

А. Г. АЗИЗЯН, Н. И. СМЕРНОВ

ГИДРОДИНАМИКА БАРБОТАЖНЫХ ПРОЦЕССОВ

С о о б щ е н и е 3

Проверка расчетных уравнений гидродинамики барботажных реакторов

Ранее нами, совместно с Р. А. Меликяном, предложены уравнения [1], позволяющие рассчитывать высоту газожидкостного столба, скорость всплывания и время контакта между газом и жидкостью для двух гидродинамических режимов: барботажного, или режима свободного всплывания пузырьков газа, и смешанного, при котором наряду со свободным всплыванием пузырьков имеет место также образование газовых струй [2]. До настоящего времени при расчете гидродинамики аппаратов барботажного типа, применяемых в химической промышленности, используются эмпирические уравнения [3—7], как например $H = (1,4 \div 1,6) h$, где h — начальная высота слоя жидкости (до барботажа); H — высота слоя газожидкостной смеси при барботаже. Это уравнение, как и ряд других, дают лишь приближенные значения гидродинамических величин, причем в отдельных случаях значения, полученные таким путем, весьма далеки от истинных. Это объясняется тем, что вывод уравнений базируется на частных опытах, вследствие чего они не учитывают влияния конструкции аппарата и физико-химических свойств участвующих в процессе веществ, тогда как этими факторами в значительной степени обусловлена гидродинамика процесса барботажа.

Как уже отмечалось, выведенные нами уравнения применимы для двух различных гидродинамических режимов всплывания газа через слой жидкости. Поэтому прежде всего необходимо определить наличие того или иного режима, для применения соответствующего уравнения. При помощи уравнения перехода возможно определить область действующего гидродинамического режима

$$(W_{см})_{крит.} = \frac{1,4 \pi d_0^{2,5}}{D^2} \cdot \left(\frac{T_c}{T_0} \right)^{0,5} \quad (1)$$

где $(W_{см})_{крит.}$ — скорость газа в полном сечении аппарата в условиях перехода от барботажа к смешанному барботажно-струйному режиму в м/сек;

d_0 — диаметр отверстий или барботёров;

n — число барботёров;

D — внутренний диаметр аппарата в м;

γ_l — удельный вес жидкости в кг/м^3 ;

γ_b — удельный вес газа в кг/м^3 .

Если заданная скорость газа в полном сечении аппарата $W_{\text{ср}}$ менее рассчитанного по уравнению (1) критического значения, то имеет место барботажный режим, в противном случае — смешанный барботажно-струйный режим. Выведенные в [1] уравнения, после некоторого уточнения можно представить в следующем виде. Для барботажного режима

$$(W_{\text{ср}})_{\text{кр}} = \left(\frac{h^{1,25} D^{0,85}}{b d_0^{0,95} n^{0,85} W_d^{0,8}} - 1 \right) \cdot W_{\text{ср}} \quad (2)$$

$$H = \frac{h^{1,25} D^{0,55}}{h^{0,25} D^{0,95} - b d_0^{0,95} n^{0,63} W_d^{0,8}} \quad (3)$$

Для смешанного барботажно-струйного режима:

$$(W_{\text{ср}})_{\text{кр}} = \left(\frac{h^{1,25} D^{0,85}}{c d_0^{1,13} n^{0,85} W_d^{0,88}} - 1 \right) W_{\text{ср}} \quad (2a)$$

$$H = \frac{h^{1,25} D^{0,85}}{h^{0,25} D^{0,95} - c d_0^{1,13} n^{0,63} W_d^{0,88}} \quad (3a)$$

где $(W_{\text{ср}})_{\text{кр}}$ — средняя по высоте скорость всплывания газа в м/сек ;

W_d — скорость истечения газа в жидкость в м/сек ;

b и c — постоянные для данной пары жидкость-газ, причем

$$b = \frac{2,1 \cdot \gamma_l^{0,1} \cdot \sigma^{0,45}}{\gamma_c^{0,35} g^{0,15} \nu^{0,1}}; \quad (4)$$

$$c = \frac{3,83 \cdot \mu_c^{0,11} \cdot \sigma^{0,25}}{\gamma_c^{0,35} g^{0,15} \nu^{0,1}} \quad (4a)$$

где μ_c — вязкость жидкости в $\text{кг/м} \cdot \text{сек}$.

σ — поверхностное натяжение на границе фаз в $\text{кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^2$,

g — ускорение силы тяжести в м/сек^2 .

Проверка вышеприведенных расчетных уравнений произведена на пяти видах барботажных реакторов, применяемых в настоящее время или ранее применявшихся на одном заводе органического синтеза. Принцип работы и конструкция всех видов реакторов аналогичны, и они отличаются друг от друга лишь размерами и количеством барботёров. Реактор представляет полый вертикальный цилиндрический аппарат, в который на определенную высоту h заливается жидкий катализатор (рис. 1, I) и через его слой пропускается реагирующий газ.

Небольшая часть газа вступает в реакцию, образуя целевой продукт и ряд побочных, которые вместе с непрореагировавшим газом удаляются сверху. При барботаже газа через катализатор, уровень последнего доходит до высоты H (рис. 1, II), причем отдельные брызги катализатора попадают на стенки реактора выше уровня II и, стекая обратно, оставляют на стенках смолистые вещества, которые, на-

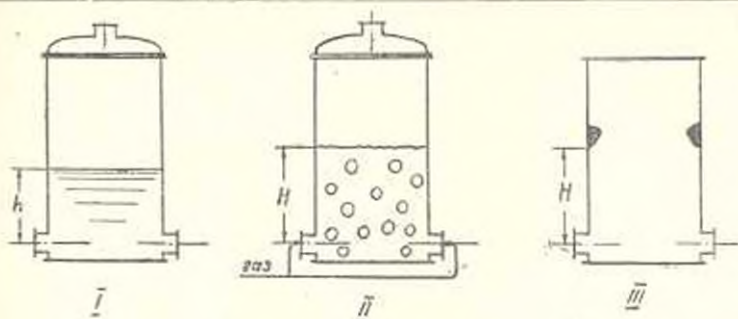


Рис. 1.

напливаясь в течении продолжительной работы, образуют значительные наслоения, так называемый „купол“. При вскрытии резктора во время ремонта достаточно замерить высоту нижней кромки „купола“ (рис. 1. III), чтоб получить представление о высоте газожидкостного столба H .

Таким образом, представлялось возможным проверить уравнения для расчета величины H , а так как все вышеприведенные уравнения выведены на основании одних и тех же экспериментальных данных [1, 2], то это подтвердит также правильность уравнений для средней скорости всплывания $(W_s)_{cp}$ и времени контакта газа с жидкостью

$$\tau = \frac{h}{(W_s)_{cp}} \quad (5)$$

Характеристики исследуемых реакторов, а также данные расчетов и замеров приводятся в табл. 1. Прежде всего определяем по уравнению (1) критическую скорость $(W_{ср})_{кр.}$, которая во всех случаях больше $W_{ср}$ и, следовательно, имеет место барботажный режим, т. е. используются уравнения (2), (3), (4). Приняв $\gamma_c = 1500 \text{ кг/м}^3$, $\gamma_b = 1.2 \text{ кг/м}^3$, $\mu_c = 2.4 \text{ сП}$, (сантипуаз) $\varepsilon = 50 \text{ дин/см}$ нетрудно согласно (4) вычислить постоянную $b = 0.1$. Подставив значения b и других параметров в уравнения (2), (3), (5) получим расчетные величины для высоты газожидкостного столба H , средней скорости всплывания газа $(W_s)_{cp}$ и времени контакта между газом и жидкостью.

Замеры действительной высоты газожидкостного столба H_d с целью проверки расчетных уравнений произведены в течении 1961—1963 годов описанным способом. Результаты этих замеров, представленные в табл. 1, показывают, что они хорошо совпадают с расчетной величиной H . Это подтверждает правильность уравнений (1), (2), (3), (4).

Данные табл. 1 подтверждают также известное положение о влиянии времени контакта на степень конверсии газа [8]. Так, если сравним данные граф 5 и 6 табл. 1, то нетрудно видеть, что при работе большого реактора с одним барботером за счет увеличения средней скорости всплывания от 1,15 до 1,85 м/сек время контакта сократилось с 3,48 до 2,16 сек. Как и следовало ожидать, это повлекло за собой уменьшение конверсии газа. И действительно, при работе большого реактора с одним барботером в ноябре-декабре 1962 г. произведенные анализы газа из реакторов с $n = 6$ и $n = 1$, показали, что во вто-

Таблица 2

Наименование параметров	Малый реактор	средний реактор	Большой реактор		
			$n=4$	$n=6$	$n=1$
Внутренний диаметр D м	1,45	1,95	2,95	2,95	2,95
Количество подаваемого газа Q_0 , м ³ /час	1400	3200	7000	7000	7000
Число барботеров n	1	3	4	6	1
Диаметр барботеров d_0 м	0,14	0,20	0,20	0,18	0,29
Начальная высота слоя жидкости h м	4,0	4,0	4,0	4,0	4,0
Скорость газа в полном сечении аппарата $W_{га} = \frac{4Q}{\pi D^2}$ м/сек	0,222	0,279	0,266	0,266	0,266
Скорость истечения газа W_d м/сек	23,6	8,8	14,5	11,9	27,6
Критическая скорость газа в полном сечении аппарата $(W_{см})_{кр}$ по уравнению (1) м/сек	1,74	6,94	4,05	4,28	2,36
Средняя скорость всплывания газа $(W_{гв})_{ср}$ по уравнению (2) м/сек	2,00	1,90	1,28	1,15	1,85
Время контакта по уравнению (5) (сек)	2,0	2,1	3,12	3,48	2,16
Высота газожидкостного столба $H_{гж}$ по уравнению (3) (м)	4,46	4,60	4,85	4,95	4,60
Действительная (замеренная) высота газожидкостного столба $H_{гж}$ (м)	4,5—4,7	4,7—4,8	4,8—5,0	5,0	4,8

ром случае конверсия реагирующего газа уменьшилась с 15,5% до 12,5%, причем выход целевого продукта возрос с 79,6% до 82,0%.

Предположим, что на большом реакторе установлена распределительная сетка с отверстиями $d_0 = 0,05$ м, $n = 631$, что логично и геометрически возможно. В этом случае при прочих неизменных условиях (D , Q_0 , h) получим $W_d = 1,16$ м/сек, $H_{гж} = 8,8$ м, $(W_{гв})_{ср} = 0,244$ м/сек, $\tau = 17,8$ сек. Как видим, средняя скорость всплывания значительно уменьшилась, что можно приписать образованию мелких пузырьков (из маленьких отверстий), всплывающих с небольшой скоростью [9—11], а увеличение времени контакта ведет к увеличению выхода побочных высокомолекулярных продуктов [8]—смола, забивающих отверстия распределительной сетки. И действительно, при попытке установить в реакторах распределительные сетки, последние быстро выходили из строя вследствие забивки отверстий.

С помощью выведенных уравнений возможно обрабатывать экспериментальные данные других авторов. Так Аксельрод и Дильман [12] при проведении опытов с газожидкостными эмульсиями в системе вода-воздух в одном из опытов при барботажном режиме имели:

$$d_0 = 0,001 \text{ м}, n = 37, D = 0,03 \text{ м}, h = 0,02 \text{ м}, W_{га} = 0,015 \text{ м/сек},$$

$$\frac{\gamma_{смеси}}{\gamma_{жидкость}} = 0,93.$$

По выведенным нами уравнениям $W_d = 2,6$ м/сек, $(W_{гв})_{ср} = 0,0778$ м/сек (следовательно имеет место барботаж, так как

$(W_{cm})_{кр} > W_{cm}$, $H_{расч.} = 0,025$ м, $(W_s)_{ср} = 0,054$ м/сек, $\tau = 0,37$ сек. В этом случае

$$\frac{h}{H_p} = \frac{\gamma_{cm}}{\gamma_{жид.}} = 0,78.$$

Как видим, вычисленная величина $\gamma_{cm}/\gamma_{жид.}$ отличается от полученной авторами на 15%, что может быть объяснено небольшой величиной h и, вследствие этого, возможностью ошибки при замере. Ван-Кревелен и Гофтизер [11] производили опыты, при которых газ барботировал через жидкость в сравнительно небольших стеклянных колоннах.

Из работы упомянутых авторов нами обработаны результаты нескольких опытов, выбранных так, чтобы охватить различные значения d_0 , D и H . Во всех опытах воздух барботировал через воду, число отверстий $n=1$, режим барботажный. Данные авторов и результаты расчетов по уравнениям (3) и (4) приводятся в табл. 2, из которой видно, что расчетная величина H_p совпадает с действительной H_d .

Таблица 2

№ опытов	D м	h м	d_0 м	W_{cm} м/сек	W_d м/сек	$H_{дейст.}$ м	$H_{расч.}$ м
73	0,077	0,666	0,0023	0,0057	6,35	0,68	0,678
80	0,026	0,266	0,0023	0,0171	2,18	0,29	0,274
83	0,038	1,411	0,0023	0,0144	3,81	1,49	1,450
163	0,051	0,497	0,0012	0,053	9,60	0,51	0,508
164	0,051	0,469	0,0012	0,0262	47,10	0,51	0,512
176	0,051	0,499	0,00055	0,0019	42,00	0,51	0,514
178	0,051	0,476	0,00055	0,0187	160,0	0,51	0,530
244	0,051	0,400	0,0018	0,1250	103,0	0,51	0,523

Выведенные нами уравнения возможно применять к ситчатым тарелкам ректификационных, абсорбционных и др. колонн, где имеет место барботаж газа через слой жидкости. Например, для ситчатой тарелки колонны ректификации бензола $D=1$ м, $d_0=0,002$ м, шаг $s=0,04$ м, $n=1750$, $h=0,01$ м, $W_{cm}=0,1$ м/сек, $\gamma_c=800$ кг/м³, $\gamma_b=2$ кг/м³, $\mu_c=0,7$ сп, $\nu=29,4$ дин/см получим $W_d=14,3$ м/сек, $(W_{cm})_{кр}=0,089$ м/сек. Так как $(W_{cm})_{кр} < W_{cm}$ имеет место смешанный барботажно-струйный режим. Применяя уравнения (2а), (3а), (4а), (5) получим $H_{расч.}=0,0227$ м, $(W_s)_{ср}=0,08$ м/сек, $\tau=0,125$ сек, что весьма вероятно в колоннах подобного типа.

Резюмируя сказанное, можно отметить, что выведенные нами уравнения применимы при расчете и конструировании барботажных реакторов. С помощью этих уравнений можно подсчитать время контакта между газом и жидкостью, а также рабочий уровень жидкости в барботажных реакторах. Кроме того, приведенные уравнения могут быть применены и для других барботажных процессов, например, в тарельчатых ректификационных, абсорбционных и др. колоннах.

Авторы выражают благодарность Р. А. Меликяну за ценные советы, данные им в процессе выполнения работы.

Ереванский политехнический институт
им. К. Маркса

Поступило 4.VI 1964

Ա. Շ. ԱԶԻԶՅԱՆ, Ն. Ն. ՍՄԻՐՆՈՎ

(Հաղագհում 3)

ՔԱՐԲՈՏԱԿԱՅԻՆ ՊՐՈՏԵԻՆՆԵՐԻ ՀԻԴՐՈԳԵՆԱՄԵՐԻԱՆ

Ա մ փ ո փ ու մ

Հաղիվածում արվում է ճշտված և զործնական հաշվումների համար հարմարեցրած ալին կրիտիկալ հափառարումները, որոնք զուրա են լինել նախորդ հաղորդումներում: Հաղիված հափառարումները ստուգված են հինգ տեսակի արտադրական բարրատառալին սեփաորենիում զործնական պարմաներում, և ըստ դեպքերում ստացված զործնական ըստումները համընկել են հափառարումների հիման վրա հաղիված մեծաթյունների հետ: Հաղիված բանաձևերի հիման վրա արած հզրակացությունները միանգամայն համընկնում են տվյալ ընաղափառում զոչություն ունեցող տեսական և պրակտիկ հաղացմների հետ:

Դուրս բերած հափառարումների հիման վրա մշտված են այլ հեղինակների կողմից ստացված նման փորձնական տվյալները և աղացացված է, որ նրանք միանգամայն բախարտ կերպով ճշարկվում են վերահիշյալ հափառարումներին: Բացի այդ ցույց է տրված, թե ինչպես կարելի է զուրա բերած հափառարումները օղտաղործել տփոխաղոր աշտարակների հաղիվումների դեպքում:

Եզրակացություն է արված, որ նախորդ հաղորդումներում զուրա բերված հաղիված հափառարումները պիտանի են բարրատառալին աղարատների մեջ հեղուկի աշխատանքային մակարդակը, զոգի և հեղուկի կոնտակտի տեսղաթյունը և այլ մեծաթյուններ հաղիկում համար:

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. А. Г. Азизян, Р. А. Меликян, Н. Н. Смирнов, «Изв. АН Армянской ССР», серия ТН, т. XIV, 2, 1961.
2. А. Г. Азизян, Р. А. Меликян, Н. Н. Смирнов, «Изв. АН Армянской ССР», серия ТН, XIV, 3, 1961.
3. А. Г. Касаткин, Процессы и аппараты химической технологии, Госхимиздат, 1960.
4. В. Г. Левич, Финансо-химическая термодинамика, 1959.
5. В. Г. Бигдасаров, Теория, расчет и практика эргазифта, 1947.
6. Я. Циборо夫斯基, Процессы химической технологии, Госхимиздат, 1959.
7. А. Н. Плиновский, В. М. Ралин, С. Э. Коган, Процессы и аппараты химической технологии, Госхимиздат, 1962.
8. Н. Н. Смирнов, Синтетические каучуки, Госхимиздат, 1954.
9. L. Massimida, A. Solimondo, E. Squilace, BCE, 6, 4, 1961.
10. E. Coester, ZAP, 13, 5, 1961.
11. D. W. Van-Krevelen, P. J. Hoflijzer, «Chem Eng. Progr.», 46, 1, 1950.
12. А. С. Аксельрод, В. В. Дильман, Журн. «Химическая промышленность», № 1, 1954.