

УДК 504.064.4

Соловей В.Н., к. техн.н., доцент, Горбунов К.А., к.техн.н., профессор,
Горбунова О.В., ст. преподаватель

Национальный технический университет "Харьковский политехнический институт"

ГРАДИЕНТНАЯ АГРЕГАЦИЯ ФЛОКУЛ ПРИ ЛАМИНАРНОМ ТЕЧЕНИИ В СТАТИЧЕСКОМ ФЛОКУЛЯТОРЕ

Ключевые слова: флокуляция, сточные воды, флокулятор, градиент скорости, коагуляция.

Коагуляция – флокуляция является одним из наиболее важных процессов очистки природных и сточных вод, проведением фильтрации и центрифугирования. Много факторов влияет на процесс коагуляции-флокуляции. В широком смысле эти факторы классифицируют на физические и химические. К важнейшим химическим факторам относятся тип и доза коагулянта, количество и характер дисперсных частиц, рН жидкой фазы дзета потенциал частиц. Важнейшими физическими факторами являются: время смешения и время флокуляции, интенсивность перемешивания, то есть градиент скорости, конструкция смесителя-коагулятора и флокулятора.

Одним из наиболее важных физических факторов является локальный градиент скорости $\frac{du}{dr}$, за счёт чего осуществляется столкновение частиц с последующей агрегацией их. Однако в большинстве расчетных уравнений величина $\frac{du}{dr}$ заменяется на среднеквадратичный градиент скорости $G = \sqrt{\frac{\bar{\varepsilon}}{\nu}}$, c^{-1} , где $\bar{\varepsilon}$ – скорость диссипации механической энергии в единице массы жидкости, Вт/кг, ν – кинематическая вязкость, m^2/s .

Процесс коагуляции-флокуляции состоит из четырёх стадий: коагуляция или дестабилизация дисперсных частиц, флокуляция дестабилизированных частиц с образованием микрофлокул, формирование флокул путем объединения микрофлокул и образование агрегатов из флокул.

Каждой стадии и уровню структурных образований соответствует оптимальная интенсивность перемешивания, то есть величина градиента скорости, что требует определенного аппаратного оформления процесса. Одним из вариантов такого оформления является проведение процесса коагуляции-флокуляции в статическом аппарате, представляющем собой трубу с расположенными в ней с определённым шагом турбулизаторов. Труба состоит из четырех секций, диаметр которых увеличивается по ходу потока. В первой секции – статическом смесителе при $\bar{G} = 500 \div 800 c^{-1}$ осуществляется максимально быстрое смешение раствора коагулянта с обрабатываемой суспензией,

что обеспечивает эффективную адсорбцию продуктов гидролиза солей коагулянта на первичных частицах и снижение их агрегативной устойчивости.

Образование микрофлокул с размером $10 \div 15$ мкм производится в первой ступени статического флокулятора при $\bar{G} = 200 \div 400 \text{ c}^{-1}$. Уменьшение интенсивности перемешивания достигается путем увеличения диаметра трубы и увеличения шага установки турбулизаторов. Образование флокул размером $150 \div 200$ мкм осуществляется во второй ступени при $\bar{G} = 50 \div 100, \text{c}^{-1}$ путем агрегации микрофлокул. В третьей ступени при $\bar{G} = 10 \div 15, \text{c}^{-1}$ происходит формирование агрегатов флокул размером $1 \div 2$ мм.

Среднеквадратичный градиент скорости в статическом флокуляре определяется, используя следующие уравнения [1]

$$G = \sqrt{\frac{\bar{\varepsilon}}{\nu}}; \quad (1)$$

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\Delta p \cdot Q}{V \cdot \rho}; \quad (2)$$

$$\Delta p = \zeta \frac{L}{l} \frac{\rho w^2}{2}; \quad (3)$$

$$l = 0,2(0,343 + 6,26w)(0,327 + 1,508f)(-0,366 + 54M), \quad (4)$$

где $\bar{\varepsilon}$ – скорость диссипации энергии, Вт/кг; ν – кинематическая вязкость воды, $\text{м}^2/\text{с}$; ρ – плотность воды, $\text{кг}/\text{м}^3$; Δp – потери давления на гидравлическое сопротивление турбулизаторов (плоских решеток), установленных с шагом l в флокуляторе длиной L ; ζ – коэффициент сопротивления турбулизатора [2]; Q – объемный расход дисперсии, $\text{м}^3/\text{с}$; w – скорость потока, отнесенная к поперечному сечению флокулятора, $\text{м}/\text{с}$; V – объем флокулятора; $f = 1 - F_0 / F_1$, F_0 – живое сечение турбулизатора; F_1 – площадь поперечного сечения трубы; M – размер ячейки решетки.

Уравнения (1), (2), (3), (4) используются для расчета длины и диаметра флокулятора, геометрических размеров решеток. При этом, значение \bar{G} и время флокуляции \bar{t} для конкретной дисперсной системы предварительно определяется, используя лабораторный флокулятор [3].

При использовании турбулизаторов для создания нужной интенсивности перемешивания в области их расположения возникают относительно большие градиенты средней скорости, приводящие к разрушению агрегатов флокул, которые формируются в объеме между турбулизаторами. Очевидно, что агрегацию флокул можно проводить и в ламинарном потоке, где достигается значение $\bar{G} = 7 \div 15 \text{ c}^{-1}$ и исключаются области течения, ответственных за дробление.

В ламинарном потоке скорость потока изменяется от максимальной величины на оси трубы u_0 до нулевого значения на стенке и на расстоянии r от оси трубы задается уравнением:

$$u_r = u_0 \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right), \quad (5)$$

где R – радиус трубы.

Локальный градиент скорости на расстоянии r от оси равен:

$$G_r = \frac{du_r}{dr} = \frac{2u_0 r}{R^2} \quad (6)$$

и изменяется линейно от нуля на оси до максимальной величины $\frac{2u_0}{R}$ на стенке трубы.

Средняя величина градиента скорости находится суммированием всех значений градиента по поперечному сечению трубы и последующего деления рассчитанной величины на площадь поперечного сечения:

$$\bar{G} = \frac{\int_0^{2\pi} \int_0^R G_r r dr d\Theta}{\int_0^{2\pi} \int_0^R r dr d\Theta} = 4u_0 / 3R. \quad (7)$$

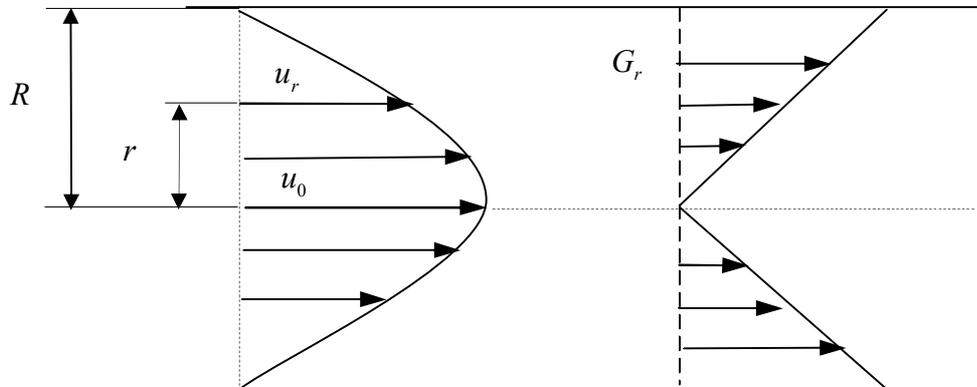


Рисунок 1 – Распределение скорости u_r и градиента скорости G_r при ламинарном движении

Поскольку объемный расход жидкости $Q = \pi R^2 u_0 / 2$, то с учетом уравнения (7)

$$\bar{G} = \frac{8Q}{3\pi R^3} \quad (8)$$

Если частица входит в прямую трубу на расстоянии r от оси и движется по одной и той же линии тока, то она будет находиться в трубе в течение времени

$$t_r = \frac{L}{u_r} = \frac{L}{u_0 \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right)}. \quad (9)$$

Согласно уравнению (9) $t_r \rightarrow \infty$, при $r = R$. Пренебрегая толщиной тонкого слоя жидкости у стенки, будем полагать, что r меняется от 0 до $0,95R$.

Работа камер хлопьеобразования характеризуется не только градиентом скорости G , но и величиной $G_r t_r$, известной под названием критерия Кемпа. Тогда, объединяя уравнения (6) и (9), получаем

$$G_r t_r = \frac{2rL}{(R^2 - r^2)}; \quad (10)$$

$$\overline{Gt} = \frac{\int_0^{2\pi} \int_0^{0,95R} \frac{G_r t_r r dr d\Theta}{R^2 - r^2}}{\int_0^{2\pi} \int_0^{0,95R} r dr d\Theta} = 3,7 \frac{L}{R}. \quad (11)$$

Если среднее время пребывания частиц в трубе выразить через объемный расход жидкости, то получим

$$\bar{t} = \frac{L\pi R^2}{Q}, \quad (12)$$

а средняя величина \overline{Gt} (критерий Кемпа) определяется:

$$\overline{Gt} = \frac{L\pi R^2 8Q}{Q 3\pi R^3} = \frac{8L}{3R}. \quad (13)$$

Коэффициенты в уравнениях (11) и (13), близки по значению. Поэтому для практических расчетов удобней использовать зависимость (13).

Скорость флокуляции при предположении, что сферические частицы одинакового размера и градиент скорости G одинаковый по сечению потока, задается соотношением:

$$\frac{dN}{dt} = -\frac{16}{3} \alpha N^2 G a^3, \quad (14)$$

где N – численная концентрация частиц в единице объема в момент времени t , a – радиус исходных частиц, α – доля столкновений частиц, которая приводит к их агрегации.

Если общий объем частиц $\phi = \frac{4}{3}\pi a^3 N$ остается постоянным, тогда уравнение (14) может быть переписано в виде зависимости псевдопервого порядка. Интегрирование такого выражения даст:

$$\frac{N}{N_0} = \exp\left(\frac{-4\alpha\phi\bar{G}t}{\pi}\right), \quad (15)$$

где N_0 – начальная концентрация частиц.

Комбинируя уравнения (13) и (15), получаем

$$\frac{N}{N_0} = \exp\left(\frac{-32\alpha L\phi}{3\pi R}\right). \quad (16)$$

Это выражение, основанное на ряде упрощающих предположений, пригодно для оценки скорости флокуляции, если в лабораторных условиях определить значение α .

Оценочный расчет произведем для следующих условий.

Объёмный расход обрабатываемой суспензии $Q = 10$ м³/ч. Диаметр флокул на входе в рассчитываемую ступень [1]

$d = 2,1 \cdot 10^{-3} C^{0,5} \bar{G}^{-0,38} = 2,1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,25^{0,5} \cdot 30^{-0,38} = 3 \cdot 10^{-4}$ м. Где $C = 2,5$ кг/м³ – массовая концентрация первичных частиц, $\bar{G} = 30$ с⁻¹ – градиент скорости в третьей ступени.

Численная концентрация флокул $N_0 = 1,8 \cdot 10^8$ м⁻³. Объемная концентрация $\phi = 2,5 \cdot 10^{-3}$.

Тогда, при $\alpha = 0,5$; $R = 0,6$ м; $L = 5,2$ м; $d = 3 \cdot 10^{-4}$ м по уравнению (16): $\frac{N}{N_0} = 0,96$.

Выводы

Для осуществления коагуляции – флокуляции в локальных схемах очистки сточных вод предложен статический четырехступенчатый флокулятор, в котором последняя ступень работает в ламинарном режиме. Получены зависимости для расчёта размеров ступени и эффективности флокуляции в нём.

Литература

1. Соловей В.Н. Разделение водных дисперсий коагуляцией в статических аппаратах: Автореф... дис. канд. техн. наук. – Харьков: ХПИ, 1990. – 18 с.
2. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М.: Машиностроение, 1992. – 672 с.

3. Бухкало С.И., Соловей В.Н. / Экспериментальные методы моделирования процесса коагуляции в статическом коагуляторе // Вестник НТУ «ХПИ», Харьков.– НТУ «ХПИ». Вып. 44(1153).–2015.– С. 75–78.

Bibliography (transliterated)

1. Solovey V.N. Razdelenie vodnykh dispersiy koagulyatsiy v staticheskikh apparatah: Avtoref... dis. kand. tehn. nauk. – Harkov: HPI, 1990. – 18 p.

2. Idelchik I.E. Spravochnik po gidravlicheskim soprotivleniyam. M.: Mashinostroenie, 1992.– 672 p.

3. Buhkalo S.I., Solovey V.N. / Eksperimentalnyie metody modelirovaniya protsessa koagulyatsii v staticheskom koagulyatore // Vestnik NTU «HPI», Harkov.– NTU «HPI». Vyip. 44(1153).–2015.– P. 75–78.

УДК 504.064.4

Соловей В.М., к. техн.н., доцент, Горбунов К.О., к.техн.н., професор,
Горбунова О.В., ст. викладач

Національний технічний університет "Харківський політехнічний інститут"

**ГРАДІЄНТНІ АГРЕГАЦІЇ ФЛОКУЛИ ПРИ ЛАМІНАРНОМУ ПЛІНІ
В СТАТИЧНОМУ ФЛОКУЛЯТОРІ**

У статті розглянуто статичний флокулятор, що складається з чотирьох ступенів, в яких реалізується ступеневе зменшення градієнта швидкості відповідно до змінливої структури флокул. Запропоновано в останній секції агрегацію флокул здійснювати при ламінарному пліні. Отримано кінетичні закономірності процесу флокуляції.

Solovej V., Gorbunov K., Gorbunova O.

**THE GRADIENT AGGREGATION OF FLOCULES AT LAMINAR FLOW
IN A STATIC FLOCCULATOR**

The article describes a static flocculator consisting of four stages, in which a stepwise decrease of the speed gradient is realized in accordance with the changing structure of the flocules. It was proposed to perform the aggregation of flocules in the last section during laminar flow. Kinetic regularities of the flocculation process were obtained.