

МЕТОДИКА МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА ТЕЧЕНИЯ ЖИДКОСТИ В СМЕСИТЕЛЕ, СОСТОЯЩЕМ ИЗ ДВУХ МАЛОРАСХОДНЫХ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ ФОРСУНОК

© 2018

Е. В. Семкин – начальник группы конструкторского отдела;
АО «Научно-исследовательской институт машиностроения», г. Нижняя Салда;
nimash@list.ru

Рассмотрена методика численного моделирования течения рабочей жидкости (воды) через гидравлический тракт смесителя, состоящего из двух соосно установленных малорасходных центробежных форсунок, в воздушную среду при атмосферном давлении. Методика основана на двухскоростной модели течения двухфазного потока жидкости и определении коэффициента сопротивления межфазного взаимодействия в процессе решения в зависимости от числа Рейнольдса. Число Рейнольдса рассчитывается по относительной скорости жидкостей, составляющих двухфазный поток. Исследуется изменение картины течения факела распыла смесителя в зависимости от двух характерных размеров, которые входят в число определяющих параметров при вычислении коэффициента сопротивления межфазного взаимодействия. Предложены алгоритмы вычисления коэффициента сопротивления межфазного взаимодействия. Показаны результаты моделирования перемешивания жидкости и разрушения плёночного течения воды в гидравлических трактах форсунок и за их пределами при различных значениях характерных размеров. Доказано, что подбором значений характерных размеров, на основе которых определяются коэффициенты сопротивления межфазного взаимодействия, можно добиться соответствия результатов расчёта по предлагаемой методике и гидравлических испытаний.

Жидкостный ракетный двигатель малой тяги; смеситель; гидравлический тракт; центробежные форсунки; моделирование течения; методика расчёта.

Цитирование: Семкин Е.В. Методика моделирования процесса течения жидкости в смесителе, состоящем из двух малорасходных центробежных форсунок // Вестник Самарского университета. Аэрокосмическая техника, технологии и машиностроение. 2018. Т. 17, № 4. С. 141-154. DOI: 10.18287/2541-7533-2018-17-4-141-154

Введение

При проектировании смесителей жидкостных ракетных двигателей малой тяги (ЖРДМТ) тягой 55 Н и менее, работающих на самовоспламеняющихся компонентах топлива АТ-НДМГ, ставятся повышенные требования к организации процесса перемешивания компонентов топлива за время жидкофазной индукции [1; 2]. Малые расходные характеристики и повышающиеся требования к динамическим характеристикам таких двигателей (суммарный расход компонентов топлива менее 0,018 кг/с) не позволяют иметь большое количество смесительных элементов. Обычно ограничиваются одним смесительным элементом, который должен обеспечивать равномерное и полное перемешивание компонентов топлива в камере сгорания до заданного массового соотношения за короткое время жидкофазной индукции $\tau_{жф} = 1 \cdot 10^{-4}$ с для их максимально полного преобразования в продукты сгорания.

В течение этого времени, в основном в расчётах, учитываются процессы механического перемешивания жидкостей, а воздействием химических реакций на компоненты топлива в смесителе пренебрегают. Перемешивание компонентов топлива в смесителях в течение времени жидкофазной индукции производится под действием сил инерции; диффузионных сил, связанных с турбулентной вязкостью компонентов топлива; сил гравитации, поверхностного натяжения, гидравлического сопротивления при движении компонентов топлива относительно газовой среды и друг относительно дру-

га. Учёт всех действующих сил на компоненты топлива при их перемешивании является трудоёмкой и сложной задачей. В настоящее время оптимизация работы смесительного элемента в процессе создания ЖРДМТ проводится по результатам проектных расчётов и десятка испытаний на натуральных компонентах топлива, что связано с большими финансовыми и временными затратами. Благодаря развитию вычислительной техники в инженерных расчётах в настоящее время появились модели, отражающие работу смесительных элементов и форсунок [2 - 4], реализованные в коммерческих машинных кодах, например Ansys SFX, Ansys Fluent, Flow Vision. Применение моделей работы смесителей и форсунок ещё на проектном этапе работ позволяет провести оптимизацию параметров их работы и существенно сократить финансовые и временные затраты на проведение разработки ЖРДМТ. В статье приведены результаты разработки методики расчёта смесительного элемента ЖРДМТ тягой 10 - 15 Н.

Объект исследования

В качестве объекта исследований принят смеситель камеры перспективного ЖРДМТ тягой 10 - 15 Н разработки АО «НИИМаш». В результате проведённых исследовательских работ было собрано большое количество экспериментальных данных, полученных при проведении гидравлических испытаний смесителя и огневых испытаний ЖРДМТ со смесителем данной конструкции, что делает возможным сравнение результатов расчёта с экспериментами. Смеситель состоит из двух соосно установленных центробежных форсунок. Гидравлический тракт смесителя и присоединённая камера сгорания, используемые в расчёте, приведены на рис. 1.

При перепаде давления $6,8 \text{ кгс/см}^2$ расход воды через внутреннюю форсунку составляет $1,85 \text{ г/с}$. Расход воды через внешнюю форсунку составляет $2,54 \text{ г/с}$ при перепаде давления $6,1 \text{ кгс/см}^2$. Закрутка жидкости во внутренней и внешней форсунках производится в разные стороны. Стенки гидравлического тракта смесителя выполнены с регулярной шероховатостью $0,8 \text{ мкм}$.

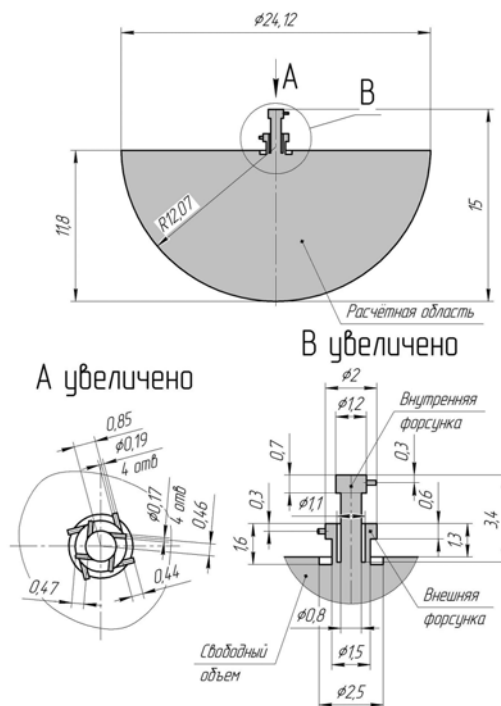


Рис. 1. Геометрия расчётной области смесительного элемента двигателя тягой 10-15 Н

Границы свободного объёма камеры сгорания, прилегающего к форсунке, определяющие расчётную область, выбирались на достаточном удалении от среза сопла внешней форсунки смесителя, чтобы пелена жидкой плёнки, истекающей из смесителя, успела распастись.

Постановка задачи

Методика расчёта параметров смесителя построена на решении турбулентных уравнений Навье-Стокса, описывающих течение двухфазной несжимаемой жидкости с границей раздела между фазами.

Для решения задачи используется двухскоростная модель описания течения двухфазного потока [5]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha) = 0, \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha (\rho_\alpha U_\alpha \otimes U_\alpha)) = \\ = S_{M_buoy} + F_{\alpha\beta} - r_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot (r_\alpha \mu_\alpha (\nabla U_\alpha + (\nabla U_\alpha)^T)) + M_\alpha, \end{aligned} \quad (2)$$

$$\rho = \sum_{\alpha=1}^3 r_\alpha \rho_\alpha, \quad (3)$$

$$\mu = \sum_{\alpha=1}^3 r_\alpha \mu_\alpha, \quad (4)$$

$$\sum_{\alpha=1}^3 r_\alpha = 1, \quad (5)$$

$$p_\alpha = p \text{ для всех } \alpha = 1, 2 \text{ или } 3. \quad (6)$$

Здесь α – составляющие части двухфазного потока, в решаемой задаче это вода, поступающая в расчётную область через внутреннюю форсунку 1 и внешнюю форсунку 2, и воздух, заполняющий расчётную область на начало расчёта 3;

r_α – объёмная доля контрольного объёма расчётной области, занятая фазой α ;

S_{M_buoy} – источник импульса силы тяжести в расчётной области, рассчитываемый по формуле

$$S_{M_buoy} = (\rho - \rho_{ref})g, \quad (7)$$

где ρ – текущая плотность в расчётной области, ρ_{ref} – плотность жидкости в расчётной области на начало расчёта, задаваемая пользователем;

$F_{\alpha\beta}$ – сила поверхностного натяжения, действующая на границе раздела фаз, рассчитываемая по формуле

$$F_{\alpha\beta} = f_{\alpha\beta} \delta_{\alpha\beta}, \quad (8)$$

$$\text{где } f_{\alpha\beta} = -\sigma k_{\alpha\beta} n_{\alpha\beta} + \nabla_s \sigma, \quad (9)$$

$$\delta_{\alpha\beta} = |\nabla r_{\alpha\beta}|, \quad (10)$$

σ – сила поверхностного натяжения воды, при контакте с воздухом на границе раздела фаз; $n_{\alpha\beta}$ – вектор нормали на поверхности контакта фаз, направленный от первичной жидкости к вторичной; $k_{\alpha\beta}$ – поверхностное искривление поверхности раздела фаз, определённое как

$$k_{\alpha\beta} = \nabla \bullet n_{\alpha\beta}, \quad (11)$$

∇_s – оператор градиента по поверхности контакта фаз.

При проведении решения считается, что обмен массами между фазами протекает равномерно. Член M_α в (2) описывает передачу импульса в процессе взаимодействия фаз потока и представляется как

$$M_\alpha = M_{\alpha\beta}^D. \quad (12)$$

Здесь $M_{\alpha\beta}^D$ учитывает силу сопротивления при взаимодействии двух фаз и определяется из соотношения

$$M_{\alpha\beta}^D = C_D \rho_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} |U_\beta - U_\alpha| (U_\beta - U_\alpha), \quad (13)$$

где C_D – коэффициент сопротивления; $\rho_{\alpha\beta}$ – плотность на границе раздела фаз.

$$\rho_{\alpha\beta} = r_\alpha \rho_\alpha + r_\beta \rho_\beta, \quad (14)$$

$$A_{\alpha\beta} = |\nabla r_\alpha|. \quad (15)$$

В системе уравнений (1) – (6) вязкость задаётся как

$$\mu_\alpha = \mu_{K_\alpha} + \mu_{T_\alpha}, \quad (16)$$

где μ_{K_α} – динамическая вязкость; μ_{T_α} – турбулентная вязкость по изотропной модели турбулентности k - ω , при расчёте турбулентность считалась гомогенной.

Коэффициент сопротивления среды C_D в формуле (13) является функцией многих параметров, в число которых входят число Рейнольдса, рассчитанное по относительной скорости фаз потока; число Маха; объёмная концентрация частиц жидкости в газовой фазе; число Кнудсена и т.д. На практике в инженерных расчётах наиболее часто используют стандартную функциональную зависимость коэффициента сопротивления только от числа Рейнольдса, получаемого на основе относительной скорости фаз пото-

ка. В настоящей работе использована стандартная зависимость C_D от числа Рейнольдса вида [6]:

$$C_{D_i} = \frac{24}{\text{Re}_i} \cdot (1 + 0.15 \cdot \text{Re}_i^{0.687}), \quad (17)$$

где Re_i – число Рейнольдса, рассчитанное по относительной скорости фаз потока в расчётной области, $i = 1$ или 2 .

Коэффициент сопротивления в формуле (17) получают отдельно для пар жидкостей, составляющих двухфазный поток в расчётной области:

$\alpha = 1$ и $\alpha = 3$ (пара «вода-воздух»);

$\alpha = 2$ и $\alpha = 3$ (пара «вода-воздух»);

$\alpha = 1$ и $\alpha = 2$ (пара «вода-вода»).

Для пары «вода-воздух» число Рейнольдса в (17) определялось выражением

$$\text{Re}_1 = \frac{\Delta \vec{U} \cdot d_m}{\nu_{\text{воздух}}}, \quad (18)$$

где $\Delta \vec{U}$ – относительная скорость воды и воздуха; d_m – характерный размер течения в паре «вода-воздух»; $\nu_{\text{воздух}}$ – кинематическая вязкость воздуха.

Для пары «вода-вода» число Рейнольдса в формуле (17) задавалось зависимостью

$$\text{Re}_2 = \frac{\Delta \vec{V} \cdot d_n}{\nu_{\text{воды}}}, \quad (19)$$

где $\Delta \vec{V}$ – относительная скорость воды, поступающей в расчётную область через внутреннюю форсунку, и воды, поступающей в расчётную область через внешнюю форсунку; d_n – характерный размер течения в паре «вода-вода»; $\nu_{\text{воды}}$ – кинематическая вязкость воды.

Таким образом, согласно (17), (18) и (19) на коэффициент сопротивления в расчётной области влияют относительные скорости $\Delta \vec{U}$ и $\Delta \vec{V}$, входящие в (18) и (19), и характерные размеры течения d_m и d_n . Относительные скорости $\Delta \vec{U}$, $\Delta \vec{V}$ вычисляются в процессе решения поля скоростей жидкостей в расчётной области. Значения характерных размеров течения d_m и d_n при расчёте остаются постоянными. Критерием правильности выбора величин d_m и d_n является сравнение полученной в результате расчёта и определённой с помощью фотографирования картин течения. В расчётах значения d_m и d_n изменялись в диапазонах:

d_m от 5 до 150 мкм;

d_n от 5 до 5000 м.

Для сглаживания решения и исключения деления на ноль в (17) коэффициент сопротивления пары «вода-воздух» рассчитывался по алгоритму, показанному на рис. 2.

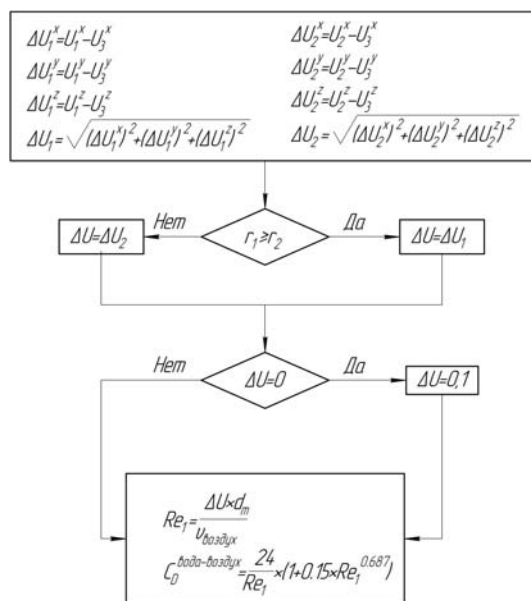


Рис. 2. Алгоритм расчёта коэффициента сопротивления C_{D1} :

$U_1^{X,Y,Z}, U_2^{X,Y,Z}, U_3^{X,Y,Z}$ – проекции скорости воды, поступающей в расчётную область через внутреннюю и наружную форсунки, и воздуха на координатные оси X, Y, Z;
 $\Delta U_{1,2}^{X,Y,Z}$ – проекции относительной скорости воды на координатные оси X, Y, Z;
 $\Delta U_1, \Delta U_2$ – относительные скорости воды и воздуха в расчётной области

На рис. 3 показан алгоритм определения коэффициента сопротивления C_{D2} для пары «вода-вода».

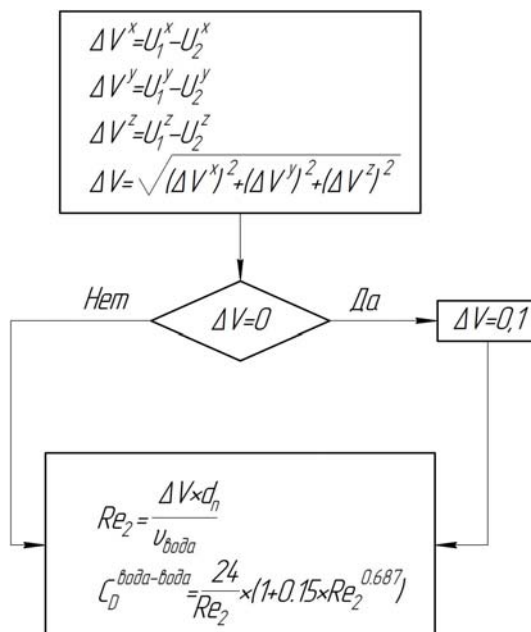


Рис. 3. Алгоритм расчёта коэффициента сопротивления C_{D2} :

$\Delta V^{X,Y,Z}$ – проекции относительной скорости воды на координатные оси X, Y, Z;
 ΔV – относительная скорость воды в расчётной области

Подход к организации расчётной области аналогичен изложенному в [2], но результаты настоящей работы получены при расчётных схемах более высокого порядка точности. В [2] использовался метод установившегося стационарного течения двухфазной жидкости. В настоящем исследовании решалась нестационарная задача, при этом на каждом временном шаге параметры рассчитывались с повышенной точностью.

В расчётной области была сконструирована специальная расчётная сетка [2] с количеством расчётных узлов порядка 10 000 000. Расчёт проводился в лаборатории суперкомпьютерного моделирования ЮУрГУ.

Результаты расчёта

На рис. 4 – 7 приведены результаты расчёта распыла воды смесителем при изменении d_m от 20 до 150 мкм с фиксированным значением $d_n = 20$ мкм (формулы (18) и (19)).

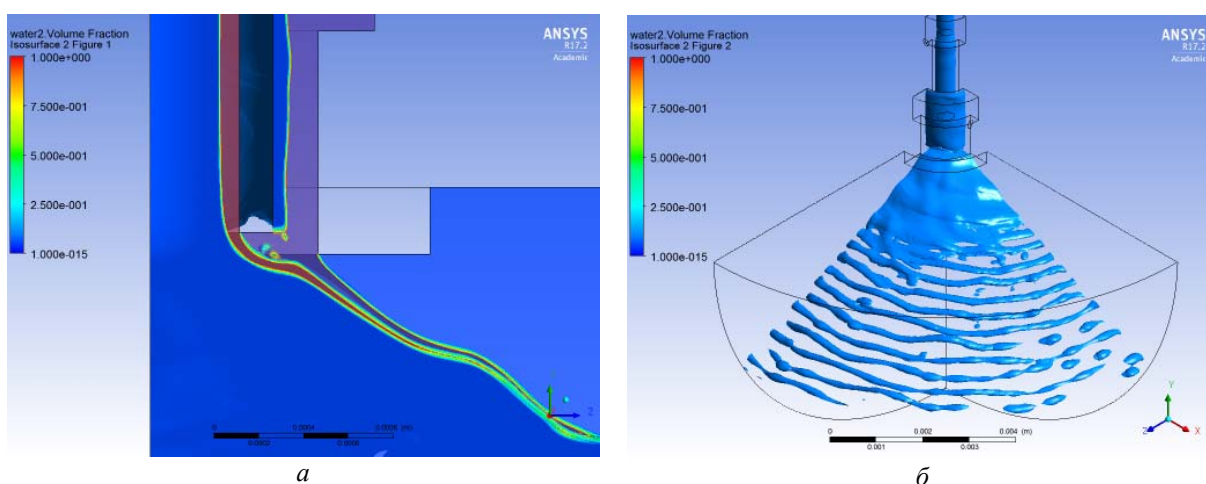


Рис. 4. Решение на момент времени $\Delta t = 14,3$ мс от начала расчёта, $d_m = 30$ мкм:

а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

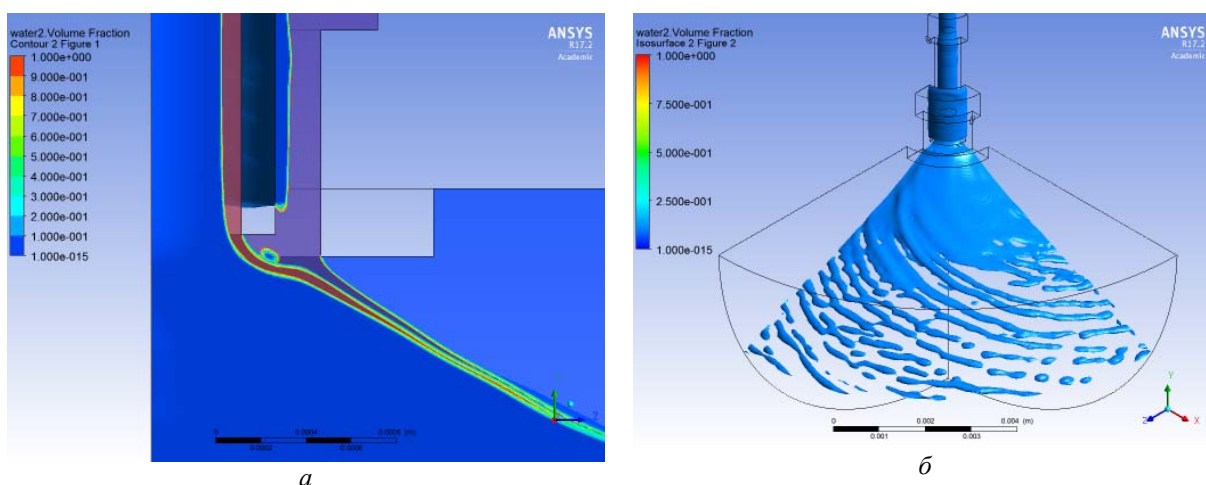


Рис. 5. Решение на момент времени $\Delta t = 10$ мс от начала расчёта, $d_m = 50$ мкм:

а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

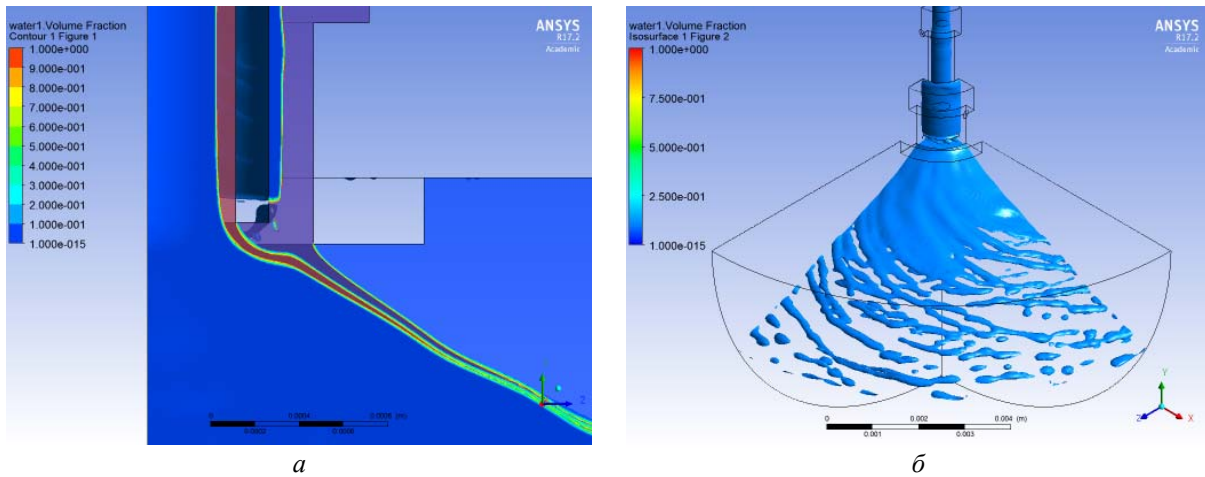


Рис. 6. Решение на момент времени $\Delta t = 15$ мс от начала расчёта, $d_m = 100$ мкм:
 а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
 б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

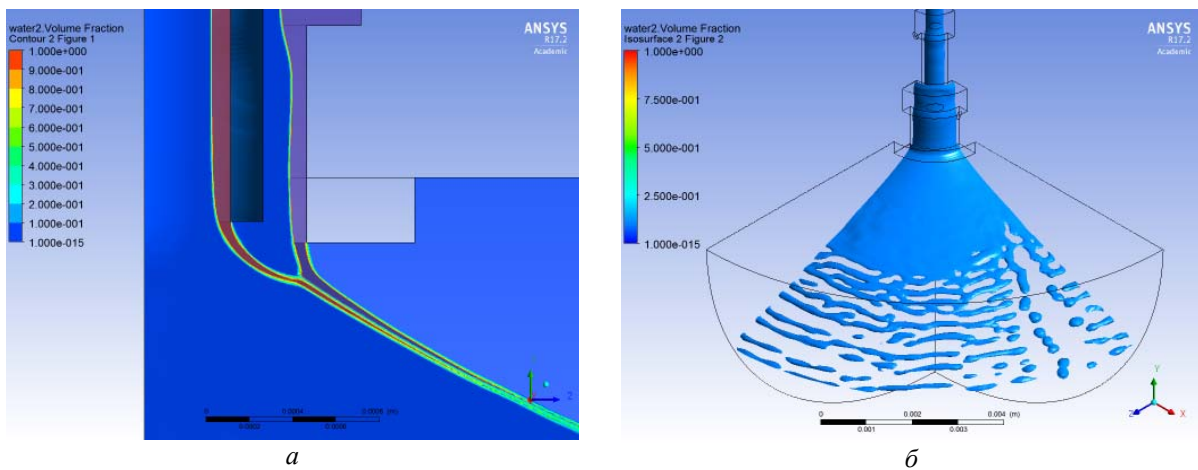


Рис. 7. Решение на момент времени $\Delta t = 6,9$ мс от начала расчёта, $d_m = 150$ мкм:
 а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
 б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

На рис. 8 – 12 приведены результаты расчётов распыла воды смесителем при изменении d_n в диапазоне от 600 мкм до 5000 м (формула (19)).

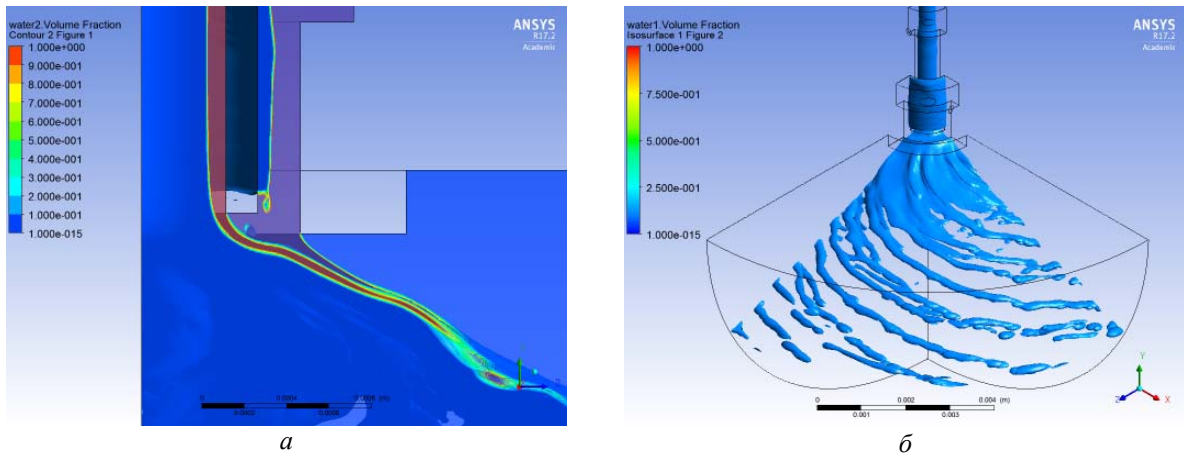


Рис. 8. Решение на момент времени $\Delta t = 15,0$ мс от начала расчёта, $d_m = 20$ мкм, $d_n = 600$ мкм:
 а – структура течения у корня факела распыла и на выходе гидравлического тракта смесителя;
 б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

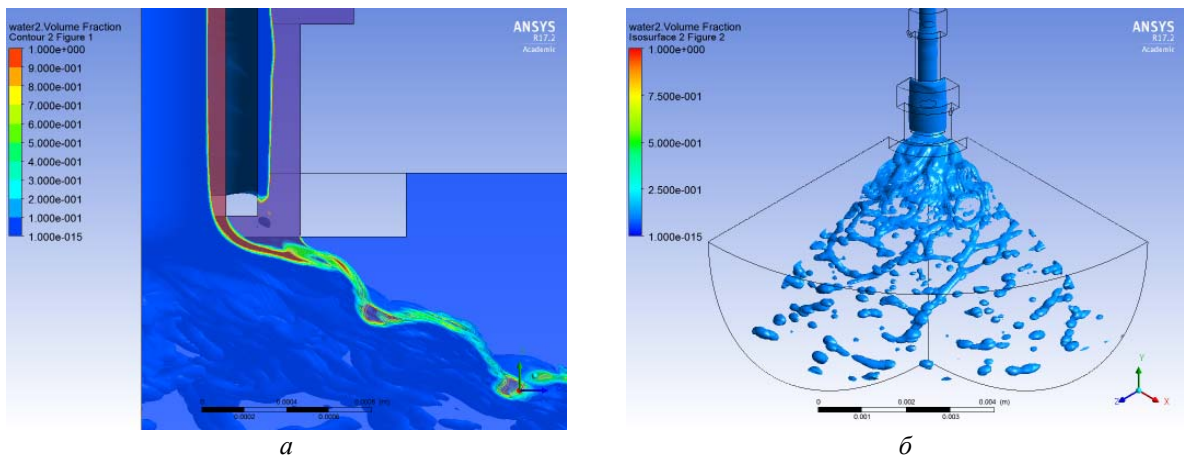


Рис. 9. Решение на момент времени $\Delta t = 15,0$ мс от начала расчёта, $d_m = 50$ мкм, $d_n = 5,0$ м:
 а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
 б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

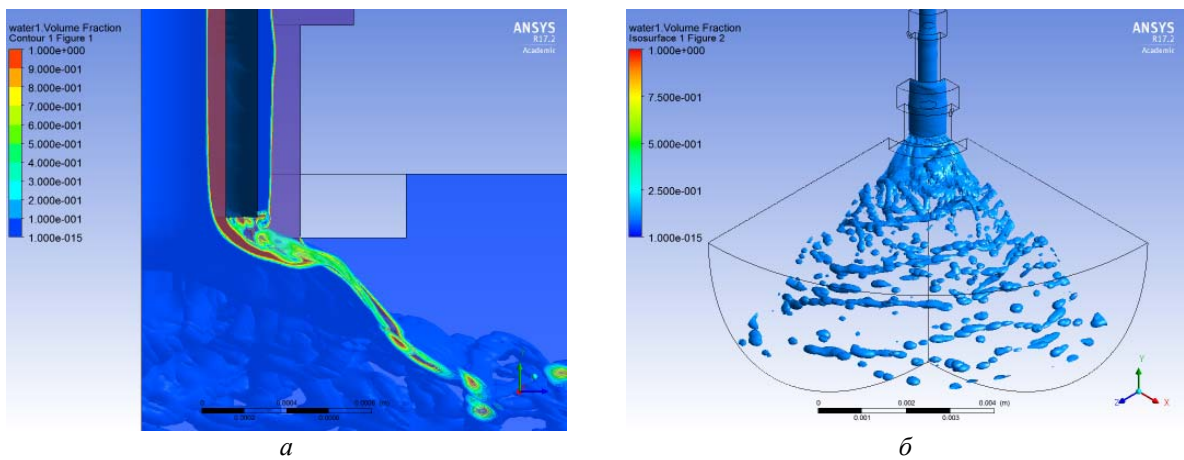


Рис. 10. Решение на момент времени $\Delta t = 25,0$ мс от начала расчёта, $d_m = 50$ мкм, $d_n = 5,0$ м:
 а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
 б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

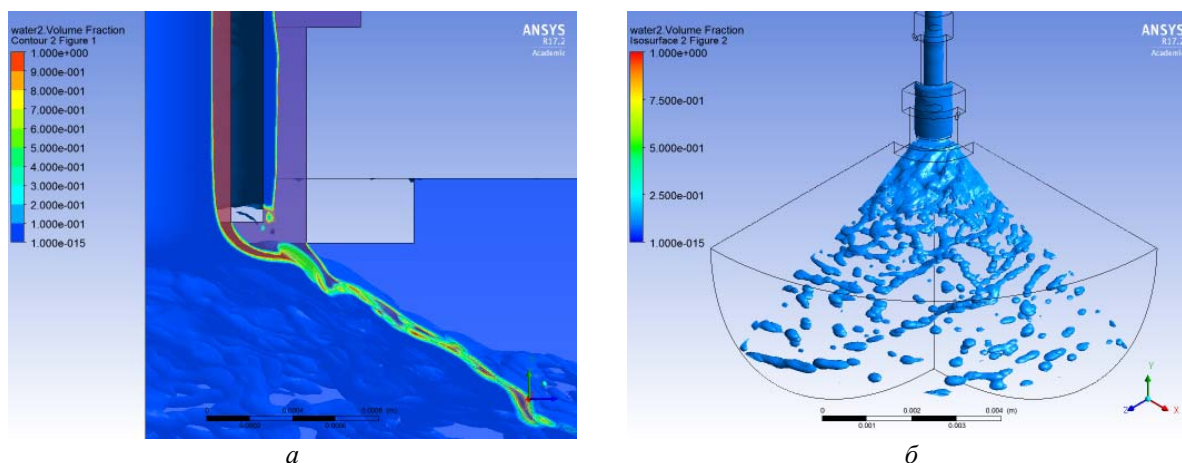


Рис. 11. Решение на момент времени $\Delta t = 24,0$ мс от начала расчёта, $d_m = 50$ м, $d_n = 5000,0$ м:
 а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
 б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

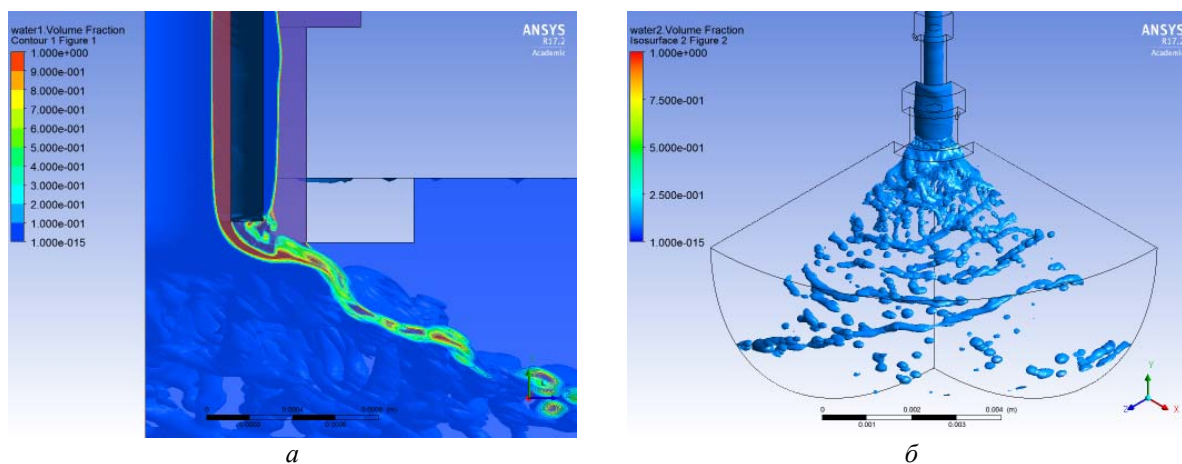


Рис. 12. Решение на момент времени $\Delta t = 40,0$ мс от начала расчёта, $d_m = 50$ мкм, $d_n = 5000,0$ м:
 а – структура течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя;
 б – структура свободного факела распыла в объёме расчётной области, прилегающей к смесителю.
 Объёмная доля воды – 0,1

На рис. 4, а; 5, а; 6, а; 7, а; 8, а; 9, а; 10, а; 11, а; 12, а изменение объёмной доли воды, поступающей через внешнюю и внутреннюю форсунки смесителя, поставлено в соответствие с изменением цвета на рисунках. По изменению цвета в факеле распыла можно судить об изменении объёмной доли воды в конкретной точке расчётной области, а также о степени перемешивания между собой воды, подаваемой через внешнюю и внутреннюю форсунки. Так, зелёный цвет в факеле распыла свидетельствует о том, что в данной точке расчётной области находится половина объёмной доли воды, поступившей из внутренней и внешней форсунок, т.е. произошло полное перемешивание.

Значения расходов воды через внешнюю и внутреннюю форсунки, установившихся в процессе расчётов (рис. 4 – 12), приведены в таблице.

Таблица. Значения расходов воды через внешнюю и внутреннюю форсунки

рисунок №	$\dot{G}^{внутр}$, г/с	$\dot{G}^{внешн}$, г/с	Точность, %	
			внутренняя форсунка	внешняя форсунка
4	1,800	2,661	2,7	4,8
5	1,797	2,659	2,9	4,7
6	1,797	2,663	2,9	4,8
7	1,800	2,697	2,7	6,2
8	1,797	2,658	2,9	4,6
9	1,800	2,662	2,7	4,8
10	1,797	2,649	2,9	4,3
11	1,797	2,648	2,9	4,3
12	1,797	2,677	2,9	5,4

В таблице приняты обозначения:

$\dot{G}^{внутр}$ – секундный массовый расход воды через внутреннюю форсунку смесителя;

$\dot{G}^{внешн}$ – секундный массовый расход воды через внешнюю форсунку смесителя.

Анализ результатов расчётов

Из данных, представленных на рис. 4 – 7, следует, что увеличение параметра d_m от 20 до 150 мкм приводит к изменениям в основном в структуре течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя. С переходом к величине d_m от 100 до 150 мкм пропадает зона «слипания» воды внешней и внутренней форсунок смесителя в корне факела распыла у сопла внешней форсунки.

Кроме того, в диапазоне d_m от 20 до 150 мкм выявлено некоторое изменение структуры свободного факела распыла смесителя. Как следует из результатов, представленных на рис. 6 – 9, распад плёночного течения свободного факела распыла смесителя связан с начинающимися процессами перемешивания в пленках факела распыла воды внешней и внутренней форсунок. При этом место распада на капли пелены факела распыла воды находится на удалении от сопла внешней форсунки смесителя.

С ростом d_n от 600 мкм до 5000 м в диапазоне d_m от 20 до 50 мкм (рис. 8 – 12) зона смешения воды внешней и внутренней форсунок сначала приближается к внешней форсунке (рис. 8, а; 9, а), а затем проникает в зону «слипания» плёнки воды внешней и внутренней форсунок (рис. 10, а; 11, а; 12, а). Как следует из данных на этих рисунках, объёмные доли воды внешней и внутренней форсунок уже на диаметре среза сопла внешней форсунки составляют 0,5, что свидетельствует о завершении перемешивания воды в указанной точке расчётной области. Зоны смешения воды внешней и внутренних форсунок на рис. 10, а; 11, а; 12, а, полученные при значениях $d_n = 5,0$ м, $d_n = 5000$ м и $d_m = 50$ мкм отличаются малыми размерами и высокой интенсивностью перемешивания. Когда d_n возрастает в вышеуказанном диапазоне, вслед за перемещением слоя смешения воды место распада плёночного течения факела распыла (рис. 9, б; 10, б; 11, б; 12, б) перемещается ближе к срезу сопла внешней центробежной форсунки. Данные на рис. 9, 10 соответствуют одним и тем же значениям параметров $d_n = 5$ м и $d_m = 50$ мкм на различных промежутках времени от начала расчёта $\Delta t = 15,0$ мс (рис. 9) и $\Delta t = 25,0$ мс (рис. 10). Изменения в структуре течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя на рис. 9, а и 10, а, а также в структуре свободного факела распыла (рис. 9, б и 10, б) свидетельствуют о том, что картина тече-

ния факела распыла в расчётной области за время $\Delta t = 25,0$ мс не установилась. Данные на рис. 11, 12 показаны при одних и тех же значениях параметров $d_n = 5000$ м и $d_m = 50$ мкм, но для различных промежутков времени от начала расчёта $\Delta t = 24,0$ мс (рис. 11) и $\Delta t = 40,0$ мс (рис. 12). Изменения в структуре течения у корня факела распыла и на выходе из гидравлического тракта смесителя на рис. 11, а и 12, а, а также в структуре свободного факела распыла (рис. 11, б и 12, б) свидетельствуют о том, что картина течения в расчётной области за время $\Delta t = 40,0$ мс не установилась.

Результаты расчёта наиболее близки к картине течения в гидравлических испытаниях при параметрах $d_m = 50$ мкм и $d_n = 5000$ м, входящих в формулы (18) и (19). На рис. 13 отражено сравнение результатов расчёта с фотографиями процесса гидравлических испытаний. Массовые расходы воды через внутреннюю и внешнюю форсунки смесителя, установившиеся в процессе расчёта, с удовлетворительной точностью совпадают с результатами измерений массовых расходов в ходе гидравлических испытаний.

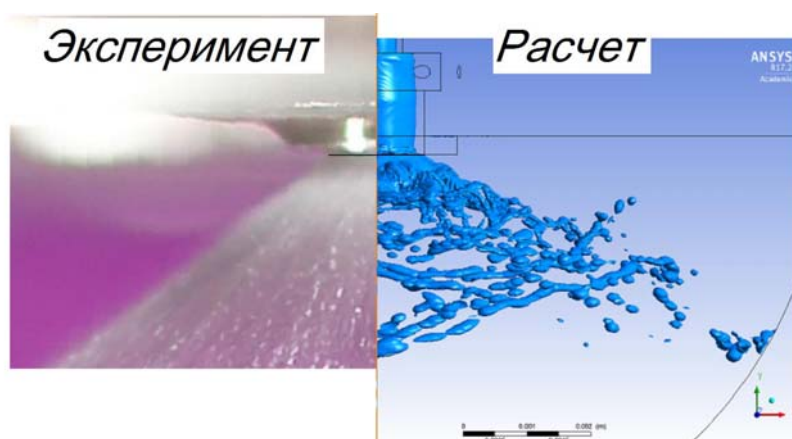


Рис. 13. Сравнение результатов расчёта и фотографирования при гидравлических испытаниях, объёмная доля воды – 0,1

Выводы

При моделировании картины течения факела распыла в смесителе ЖРДМТ тягой 10-15 Н с помощью двухскоростной модели течения двухфазной среды и методики определения коэффициента сопротивления C_D , изложенной в настоящей работе, удаётся получать различные картины течения факела распыла воды. Исследовано влияние изменения характерных размеров в диапазонах d_m от 20 до 150 мкм и d_n от 20 мкм до 5000 м. Путём подбора значений $d_m = 50$ мкм и $d_n = 5000$ м получено хорошее совпадение расчётной картины течения с результатами гидравлического испытания. В процессе расчётных работ подтверждена работоспособность и возможность использования алгоритмов вычисления коэффициента сопротивления C_D , показанных на рис. 2, 3.

Дальнейшие работы планируется проводить в следующих направлениях:

1. Продолжить исследование влияния характерных размеров d_m и d_n на параметры течения в факеле распыла.
2. Получить картину течения факела распыла, близкую к установившейся, при увеличении времени расчёта до $\Delta t = 50$ мс и более.
3. С помощью разработанной методики и подходов, изложенных в [2], провести исследование работы смесителя другой конструкции.

Библиографический список

1. Андреев Ю.З. Исследование зависимостей характеристик ЖРДМТ тягой 50...400 Н на топливе АТ+НДМГ от основных параметров двухкомпонентной соосной центробежной форсунки и струйных форсунок завесы. Дис. ... канд. технических наук. Нижняя Салда, 2004. 181 с.
2. Сёмкин Е.В. Исследование процессов истечения жидкости из малорасходных центробежных форсунок жидкостного ракетного двигателя малой тяги // Вестник Самарского университета. Аэрокосмическая техника, технологии и машиностроение. 2016. Т. 15, № 4. С. 150-161. DOI: 10.18287/2541-7533-2016-15-4-150-161
3. Туманова Е. Использование CAE системы Flow Vision для исследования взаимодействия потоков жидкости в центробежно-струйной форсунке // САПР и графика. 2005. № 9. <https://sapr.ru/article/14574>
4. Сербин С.И., Вилкул С.В. Моделирование процесса распыливания жидкого топлива центробежной форсункой // Авиационно-космическая техника и технология. 2008. № 7 (54). С. 95-98.
5. ANSYS CFX-Solver, Release 10.0: Theory. ANSYS Europe Ltd, 2005. 266 p.
6. Стернин Л.Е., Шрайбер А.А. Многофазные течения газа с частицами. М.: Машиностроение, 1994. 320 с.

NUMERICAL SIMULATION OF LOW LIQUID FLOW IN A MIXER CONSISTING OF TWO CENTRIFUGAL SWIRLERS

© 2018

E. V. Semkin Leader of Design Department Team;
Research and Development Institute of Mechanical Engineering,
Nizhnyaya Salda, Russian Federation;
niimash@list.ru

The paper describes a procedure of numerical simulation of operating fluid (water) discharge into the air environment through the hydraulic paths of a mixer composed of two low-flow coaxial swirl injectors. The method is based on a two-velocity model of a two-phase liquid flow and determining the interface interaction resistance coefficient versus the Reynolds number in the course of solution. The Reynolds number is calculated from the relative velocity of the liquid components forming the two-phase flow. The paper investigates variations in the mixer spray pattern versus two characteristic dimensions reckoned among the key parameters to calculate the coefficient of interface interaction resistance. Algorithms of calculating the coefficient of interface interaction resistance are proposed. The results of modeling liquid mixing and film flow breakdown within and beyond the mixer hydraulic paths for different values of the characteristic dimensions are presented. It is shown that we can achieve the conformity of the calculation results obtained by using the proposed method with the cold flow data by selecting the values of characteristic dimensions with reference to which interface interaction resistance coefficients are determined. Further works are projected.

Numerical simulation method; mixer; swirl injector; flow simulation; low-thrust liquid rocket engine; hydraulic path.

Citation: Semkin E.V. Numerical simulation of low liquid flow in a mixer consisting of two centrifugal swirlers. *Vestnik of Samara University. Aerospace and Mechanical Engineering*. 2018. V. 17, no. 4. P. 141-154. DOI: 10.18287/2541-7533-2018-17-4-141-154

References

1. Andreev Yu.Z. *Issledovanie zavisimostey kharakteristik ZhRDMT tyagoy 50...400 N na toplive AT+NDMG ot osnovnykh parametrov dvukhkompontnoy soosnoy tsentrobezhnoy forsunki i struynykh forsunok zavesy. Dis. ... kand. tekhn. nauk* [Dependence of 50...400 N NTO+UDMH liquid rocket engine characteristics on the basic parameters of a bipropellant coaxial swirl injector and jet injectors of the cooling film. Cand. Sci. (Eng.) dissertation]. Nyzhnyaya Salda, 2004. 181 p.
2. Semkin Ye.V. Research of liquid outflow from low-emission swirl injectors of a low-thrust liquid rocket engine. *Vestnik of Samara University. Aerospace and Mechanical Engineering*. 2016. V. 15, no. 4. P. 150-161. DOI: 10.18287/2541-7533-2016-15-4-150-161. (In Russ.)
3. Tumanova E. CAE-system Flow Vision for investigation of liquid flow interaction within swirl-spray injectors. *SAPR I Grafika*. 2005. No. 9. Available at: <https://sapr.ru/article/14574>. (In Russ.)
4. Serbin S.I., Vilkul S.V. Liquid fuel atomization modeling by pressure-swirl atomizer. *Aerospace Technic and Technology*. 2008. No. 7 (54). P. 95-98. (In Russ.)
5. ANSYS CFX-Solver, Release 10.0: Theory. ANSYS Europe Ltd, 2005. 266 p.
6. Sternin L.E., Shrayber A.A. *Mnogofaznye techeniya gaza s chastitsami* [Multiphase gas particle flows]. Moscow: Mashinostroenie Publ., 1994. 320 p.