

*А. И. ЕРШОВ, И. М. ПЛЕХОВ, Л. М. ГУХМАН*

## РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ СКОРОСТНОГО ТАРЕЛЬЧАТОГО АППАРАТА ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ТЕПЛО- и МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Технологические процессы, проводимые в системах газ (пар) — жидкость, составляют основную долю рабочих процессов химической, нефтяной и ряда других отраслей промышленности.

В технике абсорбции и ректификации широкое распространение получили многоступенчатые аппараты колонного типа с колпачковыми, ситчатыми, клапанными и т. д. тарелками, работающие по принципу противотока. Кроме того, применяются пленочные противоточные аппараты с насадкой из колец Рашига, с плоскопараллельной насадкой, трубчатые и др.

Допустимые скорости пара (газа) в этих аппаратах ограничиваются уносом жидкой фазы и составляют при атмосферном давлении всего лишь 1,0—1,5 м/сек при межтарельчатом расстоянии 450—800 мм.

Современные темпы развития химических и нефтехимических производств потребовали увеличения производительности абсорбционных и ректификационных аппаратов за счет интенсификации процессов и разработки принципиально новых контактных устройств.

Авторами исследованы различные методы интенсификации тепло- и массообмена для системы газ — жидкость и установлено, что значительный эффект достигается в контактных устройствах с взаимодействием фаз в восходящем скоростном закрученном потоке. На основе этого разработан новый скоростной аппарат с прямоточным движением газожидкостного потока на отдельных тарелках и последующим четким разделением фаз между ступенями (рис. 1).

В корпусе аппарата 1 имеются тарелки 2 с одним или несколькими, в зависимости от производительности, контактными элементами. Собственно контактный элемент (рис. 1, узел А) включает в себя цилиндрический патрубок 3 и сливную трубу 4, оканчивающуюся статическим винтовым закручивателем 5. В месте соединения сливной трубки и закручивателя расположены отверстия для выхода жидкости в зону контакта.

Принцип действия аппарата заключается в следующем. Поток газа движется по колонне снизу вверх, а жидкость совершает более сложное движение. В целом по колонне она перемещается сверху вниз, в зоне же контакта имеет одинаковое направление с потоком газа. В контактных патрубках газ, проходя статические закручиватели, приобретает вращательное движение и увлекает вытекающую из отверстия сливной трубки жидкость. Под действием крутки капли жидкости отбрасываются к внутренней стенке патрубка, где создается турбулизованная закрученная пленка и обеспечивается интенсивное взаимодействие фаз в скоростном потоке. На выходе из контактного патрубка жидкость за счет центробежных сил перетекает через специальные щели в межтрубное пространство, скапливается на тарелке и по сливным трубкам стекает на нижележащую ступень. Газ направляется в контактные патрубки следующей по высоте тарелки.

Необходимым условием внедрения скоростной аппаратуры в производство является разработка инженерных методов ее расчета.

Аналитическое решение задачи на данном этапе не представляется возможным из-за сложности распределения потоков, поэтому нами выполнено экспериментальное исследование особенностей гидродинамики и массопередачи.

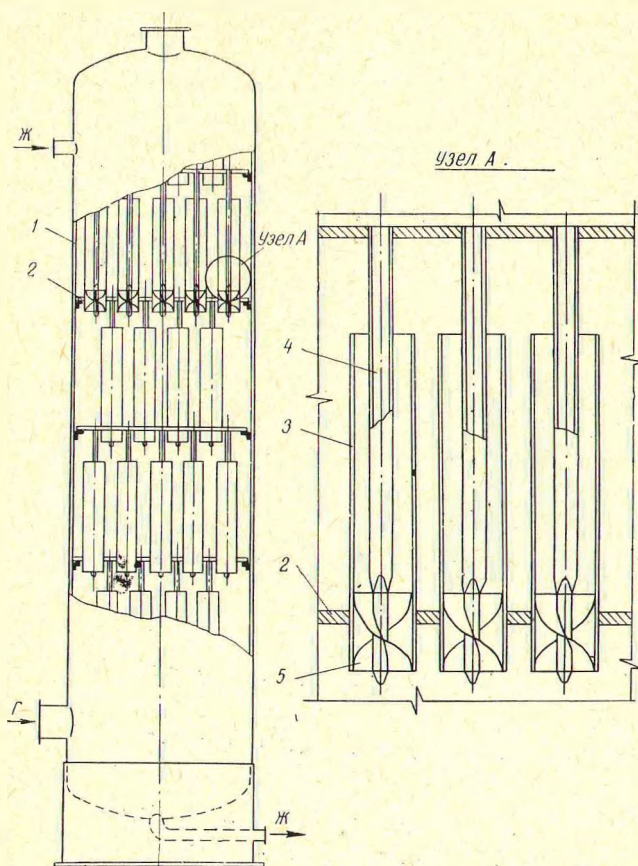


Рис. 1. Устройство скоростного колонного аппарата.

Исследование проводилось на прозрачной модели аппарата, основные геометрические характеристики которой были следующие: внутренний диаметр контактных патрубков  $d_{\text{п}} = 25$  мм, наружный диаметр сливных трубок  $d_{\text{сл}} = 12$  мм, внутренний диаметр корпуса  $D = 78$  мм.

Разная степень закрутки потока в отдельных опытах обеспечивалась установкой однозаходных статических закручивателей с шагом 14, 20, 24, 28 и 36 мм.

На каждой тарелке устанавливались поочередно контактные патрубки длиной 50, 65, 75, 100, 125 и 150 мм.

Изменение скорости газа в контактных патрубках от 9,0 до 27 м/сек и расхода жидкости от 0 до 150 л/час позволило создать различные гидродинамические режимы движения фаз.

Исследования гидродинамики орошаемой тарелки показали, что при

постоянной величине орошения и геометрического симплекса  $\Gamma_1 = t : d_{II}$  в зависимости от  $Re_{\Gamma}$  имеются два гидродинамических режима (рис. 2). Обозначим их соответственно С и D.

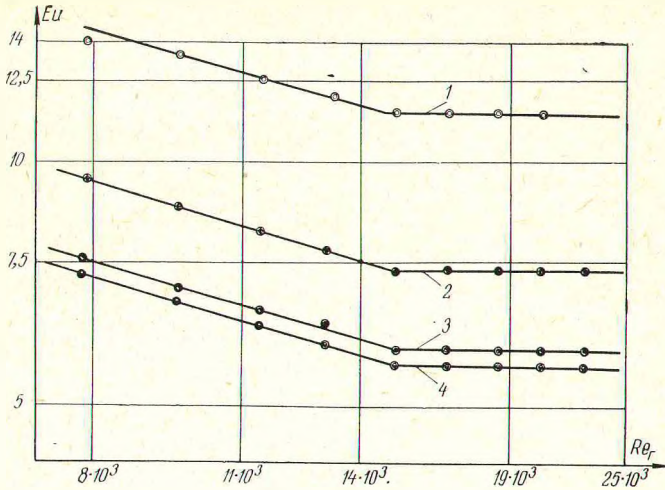


Рис. 2. Зависимость критерия  $Eu$  от  $Re_{\Gamma}$  для орошаемой тарелки:

1 -  $\Gamma_1 = 0,56$ ,  $Re_{жк} = 604$ ; 2 -  $\Gamma_1 = 0,80$ ,  $Re_{жк} = 604$ ; 3 -  $\Gamma_1 = 0,96$ ,  $Re_{жк} = 604$ ; 4 -  $\Gamma_1 = 0,96$ ,  $Re_{жк} = 317,5$ .

При гидродинамическом режиме С с увеличением  $Re_{\Gamma}$  критерий Эйлера уменьшается. Сравнительно небольшой угол наклона графической зависимости  $Eu = f(Re_{\Gamma})$  говорит о том, что имеет место турбу-

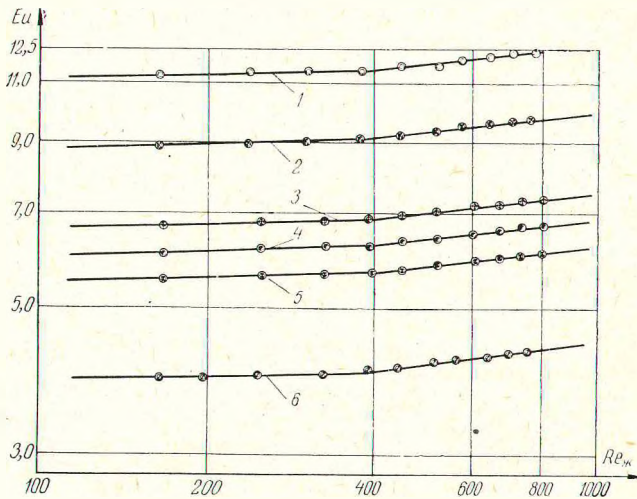


Рис. 3. Зависимость критерия  $Eu$  от  $Re_{жк}$ :

1 -  $\Gamma_1 = 0,56$ ,  $Re_{\Gamma} = 16,1 \cdot 10^3$ ,  $z = 1$ ; 2 -  $\Gamma_1 = 0,96$ ,  $Re_{\Gamma} = 11,28 \cdot 10^3$ ,  $z = 4$ ;  
3 -  $\Gamma_1 = 0,80$ ,  $Re_{\Gamma} = 16,1 \cdot 10^3$ ,  $z = 1$ ; 4 -  $\Gamma_1 = 0,96$ ,  $Re_{\Gamma} = 19,25 \cdot 10^3$ ,  $z = 1$ ;  
5 -  $\Gamma_1 = 0,96$ ,  $Re_{\Gamma} = 11,28 \cdot 10^3$ ,  $z = 1$ ; 6 -  $\Gamma_1 = 1,44$ ,  $Re_{\Gamma} = 11,28 \cdot 10^3$ ,  $z = 1$ .

лентный режим с относительно малым влиянием молекулярной вязкости газа. Верхняя граница этого режима, независимо от характеристики закручивателя, соответствует  $Re_{\Gamma} \sim 14\,000$ .

Режим D характеризуется независимостью критерия  $Eu$  от  $Re_{\Gamma}$ , т. е. является автомодельным. В свою очередь при всех значениях  $Re_{\Gamma}$  и геометрического симплекса  $\Gamma_1$  с изменением величины  $Re_{жк}$  в контактных патрубках создаются два гидродинамических режима E и F (рис. 3).

Для обоих режимов характерно увеличение критерия  $Eu$  с увеличением орошения. Отличие лишь в том, что в режиме E эта зависимость проявляется слабее, чем в режиме F.

Границы режима E —  $150 < Re_{жк} < 320$ ; режима F —  $320 < Re_{жк} \leq 900$ .

Таким образом, в зависимости от расходов газовой и жидкой фаз возможны четыре гидродинамических режима: C+E; C+F; D+E и D+F.

Обработка опытных данных для однозаходных закручивателей позволила получить общее расчетное уравнение вида

$$Eu = A Re_{\Gamma}^m Re_{жк}^n \Gamma_1^l \tag{1}$$

Значения показателей степени и коэффициента пропорциональности для указанных режимов приведены в табл. 1.

Таблица 1

Показатели степени и коэффициентов пропорциональности

Режим	$Re_{\Gamma}$	$Re_{жк}$	$m$	$n$	$l$	$A$	Уравнение (1)
C+E	$7,5 \cdot 10^3 < Re_{\Gamma} < 14 \cdot 10^3$	$150 < Re_{жк} < 320$	-0,388	0,03	-1,2	135	$Eu = 135 Re_{\Gamma}^{-0,388} Re_{жк}^{0,03} \Gamma_1^{-1,2}$
C+F	$7,5 \cdot 10^3 < Re_{\Gamma} < 14 \cdot 10^3$	$320 < Re_{жк} < 900$	-0,388	0,09	-1,2	185	$Eu = 185 Re_{\Gamma}^{-0,388} Re_{жк}^{0,09} \Gamma_1^{-1,2}$
D+E	$14 \cdot 10^3 < Re_{\Gamma} < 23 \cdot 10^3$	$150 < Re_{жк} < 320$	0,0	0,03	-1,2	3,5	$Eu = 3,5 Re_{жк}^{0,03} \Gamma_1^{-1,2}$
D+F	$14 \cdot 10^3 < Re_{\Gamma} < 23 \cdot 10^3$	$320 < Re_{жк} < 900$	0,0	0,09	-1,2	4,6	$Eu = 4,6 Re_{жк}^{0,09} \Gamma_1^{-1,2}$

При обработке опытных данных критерий Рейнольдса для жидкой фазы рассчитывался по формуле

$$Re_{жк} = \frac{4L}{\nu}$$

где  $L$  — величина орошения на единицу длины периметра контактных патрубков, м<sup>3</sup>/м·сек.

Особенности кинетики массопередачи изучались в процессе абсорбции CO<sub>2</sub> водой под атмосферным давлением.

Выбор этой классической системы обусловлен тем, что основное сопротивление диффузии сосредоточено в жидкой фазе и, следовательно, интенсификация процесса абсорбции достигается за счет увеличения влияния конвективной диффузии.

Концентрация CO<sub>2</sub> в газовой смеси поддерживалась  $4,5 \pm 0,3\%$ .

Коэффициент массопередачи рассчитывался по формуле

$$K_{жк} = \frac{V_{жк} (x_{к} - x_{н})}{S \cdot \Delta x_{ср} \cdot z} \tag{2}$$

где  $S$  — площадь тарелки, приходящаяся на один контактный патрубок, м<sup>2</sup>;

$z$  — число патрубков на тарелке;

$\Delta x_{\text{ср}}$  — средняя логарифмическая движущая сила, кг/м<sup>3</sup>.

Обработка результатов исследования позволила получить расчетное уравнение для коэффициента массопередачи:

$$K_{\text{сж}} = 4,9 \cdot 10^{-3} u_0 R e_{\text{ж}}^{0,9} \Gamma_1^{-0,3} \Gamma_2^{0,4}, \quad (3)$$

где  $u_0$  — средняя скорость газового потока в контактных патрубках, м/сек.

Сопоставление опытных данных (точки) с графиком, построенным по уравнению (3), показывает их достаточное совпадение (рис. 4).

Как известно, критерием для сравнения эффективности различных конструкций служит количество получаемого продукта с единицы объема аппарата или величина объемного коэффициента массопередачи:

$$K_{\text{вж}} = \frac{V_{\text{ж}}(x_{\text{к}} - x_{\text{н}})}{V \Delta x_{\text{ср}} z}, \quad (4)$$

где  $V = S \cdot H_{\text{ст}}$  — объем контактной ступени, приходящейся на один патрубок, м<sup>3</sup>;

$H_{\text{ст}}$  — высота контактной ступени, м.

Значение объемного коэффициента массопередачи в исследованном интервале расходов газовой и жидкой фаз при различных геометрических характеристиках контактных элементов менялось от 60 до 370 1/час и в среднем составляло 200 1/час, что более чем в 10 раз превосходит эту величину для насадочных колонн и превышает значения  $K_{\text{вж}}$ , полученные для случая контактной тарелки с взаимодействием фаз в нисходящем закрученном потоке.

Для более полного представления об эффективности новой конструкции и завершенности процесса переноса вещества на контактной тарелке во всех опытах определялась степень приближения к равновесию по уравнению

$$\eta_{\text{ж}} = \frac{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}}{x_{\text{к}}^* - x_{\text{н}}}, \quad (5)$$

где  $x_{\text{к}}^*$  — равновесная концентрация в выходящей жидкости.

При взаимодействии фаз в скоростном восходящем закрученном потоке степень приближения к равновесию составляет от 0,6 до 0,98. Причем  $\eta_{\text{ж}}$  увеличивается с увеличением скорости газа и длины контактных патрубков, с уменьшением угла подъема винтовой линии, но несколько уменьшается с увеличением величины орошения.

Исследования гидродинамики и массопередачи скоростного колонного аппарата позволяют сделать ряд рекомендаций по выбору геометрических размеров контактных элементов и режимов движения фаз в них с целью обеспечения оптимальных условий проведения процессов.

Прежде всего статические закручиватели необходимо применять с вполне определенным углом подъема винтовой линии, а именно с характеристикой 1,0 меньше  $\Gamma_1$  меньше или равно 1,5. Статические закручиватели с  $\Gamma_1$  больше 1,5 при малых числах Рейнольдса по газу могут не обеспечить полного отделения жидкой фазы от газового потока. Применение закручивателей с  $\Gamma_1$  меньше 1,0 приводит к сравнительно

небольшому увеличению интенсивности процесса при значительном возрастании гидравлического сопротивления ступени.

Более целесообразными являются режимы процесса при повышенных скоростях газового потока, а именно при  $Re_r$  больше 14 000, что в нашем случае соответствовало скорости в полном сечении аппарата  $w_r$  больше 2,4 м/сек. При этих режимах рост гидравлического сопротивления компенсируется значительной интенсификацией процесса массопереноса.

Расход жидкой фазы в широком интервале чисел Рейнольдса не оказывает существенного влияния на гидравлическое сопротивление аппарата. В то же время с увеличением  $Re_{ж}$  растет эффективность массообмена на контактной тарелке, а степень приближения к равновесию несколько снижается.

Наконец, использование контактных патрубков достаточной длины, приблизительно равной 5—7 диаметрам, обеспечивает высокое значение  $\gamma_{жк}$  на тарелке и эффективность аппарата в целом.

На основании выполненной работы представляется возможным составить методику инженерного расчета скоростного колонного аппарата.

Вначале при заданных расходах фаз, их исходных и конечных концентрациях рассчитывается число теоретических ступеней контакта  $n_T$ . Принимается наиболее целесообразный режим движения газа ( $Re_r$  больше или равно 14 000), характеристика статических закручивателей (1,0 меньше  $\Gamma_1$  меньше или равно 1,5) и длина контактных патрубков ( $H = (5-7) d_n$ ).

При выбранном  $Re_r$  и заданной производительности  $V_r$  количество патрубков, устанавливаемых на контактной тарелке, определяется по уравнению

$$z = \frac{V_r \cdot d_э}{f_n \cdot Re_r \cdot \gamma_r} \tag{2}$$

где  $d_э = d_n - d_{сл}$  — эквивалентный диаметр кольцевого канала, м;

$f_n = \frac{\pi}{4} (d_n^2 - d_{сл}^2)$  — площадь живого сечения контактного патрубка, м<sup>2</sup>.

Диаметр патрубка рекомендуется брать в интервале  $25 < d_n < 75$ .

Располагая патрубки по вершинам равносторонних треугольников или четырехугольников, легко определить диаметр аппарата.

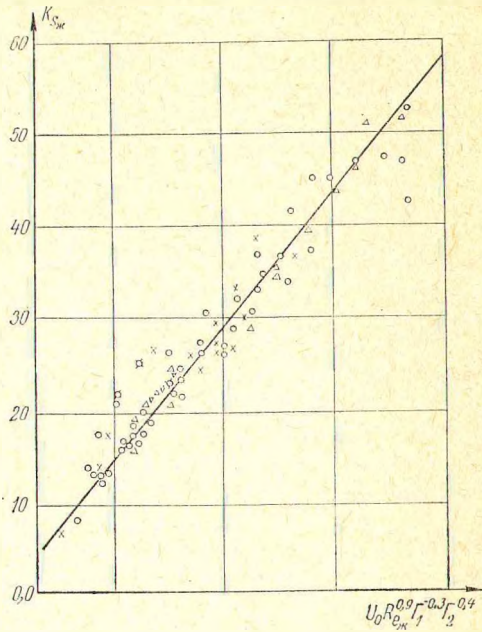


Рис. 4. Сопоставление экспериментальных данных (точки) со значениями, вычисленными по уравнению (3).

Зная расход жидкой фазы, число контактных патрубков и их диаметр, можно рассчитать  $Re_{ж}$ .

По значению  $Re_r$  и  $Re_{ж}$  устанавливается (см. табл. 1), какой из четырех гидродинамических режимов будет иметь место в контактных патрубках, и по соответствующему уравнению определяется гидравлическое сопротивление одной ступени. Далее определяются общий коэффициент массопередачи  $K_{сж}$  и степень приближения к равновесию, после чего находится действительное число контактных тарелок  $n_{пр}$ , полная высота аппарата и его гидравлическое сопротивление.

### Выводы

1. Разработана конструкция скоростного колонного тарельчатого аппарата для процессов тепло-массообмена с взаимодействием фаз в восходящем закрученном потоке.

2. Проведено исследование гидродинамики на модели такого аппарата и предложены уравнения для расчета гидравлического сопротивления контактной тарелки.

3. Исследованы особенности кинетики массопередачи при абсорбции  $CO_2$  водой на контактной тарелке. Установлена высокая эффективность разработанной конструкции.

Выяснено влияние геометрических параметров контактных элементов, скорости газа и режима движения жидкости на коэффициент массопередачи и степень приближения к равновесию. Получено уравнение для расчета коэффициента массопередачи.

4. Предложена методика расчета скоростного тарельчатого аппарата.