

УДК 66.021.1

## МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ СТРУЙНЫМ МЕТОДОМ ЖИДКИХ РАДИОАКТИВНЫХ ОТХОДОВ В ПРЯМОУГОЛЬНЫХ ЕМКОСТЯХ

А.В. Балясников, Л.Ф. Зарипова, В.П. Пищулин, А.Я. Сваровский

Северский технологический институт НИЯУ «МИФИ»

E-mail: pischulin@ssti.ru

*Рассмотрен процесс перемешивания жидких радиоактивных отходов в прямоугольных емкостях при вертикальном расположении сопел. На основе теории подобия проведено моделирование процесса. Определены конструктивные характеристики перемешивающих устройств; скоростные характеристики раствора при истечении из перемешивающих устройств; условия взвешивания частиц в слабосолевых растворах с целью определения времени перемешивания струйным методом.*

### Ключевые слова:

*Емкостное оборудование, перемешивающее устройство, сопла, моделирование.*

### Key words:

*Reservoir equipment, mixing device, nozzles, modeling.*

В технологии переработки жидких радиоактивных отходов (ЖРО) в крупнотоннажных емкостях прямоугольной или цилиндрической формы объемом 1000...1500 м<sup>3</sup> проводятся операции по сбору и усреднению отходов, требующие интенсивного перемешивания с подъемом осадков, для последующей подготовки их к переработке. В общем случае перемешивание может осуществляться рециркуляционными насосами и механическими мешалками (для небольших объемов), пневматическим (барботажным) перемешиванием и струйным методом (для больших объемов).

Анализ конкретных условий работы позволяет сделать выбор вариантов устройств для перемешивания ЖРО. Так, изменение столба жидких отходов в емкости во время эксплуатации при раскраске до минимальных уровней ограничивает применение барботеров только у дна емкости, делает невозможным использование эрлифтного способа перемешивания, а также нерациональным применение планетарных мешалок из-за низкой интенсивности перемешивания при большой консоли вала и малых оборотах мешалки. Перемешивание отходов барботажными устройствами увеличивает газовые выбросы, требующие установки дополнительного оборудования для очистки сбросного воздуха от радиоактивных аэрозолей.

Наиболее приемлемым и перспективным для переработки ЖРО в емкостях больших объемов является метод струйного перемешивания погруженными соплами. Процесс осуществляется в цилиндрических емкостях при тангенциальном расположении сопел, для прямоугольных емкостей – вертикальными соплами с циркуляцией исходного раствора насосом через систему сопел. Перемешивание сопровождается взаимодействием растекающихся струй и созданием турбулентных закрученных потоков перемешиваемой жидкости, а турбулентность определяется как совокупность разномасштабных вихрей, из-за растяжения которых создается непрерывное распределение пульсаций скоростей в потоке [1].

Организация закрученных течений перемешиваемых потоков жидкостей исходным раствором через погруженные сопла и насос позволяет выполнить эксплуатационные требования к оборудованию со сроком службы до 20 лет при изменяющемся уровне раствора в емкости в период подготовки ЖРО к переработке или глубинному подземному захоронению [2–4].

При проектировании перемешивающих устройств для прямоугольных емкостей больших объемов, предназначенных для сбора и последующей переработки ЖРО, необходимо определить влияние скоростных характеристик взаимодействующих затопленных струй жидкости, вытекающих из сопел, на время перемешивания  $\tau$  и выявить основные физические и конструктивные параметры при подъеме частиц, осевших на дне емкости [5, 6].

Определение времени перемешивания  $\tau$  осложняется тем, что процесс осуществляется с заданным расходом и изменяющимся уровнем раствора при его переработке. Эти вопросы можно разрешить только путем моделирования процесса на основе теории подобия гидродинамических явлений, для которых требуется соблюдение геометрического подобия размеров емкостей, физического подобия жидкостей, а также динамического подобия вытекания жидкости из сопел равенством критериев Рейнольдса при циркуляции через сопла.

В совокупности емкость и циркуляционная система (сопла, насосы) определяются следующими параметрами:  $\rho$ ,  $\mu$ ,  $d_0$ ,  $v_0$ ,  $\tau$ , т. е. время перемешивания  $\tau$  жидкости в емкости зависит от плотности жидкости  $\rho$ , вязкости  $\mu$ , диаметра сопла  $d_0$ , определяющего факел струи и скорость струи  $v_0$  на срезе сопла, величина которой влияет как на способность струи перемешивать данный объем при растекании ее в пространстве крупнотоннажной емкости, так и на время  $\tau$ .

В качестве примера разработки и конструирования перемешивающих устройств струйного типа принята емкость прямоугольной формы объемом

1000 м<sup>3</sup> (табл.), применяемая на радиохимических заводах (РХЗ).

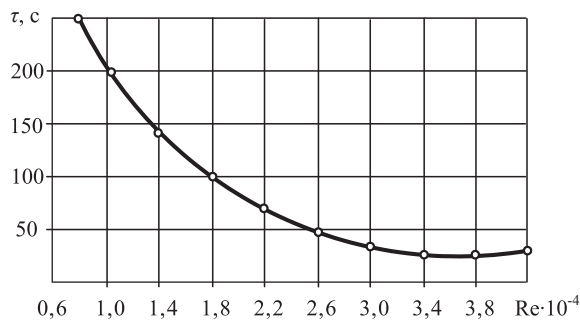
**Таблица.** Характеристика промышленной прямоугольной емкости и перемешивающего устройства

| Параметры  | Значения |
|--|----------|
| Объем раствора, м <sup>3</sup>                           | 1000     |
| Высота уровня раствора (max) $H$ , м                     | 8        |
| Расход раствора на перемешивание $Q$ , м <sup>3</sup> /ч | 50       |
| Количество сопел (расчетное), $n$                        | 4        |
| Диаметр сопел (расчетный) $d_0$ , мм                     | 50       |
| Скорость струи на срезе сопла $v_0$ , м/с                | 0,53     |
| Величина критерия Рейнольдса ( $Re$ )                    | 36 000   |
| Угол расширения струи от сопла                           | 14°20'   |

Исходя из критериальных условий подобию, рассчитывая масштабный коэффициент скорости жидкости  $a_v$  в сопле, при этом задаваясь масштабом  $a_L=0,1$  (геометрического подобию емкостей натурного и модельного аппарата  $l_n > l_m$  в 10 раз),  $a_p=1$ ,  $a_\mu=1$ , можно записать следующее:

$$Re = \frac{v_0 d_0 \rho}{\mu}, \quad \frac{a_v a_L a_p}{a_\mu} = 1, \quad a_v = \frac{a_\mu}{a_L a_p} = 10.$$

Таким образом, уменьшая размеры модельной емкости и сопла в 10 раз ( $a_L=0,1$ ) из условия геометрического подобию, скорость потока жидкости из сопла на модели необходимо увеличить в 10 раз, тогда  $v_0$  будет равна 5,3 м/с. Для этой скорости определены экспериментально скоростные характеристики потоков растекающихся струй на модельном аппарате объемом 1,0 м<sup>3</sup> (1000×1000×1000 мм) и получена зависимость времени перемешивания  $\tau$  от критерия  $Re$  (рис. 1).



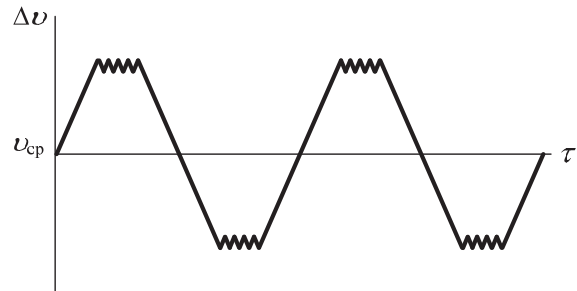
**Рис. 1.** Зависимость времени перемешивания от критерия Рейнольдса

Для выяснения условий отрыва твердых частиц от дна емкости и их переноса недостаточно знания одних только средних характеристик скорости потока. Дальнейший перенос твердых частиц осуществляется благодаря наличию в турбулентном потоке пульсаций вертикальной составляющей скорости, и требуются данные о пульсационных характеристиках полей скоростей по всему объему и значений интенсивности турбулентности в потоке жидкости.

Так как время  $\tau$  зависит от среднеарифметической скорости потоков  $v_{cp}$  и интенсивности турбулентности  $I$ , то скорость  $v$  в любой точке турбулентного потока можно выразить как:

$$v = v_{cp} + \Delta v,$$

где  $\Delta v$  — отклонение истинной скорости от среднего значения (рис. 2).



**Рис. 2.** Скоростные характеристики турбулентного потока

Величиной, характеризующей меру рассеивания истинных скоростей  $v$  относительно средней скорости  $v_{cp}$ , является среднеквадратичное отклонение  $\sigma$ :

$$\sigma = \sqrt{D} = \sqrt{\sum_{i=1}^n (v_i - v_{cp})^2 P_i},$$

где  $P_i$  — вероятность появления скорости  $v_{cp}$ ;  $D$  — дисперсия.

Отношение среднеквадратичного отклонения  $\sigma$  к скорости  $v_{cp}$  характеризуется интенсивностью турбулентности  $I$  и является мерой пульсаций в точке потока:

$$I = \frac{\sigma}{v_{cp}} 100 \ %.$$

Определение  $v_{cp}$  и  $\sigma$  проводилось на модельной емкости (рис. 3) на различных высотах  $h$  расположения сопел от дна емкости и в характерных плоскостях, а также определялись линии тока вихревых потоков перемешиваемой жидкости. Эти данные необходимы для конструирования перемешивающих устройств выше указанной емкости под ЖРО.

Измерения проводились на расстояниях  $l=0,02; 0,04; 0,08; 0,12; 0,16; 0,20; 0,24$  м от оси сопла до точки измерения, на разных уровнях от дна емкости ( $h_0=0,05; 0,15; 0,50$  м) и при изменяющихся уровнях заполнения.

Характерные эпюры скоростей  $v_{cp}$  и интенсивности турбулентности  $I$  показаны на рис. 4.

Экспериментальные данные полей средних скоростей и интенсивности турбулентности, линий тока и взаимодействие растекающихся струй в модельном аппарате, определяющих структуру вихревых течений, режим процесса и время гомогенизации при перемешивании растворов струйным методом выявили правильность выбора симметричного расположения вертикальных сопел на определенном расстоянии от дна емкости, наи-

более выгодный режим работы сопел при  $Re=3,6 \cdot 10^4$  на срезе сопла, обеспечивающий вихревой характер потоков перемешиваемой жидкости с максимальной интенсивностью турбулентности  $I$  до 75 %, необходимые величины средних пульсационных скоростей для подъема осадков и перемешивания до суспензии [7].

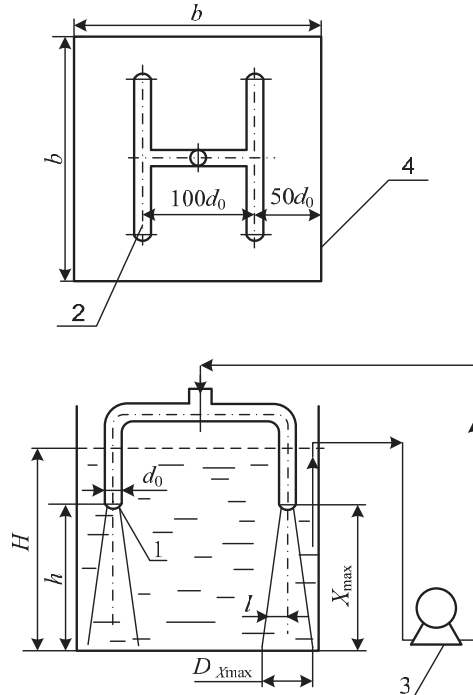


Рис. 3. Устройство для перемешивания струйным методом: 1) вертикальные сопла (4 шт.); 2) трубная гребенка для сопла; 3) насос; 4) емкость

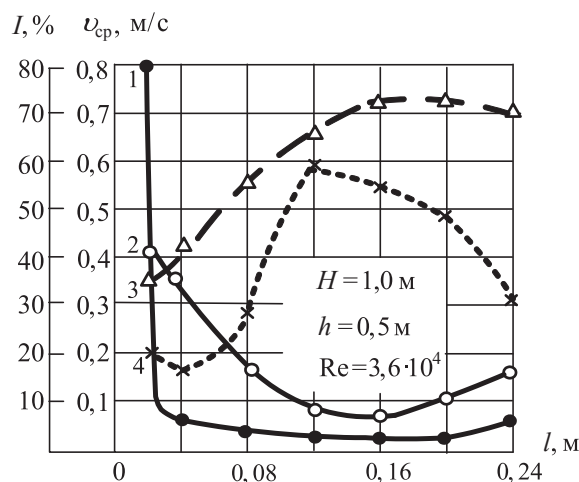


Рис. 4. Распределение скоростей истечения жидкости и интенсивности турбулентности в зависимости от расстояния от оси сопла: 1)  $h_0=0,5$  м; 2)  $h_0=0,15$  м; 3) интенсивность турбулентности; 4)  $h_0=0,05$  м

С увеличением критерия Рейнольдса время  $\tau$  уменьшается при всех измерениях. Высота столба жидкости  $H$  в емкости и расположение сопел от дна емкости  $h$  оказывают существенное влияние на перемешивание, особенно при малых числах  $Re$ ,

начиная от  $0,7 \cdot 10^4$  и ниже. В этих режимах жидкость выше сопел перемешивается недостаточно. С увеличением  $h$  время  $\tau$  несколько сокращается, но этот фактор требует конкретного рассмотрения с учетом необходимых скоростей струй у дна емкости при подъеме частиц осадков.

Основываясь на известности фактических величин, участвующих в процессе перемешивания, путем сопоставления этих величин установлен характер функциональной зависимости для  $\tau$  методом наименьших квадратов из экспериментальных данных для  $\tau=f(Re, h, g)$  и методом анализа размерностей для  $\tau=f(v, D, g)$ . Это вызвано тем, что при проведении экспериментов величины  $v$ ,  $D$ ,  $g$  оставались постоянными. Найденные уравнения для  $\tau$  приведены в методике расчета перемешивающих устройств.

Методика расчета перемешивающих устройств струйного типа:

1. Диаметр сопла  $d_0$  определяется из соотношения:  $D_3/d_0 \leq 180$ .
2. Длина насадки сопла принимается в пределах  $l=(3...5)d_0$ ; форма насадки влияет на параметры струи и выбирается по назначению.
3. Эквивалентный диаметр для прямоугольной емкости шириной  $b$  равен:

$$D_3 = \sqrt{\frac{4b^2}{\pi}}$$

4. Количество сопел при вертикальном расположении определяется их размещением из условия максимального заполнения днища емкости расчетными площадями струй с  $D_{Xmax}$  в сечении корпуса на расстоянии  $X_{max}$  от устья сопла.
5. Расстояние сопла от днища емкости  $X_{max}(h)$  рекомендуется принимать равным  $100d_0$ , обеспечивающим подсос жидкости при максимальной турбулентности из окружающей среды к струе и необходимые потоки в придонной области при встрече струи с днищем. Расстояние между соплами с учетом взаимодействия струй вытекающей из них жидкости принимается  $100d_0$ , а между соплами и стенкой емкости –  $50d_0$ .
6. Определяется расход через одно сопло  $Q_1$ , скорость на срезе сопла  $v_0$ , критерий  $Re$ :

$$Q_1 = Q/n, v_0 = 4Q_1 / \pi d_0^2, Re = v_0 d_0 \rho / \mu.$$

7. Параметры струи рассчитываются по данным [8]:

$$D_{Xmax} = d_0 + 6,8a X_{max},$$

$$v_{Xmax} = v_0 \frac{0,48 d_0}{a X_{max} 0,14 S},$$

где  $X_{max}=100d_0$  – расстояние, на котором поток вытекающей из сопла жидкости обладает еще силой подхватывать жидкость из окружающей среды;  $a$  – эмпирическая константа, зависящая от структуры струи на срезе сопла,  $a=0,07...0,08$ ;  $S$  – площадь сечения струи на срезе сопла.

8. Время перемешивания  $\tau$  рассчитывается по следующим зависимостям:

$$\tau = 0,364 \left( \frac{H}{h} \right)^{0,33} \frac{H^{0,6} D_3^{1,2}}{\nu^{0,86} g^{0,06} \text{Re}^{0,6}}.$$

Уравнение справедливо для следующих условий:  $0,5 \leq H/D_3 \leq 1$ ;  $0,4 \leq H/h \leq 1$ ;  $D_3/d_0 < 125$ ;  $0,7 \cdot 10^4 \leq \text{Re} \leq (3,1 \dots 3,6) \cdot 10^4$ .

При уточнении влияния кинематической вязкости  $\nu$  перемешиваемой жидкости в пределах  $(0,66 \dots 1,36) \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  при  $T = (283 \dots 315) \text{ К}$  зависимость для  $\tau$  принимает вид:

$$\tau = 11,7 \left( \frac{H}{h} \right)^{0,33} \frac{H^{0,6} D_3^{1,2}}{\nu^{0,86} g^{0,06} \text{Re}^{0,6}}.$$

Максимальная погрешность  $\tau_{\text{расч}}$  и  $\tau_{\text{эксп}}$  составляет 10 %.

- По диффузионной теории подъем частиц осадков со дна емкости осуществляется под действием пульсаций скорости и давления, возникающих в турбулентном потоке жидкости. Чем больше отношение средней пульсационной скорости  $\bar{W}$  к скорости осаждения частиц  $W_{\text{ос}}$ , тем больше вероятность уноса частиц с днища. Величина средней пульсационной скорости определяется следующим образом [9]:

$$\bar{W} = \frac{0,63 v_{\text{ср}}}{H^{0,22}}.$$

Задаваясь ранее  $a_L = 0,1$ ;  $a_p = 1$ ,  $a_\mu = 1$ , получили  $a_v = 10$ .

Для известных значений  $v_{\text{ср,н}}$ ,  $H_n$ ,  $v_{\text{ср,м}}$ ,  $H_m$  масштабный коэффициент  $a_{\bar{W}}$  равен:

$$a_{\bar{W}} = \frac{0,63 v_{\text{ср,м}} H_n^{0,22}}{0,63 v_{\text{ср,н}} H_m^{0,22}} = \frac{a_{v\text{ср}}}{a_H^{0,22}},$$

при  $a_{v\text{ср}} = 10$  и  $a_H = 0,1$  получим  $a_{\bar{W}} = 16,6$

Полагая  $\bar{W}_m/W_{\text{ос,м}} = C$  и  $\bar{W}_n/W_{\text{ос,н}} = C$ , получим

$$\frac{\bar{W}_m W_{\text{ос,н}}}{\bar{W}_n W_{\text{ос,м}}} = 1.$$

При этом  $a_{\bar{W}}/a_{W_{\text{ос}}} = 1$  и  $a_{W_{\text{ос}}} = a_{\bar{W}} = 16,6$  т. е. скорость осаждения частиц при моделировании и принятых  $a_L$ ,  $a_p$ ,  $a_\mu$  должна быть в 16,6 раза больше скорости осаждения на натурном аппарате.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- Баясников А.В., Зарипова Л.Ф., Пищулин В.П. и др. Моделирование процесса перемешивания струйным методом жидких радиоактивных отходов в цилиндрических емкостях // Известия Томского политехнического университета. — 2012. — Т. 320. — № 3. — С. 53–56.
- Седов В.М. Технология переработки жидких радиоактивных отходов. — Л.: ЛТИ им. Ленсовета, 1978. — 55 с.
- Копырин А.А. Технология производства и радиохимической переработки ядерного топлива. — М.: Атомэнергиздат, 2006. — 573 с.
- Громов Б.В. Химическая технология облученного ядерного топлива. — М.: Энергоатомиздат, 1983. — 352 с.
- Баясников А.В., Пищулин В.П., Сваровский А.Я. Интенсификация процессов отмывки специального оборудования от радионуклидов в вихревых потоках // Технология и автома-

Из формулы Стокса

$$d_{\text{ч}}^2 = \frac{18\mu W_{\text{ос}}}{\Delta\rho g}$$

по скорости  $W_{\text{ос,н}}$  определяется размер частиц осадков модели:

$$d_{\text{ч,м}} = \sqrt{\frac{18\mu 16,6 W_{\text{ос,н}}}{\Delta\rho g}}.$$

Условие взвешивания частиц осадка в потоке раствора зависит от величины отношения  $\bar{W}_m/W_{\text{ос,м}}$  или  $\bar{W}_n/W_{\text{ос,н}}$ . В этом случае с увеличением соотношения увеличивается вероятность уноса частиц со дна емкости для слабосолевых ЖРО.

Скорость осаждения частиц  $W_{\text{ос,м}}$  рассчитывается по формуле Стокса, затем определяется критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{W_{\text{ос,м}} d_{\text{ч,м}} \rho}{\mu}.$$

При условии  $\text{Re} > 0,2$  теоретическая скорость осаждения  $W'_{\text{ос,м}}$  рассчитывается через критерий Архимеда [10]:

$$\text{Ar} = \frac{g d_{\text{ч,м}}^3 (\rho_1 - \rho_2)}{\nu_2^2 \rho_2} \text{ и } \text{Re}' = \left( \frac{\text{Ar}}{13,9} \right)^{1/4},$$

тогда определяется  $W'_{\text{ос,м}} = \frac{\text{Re}' \nu_2}{d_{\text{ч,м}}}$  и сравнивается с рассчитанными значениями по уравнению Стокса.

## Выводы

- На основе теории подобия проведено моделирование процесса перемешивания струйным методом слабосолевых жидких радиоактивных отходов в прямоугольной емкости. Разработана методика расчета перемешивающего устройства.
- По заданным характеристикам раствора и частиц осадка слабосолевых жидких радиоактивных отходов РХЗ на модельной прямоугольной емкости определены размер частиц, скорость их осаждения, исследован режим перемешивания и подъема осадков по скоростям потоков жидкости.

тизация атомной энергетики и промышленности: Матер. отрасл. науч.-техн. конф. — Северск: СГТИ, 2005. — С. 163–166.

- Зимон А.Д. Дезактивация. — М.: Атомиздат, 1975. — 280 с.
- Хижняк А.Е., Баясников А.В., Пищулин В.П., Сваровский А.Я. Устройство для дезактивации поверхностей аппаратов // Технология и автоматизация атомной энергетики: Сб. статей отрасл. науч.-техн. конф. — Северск: СГТА, 2007. — С. 122–124.
- Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. Ч. 1. — М.: Наука, 1991. — 600 с.
- Караушев А.В. Проблемы динамики естественных водных потоков. — Л.: Гидрометеиздат, 1960. — 392 с.
- Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. — М.: Альянс, 2006. — 753 с.

Поступила