

## ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ В МИКРОФАКЕЛЬНОМ ГОРЕЛОЧНОМ УСТРОЙСТВЕ

© 2007 В. В. Цатиашвили

ОАО “Авиадвигатель”, г. Пермь

В статье приведены данные результатов численного моделирования течения в микрофакельном горелочном устройстве. Проведено численное исследование влияния плотности дискретизации расчетной области, геометрического масштабирования, моделей турбулентности и учета изменения вязкости компонентов смеси с изменением их температуры при перемешивании на однородность поля массовой доли примеси на выходе из горелки.

Требования к существенному снижению выбросов вредных веществ вместе с отработанными газами ГТУ, а особенно оксидов азота, привели к концепции сжигания бедных и однородных топливовоздушных смесей с предварительным перемешиванием. Интенсификация процессов в традиционных смесителях идет по пути увеличения перепада давления воздуха на фронтальном устройстве, что позволяет получать большую скорость и интенсивность турбулентности, а также путем увеличения пространственной однородности отверстий в системе подачи топлива.

Другой подход к интенсификации перемешивания для КС ГТУ - концепция Multi-Point [1]. Ее идея состоит в том, чтобы иметь управляемые отдельные малые зоны горения (микрзоны) топлива при использовании большого количества форсунок, объединенных в группы, топливо к которым подводится в зависимости от режима работы ГТД. Если использовать достаточно малые по размерам смесители топлива и воздуха на входе в объем жаровой трубы, то можно улучшить однородность такой смеси, а сами смесители смогут, в принципе, разместиться внутри объема КС конвертированного двигателя. Здесь явно работает эффект масштабирования пространственных размеров подобных устройств. Процесс смешения можно рассматривать происходящим в два этапа [2]. На первом этапе, главным образом за счет турбулентных пульсаций, происходит перемешивание примеси с потоком до некоторых мас-

штабов  $l_{oc}$ , эквивалентных тепловому масштабу  $l_0$ , при этом вклад молекулярной диффузии незначителен. На втором этапе неоднородности порядка  $l_{oc}$  за счет молекулярной диффузии превращаются в неоднородности порядка пробега молекул. Порядок времени выравнивания состава смеси за счет диффузии пропорционален квадрату линейного размера неоднородностей и обратно пропорционален коэффициенту диффузии. То есть для 1-го этапа

$$Dt_1 \sim \frac{l_{max}^2}{G_t} \quad (1)$$

где  $l_{max}$  - характерный размер течения (например, диаметр канала),  $G_t$  - турбулентный коэффициент диффузии.

Для второго этапа аналогично:

$$Dt_2 \sim \frac{l_{oc}^2}{G_M}, \quad (2)$$

где  $G_M$  - молекулярный коэффициент диффузии.

Для всех практически важных течений характерное время  $\Delta t_2$  на несколько порядков меньше  $\Delta t_1$ , а значит скорость перемешивания определяется, главным образом, турбулентными пульсациями.

В настоящей работе рассматривается течение и смесеобразование внутри трех геометрически подобных смесителей для КС

ГТД наземного применения. Смеситель представляет собой цилиндрическую трубку. Воздух подводится через 3 одинаковых отверстия в стенке смесителя, а топливо - метан - подводится с торца цилиндра. Диаметры смесителей и средние размеры ячеек, использованные в серии расчетов, приведены в табл. 1. В качестве исходного был выбран смеситель диаметром 6 мм со средней по плотности расчетной сеткой. Все расчеты были выполнены в коммерческом пакете ANSYS CFX для следующих параметров течения: полное давление воздуха  $P_{tot} = 19,6$  кгс/см<sup>2</sup>, полная температура воздуха  $T_{tot} = 727$  К, статическая температура топлива  $T_{fuel} = 300$  К, коэффициент избытка воздуха  $a = 1,14$ . Перепад полного давления воздуха на смесителе предполагался равным 4 %. Рассмотрим основные полученные результаты, рассортированные по группам.

**Влияние размеров ячеек сетки** при численной оценке смесеобразования является важным вопросом для определения оптимальной плотности дискретизации расчетной области с целью корректного описания процессов. Использование крупных ячеек расчетной сетки улучшает перемешивание по сравнению с действительностью. Во многих практических задачах желательно иметь некоторый критерий или аналитическую зависимость среднеквадратичного отклонения массовой доли примеси от степени дискретизации расчетной области для определения оптимальной плотности расчетной сетки. Удобным является представление средне-

квадратичного отклонения массовой доли примеси в зависимости от относительных размеров ячеек в смесительном канале. Нужно сделать несколько замечаний о характере данной зависимости. Первым предельным случаем при дискретизации расчетной области является термодинамическая постановка задачи, т. е. задача в сосредоточенных (интегральных) параметрах. Этому случаю соответствует значение  $\frac{\Delta r}{D} = \bar{r} = 1$ , где  $\Delta r$  -

средний размер ячеек расчетной области,  $D$  - диаметр канала смесителя. Ясно, что для задачи в термодинамической постановке среднеквадратичное отклонение массовой доли примеси  $\langle Y \rangle = 0$ . Вторым предельным случаем является условие когда  $\Delta r \rightarrow 0$ , т. е. расчет в непрерывном пространстве, который может быть произведен в случае аналитического интегрирования уравнений Навье-Стокса и уравнения переноса для примеси. В этом случае можно говорить, что среднеквадратичное отклонение концентрации примеси равно физическому отклонению, т. е.  $\langle Y \rangle = \langle Y \rangle_{физ}$ . Кривая зависимости  $\langle Y \rangle = f(\bar{r})$  предположительно должна быть монотонной. Однако, если использовать модель перемешивания, происходящей в два этапа, то масштабы турбулентности меньше теплового масштаба не влияют на значение  $\langle Y \rangle$ , так как  $\Delta t_2 \ll Dt_1$ . Поэтому на основании общих со-

Таблица 1. Параметры расчетных областей

Вариант $D$ , мм	Количество узлов сетки, тыс. узлов	Средний размер ячеек в поперечном сечении, мкм	Тепловой масштаб турбулентности $l_0 \sim \frac{D}{Re^{3/4}}$ , мкм
3	622	49	0,73
	1294	33	
	2982	22	
6	622	98	0,87
	1294	66	
	2982	44	
12	622	196	1
	1294	132	
	2982	88	

ображений о качественном характере зависимости  $\langle Y \rangle = f(\bar{r})$  она должна выглядеть так, как показано на рис. 1. Там же приведена зависимость среднемассовой концентрации примеси  $\bar{Y} = f(\bar{r})$ , которая не должна зависеть от степени дискретизации расчетной области в случае, если конечно-разностные аналоги дифференциальных уравнений записаны в дивергентной форме, т. е. для численного решения использован метод контрольного объема.

Решение уравнения переноса проводится только для примеси. Так как сумма массовых долей всех компонентов должна быть равна 1, то для  $N$  компонентов смеси решается  $N - 1$  уравнение переноса. Рассмотрим уравнение переноса для примеси в не реагирующем потоке [3]:

$$\frac{d \bar{r} \tilde{Y}_i}{dt} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \left( G_i + \frac{m_i}{Sc_i} \right) \frac{\partial \tilde{Y}_i}{\partial x_j} \right), \quad (3)$$

где  $G_i = \frac{m}{Sc_i}$  - коэффициент молекулярной диффузии  $i$ -го компонента смеси. Так как

общей практикой расчетов многокомпонентных смесей является использование предположения о равенстве коэффициента кинематической вязкости и кинематического коэффициента диффузии (число  $Le_i = 1$ ), то, следовательно, молекулярная диффузия целиком определяется динамической вязкостью компонента смеси. При этом второй член суммы в скобках обычно обозначается как  $G_i$  - турбулентный коэффициент диффузии, который появляется в результате осреднения произведения  $\overline{r \cdot Y_i'' \cdot U_j''}$  в уравнении переноса.  $Sc_i$  - турбулентное число Шмидта и является константой в расчете;  $m_i$  - турбулентная вязкость, рассчитываемая с использованием какой-либо модели турбулентности.

На рис. 1 графически представлены результаты расчетов для вариантов смесителей, представленных в табл. 1. Характерной особенностью результатов является практически монотонная зависимость  $\langle Y \rangle = f(\bar{r})$  для расчетов на малом и среднем по размерам смесителям. Однако для большого смесителя обнаруживается увеличение  $\langle Y \rangle$  от относительного размера ячеек в диапазоне значе-

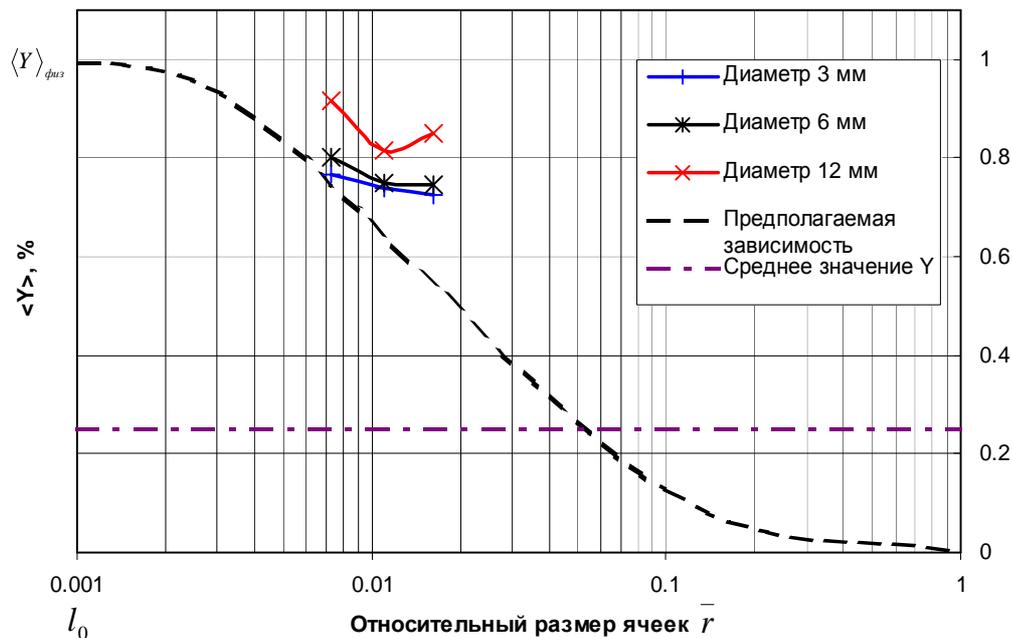


Рис. 1. Зависимость средневзвешенного отклонения массовой доли примеси  $\langle Y \rangle$  (в процентах) от относительного размера ячеек расчетной области

ний между средней по плотности узлов сетке и сетке с малой плотностью узлов. Пока нет полностью обоснованного ответа на причину такого поведения, есть основания полагать, что оно связано с некоторым некорректным описанием течения в районе воздушных отверстий в связи с недостаточной плотностью расчетной сетки. Если рассмотреть зависимость осредненного по массе со-

отношения  $\frac{m_i}{m} = f(\bar{l})$ , то обнаруживается,

что для расчетов на грубой сетке соотношения вязкостей увеличивается значительно быстрее, чем в расчетах на мелкой и средней сетках, скорости увеличения на которых примерно одинаковы. Хотя под знаком производной оказывается большее значение суммы коэффициентов диффузии, которое, как казалось бы, должно ускорить перемешивание, результаты говорят об обратном. Поэтому

само по себе распределение  $\frac{m_i}{m} = f(\bar{l})$  не

может служить опорой в таком обосновании, однако может служить указанием на то, что на грубой сетке турбулентные характеристики течения сильно претерпевают изменения. Поэтому был сделан вывод о том, что грубая сетка не адекватно описывает течение и, следовательно, перемешивание. На рис. 1 видно, что с уменьшением абсолютных размеров смесителя (равно как и размеров ячеек) описание течения вблизи отверстий становится более корректным.

**Влияние размеров смесителя на однородность концентрации** показано на рис. 1. Судя по рис. 1, двукратное увеличение масштаба исходного смесителя ухудшает перемешивание в 1,16 раза и при том, что абсолютная длина смесителя составляет 80 мм. Двукратное уменьшение масштаба исходного смесителя практически не повлияет

на однородность поля концентрации, а длина такого смесителя равна 20 мм.

**Влияние числа Рейнольдса на характеристику перемешивания** представлено в табл. 2. для исходного смесителя. С уменьшением расхода смеси  $Dt_1$  увеличивается быстрее времени пребывания смеси в канале, что в начале приводит к возрастанию неравномерности концентрации. При дальнейшем уменьшении расхода увеличение времени пребывания смеси в канале компенсирует увеличение  $Dt_1$ , в результате чего неравномерность концентрации уменьшается.

**Влияние динамической вязкости компонентов смеси** при использовании формулы Сатерленда на перемешивание проявляется через изменение коэффициента диффузии  $G_i$ . Расчеты проведены для исходного смесителя. Однако в силу недостаточности данных по коэффициентам формулы Сатерленда для метана было использовано представление воздуха в виде бинарной смеси кислорода и азота и в виде эквимолекулярной смеси. Так как для такой смеси газов широко известны коэффициенты формулы Сатерленда для вязкости, то можно исследовать влияние на диффузию примеси изменения вязкости основных компонентов через решение дополнительного уравнения переноса. Результаты приведены на рис. 2. Видно, что представление воздуха в виде эквимолекулярной смеси ведет к улучшению перемешивания на 6 % по сравнению с бинарной смесью азота и кислорода. Использование формулы Сатерленда для воздуха ведет к ухудшению перемешивания примерно на 5 %. Использование формулы Сатерленда для бинарной смеси ведет к ухудшению перемешивания примерно на 15 %. В силу относительной малости молекулярной диффузии по сравнению с турбулентной диффузией в зо-

Таблица 2. Влияние числа Рейнольдса на среднеквадратичное отклонение массовой доли метана

<b>Re</b>	132318	118155	102926	87721	74153	58692
$\langle Y \rangle$	0,8957	0,9165	0,9874	0,9210	0,8448	0,8406

нах с развитой турбулентностью его влияние оказывается весьма малым. Динамическая вязкость компонентов непосредственно влияет через уравнения расчета параметров турбулентности (например, кинетической энергии  $k$  и скорости ее диссипации  $\epsilon$ ) на основные уравнения. Поэтому учет изменения вязкости только транспортирующей среды от температуры при решении уравнения переноса только для примеси может оказывать влияние только через указанную выше цепочку. Более адекватным представлением влияния учета изменения вязкости от температуры на смешение является представление транспортирующей среды в виде двух составляющих (азот и кислород) и решением дополнительного уравнения переноса для какого-либо компонента транспортирующей среды. Во всех расчетах других разделов было использовано представление воздуха в виде бинарной смеси с учетом зависимости динамической вязкости от температуры по зависимости Сатерленда.

**Влияние моделей турбулентности** было проверено на исходном смесителе тремя различными моделями турбулентности:  $k$ - $\epsilon$  RNG,  $k$ - $\omega$  SST, использующие гипотезу о турбулентной вязкости, а также модель рейнольдсовых напряжений в форме SSG

(Speziale, Sarkar и Gatski). Результаты приведены на рис. 2. Видно, что обе модели, использующие гипотезу турбулентной вязкости, не проявляют между собой сильных отличий. Результаты в распределении среднеквадратичного отклонения концентрации метана по длине смесителя практически соответствуют друг другу. Однако существуют расхождения по параметру закрутки смеси в канале, достигающей примерно до 20 %. По сравнению с двумя первыми, модель рейнольдсовых напряжений существенно отличается по качественным особенностям течения. На мелких сетках имеется возможность детально проследить за вихревыми жгутами, образующихся при обтекании струями кромок отверстий. Последняя модель дает несколько отличное распределение  $\langle Y \rangle = f(\bar{l})$ , однако к выходу из смесителя все кривые сходятся примерно в одном значении. При описании закрутки потока в смесителе первые две модели дают завышенные значения по параметру закрутки  $S_N = f(\bar{l})$  по сравнению с моделью рейнольдсовых напряжений. По имеющимся данным можно сделать вывод о том, что в достаточно длинных каналах (с длиной  $>2,5$  калибра) выбор модели турбулентности уже практически не влияет

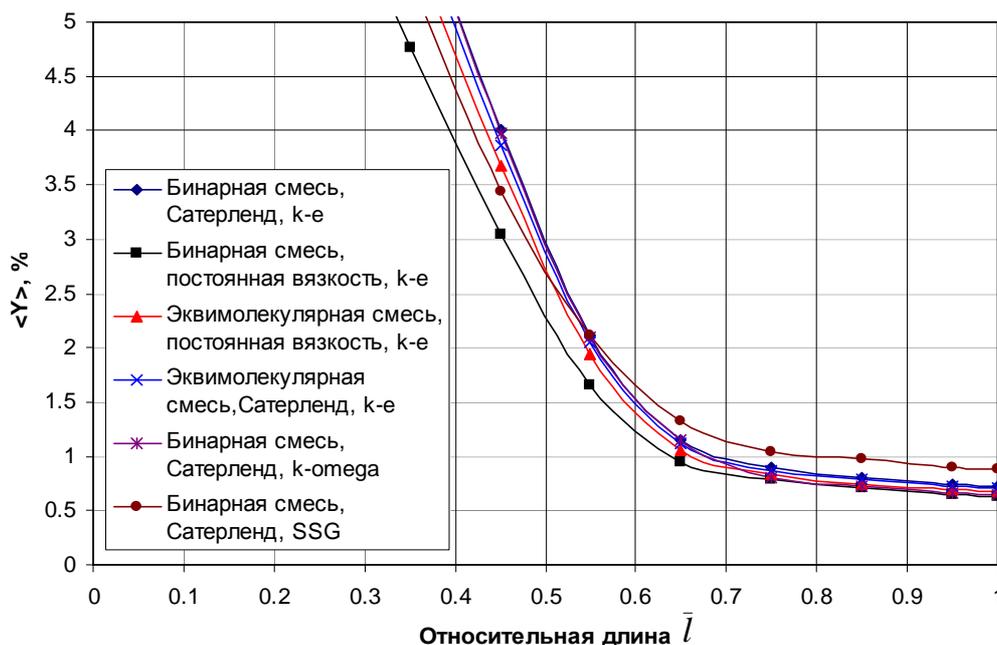


Рис. 2. Зависимость среднеквадратичного отклонения массовой доли примеси  $\langle Y \rangle$  (в процентах) от относительной длины смесительного канала

на функцию  $\langle Y \rangle = f(\bar{l})$ . Значит предпочтительнее использовать модели, основанные на гипотезе турбулентной вязкости, которые более экономны с точки зрения использования вычислительных ресурсов, а также и более устойчивы. Однако, при большой закрутке потока в условиях сильной анизотропии турбулентности вблизи воздушных отверстий «коротких» смесителей предпочтительней использовать модели рейнولدсовых напряжений. Все остальные расчеты других разделов выполнены с использованием  $k-\epsilon$  RNG модели турбулентности.

#### Список литературы

1. Robert Tacina, Peter Laing, Changlie Wey, Adel Mansour. Paper No. GT-2002-30089 “SECTOR TESTS OF A LOW-NOX, LEAN-DIRECT-INJECTION, MULTIPOINT INTEGRATED MODULE COMBUSTOR CONCEPT” Proceedings of ASME Turbo Expo 2002 June 3-6, 2002, Amsterdam, the Netherlands.
2. Е. С. Щетников. Физика горения газов. – М.: Наука, 1965.
3. ANSYS CFX-Solver, Release 10.0: Theory, 2005.

### COMPUTATIONAL PROCESSES SIMULATION INSIDE OF MICRO SCALE BURNER

© 2007 V. V. Tsatiashvili

JSC Aviadvigatel

The paper presents the results of CFD flow simulation inside the micro scale burner. The study has been carried out in order to evaluate the influence of grid density, burner scale, turbulent models and viscous variation driven by temperature variation on the mixture uniform at the burner back end.