

В.И. Жалковский, А.И. Ершов

## ИССЛЕДОВАНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ НА КОНТАКТНОЙ СТУПЕНИ С ПЯМОТОЧНО-ЦЕНТРОБЕЖНЫМИ ЭЛЕМЕНТАМИ

Разработка и исследование новых скоростных аппаратов и отдельных ступеней контакта для взаимодействия газо-жидкостных систем диктуются необходимостью интенсификации процессов массообмена и повышения производительности технологических установок.

В БТИ имени С.М. Кирова созданы скоростные прямоточно-центробежные тарелки элементного типа [1] для процессов абсорбции и ректификации. Ранее [2] на одноэлементных моделях проведено исследование гидродинамики их и установлено, что минимально допустимыми нагрузками ступени являются среднеосевые скорости газа в контактных элементах 12-14,5 м/сек. Верхний предел скоростей достигается при 26-29 м/сек и определяется вторичным уносом. Задачей данного исследования поставлено изучение массообмена на многоэлементной тарелке. Объектом исследования служил лоток размерами 370 × 60, по оси которого размещалось пять прямоточно-центробежных элементов с внутренним диаметром контактного патрубка 32 мм.

Опыты проводились при десорбции  $\text{CO}_2$  из водного раствора воздухом, когда основное сопротивление массопереносу сосредоточено в жидкой фазе, и при абсорбции  $\text{NH}_3$  водой с основным сопротивлением переносу массы в газовой фазе на установках 1 а и б. В обоих случаях тарелка 16 крепилась между фланцами и устанавливалась строго горизонтально. Ниже ее предусматривалась распределительная решетка 17, в верхней части лотка устанавливался объемный сепаратор 15 (рис. 1,а).

Газ к тарелке подавался воздуходувкой 1. Расход газа регулировался заслонкой 2 и определялся по перепаду давлений на диафрагме 3, замеряемому дифманометром 4. Вода из напорного бака 12 подавалась на тарелку через ротаметр 7. Расход воды регулировался краном 13.

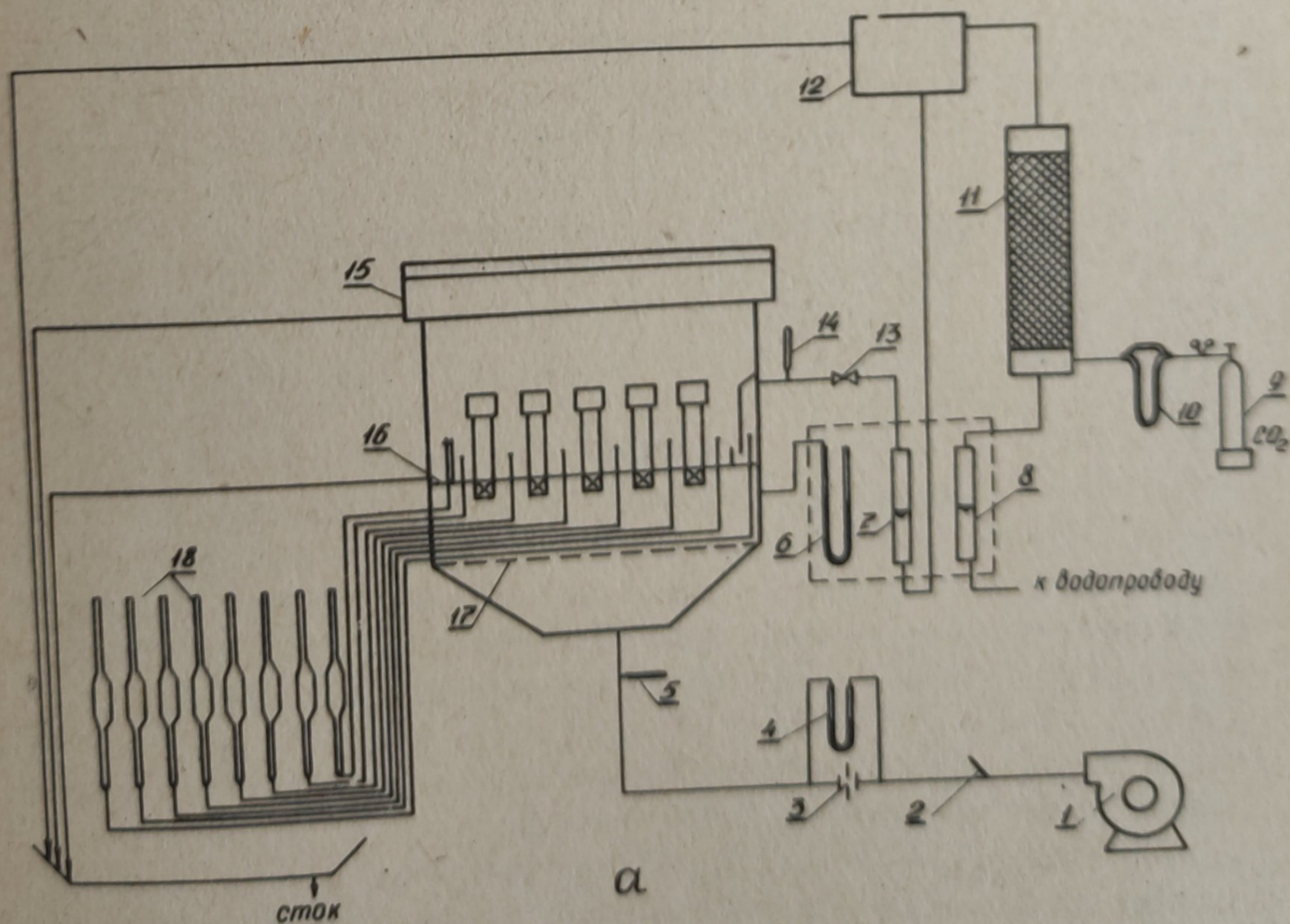
В опытах по десорбции  $\text{CO}_2$  (рис. 1, а) жидкая фаза предварительно насыщалась в насадочной колонне 11 углекислым газом, поступающим из баллона 9 через реометр 10, тарированный титрованием раствора на входе тарелки. Расход воды в колонну устанавливался с учетом максимального орошения ступени и замерялся ротаметром 8.

При абсорбции  $\text{NH}_3$  водой (рис. 1 б) аммиак, подмешиваемый к воздуху, распыливался форсункой 10. Реометр 9 для определения расхода  $\text{NH}_3$  тарировался по времени нейтрализации 300 мл 1N раствора  $\text{HCl}$  при пропускании аммиака через колбу Дрекселя.

Температуры газа и жидкости на входе тарелки поддерживались постоянной и контролировалась с помощью термометров 5 и 14.

Эффективность массообмена в процессе десорбции определялась по жидкой фазе, при абсорбции анализу подвергались как жидкость, так и газ, что позволило в расчетах исходить из сходимости баланса.

С целью изучения локальной эффективности массообмена на ступени, а также оценки к.п.д. отдельных рядов элементов по длине лотка отбор проб жидкости производился как на входе и выходе тарелки, так и вдоль потока, на высоте 40 мм. В ка-



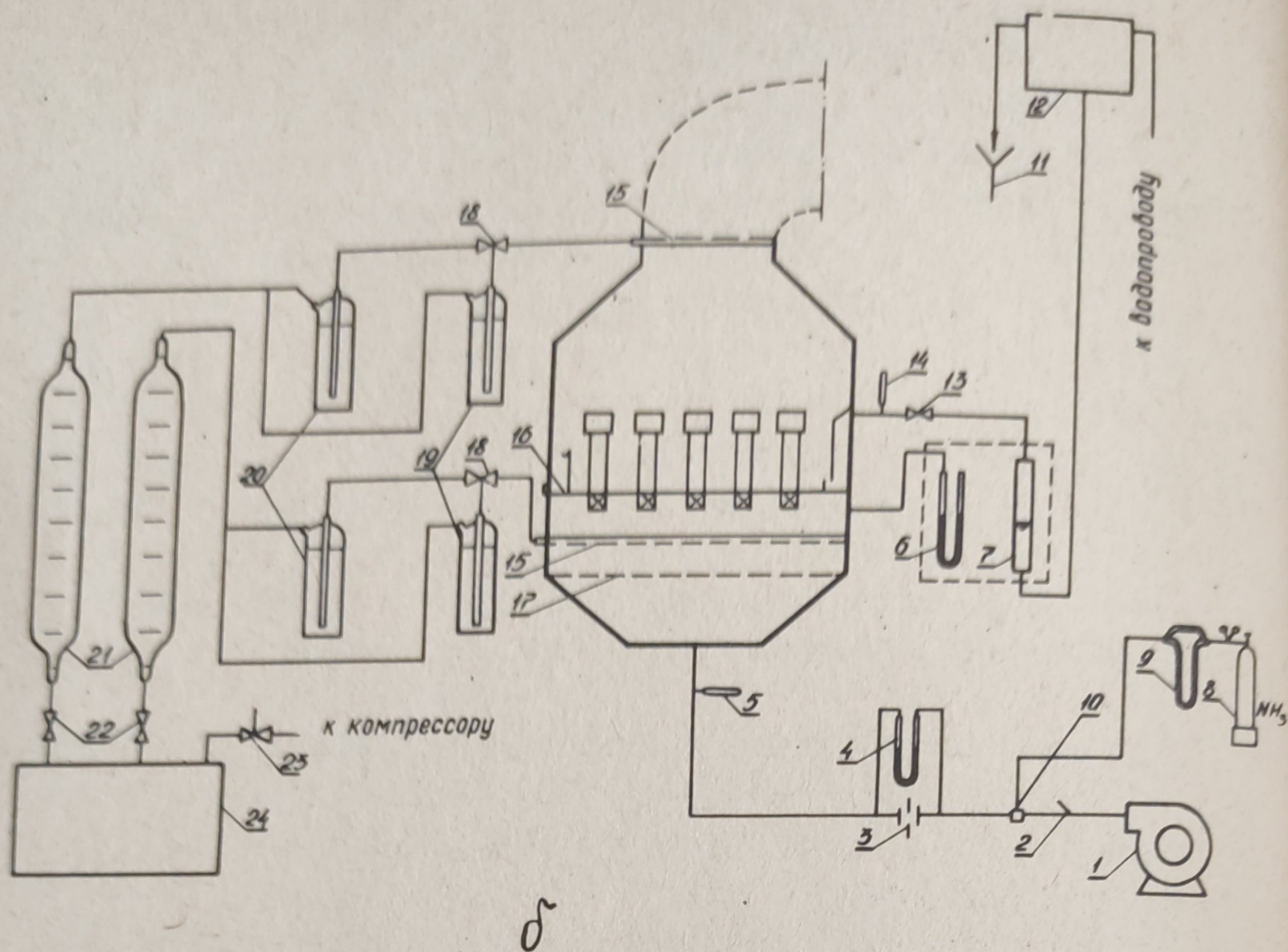


Рис. 1. а) Схема экспериментальной установки для десорбции  $\text{CO}_2$  из водного раствора воздухом: 1-воздуходувка, 2-заслонка, 3-диафрагма, 4,6-дифманометры, 5,14-термометры, 7,8-ротаметры, 9-баллон с  $\text{CO}_2$ , 10-реометр, 11-насадочная колонна, 12-напорный бак, 13-кран, 15-сепаратор, 16-исследуемая тарелка, 17-распределительная решетка, 18-пипетки для жидкости; б) схема экспериментальной установки для абсорбции  $\text{NH}_3$  водой: 1-воздуходувка, 2-заслонка, 3-диафрагма, 4,6-дифманометры, 5-14-термометры, 7-ротаметр, 8-баллон с  $\text{NH}_3$ , 9-реометр, 10-форсунка, 11-слив, 12-напорный бак, 13,18,22,23-краны, 15-пробоотборники, 16-исследуемая тарелка, 17-распределительная решетка, 19,20-дрекселя, 21-делительные сосуды, 24-сливной бак.

в качестве пробоотборников служили: на входе жидкости и вдоль потока - трубки, имеющие поперечные канавки по ширине лотка, на выходе - корытце, закрепленное на сливной перегородке. Жидкость поступала в пробоотборники самотеком и по соединительным шлангам заполняла калиброванные пипетки 18, объемом 50 мл. Отбор проб в различных точках производился одновременно. Незначительный расход жидкости через пробоотборники позволил принять орошение на тарелке постоянным.

Содержание  $\text{CO}_2$  в жидкости определялось по известной методике, добавлением избытка 0,1N раствора  $\text{Ba}(\text{OH})_2$  с после-

дующим титрованием его 0,1 N раствором HCl в присутствии фенолфталеина и среде BaCl<sub>2</sub> для подавления диссоциации ионов BaCO<sub>3</sub>. Концентрация CO<sub>2</sub> в жидкости на входе тарелки составляла 1 г/л и рассчитывалась по формуле

$$x = \frac{N_k (v_x - v_p) M_{CO_2}}{2v_{пр}}, \text{ г/л,}$$

где  $N_k$  - нормальность кислоты, г-экв/л;  $v_x$  и  $v_p$  - объем HCl, расходуемый, соответственно, на холостое и рабочее титрование, мл;  $v_{пр}$  - объем взятой для анализа пробы, мл;  $M_{CO_2}$  - молекулярный вес CO<sub>2</sub>.

Эффективность массообмена в этом случае рассчитывалась из

выражения  $E = \frac{x_n - x_k}{x_n - x^*}$ , где равновесная концентрация  $x^*$ ,

составляющая  $\approx$  в 300 раз меньшую величину, чем концентрация на выходе жидкости и 1000 раз, чем на входе, вследствие своей малости принималась равной нулю.

В опытах по абсорбции содержание NH<sub>3</sub> в жидкости определялось непосредственным титрованием 50 мл пробы 0,1 N раствором HCl в присутствии метилоранжа. Расчет концентрации NH<sub>3</sub> в жидкости производился по формуле

$$x = \frac{N_k (v_p - v_o) M_{NH_3}}{v_{пр}}, \text{ г/л}$$

где  $v_p$  и  $v_o$  - объем кислоты, затрачиваемой, соответственно на титрование раствора и чистой воды.

Анализ газовой фазы на содержание NH<sub>3</sub> производился пропусканием аммиачно-воздушной смеси через колбу Дрекслея, содержащую 25 мл 0,01 N раствора HCl. Дрекслея 20 (рис. 16) служили контрольными, а 19 использовались для уравнивания давления газа в пробоотборниках 15 и свободном пространстве опытных дрекселей. Аммиачно-воздушная смесь отсасывалась с помощью делительных сосудов 21, объем 1 л. Количество аммиака, поглощенного в процессе отбора пробы, определялось прямым титрованием остатка непрореагировавшей HCl раствором 0,01 N NaOH, в присутствии метилового красного и рассчитывалось по формуле

$$y = \frac{(N_k v_k - N_{ш} v_{ш}) M_{NH_3}}{1000}, \text{ г/л газа,}$$

где  $N_k$  и  $V_k$  - соответственно нормальность и объем кислоты;  
 $N_{\text{ш}}$  и  $V_{\text{ш}}$  - нормальность и объем щелочи.  
 $E_{\text{ш}}$  Эффективность массообмена в процессе абсорбции  $\text{NH}_3$  во-  
дой рассчитывалась из выражения

$$E = \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{y_{\text{н}} - y^*}$$

Константа равновесия, используемая для нахождения  $y^*$ , рас-  
считывалась по формулам, приведенным в монографии [3].

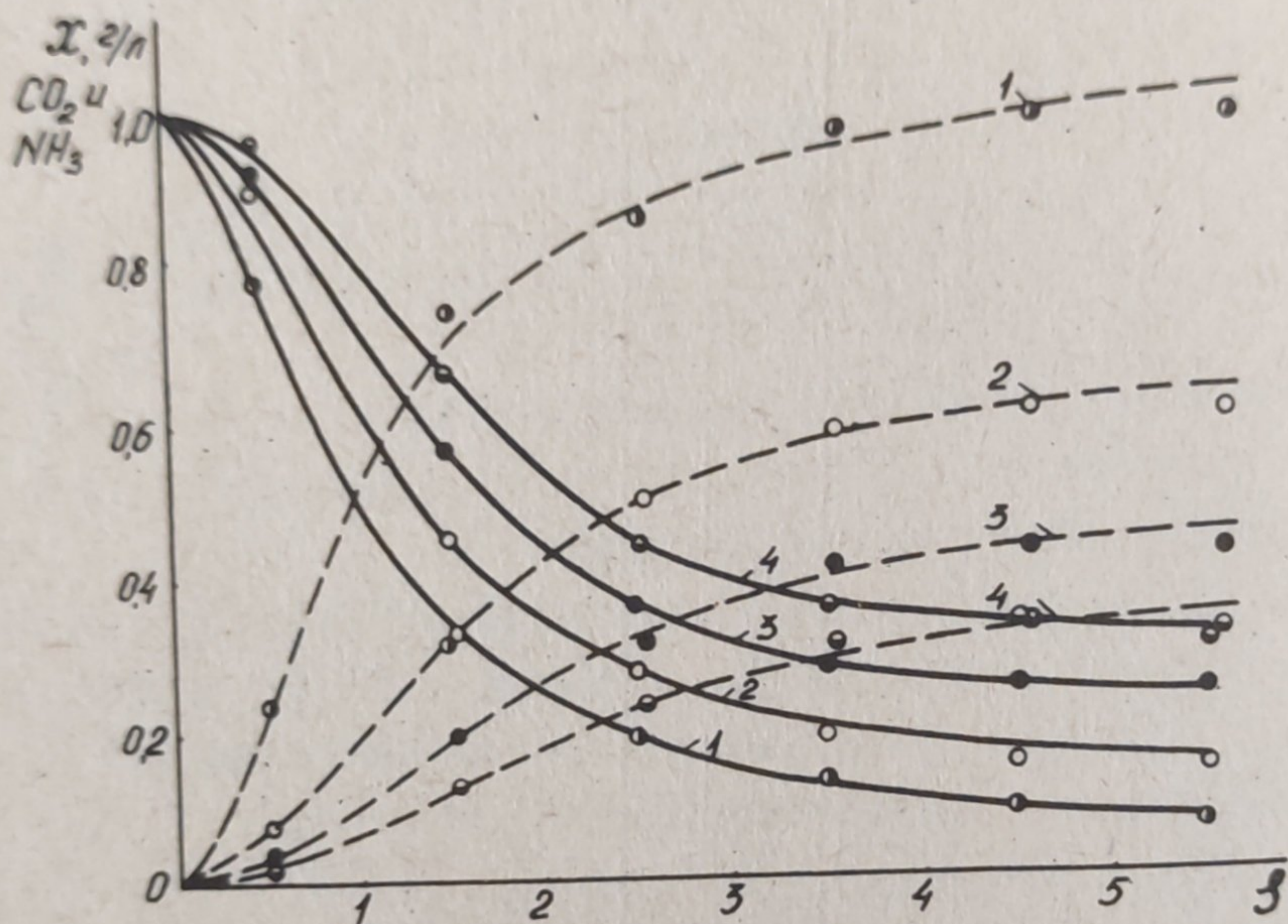


Рис. 2. Распределение концентраций  $\text{CO}_2$  и  $\text{NH}_3$  (пунктирная линия) в жидкости вдоль потока на тарелке при удельном орошении  $q$  ( $\text{м}^3/\text{мчас}$ ): 1-1,33; 2-2,66; 3-3,99; 4-5,33.

На рис. 2 приведено распределение концентраций  $\text{CO}_2$  и  $\text{NH}_3$  в жидкости на тарелке. Из рисунка видно, что со стороны входа жидкой фазы концентрации меняются резко, следовательно массообмен в первых рядах элементов протекает интенсивнее. Для абсорбции  $\text{NH}_3$  характерно более заметное влияние расхода жидкой фазы. Скачок концентраций у входа свидетельствует о перемешивании жидкости на тарелке.

На рис. 3 представлены зависимости эффективности тарелки от среднеосевой скорости газа в элементах, при различных нагрузках по жидкости, из которых видно, что при десорбции  $\text{CO}_2$  из водного раствора воздухом средняя эффективность тарелки составляет 0,73-0,94. Максимум эффективности при средних нагрузках по газу объясняется совместным влиянием циркуляции и уноса.

При абсорбции  $\text{NH}_3$  водой эффективность с увеличением скорости вначале падает, а затем растет. Некоторое снижение ее объясняется уменьшением времени контакта фаз с увеличением скорости газа. Последующий рост происходит, очевидно, вследствие дополнительного массообмена в результате прорыва газа под сепарационный колпачок, где он также взаимодействует с жидкостью. Средняя эффективность тарелки в процессе абсорбции  $\text{NH}_3$  водой составила 0,41–0,66.

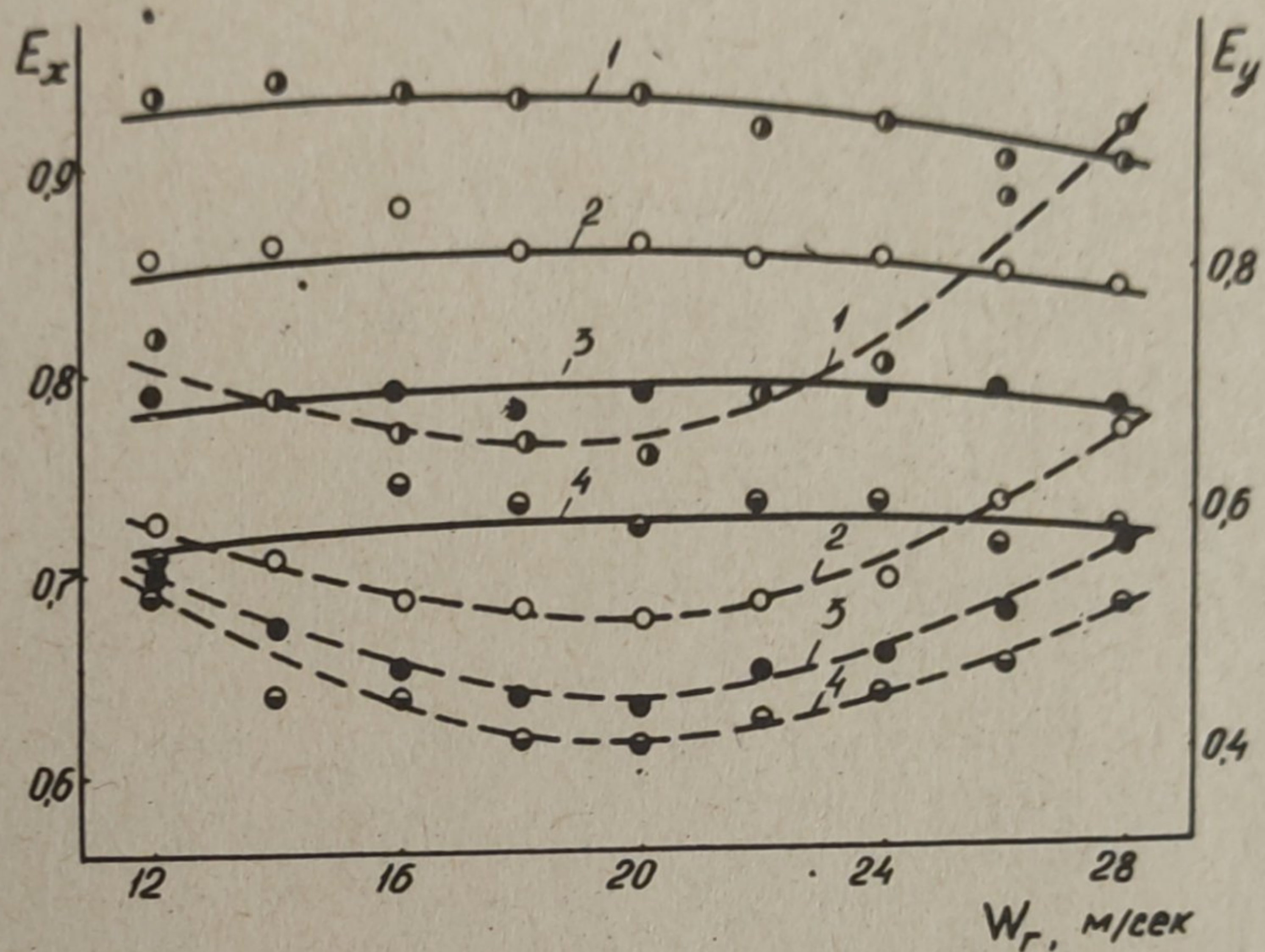


Рис. 3. Эффективность тарелки при десорбции  $\text{CO}_2$  воздухом и абсорбции  $\text{NH}_3$  водой – пунктирная линия (обозн. по рис. 2).

#### В ы в о д ы

1. У входа жидкости на тарелку эффективность массообмена в контактных элементах выше, чем у выхода.
2. Получены значения к.п.д. ступени при десорбции  $\text{CO}_2$  из водного раствора воздухом и абсорбции  $\text{NH}_3$  водой.
3. Контактные ступени с прямоточно-центробежными элементами целесообразно применять в процессах с основным сопротивлением массопереносу в жидкой фазе.

#### Л и т е р а т у р а

1. А.И. Ершов, И.М. Плехов и др. Авт. свид. СССР № 257439. Бюл. изобр. № 36 (1969).
2. В.И. Жалковский. Химия и хим. технология, вып. 7, (1974).
3. В.М. Рамм. Абсорбция газов, М., "Химия" (1966).