

# ВАЛИДАЦИЯ КОДА ANSYS CFX ДЛЯ УСЛОВИЙ ВОСХОДЯЩЕГО ДВУХФАЗНОГО ПОТОКА В ТРУБЕ

О.Е. Степанов, Ю.Н. Корниенко, М.А. Быков, И.Ю. Галкин, А.А. Пронин

## Введение

Одним из направлений использования CFD-кодов при обосновании проектов РУ в настоящее время является выполнение так называемых поддерживающих расчетов в рамках кроссверификации при аттестации новых или переаттестации используемых инженерных кодов. При этом сама CFD-модель должна быть предварительно протестирована, верифицирована и валидирована в соответствии с международными рекомендациями.

Применительно к расчету теплогидравлических характеристик в ТВС кодами в ячеечном приближении ключевым вопросом является достоверное определение поля массовых скоростей (расходов) и температуры теплоносителя в поперечном сечении сборки, температуры стенки твэлов. В частности, в коде ТИГРСП ТВС реактора типа ВВЭР-1000 обычно разбивается на 660 параллельных ячеек, каждая из которых характеризуется своей геометрией, энерговыделением и расходом теплоносителя. Расход теплоносителя по ячейкам определяется на основе оценки гидравлического сопротивления параллельных каналов (трение и местные сопротивления).

К настоящему времени как отечественными, так и зарубежными исследователями накоплен определенный опыт применения трехмерных кодов для расчета теплогидравлики при течении теплоносителя в ТВС РУ типа ВВЭР и PWR. Вместе с тем опубликованные работы не всегда достаточны для кроссверификации ячеечных кодов ввиду ограниченного набора доступных результатов моделирования, отличий в геометрических характеристикахборок или параметрах потока от штатных условий ВВЭР.

Применительно к условиям реакторов типа ВВЭР набор выполненных экспериментальных исследований различными организациями отрасли охватывает диапазон геометрий от упрощенных моделей ТВС на основе 7-, 19- и 37-стержневыхборок до полномасштабных ТВС, некоторые из которых выполнены в условиях обогрева, другие – при холодных проливках. При этом в каждом случае объем доступных данных может различаться и, опять же, не всегда достаточен для валидации.

В связи с этим выполнение верификационных и валидационных расчетов в части расчета теплообмена и трения на стенке, местных сопротивлений, распределения расхода и паросодержания теплоносителя по сечению ТВС средствами CFD-кода весьма актуально.

Для CFD моделирования использовался код ANSYS CFX. Применялись преимущественно осредненные по Рейнольдсу уравнения Навье-Стокса в стационарной постановке (RANS) с различными моделями турбулентности, использовалась вода и пар с переменными свойствами по таблицам IAPW-97. CFD расчеты выполнялись на одном из кластеров ОКБ «ГИДРОПРЕСС» включающем 60 ядер по 3,2 ГГц и 256 Гб ОЗУ.

## Валидация расчета профиля скорости, газосодержания и трения на стенке для восходящего газо-водяного потока

В ряде экспериментальных исследований зафиксированы неравномерные («седлообразные») профили истинного объёмного газосодержания в поперечном сечении каналов в восходящем потоке, сопровождаемые аномальным ростом вязких напряжений на стенке уже при средних по сечению истинных газосодержаниях 5-10% об. Для того, чтобы оценить насколько данный эффект будет иметь значение в условиях активных зон типа ВВЭР, наряду с опытами, необходима и верификация соответствующего расчетного инструмента. В этой связи актуальным является валидация CFD-моделей двухфазного пузырькового течения в каналах простой формы и, в первую очередь, для режимов с аномальным поведением трения, необходимых в анализах аварий с потерей теплоносителя, в которых коды типа RELAP5 демонстрируют не адекватные результаты.

Экспериментальный участок представлял собой вертикальную трубу внутренним диаметром 86,4 мм и длиной 6,5 м с нижним подводом воды. Воздух подавался через боковую перфорированную стенку трубы диаметром 40 мм и длиной 80 мм. Температура воды и воздуха на входе составляла 24 °С, давление – 6 атм. Экспериментальный участок имел плексигласовые вставки для визуального наблюдения и фотографирования двухфазного потока. Скорость жидкости и объёмное расходное газосодержание  $\beta=0...80\%$  на входе варьировались в пределах  $U_f=0,22 - 2,05$  м/с ( $Re_f=19000 - 195000$ ). Параметры двухфазного потока (профили скорости, локального газосодержания и трение на стенке) измерялись на расстоянии 4,74 м от места подачи газа. Погрешности измерений оценены следующими значениями: скорость жидкости – 3.5 %, объёмное газосодержание – 15% (за исключением режима  $U_f=0,44$  и  $\beta=0,265$  для которого погрешность составила 42%), напряжение трения на стенке – до 15%.

Расчетная модель экспериментального участка представляет собой проточную часть трубы в секторе  $60^\circ$  длиной 4,74 м. На входе задавалась: скорость двухфазной среды без скольжения, степень турбулентности жидкости и равномерное газосодержание, на выходе: статическое давление, на боковых гранях сектора – условия симметрии, на стенке: условия прилипания для жидкой фазы. Профиль скорости жидкости на входе задавался по результатам расчетов однофазной задачи.

В алгоритме решателя ANSYS CFX заложены «стандартные» пять сил межфазного взаимодействия: присоединённой массы, подъёмной силы, силы лобового сопротивления, турбулентного рассеяния и пристенного проскальзывания. В решатель заложено на усмотрение пользователя несколько вариантов моделей каждой из сил. Кроме того, возможен учет дополнительной турбулизации потока жидкости за счет пузырей, что увеличивает её турбулентную вязкость. Некоторые параметры сил межфазного взаимодействия варьировались в настоящих расчетах, как представлено в таблице 1.

Тестирование на сеточную сходимость выполнено на трех последовательно уточненных сетках. Размерность начальной сетки составляла: по радиусу из линейного размера 4 мм, что близко к капиллярной постоянной  $(2\sigma/\Delta\rho/g)^{0,5}$ ; при длине ячеек 0,1 м близком к гидравлическому диаметру канала. Размер ячеек остальных сеток последовательно уменьшался в 2 раза по каждому измерению. Величина первого пристенного элемента для всех сеток была принята равной  $\Delta y_w=10^{-5}$  м, что даёт  $y^+<1$  для  $Re=195000$ .

Таблица 1 - Параметры модели сил межфазного взаимодействия кода

Параметр	Значение
Коэффициент поверхностного натяжения, Н/м	0,072
Модель турбулентности жидкой фазы	SST с учетом турбулизации жидкости пузырями (Turbulence transfer) по модели Sato
Размер дисперсной газовой фазы рассматривался в трёх вариантах	1. Задавался константой 1; 1,5 и 2 мм. 2. Использовалась полидисперсная модель.
Межфазное трение (Drag force)	Grace model ( $p=-4$ и $p=4$ ), Ishii-Zuber model
Подъемная сила (Lift force)	Tomiyama model
Сила пристенного проскальзывания (Wall lubrication force)	Antal model ( $c_1=-0,01$ , $c_2=0,05$ )
Сила турбулентного рассеивания (Turbulence dispersion force)	Favre Averaged Drag Model ( $C_{TD}=1$ )
Коэффициент присоединенной массы (Virtual mass force coefficient)	0,5

Результаты расчетов профиля истинного объемного газосодержания  $\alpha$  и относительной скорости жидкой фазы  $U_{отн}$  с использованием различных сеток для условий режима  $Re=38000$ ,  $\beta=0,0685$  представлены на рисунке 1 и в таблице 2. Здесь и далее в качестве относительной скорости  $U_{отн}$  жидкости принято отношение локальной скорости к скорости в центре трубы, относительного расстояния от стенки  $r_{отн}$  – отношение расстояние от стенки к радиусу трубы, относительного трения на стенке  $\tau_{отн}$  – отношения напряжения трения двухфазного потока к однофазному при числе Рейнольдса по приведенной скорости жидкости.

В таблице 2 также приведена погрешность расчетной модели, оцененная по стандарту ASME:

$$\delta_{mod} = \Delta_{mod} / \varphi_{exp} \cdot 100 \%, \quad (1)$$

где использованы параметры:  $\Delta = E \pm u_{val}$ ,  $E = \varphi_{exp} - \varphi_{solve}$ ,  $u_{val} = (u_{num}^2 + u_{input}^2 + u_D^2)^{0,5}$ . Здесь в качестве целевого параметра выступало значение относительного трения  $\varphi = \tau_{отн}$ .

Численная погрешность принималась равной:

$$u_{num} = GCI / 1,15 \quad (2)$$

где коэффициент сеточной сходимости (Grid Convergence Index) принимался как:

$$GCI = \frac{Fs \cdot e_a^{21}}{r_{21}^p - 1}, \quad (3)$$

где  $e_a^{21} = |\varphi_1 - \varphi_2|$ ,  $r_{21} = h_2/h_1$ ,  $r_{32} = h_3/h_2$ , для размера ячеек  $i$ -й сетки  $h_i = (\Delta X_i^{max} \cdot \Delta Y_i^{max} \cdot \Delta Z_i^{max})^{1/3}$ , здесь  $p = [1/\ln(r_{21})] \cdot [\ln(|\varepsilon_{32}/\varepsilon_{21}| + q)]$ ,  $q = \ln[(r_{21}^p - s)/(r_{32}^p - s)]$ ,  $s = 1 \cdot \text{sign}(\varepsilon_{32}/\varepsilon_{21})$  и  $\varepsilon_{21} = \varphi_2 - \varphi_1$ ,  $\varepsilon_{32} = \varphi_3 - \varphi_2$ . Коэффициент запаса для трех сеток принимался равным  $Fs = 1,25$ .

Погрешность начальных и граничных условий  $u_{input}$  определялась по выражению:

$$u_{input} = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left( \frac{\delta \varphi}{\delta X_i} u_{Xi} \right)^2} \quad (4)$$

Здесь  $X_i$ ,  $u_{Xi}$  – варьируемый входной параметр и его погрешность соответственно. Проводились вариантыные расчеты с варьированием входной скорости и газосодержания в диапазонах погрешности экспериментальных данных  $\pm 3,5 \%$  и  $\pm 15 \%$  соответственно.

Экспериментальная погрешность  $u_D / \varphi_{exp} \cdot 100 \%$  принималась равной  $15 \%$ .

Можно видеть, что результаты расчетов мало зависят от размерности сетки в исследуемом диапазоне, поскольку численная составляющая  $u_{num}$  в общей погрешности пренебрежимо мала. Вместе с тем суммарная погрешность достаточно велика и требуется оптимизация параметров расчетной модели, позволяющий ее снизить.

На следующем этапе исследовалось влияние размера пузырей на результаты расчетов. Рассматривался режим  $Re=19000$ ,  $\beta=0,15$ . В качестве верхнего предела диаметра пузырей принималось значение капиллярной постоянной  $d_{max} = (2\sigma/\Delta\rho/g)^{0,5} \approx 4$  мм. В таком случае средний диаметр составит  $0,5 \cdot d_{max} = 2$  мм. Было рассчитано несколько вариантов:  $d_b=1$  мм (вариант 1),  $d_b=1,5$  мм (вариант 2),  $d_b=2$  мм (вариант 3), диаметр вычислялся по средним параметрам потока по критическому числу Вебера  $We_{crit} = \rho_\alpha (U_\alpha - U_\beta)^2 d_{max} / \sigma = 6$  (вариант 4); полидисперсная 30-ти групповая односкоростная модель  $d_b=0 \dots 2$  мм (вариант 5).

Таблица 2 - Погрешность расчетов для режима  $Re=38000$ ,  $\beta=0,0685$  ( $\varphi_{exp}=6,1$ )

Сетка \ Параметр	№ 1	№ 2	№ 3
h, мм	12	6	3
r	-	2	2
p	-	-	1,82

$\varphi$	7,45	8,03	7,87
$u_{\text{num}}/\varphi_{\text{exp}} \cdot 100 \%$		$\pm 1,2$	
$u_{\text{input}}/\varphi_{\text{exp}} \cdot 100 \%$		$\pm 46$	
$u_D/\varphi_{\text{exp}} \cdot 100 \%$		$\pm 15$	
$u_{\text{val}}/\varphi_{\text{exp}} \cdot 100 \%$		$\pm 48$	
$\delta_{\text{mod}}, \%$	$-22 \pm 48$	$-32 \pm 48$	$-29 \pm 48$

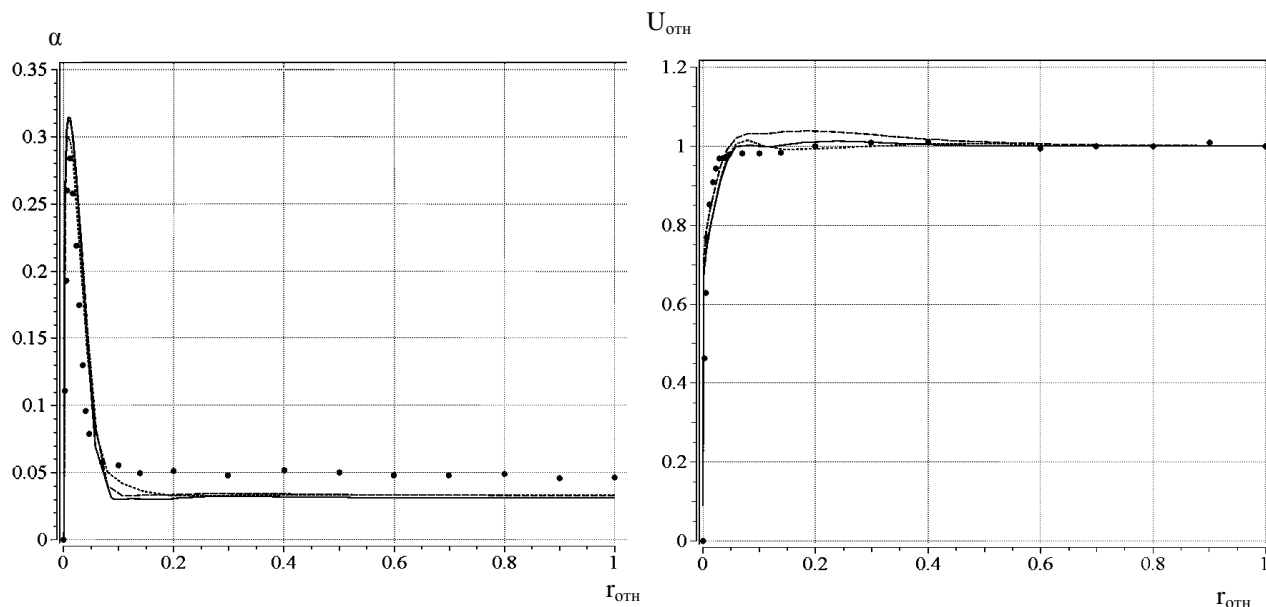


Рис. 1 - Результаты расчетов для режима  $Re=38000$ ,  $\beta=0,0685$ , диаметр пузырьков принят равным  $d_b=1$  мм:  $\cdots$  сетка 1,  $---$  сетка 2,  $-$  сетка 3,  $\bullet\bullet\bullet$  эксперимент

Результаты приведены в таблице 3 и на рисунке 2. Выявлена существенная зависимость результатов от характерного масштаба межфазного взаимодействия. С уменьшением диаметра пузырей увеличивается пик концентрации газовой фазы у стенки и растет трение на стенке, что качественно согласуется с опытами. Оптимальным для данного режима является размер пузырей 1–1,2 мм, что коррелирует с соотношением Вебера и дает приемлемые результаты.

Односкоростная полидисперсная модель не дала существенного уточнения результатов. Возможно, что следует применять многоскоростное приближение.

Результаты расчетов для режима  $Re=19000$ ,  $\beta=0,25$  приведены в таблице 4 и на рисунке 3 для вариантов 1, 2 и 4. Оптимальным для данного режима является размер пузырей 1,2...1,4 мм. Расчет диаметра пузыря, исходя из соотношения Вебера, также дает приемлемые результаты.

В целях выбора оптимального метода расчета межфазного трения (Drag force) тестировались следующие две основные модели, реализованные в коде для жидких/газовых частиц: Ishi-Zuber model и Grace model.

Таблица 3 - Результаты расчета для режима  $Re=19000$ ,  $\beta=0,15$

Вариант	№1	№2	№3	№4	№5 (средний)	Эксперимент
$d_b, \text{мм}$	1	1,5	2	1,4	1,9	—
$\tau_{\text{отн}}$	11,3	6,2	4,2	6,8	4,7	$10 \pm 15\%$

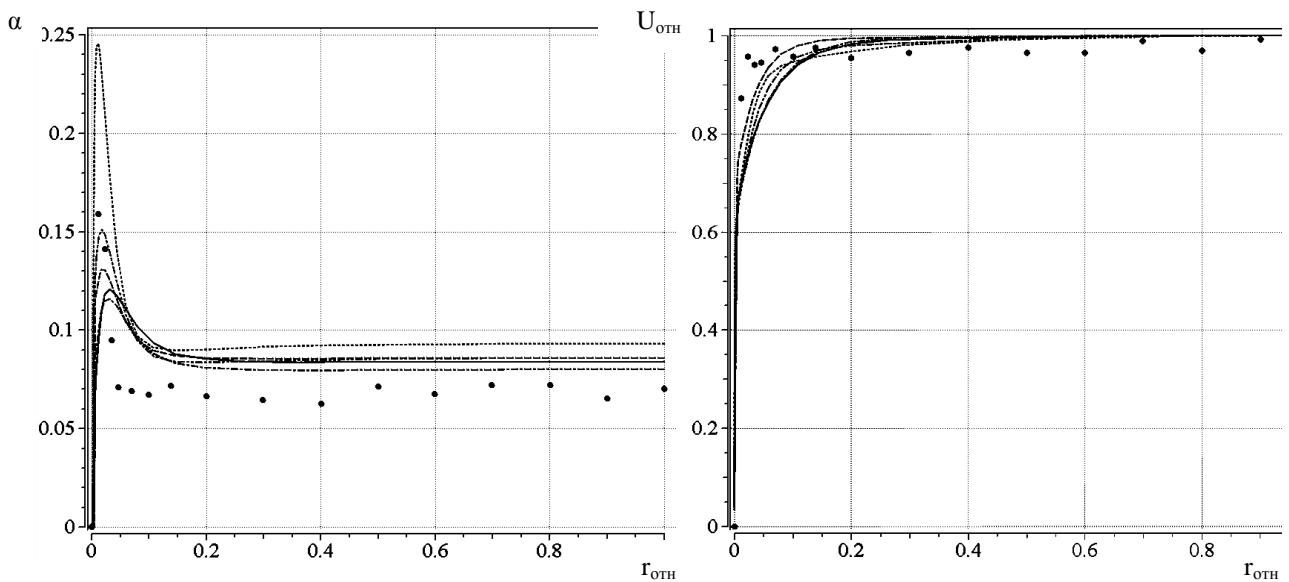


Рис. 2. Результаты расчетов для режима  $Re=19000, \beta=0.15$ :  
 ... вариант 1, --- вариант 2, -.- вариант 3, -.-.- вариант 4, — вариант 5, ●●● эксперимент

Таблица 4 - Результаты расчёта для режима  $Re=19000, \beta=0,25$

Вариант	№1	№2	№4	Эксперимент
$d_b, \text{ мм}$	1	1,5	1,3	—
$\tau_{OTN}$	13,1	7,6	9,2	$9,5 \pm 15\%$

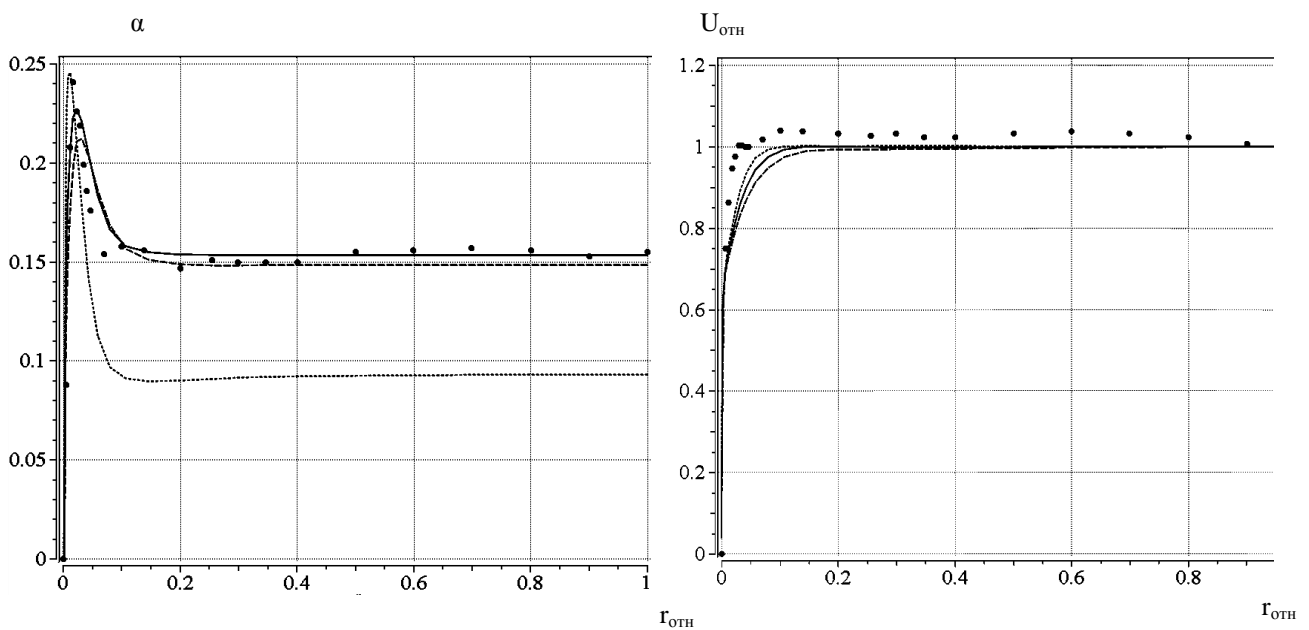


Рис. 3. Результаты расчетов для режима  $Re=19000, \beta=0,25$ :  
 ... вариант 1, --- вариант 2, — вариант 4, ●●● эксперимент

В рамках Grace model также варьировался показатель экспоненты в поправке на газосодержание  $C_D = \alpha^p C_{D\infty}$ , где  $C_{D\infty}$  - коэффициент лобового сопротивления для одиночного пузыря. Отрицательные значения  $p$  рекомендованы для «мелких» пузырей, положительные – для «крупных». В первом случае это призвано смоделировать тенденцию для мелких пузырей всплывать медленнее в области высоких газосодержаний, увеличивая

вязкость смеси. Крупные пузыри с другой стороны имеют тенденцию к более быстрому подъему при высоком газосодержании за счет спутного следа соседей.

Результаты расчетов приведены на рисунке 4. Можно видеть, что расчеты, более корректно описывающие экспериментальный профиль газосодержания, получены с применением модели Grace при  $p=+4$ . С этим же коррелирует и значение трения на стенке, как показано в сводной таблице 5 для условий режима  $Re=19000$ ,  $\beta=0,15$ . Отметим, что расчеты при варьирование числа Рейнольдса, как это будет показано далее, дают не столь однозначные результаты в пользу  $p=+4$ .

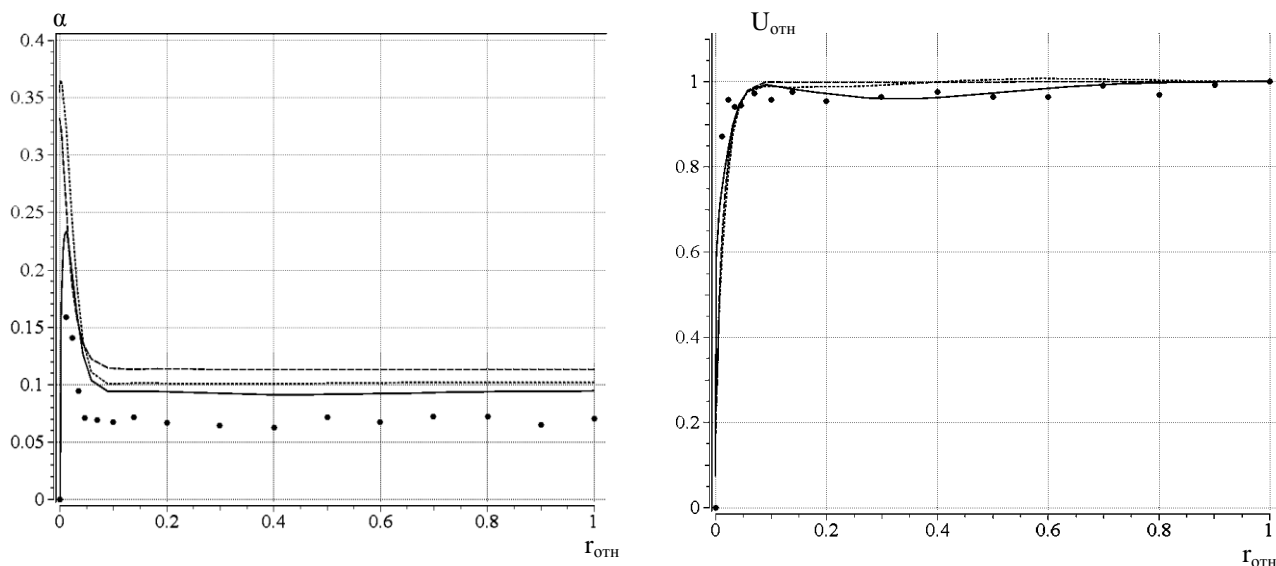


Рис. 4. Режим  $Re=19000$ ,  $\beta=0,15$  (варьирование модели межфазного трения):  
 ... Ishi-Zuber model, --- Grace model ( $p=-4$ ), — Grace model ( $p=+4$ ), ●●● эксперимент

Исследование влияния прочих моделей межфазного взаимодействия для режима  $Re=19000$  и  $\beta=0,15$  иллюстрируют данные, приведенные на рисунке 5 и таблице 5. Хорошо видно, что основной силой, ответственной за концентрацию пузырей возле стенки является подъемная сила (Lift force). Данный феномен обусловлен воздействием на газовые пузырьки со стороны жидкости при наличии в последней градиента касательных напряжений. Однако, без учета противодействующей ей силы пристенного проскальзывания (Wall lubrication force) подъемная сила приводит к чрезмерной группировке газовой фазы у стенки, что существенно отражается на трении.

Расчетная и экспериментальная зависимости относительного трения на стенке от газосодержания для режима  $Re=19000$  приведены на рисунке 6. Также здесь приведен расчет по формуле А.А. Арманда в зависимости от среднего расходного газосодержания  $\beta$ :

$$\tau_{отн} = (1 - 0,833\beta)^{-1,53}, \quad (5)$$

а также результаты расчетов по одномерным кодам RELAP5, КОРСАР/ГП и СОКРАТ/В1. Можно видеть резкий подъём (аномальное поведение) гидросопротивления трения начиная с области низких газосодержаний по отношению к корреляции А.А. Арманда и результатам расчетов по одномерным кодам в режиме пузырькового течения.

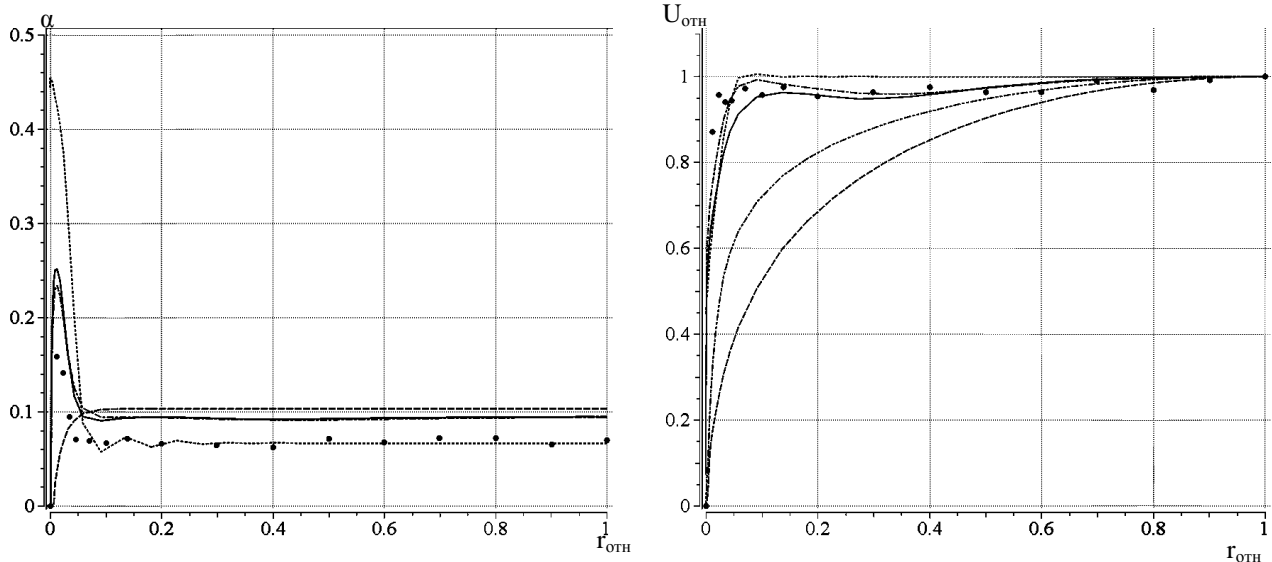


Рис. 5. Режим  $Re=19000$ ,  $\beta=0,15$  (варьирование моделей межфазного взаимодействия):  
 — с учетом всех сил, ... без учета Wall lubrication force, --- без учета Lift force,  
 -.- без учета Virtual force, -.-.- однофазный поток воды, ●●● эксперимент

Результаты трехмерного расчета позволяют получать приемлемые результаты для пузырькового потока в области истинных газосодержаний  $0...25\%$  об. При этом они сильно зависят от используемых параметров расчетной модели, в частности – от диаметра пузырьков.

Таблица 5 - Результаты расчёта для режима  $Re=19000$ ,  $\beta=0,15$

Расчетный вариант	Результат расчета - $\tau_{ogn}$	Эксперимент - $\tau_{ogn}$
С учетом всех сил	11,3	10 ± 15%
Без учета Lift force	меньше 1	
Без учета Wall lubrication force	36	
Без учета Virtual mass force:		
- Grace drag model (p=+4)	10,7	
- Grace drag model (p=-4)	12,1	
- Isi-Zuber drag model (p=+4)	18,3	

Как видно из рисунка 7, «аномальный» скачок сопротивления трения наиболее выражен при низких скоростях потока, с ростом скорости этот эффект нивелируется. Например, при  $U_1=2,05$  м/с, как это показано, аномального скачка трения уже не наблюдается и экспериментальные данные с отклонением близки к формуле Арманда. Также следует отметить, что при увеличении  $Re$  наиболее близкие к эксперименту результаты получены с применением поправки к модели межфазного трения  $p=-4$ , что косвенно говорит о снижении характерного размера диспергированной фазы с ростом скорости потока.

Это подчеркивает актуальность данного явления, прежде всего для аварийных процессов. Здесь следует отметить, что полученные результаты хорошо совпадают с расчётами по квазиодномерной двухзонной модели (с преимущественно пристенной концентрацией дисперсной фазы). В них на полуэмпирическом уровне раскрыт основной механизм влияния «седлообразных» профилей дисперсной фазы на градиенты скорости и температуры жидкой фазы в двухфазных неравновесных турбулентных потоках, которым является неоднородность «массовых» сил по сечению канала.

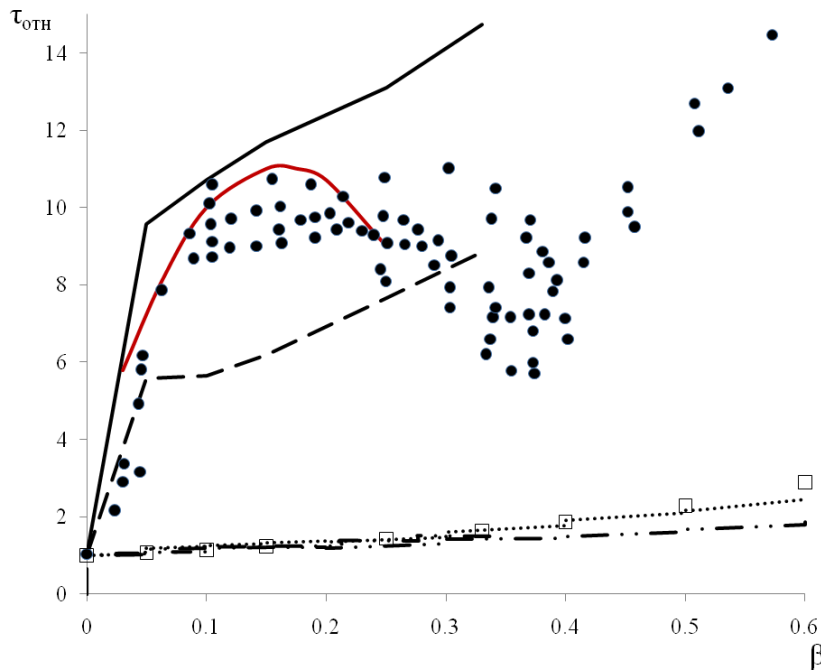


Рис. 6. Зависимость относительного трения от  $\beta$  при  $Re=19000$ :  
 ●●●эксперимент; ... КОРСАР/ГП; - - - СОКРАТ/В1; - · - RELAP5; □ формула  
 Арманда; CFD: - - -  $d_b=1,5$  мм; —  $d_b=1$  мм; — расчет

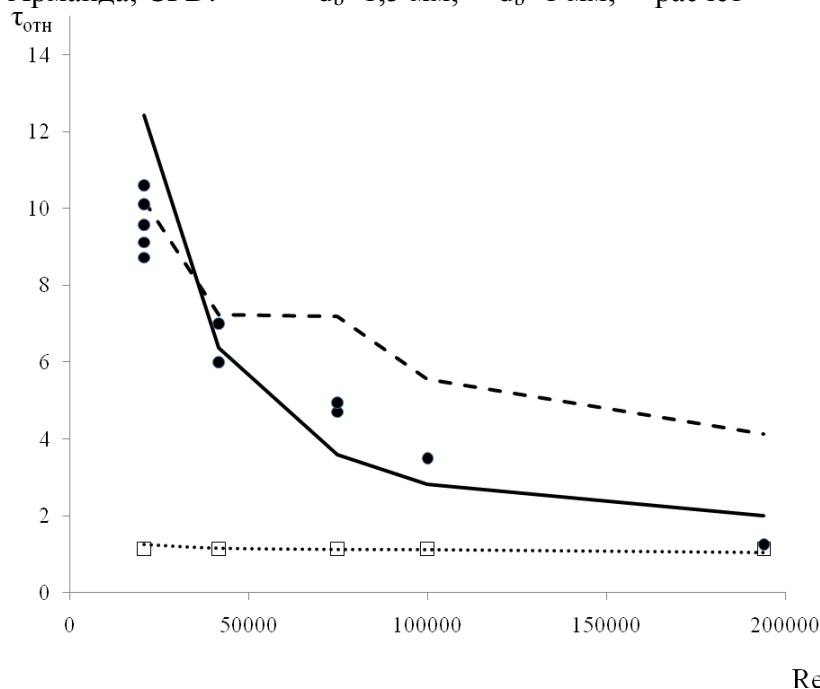


Рис. 7. Зависимость относительного трения от  $Re$  при  $\beta=15\%$  об: ●●●эксперимент; ...  
 КОРСАР/ГП; □ формула Арманда; CFD: - - - Grace model ( $p=+4$ ); — Grace model ( $p=-4$ )

### Валидация расчета паросодержания, температуры потока и стенки при кипении воды

В качестве экспериментальных данных взяты опыты, проведенные на стендовом оборудовании МЭИ под руководством Бартоломея Г.Г., используемые также для валидации Креппером. Рабочий участок представлял собой электрообогреваемую трубу диаметром  $16,1 \times 0,35$  мм и длиной 2 м, теплоизолированную снаружи. В ходе опытов измерялась температура потока в нескольких точках по длине и сечению, температура стенки и паросодержание.

Сведений по погрешностям экспериментальных данных в указанной статье не приведено. В работе авторов указаны погрешности измерений, полученные на схожей



стендовой базе МЭИ: давление измерялось манометрами класса 0,35 с пределом измерений  $160 \text{ кг/см}^2$ ; мощность контролировалась посредством ваттметра типа Д-37 класса 0,1 и Д-529 класса 0,5 (подключенными через трансформаторы тока УТТ-6М1 класса 0,2), температура воды контролировалась с помощью хромель-копелевых термопар с применением потенциометра типа ЭПВ класса 0,5 с пределом  $400 \text{ }^\circ\text{C}$  или милливольтметра Щ1413 класса 0,2 с пределом 100 мВ, расход измерялся с точностью  $\pm 5\%$ , температура стенки измерялась с применением милливольтметра Щ1413 класса 0,2 с пределом 100 мВ.

В настоящей работе рассматривался эксперимент с давлением 4,5 МПа, недогревом на входе  $59 \text{ }^\circ\text{C}$ , тепловыми потоком  $0,57 \text{ МВт/м}^2$  и массовой скоростью  $900 \text{ кг/(с}\cdot\text{м}^2)$ , т.е.  $Re \approx 10^5$ . Данный эксперимент хорош тем, что в нем последовательно реализуются три типа теплообмена: вынужденная конвекция однофазной воды на начальном участке, поверхностное кипение с недогревом на большей части обогреваемой длины трубы и объемное кипение на выходе.

Расчетная модель включала в себя квазидвумерный сектор трубы с проточной частью и стенкой длиной 2 м, а также входной и выходной участки длиной по 0,5 м каждый для стабилизации потока и минимизации влияния граничных условий. На входе задавался равномерный профиль скорости, средняя температура потока и интенсивность турбулентных пульсаций 1%. На выходе – статическое давление. В стенке трубы задавалось равномерное объемное тепловыделение, а наружная поверхность принималась как адиабатная граница.

Использовалась модель турбулентности непрерывной фазы SST с учетом турбуликации жидкости пузырями (Turbulence transfer) по модели Sato.

Расчет эксперимента выполнялся с применением механистической модели поверхностного кипения, разработанной в Политехническом институте Ренсселера, США (Rensselaer Polytechnic Institute – RPI model) с учетом поправок Егорова и Менстера. Основные положения RPI model сводятся к следующему.

Предполагается, что тепловой поток от стенки к жидкости состоит из следующих частей:

$$Q_w = Q_c + Q_q + Q_e, \quad (6)$$

где:  $Q_c$  – тепловой поток, снимаемый конвекцией жидкой фазы,  $Q_q$  – тепловой поток, расходуемый на перегрев жидкости относительно насыщения (квенчинг),  $Q_e$  – непосредственно идет на парообразование.

Подразумевается, что паровая фаза находится в состоянии насыщения, перегрев пара не учитывается.

Тепловой поток, снимаемый конвекцией недогретой жидкости:

$$Q_c = A_1 \cdot h_c \cdot (T_w - T_1), \quad (7)$$

где:  $A_1$  – доля поверхности, контактирующая с жидкостью,  $h_c$  – конвективный коэффициент теплоотдачи от стенки к пристенному слою жидкости, рассчитываемый аналогично однофазному случаю,  $T_w$  – температура стенки,  $T_1$  – температура пристенного слоя жидкости.

Тепловой поток, идущий на перегрев жидкости, оценивается как:

$$Q_q = A_2 \cdot h_q \cdot (T_w - T_1), \quad (8)$$

где:  $A_2 = 1 - A_1 = \min(1, (n \cdot \pi \cdot d_w^2))$ ,  $d_w$  – отрывной диаметр пузырька по модели Кюрул и Подовски (Kurul and Podowski).

Плотность центров парообразования на стенке:

$$n = n_{\text{ref}} \cdot (\Delta T_{\text{sup}} / \Delta T_{\text{ref}})^p, \quad (9)$$

где по-умолчанию  $n_{\text{ref}} \approx 0,8 \cdot 10^6 \text{ м}^{-2}$ ,  $\Delta T_{\text{ref}} = 10 \text{ К}$ ,  $p = 1,805$ ,  $\Delta T_{\text{sup}}$  – перегрев стенки относительно насыщения.

Коэффициент теплоотдачи при квенчинге рассчитывается по выражению:

$$h_q = 2\lambda_l \cdot f \cdot (\tau_w / (\pi \cdot a_l))^{0.5} \quad (10)$$

где  $\lambda_l$ ,  $a_l$  – коэффициент теплопроводности и температуропроводности жидкости соответственно,  $f$  – частота отрыва пузырьков по модели Коула (Cole),  $\tau_w$  – время ожидания отрыва пузырька по модели Толубинского и Констанчука (Tolubinski and Kostanchuk).

Доля тепла на парообразование:

$$Q_e = m \cdot (h_{g,sat} - h_l), \quad (11)$$

где:  $m = \pi \cdot d_w^3 \cdot \rho_g \cdot f \cdot n / 6$ ,  $h_{g,sat}$ ,  $h_l$  – энтальпия насыщенного пара и жидкости соответственно.

Для расчета коэффициента межфазного массообмена использовалось соотношение Ранза Маршала (Ranz Marshall), для межфазного сопротивления – корреляция Иши-Зубера (Ishii-Zuber Drag Model), диаметр пузырьков в потоке оценивался исходя из следующего соотношения:

$$d_b = \frac{d_{b1}(T_{sub} - T_{sub2}) + d_{b2}(T_{sub1} - T_{sub})}{T_{sub1} - T_{sub2}}, \quad (12)$$

где:  $T_{sub}$  – недогрев жидкости до насыщения,  $d_{b1} = 0,1$  мм,  $d_{b2} = 2$  мм,  $T_{sub1} = 13,5$  К,  $T_{sub2} = 5$  К.

Среди прочих межфазных сил учитывалось турбулентное рассеивание пузырьков из области их высокой концентрации в менее заполненные области (от стенки к центру в данном случае) – по модели Favre Averaged Drag Model ( $C_{TD}=1$ ).

Результаты расчетов температуры жидкости и внутренней стенки вдоль потока показаны на рисунке 8, паросодержание по длине трубы – на рисунке 9, профили температуры и паросодержания на различном расстоянии от входа – на рисунке 10. Здесь же приведены экспериментальные данные, а также, для сравнения, расчеты по коду RELAP5.

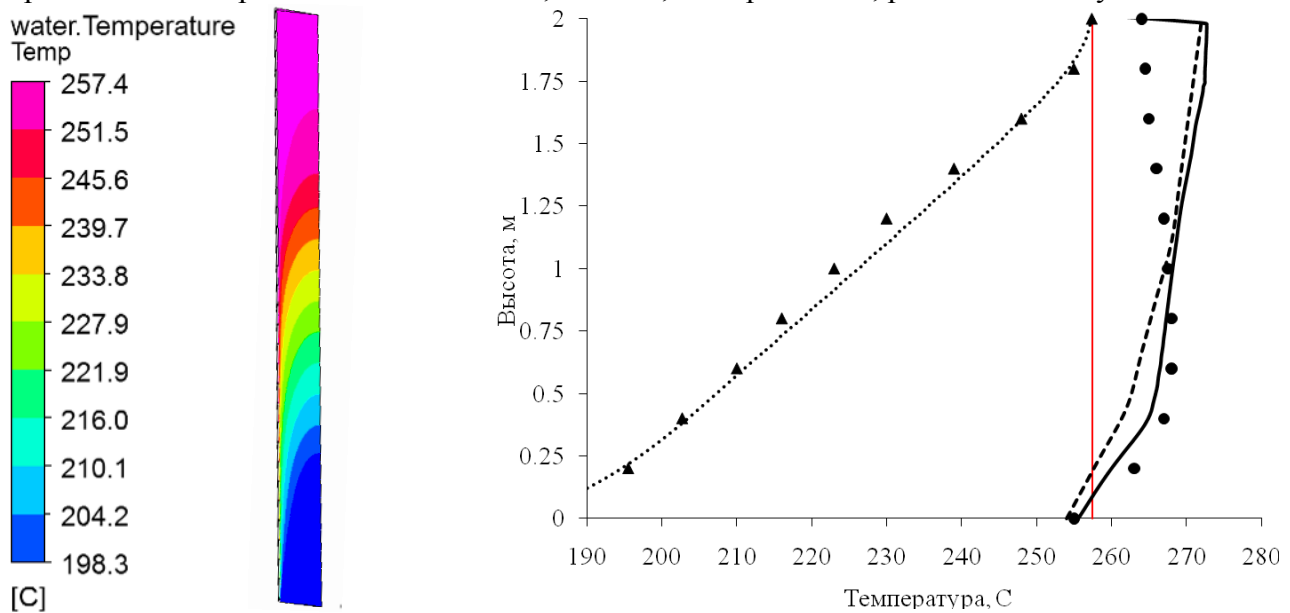


Рис. 8. Распределение температуры по высоте: ● температура внутренней стенки трубы (эксперимент); ▲ температура воды в центре трубы (эксперимент); — температура внутренней стенки (CFD); ---температура внутренней стенки (RELAP5); ... температура воды в центре трубы (CFD); — температура насыщения.

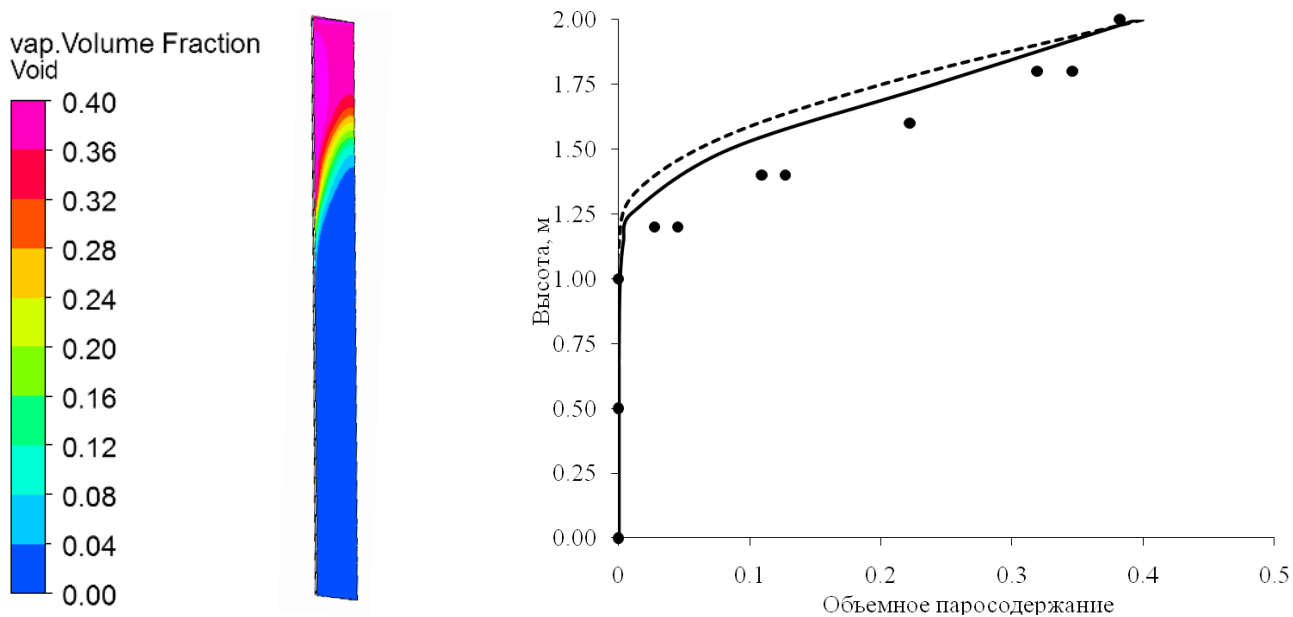


Рис. 9. Распределение паросодержания по высоте:

● эксперимент; — CFD; ---RELAP5.

Видно, что происходит последовательная смена трех режимов теплообмена: небольшую часть от входа в канал до высоты 0,1-0,15 м занимал экономайзерный участок, затем температура стенки достигла температуры насыщения и начался режим поверхностного кипения. К моменту возникновения кипения недогрев потока до температуры насыщения составлял около 55 С. Температура стенки продолжила повышаться до расстояния 0,6 м от входа, что характеризует этот участок как область неразвитого поверхностного кипения с преобладанием в теплообмене конвективной составляющей. Затем наступила область развитого поверхностного кипения со стабилизацией температуры стенки, которая ближе к концу обогреваемой части канала (1,8 м), когда температура жидкости по всему сечению достигла  $T_s$ , перешла в область кипения насыщенной жидкости. Отметим, что начиная с расстояния 0,8 м от входа в эксперименте наблюдалось некоторое снижение температуры стенки. Это может быть связано как с увеличением теплоотдачи, так и с рядом других причин, среди которых погрешности экспериментальных данных, неравномерное энерговыделение, стоки тепла в необогреваемые торцы трубы и др.

Результаты CFD-расчетов и кода RELAP5, в котором реализована методика Чена, в целом удовлетворительно воспроизводят экспериментальные данные для участка кипения. Для экономайзерного участка более близкие к эксперименту результаты дает CFD расчет. Следует отметить, что расчетные данные несколько завышают температуру стенки на участке развитого поверхностного кипения и кипения насыщенной жидкости. В то время как расчетные температуры стенки продолжают увеличиваться, экспериментальные данные говорят либо о стабилизации температуры, либо даже о её некотором снижении.

Профили температуры и паросодержания на различной высоте от начала обогреваемой части трубы представлены на рисунке 10а) и б) соответственно. На рисунке 10а) точками показаны экспериментальные данные по температуре воды.

Можно видеть, что пик паросодержания у стенки, формирующийся в адиабатных потоках в результате действия массовых сил, в условиях обогреваемого канала также выражен и обусловлен генерацией паровой фазы у стенки и схлопыванием пузырей в толще недогретой воды.

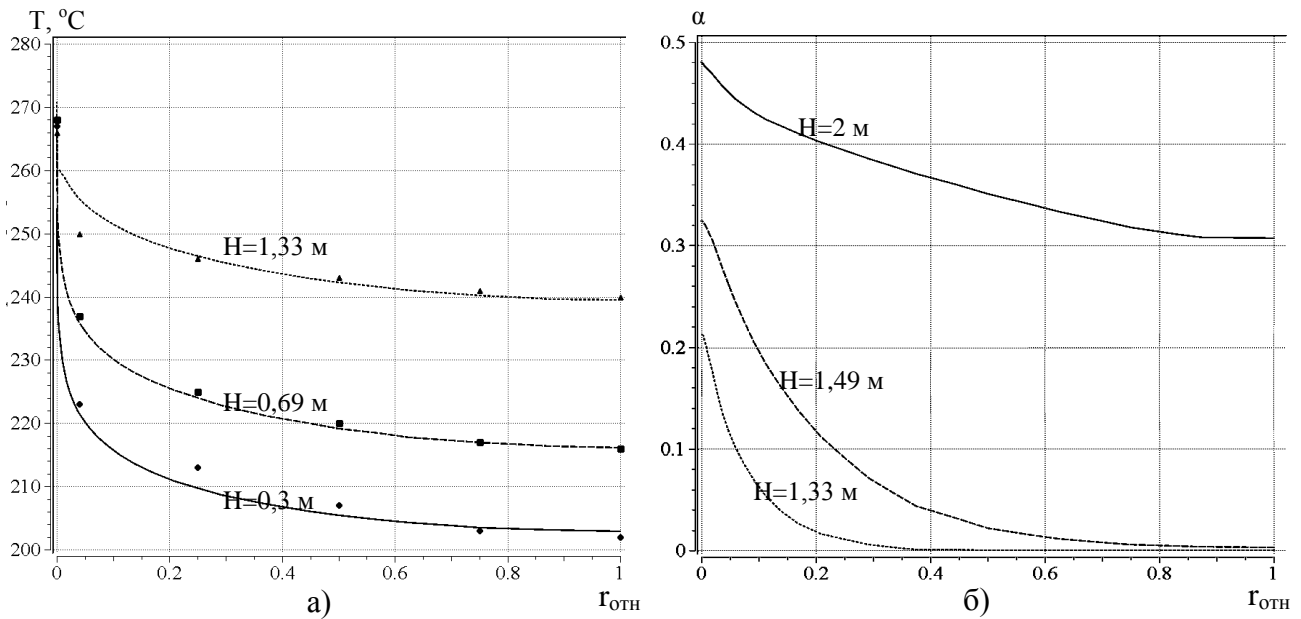


Рис. 10. Распределение параметров по радиусу:  
 а) температура; б) паросодержание.

В этом контексте интересно расчетное распределение напряжения трения по высоте канала, представленное на рисунке 11. Область рабочего участка расположена на высоте от  $H=0$  до 2 м. Напряжение трения однофазной воды после гидродинамической стабилизации потока составляет около 2,2 Па к моменту входа в рабочий участок. По мере прогрева плотность падает, поток ускоряется, трение монотонно растет. С началом интенсивного парообразования на высоте 0,5 м происходит лавинообразный рост вязких напряжений, причем больше, чем это могло бы быть исходя лишь из среднего ускорения потока – до 9,4 Па, т.е. в 4,3 раза. Среднее истинное паросодержание на выходе рабочего участка около 0,4, расходное – 0,44, и по формуле Арманда (5) получим лишь  $\tau_{\text{отн}}=2$ . По аналогии с адиабатным течением, рассмотренным выше, этот эффект обусловлен локальным пиком концентрации пузырьков у стенки, что приводит как к локальному росту скорости жидкости у стенки (рисунок 12), так и к росту ее турбулентной вязкости.

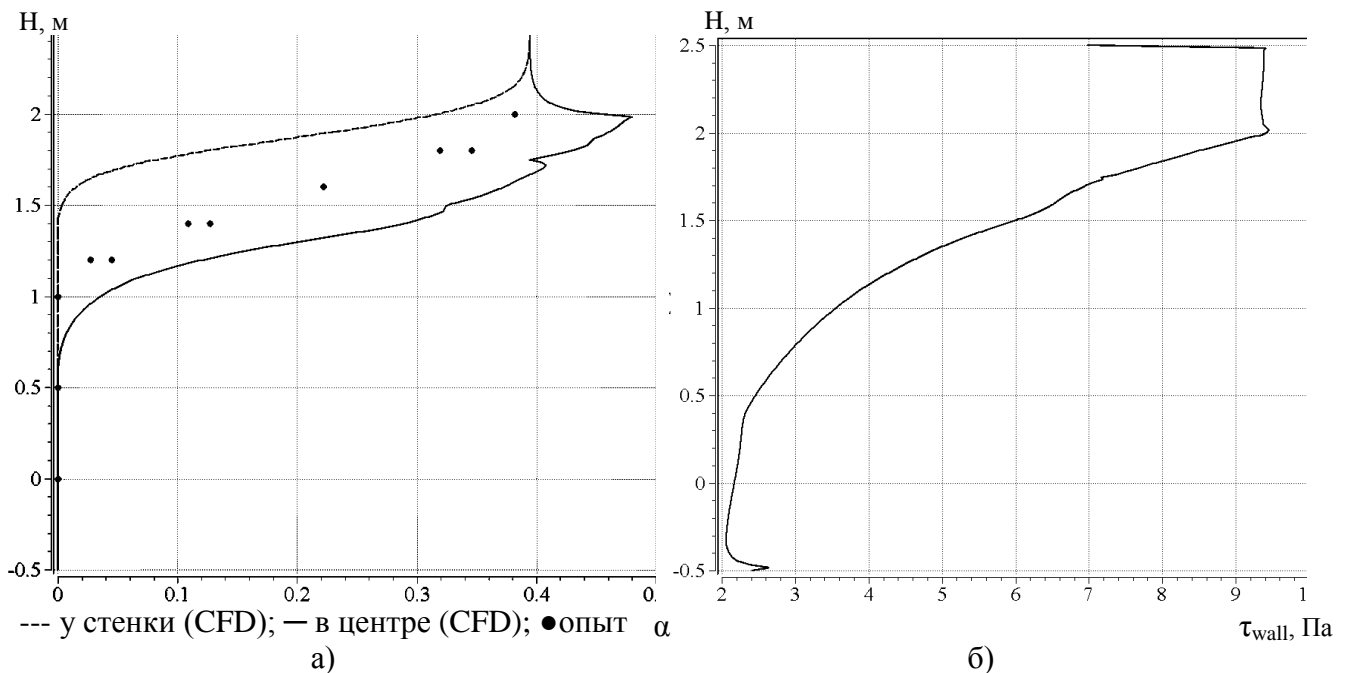
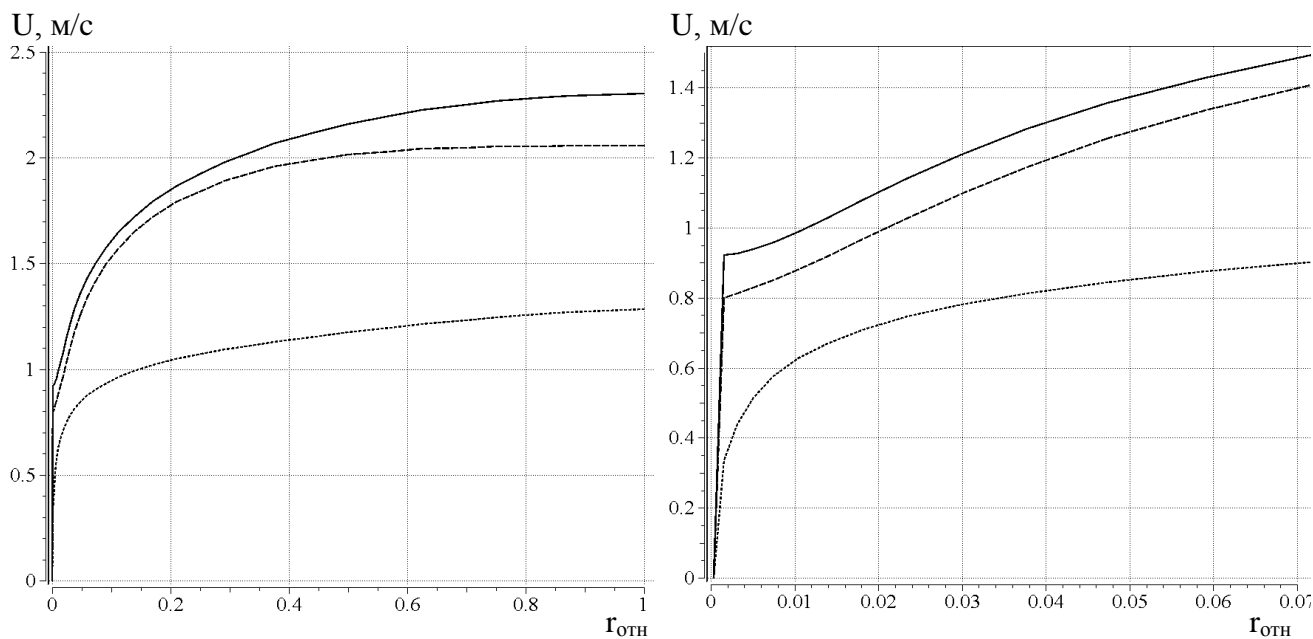


Рис. 11. Распределение параметров по высоте:  
 а) паросодержание; б) напряжение трения.



··· вода на входе в обогреваемую часть; --- вода на выходе из обогреваемой части;  
 — пар на выходе из обогреваемой части

Рис. 12. Распределение скорости по радиусу

Отметим, что, как и для адиабатного потока, на результаты расчета кипения заметное влияние оказывают параметры межфазного взаимодействия, задаваемые пользователем. В частности, на примере моделирования экспериментов DEBORA, температура стенки существенно зависит от принятой плотности центров парообразования.

### Заключение

1. Трехмерный расчет по коду ANSYS CFX позволяет получать приемлемые результаты в целях поддерживающих и кроссверификационных расчетов в условиях пузырькового потока в области газосодержаний 0...25 % об.

2. «Аномальный» скачок сопротивления трения наиболее выражен при низких скоростях потока, с ростом скорости этот эффект нивелируется. Это подчеркивает актуальность данного явления для процессов, сопровождаемых низкой скоростью циркуляции.

3. Выполненная валидация модели поверхностного кипения показывает, что расчет профилей паросодержания вдоль оси потока и температуры по сечению потока находятся в пределах погрешности экспериментальных данных. Температура стенки обогреваемого канала моделируется с небольшим занижением ( $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) в области неразвитого поверхностного кипения и консервативным завышением ( $+9\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) в области развитого кипения.

4. Результаты расчетов как адиабатного потока, так и потоков с межфазным переходом, сильно зависят от задаваемых пользователем параметров расчетной модели, в частности – от принятого диаметра пузырьков, плотности центров парообразования, что требует дальнейшего исследования для обоснования применимости используемого кода на более широком диапазоне параметров.