

ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ

УДК 66.096.5

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ОБЖИГА КАФАНСКОГО
 ФЛОТАЦИОННОГО КОЛЧЕДАНА В ПЕЧИ КИПЯЩЕГО
 СЛОЯ И АБСОРБЦИИ СЕРНИСТОГО ГАЗА ВОДОЙ

II. ИССЛЕДОВАНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ, ЛИМИТИРУЕМОЙ
 ДИФфуЗИОННЫМИ СОПРОТИВЛЕНИЯМИ ГАЗОВОЙ И ЖИДКОЙ ФАЗ,
 В БАРБОТАЖНЫХ АППАРАТАХ С ПРОВАЛЬНЫМИ ТАРЕЛКАМИ

Р. В. ГРИГОРЯН и Г. О. ГРИГОРЯН

Для анализа процесса абсорбции сернистого газа в барботажных аппаратах с провальными тарелками изучены процессы массопереноса, когда массопередача лимитируется, в основном, диффузионным сопротивлением газовой и жидкой фаз. Полученные экспериментальные данные обобщены с помощью ЭВМ «Раздан-2», по известным в литературе критериальным зависимостям, и показано, что с большей точностью процессы массоотдачи в фазах описываются уравнением вида:

$$Nu' = A Re^m Pr^{0.5} \left(\frac{h_n}{h_{cr}} \right)^q,$$

при расчете критерия Nu' по коэффициенту массоотдачи, отнесенному к объему пены на тарелке. Показана роль параметра (h_n/h_{cr}) при выводе критериальной зависимости. Предложены новые уравнения для расчета процессов массоотдачи.

Абсорбция сернистого газа водой рассматривается как процесс, в котором оба фазовых диффузионных сопротивления влияют на скорость массопереноса.

Из анализа работ по абсорбции SO_2 водой [1—6] видно, что нет ясности относительно механизма массопереноса и факторов, влияющих на массопередачу, ввиду чего в ряде работ указанный процесс рассматривается как чисто физическая абсорбция [1, 2], поддающаяся расчету по уравнению массопередачи

$$\frac{1}{K_{ог}} = \frac{1}{K_r} + \frac{1}{HK_{ж}}, \quad (1)$$

в других [3—6] отмечается влияние химической реакции. Для выяснения влияния химической реакции на процесс абсорбции сернистого газа водой в барботажных аппаратах с провальными тарелками и обсуждения полученных результатов в свете последних представлений о процессе массопередачи были исследованы два крайних случая физической абсорбции: десорбция CO_2 из воды в качестве процесса, лимитируемого диффузионным сопротивлением жидкой фазы, и абсорбция NH_3 водой для определения сопротивления газовой фазы; при этом было учтено влияние на указанный процесс жидкой фазы [6, 7]. В случае десорбции CO_2 сопротивление жидкой фазы составляет примерно 98% от общего [2, 6].

Учитывая то, что данные по газовой и жидкой фазам будут использованы нами для расчета процесса абсорбции SO_2 водой при

анализе на основе двухпленочной теории для исключения влияния граничных условий при анализе все опыты проведены в одинаковых гидродинамических условиях в аппарате диаметром 85 мм на сетчатых провалных тарелках с эквивалентным диаметром отверстий (d_s)—3, 5, 6 и 8 мм и живым сечением тарелки (F_c) соответственно—0,046; 0,128; 0,189 и 0,302 м²/м². Коэффициенты массоотдачи отнесены к площади тарелки ($K_{г_s}$, $K_{ж_s}$) и объему пены на ней ($K_{г_v}$, $K_{ж_v}$). Опыты проведены при температуре 20°C, скорость газа (W_r) изменялась от 0,14 до 1,3 м/сек., плотность орошения (L) от 0,000695 до 0,0278 м/сек. Движущая сила процесса определялась из расчета полного перемешивания жидкости на тарелке.

Экспериментальная часть

Схема экспериментальной установки приведена на рисунке 1.

Воздух из воздуходувки (1), пройдя ресивер (2) и расходомер (4), поступал в увлажнитель—подогреватель воздуха (3) с проточной водой, температура которой

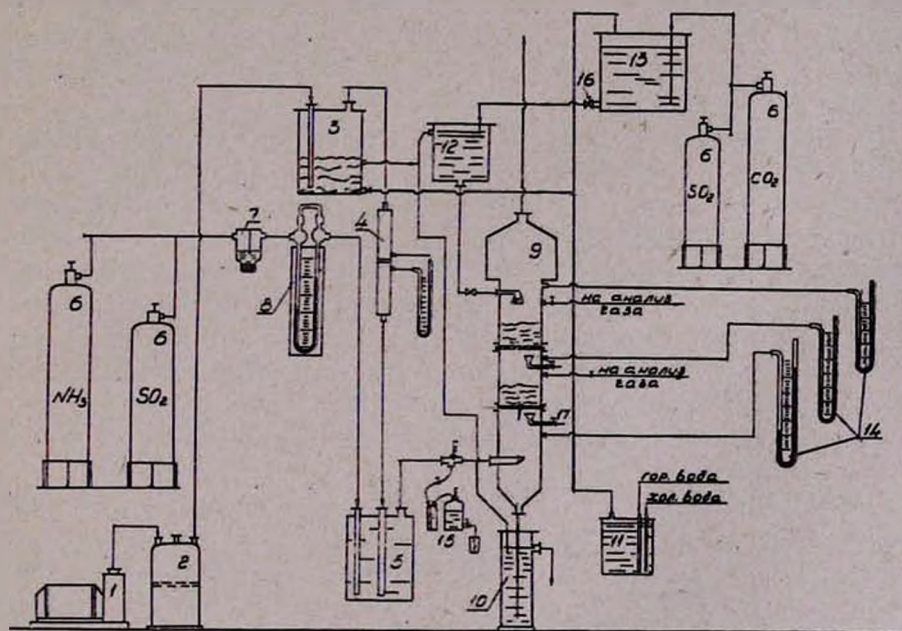


Рис. 1. Схема экспериментальной установки.

изменялась в соответствии с температурой опыта. В увлажнителе (3) воздух барботировал через слой жидкости и далее по отводной трубке, при температуре опыта поступал в брызгоотбойник-смеситель (5). Из смесителя воздух (в случае исследования десорбции) по газоходу направлялся в абсорбционную колонну (9). Температура воздуха регистрировалась термометром, установленным на газоходу у входа в абсорбер. Манометрами (14) фиксировалось давление воздуха на входе и выходе из абсорбера. Из аппарата воздушная смесь через газоотвод выбрасывалась в атмосферу. Одновременно из бак-мешалки (13) вода с определенным содержанием CO₂ (в случае десорбции) через напорный бачок (12), обеспечивающий равномерность подачи, подавалась в абсорбционную колонну (9). Избыток жидкости из напорного бачка по

переливной трубке сливался в канализацию. В баке (13) необходимая температура поддерживалась подачей в него воды из смесителя (11), подключенного к водопроводным кранам с горячей и холодной водой. В случае опытов по абсорбции газа водой в смеситель воздуха (5) из баллона (6) через склянку Тищенко (7) и расходомер (8) подавался газ. Из смесителя газовая смесь при определенной концентрации по газоходу поступала в абсорбер (9). Вода для поглощения из смесителя воды (11) сразу подавалась в напорный бачок (12), откуда в абсорбер. Для уменьшения влияния концевых эффектов подача воды в абсорбер осуществлялась через душевое устройство, установленное внутри колонны над исследуемой тарелкой. Отбор проб жидкости на выходе из тарелок производился с помощью воронки (18) и краника (19). Воронка была установлена в аппарате под тарелкой, на расстоянии 30 мм и имела объем 30 мл. Отбор проб газа на анализ производился с помощью тройников, установленных на газоходу на входе и выходе с тарелки. Абсорбционная колонна была собрана из секций, изготовленных из оргстекла, что позволяло вести визуальные наблюдения, и соединялась флянцами, между которыми зажимались испытываемые тарелки. В верхней части колонна имела расширение, позволяющее задерживать брызги жидкости из отходящих газов.

В опытах по десорбции CO_2 из воды концентрация CO_2 в растворе составляла 0,9—1,3 г/л. Расчет движущей силы производили по анализам жидкости. При исследовании абсорбции NH_3 водой, данные опытов обрабатывались по анализу газа на входе и выходе аппарата. По каждому опыту проводилось 3—4 определения содержания газа в жидкости и два газовых анализа.

Пробы жидкости с тарелок на содержание CO_2 анализировались титрованием 0,1 н раствором $\text{Ba}(\text{OH})_2$ в присутствии 10%-ного раствора BaCl_2 . Избыток $\text{Ba}(\text{OH})_2$ оттитровывался 0,1 н соляной кислотой в присутствии фенолфталейна. Пробы жидкости с тарелок на содержание NH_3 анализировались 0,1 н раствором HCl в присутствии метилрота. Для поглощения NH_3 из смеси с воздухом при анализе газа использовали 0,1 н раствор H_2SO_4 , избыток которой после пропускания смеси через поглотительный сосуд (метод Райха) оттитровывался 0,1 н раствором NaOH в присутствии метилрота.

Приемлемыми считались результаты, в которых отклонения не превышали $\pm 5\%$.

Массоотдача в жидкой фазе. Результаты экспериментов по десорбции CO_2 из водных растворов показали (табл. 1), что коэффициент массоотдачи $K_{ж_s}$ (м/сек.) растет с увеличением плотности орошения по зависимости

$$K_{ж_s} = C_1 L^{0,83} \quad (2)$$

и изменяется с ростом высоты пены по выражению

$$K_{ж_s} = C_2 h_n^{1,89} \quad (3)$$

В указанных условиях коэффициент $K_{ж_v}$ (1/сек) увеличивается по зависимости

$$K_{ж_v} = C_3 L^{0,4} \quad (4)$$

Таблица 1

Зависимость коэффициента массоотдачи в жидкой фазе от расхода жидкости на тарелке

№ опыта	Плотность орошения L , м/сек	Высота слоя h_n , м	Конц. CO_2 в воде, кг/м ³		Поглощено CO_2 , кг/час	Движущ. сила $\Delta C_{\text{сер}}$, кг/м ³	Коэффициент массоотдачи		КПД η , %	Фактор $\frac{K_{ж_с}}{\Delta P_{г-ж}} \cdot 10^4$
			C_{II}	C_K			$K_{ж_с}$, м/сек	$K_{ж_v}$, 1/сек		
1	0,000695	0,095	0,880	0,088	0,0102	0,343	0,00147	0,0155	90,4	0,40
2	0,00139	0,130	0,880	0,088	0,0206	0,342	0,00295	0,0226	91,0	0,60
3	0,00208	0,150	0,858	0,088	0,0301	0,336	0,00437	0,0290	90,7	0,75
4	0,00278	0,190	0,748	0,079	0,0359	0,294	0,00597	0,0315	91,0	0,80
5	0,00139	0,085	0,815	0,055	0,0198	0,280	0,0347	0,0409	92,5	1,15
6	0,00208	0,110	0,923	0,075	0,0330	0,336	0,00482	0,0438	92,4	1,24
7	0,00278	0,130	0,966	0,080	0,0461	0,355	0,00640	0,0492	92,3	1,40
8	0,00417	0,170	1,056	0,082	0,0760	0,371	0,01005	0,0590	93,0	1,68
9	0,00487	0,185	1,035	0,080	0,0870	0,370	0,01150	0,0621	92,9	1,72
10	0,00556	0,200	1,039	0,080	0,0997	0,372	0,0131	0,0655	93,1	1,75
11	0,00556	0,050	1,362	0,308	0,1190	0,709	0,00823	0,165	78,0	4,5
12	0,0111	0,075	1,145	0,264	0,1991	0,601	0,0163	0,217	77,5	6,0
13	0,0167	0,100	1,189	0,270	0,3090	0,616	0,0246	0,246	78,0	6,6
14	0,0222	0,125	1,270	0,300	0,4490	0,665	0,0328	0,263	77,5	7,3
15	0,0278	0,145	1,251	0,302	0,5400	0,659	0,0403	0,278	77,5	7,6

Примечание: Опыты 1÷4 проведены на тарелке 3—12 при расходе воздуха $V_0=2,4$ м³/час; 5÷10 — на тарелке 5—12 при $V_0=9,8$ м³/час; 11÷15 — на тарелке 8—12 при $V_0=13,5$ м³/час.

При рассмотрении влияния скорости газа (W_r) на величину коэффициентов $K_{ж_с}$ и $K_{ж_v}$ замечено, что с увеличением W_r коэффициент $K_{ж_с}$ растет, в то время как $K_{ж_v}$ уменьшается по выражению

$$K_{ж_v} = C_4 W_r^{-0,45} \quad (5)$$

и зависит от живого сечения тарелки (F_c) и плотности орошения. Изменение величины коэффициента $K_{ж_с}$ с увеличением W_r объясняется [8] изменением поверхности контакта на тарелке.

Из рассмотрения зависимости КПД (η) тарелки и фактора $K_{ж_с}/\Delta P_{г-ж}$ от скорости газа видно (табл. 2), что несмотря на то, что КПД с ростом W_r незначительно увеличивается, экономичность тарелки, определяемая фактором $K_{ж_с}/\Delta P_{г-ж}$ [9], резко падает. Указанный фактор возрастает с увеличением плотности орошения (табл. 1), что позволяет рекомендовать для случая массопереноса в жидкой фазе работу при высоких L и возможно малых W_r в колонне.

Зависимость коэффициента массоотдачи в жидкой фазе от скорости газа в аппарате

№ опыта	Расход воздуха V_0 , $\text{м}^3/\text{час}$	Скорость воз-духа W_r , м/сек	Высота слоя h_n , м	Конц. CO_2 в воде, кг/м^3		Поглощ. CO_2 на тарелке G_{CO_2} , кг/час	Средняя движ. сила ΔC_r , кг/м^3	Коэффициент массоотдачи		КПД (η) , %	Фактор $\frac{K_{r_s}}{L^{0,33}} \cdot 10^4$
				C_n	C_k			K_{r_s} , м/сек	K_{r_o} , л/сек		
1	2,40	0,145	0,098	0,790	0,066	0,0094	0,292	0,00150	0,0160	91,0	0,425
2	2,95	0,175	0,120	0,860	0,073	0,0102	0,312	0,00160	0,0136	91,9	0,320
3	3,50	0,206	0,135	1,100	0,070	0,0134	0,372	0,00176	0,0128	93,7	0,295
4	4,30	0,255	0,165	0,860	0,040	0,0107	0,266	0,00198	0,0118	95,3	0,264
5	5,00	0,300	0,190	0,845	0,025	0,0108	0,232	0,00226	0,0113	97,0	0,260
6	11,8	0,68	0,083	1,250	0,310	0,372	0,670	0,0271	0,325	76,0	8,40
7	13,5	0,80	0,095	1,260	0,288	0,384	0,654	0,0290	0,311	78,0	7,70
8	16,5	0,97	0,118	1,260	0,395	0,395	0,628	0,0308	0,270	80,2	6,80
9	18,6	1,10	0,140	1,240	0,228	0,400	0,589	0,0333	0,239	82,2	6,10
10	21,8	1,30	0,165	1,240	0,200	0,411	0,566	0,0356	0,217	84,9	5,20

Примечание: Опыты 1÷5 проведены на тарелке 3—12 с $F_c = 0,046$ при $L = 0,000695$ м/сек; 6÷10 — на тарелке 8—12 при $L = 0,0195$ м/сек.

Массопередача в газовой фазе. Результаты экспериментов по абсорбции аммиака водой позволили установить (табл. 3 и 4), что коэффициент массоотдачи K_r в рассматриваемой системе на 15—40% выше общего коэффициента массопередачи (K_{or}); при этом влияние жидкой фазы возрастает при малых скоростях газа в колонне (опыты 1—4 в таблицах 3 и 4).

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе K_{r_s} увеличивается с ростом W_r (табл. 3) по выражению

$$K_{r_s} = C_s W_r^{1,05} \quad (6)$$

и изменяется с увеличением высоты пены по зависимости

$$K_{r_s} = C_h h_n^{1,3}. \quad (7)$$

В указанных условиях коэффициент K_{r_o} незначительно изменяется и в большей степени зависит от живого сечения и перфорации тарелки.

С ростом плотности орошения коэффициент K_{r_s} , как видно из данных таблицы 4, увеличивается по зависимости

$$K_{r_s} = C_L L^{0,33}. \quad (8)$$

В указанных условиях коэффициент K_{r_o} уменьшается. Замечено, что с увеличением скорости газа (табл. 3) и уменьшением плотности

Таблица 3

№ опыта	Расход воз- духа V_0 , лм ³ /час	Скорость газа W_r , м/сек	Высота сл. h_p , м	Конц. NH_3 в газе, %		Погл. NH_3 на тарелке G_{NH_3} , кг/час	Конц. NH_3 в растворе кг/м ³	Ср. дв. сила $\Delta P_{\text{ср}}$, бар	Коэф. массопередачи		Коэф. массоотдачи		КПД η , %	Фактор $K_{r_s} \cdot 10^3$
				$Y_{\text{п}}$	$Y_{\text{к}}$				K_{0r_s} ,	K_{0r_v} ,	K_{r_s} ,	K_{r_v} ,		
									кг м ³ ·сек·бар	кг м ³ ·сек·бар	кг м ² ·сек·бар	кг м ² ·сек·бар		
1	2,4	0,145	0,100	1,300	0,185	0,0205	1,58	0,00560	0,180	1,80	0,256	2,56	94,5	0,45
2	3,0	0,175	0,120	1,300	0,190	0,0249	1,91	0,00533	0,229	1,91	0,338	2,81	95,4	0,42
3	3,5	0,206	0,135	1,290	0,193	0,0295	2,26	0,00522	0,279	2,02	0,408	3,01	97,5	0,50
4	4,3	0,255	0,155	1,350	0,230	0,0370	2,84	0,00561	0,323	2,08	0,478	3,09	97,5	0,51
5	5,0	0,300	0,175	1,360	0,250	0,0529	3,26	0,00570	0,369	2,12	0,538	3,10	97,0	0,53
6	9,8	0,58	0,075	0,910	0,121	0,0592	0,0150	0,00386	0,750	10,0	0,799	10,5	86,5	2,42
7	11,8	0,68	0,085	0,850	0,112	0,0669	0,0168	0,00361	0,905	10,6	0,964	11,3	86,7	2,61
8	13,5	0,80	0,095	0,841	0,120	0,0743	0,0187	0,00361	1,015	10,7	1,095	11,4	85,7	2,73
9	16,5	0,97	0,115	0,810	0,118	0,0876	0,0220	0,00354	1,210	10,6	1,310	10,8	84,5	2,79
10	19,3	1,10	0,140	0,825	0,115	0,1040	0,0260	0,00351	1,450	10,4	1,560	11,1	86,0	2,95
11	21,8	1,30	0,160	0,860	0,122	0,1240	0,0313	0,00371	1,640	10,2	1,790	11,5	86,9	3,00

Примечание: Опыты 1÷5 проведены на тарелке 3—12 при $L=0,000695$ м/сек; 6÷10 на тарелке 8—12 при $L=0,0195$ м/сек.

Таблица 4

Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от расхода жидкости в аппарате

№ опыта	Плотность орошения L , м/сек.	Высота слоя h_n , м	Конц. NH_3 в газе, %		Погл. NH_3 на тарелке, кг/час	Конц. NH_3 в р-ре, кг/м ³	Ср. дв. сила $\Delta P_{\text{ср}}$, бар.	Кэф. мас-сопередачи		Кэф. мас-соотдачи		КПД η , %	Фактор $\frac{K_{r_g}}{\Delta P_{r-ж}} \cdot 10^3$
			Y_n	Y_k				$K_{ог_s}$	$K_{ог_v}$	K_{r_s}	K_{r_v}		
1	0,000695	0,095	1,310	0,185	0,0208	1,600	0,00542	0,188	1,88	0,267	2,78	94,5	0,48
2	0,00139	0,115	1,200	0,110	0,0201	0,770	0,00436	0,221	1,86	0,306	2,65	96,1	0,45
3	0,00208	0,150	1,250	0,080	0,0217	0,555	0,00408	0,261	1,74	0,339	2,26	96,3	0,42
4	0,00278	0,180	1,210	0,050	0,0216	0,415	0,00354	0,300	1,66	0,382	2,12	97,8	0,40
5	0,0111	0,075	0,830	0,137	0,0719	0,032	0,00379	0,928	12,4	1,02	13,5	84,1	3,10
6	0,0167	0,090	0,820	0,120	0,0724	0,021	0,00360	0,981	11,0	1,10	12,2	85,4	2,97
7	0,0222	0,125	0,830	0,095	0,0773	0,017	0,00331	1,150	9,3	1,25	10,0	88,4	2,54
8	0,0278	0,150	0,855	0,075	0,0812	0,014	0,00312	1,280	8,6	1,42	9,5	91,2	2,12

Примечание: Кэф. Генри $H_{\text{NH}_3} = 530 \text{ кг/м}^3 \text{ бар}$ ($t=20^\circ\text{C}$). Опыты 1÷4 проведены на тарелке с перфорацией 3—12 ($V_0=2,4 \text{ км}^3/\text{час}$); 5÷8 на тарелке 8—12 ($V_0=13,5 \text{ км}^3/\text{час}$).

орошения (табл. 4) экономичность тарелки возрастает. Это позволяет рекомендовать для процессов, лимитируемых сопротивлением газовой фазы, работу при высоких W_r и возможно малых L в колонне.

Обобщение экспериментальных данных. Результаты опытов по массоотдаче в жидкой и газовой фазах проверены методом наименьших квадратов на полупроводниковой ЭВМ „Раздан-2“ и обобщены на основе общей теории подобия, т. е. представлены в виде степенных функций безразмерных критериев.

Экспериментальные данные по жидкой фазе, обработанные по предложенной [6] степенной зависимости

$$m_{ж} Re_{ж}^{0.5} = 126000 h_n^{1.9}, \quad (9)$$

расположились на 30—35% выше уравнения линии (9). Подобное отклонение для аппаратов малого диаметра отмечается также в работах [6, 11], что позволяет заключить о надежности полученных опытных данных.

Результаты опытов обобщены также по критериальной зависимости вида

$$Nu' = A Re^m (Pr')^{0.5} \left(\frac{h_n}{h_{cr}} \right)^q. \quad (10)$$

При введении в критерий $Nu'_{ж}$ и $Re_{ж}$ уравнения (10) в качестве определяющего линейного размера высоты пены (h_n) получено уравнение со значениями $A=391$; $m=0,85$ и $q=0,44$ (11). Отклонения дан-

ных опытов от уравнения (11) составили $\pm 20\%$ (табл. 5). При замене высоты пены в указанных критериях эквивалентным диаметром отверстий (d_s) опытные данные в пределах отклонений $\pm 20\%$ описываются уравнением (10) с $A = 7,94$, $m = 0,88$ и $q = 0,23$ (12). В рассмотренных выше уравнениях (11, 12) критерий Nu'_j рассчитан по коэффициенту массоотдачи, отнесенному к площади тарелки.

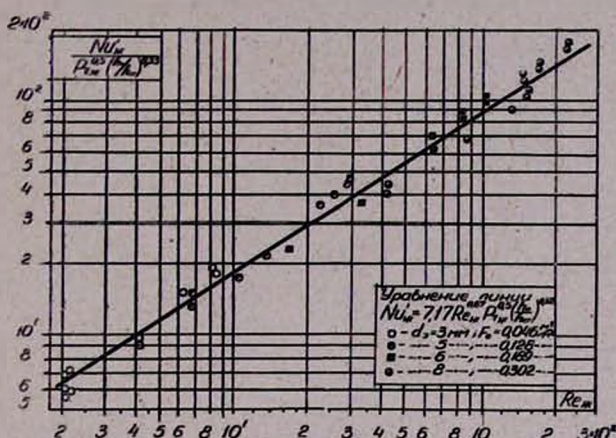


Рис. 2. Зависимость $Nu'_j / Pr_j^{0,5} \left(\frac{h_n}{h_{ct}} \right)^{0,59}$ от Re_j .

Большаков [2, 10], учитывая то, что точное определение размеров и числа газовых пузырьков, брызг жидкости и пены затруднено, отнес коэффициент массоотдачи к объему пены. Учитывая это обстоятельство, нами в данной работе критерий Nu'_j в уравнении (10) принят в следующем видоизменении:

$$Nu'_j = \frac{K_{жв} \left(\frac{\mu_j^2}{g \tau_j^2} \right)^{1/3} \cdot h_n}{D_j} \quad (13)$$

Данные экспериментов по жидкой фазе обобщены с помощью зависимости (10) с учетом выражения (13) и, как видно из рисунка 2, с точностью $\pm 10\%$ описываются уравнением, в котором $A = 7,17$, $m = 0,67$, $g = 0,32$ (14). При замене в выражении (13) h_n на d_s опытные данные описываются при расчете по зависимости (10) с точностью $\pm 20\%$ уравнением (15), в котором $A = 0,0129$, $m = 0,87$ и $q = 0,83$. Критерий Re_j в уравнениях (14 и 15) рассчитан по d_s .

В рассмотренных критериальных уравнениях (9, 11–15) в правой части, по аналогии с [7], введена безразмерная характеристика h_n/h_{ct} , показывающая связь физических и гидродинамических факторов в ходе определения скорости массопереноса. При обработке результатов опытов по зависимости (10) с учетом видоизменений, введенных для уравнения (15) без параметра (h_n/h_{ct}) получено уравнение (16) ($A = 0,072$, $m = 0,87$), разброс точек относительно которого достиг

$\pm 70\%$. Следовательно, введение параметра (h_n/h_{cr}) в критериальное уравнение, произведенное впервые для барботажа Большаковым [7], является обоснованным и необходимым для правильного обобщения экспериментальных данных по массопереносу и на провальных тарелках.

Значения коэффициента A , показателей степени m и q и пределов отклонений опытных данных ($\%$), полученные в уравнениях (11–16) для жидкой фазы, приведены в таблице 5.

Таблица 5

№ уравн.	A	m	q	Предел отклонений, $\%$
11	391,0	0,85	0,44	± 20
12	7,94	0,88	0,23	± 20
14	7,17	0,67	0,32	± 8
15	0,0129	0,87	-0,83	± 20
16	0,072	0,87	—	± 70

Экспериментальные данные по газовой фазе проверены по предложенной [6] степенной зависимости

$$m_r Pe_r^{0,5} = 1770 h_{cr}^{1,2} \quad (17)$$

и отвечают ей в пределах разброса точек.

Результаты опытов обработаны по зависимости (10) для газовой фазы. При введении в критерий Nu_r' и Re_r в качестве определяющего линейного размера — h_n опытные данные, обработанные по зависимости (10), с точностью $\pm 20\%$ описываются уравнением, в котором $A=92,5$, $m=0,74$ и $q=0,68$ (18), (табл. 6). При замене высоты пены в критериях Nu_r' и Re_r эквивалентным диаметром (d_s) получено уравнение (19), в котором $A=6,39$; $m=0,82$ и $q=-0,18$. В уравнениях (18 и 19) критерий Nu_r' рассчитывается по коэффициенту K_{r_s} (м/сек.).

В работе [7] критерий $Nu_r' = \frac{K_{r_s} \cdot l}{D_r}$ в уравнении (10) принят в следующем видоизменении:

$$Nu_r' = \frac{K_{r_v} \cdot h_n (P_b)^{0,5} \cdot M_A}{D_r \cdot \rho_A} \sqrt{\frac{\sigma_{ж}}{\gamma_{ж}}} \quad (20)$$

В выражении (20) вместо коэффициента K_{r_s} принят коэффициент $K_{r_v} \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \text{ сек} \cdot \text{бар}} \right)$. Данные опытов, обобщенные с помощью критериальной зависимости (10) с учетом выражения (20), как видно из таблицы 6, в пределах отклонения $\pm 8\%$ описываются уравнением (21), в котором $A=158,9$; $m=0,46$ и $q=0,59$. Критерий Re_r в урав-

нении (21) рассчитан по эквивалентному диаметру отверстий (d_s). При введении в формулу для Re_r вместо d_s высоты пены (h_n) опытные данные, как видно из рисунка 3, с точностью $\pm 12\%$ описываются уравнением (22), где $A = 1,67$; $m = 0,66$ и $q = -0,13$ (табл. 6). При

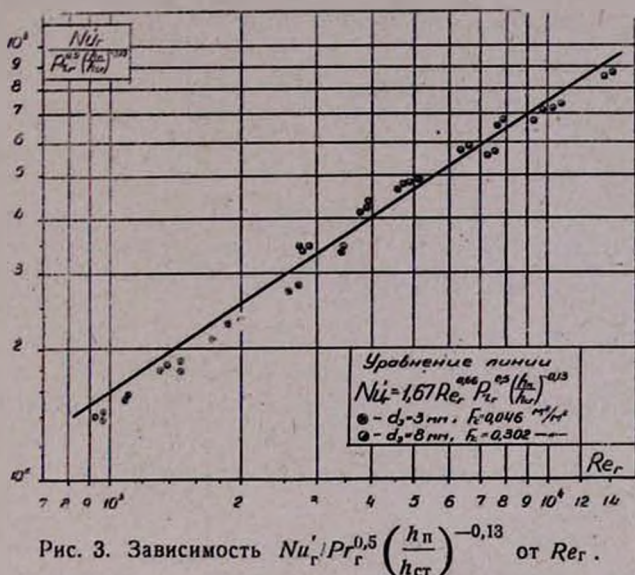


Рис. 3. Зависимость $Nu'_r / Pr_r^{0,5} \left(\frac{h_n}{h_{ст}} \right)^{-0,13}$ от Re_r .

замене в выражении (20) высоты пены на d_s , по рекомендации [2], опытные данные, рассчитанные по зависимости (10), в пределах отклонения $\pm 10\%$ описываются и уравнением (23), в котором $A = 0,0846$; $m = 0,82$ и $q = -0,64$. Значения A , m и q , а также предела отклонений для полученных уравнений по газовой фазе приведены в таблице 6.

Таблица 6

№№ уравн.	A	m	q	Предел от- клонений, $\sigma_{\text{до}}$
18	92,5	0,74	0,68	± 20
19	6,39	0,82	-0,18	± 20
21	158,9	0,46	0,59	± 8
22	1,67	0,66	-0,13	± 12
23	0,0846	0,82	-0,64	± 10

Анализ рассмотренных критериальных уравнений показал, что наиболее надежные критериальные зависимости получены при расчете массопереноса по коэффициентам массоотдачи в фазах, отнесенным к объему пены на тарелке ($K_{г\phi}$, $K_{ж\phi}$) с учетом параметра ($h_n/h_{ст}$), что позволяет рекомендовать для расчета процессов массопередачи в жидкой фазе уравнение

$$Nu'_{\text{ж}} = 7,17 Re_{\text{ж}}^{0,67} (Pr'_{\text{ж}})^{0,5} \left(\frac{h_n}{h_{\text{ст}}} \right)^{0,32}, \quad (14)$$

а для газовой фазы уравнение

$$Nu'_r = 158,9 Re_r^{0,46} (Pr'_r)^{0,5} \left(\frac{h_n}{h_{\text{ст}}} \right)^{0,59}, \quad (21)$$

Ереванский научно-исследовательский
институт химии

Поступило 17 II 1966

ԵՌԱՑՈՂ ՇԵՐՏԻ ՏԻՊԻ ՎԱՌԱՐԱՆՈՒՄ ՂԱՓԱՆԻ ՖԻՆԱՆՍԻՆ ԿՈՆՉԵՂԱՆԻ ԱՅՐՄԱՆ ՊՐՈՑԵՍԻ ԵՎ ՍՏԱՅՎՈՂ ԾԾՄԲԱՅԻՆ ԳԱԶԻ ԶՐՈՎ ԿԼԱՆՄԱՆ ՈՒՍՈՒՄՆԱՍԻՐՈՒԹՅՈՒՆԸ

II. ՄԱՍՍԱՀԱՂՈՐԴԱԿԱՆՈՒԹՅԱՆ ՈՒՍՈՒՄՆԱՍԻՐՈՒԹՅՈՒՆԸ ԹԱՓՈՂ ՏԻՊԻ
ԱՓՍԵՆԵՐՈՎ ԲԱՐՔՈՏԱԺԱՅԻՆ ԱՊԱՐԱՏՆԵՐՈՒՄ, ԵՐԲ ՊՐՈՑԵՍԸ ԼԻՄԻՏԱՎՈՐՎՈՒՄ Է
ՀԵՂՈՎ ԵՎ ԳԱԶ ՖԱԶԱՆԵՐԻ ԴԻՖԴԵՐԵՆՑԻԱԼ ԴԻՄԱՐՈՒԹՅՈՒՆՆԵՐՈՎ

Ռ. Վ. ԳՐԻԳՈՐՅԱՆ և Գ. Ն. ԳՐԻԳՈՐՅԱՆ

Ա Վ Փ Ո Փ Ո Ւ Մ

Զրոյ ծծմբային գազի կլանման պրոցեսը թափվող տիպի ափսեներով բարդացած է ապարատներում անալիզի ենթարկելու համար ուսումնասիրված են մասսափոխանակման պրոցեսները, երբ մասսահաղորդումը հիմնականում լիմիտավորվում է գազ և հեղուկ ֆազաների դիֆուզիոն շերտերով: Հիմք ընդունելով գրականությունից հայտնի կրիտերիալ հավասարումները, ստացված փորձնական տվյալները ընդհանրացված են ռազմադրական շա էՄ-ի օգնությամբ և ցույց է տրված, որ եթե Նս-կրիտերիայի հաշվումը կատարել ըստ մասսատրանսպորտի գործակցի՝ բերված ափսեների վրա փրփրի ծավալի, ապա արդյունքները մեծ ճշտությամբ ենթարկվում են հետևյալ օրինաչափությանը՝

$$Nu' = A Re^m (Pr')^{0,5} \left(\frac{h_n}{h_{\text{ст}}} \right)^q$$

նշված կախվածությունն ընդհանուր բերման ժամանակ ցույց է տրված $h_n/h_{\text{ст}}$ պարամետրի դերը:

Մասսատրանսպորտի պրոցեսների հաշվարկման համար առաջարկված են նոր կրիտերիալ հավասարումներ:

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Р. В. Григорян, Г. О. Григорян, М. Г. Манвелян, Арм. хим. ж., 20, 840 (1967).
2. Г. О. Григорян, А. Г. Большаков, Науч. зап. Одесского политехн. института, (ОПИ), 2, 61 (1956), Одесса.
3. А. О. Nijssing, R. H. Hendriks, H. J. Kramers, Chem. Eng. Sci., 10, № 1, 88 (1959).

4. *R. P. Whitney, J. R. Vivian*, Chem. Eng. Progr., 45, 323 (1949).
5. *D. A. Pearson, L. J. Lundberg*, Chem. Eng. Progr., 47, 237 (1951).
6. *А. Г. Касаткин, Д. М. Попов, Ю. Н. Дытнерский*, Хим. пром. № 2, 123 (1962).
7. *А. Г. Большаков*, Научн. зап. Одесского политехн. института, (ОПИ), 2, вып. 2 (1954).
8. *А. Н. Радионов, А. М. Кашников*, Сб. Процессы химической технологии. „Гидродинамика, тепло- и массопередача“. Изд. Наука, Москва, 1965, стр. 244.
9. *И. Н. Кузьминых, А. Н. Радионов*, Изв. ВУЗ-ов, Х и ХТ, 2, № 1, 63 (1959).
10. *Г. Н. Гасюк, А. Г. Большаков, А. В. Картнев*, Хим. пром., № 5, 399 (1960).
11. *В. В. Кафаров, Ю. Г. Зелинский*, ЖПХ, 36, 1731; 2210 (1963).