

УДК 631.58

ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ РАСТВОРОВ ВОДОПОЛИМЕРНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Г.А. Самбурский, кандидат технических наук

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

Ключевые слова: гомогенизация, водополимерные эмульсии, перемешивание, аппараты с мешалкой

Введение

Скорость и время любого технологического процесса определяется входящей в него технологической операцией с наименьшей скоростью и 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 в один совмещенный процесс без дополнительных средств механизации в статье 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 оценивать степень однородности по величине максимальной разности локальных значений концентрации [2,3]:

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

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 (размерами аппарата, формой и размера-

ми мешалки, наличием 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 жидкостей разработаны лишь для этого случая. Эти модели пригодны для приближенной оценки времени гомогенизации и 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 (отражателей, змеевиков, диффузоров, отражательных перегородок) 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 установлено наличие в этом случае в аппаратах двух зон с различным характером движения жидкости: центральной (радиусом R_0) и периферийной ($r > R_0$) [4,5]. Опыты с окрашиванием центральной зоны показывают, что краска, введенная в нее, достаточно долго не транспортируется в периферийную зону [6,7]. Это свидетельствует о том, что обмен между указанными зонами затруднен. Возможные объяснения данного феномена рассмотрены в работе Л.М. Милн-Томсона «Теоретическая гидродинамика» [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 представлен в работе «Совершенствование технологии противозерозионной защиты откосов сооружений гидропосевом трав» [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:

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

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 мо-

мента 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 она влияет на смешение. 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; $v_\varphi(r_0) = v_\varphi(r_0)/d_m n \pi$;

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

φ_q – эмпирический коэффициент, значение которого для различных типов мешалок содержится в работе В.А. Орлова «Перемешивание» [2]. Для лопастных мешалок с наклонными лопастями $\varphi_q = 0,0013$, а для мешалок с наклонными лопастями $\varphi_q = 0,0028$.

Коэффициент сопротивления мешалки S_m , входящий в уравнение (3), согласно указанной работе, 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. Границей между этими зонами предложено считать цилиндрическую поверхность радиуса r_m , на котором v_φ достигает максимума. Исследуя функцию (2) на экстремум получаем:

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

Вследствие высокой окружной скорости (по сравнению с меридиональными ком-

понентами 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 зависящую от радиуса и изменяющуюся лишь по высоте аппарата. Расчеты 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 выравнивания концентраций в зонах смесителя можно использовать уравнение однопараметрической диффузной модели:

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

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

где $F_1 = \tau r_m^2$; $F_2 = \tau(R^2 - r_m^2)$ – 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 :

$$C_{1,2} = (C_{1,2}(\tau, Z) - C_n) / (C_k - C_n) \quad (9)$$

C_n и C_k – средние концентрации трассёра в аппарате в момент времени $\tau = 0$ и $\tau \rightarrow \text{беск.}$

Эти уравнения необходимо интегрировать при следующих граничных и начальных условиях:

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

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

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

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

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

$$R = D/d_m, \quad r_m = r_m/0.5d_m.$$

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:

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

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 (Γ_d , d_m , m_n , α) на величину τ . В частности, можно говорить о том, что поскольку $q \sim d_m^3$, то при увеличении d_m время гомогенизации уменьшается.

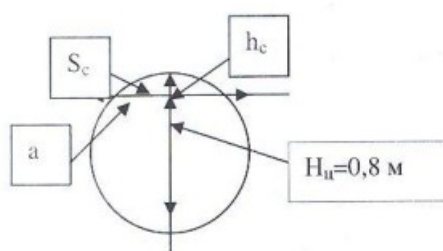
Пример численного расчета времени гомогенизации

Требуется разбавить водой 6%-ый водный раствор полиакриламида до 2% 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 $\Delta C_{\max} = 0,02$.

Решение:

1. Расчет геометрических параметров смесителя (рис.1).

Рис.1 – Геометрические параметры смесителя



Ширина сегмента, который не заполнен 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:

$$S_c = 0.1747a^2 = 0.1118 \text{ м}^2; \quad \text{Длина цилиндрической цистерны } H = 4 V_{ц} / \pi D^2 = 4 * 4 / \pi * 1^2 = \sim 5.1 \text{ м};$$

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 аксиальным расположением мешалки [2].

Радиус максимума окружной скорости:

$r_m = d_m / \sqrt{6} = \sim 0,408 * 0,62 = 0,253$ 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 $r_0 = 0.5d_m$

$$V_{\varphi}(r_0) = 0.5 C \pi n d_m ; \quad _$$

Безразмерная окружная скорость на конце лопасти $V_{\varphi}(r_0) = V_{\varphi}(r_0) / (\pi n d_m) = 0,5$ с;

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:

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

- плотности жидкости (принято по воде) $\rho = 1000$ кг/м³;

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

- модифицированного числа Рейнольдса мешалки:

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

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

- отношения 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] $S_n = 2$;

- число лопастей мешалки $m_n = 6$. Коэффициент сопротивления мешалки

$$S_m = 2 S_n m_n \Gamma_h \sin \alpha = 2 * 6 * 2 * 0.145 * 0.5 = 1.74;$$

Подставим значения в уравнение (3). Получаем следующее уравнение для определения коэффициента C :

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

После вычислений имеем:

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

Методом последовательных приближений находим:

$$C = 0,56$$

$$\text{Тогда } V_{\phi}(r_0) = 0,5 * 0,56 = 0,28$$

Коэффициент циркуляционной производительности мешалки:

$$K_q = 0.0028 e^{6.9*0.28} = 0.0193;$$

Циркулярная производительность:

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

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

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

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:

$$C = 0,38; \quad V_{\phi}(r_0) = 0,19; \quad K_q = 0.0104; \quad q = 0.00248 \text{ м}^3/\text{с}; \quad \tau = 1392 \text{ с,}$$

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

Литература

1. Самбурский, Г.А. Совершенствование технологии противозерозионной защиты откосов сооружений гидропосевом трав: дис. ... канд. техн. Наук / Г.А. Самбурский. – М.: ВНИИГиМ, 2004. – 172 л.
2. Орлов, В.А. Перемешивание / В.А.Орлов, И.В.Чепура. // Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Логос, 2001. –Т.2. – С. 600.
3. Nagata, S. Mixing. Principles and applications. / S. Nagata // Halsted press book. – Tokyo, 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. – Tokyo. – 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 / Л.М. Милн-Томсон. – 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. – 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

Sambursky G.A.

RESEARCH OF TECHNOLOGICAL PROCESS OF PREPARATION OF SOLUTIONS OF AQUAPOLYMER EMULSIONS

Theoretically justified the possibility of combining the processes of hydropolymer emulsions preparing of structure builders and preparation of suspensions for hydroseeding based on them in one combined process without any additional mechanical means. It is prepared the technique of timing of preparation of solutions of hydropolymer emulsions in horizontal mixers (hydroseeding tanks). It is given the example of numerical calculation of hydropolymer emulsion preparation time.

Поступила 01 апреля 2011 г.