

УДК 621.646.7

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТУРБУЛЕНТНОГО СМЕШЕНИЯ СРЕД В НАСАДОЧНЫХ ПРОТОЧНЫХ СМЕСИТЕЛЯХ

Лаптев А.Г.

Казанский государственный энергетический университет, г. Казань

Фарахов Т.М.

Инженерно-внедренческий центр «Инжсехим», г. Казань

Дударовская О.Г.

Казанский государственный университет, г. Казань

e-mail: dg.Olga5@mail.ru

Аннотация. В данной статье рассматривается подход определения эффективности насадочных смесителей на основе использования моделей пограничного слоя и теории турбулентной миграции частиц. Представлены характеристики нерегулярных насадок «Инжсехим» и колец Рашига. Рассмотрены примеры использования полученных выражений для расчета статических смесителей с нерегулярными насадками различного диаметра. На основе выполненных расчетов сделаны выводы о преимуществе новой нерегулярной насадки при использовании в статических смесителях.

Ключевые слова: статические смесители, эффективность смешения, турбулентный режим, модели пограничного слоя, нерегулярные насадки

Введение

Для повышения эффективности технологических процессов в нефтехимии и энергетике возникает необходимость в перемешивании компонентов с целью получения смесей с высокой степенью однородности. Наиболее перспективными среди используемых для этих целей видов оборудования являются статические смесители, в которых перемешивание происходит без участия подвижных механических устройств. Такие смесители устанавливаются на трубопроводах, подводящих смешиваемые компоненты. Смесии, полученные в проточных смесителях, могут быть гомогенными и гетерогенными. К настоящему времени статические смесители применяются в установках для ввода присадок в топливо, улучшающих его качество, а также для ввода флокулянтов в суспензии, кислот в жидкости для нейтрализации, для разбавления концентратов добавок перед их вводом в технологические потоки т. д. [1, 2].

Важнейшими преимуществами статических смесителей являются их исключительная надежность, простота монтажа, компактность, позволяющая встраивать их в существующие технологические линии с минимальными затратами. Статические смесители позволяют максимально использовать затрачиваемый на перемешивание перепад давления для усреднения концентраций перемешиваемых фаз.

Основной задачей при проектировании статических смесителей является расчет эффективности смешения, т.е. создания однородной среды (получения качественных композиций) и мощности на прокачку жидкости.

На практике идеальное смешение достигается не всегда, поэтому широко распространены критерии смешения, представляющие собой различные комбинации значений теоретической и экспериментальной дисперсии. Для оценки качества смешения в качестве критерия неоднородности смеси часто используют среднеквадратичное отклонение доли i -го компонента. В качестве более общего критерия оценки эффективности смешения служит дисперсия деформации сдвига [2, 3].

В данной статье рассматривается подход определения эффективности насадочных смесителей на основе использования моделей пограничного слоя, теории турбулентной миграции частиц и моделей структуры потоков.

Эффективность перемешивания

Известно, что турбулентный режим в неупорядоченном насадочном слое начинается гораздо раньше, чем в трубах и началу турбуликации соответствует число Рейнольдса $Re = U_{cp} d_s / \nu > 40$ [4], где U_{cp} – средняя скорость, м/с; d_s – эквивалентный диаметр насадки, м; ν – кинематическая вязкость, м²/с.

Первоначально рассмотрим подход определения эффективности смешения для фаз с близкими плотностями ($\Delta\rho \approx 0$), используя аналогию переноса импульса и массы с коэффициентом импульсоотдачи [5, 6]. В ядре турбулентного потока обычно принимают турбулентные числа Шмидта и Прандтля $Sc_\tau = Pr_\tau = 1$, что говорит о полной аналогии переноса.

Для элемента поверхности насадки dF уравнения баланса импульса и импульсоотдачи запишем в виде

$$\tau = -LdU, \quad (1)$$

$$\tau = \rho \gamma (U_\infty - U_{cp}) dF = \rho \gamma U_\infty dF, \quad (2)$$

где L – массовый расход жидкости, кг/с; U_∞ – скорость в ядре потока, м/с; τ – локальный поток импульса (касательное напряжение трения), Па; U_{cp} – скорость на границе (на стенке $U_{cp} = U_{cm}$), м/с; γ – коэффициент переноса импульса (импульсоотдачи), м/с; dF – элемент поверхности, м²; ρ – плотность среды, кг/м³.

Из (1), (2) следует

$$\rho \gamma U_\infty dF = LdU, \quad (3)$$

После разделения переменных и интегрирования по всей поверхности насадочного слоя запишем

$$\int_{U_k}^{U_n} \frac{dU}{U_\infty} = \frac{\rho \gamma F}{L}, \quad (4)$$

где F – поверхность насадки, м²; индексы: «н» – начальные и «к» – конечные значения скорости.

Если величина γ постоянна, то

$$N_0 = \int_{U_{cr}}^{U_{\infty}} \frac{dU}{U_{\infty}} = \frac{\rho \gamma F}{L} = \frac{\gamma a_v H}{U_{cp}}, \quad (5)$$

где a_v – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; H – длина слоя насадки смесителя, м; L – массовый расход: $L = U_{cp} \cdot S \cdot \rho$, кг/с; S – площадь поперечного сечения аппарата (канала смесителя), м^2 ; U_{cp} – средняя скорость среды, м/с.

В теории массопередачи величину N_0 называют числом единиц переноса.

По энергетической модели, которая согласуется с моделью идеального вытеснения, эффективность процесса при прямотоке (КПД) имеет вид:

$$\eta = 1 - \exp(-N_0). \quad (6)$$

В данном случае для статических смесителей под эффективностью понимается достижение однородного распределения смешиваемых сред на выходе из устройства. При $\eta = 1$ (100%) – достигнута максимальная однородность смешения сред.

Ключевым этапом моделирования в данном подходе является определение коэффициента переноса импульса γ для расчета числа единиц переноса (5).

Коэффициент переноса импульса

Еще в середине XIX столетия изучением процесса трения в трубах занимались сначала Дарси, а потом Фаннинг, которые и ввели понятие о коэффициенте трения $C_f = 2\tau_{cm}/(\rho u_{\infty}^2) = 2\gamma/u_{\infty}$, где γ – коэффициент импульсоотдачи, м/с. Для расчета тепло- и массообменных процессов коэффициент γ наиболее широко стал использоваться в работах С.Г. Дьяконова и др. [5 - 10]. Ниже этот подход используется для математического моделирования процессов переноса и расчета эффективности статических смесителей.

Рассмотрим ситуацию, когда основное сопротивление переносу импульса сосредоточено в пристенном (пограничном) слое на поверхности насадочного элемента. Пусть ось ou будет направлена по нормали к поверхности элемента. В этом случае для проекции потока импульса (касательного напряжения трения) на ось ou в любой точке пограничного слоя справедливо следующее выражение:

$$\tau(y) = -\nu \rho \frac{dU}{dy} - \nu_T(y) \frac{dU}{dy}, \quad (7)$$

где ν , $\nu_T(y)$ – коэффициенты кинематической молекулярной и турбулентной вязкости, $\text{м}^2/\text{с}$; y – поперечная координата, м.

На поверхности элемента, т.е. при $y=0$, этот же поток можно записать, используя выражение (2), в виде

$$\tau_{cm} = \rho \gamma (U_{\infty} - U_{cm}) = \rho \gamma U_{\infty}. \quad (8)$$

Коэффициент γ является аналогом коэффициентов тепло- и массоотдачи и характеризует скорость переноса импульса от ядра потока к стенке [11]. Очевидно, что чем больше значение γ , тем интенсивнее происходит импульсоотдача и перемешивание в потоке.

Введем относительный поток импульса $\tau^* = \tau(y)/\tau_{cm}$. Тогда проведя соответствующую замену в уравнении (8), разделяя переменные, и записывая интеграл по толщине пограничного слоя, получим

$$\int_0^{\infty} \frac{dU}{\tau_{cm}} = \int_0^{\delta} \frac{\tau^*}{\nu + \nu_T(y)}. \quad (9)$$

Из выражений (8) и (9) придем к следующему определению коэффициента импульсоотдачи

$$\gamma = \left[\int_0^{\delta} \frac{\tau^* dy}{\nu + \nu_T(y)} \right]^{-1}. \quad (10)$$

Выражение (10) является достаточно общим и позволяет рассчитать коэффициент импульсоотдачи на основе коэффициентов молекулярной ν и турбулентной вязкости $\nu_T(y)$, а также относительного касательного напряжения τ^* (относительного потока импульса) в пристенном слое.

Первоначально в качестве примера рассмотрим наиболее простую модель – аналог пленочной. В этой модели предполагается на стенке или межфазной поверхности существует неподвижная или ламинарная движущая пленка толщиной δ_s , в которой сосредоточено основное сопротивление переносу субстанции.

Таким образом, гипотетическая пленка представляет собой в теории массо-передачи диффузионный пограничный слой, а в гидродинамике – это вязкий под-слой. В этой модели предполагается также постоянство потока поперек слоя, т.е. $\tau^* = 1$. Тогда из (10) имеем

$$\gamma = \left[\int_0^{\delta} \frac{dy}{\nu} \right]^{-1} = \frac{\nu}{\delta_s}. \quad (11)$$

Известно, что в двухслойной модели турбулентного пограничного слоя Прандтля безразмерная толщина вязкого подслоя составляет

$$R_1 = \frac{u_* \delta_1}{\nu} = 11,6. \quad (12)$$

где u_* – динамическая скорость трения ($u_* = \sqrt{\tau_{cm}/\rho}$) м/с; δ_1 – толщина вязкого подслоя, м.

Тогда при $\delta_s = \delta_1$ из (11) и (12) получим

$$\gamma = \frac{u_*}{R_1} = \frac{u_*}{11,6}. \quad (13)$$

Более точно коэффициент переноса импульса можно получить путем интегрирования выражения (10) с различными функциями коэффициентов турбулентного обмена $\nu_T(y)$, используя полуэмпирические модели [5, 7, 10].

В модели Ландау и Левича, подтвержденной Дайслером и Ханратти предполагается, что изменение турбулентной вязкости в вязком подслое пропорционально $D_T \sim y^4$. На основании этого используются функции $v_T(y)$ в форме

$$\begin{aligned} \frac{v_T}{\nu} &= 0,01 \chi^4 (y^+)^4, \quad y^+ < 5, \\ \frac{v_T}{\nu} &= 0,2 y^+ - 0,959, \quad 5 < y^+ \leq 30, \\ \frac{v_T}{\nu} &= 0,4 y^+ - 1 \quad \text{при } y^+ > 30, \end{aligned} \quad (14)$$

где $y^+ = u_* y / \nu$ – безразмерная координата.

После интегрирования (10) с функциями (14) получено

$$y = \frac{u_*}{5,309 + 2,51 \ln(R_\delta)}, \quad (15)$$

где $R_\delta = u_* \delta / \nu$ – безразмерная толщина пограничного слоя.

В выражениях для y значение u_* для нерегулярных насадок найдем по формуле [10]

$$u_* = 1,8 \left(\frac{\nu \bar{\epsilon}}{\rho} \right)^{1/4} = 1,8 \left(\frac{\Delta P U_{cp} \nu}{2 d_s} \right)^{1/4} = 1,8 \left(\frac{\xi U_{cp}^3 \nu}{2 d_s} \right)^{1/4}, \quad (16)$$

где $\bar{\epsilon}$ – средняя скорость диссипации энергии в слое насадки, Вт/м³; H – длина слоя насадки, м; ΔP – перепад давления слоя, Па; ξ – коэффициент сопротивления насадки; d_s – эквивалентный диаметр насадки, м.

Значение R_δ можно вычислить по уравнениям, полученным на основе баланса импульса в пограничном слое [5, 10] или приближенно возьмем $R_\delta = u_* d_s / (2 \nu)$, где d_s – эквивалентный диаметр канала (насадки), м.

Тогда выражение (16) получит вид

$$y = \frac{1,8 \left(\frac{\Delta P U_{cp} \nu}{H \rho} \right)^{0,25}}{5,309 + 2,5 \ln[u_* d_s / (2 \nu)]}. \quad (17)$$

Приведенные выше выражения для коэффициентов переноса импульса справедливы для однофазных сред или гетерогенных сред, когда плотности фаз практически одинаковые (например, две смешиваемые жидкости).

Коэффициенты переноса дисперсной фазы

Рассмотрим подход определения коэффициента переноса импульса для двухфазного потока, когда плотности смешиваемых сред различные [8, 9].

Сплошной средой является жидкость, в которую вводится дисперсная фаза в виде мелких частиц или другой жидкости нерастворимой с несущей средой.

Гидродинамика взвешенных частиц в турбулентной среде отличается гораздо большей сложностью и интенсивностью, чем в ламинарной. Это обусловлено тем, что частицы реагируют на беспорядочные турбулентные пульсации среды и совершают под их влиянием пульсационные (колебательные) движения относительно несущих их молей и беспорядочные перемещения вместе с молями среды. Расчёты показывают, что только достаточно крупные частицы (более 3-5 мм, в зависимости от гидродинамических условий среды и плотностей взаимодействующих фаз) не участвуют в турбулентных пульсациях среды. Для более мелких частиц при моделировании гидродинамических процессов в многофазных системах турбулентное пульсационное движение частиц необходимо учитывать.

В соответствии с теорией турбулентной миграции можно классифицировать частицы по группам на основании индекса инерционности $\omega_E \cdot \tau_p$, где ω_E – угловая частота турбулентных низкочастотных пульсаций энергоёмких вихрей, с^{-1} , τ_p – время релаксации, с. По экспериментальным данным [12] при значении $\omega_E \cdot \tau_p < 0,01$, степень увлечения частиц турбулентными пульсациями среды достигает 100 % ($\overline{\mu_p^2} = 1$), $\overline{\mu_p^2} = (1 - \omega_E \tau_p)^{-1}$.

Поэтому для степени увлечения для частиц практически полностью увлекаемых турбулентными пульсациями среды можно записать условие:

$$\omega_E \tau_p = \frac{\pi \rho_c d_c^2 f}{9 \mu_{жс}} < 0,01. \quad (18)$$

Учитывая, что по Таунсенду $\omega_E \approx u_* / (0,1 R)$ и $\tau_p = \rho_c d_c^2 / 18 \mu_{жс}$ из (18) получено выражение для оценки диаметра частиц [9]

$$d_c < 0,3 \sqrt{\frac{\mu_{жс}}{\pi \rho_c f}} = 0,134 \sqrt{\frac{R \mu_{жс}}{\rho_c u_*}}, \quad (19)$$

где $\omega_E = 2 \pi f$ – угловая частота энергоёмких пульсаций, с^{-1} ; f – частота турбулентных пульсаций среды, с^{-1} ; R – радиус канала, м (для насадки $R = d_s/2$, м); ρ_c – плотность частицы, кг/м^3 ; d_c – диаметр частицы, м; $\mu_{жс}$ – динамическая вязкость, Па·с.

При больших значениях индекса инерционности $\omega_E \tau_p > 100$ степень увлечения приближается к нулю ($\overline{\mu_p^2} \approx 0$). По аналогии с (18) и (19) получаем выражения для частиц, не увлекаемых турбулентными пульсациями

$$\omega_E \tau_p = \frac{\pi \rho_c d_c^2 f}{9 \mu_{жс}} > 100. \quad (20)$$

Отсюда имеем

$$d_c > 30 \sqrt{\frac{\mu_{жс}}{\pi \rho_c f}} = 13,4 \sqrt{\frac{R \mu_{жс}}{\rho_c u_*}}. \quad (21)$$

Из уравнений (19) и (21) следует, что частица, взвешенная в турбулентном потоке, тем точнее следует за пульсациями среды, чем меньше её радиус и плотность, чем больше вязкость среды и ниже частота её пульсаций.

В результате, весь спектр осаждающихся частиц можно разделить на три основные группы [8, 9, 12]:

I группа – частицы, полностью увлекаемые турбулентными пульсациями среды. Их диаметр должен удовлетворять условию (19);

II группа – частицы, обладающие некоторой инерционностью по отношению к увлечению турбулентными пульсациями:

$$0,134 \sqrt{\frac{R \mu_{жс}}{\rho_q u_*}} < d_q < 13,4 \sqrt{\frac{R \mu_{жс}}{\rho_q u_*}}; \quad (22)$$

III группа – частицы, не увлекаемые турбулентными пульсациями среды; должна удовлетворять условию (21).

Каждая группа частиц характеризуется действием на них определённых сил и факторов, и тем самым определённым поведением в турбулентном потоке.

Для частиц II группы (условие (22)) коэффициент турбулентной диффузии частиц можно определить по выражению [12]

$$D_d = \frac{v_T}{1 + \omega_E \tau_p} \text{ ю} \quad (23)$$

Очевидно, что для частиц I группы $D_d = v_T$

Коэффициент скорости переноса частиц β_d (турбулентной миграции) найдем путем интегрирования выражения, аналогичному (11):

$$\beta_d = \left[\int_0^{\delta} \frac{j^* dy}{v + D_d} \right]^{-1}, \quad (24)$$

где j^* – относительная плотность потока частиц.

В выражении (24) броуновская диффузия частиц не учитывается, т.к. её влияние на перенос в турбулентном потоке очень незначительно.

После интегрирования (24) с D_d (23) и v_T (14) получим

$$\beta_d = \frac{u_*}{(1 + \omega_E \tau_p) [5,309 + 2,5 \ln(R_\delta)]}. \quad (25)$$

Число единиц переноса для дисперсной фазы запишется аналогично (5), с использованием уравнения баланса массы и массоотдачи для дисперсной фазы

$$j = -L dC, \quad (26)$$

$$j = \rho \beta_d d(C_\infty - C_{ГР}) dF. \quad (27)$$

Из (26) и (27) следует

$$N_d = \int_{C_k}^{C_n} \frac{dC}{C_\infty - C_{ГР}} = \frac{\beta_d a_v H}{U_{cp}}, \quad (28)$$

где C – концентрация частиц.

При известном значении N_d эффективность переноса (смешения) можно вычислить по выражению (6).

Гидравлическое сопротивление насадок

В вышеприведенных выражениях для расчета коэффициентов γ и β_d важное значение имеет динамическая скорость, которая связана с перепадом давления в смесителе. Для определения потерь напора в насадочных аппаратах используют формулу:

$$\Delta P = \xi \frac{H \rho U_{cp}^2}{d_s}, \quad (29)$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления; H – высота насадки, м; ρ – плотность среды, кг/м³; d_s – эквивалентный диаметр насадки, м; U_{cp} – средняя скорость, м/с.

Значение коэффициента сопротивления зависит от формы насадки и определяется в зависимости от характера движения среды. Для колец Рашига коэффициент ξ вычисляется по формуле [4]:

$$\xi = \frac{16}{Re^{0,2}}, \quad (30)$$

где $Re = U_{cp} d_s / \nu_{жс}$ – число Рейнольдса.

Исследования перепада давления в смесителях с насадкой «Инжехим» выполнены в работах [10, 13, 14], где получены значения ξ . Для насадок «Инжехим-2000» выражение для расчета ξ имеет вид:

$$\xi = \frac{4,99}{Re^{0,04}}. \quad (31)$$

Для насадок «Инжехим-2002»:

$$\xi = 1,34 \left(\frac{64}{Re} + \frac{1,8}{Re^{0,08}} \right). \quad (32)$$

Для насадок «Инжехим 2003М»:

$$\xi = \frac{26,18}{Re^{0,248}}. \quad (33)$$

Конструкции и характеристики насадок «Инжехим» даны в работах [10, 13]. На рис. 1 представлены элементы насадок «Инжехим».

В табл. 1 представлены характеристики нерегулярных насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига.



а) «Инжехим-2000»



б) «Инжехим-2002»



в) «Инжехим-2003М»

Рис. 1. Элементы насадок «Инжехим»

Таблица 1. Характеристики нерегулярных насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига

Характеристики насадок	Кольца Рашига (10×10×1,5)	Кольца Рашига (50×50×5)	Инжехим -2003М 8×7×5	Инжехим -2002 50×40×35	Инжехим -2000
Удельная поверхность насадки a_v , м ² /м ³	440	90	745	200	103
Эквивалентный диаметр $d_{э}$, м	0,006	0,035	0,0049	0,019	0,027
Отношение объема воды к объему насадки $\varepsilon_{св}$, м ³ /м ³	0,7	0,785	0,91	0,95	0,96

Результаты расчета

Ниже рассмотрены примеры использования полученных выражений для расчета коэффициентов сопротивления и эффективности статических смесителей с нерегулярными насадками «Инжехим» и кольцами Рашига.

В табл. 2 даны значения коэффициента сопротивления, рассчитанные по формулам (29) - (32), для нерегулярных насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига.

Таблица 2. Расчетные значения коэффициента ζ для нерегулярных насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига (для воды)

Re	Насадки									
	Кольца Рашига 10×10×1,5		Кольца Рашига 50×50×5		Инжехим-2003М 8×7×5		Инжехим-2002 50×40×35		Инжехим-2000	
	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ
500	0,08	4,6	0,01	4,6	0,1	5,6	0,03	1,64	0,018	3,89
2000	0,33	3,5	0,06	3,5	0,4	3,97	0,1	1,36	0,074	3,68
6000	1	2,8	0,17	2,8	1,22	3,02	0,32	1,2	0,2	3,52
10000	1,67	2,5	0,29	2,5	2,04	2,67	0,53	1,16	0,37	3,45

На рис. 2, 3 представлены зависимости β_d от ω_{ETP} для насадок Инжехим и колец Рашига.

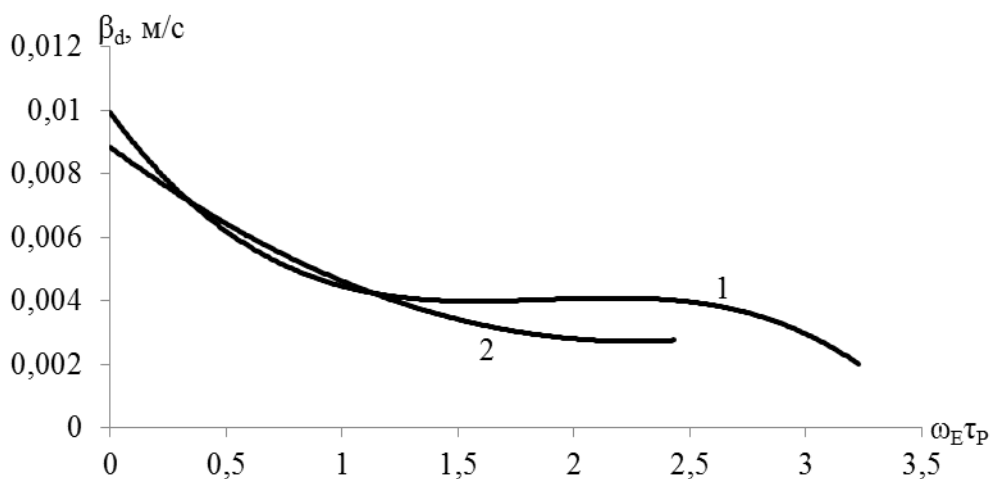


Рис. 2. Зависимость β_d от ω_{ETP} (при диаметре от 1 микрона до 200 микрон) для различных насадок:

1 – «Инжехим-2003М» разм. 8×7×5; 2 – кольца Рашига 10×10×1,5

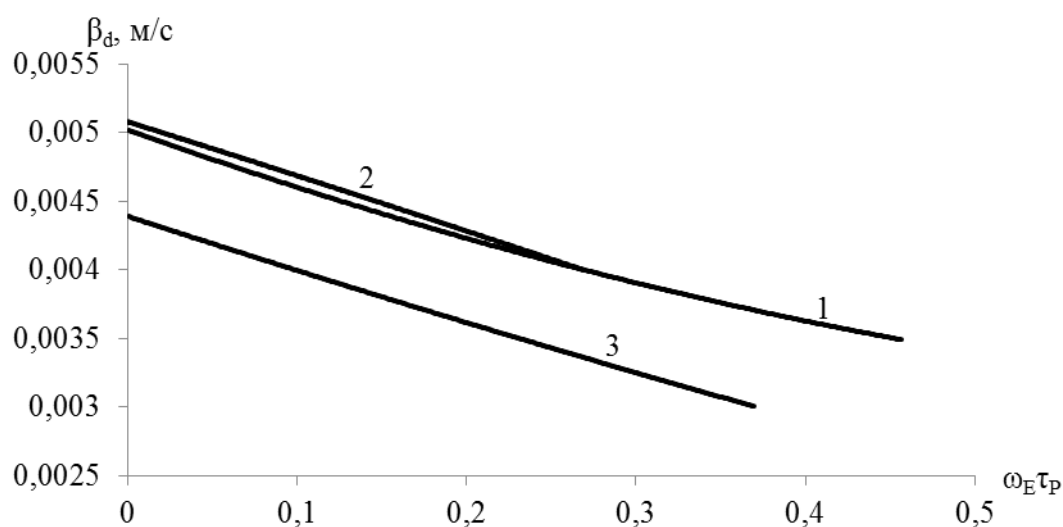


Рис. 3. Зависимость β_d от $\omega_E \tau_P$ (при диаметре от 1 микрона до 200 микрон) для различных насадок:

1 – «Инжехим-2002» разм. $50 \times 40 \times 35$; 2 – кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$; 3 – «Инжехим-2000»

На рис. 4 представлена зависимость η от диаметра частиц для различных насадок, полученная по выражению (6) с коэффициентом β_d (25).

Из рисунков видно, что наибольшее значение η принимает при меньшем диаметре частиц. С увеличением диаметра частиц значение коэффициента переноса частиц уменьшается, что вызывает снижение эффективности смешения.

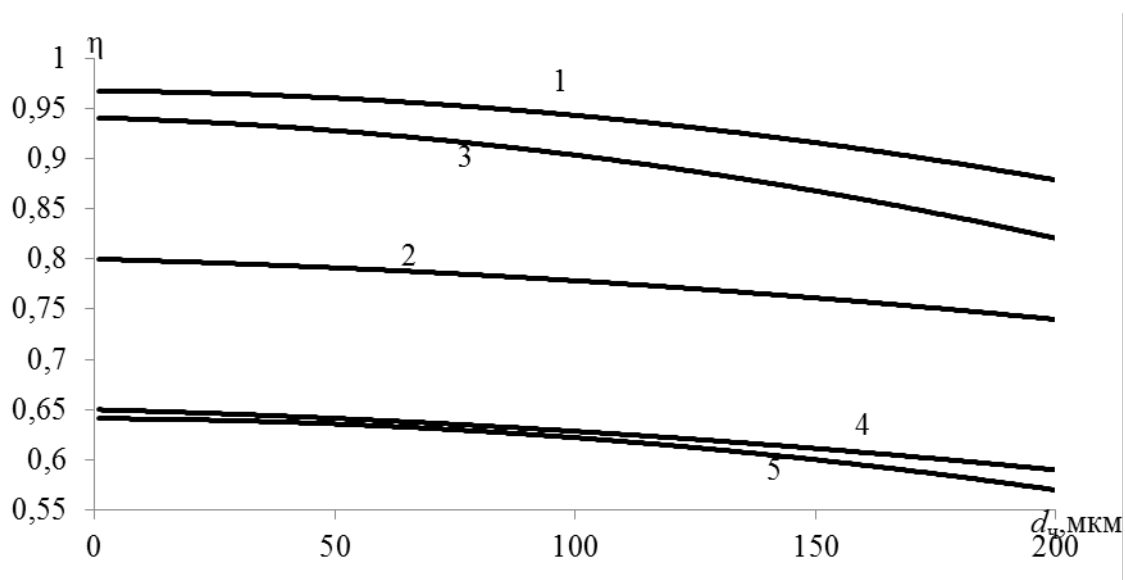


Рис. 4. Зависимость η от диаметра частиц (при $H = 2$ м):

1 – «Инжехим-2003М» $8 \times 7 \times 5$; 2 – «Инжехим-2002» $50 \times 40 \times 35$;
3 – кольца Рашига $10 \times 10 \times 1,5$; 4 – кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$; 5 – «Инжехим-2000»

В табл. 3, 4 даны расчетные значения η по выражению (6) для различных насадок в зависимости от числа Re при длине трубы смесителя $H=1$ м (для частиц полностью увлекаемых турбулентными пульсациями среды, т.е. удовлетворяющих условию (19) для воды). Для оценки совместной смесительно-энергетической эффективности использовано известное отношение КПД к перепаду давления $\eta/\Delta P$.

На рис. 5, 6 представлены расчетные зависимости коэффициента полезного действия (η) от числа Re для насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига различного диаметра.

Таблица 3. Расчетные значения η в зависимости от числа Re для насадок «Инжехим-2003М» разм. $8 \times 7 \times 5$ мм и колец Рашига $10 \times 10 \times 1,5$ мм (при $H=1$ м для воды)

Re	U_{cp}	кольца Рашига $10 \times 10 \times 1,5$		Re	U_{cp}	Инжехим-2003М $8 \times 7 \times 5$	
		η	$\eta/\Delta P$			η	$\eta/\Delta P$
500	0,08	0,97	0,00036	500	0,1	0,98	0,00016
2000	0,33	0,92	0,000028	2000	0,4	0,947	0,000014
6000	1	0,82	0,0000035	6000	1,22	0,88	0,0000019
10000	1,67	0,75	0,0000013	10000	2,04	0,82	0,0000007

Таблица 4. Расчетные значения η в зависимости от числа Re для насадок «Инжехим-2002» разм. $50 \times 40 \times 35$ мм; «Инжехим-2000» и колец Рашига $50 \times 50 \times 5$ мм (при $H=1$ м для воды)

Re	U_{cp}	кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$		U_{cp}	Инжехим-2002 $50 \times 40 \times 35$		U_{cp}	Инжехим-2000	
		η	$\eta/\Delta P$		η	$\eta/\Delta P$		η	$\eta/\Delta P$
500	0,01	0,94	0,0698	0,03	0,95	0,032	0,019	0,94	0,038
2000	0,06	0,83	0,0051	0,1	0,87	0,0022	0,074	0,84	0,002
6000	0,17	0,67	0,0006	0,32	0,74	0,0002	0,2	0,7	0,0003
10000	0,29	0,57	0,0002	0,53	0,66	0,000077	0,37	0,6	0,00007

Установлено, что насадка «Инжехим» обеспечивает эффективность смешения больше колец Рашига на 10 - 15%. Из рис. 5 и 6 следует, что при увеличении числа Re (скорости среды) эффективность смешения снижается из-за уменьшения значения N_0 (5), несмотря на то, что коэффициент переноса импульса (17) имеет

зависимость $\gamma \sim \text{Re}^{0,75}$, но в итоге получаем $N_0 \sim \text{Re}^{-0,25}$, а зависимость (6) примерно $\eta \sim \text{Re}^{-0,15}$, что следует из модели идеального вытеснения и энергетической модели.

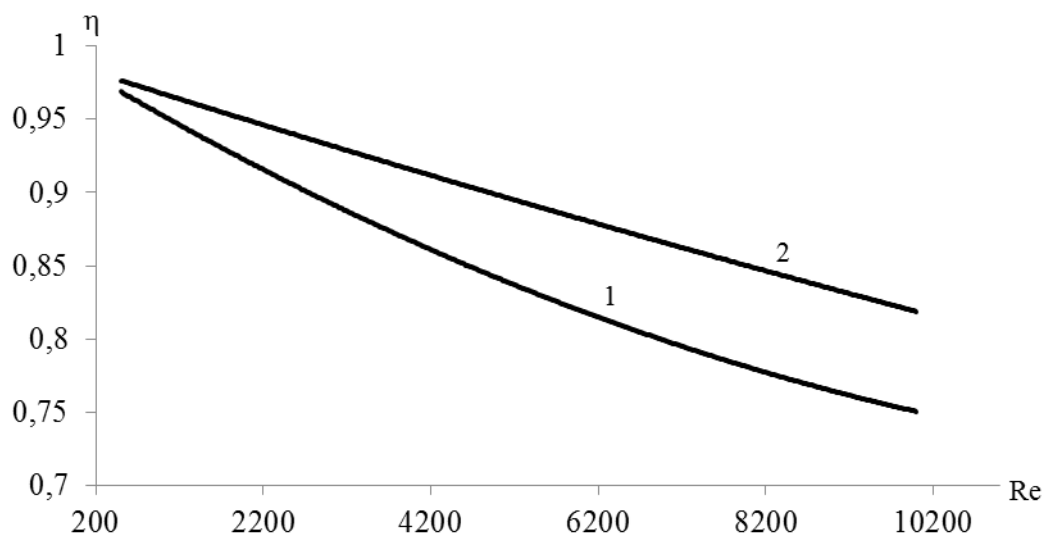


Рис. 5. Зависимость коэффициента полезного действия η от числа Re для насадок «Инжехим-2003М» и керамических колец Рашига при $H=1$ м:

1 – кольца Рашига $10 \times 10 \times 1,5$; 2 – «Инжехим-2003М» разм. $8 \times 7 \times 5$.

Расчет по выражению (6)

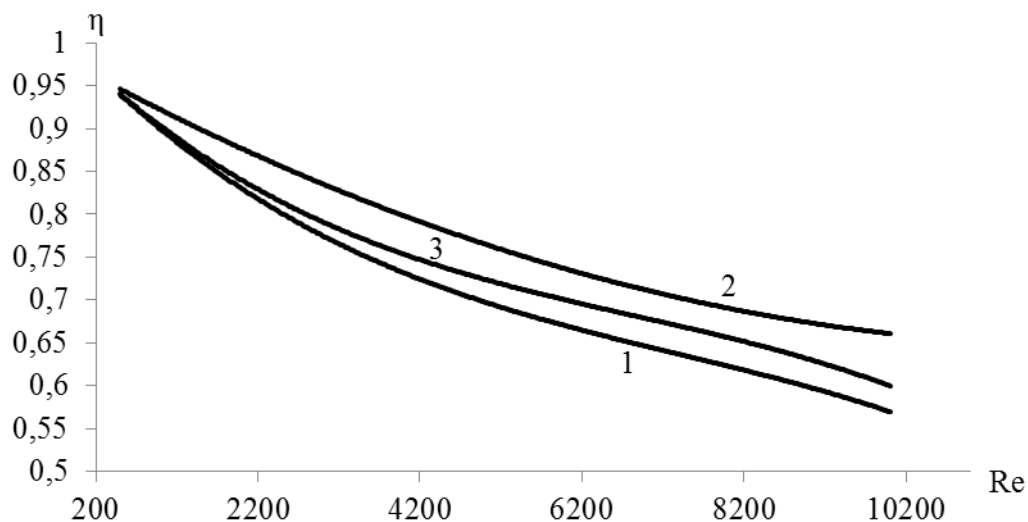


Рис. 6. Зависимость коэффициента полезного действия η от числа Re для насадок «Инжехим-2002» и керамических колец Рашига при $H=1$ м:

1 – кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$; 2 – «Инжехим-2002» разм. $50 \times 40 \times 35$;

3 – «Инжехим-2000». Расчет по выражению (6)

На рис. 7, 8 представлены расчетные зависимости комплекса $\eta/\Delta P$ от числа Re для насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига различного диаметра (для воды).

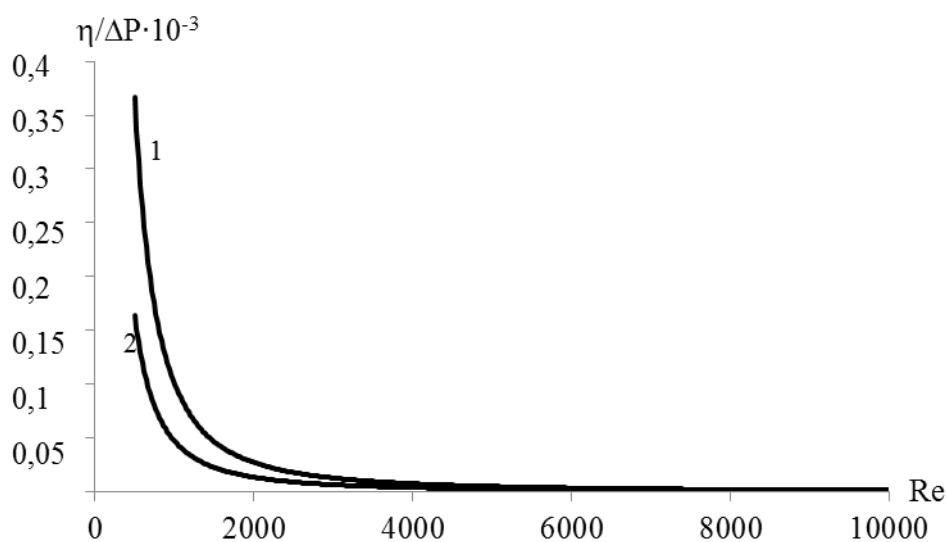


Рис. 7. Зависимость комплекса $\eta/\Delta P$ от числа Re для насадок «Инжехим-2003М» и керамических колец Рашига при $H=1$ м:
1 – кольца Рашига $10 \times 10 \times 1,5$; 2 – «Инжехим-2003М» разм. $8 \times 7 \times 5$

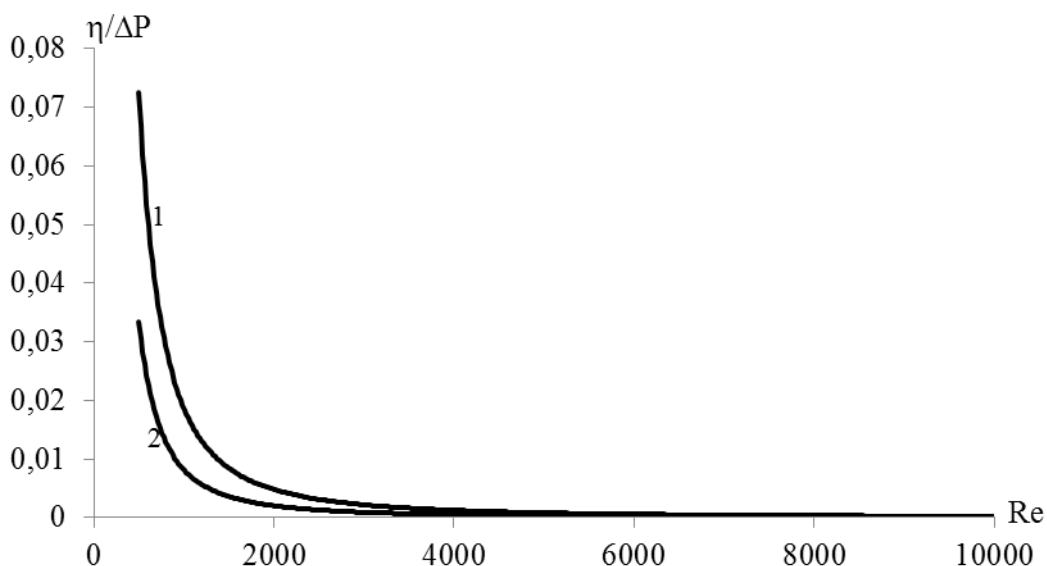


Рис. 8. Зависимость комплекса $\eta/\Delta P$ от числа Re для насадок «Инжехим-2002» и керамических колец Рашига при $H=1$ м:
1 – кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$; 2 – «Инжехим-2002» разм. $50 \times 40 \times 35$

Далее рассмотрим пример смешения мазута марки М-100 с присадками [14]. Температура мазута 80 °С. Присадки – карбонатный шлам с размерами частиц 70 - 80 мкм.

В табл. 5 представлены значения коэффициента сопротивления, рассчитанные по выражениям (29) - (32), для нерегулярных насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига.

Таблица 5. Расчетные значения коэффициента ζ для нерегулярных насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига (для мазута)

Re	Насадки									
	Кольца Рашига 10×10×1,5		Кольца Рашига 50×50×5		Инжехим-2003-М 8×7×5		Инжехим-2002 50×40×35		Инжехим-2000	
	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ	U_{cp}	ζ
100	1,58	6,4	0,27	6,4	1,9	8,4	0,5	2,5	0,35	4,15
250	3,96	5,3	0,68	5,3	4,8	6,7	1,25	1,9	0,88	4
400	6,3	4,8	1,1	4,8	7,75	5,9	2	1,7	1,4	3,93
500	7,9	4,6	1,36	4,6	9,7	5,6	2,5	1,6	1,76	3,9

В табл. 6, 7 даны значения η и комплекса $\eta/\Delta P$ от числа Re для насадок «Инжехим» и колец Рашига различного диаметра.

Таблица 6. Расчетные значения η по выражению (6) в зависимости от числа Re для насадок «Инжехим-2003М» разм. 8×7×5 мм и колец Рашига 10×10×1,5 мм (при $H=1$ м, для мазута)

Re	U_{cp}	кольца Рашига 10×10×1,5		Re	U_{cp}	Инжехим-2003М 8×7×5	
		η	$\eta/\Delta P$			η	$\eta/\Delta P$
100	1,58	0,95	0,0000007	100	1,9	0,97	0,0000003
250	3,96	0,89	0,0000001	250	4,8	0,94	0,00000006
400	6,3	0,86	0,00000005	400	7,75	0,9	0,00000003
500	7,9	0,83	0,00000003	500	9,7	0,89	0,00000002

Таблица 7. Расчетные значения η по выражению (6) в зависимости от числа Re для насадок «Инжехим-2002» разм. 50×40×35 мм; «Инжехим-2000» и колец Рашига 50×50×5 мм (при H = 1 м, для мазута)

Re	U_{cp}	кольца Рашига 50×50×5		U_{cp}	Инжехим-2002 50×40×35		U_{cp}	Инжехим-2000	
		η	$\eta/\Delta P$		η	$\eta/\Delta P$		η	$\eta/\Delta P$
100	0,27	0,89	0,00013	0,5	0,92	0,00006	0,35	0,88	0,00009
250	0,68	0,79	0,000023	1,25	0,84	0,00001	0,88	0,78	0,00001
400	1,1	0,72	0,000009	2	0,78	0,000004	1,4	0,71	0,000005
500	1,36	0,68	0,000006	2,5	0,75	0,000003	1,76	0,68	0,000003

На рис. 9, 10 представлены расчетные зависимости коэффициента полезного действия η по выражению (6) от числа Re для насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига различного диаметра (для мазута).

Из полученных результатов, представленных на рис. 9 и 10, можно сделать вывод о том, что насадки «Инжехим-2003М» обеспечивают эффективность смешения больше колец Рашига на 2 - 18 %.

На рис. 11, 12 представлены расчетные зависимости комплекса $\eta/\Delta P$ от числа Re для насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига различного диаметра (для мазута).

На рис. 13 - 16 представлены зависимости η от длины трубы смесителя при фиксированных значениях Re для колец Рашига (10×10×1,5) и насадок «Инжехим» (8×7×5).

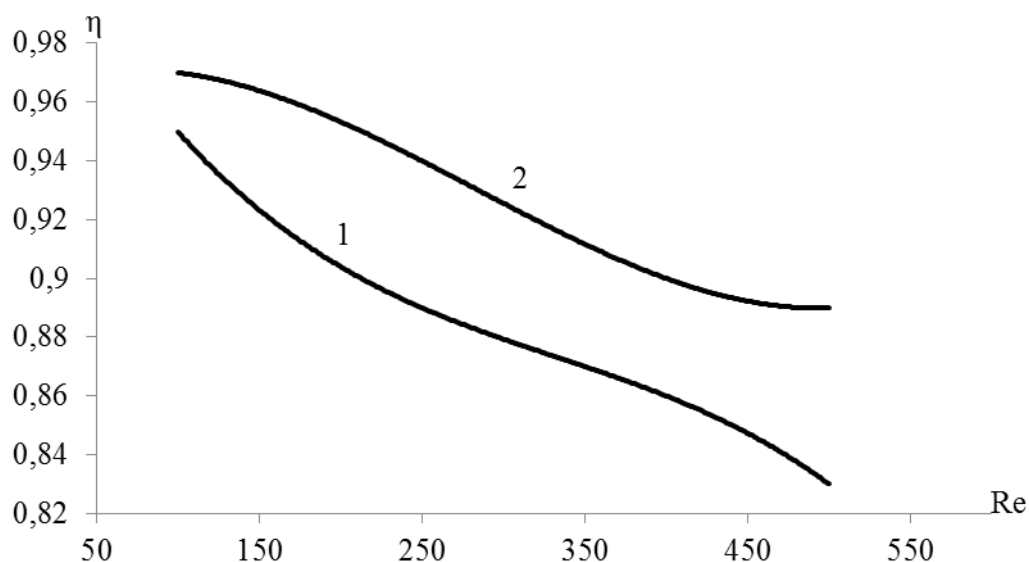


Рис. 9. Зависимость коэффициента полезного действия (η) от числа Re для насадок «Инжехим-2003М» и керамических колец Рашига при H = 1 м: 1 – кольца Рашига 10×10×1,5; 2 – «Инжехим-2003М» разм. 8×7×5 (для мазута)

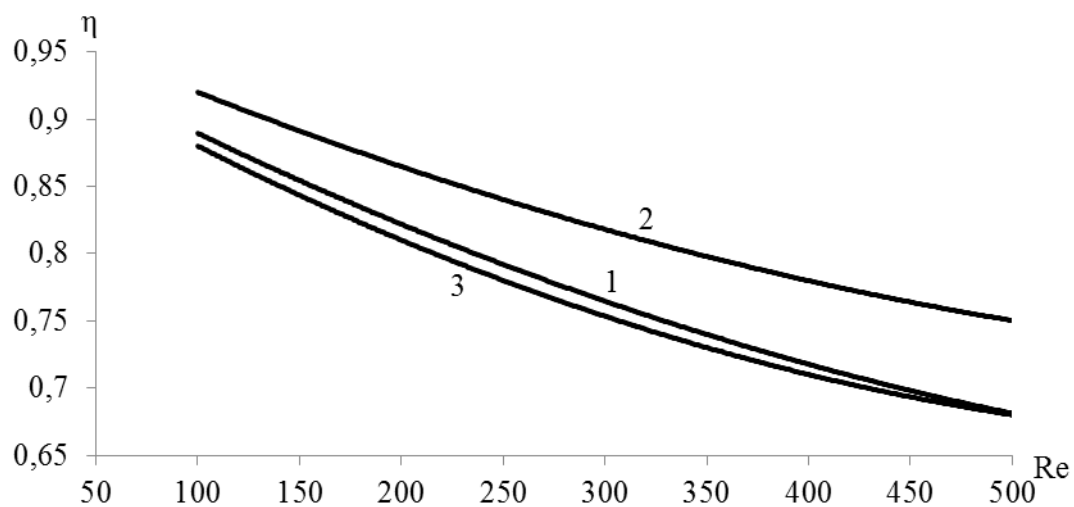


Рис. 10. Зависимость коэффициента полезного действия η от числа Re для насадок «Инжехим-2002» и керамических колец Рашига при $H = 1$ м:
1 – кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$; 2 – «Инжехим-2002» разм. $50 \times 40 \times 35$; 3 – «Инжехим-2000»

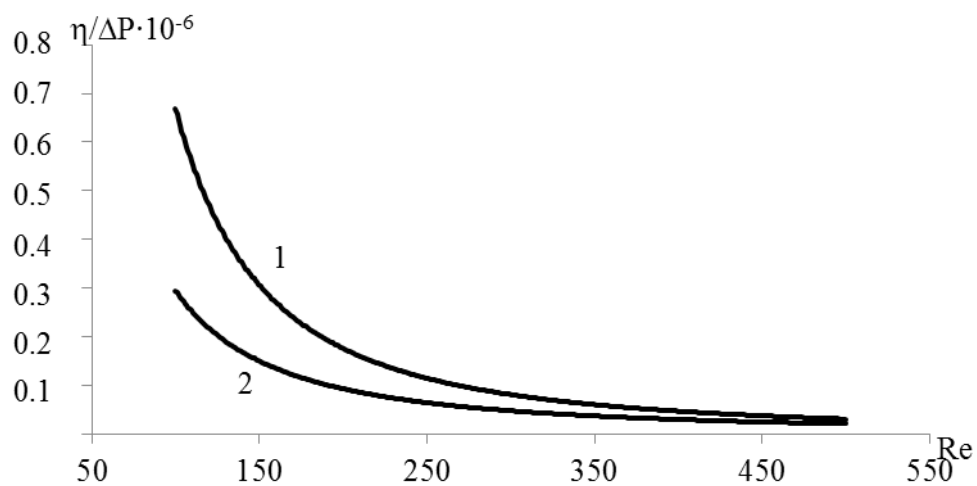


Рис. 11. Зависимость комплекса $\eta/\Delta P$ от числа Re для насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига при $H = 1$ м:
1 – кольца Рашига $10 \times 10 \times 1,5$; 2 – «Инжехим-2003М» разм. $8 \times 7 \times 5$

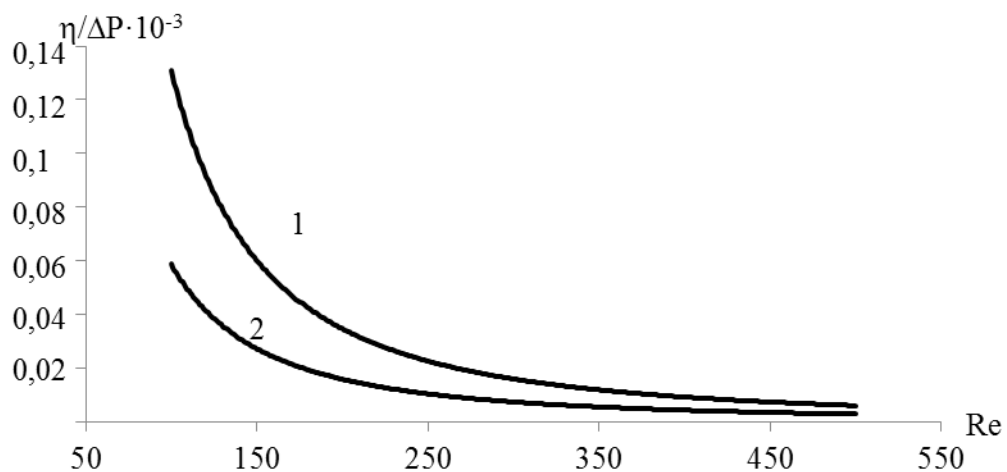


Рис. 12. Зависимость комплекса $\eta/\Delta P$ от числа Re для насадок «Инжехим» и керамических колец Рашига при $H=1$ м:

1 – кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$; 2 – «Инжехим-2002» разм $50 \times 40 \times 35$

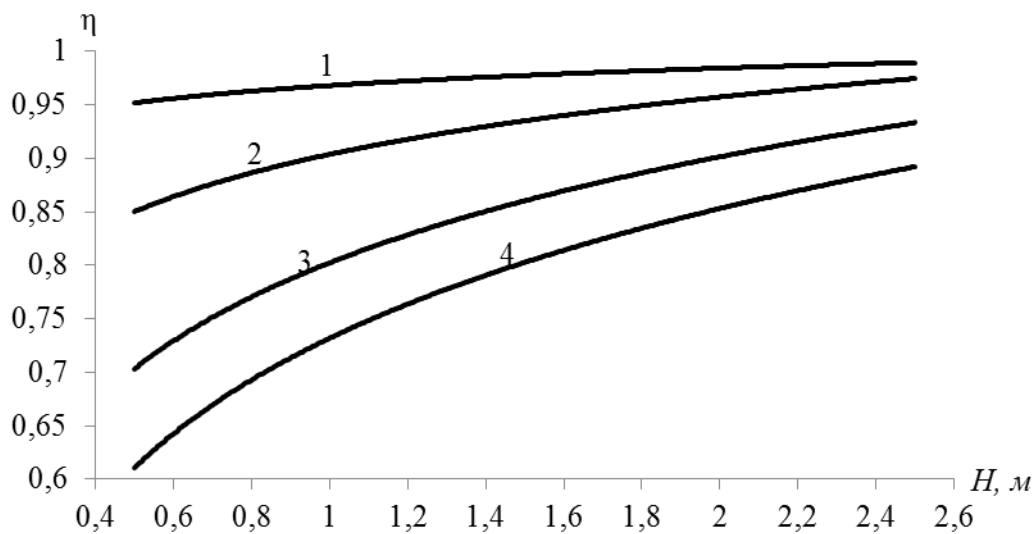


Рис. 13. Зависимость η от H (кольца Рашига разм. $10 \times 10 \times 1,5$ мм; для воды):

1 – $Re=500$; 2 – $Re=2000$; 3 – $Re=6000$; 4 – $Re=10000$

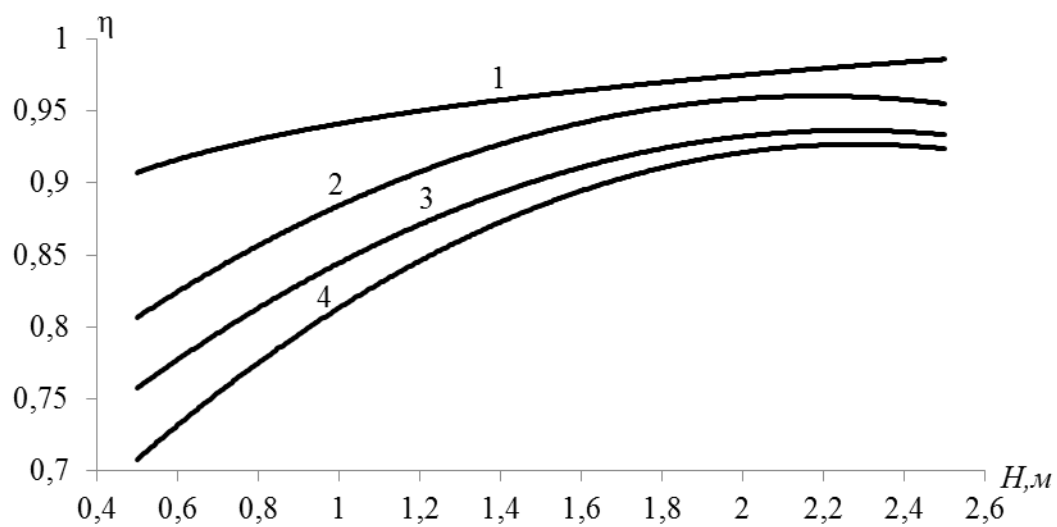


Рис. 14. Зависимость η от H (кольца Рашига разм. $10 \times 10 \times 1,5$ мм; для мазута):
1 – $Re=100$; 2 – $Re=250$; 3 – $Re=400$; 4 – $Re=500$

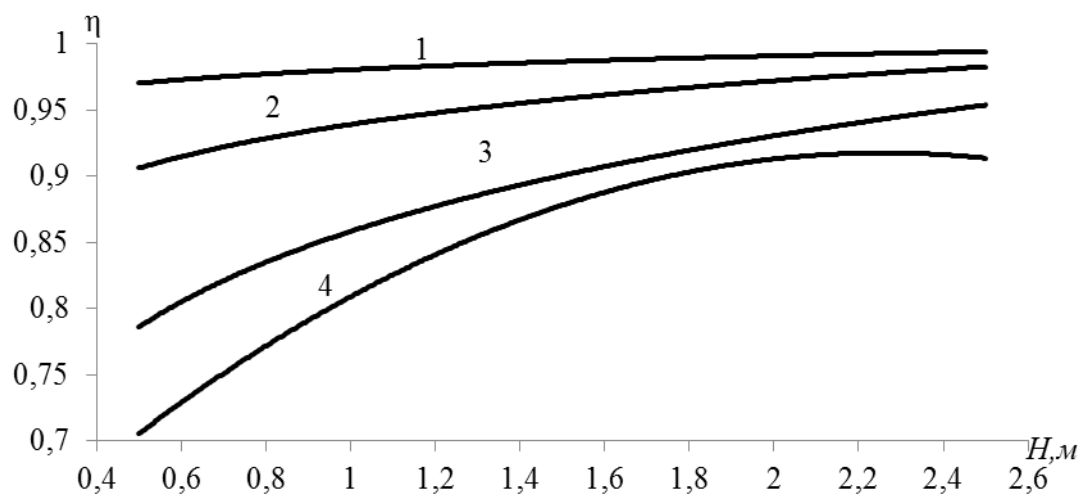


Рис. 15. Зависимость η от H («Инжехим-2003М» разм. $8 \times 7 \times 5$ мм; для воды):
1 – $Re=500$; 2 – $Re=2000$; 3 – $Re=6000$; 4 – $Re=10000$

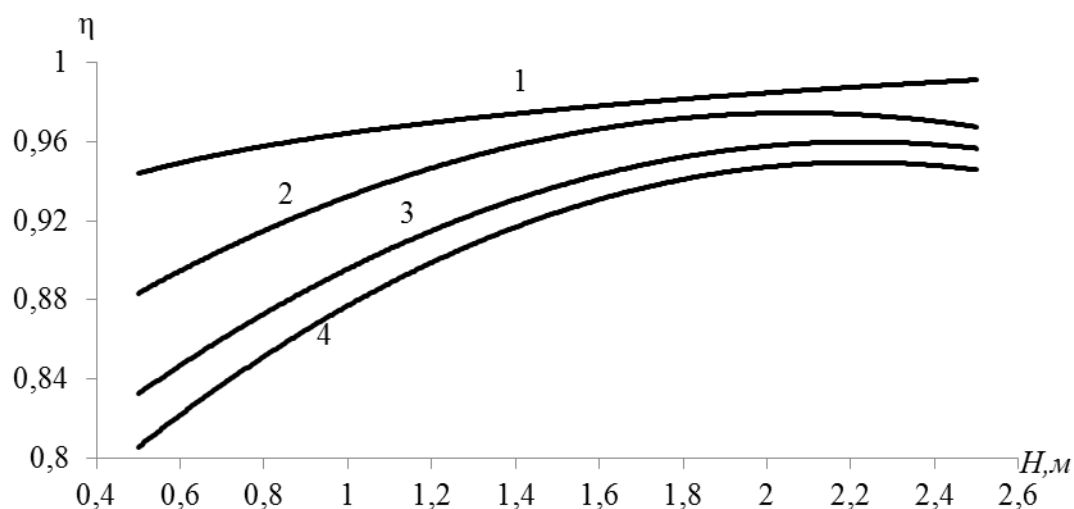


Рис. 16. Зависимость η от H («Инжехим-2003М» разм. $8 \times 7 \times 5$ мм; для мазута):
1 – $Re = 100$; 2 – $Re = 250$; 3 – $Re = 400$; 4 – $Re = 500$

При малых значениях Re обеспечивается высокая эффективность перемешивания. В интервале значений Re от 2000 до 10000 эффективность смешения повышается с увеличением длины смесителя H . Из представленных рисунков видно, что насадки Инжехим обеспечивают эффективность смешения на 4-6% большую, чем кольца Рашига. Это объясняется более высокой удельной поверхностью насадки, и, следовательно, большим значением N_b , что приводит к увеличению эффективности смесителя.

Заключение

Существующее в настоящее время в различных отраслях промышленности смесительное оборудование часто не удовлетворяет требованиям производительности и качества продукции. Важным направлением совершенствования существующей технологии является внедрение интенсивного смешения, обеспечивающего существенное увеличение поверхности раздела смешиваемых компонентов, возможность перемешивания сред различной вязкости.

С этой целью рассмотрено применение насадочных смесителей проточного типа. Рассмотрен подход к оценке эффективности проточных насадочных статических смесителей на основе использования аналогии турбулентного переноса импульса и массы. По полученным выражениям для расчета эффективного коэффициента перемешивания выполнены расчеты смесителей с различными насадками. Построены графики зависимостей коэффициента полезного действия от числа Re и диаметра частицы, также рассмотрена зависимость коэффициента переноса частиц от индекса инерционности. Из полученных результатов очевидно преиму-

щество нерегулярной насадки «Инжехим» при использовании в статических смесителях.

С использованием разработанной математической модели выполнены расчеты статических смесителей для различных производств в нефтегазохимическом комплексе и выбраны режимные и конструктивные характеристики.

Статические смесители с насадками «Инжехим» внедрены на: заводе бензинов ОАО «ТАИФ-НК», Нижнекамск; заводе по производству изопрена и СКИ, ООО «Тольяттикаучук»; комбинированной установке гидрокрекинга, ОАО «Танеко», Нижнекамск; комплексе НП и НХЗ, ОАО «Танеко», Нижнекамск; ОАО «Воронежсинтезкаучук»; установке первичной переработки нефти ЭЛОУ-АТ-500, ООО «Волховнефтехим»; установке добавления метанола в природный газ, ООО «Русъетпетро»; ТСБ «Северная» установке Б-3П, ООО «Тобольск-Нефтехим».

Работа статических смесителей с насадками «Инжехим» характеризуется высокой эффективностью и удовлетворяет техническим заданиям перечисленных выше предприятий.

Литература

1. Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник. М.: Химия. 568 с.
2. Богданов В.В., Христофоров Е.И., Клоцунг Б.А. Эффективные малообъемные смесители. Л.: Химия, 1989. 224 с
3. Чаусов Ф.Ф. Отечественные статические смесители для непрерывного смешения жидкостей // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2009. № 3. С. 11 - 14.
4. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 656 с.
5. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов. Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007. 500 с.
6. Фарахов Т.М., Лаптев А.Г., Оценка эффективности статических смесителей насадочного типа // Вестник Казанского государственного энергетического университета. 2011. Том 7. № 4. С. 20 - 24.
7. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во Казанского университета, 1993. 438 с.
8. Лаптев А.Г., Башаров М.М., Фарахова А.И. Эффективность турбулентной сепарации мелкодисперсной фазы в тонкослойных отстойниках // Энергосбережение и водоподготовка. 2011. № 5. С. 43 - 46.
9. Лаптев А.Г., Башаров М.М., Фарахова А.И. Лаптев А.Г. Явление турбулентного переноса тонкодисперсных частиц в жидкой фазе динамических сепара-

торов // Научный журнал КубГАУ [Электронный ресурс]. 2011. № 68 (04). С. 1 - 31. URL: <http://ej.kubagro.ru/2011/04/pdf/43.pdf>

10. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2006. 342 с.

11. Бенедек П., Ласло А. Научные основы химической технологии. Под ред. П.Г. Романкова, М.И. Курочкиной. Л.: Химия, 1970. 376 с.

12. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. М.: Наука, 1980. 176 с.

13. Фарахов Т.М., Башаров М.М., Шигапов И.М. Гидравлические характеристики новых высокоэффективных нерегулярных теплообменников насадок // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». 2011. № 2. С. 192 - 207. URL: http://www.ogbus.ru/authors/Farakhov/Farakhov_1.pdf

14. Фарахов Т.М. Многофункциональные контактные устройства смешения котельного топлива с присадками и очистка газовых выбросов. Дисс. к.т.н. Казань: КГЭУ, 2011.

THE EFFICIENCY OF TURBULENT MIXING IN THE PACKED MEDIA FLOW FAUCETS

A.G. Laptev

Kazan State Power Engineering University, Kazan, Russia

T.M. Farakhov

Engineering and Innovation Center "Inzhehim", Kazan, Russia

O.G. Dudarovskaya

Kazan State University, Kazan, Russia

e-mail: dg.Olga5@mail.ru

Abstract. *This article describes an approach determining the efficiency of packed mixers based on the use of models of the boundary layer and the theory of turbulent migration of particles. The characteristics of irregular attachments "Inzhehim" and Raschig rings. Examples of the use of these expressions for the calculation of static mixers with irregular orifices of different diameters. Based on the results of the calculations obtained by the benefits of an irregular nozzle for use in static mixers.*

Keywords: *static mixers, mixing efficiency, turbulent, boundary-layer model, irregular packing*

References

1. Rabinovich G.G., Ryabykh P.M., Khokhryakov P.A. i dr. Raschety osnovnykh protsessov i apparatov neftepererabotki: Spravochnik (Design of basic processes and apparatuses in oil refining. Handbook). Moscow, Khimiya, 1979. 568 p.
2. Bogdanov V.V., Khristoforov E.I., Klotsung B.A. Effektivnye maloob'emnye smesiteli (Efficient low-volume mixers). Lenigrad, Khimiya, 1989. 224 p.
3. Chausov F.F. Domestic static mixers for continuous blending of fluids, *Chemical and petroleum engineering*, 2009, Volume 45, Issue 3 -4, pp. 126 -132. (Translated from Chausov F.F. Otechestvennye staticheskie smesiteli dlya nepreryvnogo smesheniya zhidkostei, *Khimicheskoe i neftegazovoe mashinostroenie*, 2009, Issue 3, pp. 11 - 14.)
4. Ramm V.M. Absorbtsiya gazov (Absorption of gases). Moscow: Khimiya, 1976. 656 p.
5. Laptev A.G. Modeli pogrannichnogo sloya i raschet teplomassobmennykh protsessov (The boundary layer model and calculation of the heat and mass transfer processes). Kazan State University Publishing House, 2007. 500 p.
6. Farakhov T.M., Laptev A.G., Otsenka effektivnosti staticheskikh smesitelei nasadochnogo tipa (Estimation of the efficiency of static mixers packed type), *Vestnik Kazanskogo gosudarstvennogo energeticheskogo universiteta*, 2011, Volume 7, Issue 4, pp. 20 - 24.

7. D'yakonov S.G., Elizarov V.I., Laptev A.G. Teoreticheskie osnovy i modelirovanie protsessov razdeleniya veshchestv (The theoretical basis and simulation of separation of substances). Kazan State University Publishing House, 1993. 438 p.

8. Laptev A.G., Basharov M.M., Farakhova A.I. Effektivnost' turbulentnoi separatsii melkodispersnoi fazy v tonkosloinykh otstoinikakh (The effectiveness of turbulent separation of dispersed phase in thin-layer settling tanks), *Energoberezhenie i vodopodgotovka*, 2011, Issue 5, pp. 43 - 46.

9. Laptev A.G., Basharov M.M., Farakhova A.I. Laptev A.G. Yavlenie turbulentnogo perenosa tonkodispersnykh chastits v zhidkoi faze dinamicheskikh separatorov (Turbulent transfer effects of the fineparticles in the liquid phase of dynamic separators), *Nauchnyi zhurnal KubGAU*, 2011, Issue 68 (04), pp. 1 - 31.

<http://ej.kubagro.ru/2011/04/pdf/43.pdf>

10. Laptev A.G., Farakhov M.I. Razdelenie geterogennykh sistem v nasadochnykh apparatakh (Separation of heterogeneous systems in packed devices). Kazan: Kazan State Power Engineering University, 2006. 342 p.

11. Benedek P., Laslo A. Nauchnye osnovy khimicheskoi tekhnologii (Scientific fundamentals of chemical engineering). Ed. P.G. Romankov, M.I. Kurochkina. Leningrad, Khimiya, 1970. 376 p.

12. Mednikov E.P. Turbulentnyi perenos i osazhdenie aerolei (Turbulent transport and deposition of aerosols). Moscow, Nauka, 1980. 176 p

13. Farakhov, M.M. Basharov, I.M. Shigapov. Gidravlicheskie kharakteristiki novykh vysokoeffektivnykh neregulyarnykh teplomassoobmennykh nasadok (Hydraulic properties of new highly irregular heat and mass exchange attachments), *Electronic scientific journal "Neftegazovoe delo - Oil and Gas Business"*, 2011, Issue 2, pp. 192 - 207. http://www.ogbus.ru/authors/Farakhov/Farakhov_1.pdf

14. Farakhov T.M. Mnogofunktsional'nye kontaktnye ustroistva smesheniya kotel'nogo topliva s prisadkami i ochildka gazovykh vybrosov (Multifunction contact device for mixing fuel oil with additives, and cleaning of gas emissions). PhD thesis. Kazan, KGEU, 2011.