

УДК 66.021.32 : 532.4

**ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООБМЕНА НА КОНТАКТНОЙ ТАРЕЛКЕ
С ВЗАИМОДЕЙСТВИЕМ ФАЗ В ВОСХОДЯЩЕМ ЗАКРУЧЕННОМ ПОТОКЕ¹**

*Инженер Л. М. ГУХМАН, кандидат техн. наук доц. А. И. ЕРШОВ,
кандидат техн. наук доц. И. М. ПЛЕХОВ*

Белорусский технологический институт имени С. М. Кирова

С целью интенсификации процессов тепло- и массообмена в последнее время созданы и исследованы контактные устройства с взаимодействием газовой (паровой) и жидкой фаз в нисходящем закрученном потоке [1—3].

Авторами настоящей работы ранее приводилось обоснование [4] более высокой эффективности восходящего закрученного потока. Исходя из этого, была разработана [5] конструкция скоростного тарельчатого аппарата с взаимодействием фаз на отдельных ступенях в восходящем закрученном потоке и изучена [6] гидродинамика сухой и орошаемой модели такого аппарата.

В данной статье приводятся результаты исследования интенсивности массообмена, полученные при абсорбции CO₂ водой при тех же гидродинамических режимах и геометрических параметрах [6]. Опыты проводились на одной контактной тарелке во избежание влияния уноса жидкости на эффективность ступени.

Анализ проб жидкой фазы, взятой до и после контактной тарелки, выполнялся по известной методике [3] прямым титрованием 0,1н раствором NaOH в присутствии фенолфталеина до достижения ими окраски эталонного раствора. Анализ газовой смеси на содержание CO₂ до входа в аппарат производился прибором ГХП-3М. Дополнительно для визуального контроля и настройки системы расход CO₂ контролировался реометром, а концентрация — автоматическим газоанализатором ГЭУК-21.

Коэффициент массопередачи рассчитывался по формуле

$$K_{sж} = \frac{G_{ж}(x_2 - x_1)}{F \Delta x_{ср}}, \tag{1}$$

где $G_{ж}$ — расход воды на орошение, м³/ч;
 $\Delta x_{ср} = \frac{(x_1^* - x_1) - (x_2^* - x_2)}{2,3 \lg \frac{(x_1^* - x_1)}{(x_2^* - x_2)}}$ — средняя логарифмическая движущая сила процесса, кг/м³;

¹ Сообщение 2.

x_1 ; x_2 ; x_1^* и x_2^* — начальная и конечная концентрация CO_2 в воде и соответствующие равновесные концентрации с газом, $\text{кг}/\text{м}^3$;

F — площадь контактной тарелки, приходящаяся на один контактный патрубок, м^2 .

Такой, несколько необычный, метод расчета коэффициента массопередачи объясняется тем, что в рассматриваемой конструкции (рис. 1) нет строго фиксированной поверхности тепло- и массопередачи. Действительно, взаимодействие фаз происходит на трех участках: в зоне разбрызгивания жидкости при выходе ее из сливной трубки, в пленке на внутренней поверхности патрубка в восходящем закрученном потоке и в межтрубном пространстве после сепарации жидкой фазы. Из трех участков только второй при определенных гидродинамических режимах имеет фиксированную поверхность массопередачи (рис. 1), равную

$$F_n = \pi d_n (H_n - h_3), \quad (2)$$

где H_n — полная высота контактного патрубка, м;

h_3 — часть высоты патрубка, занятая статическим закручивателем, м.

Если принять эту поверхность за определяющую, то с уменьшением H_n расчетный коэффициент массопередачи будет увеличиваться и при $H_n = h_3$, т. е. при отсутствии восходящей пленки $K \rightarrow \infty$.

На самом деле эффективность контактной ступени уменьшается при уменьшении H_n .

Следовательно, принятая методика определения $K_{\text{эк}}$, отнесенного к площади, приходящейся на один контактный патрубок в аппарате, более правильно характеризует кинетику массопередачи.

Величина коэффициента массопередачи зависит от многих параметров. В нашей работе, как и в работах других исследователей, учитывались лишь главные из них. Факторы, влияющие в малой степени на эффективность массопередачи (например, коэффициент диффузии в газе, конструкция сепарирующей части и т. д.), на первоначальной стадии исследования не изучались.

Основное влияние на эффективность контактной ступени, безусловно, оказывает степень турбулизации фаз на границе их раздела, которая в свою очередь зависит от скорости газовой фазы. В качестве определяющей скорости нами принята скорость, отнесенная к свободному сечению патрубка U_0 .

В закрученном потоке фактическая скорость газовой фазы значительно выше средней осевой и зависит от величины крутки потока. Влияние угла закрутки может быть учтено геометрическим симплексом $\Gamma_1 = \frac{t}{d_n}$, где t — шаг закручивателя.

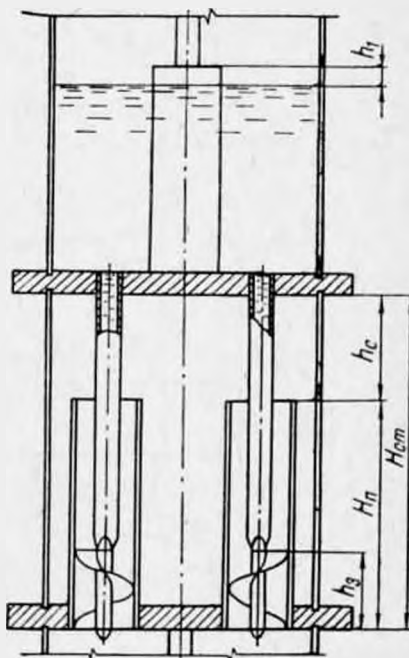


Рис. 1. Расчетная схема контактной тарелки

Так как в системе CO_2 — вода основное сопротивление массопереносу сосредоточено в жидкой фазе, то коэффициент массопередачи будет зависеть не только от турбулизации на границе раздела фаз, но во многом и от режима движения жидкости, который характеризуется критерием

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4L_{\text{ж}}}{\nu_{\text{ж}}}$$

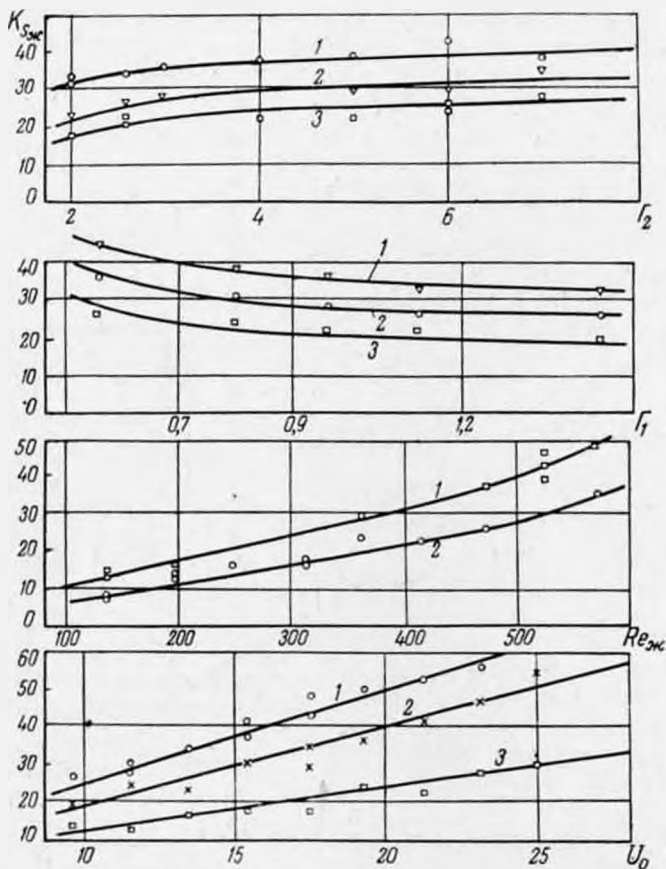


Рис. 2. Зависимость $K_{s,ж}$ от геометрических характеристик, скорости и режима движения газовой и жидкой фаз:

$$\begin{aligned}
 K_{s,ж} &= f(\Gamma_2) \left\{ \begin{array}{l} 1 - U_0 = 19,3; \text{Re}_{\text{ж}} = 450; \\ 2 - U_0 = 13,5; \text{Re}_{\text{ж}} = 450; \\ 3 - U_0 = 19,3; \text{Re}_{\text{ж}} = 240; \end{array} \right. \\
 K_{s,ж} &= f(\Gamma_1) \\
 K_{s,ж} &= f(\text{Re}_{\text{ж}}) \left\{ \begin{array}{l} 1 - U_0 = 13,5; \Gamma_1 = 0,96; \\ 2 - U_0 = 19,3; \Gamma_1 = 0,96; \\ 3 - \text{Re}_{\text{ж}} = 520; Z = 3,0; \Gamma_2 = 4,0 \end{array} \right. \\
 K_{s,ж} &= f(U_0) \left\{ \begin{array}{l} 1 - \text{Re}_{\text{ж}} = 460; \Gamma_1 = 1,44; \Gamma_2 = 4,0; \\ 2 - \text{Re}_{\text{ж}} = 240; \Gamma_1 = 0,96; \Gamma_2 = 4,0; \\ 3 - \text{Re}_{\text{ж}} = 520; Z = 3,0; \Gamma_2 = 4,0 \end{array} \right.
 \end{aligned}$$

где $L_{\text{ж}}$ — объемный расход жидкости, отнесенный к периметру контактного патрубка, $\text{м}^3/\text{м} \cdot \text{сек}$;

$\nu_{\text{ж}}$ — кинематический коэффициент вязкости жидкости, $\text{м}^2/\text{сек}$.

И, наконец, эффективность массопередачи на ступени должна заметно зависеть от поверхности второго участка или высоты контактного патрубка, влияние которого можно учесть геометрическим симплексом $\Gamma_2 = \frac{H_n}{d_n}$.

Таким образом, зависимость коэффициента массопередачи от основных параметров можно выразить уравнением

$$K_{сж} = f(U_0; Re_{ж}; \Gamma_1; \Gamma_2). \quad (3)$$

Получение этой зависимости в явном виде являлось основной целью наших исследований.

Решение задачи путем составления дифференциальных уравнений весьма затруднительно ввиду сложности общей картины гидродинамики и массообмена. Поэтому раскрытие зависимости (3) выполнялось путем обработки экспериментальных данных.

Результаты опытов представлены на рис. 2 в виде точек, а расчетные данные — сплошными линиями.

После математической обработки получено расчетное уравнение для коэффициента массопередачи

$$K_{сж} = 4,9 \cdot 10^{-3} U_0 Re_{ж}^{0,9} \Gamma_1^{-0,3} \Gamma_2^{0,4}. \quad (4)$$

Сопоставление опытных данных (точки) с графиком, построенным по уравнению (4), представлено на рис. 3. График показывает достаточное совпадение опытных и расчетных данных.

Согласно уравнению (4) $K_{сж} \sim U_0^{1,0}$. Аналогичная зависимость получена и при исследовании нисходящего закрученного потока [3] в интервале скоростей $10 \div 65$ м/сек.

Показатель степени при $Re_{ж}$ несколько выше, чем для нисходящего закрученного потока [3]. Это можно объяснить тем, что сила тяжести, действующая на пленку жидкости, в нашем случае направлена в сторону, противоположную движению, и относительная скорость фаз при восходящем потоке будет выше, что приводит к более интенсивной турбулизации и к увеличению касательных напряжений в пограничном слое жидкости.

В формулу (1) входит расчетная поверхность, не зависящая от длины контактных патрубков. Количество же вещества, абсорбируемого на ступени, зависит от величины поверхности контактной трубка, которая пропорциональна его длине в первой степени. При условии одинаковой интенсивности массообмена по всей длине патрубков можно было бы предположить, что показатель степени при Γ_2 в уравнении (4) будет близок к единице. Заметное отличие его от единицы объясняется более высокой интенсивностью процесса на начальном участке и служит подтверждением высказанного выше положения о наличии нескольких участков массообмена на ступени.

Выяснение влияния угла подъема винтовой линии статических закручивателей на коэффициент массопередачи являлось существенным моментом в экспериментальной части работы.

Известно, что коэффициент массопередачи в высокоскоростных массообменных аппаратах $K \sim U_u$, где U_u — средняя скорость газового потока

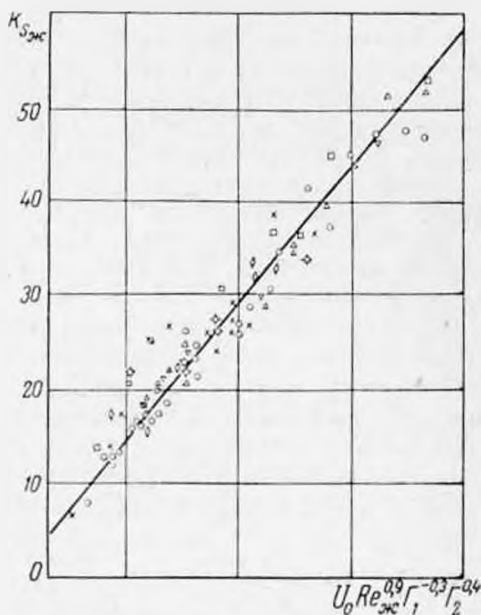


Рис. 3. Сопоставление экспериментальных данных (точки) со значениями, вычисленными по уравнению (4)

в зоне контакта фаз. В нашем случае U_u можно определить приближенно через среднюю осевую скорость

$$U_u = \frac{U_0}{\sin \alpha}, \quad (5)$$

где α — угол наклона винтовой линии на наружном диаметре закручивателя. Откуда

$$U_u = \frac{U_0 \sqrt{\pi^2 + \Gamma_1^2}}{\Gamma_1} \approx \frac{U_0 \pi}{\Gamma_1}. \quad (6)$$

Из сопоставления уравнений (4) и (6) вытекает, что $K_{сж} \sim \Gamma_1^{-1.0}$. В действительности получена зависимость $K_{сж} \sim \Gamma_1^{-0.3}$. Это расхождение можно объяснить отличием истинной скорости взаимодействия фаз от вычисленной по уравнению (6), так как при выводе его не учитывался ряд факторов: наличие радиальной скорости, которая по данным работы [7] может достигать 20—30% от осевой, переменный шаг винтовой линии по радиусу и трение газа о пленку жидкости, вызывающих заметное перераспределение полей скоростей по радиусу контактного патрубка.

Показатель степени при Γ_1 характеризует лишь относительное влияние угла подъема винтовой линии закручивателя в исследованном диапазоне $\Gamma_1 = 0,56 \div 1,44$.

Высокая эффективность восходящего закрученного потока подтверждается значениями $K_{сж}$, рассчитанными по уравнению (4), которые оказались больше, чем для нисходящего потока, и в несколько раз больше, чем для аппаратов с противоточным движением фаз.

Анализ уравнения (4) и уравнения для расчета гидравлического сопротивления контактной ступени [6] позволяет получить следующее соотношение для различных закручивателей при одинаковых величинах $K_{сж}$, $Re_{ж}$ и Γ_2

$$\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} = \left(\frac{\Gamma_1^*}{\Gamma_1'} \right)^{0,6}, \quad (7)$$

где

$$\Delta P = \xi \frac{\rho U_0^2}{2};$$

$$\xi \sim \Gamma_1^{-1,2};$$

ρ — плотность газовой фазы, $кг/м^3$;

ΔP — потеря давления на контактной ступени, $н/м^2$.

На основании опытных данных и согласно уравнению (7) можно рекомендовать применение закручивателей с $\Gamma_1 = 1,0 \div 1,5$. Использование закручивателей с $\Gamma_1 > 1,5$ ухудшает сепарацию жидкой фазы, а с $\Gamma_1 < 1,0$ резко повышает энергетические затраты.

Как известно, критерием для сравнения эффективности различных конструкций принимают количество получаемого продукта с единицы объема аппарата.

С этой целью рассчитывался объемный коэффициент массопередачи $K_{сж}$ по формуле

$$K_{сж} = \frac{G_{ж}(x_2 - x_1)}{V \Delta x_{ср}}, \quad (8)$$

где $V = \frac{\pi D^2}{4} H_{ср}$ — объем контактной ступени, $м^3$;

D и $H_{ср}$ — диаметр корпуса аппарата и высота ступени, $м$.

Высота контактной ступени определялась с учетом гидравлического сопротивления тарелки на основании следующих соображений (рис. 1):

$$\Delta P_{г-ж} < (H_{ср} + H_n - h_1 - h_2) \gamma_{ж}. \quad (9)$$

Длина статических закручивателей составляла $h_3 = 45$ мм, а h_1 принималась равной 10 мм. В результате

$$\Delta P_{г-ж} < (H_{ст} + H_{п} - 55) \gamma_{ж}. \quad (10)$$

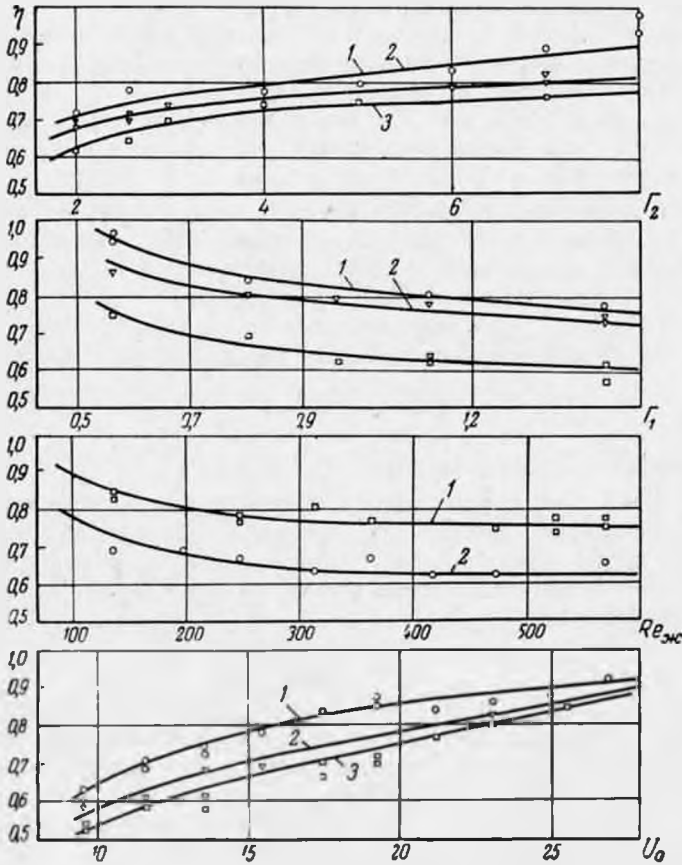


Рис. 4. Зависимость η от геометрических характеристик, скорости и режима движения газовой и жидкой фаз

$$\begin{aligned} \eta - f(\Gamma_2) & \begin{cases} 1 - \Gamma_1 = 0,96; & U_0 = 19,3; & Re_{ж} = 240; \\ 2 - \Gamma_1 = 1,44; & U_0 = 19,3; & Re_{ж} = 240; \\ 3 - \Gamma_1 = 0,96; & U_0 = 19,3; & Re_{ж} = 450; \end{cases} \\ \eta - f(\Gamma_1) & \begin{cases} 1 - U_0 = 19,3; & Re_{ж} = 240; \\ 2 - U_0 = 13,5; & Re_{ж} = 240; \\ 3 - U_0 = 13,5; & Re_{ж} = 450; \end{cases} \\ \eta - f(Re_{ж}) & \begin{cases} 1 - \Gamma_1 = 0,96; & U_0 = 19,3; \\ 2 - \Gamma_1 = 0,96; & U_0 = 13,5; \end{cases} \\ \eta - f(U_0) & \begin{cases} 1 - \Gamma_1 = 1,44; & Re_{ж} = 460; \\ 2 - \Gamma_1 = 0,96; & Re_{ж} = 240; \\ 3 - z = 3,0; & Re_{ж} = 520 \end{cases} \end{aligned}$$

В то же время конструктивно

$$H_{ст} = H_{п} + h_c, \quad (11)$$

где h_c — высота сепарационного пространства, мм.

Предварительные опыты по сепарации жидкости от газа показали, что в подобных конструкциях минимальная высота сепарационного про-

странства может быть принята около 15—20 мм. Подставив значение H_n из (10), получаем

$$\Delta P_{г-ж} \leq (2H_{ст} - 75) \gamma_{ж}. \quad (12)$$

Таким образом, зная $\Delta P_{г-ж}$, находим высоту ступени $H_{ст}$ и по (8) рассчитываем объемный коэффициент массопередачи.

Величина объемного коэффициента массопередачи в исследованном интервале расходов газовой и жидкой фаз, при различных геометрических характеристиках контактных элементов менялась от 60 до 350 1/ч и в среднем составляла около 200 1/ч, что более чем в десять раз превосходит эту величину для насадочных колонн [8], а также превышает значения $K_{г,ж}$, полученные в контактных элементах с взаимодействием фаз в нисходящем закрученном потоке [9].

Для более полного представления о кинетике массопередачи изучалось также влияние расхода фаз и геометрических параметров на степень приближения к равновесию η как на величину, характеризующую завершенность процесса массопередачи на контактной тарелке.

Степень приближения к равновесию рассчитывалась по формуле

$$\eta = \frac{x_2 - x_1}{x_2^* - x_1},$$

где x_2^* — равновесная концентрация CO_2 , кг/м³.

Было найдено, что для исследуемой конструкции контактной тарелки степень приближения к равновесию составляет 0,6 ÷ 0,98 (рис. 4), причем η возрастает с увеличением скорости газа, длины контактных патрубков и с уменьшением орошения, угла подъема винтовой линии статических закручивателей.

ВЫВОДЫ

1. Исследованы особенности массопередачи при абсорбции CO_2 водой на контактной тарелке с взаимодействием фаз в восходящем закрученном потоке. Установлена высокая эффективность разработанной конструкции.

2. Выяснено влияние геометрических параметров контактных элементов, скорости газа и режима движения жидкости на коэффициент массопередачи и степень приближения к равновесию.

3. Предложено уравнение для расчета коэффициента массопередачи.

ЛИТЕРАТУРА

1. Алимов Р. З. «Изв. АН СССР», ОТН, Энергетика и автоматика, № 1, 1962.
2. Ермолин Е. К. «Изв. АН СССР», ОТН, Энергетика и автоматика, № 1, 1960.
3. Николаев Н. А., Жаворонков Н. М. «Химическая промышленность» № 4, 1965.
4. Ершов А. И., Гухман Л. М. ИФЖ, X, № 4, 1966.
5. Ершов А. И., Плехов И. М. Авт. свид. № 182 108. «Бюлл. изобр.» № 11, 1966.
6. Гухман Л. М., Ершов А. И., Плехов И. М. «Изв. вузов СССР — Энергетика» № 5, 1968.
7. Козулин Н. А., Исаков В. П., Ершов А. И., Гухман Л. М. «Изв. вузов — СССР Энергетика» № 3, 1966.
8. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. «Химия», 1964.
9. Николаев Н. А. Автореф. канд. дисс. Казань, 1965.