

В. В. ШКЕТОВА, И. М. ПЛЕХОВ

СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ CO_2 РАСТВОРОМ МОНОЭТАНОЛАМИНА

В настоящее время в технике абсорбции распространены тарельчатые многоступенчатые аппараты колонного типа с колпачковыми, ситчатыми, клапанными и другими тарелками. Взаимодействие фаз в аппаратах такой конструкции основано на принципе барботаж. Кроме того, в процессах абсорбции и ректификации применяются пленочные противоточные аппараты, такие, как колонны с насадкой из колец Рашига, с плоско-параллельной насадкой, трубчатые и др.

Особенность всех этих аппаратов — ограниченность их производительности по газу, объясняющаяся тем, что уже при небольших скоростях газа в полном сечении возникает унос жидкости с нижележащей на вышележащую тарелку. Это снижает эффективность массообмена и вызывает при увеличении нагрузок по газу захлебывание аппарата.

Допустимые скорости газа в тарельчатых колоннах составляют при атмосферном давлении всего лишь $1,0 \div 1,1$ м/сек для межтарельчатых расстояний $450 \div 800$ мм и $0,8 \div 1,0$ м/сек для межтарельчатых расстояний $200 \div 400$ мм.

То же самое, но при больших скоростях газа наблюдается и в пленочных противоточных колоннах.

Значительное увеличение мощностей химических производств потребовало повышения производительности абсорбционных колонн. Однако ввиду низких допустимых нагрузок решение задачи осуществляется за счет увеличения габаритов колонн. Например, на современных заводах синтеза аммиака для очистки конверсионных газов от CO_2 раствором моноэтаноламина применяются абсорберы диаметром 5 м, высотой 30 м, при давлении 26 атм. Изготовление такого аппарата вызывает значительные технические трудности.

Совершенствование абсорбционных процессов до сих пор было связано с внесением в существующие аппараты конструктивных улучшений, преследующих такие цели, как уменьшение уноса жидкости с тарелок, уменьшение гидравлического градиента потока жидкости вдоль тарелки, улучшение работы перетоков. Подобное направление по совершенствованию существующих аппаратов с противоточным и перекрестным взаимодействием фаз в зоне контакта не позволит добиться заметного увеличения их производительности и эффективности.

В последнее время разработаны прямоточные массообменные аппараты, у которых допустимые скорости газа значительно выше, чем у барботажных.

Для определения наиболее работоспособной конструкции проведены сравнительные испытания различных контактных устройств при одинаковых условиях: скорость газа на полное сечение аппарата $0,4 \div 2,5$ м/сек, степень насыщения поглотителя до 0,5 моля CO_2 /моль

МЭА и расход поглотителя (12,5%-ный водный раствор моноэтаноламина) 100÷250 л/час.

Были испытаны следующие контактные устройства:

- 1) насадочная колонна с кольцами Рашига 25×25 мм, высота насадки 600 мм (рис. 1, а);
- 2) ситчатая тарелка с площадью свободного сечения 7 и 14% и величиной сливного порога 70 и 100 мм (рис. 1, б);
- 3) провальная тарелка с площадью свободного сечения 14% (рис. 1, в).

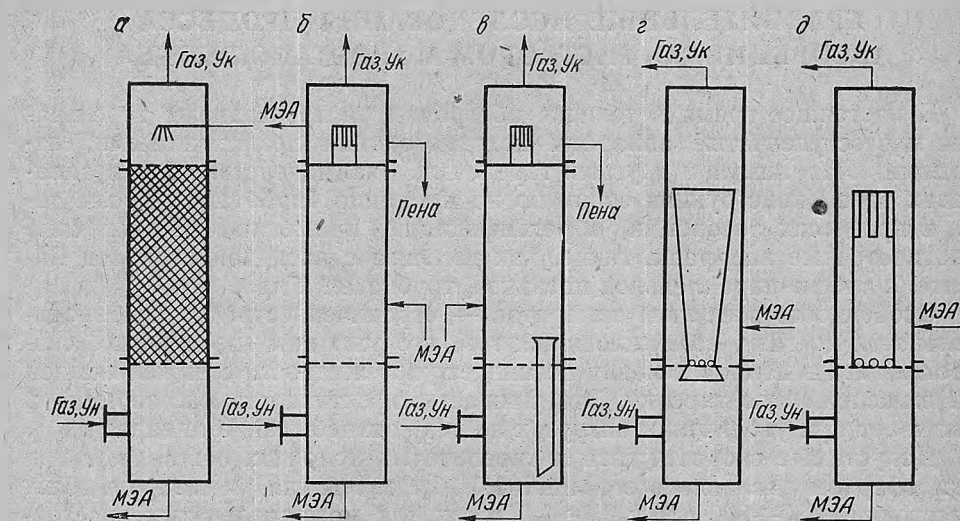


Рис. 1. Конструкция контактных устройств.

4) инжекционная тарелка с циркуляцией жидкости с коническим контактным элементом без сепарационного устройства (рис. 1, г);

5) инжекционная тарелка с циркуляцией жидкости с цилиндрическим контактным элементом и сепаратором в верхней части $d_n = 31$ мм; $h_n = 460$ мм и $d_n = 38$ мм, $h_n = 240$ мм (рис. 1, д).

На рис. 1 приведены схемы инжекционных контактных устройств с цилиндрическим и коническим патрубками (г, д). Газовая смесь входит в открытую нижнюю часть контактного патрубка и инжектирует жидкость через 6 отверстий диаметром 5 мм, расположенных в месте крепления тарелки и патрубка. Массообмен происходит при совместном движении газо-жидкостной смеси в патрубке. Газ выходит из аппарата, а жидкость вновь возвращается на тарелку, откуда часть ее через отверстия в тарелке идет на слив, другая — вновь инжектируется, что позволяет увеличить время пребывания жидкости на тарелке.

Схема экспериментальной установки приведена на рис. 2. Углекислый газ из баллона 7 через редуктор 8 и буферную емкость 9 поступал в смесительный трубопровод 12, где смешивался с воздухом, нагнетаемым вентилятором 10. Расход двуокиси углерода контролировался ротаметром РС-3, расход воздуха замерялся микроманометром 13 типа «ММН» по перепаду давлений в камерной диафрагме 11. Из трубопровода 12 газ с концентрацией двуокиси углерода $Y_n\%$ поступал в массообменный аппарат 1, где в контактное устройство определенного типа взаимодействовал с раствором МЭА, затем выбрасывался в атмо-

сферу. Концентрация CO_2 на входе $Y_n\%$ и на выходе аппарата $Y_k\%$ определялась интерферометром.

Абсорбент — 12,5%-ный раствор МЭА — из напорного бака 4 через ротаметр РС-5 поступал в массообменный аппарат. После взаимодействия с газом раствор МЭА сливался в бак 2, откуда насосом 3 вновь перекачивался в напорный бак 4.

Важным фактором, характеризующим работу тарелки, является допустимая скорость, при которой происходит захлебывание.

Исследования показали, что наименьшая скорость захлебывания у провальных, насадочных и инжекционных тарелок с коническим контактным элементом — $0,7 \div 0,9$ м/сек и у ситчатых тарелок — $1,2 \div 1,4$ м/сек. Более высокие допустимые скорости у инжекционной тарелки с цилиндрическим контактным элементом — до 2,5 м/сек.

По результатам опытов рассчитана степень поглощения CO_2 раствором МЭА η по формуле

$$\eta = \frac{Y_n - Y_k}{Y_n - Y^*} \cdot 100, \quad (1)$$

где η — степень поглощения, %;

Y_n — концентрация CO_2 в исходном газе, об.;

Y_k — концентрация CO_2 в газе на выходе из аппарата, об.;

Y^* — равновесная концентрация CO_2 в газе, соответствующая данной степени насыщения раствора, об.

Y^* принимали равным нулю, так как насыщение раствора не превышало 0,5 моля CO_2 /моль МЭА.

Опытами установлено, что самая низкая степень поглощения CO_2 у ситчатых тарелок — $5 \div 10\%$, максимальная — у инжекционных тарелок с коническим контактным элементом ($20 \div 30\%$), у остальных тарелок степень поглощения примерно одинакова — $10 \div 20\%$.

Для более полного сравнения массопередачи на различных тарелках был рассчитан условный коэффициент массопередачи k , отнесенный к площади тарелки, так как высота ступени была примерно одинаковой для всех типов тарелок:

$$k = \frac{V_r(Y_n - Y_k)}{F \cdot \frac{Y_n - Y_k}{\ln \frac{Y_n}{Y_k}}} = \frac{V_r \cdot \ln \frac{Y_k}{Y_n}}{F} \text{ м/час}, \quad (2)$$

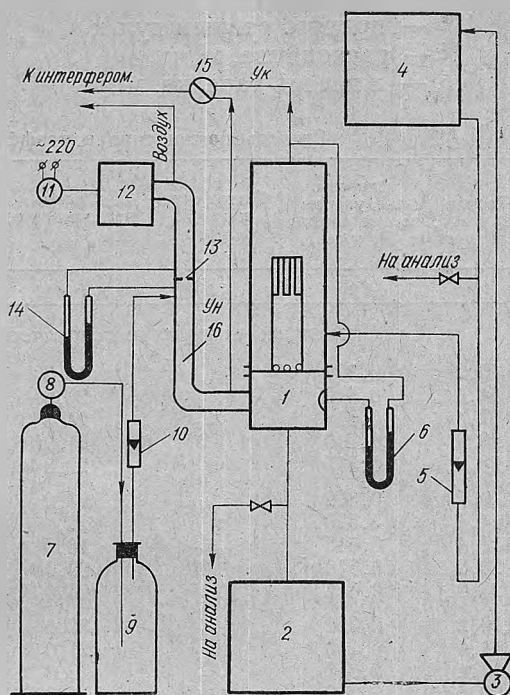


Рис. 2. Схема экспериментальной установки:

1 — колонка; 2, 4, 9 — емкости; 3 — насос; 5, 10 — ротаметры; 6, 14 — дифманометры; 7 — баллон для CO_2 ; 8 — редуктор; 11 — регулятор напряжения; 12 — вентилятор; 13 — диафрагма; 15 — переключатель; 16 — трубопровод.

где Y^* — принято равным нулю;

V_r — расход газа, $\text{м}^3/\text{ч}$;

F — площадь тарелки, м^2 .

Таблица 1

Степень поглощения и коэффициент массопередачи

Расход воздуха V, м³/час	Скорость воздуха на полное сечение W, м/сек.	Расход жид- кости Z, л/час	Степень поглощения η, %	k, м/час	L/G,	Примечание
					кг р-ра кг газа	
1	2	3	4	5	6	7
Инжекционная тарелка с коническим контактным элементом						
10,2	0,362	105	43,5	1110	7,90	$l_n = 240 \text{ мм}$ $d_n = 68 \text{ мм}$ $d_n = 20 \text{ мм}$
14,4	0,510		24,6	795	5,60	
17,4	0,615		24,3	945	4,65	
20,0	0,710		21,0	920	4,04	
23,0	0,815		22,0	1140	3,50	
10,2	0,362	135	23,2	526	10,20	
14,4	0,510		26,0	855	7,20	
17,4	0,615		18,0	660	5,98	
20,0	0,710		20,0	896	5,20	
23,0	0,815		20,0	825	4,50	
10,2	0,362	165	37,0	886	12,40	
14,4	0,510		21,0	660	8,80	
17,4	0,615		25,0	932	7,30	
20,0	0,710		18,0	767	6,35	
23,0	0,815		18,0	900	5,53	
10,2	0,362	192	25,8	580	14,50	
14,4	0,510		22,4	847	10,20	
17,4	0,615		24,7	960	8,50	
20,0	0,710		21,7	953	7,40	
23,0	0,815		17,0	740	6,40	
Инжекционная тарелка с цилиндрическим контактным элементом						
30,8	1,120	164	13,0	1870	4,10	$d_n = 31 \text{ мм}$ $h_n = 460 \text{ мм}$
33,0	1,170		19,7	3200	3,80	
39,2	1,390		17,9	3100	3,20	
40,0	1,420		20,4	4060	3,15	
42,2	1,490		20,2	4080	3,00	
43,0	1,530	223	5,15	1090	3,40	
48,6	1,730		10,6	2570	2,60	
56,4	2,000		6,6	1660	2,24	
44,6	1,570		4,8	945	3,85	
48,6	1,730		3,12	623	3,53	
68,3	2,420		5,05	1730	2,50	
Инжекционная тарелка с цилиндрическим контактным элементом						
14,4	0,510	105	9,7	428	5,61	$d_n = 38 \text{ мм}$ $h_n = 240 \text{ мм}$
17,4	0,615		6,0	318	4,64	
20,0	0,710		6,95	433	4,04	
23,0	0,815		3,2	218	3,51	
14,4	0,510	135	12,8	585	7,20	
17,4	0,615		4,4	235	5,97	
20,0	0,710		10,0	635	5,20	
23,0	0,815		6,55	466	4,52	
14,4	0,510	165	12,5	564	8,82	
17,4	0,615		9,3	506	7,30	
20,0	0,710		5,66	338	6,35	
23,0	0,815		6,16	530	5,52	

Продолжение табл. 1

Расход воздуха V , $\text{м}^3/\text{час}$	Скорость воздуха на полное сечение W , $\text{м}/\text{сек}$	Расход жид- кости L , $\text{л}/\text{час}$	Степень поглощения η , %	k , $\text{м}/\text{час}$	L/G $\frac{\text{кг р-ра}}{\text{кг газа}}$	Примечание
1	2	3	4	5	6	7
14,4	0,510	192	13,0	584	10,20	
17,4	0,615		9,0	495	8,50	
20,0	0,710		5,0	298	7,40	
23,0	0,815		8,4	592	6,40	

Насадочная колонна (насадка упорядоченная из колец Рашига 25×25 , $h_n = 600$ мм)

17,4	0,615	105	19,2	470	4,64	
20,0	0,710		18,2	516	4,03	
23,0	0,815		15,8	512	3,51	
25,0	0,885		18,8	662	3,23	
26,8	0,948		18,4	667	3,01	
26,0	0,920		19,5	715	3,10	
17,4	0,615	165	16,7	408	7,28	
20,0	0,710		18,2	517	6,35	
23,0	0,815		21,6	722	5,52	
24,2	0,826		28,8	1045	5,25	
25,0	0,885		25,5	940	5,08	
25,0	0,885	135	23,5	860	4,16	
23,0	0,815	168	22,2	737	5,62	
17,8	0,630	172	24,8	574	7,43	

Провальная тарелка $d_{\text{отв}} = 4$ мм, $S_{\text{своб}} = 14\%$

10,2	0,362	105	25,7	387	7,90	Унос жидкости
14,4	0,510		18,4	376	5,60	
17,4	0,615		20,2	502	4,65	
20,0	0,710		22,5	652	4,04	
23,0	0,815		19,5	635	3,50	
10,2	0,362		26,1	392	10,20	
14,4	0,510	135	19,7	405	7,20	
17,4	0,615		19,9	497	5,98	
20,0	0,710		17,0	477	5,20	
10,2	0,362		23,6	405	12,43	
14,4	0,510	165	29,0	405	8,80	
17,4	0,615		17,2	430	7,30	

Три ситчатые тарелки $d_{\text{отв}} = 4$ мм, $h_{\text{сл.п}} = 100$ мм, $S_{\text{своб}} = 14\%$

39,4	1,400	200	31,7	650	3,90	γ—для трех тарелок, K—для од- ной тарелки
38,0	1,350	224	27,3	425	4,54	
35,0	1,240	242	27,8	500	5,32	
30,0	1,060	208	26,0	568	5,35	

 $d_{\text{отв}} = 2,7$ мм, $h_{\text{сл.п}} = 70$ мм, $S_{\text{своб}} = 7\%$

34,8	1,23	200	24,8	420	4,42	
35,6	1,26	260	22,0	373	5,04	
34,8	1,23	228	18,0	300	5,03	
32,6	1,15	260	17,6	281	6,12	
28,8	0,99	106	9,0	113	2,83	
30,4	1,08	164	6,5	89	4,15	

Для насадочных, ситчатых и провальных тарелок F принимается равной площади сечения аппарата, для инжекционных тарелок с цилиндрическим контактным элементом — $3F_n$ (F_n — внутренняя площадь сечения патрубка). Площадь F принимается из условий возможного размещения патрубков в многопатрубковом аппарате.

Для конических патрубков $F = 1,5F_k$, где F_k — площадь сечения верхней части конуса.

Результаты исследований по степени поглощения и коэффициентам массопередачи приведены в табл. 1. Опыты проводились при различных расходах газа и раствора МЭА, содержание CO_2 в воздухе и растворе изменялось в широких пределах. Отдельные результаты опытов значительно отличаются от остальных, что объясняется неустановившимся режимом работы установки. Из-за большого количества факторов, влияющих на коэффициент массопередачи, трудно получить явно выраженные закономерности. В целом k увеличивается с возрастанием расхода жидкости и газа и уменьшается с увеличением степени карбонизации.

Ниже приводятся пределы изменения k для различных типов аппаратов:

1. Насадочная колонна	— 500÷1000 м/час
2. Ситчатая тарелка с площадью свободного сечения 14%	— 400÷650 м/час
3. Ситчатая тарелка с площадью свободного сечения 7%	— 100÷400 м/час
4. Провальная тарелка	370÷650 м/час
5. Инжекционная тарелка с коническим патрубком	— 500÷1000 м/час
6. Инжекционная тарелка с цилиндрическим патрубком ($d_n = 31$ мм, $h_n = 460$ мм)	— 900÷4000 м/час
7. Инжекционная тарелка с цилиндрическим патрубком ($d_n = 38$ мм, $h_n = 240$ мм)	— 220÷600 м/час

Видно, что наименьшая эффективность у ситчатых и провальных тарелок. Это объясняется малым объемом жидкости на тарелке и, следовательно, небольшой фактической поверхностью контакта фаз.

Низкая эффективность оказалась у инжекционной тарелки с патрубком $h_n = 240$ мм, что объясняется также малым количеством жидкости на тарелке и небольшой зоной контакта фаз.

Несколько выше эффективность у насадочной колонны и инжекционной тарелки с коническим патрубком. Однако у этих аппаратов ограничена производительность по газу, поэтому дальнейшие исследования не представляют интереса.

Самая высокая эффективность у инжекционных тарелок с цилиндрическим патрубком ($h_n = 460$ мм). Она в 2—3 раза выше, чем у других тарелок. Это можно объяснить высокой скоростью взаимодействия фаз, интенсивным обновлением поверхности контакта и большим запасом жидкости на тарелке.

Следует отметить, что производительность инжекционных тарелок по газу ограничена только высотой контактных патрубков.

Дальнейшее совершенствование конструкции инжекционных тарелок и проведение промышленных испытаний позволит разработать высокоэффективный массообменный аппарат для абсорбции CO_2 раствором МЭА.