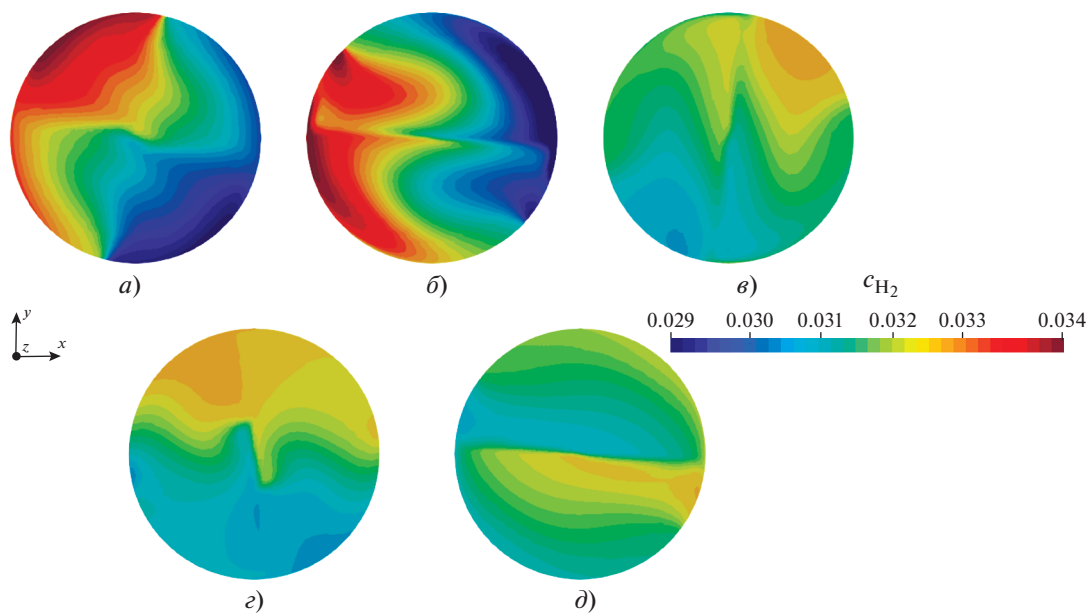


Рис. 7. Массовая доля водорода в сечении out_1 за смесителем. Смеситель: а – М2-L1D; б – М2-L2D; в – М3.5(+)-L2D; г – М3.5(-)-L2D; д – М4-L2D

Таблица 3. Параметр неоднородности H_I на входе в смеситель и выходе из него

Параметр неоднородности	Вход	Выход		
		сетка № 1	сетка № 2	сетка № 3
H_{CH_4}	18.400	0.386	0.370	0.377
H_{H_2}	55.00	1.15	1.11	1.13
H_{N_2}	55.00	1.15	1.11	1.13

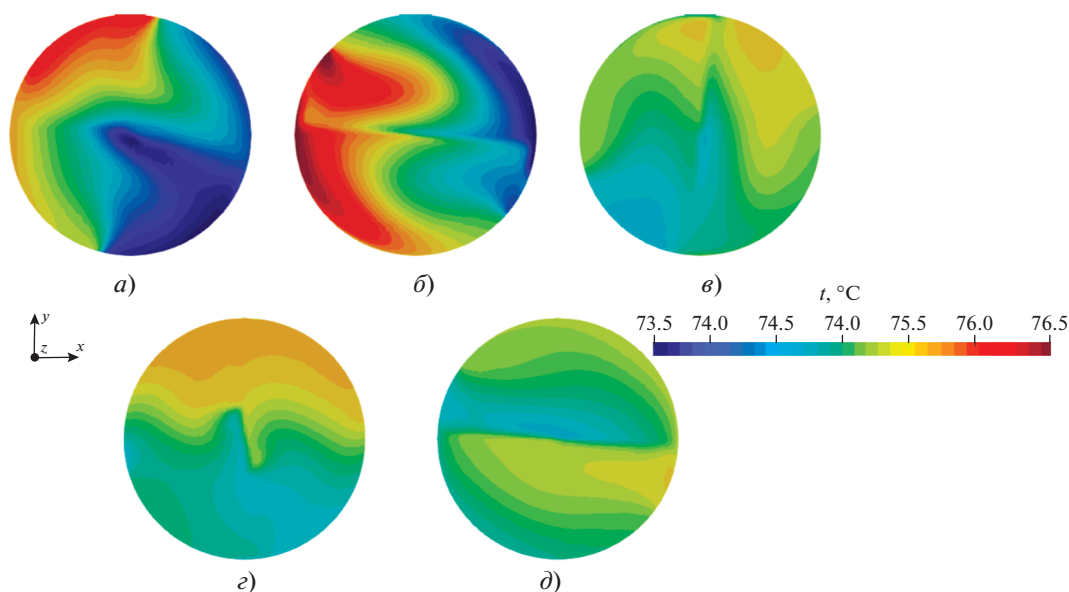


Рис. 8. Температура газовой смеси в сечении out_1 за смесителем. Обозначения см. рис. 7

имуществ указанной модели дальнейшие вычисления выполнялись с применением $k-\epsilon$ -модели.

На рис. 7, 8 представлены поля массовых долей водорода и температур смеси газов, рассчитанные для всех модификаций смесителей из элементов закрученной ленты [модификации M3.5(+)-L2D и M3.5(-)-L2D будут подробнее рассмотрены далее]. Интересно отметить, что поля температуры внешне подобны (но не тождественны) полям массовой доли водорода. Хотя числа Льюиса (и молекулярные, и турбулентные) равны единице, учет в уравнении энергии работы сил давления и вязкой диссипации приводит к некоторому нарушению аналогии математического описания процессов переноса массы компонента и энергии. При анализе полей на рис. 6, 7 можно заметить, что на выходе из смесителя M4-L2D массовая доля водорода в наибольшей степени изменяется вдоль вертикального диаметра трубы. Аналогичная картина наблюдается и на выходе из смесителей M2-L1D и M2-L2D.

На рис. 9 представлены профили массовой доли водорода вдоль вертикального диаметра трубы для указанных вариантов конструкций смесителей в сечении out_2 . В этом сечении по сравнению с сечением out_1 профили всех переменных выглядят более гладкими и не имеющими “скачков”, порожденных выходной кромкой смесителя. Как и следовало ожидать, наиболее эффективное смешение достигается при использовании смесителя M4-L2D (табл. 4). Для модификации M2-L1D характерно лучшее перемешивание по сравнению с M2-L2D, однако этот вариант отличается высо-

кими угловыми компонентами скорости u_θ/U_m (рис. 10) и почти четырехкратным ростом гидравлического сопротивления. Получены перепады Δp давления для разных вариантов смесителей (табл. 5).

В дополнительных материалах на рис. S1 показаны поля массовой доли водорода в двух ортого-

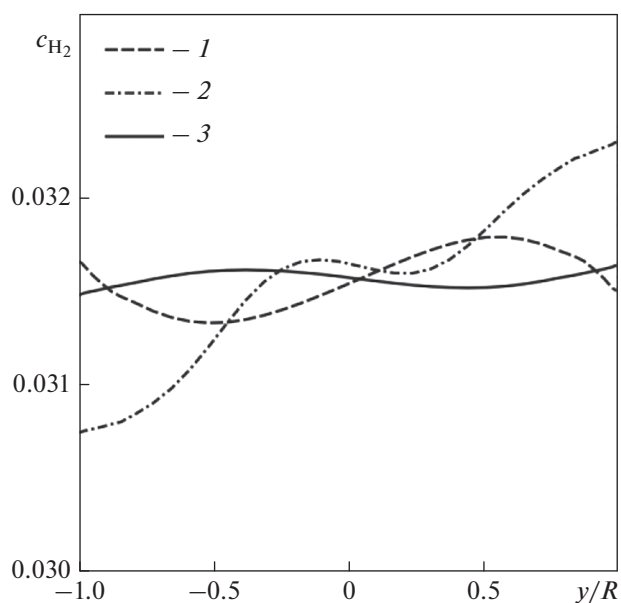


Рис. 9. Профили массовых долей водорода в сечении out_2 за смесителями M2-L1D (1), M2-L2D (2) и M4-L2D (3)

Таблица 4. Параметры неоднородности H_l на выходе в сечениях out_1 и out_2 ($H_{l,out_1}/H_{l,out_2}$) при использовании смесителей разных видов

Смеситель	CH ₄	H ₂	N ₂
M2-L1D	6.56/1.32	19.5 /3.94	19.5/3.94
M2-L2D	6.85/2.78	20.0/8.28	20.0/8.28
M3.5 (+)-L2D	2.12/1.37	6.33/4.12	6.33/4.12
M3.5 (-)-L2D	2.32/1.72	6.92/5.17	6.92/5.17
M4-L2D	1.94/0.37	5.79/1.09	5.79/1.09
Лепестковый смеситель:			
1	11.00/6.86	32.60/20.50	32.60/20.50
2	11.30/8.90	33.80/26.60	33.80/26.60
Параметр $H_{l,in}$ на входе	18.40	55.00	55.00

Таблица 5. Перепады давления в смесителях разных конструкций

Смеситель	Δp , кПа
M2-L1D	34.0
M2-L2D	9.83
M3.5 (+)-L2D	20.4
M3.5 (-)-L2D	17.0
M4-L2D	20.4
Лепестковый смеситель:	
1	11.9
2	12.4

компонента смеси в сечениях out_1 и out_2 приведены в табл. 4.

Предполагалось, что конструкции с вариантами M3.5(+)-L2D или M3.5(-)-L2D позволят заметно снизить интенсивность закрутки на выходе по сравнению с M4-L2D. В действительности желаемого эффекта получить не удалось. На рис. S3 в дополнительных материалах показаны линии тока газа в трубе для трех вариантов установленных смесителей, окрашенные в соответствии со значением массовой доли водорода. Поля модуля угловых компонент скорости, нормированных на U_m , в сечении out_2 при использовании указанных модификаций смесителей представлены на рис. 11. Применение модификации M3.5(+)-L2D практически не уменьшило степень закрутки, а при установке смесителя M3.5(-)-L2D ее значение даже увеличилось по сравнению с вариантом M4-L2D. Следует отметить, что интенсивность закрутки довольно быстро уменьшается по длине трубы.

нальных диаметральных сечениях трубы с установленными смесителями M2-L1D, M2-L2D и M4-L2D, а на рис. S2 – поля массовых долей метана в сечении out_1 для всех модификаций смесителей. Параметры неоднородности для каждого

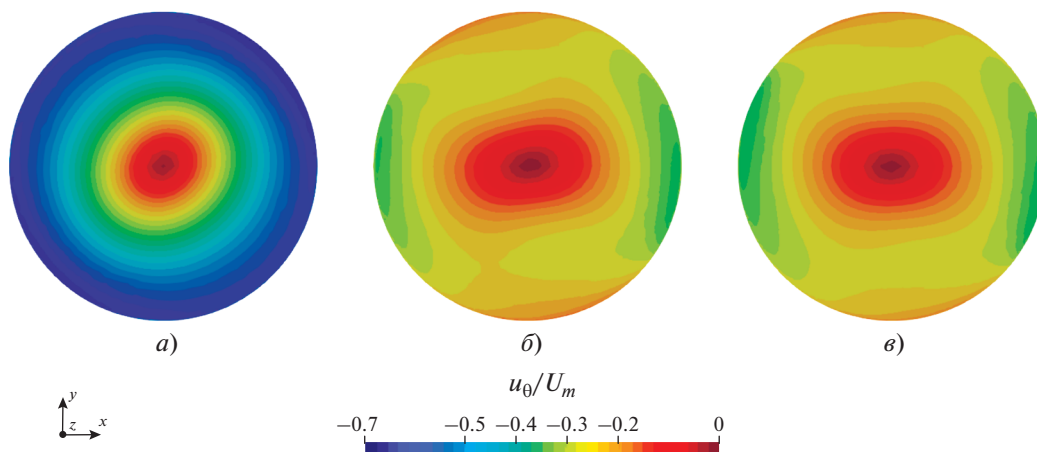


Рис. 10. Поля безразмерных угловых компонент скорости в сечении out_2 при установке смесителей M2-L1D (а), M2-L2D (б) и M4-L2D (в)

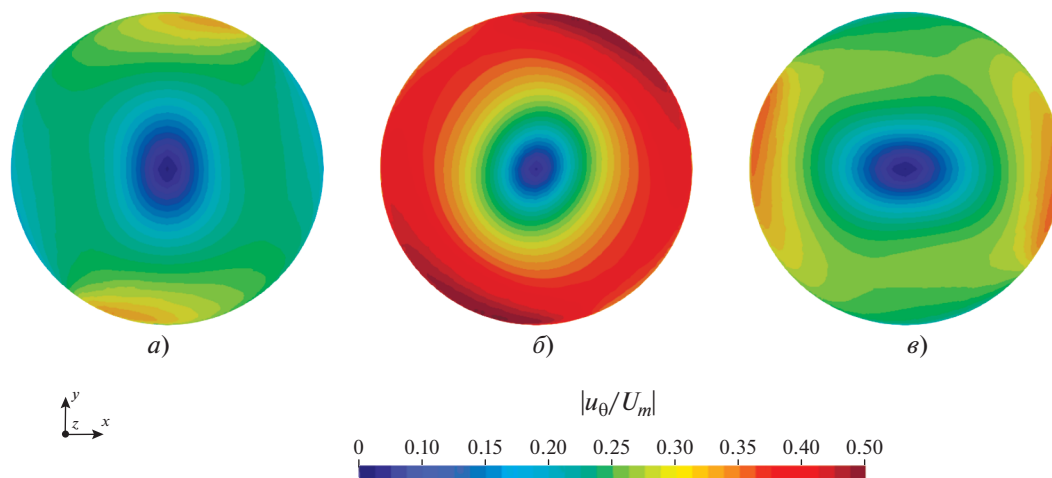


Рис. 11. Поля модуля угловых скоростей, нормированных на U_m , в сечении out_2 за смесителями M3.5(+)-L2D (а), M3.5(-)-L2D (б) и M4-L2D (в)

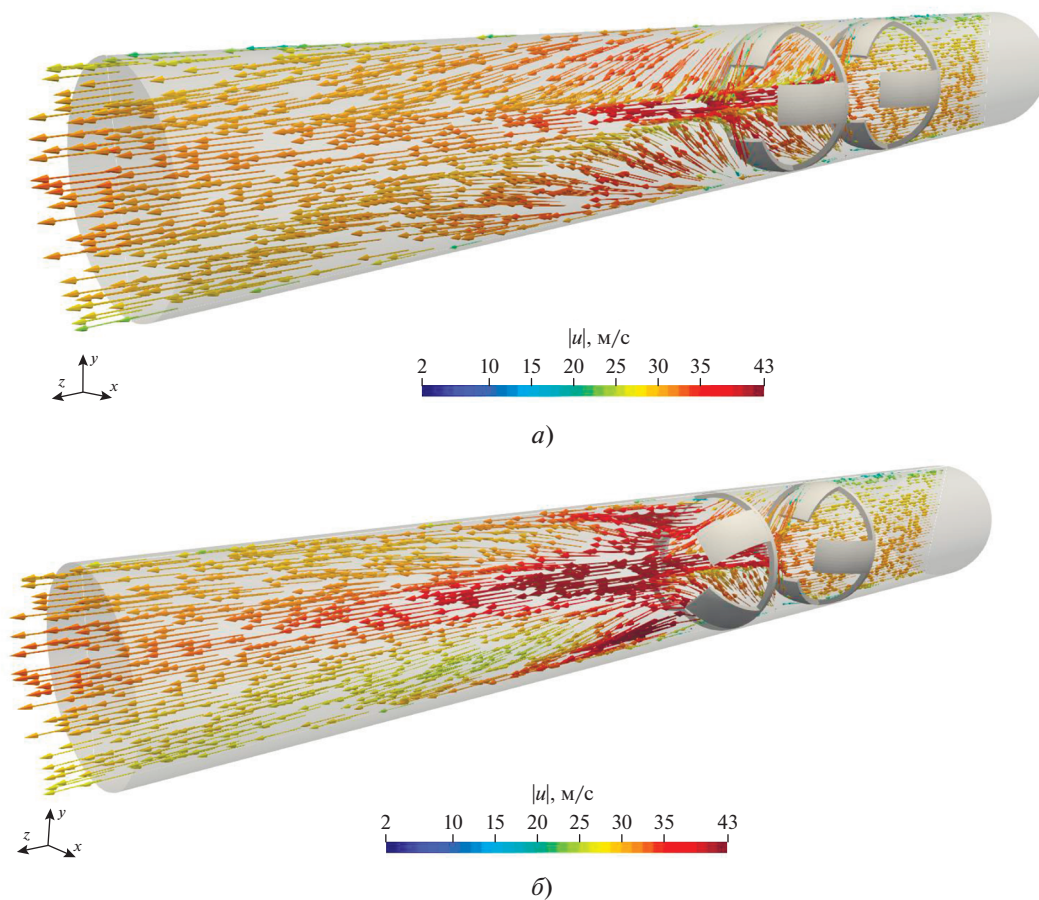


Рис. 12. Векторы скорости в вертикальном диаметральном сечении, окрашенные в соответствии со значением их модуля для двух вариантов смесителя с лепестковыми элементами (в варианте б второй элемент смесителя повернут на 45° относительно первого элемента а)

Угловые скорости в сечении out_2 примерно в 2 раза ниже, чем в сечении out_1 . На участках топливного трубопровода, следующих за установленным смесителем, закрутка может быть подавлена до

требуемого уровня. Кроме того, нужно иметь в виду, что изгибы трубопровода также сопровождаются закруткой потока. Данные табл. 4 позволяют сделать следующие выводы:

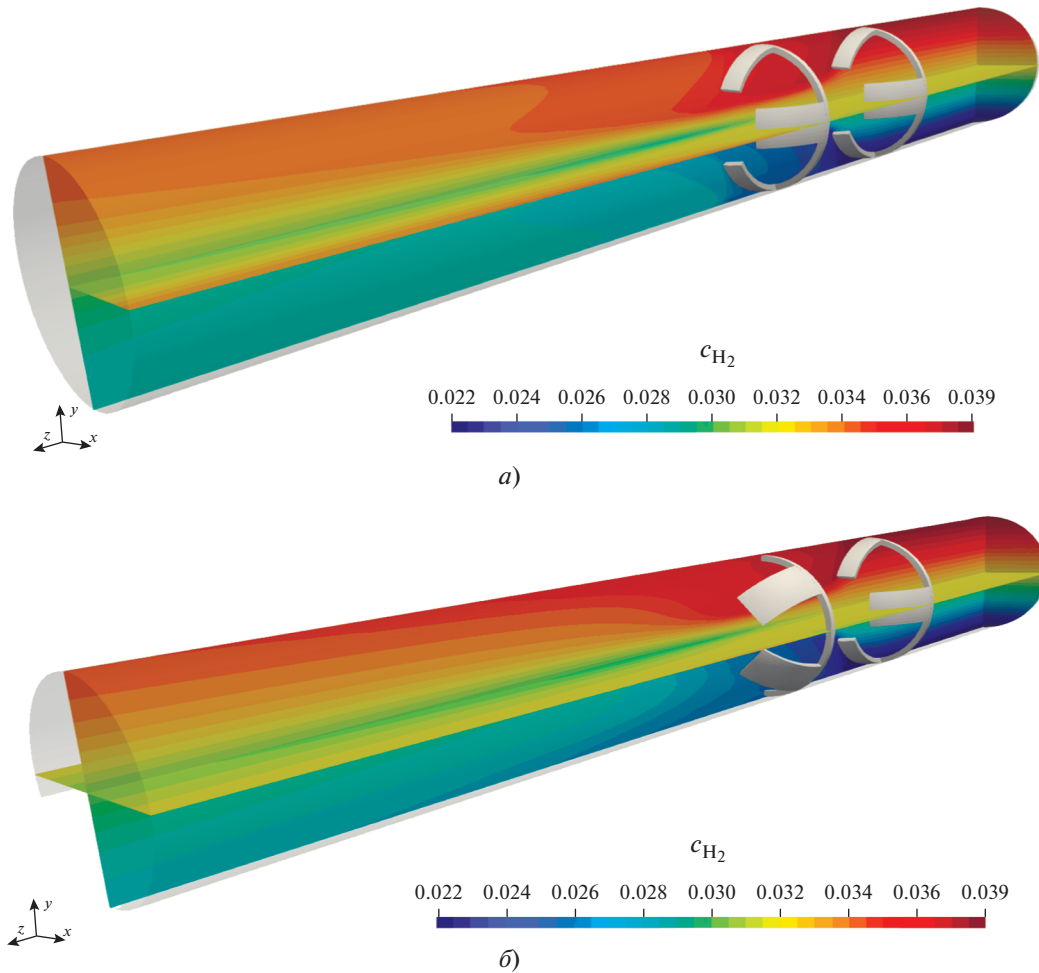


Рис. 13. Поля массовой доли водорода в вертикальной и горизонтальной диаметральных плоскостях для двух вариантов смесителя с лепестковыми элементами (в варианте *б* второй элемент смесителя повернут на 45° относительно первого элемента *а*)

из рассмотренных модификаций ленточных смесителей наиболее эффективной является модификация М4-L2D;

степени неоднородности водорода и азота после смешения превышают степень неоднородности метана.

Смеситель с лепестковыми элементами

В качестве второй конструкции статического смесителя был проанализирован смеситель, аналогичный исследованному в работе [13]. Он состоял из двух элементов, каждый из которых представлял собой кольцо с четырьмя выступающими лепестками в виде фрагментов сферической поверхности диаметром D . Размер элемента по длине трубы был равен $L_m = 110$ мм, ширина лепестка составляла 64 мм (рис. 12). Моделировались два элемента, расположенных на расстоянии $2L_m$ один от другого. Вариант второго (лепестко-

вого) смесителя отличался от первого поворотом второго элемента на 45° относительно первого элемента (см. рис. 12, *б*). На входе в трубу задавались те же неоднородные распределения параметров, что и в предыдущих расчетах.

Результаты моделирования представлены на рис. 12–14 в виде картины вектора скорости в вертикальном диаметральном сечении, полей массовой доли водорода и безразмерной турбулентной вязкости ν_t/ν в вертикальной и горизонтальной диаметральных плоскостях³ (ν_t – турбулентный коэффициент кинематической вязкости, $\text{м}^2/\text{с}^2$; ν – коэффициент молекулярной кинематической вязкости, $\text{м}^2/\text{с}^2$).

³ На рис. 13 и 14 плоскости, в которых приводятся поля, “разрезают” верхний и нижний лепестки, создавая впечатление узких лепестков, отличных от тех, что изображены на рис. 11.

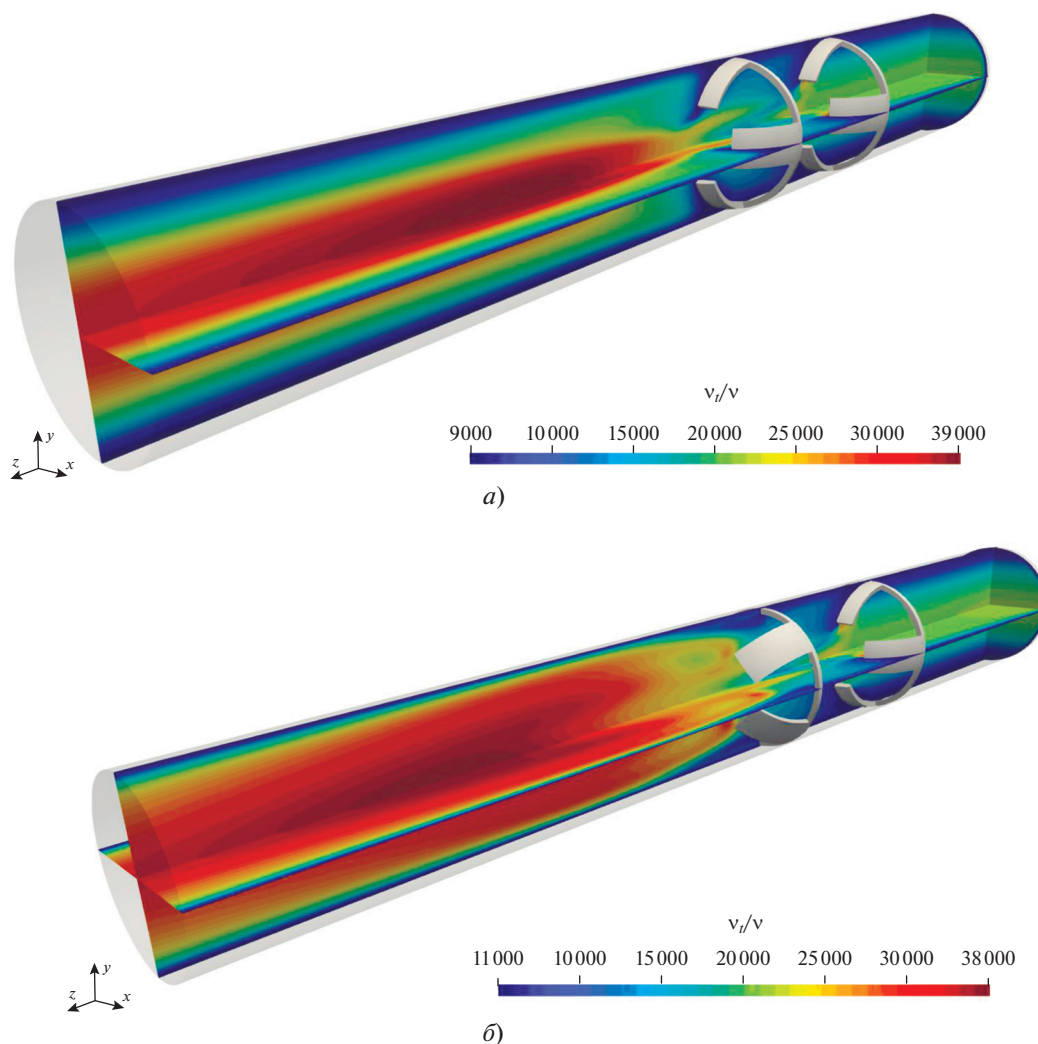


Рис. 14. Поля безразмерной турбулентной вязкости v_t/v в вертикальной и горизонтальной диаметральных плоскостях для двух вариантов смесителя с лепестковыми элементами (в варианте б) повернут на 45° относительно первого элемента а)

Следует отметить, что, как и в [13], в расчетах авторов настоящей статьи также получено существенное усиление турбулентного переноса за устройством на расстояниях приблизительно $(2-4)D$ от смесителя (см. рис. 14). Тем не менее, как следует из табл. 4, лепестковый смеситель дает неудовлетворительное смещение.

РЕЗУЛЬТАТЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ СМЕШЕНИЯ ВО ФРАГМЕНТЕ ТРУБОПРОВОДА “СТАЦИОНАРНЫЙ СМЕСИТЕЛЬ – ПРЯМОЛИНЕЙНЫЙ КАНАЛ”

Представленные результаты моделирования эффективности различных смесителей показывают, что для снижения степени неоднородностей

H_l в потоке до уровня 1% и подавления закрутки необходимо наличие за смесителем прямолинейного участка трубопровода. Длина такого участка может быть относительно небольшой. Для установления требуемой протяженности прямолинейного участка, обеспечивающей сглаживание неоднородностей, выполнено моделирование процессов во фрагменте трубопровода со смесителями различных модификаций с присоединенной к ним прямой трубой длиной $40D$. На входе в исследуемый фрагмент трубопровода задавались, как и ранее, распределения параметров, полученные на выходе из Т-смесителя [17] (см. рис. 1).

Наиболее информативной характеристикой степени неоднородности смешения является параметр H_l . Однако на практике чаще используется критерий σ_l , упомянутый ранее, — среднеквадратичный

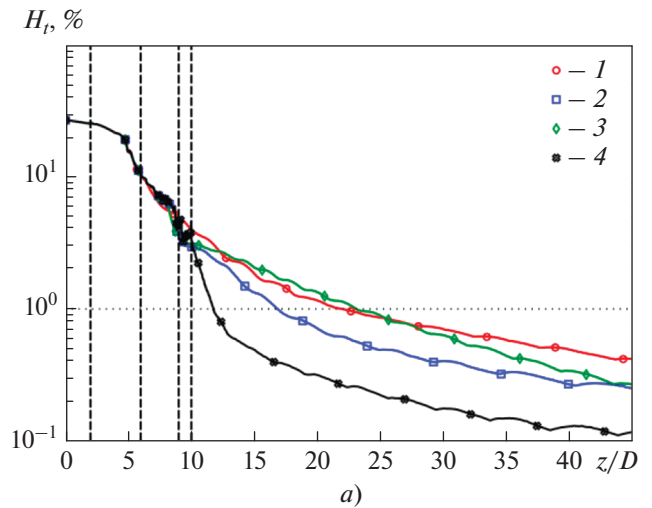
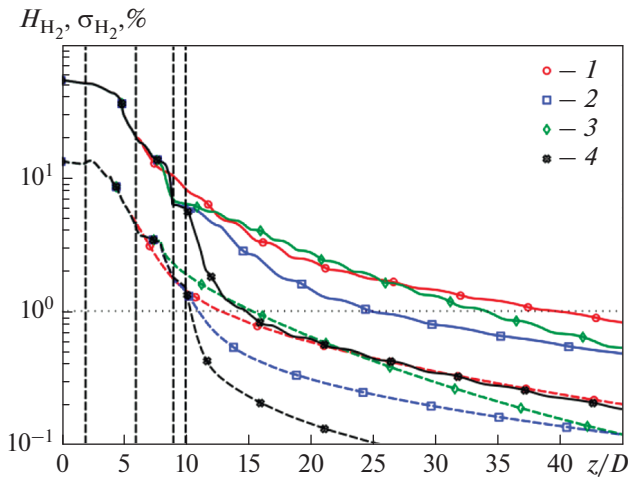
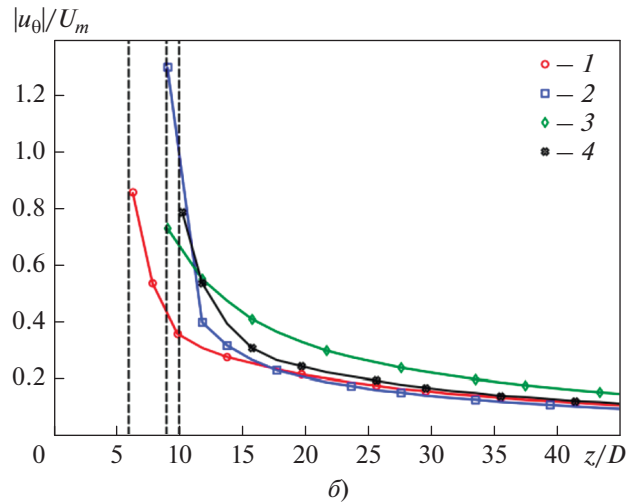


Рис. 15. Изменение параметров H_{H_2} (сплошные кривые) и σ_{H_2} (штриховые кривые) по длине фрагмента трубопровода с установленными смесителями. Смеситель: 1 – M2-L2D; 2 – M3.5(+)-L2D; 3 – M3.5(-)-L2D; 4 – M4-L2D. Вертикальными пунктирными прямыми показаны входное сечение смесителей $z/D = 2$ и выходные сечения для смесителей различных модификаций



тическое отклонение массовой доли компонента смеси от среднего значения в сечении трубы, нормированное на среднее значение. На рис. 15 показаны распределения H_{H_2} и σ_{H_2} по длине рассматриваемого фрагмента трубопровода при установке четырех модификаций смесителей. Вертикальными штриховыми линиями отмечены границы статических смесителей различных модификаций. На рис. 16 представлены данные о затухании температурной неоднородности $H_t = (t_{max} - t_{min})/\Delta t$ (t_{max} , t_{min} – максимальная и минимальная температуры смеси; $\Delta t = 30^\circ\text{C}$ – исходная разность температур газов, подлежащих смешению) и безразмерных угловых компонент скорости $|u_\theta|/U_m$ по длине трубопровода.

Рис. 16. Затухание температурной неоднородности H_t (а) и модуля безразмерных угловых компонент скорости $|u_\theta|/U_m$ (б) по длине трубопровода с установленными смесителями. Обозначения см. рис. 15

Как следует из рис. 15, 16, смеситель M4-L2D не только имеет более высокие показатели эф-

фективности смешения на выходе out_1 , но и создает предпосылки для более интенсивного вырождения неоднородностей в последующем участке прямой трубы.

Таблица 6. Безразмерные расстояния, на которых достигаются значения $H_l \leq 1\%$ (z_1/D) и $\sigma_l \leq 1\%$ (z_2/D) для смесителей разных модификаций

В табл. 6 указаны длины труб (включаяе участок $2D$ до смесителя, длину смесителя и протяженность последующего прямого участка трубопровода), на которых достигаются условия $H_l \leq 1\%$ и $\sigma_l \leq 1\%$, $l = H_2$ или N_2 , так как $H_{H_2} = H_{N_2} > H_{CH_4}$.

Смеситель	z_1/D	z_2/D
M2-L2D	40.0	13.0
M3.5 (+)-L2D	25.0	11.0
M3.5 (-)-L2D	34.0	15.0
M4-L2D	14.8	10.4

Следует отметить, что относительно небольшие габариты стационарных смесителей из фрагментов скрученной ленты, а также их эффективность делают эти смесители весьма перспективными для использования. Дополнительные их достоинства – простота изготовления и небольшие гидравлические потери.

ВЫВОДЫ

1. Для определения эффективности конструкций статических смесителей, выполненных из элементов скрученной ленты и лепесткового типа, были проведены численные исследования методом RANS с использованием CFD-кода ANES.

2. Полученные данные позволили предложить оптимальную конструкцию смесителя M4-L2D в виде цепочки из четырех фрагментов скрученных лент.

3. Для достижения требуемых условий однородности состава и температуры газовой смеси для принятых режимных параметров и условий на входе в статический смеситель рекомендованной модификации достаточно установить за ним прямую трубу длиной не более 1.5 м.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Paul E.L., Atiemo-Obeng V.A., Kresta S.M.** Handbook of industrial mixing: science and practice. John Wiley & Sons, 2004.
2. **Static mixers: Mechanisms, applications, and characterization methods: A review / A. Ghanem, T. Lemenand, D.D. Valle, H. Peerhossaini // Chem. Eng. Res. Des. 2014. V. 92. Is. 2. P. 205–228.**
<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.07.013>
3. **Heat and mass transfer mixing enhancements in pipeline; numerical cfd and experimental chores: A review / Z.H. Khokhar, M.S. Al-Harhi, B.F. Abusharkh, H.H. Al-Ali, R.N. Sharma, H.D. Zughbi, A.A. Shaikh, H.H. Redhwi, A. Abdurraheem, S.U. Rehman, S.J. Zaidi, Z.U. Khan, I.A. Hussain, B.S. Yilbas // Int. J. Eng. Sci. Innovative Technol. (IJESIT). 2013. V. 2. Is. 1. P. 1–11.**
4. **Sutherland W.S.** Improvement in apparatus for preparing gaseous fuel: Patent No. 206642 dated 30 July 1878. Patented in England 20 May 1974.
5. **Static mixers in the process industries – A review / R.K. Thakur, Ch. Vial, K.D.P. Nigam, E.B. Nauman, G. Djelveh // Chem. Eng. Res. Des. 2003. V. 81. Is. 7. P. 787–826.**
<https://doi.org/10.1205/026387603322302968>
6. **Hewitt G.F., Shires G.L., Bott T.** Process heat transfer. Begell House Inc., 1994.
7. **Streiff F.A., Jaffer S., Schneider G.** Design and application of motionless mixer technology // Proc. of the 3rd Intern. Symp. on Mixing in Industrial Processes (ISMIP3). Osaka, Japan, 19–22 Sept. 1999. P. 107–114.
8. **Kumar V., Shirke V., Nigam K.D.P.** Performance of Kenics static mixer over a wide range of Reynolds number // Chem. Eng. J. 2008. V. 139. Is. 2. P. 284–295.
<https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.07.101>
9. **Investigation of mixing behavior of hydrogen blended to natural gas in gas network / M. Kong, S. Feng, Q. Xia, Ch. Chen, Z. Pan, Z. Gao // Sustainability. 2021. V. 13. Is. 8. P. 4255.**
<https://doi.org/10.3390/su13084255>
10. **A new k - ϵ eddy viscosity model for high Reynolds number turbulent flows / T.-H. Shih, W.W. Liou, A. Shabbir, Z. Yang, J. Zhu // Comput. Fluids. 1995. V. 24. Is. 3. P. 227–238.**
[https://doi.org/10.1016/0045-7930\(94\)00032-T](https://doi.org/10.1016/0045-7930(94)00032-T)
11. **CFD-code ANSYS-fluent.** [Электрон. ресурс.] <https://www.ansys.com/products/fluids/ansys-fluent>
12. **Bakker A., Laroche R.D.** Modeling of the turbulent flow in HEV static mixers // The Online CFM Book. 2000. P. 8. <http://Www.Bakker.Org/>
13. **Gretta W.J.** An experimental study of the fluid mixing effects and flow structure due to surface mounted passive vortex generating device: Master's thesis. Lehigh University, Bethlehem, Pennsylvania, USA, 1990.
14. **Jones S. C., Sotiropoulos F., Amirtharajah A.** Numerical modeling of helical static mixers for water treatment // J. Environ. Eng. 2002. V. 128. Is. 5. P. 431–440.
[https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(2002\)128:5\(431\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(2002)128:5(431))
15. **Menter F.R.** Two-equation eddy-viscosity turbulence models for engineering applications // AIAA J. 1994. V. 32. No. 8. P. 1598–1605.
<https://doi.org/10.2514/3.12149>
16. **Welahetti P., Vaagsaether K.** Comparison of OpenFoam and ANSYS Fluent computational fluid dynamic simulation of gas-gas single phase mixing with and without static // Proc. of the 9th EUROSIM & the 57th SIMS. Oulu, Finland, 12–16 Sept. 2016. V. 9.
<https://doi.org/10.3384/ecp171421005>
17. **Моделирование процессов смешения однофазных сред в тройниковых соединениях / Ф.В. Тупоносов, В.И. Артемов, Г.Г. Яньков, Н.С. Душин, О.А. Душина, А.В. Дедов // Теплоэнергетика. 2023. № 9. С. 45–67.**
<https://doi.org/10.56304/S0040363623090072>
18. **CFD-code ANES.** [Электрон. ресурс.] <http://anes.ch12655.tmweb.ru>
19. **Lauder B.E.** On the computation of convective heat transfer in complex turbulent flows // J. Heat Transfer. 1988. V. 110. Is. 4b. P. 1112–1128.
<https://doi.org/10.1115/1.3250614>
20. **Kader B.A.** Temperature and concentration profiles in fully turbulent boundary layers // Int. J. Heat Mass Transfer. 1981. V. 24. Is. 9. P. 1541–1544.
[https://doi.org/10.1016/0017-9310\(81\)90220-9](https://doi.org/10.1016/0017-9310(81)90220-9)
21. **The SST turbulence model with improved wall treatment for heat transfer predictions in gas turbines / F. Menter, J.C. Ferreira, T. Esch, B. Konno // Proc. of the Intern. Gas Turbine Congress. Tokyo, Japan, 2–7 Nov. 2003.**
22. **Wilke C.R.** A viscosity equation for gas mixtures // J. Chem. Phys. 1950. V. 18. Is. 4. C. 517–519.
<https://doi.org/10.1063/1.1747673>
23. **Mason E.A., Saxena S.C.** Approximate formula for the thermal conductivity of gas mixtures // Phys. Fluids. 1958. V. 1. Is. 5. P. 361–369.
<https://doi.org/10.1063/1.1724352>

Analysis of the Efficiency of Static Mixers from Fragments of Twisted Tape and with Leaf Elements for Mixing Fuel Gas Components

F. V. Tuponosov^a, V. I. Artemov^a, G. G. Yankov^a, and A. V. Dedov^a, *

^a National Research University Moscow Power Engineering Institute, Moscow, 111250 Russia

*e-mail: dedovav@mpei.ru

Abstract—A numerical study of the mixing processes of multicomponent gas flows with the help of static mixers was carried out to reduce the temperature and gas mixture composition inhomogeneities in the fuel pipeline. The literary sources of interest for this work are analyzed. Two types of static mixer are selected: a series of elements from a twisted band and a leaf mixer. For these designs, numerical calculations are made at the specified parameters of mixing gas flows containing methane, hydrogen, and nitrogen. Turbulent flows of the mixture were modeled in a stationary formulation using the equations of conservation of mass, momentum, and energy averaged by Reynolds. Two-parameter models with wall-side functions were used to determine turbulent viscosity. As boundary conditions at the entrance to the static mixer, the fields of the desired variables, obtained earlier by the authors of this article at the exit from the T-shaped mixer with Reynolds numbers $(4-6) \times 10^6$ in the main and adjacent pipes for the supply of fuel mixture components, were set. The analysis of the efficiency of the mixing process using stationary mixers of various modifications was carried out. The fields of the components of speed, temperature, and mass fractions of the mixture at the exits from static mixers were obtained and pressure losses in the structures were determined. The optimal design of the mixer is proposed, which consists of four elements in the form of a 180° plate, each element of which has a length (half-spin period) equal to two diameters of the pipe. Adjacent elements are twisted in opposite directions and adjoin each other at an angle of 90° . It is shown that it is possible in a fragment of the fuel pipeline, including a static mixer and a straight section of the pipe with a length of not more than five diameters, to achieve the required uniformity of the composition and temperature of the fuel mixture in the outlet section of the said fragment.