

УДК 658.512: 532.695

**ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПРЕДПОСЫЛКИ ИССЛЕДОВАНИЯ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ РАСТВОРОВ
ВОДОПОЛИМЕРНЫХ ЭМУЛЬСИЙ**

Г.А. Самбурский, кандидат технических наук

Московская государственная академия тонкой химической технологии им. М.В. Ломоносова

Известно, что скорость и время любого технологического процесса определяется входящей в него технологической операцией с наименьшей скоростью и, следовательно, с наибольшим временем ее протекания. В нашем случае такими технологическими операциями могут быть технология приготовления растворов эмульсий или технология приготовления суспензий для гидропосева. С целью установления возможности совмещения процесса приготовления растворов эмульсий и приготовления суспензий для гидропосева без дополнительных средств механизации приводится методика определения времени приготовления водных эмульсий полимерных структурообразователей, разработанная совместно с кафедрой «Процессы и аппараты химических производств» Московского университета инженерной экологии [1].

В соответствии с данной методикой производится теоретический расчет времени приготовления (гомогенизации) растворов эмульсий, которое является важной характеристикой процесса смешения двух взаимно растворимых жидкостей. Это время достижения определенной степени однородности в масштабе наблюдения при перемешивании периодическим способом (например, в цистерне гидросеялки). Зависимость значения времени гомогенизации от масштаба наблюдений показывает, что это условная величина. Существуют различные критерии степени однородности смеси [1]. Поэтому, разрабатывая математическую модель смешения жидкостей, необходимо оговорить, что будет считаться критерием однородности полученной смеси. Условимся, следуя [2, 3], оценивать степень однородности по величине максимальной разности локальных значений концентрации:

$$\Delta C_{\max} = | (C_{\max} - C_{\min}) / (C_n - C_k) |, \quad (1)$$

где C_n и C_k – начальные и конечные концентрации смеси.

Значение ΔC_{\max} зависит от времени перемешивания τ . Вид этой зависимости определяется гидродинамическими условиями перемешивания, а также связан с геометрическими параметрами аппарата с мешалкой (размеры аппарата, форма и размеры мешалки, наличие в смесителе внутренних устройств) и физическими свойствами сред (плотность, вязкость и т.п.).

Так как в промышленности наиболее распространены вертикальные аппараты с аксиальным расположением мешалки, то полуэмпирические модели гомогенизации жид-

костей разработаны лишь для этого случая. Эти модели пригодны для приближенной оценки времени гомогенизации в горизонтальных цилиндрических емкостях с горизонтальным расположением мешалки при высоких коэффициентах заполнения ($\kappa_3 > 0.85$), перемешивание в которых практически не изучено. Поэтому в дальнейшем речь пойдет о вертикальных смесителях.

При отсутствии в аппарате с мешалкой внутренних устройств (отражатели, змеевики, диффузоры, отражательные перегородки) турбулентный режим течения реализуется при $Re_m = \rho n d_m^2 / \mu > 10^3$ (ρ – плотность, μ – коэффициент динамической вязкости среды, n – число оборотов мешалки, d_m – ее диаметр). Многочисленными исследованиями [4, 5] установлено наличие в этом случае в аппаратах двух зон с различным характером движения жидкости: центральной (радиусом R_0) и периферийной ($r > R_0$). Опыты с окрашиванием центральной зоны [6, 7] показывают, что краска, введенная в нее, достаточно долго не транспортируется в периферийную зону. Это свидетельствует о том, что обмен между указанными зонами затруднен. Возможные объяснения данного феномена рассмотрены в [8]. Наличие в аппаратах без внутренних устройств двух гидродинамически различных зон подтверждено прямыми измерениями локальных окружных скоростей, на основе которых в работах разных авторов были предложены описания гидродинамики смесителей, базирующиеся на модификациях модели Ренкина [9]. Сравнительный анализ этих моделей имеется в [1]. Из них физически наиболее обоснованной и достаточно точно описывающей поле главной составляющей скорости – окружной компоненты v_φ – является модель [10, 11]. Согласно этой модели $v_\varphi = v_\varphi(r)$, $R_0 = 0.5 d_m$, а радиальное распределение v_φ имеет вид:

$$\begin{aligned} v_\varphi &= 2 C \pi n r (1 - 2r^2 / d_m^2) \text{ при } 0 \leq r \leq 0.5 d_m \\ v_\varphi &= C \pi n d_m^2 / 4r \quad \text{при } 0.5 d_m \leq r \leq 0.5 D, \end{aligned} \quad (2)$$

где D – диаметр аппарата с мешалкой, C – постоянная, представляющая собой отношение угловых скоростей вращения жидкости при $r=0$ и мешалки. Постоянная $C \leq 1$ является единственным параметром модели, характеризующим степень отставания жидкости от лопастей мешалки. Чем больше вязкость жидкости и чем больше площадь стенок аппарата, тем значительнее отставание жидкости от мешалок аппарата и тем меньше значение C . Коэффициент C определяется из условия равенства крутящего момента на валу мешалки и момента сопротивления корпуса аппарата по уравнению [10]:

$$S_m (0.46C^2 - 1.33C + 1) = 0.194 \gamma C^{1.8} (\Gamma_D / Re_m^{0.2}) (0.75 + \ln \Gamma_D)^{1.8}, \quad (3)$$

где $\Gamma_D = D/d_m$; S_m – коэффициент сопротивления мешалки;

$\gamma = 8 H/D + 1$ для аппаратов со свободной поверхностью жидкости;

$\gamma = 8 H/D + 2$ для аппаратов полностью заполненных;

γ – коэффициент, учитывающий влияние на момент сопротивления корпуса уровня жидкости H в аппарате [2].

В аппарате с мешалкой без перегородок меридиональные составляющие вектора локальной скорости среды v_r ; $v_z \ll v_\varphi$, меридиональная циркуляция слаба, однако на смешение она влияет. Вследствие измерительных трудностей обобщающие данные по расчету v_r и v_z отсутствуют, а учет меридионального течения производится с помощью его интегральной характеристики – циркуляционной производительности q , экспериментально определяемой для различных типов мешалок. При наличии двух меридиональных циркуляционных контуров

$$q = 0.5 k_q n d_m^3, \quad (4)$$

$$\text{где } k_q = \varphi_q \exp [6.9 v_\varphi (r_0)]. \quad (5)$$

Здесь $r_0 = 0.5d_m$ – радиус лопастей мешалки;

$$\overline{v_\varphi} (r_0) = v_\varphi (r_0) / d_m n \pi;$$

$v_\varphi (r_0)$ – окружная скорость жидкости на радиусе лопасти;

φ_q – эмпирический коэффициент, значения которого для различных типов мешалок имеются в [2]. Так, для лопастных мешалок с наклонными лопастями $\varphi_q = 0,0013$, а для мешалок с радиальными лопастями $\varphi_q = 0,0028$.

Коэффициент сопротивления мешалки S_m , входящий в уравнение (3), согласно [2] определяется по формуле:

$$S_m = 2 m_n S_n \Gamma_h \sin \alpha; \quad (6)$$

где m_n – число лопастей;

α – угол наклона лопасти к плоскости вращения мешалки;

$$\Gamma_h = h/d_m;$$

S_n – коэффициент сопротивления лопасти, значение которого экспериментально определено авторами [2].

Перемешивание можно рассматривать как результат совместного действия меридиональной циркуляции жидкости и турбулентной диффузии в каждой из двух гидродинамически различных зон, о которых говорилось выше. В [2] границей между этими зонами предложено считать цилиндрическую поверхность радиуса r_m , на котором v_φ достигает максимума. Исследуя функцию (2) на экстремум, получаем:

$$r_m = d_m / (6^{0.5}) = 0.408 d_m, \quad (7)$$

что хорошо согласуется с экспериментальными данными, приведенными в [9].

Вследствие высокой окружной скорости (по сравнению с меридиональными компонентами v_r ; v_z) распределение концентраций в аппарате можно считать осесимметричным. Обычно в промышленных аппаратах ширина центральной и периферийной зон мала по сравнению с их высотой, что дает основание при турбулентной диффузии считать концентрацию не зависящей от радиуса и изменяющейся лишь по высоте аппарата. Расчеты [2] показывают, что это можно делать уже при отношении высоты аппарата к его диаметру $H/D > 0.5$. Тогда при мгновенном вводе трассёра для описания процесса вы-

равнивания концентраций в зонах смесителя можно использовать уравнение однопараметрической диффузной модели:

$$F_1 (dC_1/d\tau) + q(dC_1/dZ) = D_{T1}F_1(d^2C_1/dZ^2); \quad (8a)$$

$$F_2 (dC_2/d\tau) + q(dC_2/dZ) = D_{T2}F_2(d^2C_2/dZ^2), \quad (8б)$$

где $F_1 = \pi r_m^2$; $F_2 = \pi(R^2 - r_m^2)$ – площадь поперечного сечения центральной и периферийной зон; $R = 0.5D$; D_{T1} , D_{T2} – осредненные по сечению зон значения коэффициентов осевой турбулентной диффузии; C_1 и C_2 – безразмерные концентрации трассёра в зонах 1 и 2 в момент времени τ :

$$C_{1,2} = (C_{1,2}(\tau, Z) - C_H) / (C_K - C_H); \quad (9)$$

C_H и C_K – средние концентрации трассёра в аппарате в момент времени $\tau=0$ и $\tau \rightarrow \infty$.

Эти уравнения необходимо интегрировать при следующих граничных и начальных условиях:

$$q(C_2 - C_1) + D_{T1}F_1(dC_1/dZ) = 0; \quad dC_2/dZ = 0, \quad \text{при } Z = H, \quad \tau > 0 \quad (10a)$$

$$q(C_1 - C_2) + D_{T2}F_2(dC_2/dZ) = 0; \quad dC_1/dZ = 0, \quad \text{при } Z = 0, \quad \tau > 0 \quad (10б)$$

$$C_{1,2} = \delta(H-Z) \quad \text{при } \tau = 0. \quad (10в)$$

Здесь $\delta(H-Z)$ – дельта-функция Дирака.

Решение уравнения (8а, б) при условиях (10а, б, в) возможно численными методами и использованием конечно-разностных схем. Однако точность такого решения не может быть очень высокой из-за наличия трех эмпирических параметров: q , D_{T1} , D_{T2} . Вследствие недостаточной к настоящему времени разработки физической теории турбулентности, наибольшую трудность вызывает определение коэффициентов турбулентной диффузии $D_{T1, 2}$. Графические представления численного решения указанных уравнений рассмотрены в [2]. Для оценочных расчетов времени гомогенизации τ , ввиду сложности и неаналитической формы представления такого решения, целесообразно использовать упрощенную модель переноса вещества, основанную на представлении каждой гидродинамической зоны объектом идеального смешения. Тогда уравнения (8а) и (8б) упрощаются и становится возможным их удобное аналитическое решение, которое в [2] представлено в виде:

$$\Delta C_{\max} = R^2 / r_m^2 \exp[-qR^4\tau / (Vr_m^2(R^2 - r_m^2))], \quad (11)$$

где V – рабочий объем аппарата, \bar{R} и \bar{r}_m – безразмерные отношения:

$$\bar{R} = D/d_m, \quad \bar{r}_m = r_m / 0.5d_m.$$

Для расчета времени гомогенизации τ по этой формуле необходимо задаться требуемой степенью однородности смеси. Она связана с точностью инструментального определения концентрации в пробах, взятых в различных точках смесителя. Для практических расчетов τ принимают значения ΔC_{\max} порядка 0,02 и более. Из формулы (11) следует, что:

$$\tau = (V \bar{r}_m^2 (\bar{R}^2 - \bar{r}_m^2)) / q \bar{R}^4 \ln(\bar{R}^2 / (\bar{r}_m^2 \Delta C_{\max})). \quad (12)$$

Учитывая (7), формулу (12) можно представить в виде:

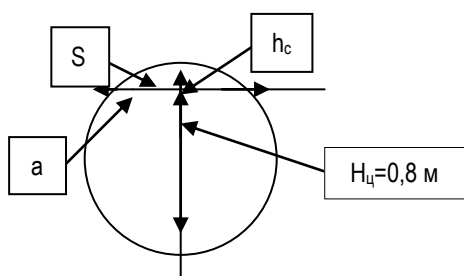
$$\tau = V(1.5\Gamma_d^2 - 1) / (2.25q \Gamma_d^4) \ln(1.5 \Gamma_d^2 / \Delta C_{\max}); \quad (13)$$

где $\Gamma_d = D/d_m$.

Из формулы (13) следует, что время гомогенизации возрастает прямо пропорционально объему смесителя V и снижается практически обратно пропорционально числу оборотов мешалки, так как $q \sim n$. Формула (13) также позволяет учесть влияние конструктивных параметров мешалки ($\Gamma_d, d_m, m_n, \alpha$) на величину τ . В частности, можно говорить о том, что поскольку $q \sim d_m^3$, то при увеличении d_m время гомогенизации уменьшается.

Пример численного расчета времени гомогенизации

Требуется разбавить водой 6%-ный водный раствор полиакриламида до 2%-ной концентрации путем смешения в горизонтальной цистерне объемом $V_{ц} = 4 \text{ м}^3$ с осевым горизонтальным расположением лопастей мешалки диаметром d_m , с числом оборотов мешалки $n = 120 \text{ мин}^{-1}$, с углом наклона $\alpha = 30^\circ$ и средней шириной $h = 90 \text{ мм}$. Диаметр цистерны $D = 1 \text{ м}$. Высота уровня смеси в цистерне $H_{ц} = 0,8 \text{ м}$. Определить время гомогенизации при $\Delta C_{\max} = 0,02$.



Геометрические параметры смесителя

Решение:

1. Расчет геометрических параметров смесителя (см. рисунок)

Ширина сегмента, не заполненного жидкостью, [11]:

$$a = 2\sqrt{(R^2 - (R - h_c)^2)} = 2\sqrt{(0.5^2 - 0.3^2)} = 0.8 \text{ м};$$

Отношение $h_c/a = 0.25$;

Используя [11], находим площадь сегмента:

$$S_c = 0.1747a^2 = 0.1118 \text{ м}^2;$$

Длина цилиндрической цистерны $H = 4 V_{ц} / \pi D^2 = 4 * 4 / \pi * 1^2 = \sim 5.1 \text{ м}$.

Рабочий объем аппарата:

$$V = H(\pi D^2 / 4 - S_c) = 5.1(0.785 - 0.1118) = 3.433 \text{ м}^3.$$

Коэффициент заполнения аппарата:

$$K_3 = V / V_{ц} = 3.433 / 4 = 0.858.$$

При таком коэффициенте заполнения расчет времени гомогенизации можно выполнять по формулам, полученным для вертикального аппарата, с аксиальным расположением мешалки [2].

Радиус максимума окружной скорости:

$$r_m = d_m / \sqrt{6} = \sim 0.408 * 0.62 = 0.253 \text{ м}.$$

Отношение $r_m / H \ll 1$.

Следовательно, радиальной неоднородностью распределения концентрации в данном случае можно пренебречь.

2. Расчет циркулярной производительности мешалки и времени гомогенизации

Из формулы (2) следует, что на радиусе лопасти мешалки $r_0 = 0.5d_m$

$$V_{\varphi}(r_0) = 0.5 C \pi n d_m.$$

Безразмерная окружная скорость на конце лопасти

$$\bar{V}_{\varphi}(r_0) = V_{\varphi}(r_0) / (\pi n d_m) = 0,5 c.$$

Для определения коэффициента C по формуле (3) требуются численные значения следующих параметров:

- отношение диаметров аппарата D и мешалки d_m :

$$\Gamma_D = D/d_m = 1.0/0.62 = 1.61;$$

- коэффициента γ для аппарата со свободной поверхностью:

$$\gamma = 8H/D + 1 = 8 \cdot 5,1/1 + 1 = 41,8;$$

- плотности жидкости (принято по воде) $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$;

- динамической вязкости жидкости $\mu = 10^{-2} \text{ Па} \cdot \text{с}$;

- модифицированного числа Рейнольдса мешалки:

$$Re_m = \pi d_m^2 \rho / \mu = (2 \text{ с}^{-1} \cdot 0.62^2 \text{ м} \cdot 1000 \text{ кг/м}^3) / 10^{-2} \text{ Па} \cdot \text{с} = 0,769 \cdot 10^5.$$

Значение числа Re показывает, что режим движения жидкости в данном случае турбулентный.

- отношение высоты лопасти к диаметру мешалки:

$$\Gamma_h = h/d_m = 0.09/0.92 = 0.145;$$

- коэффициент сопротивления лопасти для шестилопастной мешалки с наклонными лопастями [2] $S_l = 2$;

- число лопастей мешалки $m_l = 6$.

Коэффициент сопротивления мешалки

$$S_m = 2 S_l m_l \Gamma_h \sin \alpha = 2 \cdot 6 \cdot 2 \cdot 0.145 \cdot 0.5 = 1.74.$$

Подставим значения в уравнение (3).

Получаем следующее уравнение для определения коэффициента C :

$$1,74(0,46C^2 - 1,33C + 1) = 0,194 \cdot 41,8C^{1,8} \cdot 1,61 / (0,769 \cdot 10^5)^{0,2} \cdot (0,75 + \ln 1,61)^{1,8}.$$

После вычислений имеем:

$$0,46C^2 - 1,33C + 1 = 1,14C^{1,8}. \quad (14)$$

Методом последовательных приближений находим, что $C = 0,56$.

Тогда $\bar{V}_{\varphi}(r_0) = 0,5 \cdot 0,56 = 0,28$.

Коэффициент циркуляционной производительности мешалки

$$K_q = 0.0028 e^{6.9 \cdot 0.28} = 0.0193.$$

Циркулярная производительность:

$$q = 0.5 \cdot 0.0193 \cdot 2 \cdot 0.62^2 = 0.0046 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Время гомогенизации при $\Delta C_{\max} = 0,02$

$$\tau = 3.433 \text{ м}^3 (1,5 \cdot 1,61^2 - 1) / (2,25 \cdot 0,0046 \text{ м}^3/\text{с} \cdot 1,64^4) \cdot \ln(1,5 \cdot 1,61^2 / 0,02) = 751 \text{ с}.$$

3. Выяснение влияние числа лопастей на время гомогенизации.

С целью влияния числа лопастей m_n на время гомогенизации проведем расчет τ при $m_n = 2$ и прежних параметрах системы.

При $m_n=2$ значительно уменьшается коэффициент сопротивления мешалки S_m . Для двухлопастных мешалок по данным [2] находим, что $S_m=0,638$. В уравнении (14) при $S_m=0,638$ в правой части вместо множителя 1,14 будет коэффициент 3,11. Это в результате дает:

$$C = 0,38; \bar{V}_\varphi(r_0) = 0,19; K_q = 0.0104; q = 0.00248 \text{ м}^3/\text{с}; \tau = 1392 \text{ с},$$

т.е. имеем при числе лопастей мешалки 2 увеличение времени гомогенизации практически в 2 раза.

Литература

1. Самбурский Г.А. Совершенствование технологии противозерозионной защиты откосов сооруженный гидропосевом трав./ Г.А. Самбурский// Дисс. канд. техн. наук. – М.: ВНИИГиМ, 2004. – 172 с.
2. Перемешивание. // Процессы и аппараты химической технологии./ В.А. Орлов, И.В. Чепура. – М.: Логос, 2001. – Т. 2. – 600 с.
3. Nagata S. Mixing. Principles and applications. / S. Nagata// Halsted press book. – Токуо. 1975. – 458 p.
4. Чепура И.В. О тангенциальной составляющей поля скоростей в гладкостенном сосуде с радиально-лопастной мешалкой. /И.В. Чепура, А.В. Соловьев ТОХТ, 1969. – Т. 3. – №3. – С. 404-411.
5. Yamamoto K. Studies of turbulent flow in agitating tank./ K. Yamamoto, Z. Kawahigasi.//Kagaku kogaku. – Токуо, 1956. – V. 20. – №12. – P. 685-693.
6. Павлушенко И.С. О движении потока жидкости при перемешивании. / И.С. Павлушенко, Е.М.Демьянова. – М.: ЖПХ, 1956. – Т. 39. – В. 7. – С. 1492-1499.
7. Соловьев А.В. Различие механизмов переноса в потенциальной и вихревой зонах сечения./ А.В. Соловьев, И.В. Чепура, А.М. Кутепов, Д.В. Касаткин. – М.: Хим. пром., 1997. – №8. – С. 541-545.
8. Милн-Томсон Л.М. Теоретическая гидродинамика. – М.: Мир, 1964. – 656 с.
9. Чепура И.В. О некоторой закономерности изменения окружной скорости в гладкостенных аппаратах с радиально-лопастными мешалками./ И.В. Чепура. – М.: ТОХТ, 1971. – Т. 5. – №5. – С. 764-767.
10. Чепура И.В. Нелинейные связи при турбулентном механическом перемешивании./ И.В. Чепура, А.М. Кутепов, С.В.Орлов.// Химическая гидродинамика. – М.: МГУИЭ, 1998. – С. 169-176.
11. Брагинский Л.Н. Перемешивание в жидких средах./ Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.

Summary

Samburskiy G. The theoretical preconditions for investigation of preparation process of solution of aqua-polymer emulsions

The possibility of overlapping of preparation processes of solution of aqua-polymer emulsions of structure formers and preparation of suspensions for hydro-sowing on this basis in one combined process without supplementary means of mechanization is theoretically justified. The procedure of calculation of time of preparation of solutions of aqua-polymer emulsions using horizontal mixing unit (tank of the hydro-seeder) is offered. The example of numerical calculation of time for preparation of aqua-polymer emulsions is presented.