

ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ

УДК 66.015.23+66.096.5

ГИДРОДИНАМИКА ПСЕВДООЖИЖЕННОГО СЛОЯ
 В ХИМИЧЕСКИХ РЕАКТОРАХ

Р. М. МИРЗАХАНЯН, Р. Е. АКОПЯН и А. Г. МИРЗАХАНЯН

Институт органической химии АН Армянской ССР, Ереван

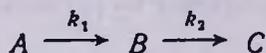
Поступило 17 II 1976

Приведен метод расчета химического реактора с псевдооживленным слоем катализатора, обеспечивающего наиболее благоприятные гидродинамические условия для проведения каталитических реакций.

Рис. 2, табл. 1, библиографические ссылки 8.

В настоящее время во многих отраслях промышленности при осуществлении гетерогенных процессов с твердой фазой широко применяется метод псевдооживления (ПО). Большая поверхность контакта фаз позволяет использовать псевдооживленные системы в химических реакторах для осуществления реакций между газом и твердыми частицами (прямой синтез алкилхлорсиланов, хлорирование органических веществ, каталитический крекинг углеводородов, синтез винилацетата).

На процессы, осуществляемые с ПО системами, большое влияние оказывает равномерность слоя, характеризующаяся пульсационными изменениями порозности, давления и скорости в каждой точке слоя. Как известно [1], твердые частицы псевдооживляются газом неравномерно, с образованием газовых пузырей, способствующих интенсивному перемешиванию фаз в слое. Перемешивание приводит к уменьшению движущих сил процессов тепло- и массообмена, понижению степени превращения в химических реакциях. Основной причиной снижения скорости реакции является смешение продуктов реакции и исходных веществ и, следовательно, понижение концентрации активных компонентов. Отрицательное влияние перемешивания особенно сильно сказывается при проведении последовательных реакций



Известно [2, 3], что перемешивание приводит к снижению выхода целевого продукта *B*, являющегося промежуточным продуктом реакции.

Общая эффективность процессов уменьшается также из-за проскока газа через слой в виде пузырей без контакта с твердой фазой. Кроме то-

го, интенсивная турбулизация приводит к истиранию твердых частиц (катализатора).

Из всего изложенного следует, что при конструировании реакторных устройств важно учесть и свести к минимуму отрицательное влияние внутренней циркуляции в ПО слое.

Известно, что равномерность ПО слоя обуславливается числом псевдооживления N — отношением скорости газа v к скорости начала ПО u .

$$N = v/u \quad (1)$$

С увеличением N перемешивание усиливается, а равномерность слоя уменьшается.

Следует отметить, что и идеальная равномерность ПО слоя (при $N=1$) не является его оптимальным состоянием, т. к. при этом утрачиваются основные преимущества ПО систем. Существует оптимальная степень равномерности (обычно в пределах N от 1,2 до 1,5), определяемая требованиями каждого процесса.

Обычно на практике приходится иметь дело с полидисперсными твердыми частицами и процесс ПО таких систем осложняется явлением сепарации частиц по высоте слоя. Накопление крупных частиц в нижней и мелких частиц в верхней частях ПО слоя приводит к большой разности между значениями N в разных сечениях аппарата. При скоростях газа, когда нижние слои только что начинают псевдооживляться, верхние слои уже бурно перемешиваются. Сепарация приводит также к уносу мелких частиц из аппарата. При больших скоростях газа в результате сильного перемешивания по всей высоте слоя степень сепарации уменьшается, а режим работы аппарата приближается к модели идеального смешения.

Оптимальные условия процессов с постоянным числом псевдооживления N по всей высоте полидисперсного слоя можно обеспечить в аппарате переменного сечения. Режим работы такого аппарата приближается к модели идеального вытеснения. Для расчета аппарата необходимо знать степень сепарации, т. е. закон распределения частиц по высоте слоя. Очевидно, эта степень зависит от N и в аппарате переменного сечения с постоянным N условия сепарации улучшаются.

Настоящая статья посвящена расчету аппарата переменного сечения с постоянным числом N по всей высоте ПО слоя с учетом сепарации. Минимальное перемешивание слоя в таком аппарате обеспечит оптимальные условия для проведения в нем химических реакций.

Используя известные уравнения [4, 5], описывающие расширение неравномерного слоя, высоту элементарного участка dl аппарата переменного сечения можно определить по уравнению

$$dl = \frac{\beta}{\beta - v + u} dl_n \quad (2)$$

где dl_n — высота непрерывной фазы (твердых частиц без пузырей) в элементарном участке, β — скорость подъема пузырей (рис. 1).

Ввиду коалесценции и дробления пузырей характер изменения их размеров по высоте слоя очень сложный. Однако скорость подъема группы пузырей β мало изменяется по высоте слоя при изменении их размеров [6]. Наши исследования показали, что скорость β можно определить следующим уравнением и принимать ее постоянной по высоте слоя:

$$\beta = C (v_n - u_n)^x \quad (3)$$

где v_n , u_n — скорости газа и начала ПО в нижнем сечении аппарата. Постоянные C и x определяются экспериментально.

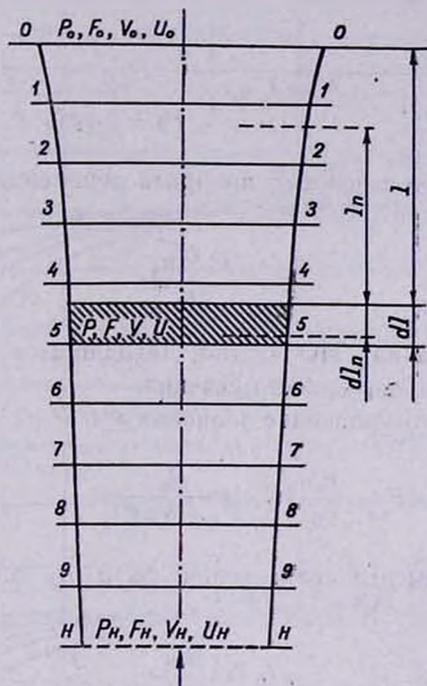


Рис. 1. Аппарат переменного сечения.

Скорость начала ПО u для частиц, находящихся в данном сечении, при давлении P (рис. 1) можно выразить через скорость начала ПО u' тех же частиц под давлением P_0 в верхнем сечении слоя [7].

$$u = u' \left(\frac{P_0}{P} \right)^e \quad (4)$$

Показатель e зависит от режима падения частицы, характеризующегося приведенным критерием Рейнольдса

$$Re_0 = \frac{u \delta \rho}{\mu} \quad (5)$$

где δ — диаметр твердых частиц, ρ , μ — плотность и вязкость газа.

При	$Re_0 \leq 0,5$	$e = 0$
	$0,5 < Re_0 < 750$	$e = 0,285$
	$Re_0 \geq 750$	$e = 0,5$

Давление P в данном сечении определяется по уравнению

$$P = P_0 + \rho_T \varphi g l_n \quad (6)$$

где ρ_T — плотность твердых частиц, φ — объемная концентрация твердых частиц в непрерывной фазе (концентрация наирыхлого неподвижного слоя), g — ускорение силы тяжести, l_n — высота непрерывной фазы над данным сечением.

Подставляя u из уравнения (4) в уравнение (2) с учетом (1) и (6), получаем

$$dl = \frac{1}{1 - \frac{N-1}{\beta} u' \left(\frac{P_0}{P_0 + \rho_T \varphi g l_n} \right)^e} dl_n \quad (7)$$

Площадь данного сечения F аппарата переменного сечения определяется уравнением

$$F = \frac{F_0 P_0 u_0}{P u} \quad (8)$$

где u_0 — скорость начала ПО частиц, находящихся в верхнем сечении аппарата, F_0 — площадь верхнего сечения.

Подставляя в это уравнение значения u и P из (4) и (6) получаем

$$F = \frac{F_0 u_0}{u'} \left(\frac{P_0}{P_0 + \rho_T \varphi g l_n} \right)^{1-e} \quad (9)$$

Элементарная высота непрерывной фазы dl_n определяется уравнением

$$dl_n = \frac{dm}{\rho_T F \varphi} \quad (10)$$

где m — масса твердых частиц.

Подставляя в (10) выражение (9) для F и решая полученное дифференциальное уравнение, имеем при $e = 0$

$$\ln \frac{P_0 + \rho_T \varphi g l_n}{P_0} = \frac{\sigma}{F_0 P_0 u_0} \int_0^m u' dm \quad (11)$$

при $e = 0,285; 0,5$

$$(P_0 + \rho_T \varphi g l_n)^e = P_0^e + \frac{ge}{F_0 P_0^{1-e} u_0} \int_0^m u' dm \quad (12)$$

Расчет аппарата производится уравнениями (7), (9) и (11) или (12) при известном законе распределения частиц по высоте слоя.

В качестве примера приведем расчет аппарата для частиц активированного угля катализатора синтеза винилацетата (средний диаметр частиц $\bar{d}_{ср} = 0,312$ мм, насыпная масса нарыхлого неподвижного слоя $\rho_{тз} = 570$ кг/м³, $C = 1,66$, $x = 0,306$). На рис. 2 представлена интегральная кривая распределения частиц по размерам в полидисперсной смеси катализатора с абсциссами m в массовых процентах и с ординатами \bar{d} (линия 1), а также соответствующая ей кривая зависимости $u' = f(m)$

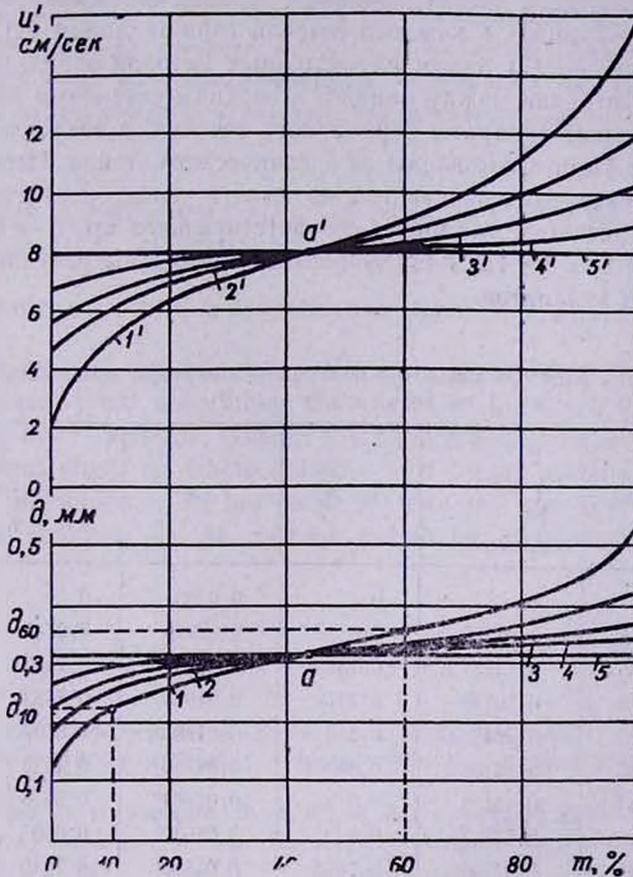


Рис. 2. Распределение твердых частиц по размерам в ПО слое при различных степенях сепарации (1--5) и соответствующие им зависимости $u' = f(m)$ (1'--5').

(линия 1'). Этим линиям 1 и 1' соответствует полная сепарация по высоте ПО слоя. Горизонтальным линиям 5 и 5', проходящим через точки среднего диаметра частиц a и a' , соответствует полное отсутствие сепарации в цилиндрическом аппарате. Между линиями 1 и 5 через точку a проводятся промежуточные кривые 2, 3, 4 для предполагаемых степеней сепарации и соответствующие им кривые зависимости $u' = f(m)$ 2', 3', 4'. Для всех четырех пар кривых рассчитаны аппараты переменного сечения при $N = 1,2; 1,5; 2$ и общей массе твердых частиц в них 10 кг. Сначала по графическим зависимостям $u' = f(m)$ одним из приближен-

ных методов (например, формулой Симпсона) определяются значения интеграла $\int_0^m u' dm$. При этом весь промежуток интегрирования m делится на 10 равных частей — с массой твердого материала в каждой части 1 кг. После определения интегралов уравнением (12) (для частиц катализатора $\varepsilon=0,285$) рассчитываются значения l_n для каждого из 10 сечений (1, 2, 3... n , рис. 1), начиная с верхней части аппарата, и уравнением (9) — площадь F каждого сечения (при заданном F_0). Затем решением уравнения (7) одним из численных методов определяются значения l — расстояния между данным и верхним сечениями аппарата.

Рассчитанные аппараты переменного сечения, а также цилиндрический аппарат были изготовлены из органического стекла. Испытания показали, что распределение частиц по высоте слоя достаточно точно совпадает с расчетом аппарата, соответствующего кр. 3 и 3', высотой больше 0,7 м при $N=1,2$ и 1,5. В таблице приведены результаты расчетов этих двух аппаратов.

Таблица

Результаты расчетов аппаратов переменного сечения, соответствующих кривым 3, 3' рис. 2

Сечение	$u', \text{ м/сек}$	$\int_0^m u' dm, \text{ кг} \cdot \text{м/сек}$	$l_n, \text{ м}$	$F, \text{ м}^2$	$l, \text{ м}$	
					$N=1,2$	$N=1,5$
0	0,057	0	0	0,0260	0	0
1	0,0665	0,06158	0,0730	0,02219	0,0747	0,0762
2	0,0733	0,13158	0,1572	0,01997	0,1612	0,1649
3	0,0775	0,20742	0,2479	0,01883	0,2553	0,2609
4	0,0805	0,28642	0,3401	0,01803	0,3507	0,3591
5	0,0825	0,36758	0,4407	0,01749	0,4544	0,4659
6	0,0853	0,45189	0,5441	0,01681	0,5616	0,5765
7	0,088	0,53843	0,6497	0,01619	0,6707	0,6891
8	0,091	0,62793	0,7599	0,01556	0,7849	0,8071
9	0,0945	0,72085	0,8765	0,01498	0,9059	0,9322
n	0,1	0,81713	0,9997	0,014396	1,0333	1,0649

Размеры частиц в верхней части аппаратов $d_0=0,23 \text{ мм}$ и в нижней $d_n=0,355 \text{ мм}$ совпадают с размерами характерных точек d_{10} и d_{90} на рис. 2 [8]. Этот факт позволяет предполагать, что расчет колонны можно провести согласно такой интегральной кривой распределения частиц, d_0 и d_n на которой соответствовали бы d_{10} и d_{90} .

Рассчитанный приведенным методом аппарат обеспечивает оптимальный гидродинамический режим ПО слоя и может служить реактором для проведения многих химических реакций, скорости которых заметно уменьшаются с увеличением перемешивания системы.

ՔԻՄԻԱԿԱՆ ՌԵԱԿՏՈՐՆԵՐՈՒՄ ՊՍԵՎՈՋԻՆՆԵՆՆՈՒ ՄԵՆՏԻՆԻ
ԶԻՂՐՈՂԻՆԱՄԻԿԱՆ

Ռ. Մ. ՄԻՐԶԱԿԻԱՆԻԱՆ, Ռ. Ե. ՀԱԿՈՒՅԱՆ և Ա. Գ. ՄԻՐԶԱԿԻԱՆԻԱՆ

Առաջարկված է եղանակ՝ հաշվելու համար փոփոխական կտրվածքով ապարատ, որի ամրոցը երկարությամբ ապահովվում է պոլիդիսպերս պինդ մասնիկների գազով պսևդոճեղուկացման հաստատուն թիվ՝ N , որի որոշակի և հաստատուն արժեքի դեպքում նվազում է պսևդոճեղուկացված շերտու՛մ մասնիկների և գազի խառնման հրեւոյթը և ստեղծվում է օպտիմալ հիդրոդինամիկական ռեժիմ թիմիական ռեակցիաներ տանելու համար:

THE HYDRODYNAMICS OF FLUIDIZATION BEDS
IN CHEMICAL REACTORS

R. M. MIRZAKHANIAN, R. E. HAKOPIAN and A. G. MIRZAKHANIAN

A new method was suggested allowing to calculate the parameters of an apparatus with a variable cross section in which for a gaseous polydisperse solid particle system the fluidization number N is maintained constant along its whole length. This brings about a decrease in the mixing phenomenon of the particles with the gas and thus permits the chemical reactions to be carried out under optimal hydrodynamic conditions.

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. А. М. Гаспарян, Р. М. Мирзаханян, ДАН Арм. ССР, 43, 38 (1966).
2. О. Левенциль, Инженерное оформление химических процессов, Изд. «Химия», М., 1969, стр. 132.
3. И. Н. Лебедев, М. Н. Манаков, В. Ф. Швец, Теория технологических процессов основного органического и нефтехимического синтеза, Изд. «Химия», М., 1975, стр. 308.
4. Н. И. Гельперин, В. Г. Айнштейн, В. Б. Кваши, Основы техники псевдооживнения, Изд. «Химия», М., 1967, стр. 105.
5. С. С. Забродский, Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном слое, Госэнергоиздат, М.—Л., 1963, стр. 110.
6. Псевдооживнение, под. ред. И. Ф. Дэвидсона и Д. Харрисона, Изд. «Химия», М., 1974, стр. 700.
7. Р. М. Мирзаханян, А. Г. Мирзаханян, Межвуз. сб. научных тр., сер. 19, Хим. технология, вып. 1, Ереван, 1974, стр. 303.
8. М. Э. Аэров, О. М. Тодес, Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем, Изд. «Химия», Л., 1968, стр. 160.