

# ИНФОРМАЦИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ

Шаптала В. Г., д-р техн. наук, проф.,  
Шаптала В. В., канд. техн. наук, доц.,  
Сулов Д. Ю., ст. преп.

Белгородский государственный технологический университет им. В.Г. Шухова

## ВОПРОСЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ И РАСЧЕТА БАРБОТАЖНЫХ РЕАКТОРОВ\*

shaptalavadim@yandex.ru

На основе математического моделирования процесса барботажного перемешивания получены расчетные соотношения для конструктивно-режимных параметров газожидкостных реакторов барботажного типа.

**Ключевые слова:** реактор, барботаж, газораспределитель, циркуляция, перемешивание, энергозатраты.

Многие технологические процессы, в том числе очистка запыленных газов, переработка животноводческих отходов в биогазовых установках и другие, проводятся в барботажных аппаратах (реакторах), в которых поверхность межфазного взаимодействия формируется в результате пропуска (барботажа) газа через слой жидкости [1-3].

Пузырьки газа, поднимаясь вверх, увлекают за собой прилегающие слои жидкости, что приводит к формированию ее восходящего потока в центральной зоне реактора. Этот поток, достигнув свободной поверхности жидкости, меняет свое направление на противоположное, в результате чего вблизи стенок реактора образуется кольцевое нисходящее течение. Таким образом, восходящий поток пузырей барботирующего газа вызывает циркуляцию жидкости в меридиональных сечениях реактора, что приводит к ее перемешиванию и интенсификации происходящих в реакторе физико-химических или биохимических процессов.

Барботажное перемешивание жидкости имеет ряд существенных преимуществ перед широко используемым механическим способом перемешивания с помощью мешалок [4]:

- простота конструкции, отсутствие движущихся механических частей и как следствие – высокая эксплуатационная надежность;

- при барботаже многократно возрастает поверхность раздела жидкой и газообразной (пузырьковой) фаз;

- барботажное перемешивание является бесконтактным ималоинтенсивным процессом, что создает благоприятные условия для протекания продолжительных по времени реакций.

Установлено, что при одном и том же расходе барботирующего газа качество перемешивания определяется конструктивными особенностями газораспределителя – барботера [5]. В частности, важным условием эффективного перемешивания, является равномерность распределения потока барботирующего газа по сечению реактора. Опытным путём установлено, что такое распределение газа может быть достигнуто с помощью трубы с отверстиями, изогнутой в виде плоской спирали. Эффективность барботажа может быть повышена с помощью нового газораспределителя, представляющего собой трубу с отверстиями, изогнутую в виде сужающейся конической винтовой линии (рис 1) [6].

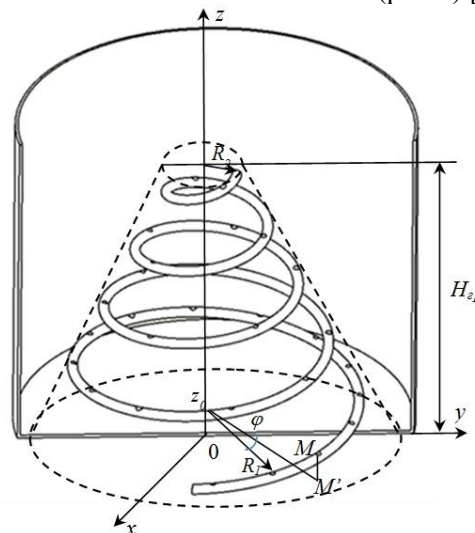


Рис 1. Схема винтового барботажно-газораспределителя

Высота газораспределителя (барботера)  $H_{zp}$ , уровень установки первого витка  $Z_0$ , наибольший радиус первого витка  $R_1$ , наимень-

ший радиус последнего витка  $R_2$  и количество витков  $n$  задаются с учетом размеров реактора. Радиальный и осевой шаги газораспределителя вычисляются по формулам:

$$h_R = \frac{R_1 - R_2}{n}, \quad h_z = \frac{H_{ГР}}{n}. \quad (1)$$

Параметрические уравнения винтовой линии, по которой изогнута барботажная труба, имеют вид:

$$l_{\delta m}(\varphi) = \int_0^{\varphi_2} \sqrt{dx(\varphi)^2 + dy(\varphi)^2 + dz(\varphi)^2} d\varphi = \\ = \frac{R}{2\gamma_R} \left( \sqrt{1 + \gamma^2} - (1 - \gamma_R \varphi) \right) \sqrt{(1 - \gamma_R \varphi)^2 + \gamma^2} - \gamma^2 \ln \frac{1 - \gamma_R \varphi + \sqrt{(1 - \gamma_R \varphi)^2 + \gamma^2}}{1 + \sqrt{1 + \gamma^2}}, \quad (3)$$

где  $\gamma_R = \frac{h_R}{2\pi R_1}$ ,  $\gamma^2 = (h_R^2 + h_z^2) / 4\pi^2 R_1^2$ .

$$l_{\delta m} = \frac{\pi}{h_R} \left( R_1 \sqrt{h^2 + R_1^2} - R_2 \sqrt{h^2 + R_2^2} - h^2 \ln \frac{R_2 + \sqrt{h^2 + R_2^2}}{R_1 + \sqrt{h^2 + R_1^2}} \right), \quad (4)$$

где  $h^2 = (h_R^2 + h_z^2) / 4\pi^2$ ,  $R_2 = R_1 - h_z \cdot n$ .

Предлагаемая конструкция барботера обеспечивает пространственную равномерность распределения барботирующего газа, снижает стесненность движения цепочек всплывающих газовых пузырей, что приводит к усилению межфазного взаимодействия столба пузырей с жидкой фазой.

Если жидкая фаза представляет собой суспензию, состоящую из воды и взвешенных в ней нерастворимых частиц, то ее плотность определяется соотношением:

$$\rho = W \rho_g + (1 - W) \rho_T, \quad (5)$$

где  $W$  – относительное объемное содержание воды,  $\rho_g$  – плотность воды,  $\rho_T$  – плотность твердого вещества. Вязкость жидкой фазы зависит только от объемного содержания нерастворимого вещества:

$$\mu = \mu_g (1 + 2,5(1 - W)), \quad (6)$$

где  $\mu_g = 0,001$  Па·с – динамическая вязкость воды [3].

Усредненное значение объемной концентрации пузырьковой фазы  $\beta_{cp}$  можно выразить через объемный расход барботирующего газа, скорость подъема пузырьков и объем жидкой фазы. Предположим, что подаваемый в реактор газ не диспергируется в виде пузырей, а поднимается сплошным непрерывным потоком с площадью поперечного сечения  $F_T$  и скоростью,

$$x = R(\varphi) \cos \varphi, \quad y = R(\varphi) \sin \varphi, \quad z = z_0 + h_z \cdot \frac{\varphi}{2\pi}. \quad (2)$$

где  $R(\varphi) = R_1 - h_R \frac{\varphi}{2\pi}$ ,  $\varphi$  – угол поворота радиуса  $OM'$ , где  $M'$  – проекция текущей точки винтовой линии  $M(x, y, z)$  на плоскость  $z = z_0$ ,  $0 \leq \varphi \leq \varphi_2$ .

Длина барботажной трубы  $l_{\delta m}$  зависит от конечного значения угла ее поворота  $\varphi_2$ :

Если газораспределитель содержит  $n$  полных витков, т.е.  $\varphi_2 = 2\pi n$ , то для длины барботажной трубы из формулы (3) получим:

равной усредненной скорости подъема пузырей  $v_{cp}$ . Тогда объемный расход газа  $Q = F_T \cdot v_{cp}$ , а занимаемый им объем  $V_c = F_c \cdot H_{жс}$ , где  $H_{жс}$  – высота слоя жидкости.

Объемная концентрация пузырьковой фазы  $\beta_{cp}$  – равно отношению объема, занимаемого барботирующим газом, к объему всей газо-жидкостной смеси:

$$\beta_{cp} = \frac{V_c}{V_c} = \frac{F_T H_{жс}}{F_T H_{жс}} = \frac{Q}{v_{cp} F_p} = \frac{u_{np}}{v_{cp}} \quad (7)$$

где  $u_{np} = Q / F_p$  – приведенная скорость барботирующего газа, м/с  $F_p$  – площадь поперечного сечения реактора, м<sup>2</sup>.

Важными характеристиками пузырьковой фазы является также средний размер пузырей, режим их образования и скорость всплывания. Размер пузырей определяется режимом истечения газа из отверстий барботера. Для диаметра отверстий барботера  $d_0$  и скорости истечения газа  $u_0$ , опытным путем установлены следующие интервалы их рациональных значений:

$1 \leq d_0 \leq 3$  мм, а  $20 \leq u_0 \leq 40$  м/с. При этом объемный расход барботирующего газа должен удовлетворять ограничению  $u_{np} < 0.1$  м/с. Характер процесса образования пузырей и их размер определяются безразмерным параметром  $\Phi$  [5]:

$$\Phi = 1 + \left( 1 + \frac{We^2}{F_r} \right)^{1/2} \quad (8)$$

где  $We = u_0^2 d_0 \rho / \sigma$  - критерий Вебера,  $F_r = u_0^2 / (gd_0)$  - критерий Фруда,  $d_0$  - диаметр

$$\Phi = 1 + \left( 1 + \frac{u_0^2 d_0^3 \rho^2 g}{\sigma^2} \right)^{1/2} = 1 + \left( 1 + \frac{16Q_0^2 \rho^2 g}{\pi^2 d_0 \sigma^2} \right)^{1/2} \quad (9)$$

где  $Q_0$  - объемный расход барботирующего газа через одно отверстие газораспределителя м<sup>3</sup>/с.

График зависимости  $\Phi(d_0, u_0)$  приведен на рис. 2. При  $\Phi < 27$  имеет место свободный режим образования и всплытия пузырьков, когда смежные пузырьки поднимаются не соприкасаясь, с некоторым временным и пространственным интервалом. С увеличением расхода газа при выполнении условия  $\Phi > 27$  возникает цепочный режим всплытия пузырьков, когда они из-за быстрого образования соприкасаются и поднимаются извилистыми цепочками. Из рис.2 следует, что при  $d_0 \geq 1\text{мм}$  и  $u_0 > 20\text{м/с}$  цепочный режим образования и всплытия пузырьков возникает всегда.

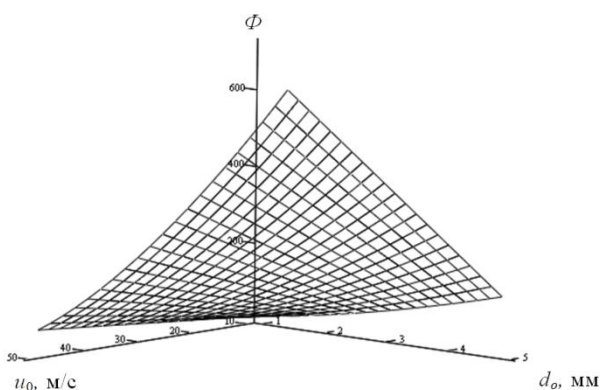


Рис. 2. График зависимости параметра  $\Phi$  от скорости истечения барботирующего газа  $u_0$  и диаметра отверстий газораспределителя  $d_0$

В этом случае размер пузырьков газа можно найти по формуле:

$$d = 0,5 \left( \frac{3\sigma d_0 \Phi}{\rho g} \right)^{1/3} \quad (10)$$

Скорость подъема пузырей, всплывающих в цепочном режиме, может быть найдена с помощью соотношения [2]:

$$v_{II} = 1,5 \left( \frac{\sigma g (\rho - \rho_f)}{\rho^2} \right)^{0,25} \quad (11)$$

При массовом барботаже, который устанавливается при истечении газа из многих отверстий со скоростью  $u_0 \geq 30\text{м/с}$ , образуется полидисперсная пузырьковая фаза, характеристики

отверстий газораспределителя, м;  $u_0$  - скорость истечения газа, м/с;  $\sigma$  - коэффициент поверхностного натяжения жидкости.

Выражение (8) приводится к виду:

которой пока не поддается теоретическому определению. Экспериментально установлено, что средний размер пузырей, возникающих при массовом барботаже, находится в интервале от 4 до 5 мм, а средняя скорость их всплытия составляет примерно  $v_{cp} = 0.28\text{ м/с}$  [5].

Главной задачей рационального проектирования системы барботажного перемешивания является достижение достаточной степени однородности ее характеристик при минимальных энергозатратах. Мощность, передаваемая барботируемой жидкости, может быть оценена с помощью соотношения [5]:

$$N = P_1 Q \ln \left( \frac{P_1}{P_2} \right), \quad (12)$$

где  $P_1$  - давление газа на выходе из отверстий барботера,  $P_2$  - избыточное давление газа над свободной поверхностью жидкости.

Давление  $P_1$  должно превышать давление столба жидкости:  $P_{жс}$ :

$$P_{жс} = \rho g H_{жс}, \quad (13)$$

а также напор  $\Delta P_{жс}$ , необходимый для прохождения газа через слой жидкости. Опытным путем найдена следующая оценка величины  $\Delta P_{жс}$  [3]:

$$\Delta P_{жс} = (1,2 - 1,25) P_{жс} \quad (14)$$

Для оценки полных энергозатрат на поддержание барботажного перемешивания жидкой фазы необходимо учесть также потерю давления газа в барботажном трубопроводе  $\Delta P_{от}$ . По опытным данным потери давления в барботажном трубопроводе составляют около 20 % давления столба жидкости [3]. Поэтому

$$P_1 = P_{жс} + \Delta P_{жс} + \Delta P_{от} = (2,40 \div 2,45) \rho g H_{жс} \quad (15)$$

Энергозатраты на один цикл барботажного перемешивания определяются соотношением:

$$\mathcal{E} = N \cdot \Delta t \quad (16)$$

где  $\Delta t$  - продолжительность одного цикла барботажного перемешивания.

Гидродинамика барботажного перемешивания исследовалась в рамках двухжидкостной модели, согласно которой жидкость и всплывающие через ее толщу пузыри барботирующего газа рассматриваются как две взаимопроникающие и взаимодействующие сплошные среды.

В результате численной реализации модели получено соотношение для объемного расхода

циркуляционного течения жидкой фазы:

$$Q_{ц} = \frac{\pi R_p^2 U_{oc} x_0^2 (x_0^5 - 3x_0^4 + 2x_0^3 + 2x_0^2 - 3x_0 + 1)}{3x_0^2 - 5x_0 + 2} \quad (17)$$

где  $u_{oc} = u_{np} (1,061g^2 Re - 12,43Re + 37,25)$  - скорость восходящего потока жидкости на оси реактора,  $x_0 = r_0/R_p = 0,66 - 0,0221g Re$  - относительный радиус раздела восходящего и нисходящего потоков,  $Re = u_{np} D_p \rho / \mu$  - число Рейнольдса реактора.

Интенсивность перемешивания жидкой фазы зависит от времени достижения заданной степени однородности распределения ее характеристик. В качестве количественной характеристики интенсивности перемешивания может быть принята минимальная продолжительность одного цикла барботажного перемешивания  $\Delta t_{\sigma n}$ , в течение которого в циркуляционный массообмен вовлекается весь объем жидкости:

$$\Delta t_{\sigma n} = \frac{V_{ж}}{Q_{ц}} \quad (18)$$

С учетом формулы (18) соотношение (16) для расчета энергозатрат на барботажное перемешивание принимает вид:

$$\mathcal{E} = P_0 V_{ж} \ln \left( \frac{P_0}{P_2} \right) \quad (19)$$

Из формулы (19) следует, что энергозатраты на один цикл барботажного перемешивания не зависят от расхода барботирующего газа, а определяются лишь перепадом его давления и объемом жидкости.

Соотношения (12-19) использовались при расчете и проектировании биогазового комплекса для утилизации отходов свиноводческого комплекса БРУ-1. По заданным техническим характеристикам биореактора комплекса ( $D_p = 11,8$  м,  $H_{\sigma m} = 10,9$  м;  $V_p = 1300$  м<sup>3</sup>;  $V_{\sigma m} = 1200$  м<sup>3</sup>;  $U_{np} = 0,013$  м/с;  $P_2 = 110000$  Па;  $P_0 = 272955$  Па) были найдены параметры барботажного перемешивания:  $Re = 5,1$ ;  $u_{oc} = 0,019$  м/с;  $Q_{ц} = 0,245$  м<sup>3</sup>/с;  $\Delta t_{\sigma n} = 82$  мин.

Энергозатраты на один цикл барботажного перемешивания составляют 83 кВт/ч. Отсюда следует, что энергопотребление системы барботажного перемешивания может быть обеспечено компрессором с двигателем мощностью 4 кВт при непрерывном режиме его работы.

*\*Исследования выполнены при поддержке гранта Президента РФ НШ-588.2012.8.*

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Интенсификация работы аппаратов мокрой очистки при улавливании капельного аэрозоля. /Л.А. Кушев, В.Г. Шаптала, В.Б. Карпман Г.Л., Окунева. //Изв. Вузов. Цветная металлургия. 2002. №3. С.73-75.
2. Стребков Д.С. Ковалев А.А. Биогазовые установки для обработки отходов животноводства// Техника и оборудование для села.2006. №11. С.28-30.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.М.: Изд. ООО ТИД "Альянс", 2004. 753 с.
4. Воронов В.П., Несмеянов Н.П., Горшков П.С. Математическое описание процесса перемешивания в спирально-лопастном смесителе противоточного типа/Энергосберегающие технологические комплексы и оборудование для производства строительных материалов: сб. статей, Белгород: Изд-во БГТУ, 2011. С.80.
5. Гальперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Изд. Химия, 1981. 812 с.
6. Патент РФ №2009139543/13, 26.10.2009. Суслов Д.Ю., Кушев Л.А. Биореактор//Патент России №2430153.2011.Бюл. № 27.