

В. А. МАРКОВ, И. М. ПЛЕХОВ, Л. В. НОВОСЕЛЬСКАЯ

ВЛИЯНИЕ УНОСА ЖИДКОСТИ НА ЧИСЛО ТАРЕЛОК В МАССООБМЕННОМ АППАРАТЕ

Эффективность тарелки в массообменном аппарате во многом зависит от величины капельного уноса жидкости на вышележащую тарелку [1].

В процессах ректификации весовые соотношения расходов жидкости и пара (L/G) близки к единице, поэтому унос до 0,1 кг жидкости/кг пара незначительно влияет на эффективность тарелок.

Большой интерес представляет изучение влияния межтарельчатого уноса на эффективность тарелок при значительно меньших весовых соотношениях фаз. Такие соотношения ($L/G=0,01 \div 0,02$ кг жидкости/кг газа) встречаются в газовой промышленности при осушке природного газа жидкими поглотителями [2].

Материальный баланс тарелки по поглощаемому компоненту без учета уноса выражается уравнением

$$L(x_{\text{н}} - x_{\text{к}}) = G(y_{\text{н}} - y_{\text{к}}),$$

где L, G — расходы жидкой и газовой фаз, кг/кг; $x_{\text{н}}, x_{\text{к}}, y_{\text{н}}, y_{\text{к}}$ — начальные и конечные концентрации поглощаемого компонента в жидкости и газе.

Рассмотрим работу аппарата с учетом межтарельчатого уноса жидкой фазы.

С верхней тарелки унос не учитываем, поскольку в аппарате всегда предусматриваются сепарационные устройства и жидкость с той же концентрацией возвращается на тарелку. Так как концентрации взаимодействующих фаз изменяются незначительно, расходы их по колонне будем считать постоянными. Все расходы жидкости считаем на 1 кг газа. Тогда из материального баланса распределение концентраций и расходов для нижней, промежуточной и верхней тарелок (рис. 1) описывается следующими уравнениями:

$$\text{нижняя тарелка} \quad y_1 - y_2 = (m + e)(x_1 - x_2);$$

$$\text{промежуточная тарелка} \quad y_{n-1} - y_n = (m + 2e)x_{n-1} - (m + e)x_n - ex_{n-2};$$

$$\text{верхняя тарелка} \quad y_n - y_0 = (m + e)x_n - mx_0 - ex_{n-1},$$

где x, y — концентрации поглощаемого компонента в жидкости и газе, кг/кг; $m = \frac{L}{G}$ — весовое соотношение жидкости и газа, кг/кг; $e = \frac{L'}{G}$ — количество унесенной жидкости с тарелки на 1 кг газа, кг/кг.

Количество уравнений равно числу тарелок. При расчете известны только начальные и конечные концентрации распределяемого компонента в жидкости и газе. Для определения промежуточных концентраций

необходимо задаться коэффициентом полезного действия тарелки, который условно выражается формулой (по Мерфри)

$$\eta = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1} - y_n^*}; \quad (2)$$

$$y_n^* = ax_{n-1} + b, \quad (3)$$

где y_n^* — концентрация поглощаемого компонента, равновесная с раствором жидкости, уходящей с тарелки, кг/кг; a — тангенс угла наклона равновесной линии.

Заменив в уравнениях (1) левые части на выражения из уравнений (2), (3), окончательно получим систему уравнений, которая решается при известных величинах,

$$\begin{aligned} x_2 &= x_1 - \frac{\eta}{m+e} (y_1 - ax_1 - b); \\ x_n &= \left(\frac{m+2e}{m+e} \right) x_{n-1} - \frac{e}{m+e} x_{n-2} - \frac{\eta}{m+e} (y_{n-1} - ax_{n-1} - b); \\ x_0 &= \frac{m+e}{m} x_n - \frac{e}{m} x_{n-1} - \frac{\eta}{m} (y_n - ax_n - b). \end{aligned} \quad (4)$$

Расчет ведется последовательно, начиная с нижней тарелки. Найдим значение x_2 , а по уравнениям (1) — y_2 . Подставляя эти значения в уравнение для второй тарелки, находим значения x_3 и y_3 и т. д. Расчет ведем до тех пор, пока не получим заданные значения на входе в аппарат — x_0 и y_1 . Число уравнений равно числу тарелок. Соединяя на графике точки пересечения входных концентраций на тарелке, проводим реальную рабочую линию с учетом межтарельчатого уноса.

Для построения рабочей и равновесной линий, а также определения количества необходимых тарелок с учетом межтарельчатого уноса нами выбраны такие условия процесса абсорбции, которые наиболее часто встречаются при осушке природного газа диэтиленгликолем (ДЭГом) [3]: давление 70 ат, температура контакта фаз 20 °С и весовое соотношение $L/G = 0,0168$ кг жидкости/кг газа. Начальная концентрация ДЭГа принята 99%. Газ с начальной концентрацией $0,29 \cdot 10^{-3}$ кг воды/кг газа осушается до точки росы $t = -15$ °С. Коэффициент полезного действия тарелок принят $\eta = 0,4$.

Результаты расчета числа тарелок при разных величинах межтарельчатого уноса показаны на рис. 2.

Для упрощения расчета кривая равновесия заменена прямой А—А, уравнение которой

$$y^* = 0,00187x + 0,0275.$$

Из рис. 2 видно, что рабочая линия с учетом уноса располагается ниже и зависит от его величины. При отсутствии уноса $e = 0$ число тарелок в аппарате 11, при $e = 0,5\%$ — 12, при $e = 5\%$ — 19.

Из приведенных выше результатов можно установить, что при весовых соотношениях фаз $L/G = 0,01 - 0,02$ кг жидкости/кг газа допустимая величина уноса e не должна превышать 0,5%.

При межтарельчатом уносе 5% число реальных тарелок увеличивается почти вдвое, в то время как при ректификации ($L/G = 1$) такой унос практически не повлияет на число тарелок.

Существующие массообменные устройства, применяемые в аппаратах для осушки природного газа (ситчатые, колпачковые, желобчатые и

другие тарелки) с целью уменьшения межтарельчатого уноса, работают при низких скоростях газа [4].

Чтобы повысить производительность аппарата по газовой фазе, необходима такая конструкция тарелки, которая обеспечивала бы высокую эффективность как массообмена, так и сепарации жидкости между тарелками.

Таким условиям наиболее полно соответствует прямоточная ступень контакта, состоящая из перфорированной тарелки и сепарационной (рис. 3).

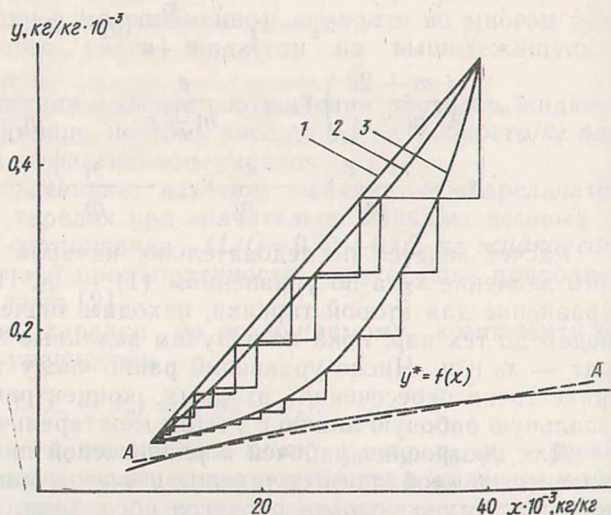
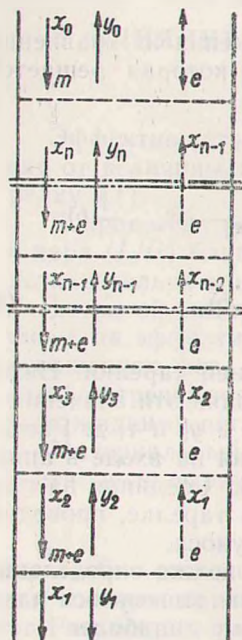


Рис. 1. Распределение расходов фаз и концентраций по тарелкам

Рис. 2. Влияние межтарельчатого уноса жидкости на число тарелок в аппарате: 1 — рабочая линия при $e=0$; 2 — 0,005; 3 — 0,05

Работа ступени контакта осуществляется следующим образом. Жидкость через ротаметр 5 подается на перфорированную тарелку 6, диспергируется газовым потоком и уносится в патрубки 7. Благодаря тангенциальным прорезям, расположенным в нижней части патрубков, газожидкостный поток закручивается, жидкость как более тяжелая фаза отбрасывается на стенку патрубка и турбулизованной пленкой поднимается вверх. Затем отделяется колпачком и поступает на нижележащую ступень. Циркуляция жидкости на ступени осуществляется с помощью трубки 11.

Целью настоящих исследований являлось определение величины уноса жидкости со ступени контакта.

Опыты проводились на системе диэтиленгликоль — воздух при атмосферном давлении в диапазоне скоростей газа на полное сечение аппарата $w=1 \div 6$ м/сек. Диаметр аппарата $D=215$ мм, количество сепарационных патрубков $n=5$ шт., диаметр патрубков $d_n=50$ мм. Расстояние между перфорированной тарелкой и сепарационной $h_1=290$ и 590 мм, между ступенями контакта $h_2=230$ мм.

Унесенная жидкость собиралась на перфорированной тарелке 9, которая устанавливалась над сепарационными патрубками 7. Мелкие капли жидкости улавливались тканевым фильтром 8, который до и после опыта взвешивался.

По количеству собранной с тарелки и уловленной тканевым фильтром жидкости определялась величина уноса

$$e = \frac{L'}{G} \cdot 100\%,$$

где L' — количество унесенной жидкости, кг/час; G — расход газа, кг/час.

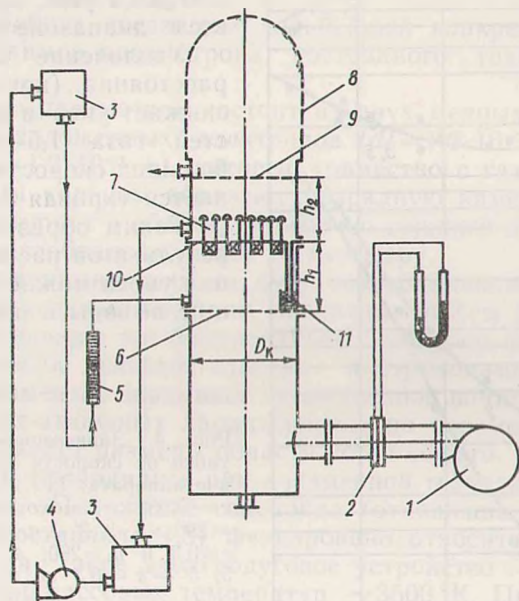


Рис. 3. Схема экспериментальной установки для определения величины уноса: 1 — воздухоподогреватель; 2 — камерная диафрагма; 3 — бачок для подачи жидкости; 4 — насос для подачи жидкости; 5 — ротаметр; 6 — перфорированная тарелка; 7 — сепарационный патрубок; 8 — тканевый фильтр; 9 — перфорированная тарелка для улавливания унесенной жидкости; 10 — сепарационная тарелка; 11 — трубка для циркуляции жидкости на ступени

Величина уноса e определялась при двух гидродинамических режимах: барботажном, который наблюдается при низких скоростях газового потока, и режиме, когда поступающая на тарелку жидкость полностью уносится на сепарационную. Последнему режиму соответствуют высокие скорости газа.

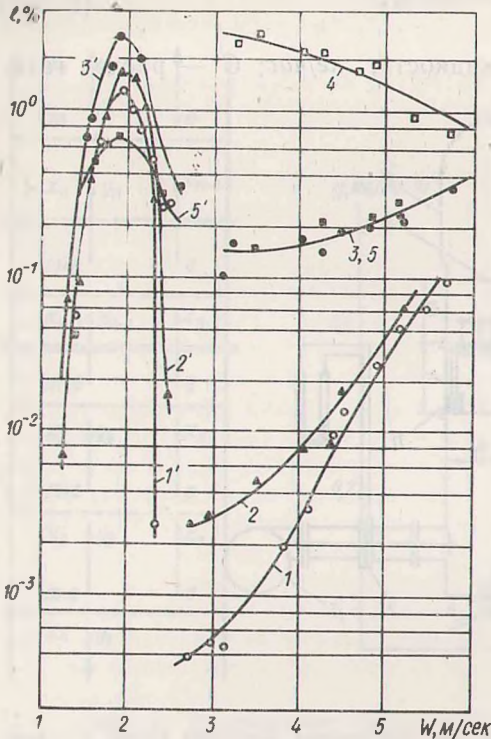
В первом случае отвод жидкости с контактной ступени осуществлялся через карман непосредственно с перфорированной тарелки 6, во втором — с сепарационной 10. Это вызвано тем, что при возрастании скорости газа в режиме полного уноса кратность циркуляции жидкой фазы на ступени увеличивается. Поэтому для определения нагрузок по жидкости и газу в патрубках трубка 11 перекрывалась и циркуляция отсутствовала.

На рис. 4 показана зависимость межтарельчатого уноса e от скорости газа на полное сечение аппарата.

Из рис. 4 следует, что при малой скорости газа до 1,3 м/сек унос с ситчатой тарелки незначительный, так как она работает в режиме или провала, или спокойного барботажа, т. е. как типовая тарелка.

Повышение скорости до 2 м/сек приводит к заметному увеличению уноса (до 1÷3%), причем его величина мало зависит от расхода жидкости. Сепарационная тарелка работает неэффективно из-за небольшой скорости в сепарационных патрубках (5÷8 м/сек). Крутка в патрубках недостаточная, жидкость накапливается равномерно и периодически выбрасывается в виде крупных капель.

Увеличение скорости газа выше 2 м/сек приводит к существенному снижению уноса за счет улучшения сепарации в патрубках.



При скорости газа более 3 м/сек и $L/G < 0,4$ унос снова повышенно возрастает. Лишь при $L/G \geq 0,5$ унос превышает 1% во всем диапазоне скоростей газа.

Увеличение межтарельчатого расстояния (кривая 5') заметно снижает унос в диапазоне скоростей газа 1,5÷2,5 м/сек. При больших скоростях унос не изменяется (кривая 3,5).

Таким образом, на основании результатов расчета и исследований уноса можно сделать следующие выводы и рекомендации.

Рис. 4. Зависимость межтарельчатого уноса от скорости газа на полное сечение аппарата: 1, 1' — величина уноса при $e = 0,05$ кг жидкости/кг газа и $h_1 = 290$ мм; 2, 2' — $e = 0,1$ и $h_1 = 290$; 3, 3' — $e = 0,3$ и $h_1 = 290$; 4 — $e = 0,5$ и $h_1 = 290$; 5, 5' — $e = 0,3$ кг жидкости/кг газа и $h_1 = 590$ мм

Сочетание ситчатой и сепарационной тарелок обеспечивает существенное увеличение производительности аппарата (в 4÷5 раз).

Во всем диапазоне скоростей газа при расстоянии между тарелками не менее 400 мм обеспечивается хорошая сепарация жидкости и унос не превышает 0,5%. Это обеспечит высокую эффективность массообмена при всех скоростях газа.

Для малых соотношений L/G кратность циркуляции жидкости на ступени не должна превышать 20÷30 ($L/G < 0,4$).

Summary

The article deals with the problem of influence of interplate priming of liquids on the efficiency of plates under the small loadings on liquids in mass transfer apparatus. Rated relations linking the main parameters which influence the number of plates in the apparatus are given in this article. The results of investigations are given by the functional relations.

Литература

1. Рамм В. М. Абсорбция газов. М., 1968.
2. Коуль А. Н., Ризенфельд Ф. С. Очистка газа. М., 1968.
3. Жданова Н. В., Халиф А. Л. Осушка прир. и попутн. газов. М., 1962.
4. Жданова Н. В., Халиф А. Л. Газовая промышленность, № 12, 1960.