

## NEWS

OF THE NATIONAL ACADEMY OF SCIENCES OF THE REPUBLIC OF KAZAKHSTAN

SERIES CHEMISTRY AND TECHNOLOGY

ISSN 2224-5286

Volume 1, Number 427 (2018), 87 – 92

УДК 66.02.071.7

А.А. Ешжанов<sup>1</sup>, А.А. Волненко<sup>1</sup>, А.Э. Левданский<sup>2</sup>, Б.Н. Крганбаев<sup>1</sup><sup>1</sup> Южно-Казахстанский государственный университет им.М.Ауэзова, г.Шымкент, Казахстан;<sup>2</sup> Белорусский государственный технологический университет, г.Минск, Беларусь  
e.mail: nii\_mm@mail.ru**К РАСЧЕТУ ЭКВИВАЛЕНТНОГО ДИАМЕТРА  
КОМБИНИРОВАННОЙ РЕГУЛЯРНО–ВЗЕШЕННОЙ НАСАДКИ**

**Аннотация.** Исходя из анализа работы существующих тепломассообменных аппаратов со стационарной насадкой, показаны преимущества аппарата с трубчатой насадкой регулярной структуры, заключающиеся в том, что в трубчатой насадке возможно регулирование процесса теплообмена непосредственно в зоне контакта при подаче теплоносителя в трубы. При этом контакт происходит через стенки труб и движение теплоносителя в трубах не влияет на структуру газожидкостного слоя в аппарате. Дополнительные преимущества дает введение в контактную зону дискретных контактных элементов (шары, кубики и т.д.), которые при рабочих условиях обеспечивают очистку поверхностей контактной зоны трубного пространства, сохраняют синфазный режим взаимодействия вихрей и увеличивают межфазную поверхность.

Рассмотрено движение газа через стационарную насадку по извилистым каналам, образованным насадочными телами. Применительно к тепломассообменному аппарату с комбинированной регулярно – взешенной насадкой получены уравнения для определения удельной поверхности трубчато - шаровой насадки, их объемной порозности, а также уравнение для расчета ее эквивалентного диаметра.

Дан анализ влияния шагов расположения труб в вертикальном и радиальном направлениях, диаметров труб и шаровой насадки на величину эквивалентного диаметра.

**Ключевые слова:** регулярная насадка, вертикальный шаг, радиальный шаг, трубы, шары, трубчато-шаровая насадка, удельная поверхность, порозность, эквивалентный диаметр.

**Введение.** В настоящее время разработано большое количество тепломассообменных аппаратов, используемых для проведения процессов абсорбции, ректификации, экстракции, охлаждения газов и жидкостей [1-5].

В большинстве случаев, в силу своих конструктивных особенностей, разработанные аппараты могут быть использованы для проведения только одного технологического процесса [6-10] или сопутствующих процессов [11-15]. Например, абсорбция горячего газа, содержащего твердые частицы. Основным процессом является абсорбция, но параллельно ей осуществляется теплообмен и очистка от твердых частиц. При этом регулирование параллельно протекающих процессов практически невозможно.

Особенностью разработанной и исследованной конструкции аппарата с трубчатой насадкой регулярной структуры [16] является то, что в ней возможно регулирование процесса теплообмена непосредственно в зоне контакта при подаче теплоносителя в трубы. При этом контакт происходит через стенки труб и движение теплоносителя в трубах не влияет на структуру газожидкостного слоя в аппарате.

Недостатком известного аппарата является то, что при проведении некоторых массообменных процессов (например, в производстве кальцинированной соды аммиачным способом в процессах абсорбции аммиака и углекислого газа раствором хлорида натрия) происходит выпадение тонкодисперсных твердых частиц, отлагающихся на трубном пучке и стенках аппарата, в результате чего возможно зарастание межтрубного пространства, приводящего к нарушению

синфазного режима, а, следовательно, к значительному снижению эффективности проводимых процессов [17-19].

Для исключения этого предлагается ввести в контактную зону дискретные контактные элементы (шары, кубики и т.д.), которые при рабочих условиях обеспечивают очистку поверхностей контактной зоны трубного пространства, сохраняют синфазный режим взаимодействия вихрей и увеличивают межфазную поверхность [20].

**Методы исследований.** Для проведения исследований использованы численные методы с применением ЭВМ.

**Результаты исследований.** Газ движется через насадку по извилистым каналам, образованным насадочными телами. Сечение этих каналов не постоянно по высоте аппарата и, следовательно, скорость газа также является переменной величиной. При изучении насадочных абсорберов исходят из средней скорости газа, которую находят делением объемного расхода газа на среднее сечение каналов [2].

Для насадочных аппаратов со стационарной насадкой [2] площадь сечения колонны  $S$  ( $\text{м}^2$ ), высота насадки  $H$  (м) и ее свободный объем  $\varepsilon$ . Тогда объем пустот в насадке, т.е. объем каналов, по которым движется газ, составляет  $SH\varepsilon$  ( $\text{м}^3$ ). Средняя длина каналов (длина пути газа) равна  $Hk$  (здесь  $k$  – коэффициент, учитывающий извилистость каналов). Среднее значение каналов составляет:

$$S_{\text{кан}} = \frac{S \cdot H \cdot \varepsilon}{H \cdot k} = \frac{S \cdot \varepsilon}{k} \quad (1)$$

Величину  $\omega = S_{\text{кан}}/S = \varepsilon/k$ , равную отношению среднего сечения каналов к сечению колонны, называют живым сечением насадки [2].

Средняя скорость газа:

$$w = \frac{V_z}{S_{\text{кан}}} = \frac{V_z}{S \cdot \omega} = \frac{w_0 \cdot k}{\varepsilon}, \quad (2)$$

где  $w_0 = V_z/S$  - скорость газа, отнесенная ко всему сечению колонны.

Обычно принимают  $k=1$ , тогда  $\omega = \varepsilon$  и уравнение (2) принимает вид:

$$w = \frac{w_0}{\varepsilon} \quad (3)$$

Эквивалентный диаметр насадки определим как эквивалентный диаметр каналов, по которым движется газ [2]:

$$d_{\text{эке}} = \frac{4\varepsilon}{a_n}, \quad (4)$$

где  $\varepsilon$  - объемная порозность насадки;  $a_n$  – удельная поверхность насадки в единице объема аппарата.

Для вывода уравнения эквивалентного диаметра насадки применительно к теплообменному аппарату с комбинированной регулярно – взвешенной насадкой [17] определим составляющие формулы (4).

Удельная поверхность трубчатой насадки рассчитывается по формуле:

$$a_{mp} = \frac{\pi d_{mp}}{2 \cdot t_p \cdot t_g}, \quad (5)$$

где  $t_p$  - величина шага между трубами в радиальном направлении;  $t_e$  - величина шага между трубами в вертикальном направлении.

Удельная поверхность шаровой насадки определим по формуле:

$$a_{ш} = \frac{\pi d_{ш}^2}{2 \cdot t_p \cdot t_e \cdot l} \quad (6)$$

Здесь  $l$  – размер эквивалентный длине труб, м. Для шаровой насадки можно представить:

$$l = m \cdot d_{ш} \quad (7)$$

Тогда

$$a_{ш} = \frac{\pi d_{ш}}{2 \cdot m \cdot t_p \cdot t_e} \quad (8)$$

Удельная поверхность трубчато - шаровой насадки составит:

$$a_{общ} = a_{мп} + a_{ш} = \frac{\pi(m \cdot d_{мп} + d_{ш})}{2 \cdot m \cdot t_p \cdot t_e} \quad (9)$$

Объемную порозность трубчатой насадки определим по формуле:

$$\varepsilon_{мп} = 1 - \frac{\pi d_{мп}^2}{2 \cdot t_p \cdot t_e} \quad (10)$$

Для определения объемной порозности слоя шаровой насадки определим объем слоя:

$$V_{сл} = h \cdot \sigma \cdot l, \quad (11)$$

В этом уравнении:

относительная высота -  $h = n_1 \cdot d_{ш}$ . Количество шаров  $h/d_{ш} = n_1$ ;

относительная ширина -  $\sigma = (t_p + d_{мп}) = n_2 \cdot d_{ш}$ . Количество шаров  $(t_p + d_{мп})/d_{ш} = n_2$ ;

относительная длина слоя  $l$ .

Подставляя полученные значения в уравнение (11), получим:

$$V_{сл} = \frac{n_1 \cdot n_2 \cdot l \cdot \pi \cdot d_{ш}}{6} \quad (12)$$

Единица объема аппарата:

$$V_{ан} = 2 \cdot t_p \cdot t_e \cdot l \quad (13)$$

Тогда порозность шаровой насадки:

$$\varepsilon_{ш} = 1 - \frac{V_{сл}}{V_{ан}} = 1 - \frac{n_1 \cdot n_2 \cdot \pi \cdot d_{ш}}{12 \cdot t_p \cdot t_e} \quad (14)$$

Объемная порозность трубчато-шаровой насадки:

$$\varepsilon_{\text{общ}} = 1 - \left[ \frac{\pi \cdot (6 \cdot d_{mp}^2 + n_1 \cdot n_2 \cdot \pi \cdot d_u^2)}{12 \cdot t_p \cdot t_e} \right] \quad (15)$$

Эквивалентный диаметр трубчато-шаровой насадки:

$$d_{\text{экв}} = \frac{2 \cdot m \cdot [12 \cdot t_p \cdot t_e - \pi \cdot (6 \cdot d_{mp}^2 + n_1 \cdot n_2 \cdot d_u^2)]}{3 \cdot \pi (m \cdot d_{mp} + d_u)} \quad (16)$$

На рисунках 1 и 2 приведены результаты расчета по полученным уравнениям.

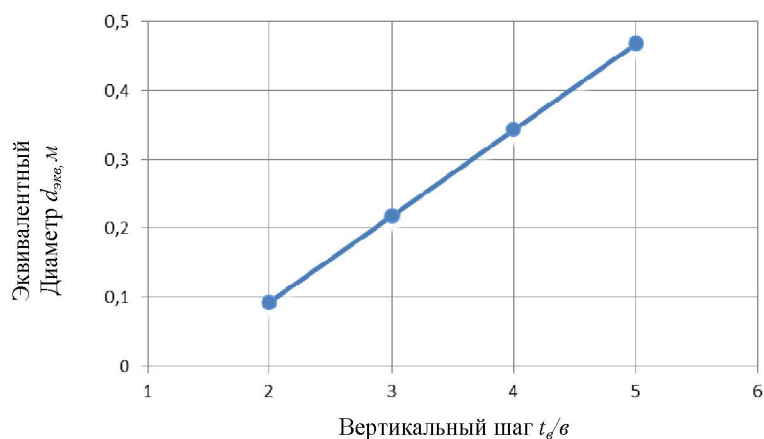


Рисунок 1 – Зависимость эквивалентного диаметра регулярно-взвешенной насадки  $d_{\text{экв}}$  от шагов расположения труб в вертикальном направлении  $t_e / v$

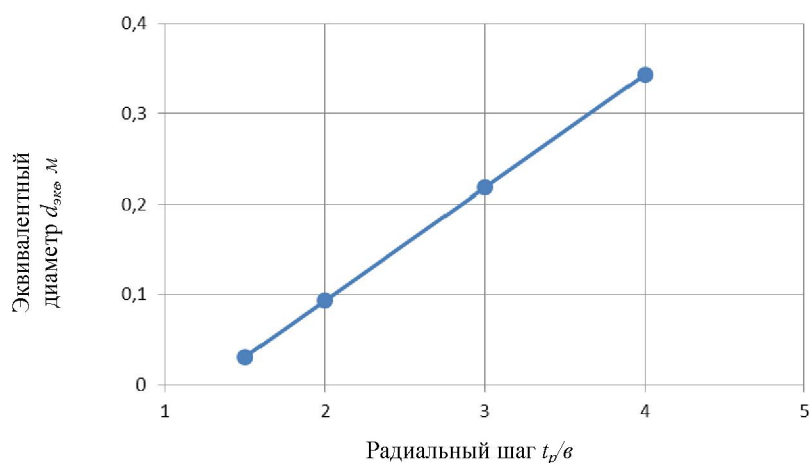


Рисунок 2 – Зависимость эквивалентного диаметра регулярно-взвешенной насадки  $d_{\text{экв}}$  от шагов расположения труб в радиальном направлении  $t_p / v$

Как видно из рисунка 1 при изменении шагов расположения труб в вертикальном направлении  $t_v/d$  от 2 до 5, также как и при изменении шагов расположения труб в радиальном направлении  $t_r/d$  от 1,5 до 2 (рисунок 2) значение величин  $d_{эkv}$  растут. Это очевидно, так как зависимость эквивалентного диаметра от шагов расположения труб прямо пропорциональна.

Расчет по уравнению (16) показывает, что с увеличением диаметра труб значения величин эквивалентного диаметра увеличиваются, тогда как с увеличением диаметра шаров снижается.

**Выводы.** Рассмотрено движение газа через стационарную насадку по извилистым каналам, образованным насадочными телами. Применительно к теплообменному аппарату с комбинированной регулярно – взвешенной насадкой получены уравнения для определения удельной поверхности трубчато - шаровой насадки, их объемной порозности, а также уравнение для расчета ее эквивалентного диаметра.

Дан анализ влияния шагов расположения труб в вертикальном и радиальном направлениях, диаметров труб и шаровой насадки на величину эквивалентного диаметра.

### ЛИТЕРАТУРА

- [1] Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1975. – 752с. ISBN: 5-98535-004-5
- [2] Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
- [3] Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высш. школа, 1979. – 439с.
- [4] Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1991. – 496с. ISBN: 5-7245-0133-3
- [5] Машины и аппараты химических производств /Под ред. И.И. Чернобыльского. - М.: Машиностроение, 1975. - 454с.
- [6] Рамм В.М. Абсорбция газов. 2-е изд. перераб. и доп. – М.: Химия, 1976. – 656с.
- [7] Справочник по пыле – и золоулавливанию / М.И.Биргер, А.Ю.Вальдберг, Б.И.Мягков и др. Под общ. ред. А.А.Русанова. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 312с.
- [8] Вальдберг А.Ю., Ковалевский Ю.В., Лебедюк Г.К. Мокрые пылеуловители ударно-инерционного, центробежного и форсуночного действия. – М.: ЦИНТИХимнефтемап, 1981. – 38с.
- [9] Дергачев Н.Ф. Мокрые золоуловители системы ВТИ. М.-Л.: Госэнергоиздат, 1960. – 96с.
- [10] Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов: Справ. изд. /Алиев Г.М.-А. М.: Металлургия, 1986. – 544с. ISBN: 5-45825-201-2
- [11] Абсорбция и пылеулавливание в производстве минеральных удобрений /О.С.Ковалев, И.П.Мухленов, А.Ф.Туболкин, О.С.Балабеков и др.; под ред. И.П.Мухленова, О.С.Ковалева. – М.: Химия, 1987. – 208с.
- [12] Пленочная тепло- и массообменная аппаратура. (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии) / Под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1988. – 240с. ISBN: 5-7245-0080-9
- [13] Йордан В. Скруббер Вентури и дезинтегратор для охлаждения используемых и отходящих газов // Черные металлы. – 1966. - №7. – С.399 – 401.
- [14] Сажин Б.С., Тюрин М.П. Энергосберегающие процессы и аппараты текстильных и химических предприятий. – М.: МГТУ, 2001. – 239с. ISBN: 5-02-001540-7
- [15] Андреев Е.И. Расчет тепло - и массообмена в контактных аппаратах. Л.: Энергоатомиздат, 1985.-192с.
- [16] Инновационный патент №30217 Республика Казахстан. МПК В01D 53/20, В01D 47/14. Аппарат с насадкой для теплообмена и пылеулавливания / Волненко А.А., Балабеков О. С., Сарсенбекулы Д., Жумадуллаев Д.К., Корганбаев Б.Н.; заявитель и патентообладатель ЮКГУ им.М.Ауэзова. - № 2014/1176.1; заявл. 09.09.14; опубл. 17.08.15, Бюл. №8. – 4 с.
- [17] Зайцев И.Д., Ткач Г.А., Стоев Н.Д. Производство соды. – М.: Химия, 1986. – 312с.
- [18] Крашенинников С.А. Технология кальцинированной соды и очищенного бикарбоната натрия. – М.: Высш. школа, 1985. – 287с.
- [19] Крашенинников С.А., Греф Т.С. Технология кальцинированной соды, щелочей и глинозема. – М.: МХТИ им.Д.И.Менделеева, 1988. – 48с.
- [20] Патент на полезную модель №2092 МПК В01D 53/20, 47/14. Аппарат с насадкой для теплообмена и пылеулавливания / Бишимбаев В.К., Волненко А.А., Ескендеров М.З., Протопопов А.В., Жантасов К.Т., Анарбаев А.А. Опубл. 30.03.17, бюл. №6.

А.А. Ешжанов<sup>1</sup>, А.А. Волненко<sup>1</sup>, А.Э. Левданский<sup>2</sup>, Б.Н. Крганбаев<sup>1</sup>

<sup>1</sup>М.Әуезов атындағы Оңтүстік Қазақстан мемлекеттік университеті, Шымкент қ., Қазақстан

<sup>2</sup>Белорусь мемлекеттік технологиялық университеті, Минск қ., Беларусь

### ҚҰРАМАЛЫ ТҰРАҚТЫ - ҚАЛЫҚТАМАЛЫ САПТАМАНЫҢ ЭКВИВАЛЕНТТІ ДИАМЕТРІН ЕСЕПТЕУГЕ

**Аннотация.** Қолданыстағы стационарлық саптамалы жылуассалмасу құрылғылары жұмысын талдау негізінде тұрақты құрылымның құбырлы саптамасы бар құрылғының артықшылығы, ондағы құбырлы саптамада жылу алмасу процесін тікелей түйісу аумағында құбырларға жылуассалмасудағы беру кезінде реттеуге болады. Бұл жағдайда әсерлесу құбырлардың қабырғалары арқылы өтеді және құбырдағы сұйықтықтың қозғалысы аппараттың газ-сұйық қабатының құрылымына әсер етпейді. Қосымша артықшылықтар түйісу аумағына дискретті түйіспелі элементтерді (шарлар, текшелер және т.б.) енгізуге мүмкіндік береді, олар жұмыс жағдайында құбырлы кеңістіктің түйісу аумағының беттерін тазалауды қамтамасыз етеді, құйындардың өзара әрекеттесуінің синфазалық режимін сақтайды және фазааралық бетті үлкейтеді.

Газдың саптамалы денелермен пайда болатын ирек каналдармен стационарлы саптама арқылы қозғалысы қарастырылды. Құрамалы тұрақты - қалықтамалы саптамасы бар жылуассалмасу аппаратына қолданылатын құбырлы-шарлы саптаманың салыстырмалы бетін, олардың көлемдік кеуектілігін анықтауға арналған теңдеулер, сонымен қатар оның эквивалентті диаметрін есептеуге арналған теңдеулер алынды.

Құбырлардың тік және радиалды бағыттардағы орналасу қадамдарының, құбырлар және шарлы саптаманың диаметрлерінің эквивалентті диаметр шамасына әсері сарапталып берілді.

**Түйін сөздер:** қалыпты саптама, тік қадам, радиалды қадам, құбырлар, шарлар, түтікшелі-шарлы саптама, салыстырмалы бет, кеуектілік, эквивалентті диаметр.

UDC 66.02.071.7

А.А. Yeshzhanov<sup>1</sup>, А.А. Volnenko<sup>1</sup>, А.Е. Levanskiy<sup>2</sup>, В.Н. Korganbayev<sup>1</sup>

<sup>1</sup>M. Auezov South Kazakhstan State University, Shymkent, Kazakhstan;

<sup>2</sup>Belorussian State Technological University, Minsk, Belarus

### TO CALCULATING THE EQUIVALENT DIAMETER OF A COMBINED REGULAR-SUSPENDED PACKING

**Abstract.** Based on the analysis of operation of existing heat and mass transfer apparatus with a stationary packing, there are shown the advantages of apparatus with a tubular packing of regular structure, due to which it is possible to regulate the heat exchange process in the tubular packing directly in the contact zone when feeding the heat transfer fluid to the tubes. Here, the contact occurs through the tubes' walls, and the heat transfer fluid's movement in tubes does not affect the gas-liquid layer structure in the apparatus. Additional advantages are given by introduction into the contact zone of the discrete contact elements (balls, cubes, etc.), which under the operating conditions provide the cleaning of tube space contact zone surfaces, maintain the in-phase operation of vortex interaction and increase the interfacial area.

There has been studied the gas motion through the stationary packing along the winding ducts, formed by packing bodies. In respect to the heat and mass transfer apparatus with a combined regular-suspended packing, there have been derived the equations to determine the specific surface area of the tubular-ball packing, its volume porosity, and also the equation to calculate its equivalent diameter.

There has been done the analysis of the influence of the tubes arrangement pitches in the vertical and radial directions, of the tubes and ball packing diameters on the equivalent diameter value.

**Keywords:** regular packing, vertical pitch, radial pitch, tubes, balls, tubular-ball packing, specific surface area, porosity, equivalent diameter.