

ENGINEERING AND TECHNOLOGY

Dmitrieva O.S., Madyshev I.N., Dmitriev A.V.

DETERMINATION OF THE EFFICIENCY OF CONTACT STAGES THE JET-FILM DEVICES FOR MASS-TRANSFER APPARATUS

**Dmitrieva O. S., Russian Federation, Kazan National
Research Technological University, Candidate of Technical
Sciences, assistant professor**

**Madyshev I. N., Russian Federation, Kazan National
Research Technological University, post graduate student**

**Dmitriev A. V., Russian Federation, Kazan State Power
Engineering University, Doctor of Technical Sciences, professor**

Abstract

The research of hydrodynamic flow patterns in existing heat and mass transfer devices' designs shows the uneven distribution of liquid and gas phases in the cross section of the working area, which significantly reduces the efficiency of heat and mass transfer process. A well-known constructions of contact devices are characterized by low throughput capacity or high cost. According to the analysis of the most promising designs of contact devices in the last few years, each new design gives a slight gain in efficiency. Generally, constructions are becoming more difficult. When the gas is supplied to the unit, the ratios irregularity of flow rates over its cross section is observed, which requires the installation of additional distribution systems. Walls, beams and other elements of the of contact devices influence upon the gas flow. The development of new of contact devices can increase the efficiency of heat and mass transfer processes, which helps to reduce operating expenses for electricity. Using new technologies in the field of engineering and technology will solve this problem. Developed delivery devices use energy of

the liquid, flowing downwards, which reduces the flow resistance for the vapor phase (gas phase). In addition, by reducing the separation space, the size of units, with installed heat and mass transfer jet-film contact devices, is reduced.

Keywords: heat and mass transfer, the contact device, efficiency

Введение

В химической, нефтехимической и нефтегазоперерабатывающей отраслях промышленности применяются разнообразные массообменные процессы и аппараты. В основном эффективность протекания таких процессов определяется совершенством используемых контактных устройств, причем от их конструкции в значительной степени зависят материальные и энергетические затраты [1].

В настоящее время в промышленности широко используются аппараты с тарельчатыми и насадочными контактными устройствами, имеющими ряд недостатков. Например, в тарельчатых колонных аппаратах необходимо предусматривать зоны сепарации, которые существенно увеличивают объем аппарата и, как следствие, металлоемкость. В насадочных колоннах наблюдается неравномерность распределения жидкой и паровой фаз в поперечном сечении рабочей зоны, что существенно снижает эффективность массообменных процессов. Также существует проблема уноса капель жидкости восходящим потоком пара, что во многом ограничивает рост производительности действующих массообменных аппаратов и может привести к «захлебыванию» колонны [2].

Постановка цели исследования

Возможным способом решения проблемы повышения эффективности работы массообменных аппаратов является использование современных контактных устройств, обладающих развитой поверхностью контакта фаз, высокой сепарационной способностью и относительно невысоким гидравлическим сопротивлением. По мнению авторов [3, 4] такими характеристиками обладает конструкция, представленная на рисунке 1. Разработанное контактное устройство состоит из параллельных квадратных сливных стаканов с вертикальными стенками для поддержания уровня жидкости внутри них. Опорами для сливных стаканов являются

вертикальные перегородки, имеющие прорези для установки соответствующих сливных стаканов. При этом стаканы открыты с верхнего своего конца, а в днище выполнены отогнутые лепестки в виде круговых сегментов с целью распределения жидкости по поверхности вертикальных перегородок. Сливные стаканы располагают горизонтально в шахматном порядке, образуя ступень. Поступающая на ступень жидкость через множество отогнутых лепестков распределяется в виде струй на расположенные ниже вертикальные перегородки. Причем ниже расположенная ступень имеет смещение стаканов, формируя шахматное их расположение по вертикали. По этой причине, пар, поступающий снизу под ступень, приобретает зигзагообразный характер движения.

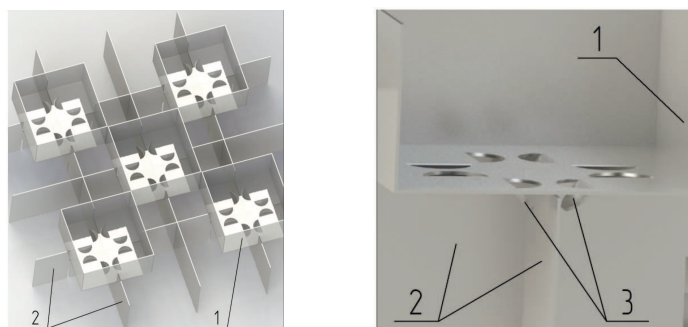


Рис. 1. Струйно-пленочное контактное устройство: 1 – сливной стакан; 2 – перегородки; 3 – лепестки

При движении струй жидкости по поверхности вертикальных перегородок происходит ее перераспределение с образованием устойчивой пленки. При этом стекающая пленка контактирует с восходящим потоком пара. Далее она, соударяясь о поверхность жидкости, находящейся внутри стаканов, разрушается. Таким образом, создается развитая постоянно обновляющаяся поверхность контакта фаз, которая определяется наличием относительно небольших пузырей пара в слое жидкости и вылетающими каплями с поверхности. При расстоянии между сливными стаканами на одном уровне, равном ширине сливного стакана, обеспечивается равнопроточность для прохода пара, что приводит к снижению гидравлического сопротивления предлагаемого контактного устройства. Таким образом, организация оригинального взаимодействия между паром и жидкостью позволяет

интенсифицировать массообменные процессы как в жидкой, так и в паровой фазах при относительно простом аппаратном оформлении.

Целью проводимых численных исследований является определение эффективности массопереноса на контактной ступени струйно-пленочного устройства на основе решения системы уравнений изменения концентрации распределяемого компонента в паре и пленке жидкости по высоте предлагаемого контактного устройства.

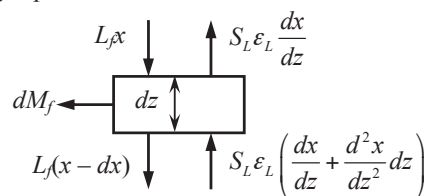


Рис. 2. Расчетная схема для составления материального баланса по жидкой фазе

Выделим в контактной зоне струйно-пленочного устройства элемент объема с высотой dz и с поперечным сечением, равным поперечному сечению пленки. Материальный баланс по жидкой фазе для выделенного элемента запишется в виде (рис. 2):

$$L_f x + S_L \epsilon_L \left(\frac{dx}{dz} + \frac{d^2x}{dz^2} dz \right) = L_f (x - dx) + S_L \epsilon_L \frac{dx}{dz} + dM_f, \quad (1)$$

где L_f – объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; ϵ_L – коэффициент продольного перемешивания в жидкости.

Количество вещества, переходящее через поверхность пленки в выделенном элементе контактной зоны можно определить из выражения:

$$dM_f = 4bK_x (x - x^*(y)) dz, \quad (2)$$

где b – ширина контактного элемента, м.

Поперечное сечение пленки с достаточной для расчетов точностью, можно определить по формуле:

$$S_L = 4b\delta_f, \quad (3)$$

где δ_f – толщина пленки, м.

Учитывая выражения (2), (3) и, что $L_f = US_L$ уравнение (1) можно представить в виде:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2x}{dz^2} + \frac{1}{h_1 - h_2} \frac{dx}{dz} = \frac{K_x}{(h_1 - h_2)U\delta_f} (x - x^*(y)), \quad (4)$$

где $Pe_L = U(h_1 - h_2)/\varepsilon_L$ – модифицированное число Пекле; h_1 – высота контактной ступени, м; h_2 – уровень жидкости в контактном элементе, м; U – средняя скорость стекающей пленки жидкости, м/с [5].

Введем безразмерную продольную координату $\xi = z/(h_1 - h_2)$ и разделим левую и правую части на $Ud\xi$, тогда выражение (4) преобразуется к виду:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2x}{d\xi^2} + \frac{dx}{d\xi} = \frac{K_x(h_1 - h_2)}{U\delta_f} (x - x^*(y)). \quad (5)$$

Это выражение в безразмерном виде запишется:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2x}{d\xi^2} + \frac{dx}{d\xi} = N_x (x - x^*(y)), \quad (6)$$

где $N_x = K_x F / L_f$ – число единиц переноса для пленки; F – поверхность пленки жидкости, м².

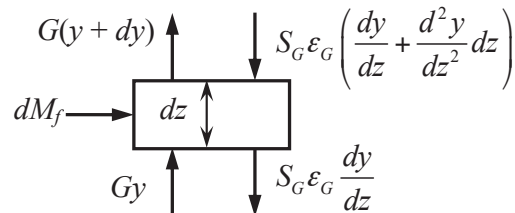


Рис. 3. Расчетная схема для составления материального баланса по паровой фазе

Выделим в контактной зоне струйно-пленочного устройства элемент объема с высотой dz и запишем для него материальный баланс по паровой фазе (рис. 3):

$$Gy + S_G \varepsilon_G \left(\frac{dy}{dz} + \frac{d^2y}{dz^2} dz \right) + dM_f = G(y + dy) + S_G \varepsilon_G \frac{dy}{dz}, \quad (7)$$

где G – объемный расход пара, м³/с; ε_G – коэффициент продольного перемешивания в паре.

Поперечное сечение для прохода пара можно определить по формуле:

$$S_G = b^2 \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right), \quad (8)$$

где δ_s – толщина стенки перегородки, м.

Учитывая выражения (2), (8) и, что $G = WS_G$ уравнение (7) можно представить в виде:

$$\varepsilon_G \frac{d^2 y}{dz^2} - W \frac{dy}{dz} = - \frac{4K_x (x - x^*(y))}{b \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right)}, \quad (9)$$

где W – среднерасходная скорость пара, м/с.

Разделим левую и правую части уравнения на $W(h_1 - h_2)$ и через безразмерную продольную координату ξ выражение (9) запишется в виде:

$$\frac{1}{Pe_G} \frac{d^2 y}{d\xi^2} - \frac{dy}{d\xi} = - \frac{4K_x (h_1 - h_2) (x - x^*(y))}{Wb \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right)}, \quad (10)$$

где $Pe_G = W(h_1 - h_2)/\varepsilon_G$ – модифицированное число Пекле.

Среднерасходную скорость пара можно выразить исходя из соотношений массовых расходов паровой и жидкой фаз:

$$W = \frac{4U\delta_f}{b \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right)} \frac{\rho_L G_m}{\rho_G L_m}, \quad (11)$$

где G_m – массовый расход пара, кг/с; L_m – массовый расход жидкости, кг/с; ρ_L – плотность жидкости, кг/м³; ρ_G – плотность пара, кг/м³.

С учетом (11) выражение (10) в безразмерном виде запишется:

$$\frac{1}{Pe_G} \frac{d^2 y}{d\xi^2} - \frac{dy}{d\xi} = -N_x \frac{\rho_G L_m}{\rho_L G_m} (x - x^*(y)). \quad (12)$$

Пренебрегая продольным перемешиванием в потоке жидкости конечная система уравнений запишется:

$$\begin{aligned} \frac{1}{Pe_G} \frac{d^2 y}{d\xi^2} - \frac{dy}{d\xi} &= -N_x \frac{\rho_G L_m}{\rho_L G_m} (x - x^*(y)) \\ \frac{dx}{d\xi} &= N_x (x - x^*(y)) \end{aligned} \quad (13)$$

Данная система уравнений решается со следующими граничными условиями:

$$y_{\xi=0} = y_0 + \frac{1}{Pe_G} \left(\frac{dy}{d\xi} \right)_{\xi=0}, \quad \left(\frac{dy}{d\xi} \right)_{\xi=1} = 0, \quad x_{\xi=1} = x_0, \quad (14)$$

где y_0 – начальная концентрация распределяемого компонента в паровой фазе (на входе в контактную ступень); x_0 – начальная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе (на входе в контактную ступень).

Расчеты эффективности контактной ступени струйно-пленочного устройства проводились на примере ректификации смеси этилбензол–стирол. Эффективность массопереноса в жидкой фазе определялась по формуле:

$$E_x = \frac{x_0 - x_1}{x_0 - x^*(y_0)}, \quad (15)$$

где x_1 – конечная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе (на выходе из контактной ступени); $x^*(y_0)$ – равновесная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе.

Результаты и обсуждение

В расчетах моделировалась замена последней контактной ступени укрепляющей части колонны диаметром 5,5 м, при этом начальная концентрация этилбензола в жидкой фазе составляла 98,5% масс., температура верха колонны 45°C, давление верха 5 кПа (абсолютное). В расчетах изменялись соотношения массовых расходов жидкой и паровой фаз L_m/G_m в пределах 0,5–10, числа единиц переноса в жидкой фазе от 10^{-3} до $5 \cdot 10^{-2}$, ширина контактного элемента от 60 до 150 мм, средняя толщина стекающей пленки жидкости от 0,25 до 3 мм. Исследования выполнялись для двух наиболее употребительных моделей структуры потоков пара: идеального перемешивания ($Pe_G = 0,5$) и идеального вытеснения ($Pe_G = 20$). Результаты исследований показали, что эффективность массопереноса существенно зависит от числа единиц переноса в жидкой фазе, ширины контактного элемента, средней толщины пленки и в незначительной степени от структуры потока пара.

На рис. 4 представлена зависимость эффективности контактной ступени струйно-пленочного устройства от соотношения массовых расходов жидкой и паровой фаз L_m/G_m при средней толщине пленки равной 1,0 мм. Из графика видно, что увеличение числа единиц переноса приводит к повышению эффективности массопереноса в жидкой фазе. Например, при увеличении числа единиц переноса в 10 раз (с 10^{-3} до 10^{-2})

наблюдается повышение эффективности в 5,4–5,57 раза в зависимости от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m и числа Pe_G . При этом, влияние структуры потоков пара на эффективность массопередачи характерно для относительно высоких чисел единиц переноса, однако максимальное изменение составляет всего лишь 4,28% при $N_x = 5 \cdot 10^{-2}$ и $L_m/G_m = 10$.

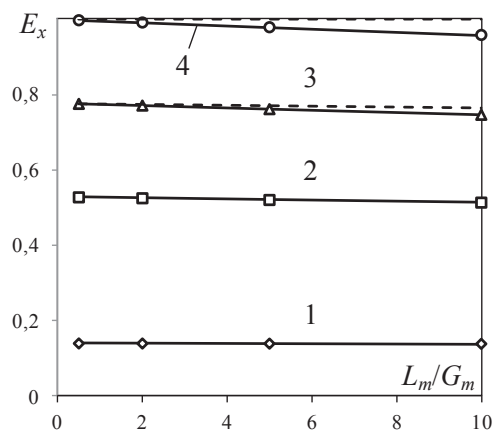


Рис. 4. Зависимость эффективности контактной ступени струйно-пленочного устройства от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m при разном числе единиц переноса в жидкой фазе: 1 – 10^{-3} ; 2 – $5 \cdot 10^{-3}$; 3 – 10^{-2} ; 4 – $5 \cdot 10^{-2}$; сплошная линия – идеальное перемешивание ($Pe_G = 0,5$), штриховая линия – идеальное вытеснение ($Pe_G = 20$)

Анализируя график, представленный на рис. 5, можно сделать вывод, что с уменьшением средней толщины пленки эффективность массопереноса возрастает. Так, например, уменьшение средней толщины пленки с 1,0 до 0,25 мм приводит к повышению эффективности на 28,0–30,2% в зависимости от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m и структуры потока пара. Стоит отметить, что графики, представленные на рис. 4 и рис. 5 получены при ширине контактного элемента $b = 100$ мм.

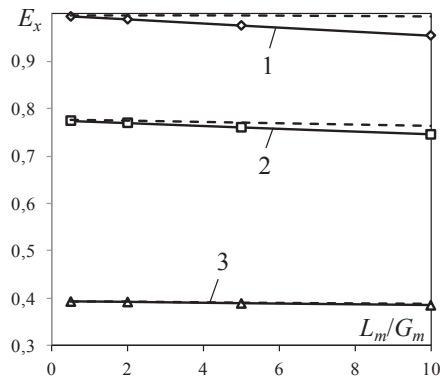


Рис. 5. Зависимость эффективности контактной ступени от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m при различной средней толщине пленки δ_f , мм: 1 – 0,25; 2 – 1,0; 3 – 3,0; сплошная линия – идеальное перемешивание ($Pe_G = 0,5$), штриховая линия – идеальное вытеснение ($Pe_G = 20$)

Как видно из графика, представленного на рис. 6, увеличение ширины контактного элемента приводит к повышению эффективности массопереноса. Это связано с увеличением высоты контактной ступени. Стоит отметить, что график получен при числе единиц переноса $N_x = 10^{-2}$ и средней толщине пленки $\delta_f = 1,0$ мм.

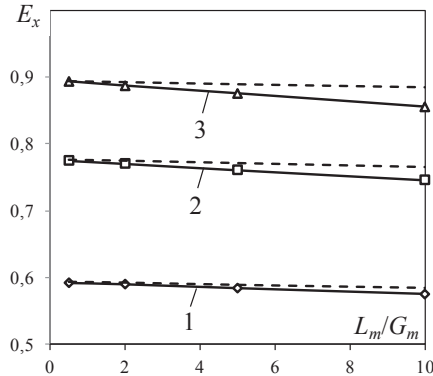


Рис. 6. Зависимость эффективности контактной ступени от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m при различной ширине контактного элемента b , мм: 1 – 60; 2 – 100; 3 – 150; сплошная линия – идеальное перемешивание ($Pe_G = 0,5$), штриховая линия – идеальное вытеснение ($Pe_G = 20$)

Вывод

Проведенные исследования показали, что эффективность контактной ступени струйно-пленочного устройства практически не зависит от соотношения массовых расходов жидкой и паровой фаз. При его увеличении наблюдается небольшое снижение эффективности массопередачи, которое не превышает 4,44% и 1,44% для моделей идеального перемешивания и вытеснения соответственно. В инженерных расчетах влиянием структуры потоков пара так же можно пренебречь, так как при исследуемых параметрах изменение не превышает 4,3%. В целом, для повышения эффективности массопереноса на контактной ступени предлагаемого устройства необходимо стремиться к достижению высокой интенсификации пленочного течения при максимальной ее поверхности и минимальной толщине.

Проведенные исследования позволяют утверждать, что использование предлагаемых струйно-пленочных контактных устройств позволит создавать высокоэффективные контактные аппараты для массообменных процессов, протекающие в парожидкостных системах, при невысоких энергетических затратах на проведение процесса.

Acknowledgments

The reported study was funded by President of Russian Federation grant, according to the research project No. МК-5215.2016.8.

References:

- [1] Skoblo A.I., Molokanov Ju.K., Vladimirov A.I., Shhelkunov V.A. *Processy i apparaty neftegazopererabotki i neftehimii* [Processes and devices of refining and petrochemistry]. – Moscow: Gubkin Russian State University of Oil and Gas, 2012. – 725 p. (in Russ.)
- [2] Madyshev I.N., Dmitrieva O.S., Dmitriev A.V., Nikolaev A.N. Assessment of Change in Torque of Stream-Bubble Contact Mass Transfer Devices // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2015. – V. 51. – № 5. – P. 383-387. DOI: 10.1007/s10556-015-0056-6
- [3] Dmitriev A.V., Dmitrieva O.S., Madyshev I.N., Nikolaev A.N. The application for a utility model № 2016104155/05 (006654) on 9 February 2016. *Strujno-plenochnoe*

kontaktnoe ustrojstvo dlja teplomassoobmennyh processov [Jet-film contact device for heat and mass transfer processes]. (in Russ.)

- [4] Dmitrieva O.S., Dmitriev A.V., Kruglov L.V. Calculation of the Average Velocity of the Liquid in the Stream-Film Contact Devices // *Procedia Engineering*. – 2016. – V. 150. – P. 753-760. DOI: 10.1016/j.proeng.2016.07.101
- [5] Dmitriev A.V., Dmitrieva O.S., Madyshev I.N. Determination of the Mass-Transfer Coefficient in Liquid Phase in a Stream-Bubble Contact Device // *Thermal Engineering*. – 2016. – V. 63. – № 9. – P. 674-677. DOI: 10.1134/S0040601516080036