

Алиматов Б. А., д-р техн. наук, проф.,
Конов А. А., аспирант

Белгородский государственный технологический университет им. В.Г. Шухова
Файзиматов У. Б., аспирант
Ферганский политехнический институт

ЗАТРАТЫ ЭНЕРГИИ ПРИ ПНЕВМАТИЧЕСКОМ И МЕХАНИЧЕСКОМ ПЕРЕМЕШИВАНИИ НЕСМЕШИВАЮЩИХСЯ ЖИДКОСТЕЙ

aba02101949@rambler.ru

Представлены результаты сравнительного исследования затрат энергии на перемешивание несмешивающихся жидкостей пневматическим и механическим способами

Ключевые слова: несмешивающиеся жидкости, затраты энергии, перемешивание, пневматическое, механическое.

Одним из способов интенсификации процессов массообмена в жидкостных гетерогенных средах является использование метода пневмоперемешивания жидкостей, когда через столб жидкости в аппарате пропускается сжатый газ. При этом, используемый для этих целей газ может быть как компонентом осуществляемых химических реакций, так и совершенно инертным носителем энергии по отношению к жидкостям. В последнем случае массообменные процессы, как правило, интенсифицируются за счет увеличения межфазной поверхности контакта фаз в результате дробления на более мелкие капли внутренней фазы. Вместе с тем, при достаточно тонком измельчении внутренней жидкой фазы можно получать достаточно устойчивые эмульсии, представляющие определенный интерес на пути создания альтернативных источников энергии.

Основанные на данном принципе работы аппараты именуется барботажными и достаточно широко распространены в промышленной практике таких отраслей как пищевая, химическая, нефтехимическая и др. Особого внимания заслуживают создаваемые на основе данного принципа жидкостные барботажные экстракторы, в которых отсутствуют внутренние подвижные механические перемешивающие устройства (мешалки, вибраторы и т.п.), что значительно повышает эксплуатационную надежность аппаратов. К тому же, как известно, одним из основных показателей экстракционной установки является ее энергоемкость, а по этому показателю, как будет показано ниже, барботажные экстракторы значительно экономичнее других типов экстракторов, в которых осуществляется механическое перемешивание жидкостей при помощи мешалок.

Работа при пневмоперемешивании несмешивающихся жидкостей производится за счёт энергии сжатого газа и может быть рассчитана, если принять, что количество энергии, передаваемой от перемешивающего газа жидкости, равно в первом приближении изотермической работе сжатия воздуха до давления на дне аппарата [1].

При подъёме газа вверх на высоту dH затрачивается работа:

$$dA = F \cdot dH \quad (1)$$

Сила гидравлического сопротивления среды F может быть принята равной подъёмной силе, выталкивающей пузырьки газа вверх:

$$F = n \cdot \pi \cdot d_3^2 \cdot (\rho_{ж} - \rho_{г}) / 6, \quad (2)$$

где n – число газовых пузырьков;

d_3 – средний диаметр пузырьков, м;

$\rho_{ж}, \rho_{г}$ – плотности жидкости и газа, $кг/м^3$.

Учитывая, что $\rho_{ж} \gg \rho_{г}$, можно записать:

$$F = Q \cdot \rho_{ж}, \quad (3)$$

где Q – объём всех пузырьков газа в аппарате, $м^3$.

Объём газа в аппарате испытывает дополнительное гидростатическое давление столба жидкости, поэтому:

$$Q = (P_a \cdot Q_a) / (P_a + H \cdot \rho_{ж}), \quad (4)$$

где H – глубина погружения ввода газа в аппарат, м; P_a – атмосферное давление над уровнем жидкости в аппарате, $кг/м^2$; Q_a – расход газа при атмосферном давлении, $м^3/с$.

Произведя необходимые математические преобразования, получаем:

$$dA = (P_a \cdot Q_a \cdot \rho_{ж}) / (P_a + H \cdot \rho_{ж}) \cdot dH, \quad (5)$$

Интегрирование этого выражения позволяет получить уравнение для определения полной работы газа, выпущенного в аппарате на глубине H :

$$A = P_a \cdot Q_a \cdot \ln [(P_a + H \cdot \rho_{ж}) / P_a], \quad (6)$$

Данное уравнение можно использовать для определения работы, затрачиваемой в единицу времени при прохождении газа через жидкость.

Газ, применяемый при перемешивании, следует подавать в аппарат под давлением, достаточным для преодоления сопротивления трения и гидростатического сопротивления столба жидкости. Для этого давления можно использовать уравнение [2]:

$$P = [v_{г} \cdot \rho_{г} (1 + \sum \xi) / 2 g] + H \cdot \rho_{ж}, \quad (7)$$

где $v_{г}$ – скорость газа, м/с; $\sum \xi$ – сумма коэффициентов сопротивления.

Однако следует учитывать, что не вся работа, расходуемая на преодоление сопротивления среды, полезно используется на перемешивание жидкости; часть энергии газового потока теряется из-за скорости «скольжения», т.е. скорости движения пузырьков газа относительно жидкости.

Таким образом, работа перемешивания равна:

$$A_{\text{пер}} = A - A_{\text{ск}}, \quad (8)$$

где A – полная работа, определяемая по уравнению (6); $A_{\text{ск}}$ – потеря энергии на скольжение.

Обычно $A_{\text{ск}}$ составляет не более 15-20 % величины полной работы [1].

Как правило, при практическом использовании барботажных экстракторов система пневмоперемешивания организуется в замкнутом цикле: газодувка (компрессор) – ресивер – экстрактор – газодувка [3]. В таком случае за полную энергию пневмоперемешивания можно принять энергию, потребляемую двигателем компрессора.

Мощность N (в кВт), потребляемая двигателем одноступенчатого компрессора, сжимающего G кг газа в 1 ч от начального давления p_1 до конечного давления p_2 можно рассчитать по формуле [3]:

$$N = (G \cdot L_{\text{ад}}) / 3600 \cdot 1000 \eta = G \cdot (i_2 - i_1) / 3600 \cdot 1000 \eta, \quad (9)$$

где $L_{\text{ад}}$ – теоретическая величина работы, затрачиваемой при адиабатическом сжатии 1 кг газа, Дж/кг; $\eta = 0,7$ общий к.п.д. компрессорной установки; i_1 и i_2 – начальная и конечная энтальпии газа, Дж/кг.

Величину работы $L_{\text{ад}}$ можно определить по формуле:

$$L_{\text{ад}} = [k / (k-1)] \cdot p_1 [(p_2 / p_1)^{(k-1)/k} - 1] = [k / (k-1)] \cdot R \cdot T_1 [(p_2 / p_1)^{(k-1)/k} - 1], \quad (10)$$

где k – показатель адиабаты, равный отношению c_p/c_v ; p_1 и p_2 – начальное и конечное давление газа, Па; v_1 – удельный объём газа при начальных условиях, т.е. при давлении p_1 и температуре T_1 , м³/кг; R – газовая постоянная, равная 8310/М; M – молярная масса газа.

Для определения затрат энергии на перемешивание несмешивающихся жидкостей прием барботажный экстрактор диаметром 1 м и высотой 10 м, а также аналогичных размеров экстрактор с механическим перемешиванием несмешивающихся жидкостей при помощи многоярусной лопастной мешалки.

Для барботажного экстрактора имеем:

$H_b = 10$ м; $D_b = 1$ м; $u_g = 0,05$ м/с – приведенная к поперечному сечению аппарата скорость газа; $G_r = F \cdot u_r = 0,785 \cdot 1^2 \cdot 0,05 = 0,039$ м³/с = 141,3 м³/час – объемный расход газа; $K = 1,4$ – для воздуха (показатель адиабаты); $p_1 = 9,8 \cdot 10^4$ Па; $p_2 = 19,6 \cdot 10^4$ Па.

При этих условиях:

$$L_{\text{ад}} = [k / (k-1)] \cdot p_1 [(p_2 / p_1)^{(k-1)/k} - 1] = \frac{1,4}{1,4-1} \cdot 9,81 \cdot 10^4 (2^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1) = 75460 \text{ Дж/м}^3.$$

$$N = \frac{141,3 \cdot 75460}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,7} = 4,2 \text{ кВт}.$$

Для экстрактора с лопастными мешалками (например, типа колонны Шейбеля):

$D_{\text{ш}} = 1$ м; $H = 10$ м; $z_m = 20$ – количество мешалок по высоте колонны [4]; $d = D_{\text{ш}}/3 = 0,3$ м – диаметр мешалки; $v_m = 3$ м/с – окружная скорость мешалки, откуда $n = 3,2$ об/с.

Мощность, потребляемая одной мешалкой можно вычислить по формулам [5]:

$$N = K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5; K_N = c / Re_{\text{ш}}^m; Re_{\text{ш}} = \rho \cdot n \cdot d^2 / \mu \quad (11)$$

где K_N – критерий мощности; ρ – плотность жидкости; $Re_{\text{ш}}$ – критерий Рейнольдса;

c и m – постоянные (для лопастных мешалок: $c = 8,52$; $m = 0,2$).

По подстановке численных значений получаем:

$$Re_{\text{ш}} = 1000 \cdot 3,2 \cdot 0,3^2 / 1 \cdot 10^{-3} = 288000 \cdot K_N = 8,52 / 288000^{0,2} = 0,69.$$

$$N = 0,69 \cdot 1000 \cdot 3,2^3 \cdot 0,3^5 = 565,3 \text{ Вт}.$$

В пересчете на 20 мешалок по высоте колонны $N_{\text{общ}} = 20 \cdot 565,3 = 11,3$ кВт.

Мощность электродвигателя может быть рассчитана по формуле [5]:

$$N_3 = (K \cdot N_{\text{общ}} + N_c) / \eta \quad (12),$$

где $K = 1,0 \div 2,0$ – коэффициент увеличения мощности в пусковой момент; $\eta = 0,85 \div 0,9$ – к.п.д. привода.

Даже без учёта увеличения мощности в пусковой момент и потерь в сальнике, затрачиваемая лопастными мешалками непосредственно на перемешивание жидкостей мощность составит:

$$N_3 = (1 \cdot 11,3) / 0,9 = 12,55 \text{ кВт}, \text{ что примерно в 3 раза больше мощности при пневмоперемешивании.}$$

Кроме этого, как установлено многочисленными исследованиями [4,5,6 и др.], при перемешивании механическими мешалками диссипация энергии вблизи мешалок примерно на порядок больше, чем на расстоянии от них (т.е. турбулентность уменьшается с отдалением от мешалки), что неблагоприятно сказывается на процессах дробления внутренней фазы на капли. При пневмоперемешивании же диссипация энергии равномерна во всём объёме аппарата и можно получать достаточно однородный по размерам состав капель внутренней жидкой фазы.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Галкин Н.П., Тихомиров В.Б. Основные процессы и аппараты технологии урана [Текст] / Н.П. Галкин, В.Б.Тихомиров. - М.: Госатомиздат, 1961. –220 с.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник [Текст] / А.Г.Касаткин. - М.: Альянс-С, 2004. -754 с.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие [Текст] / К.Ф.Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. - Л.: Химия, 1987. -576 с.
4. Берестовой А.М., Белоглазов И.Н. Жидкостные экстракторы [Текст] / А.М.Берестовой, И.Н.Белоглазов. – Л.: Химия, 1982. -208 с.
5. Брагинский Л.Н., Бегачёв В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах [Текст] / Л.Н.Брагинский, В.И. Бегачев, В.М.Барабаш. - Л.: Химия, 1984. –336 с.
6. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы [Текст] / В.Н. Соколов, И.В. Доманский. - Л.: Машиностроение, 1976. -216 с.