

1 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

Абсорбцией называется процесс поглощения газа или пара жидким поглотителем (абсорбентом). Обратный процесс — выделение поглощенного газа из поглотителя — называется десорбцией.

В промышленности абсорбция с последующей десорбцией широко применяется для выделения из газовых смесей ценных компонентов (например, для извлечения из коксового газа аммиака, бензола и др.), для очистки технологических и горючих газов от вредных примесей (например, при очистке их от сероводорода), для санитарной очистки газов (например, отходящих газов от сернистого ангидрида) и т. д.

В некоторых случаях десорбцию не проводят, если извлекаемый компонент и поглотитель являются дешевыми или отбросными продуктами или если в результате абсорбции получается готовый продукт (например, соляная кислота при абсорбции хлористого водорода водой).

На рисунке 1.1 дана схема абсорбционной установки [2].

Газ на абсорбцию подается газодувкой 1 в нижнюю часть колонны 2, где равномерно распределяется перед поступлением на контактный элемент (насадку или тарелки). Абсорбент из промежуточной емкости 9 насосом 10 подается в верхнюю часть колонны и равномерно распределяется по поперечному сечению абсорбера с помощью оросителя 4. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Очищенный газ, пройдя брызгоотбойник 3, выходит из колонны.

Абсорбент стекает через гидрозатвор в промежуточную емкость 13, откуда насосом 12 направляется на регенерацию в десорбер 7, после предварительного подогрева в теплообменнике-рекуператоре 11. Исчерпывание поглощенного компонента из абсорбента производится в кубе 8, обогреваемом, как правило, насыщенным водяным паром. Перед подачей на орошение колонны абсорбент, пройдя теплообменник-рекуператор и дополнительно охлаждается в холодильнике 5.

куляции. В связи с этим уменьшается движущая сила процесса массопередачи и ухудшается извлечение компонента из газовой смеси. Несмотря на отмеченные недостатки, абсорбция с рециркуляцией поглотителя находит применение благодаря тому, что в этом простее повысить плотность орошения и осуществить от-
выносном холодильнике.

Такую схему применяют, когда абсорбент обладает высокой избирательностью и необходимо из смеси извлечь один компонент или одну целевую фракцию (например, извлечение из газа кислых компонентов, осушка газов). При переработке природных и попутных газов такие схемы не эффективны, так как не обеспечивают получение кондиционной товарной продукции.

Механизм процесса переноса массы сводится к молекулярной и турбулентной диффузии. При молекулярной диффузии, происходящей в неподвижной фазе и ламинарном потоке, перенос массы характеризуется коэффициентом диффузии D . При турбулентной диффузии перенос вещества осуществляется движущимися частицами среды и определяется гидродинамическим состоянием потока. Механизм переноса вещества через поверхность раздела фаз является кардинальным вопросом теории массопередачи и окончательно не решен.

Вследствие поглощения при абсорбции определенных компонентов газа потока абсорбента и газа могут существенно изменяться по высоте аппарата. Аналогичная картина наблюдается и при десорбции. Обычно различают абсорбцию тощих (сухих) газов, при которой количество извлекаемых компонентов не превышает 10—15 %, и в этом случае можно пользоваться усредненными характеристиками потоков.

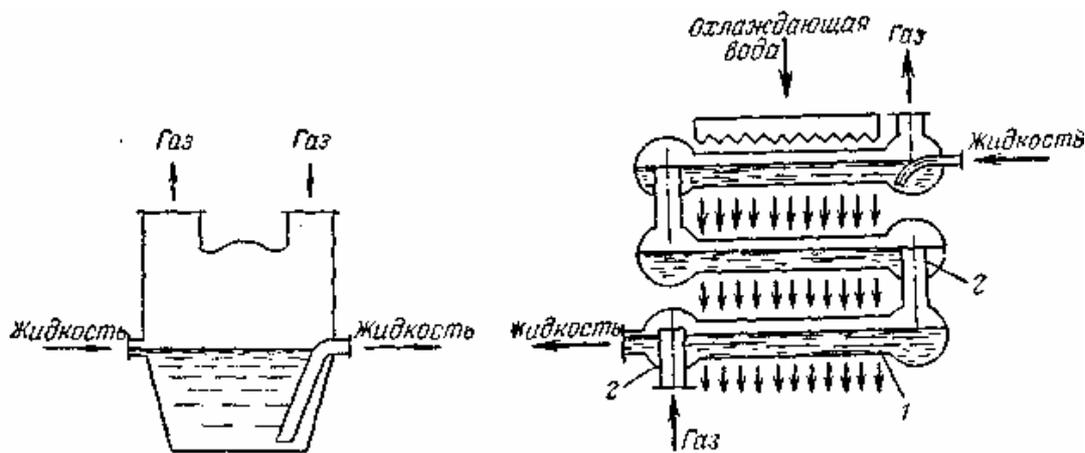


Рисунок 2.2 – Поверхностный абсорбер

Пластинчатый абсорбер состоит из двух систем каналов: по каналам 1 большого сечения движутся противотоком газ и абсорбент, по каналам 2 меньшего сечения — охлаждающий агент (как правило, вода). Пластинчатые абсорберы обычно изготавливаются из графита, так как он является химически стойким материалом.

Поверхностные абсорберы имеют ограниченное применение вследствие их малой эффективности и громоздкости.

Пленочные абсорберы. Эти аппараты более эффективны и компактны, чем поверхностные абсорберы. В пленочных абсорберах поверхностью контакта фаз является поверхность текущей пленки жидкости. Различают следующие разновидности аппаратов данного типа: 1) трубчатые абсорберы; 2) абсорберы с плоско-параллельной или листовой насадкой; 3) абсорберы с восходящим движением пленки жидкости.

2.3 Типы насадок

Насадок, полностью удовлетворяющих всем указанным требованиям, не существует, так как, например, увеличение удельной поверхности насадки влечет за собой увеличение гидравлического сопротивления аппарата и снижение предельных нагрузок. В промышленности применяют разнообразные по форме и размерам насадки, которые в той или иной мере удовлетворяют требованиям, являющимся основными при проведении конкретного процесса абсорбции. Насадки из-

3 ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОЧИХ ВЕЩЕСТВ

Метиловый спирт, метанол, древесный спирт, CH_3OH , бесцветная жидкость с запахом, подобным запаху этилового спирта; $t_{\text{кип}}$ 64,5 °С, плотность 0,7924 г/см³ (20 °С). С воздухом в объёмных концентрациях 6,72—36,5% метанол образует взрывоопасные смеси; температура вспышки 15,6 °С; смешивается во всех соотношениях с водой и большинством органических растворителей, обладает всеми свойствами одноатомных спиртов.

В промышленности метиловый спирт получают из окиси углерода и водорода. Сырьём служат природный, коксовый и др. углеводородсодержащие газы, из которых получают смесь CO и H₂ в соотношении 1: 2. Метанол применяют главным образом в производстве формальдегида, различных эфиров (например, диметилтерефталата — исходного сырья в производстве синтетического волокна лавсан), алкилгалогенидов и др. Метиловый спирт — яд, действующий на нервную и сосудистую системы. Приём внутрь 5—10 мл приводит к тяжёлому отравлению, а 30 мл и более — к смертельному исходу.

Вода, окись водорода, H₂O, простейшее устойчивое в обычных условиях химическое соединение водорода с кислородом (11,19% водорода и 88,81% кислорода по массе), молекулярная масса 18,0160. Вода — бесцветная жидкость без запаха и вкуса (в толстых слоях имеет голубоватый цвет). По отношению к черным металлам проявляет коррозионные свойства.

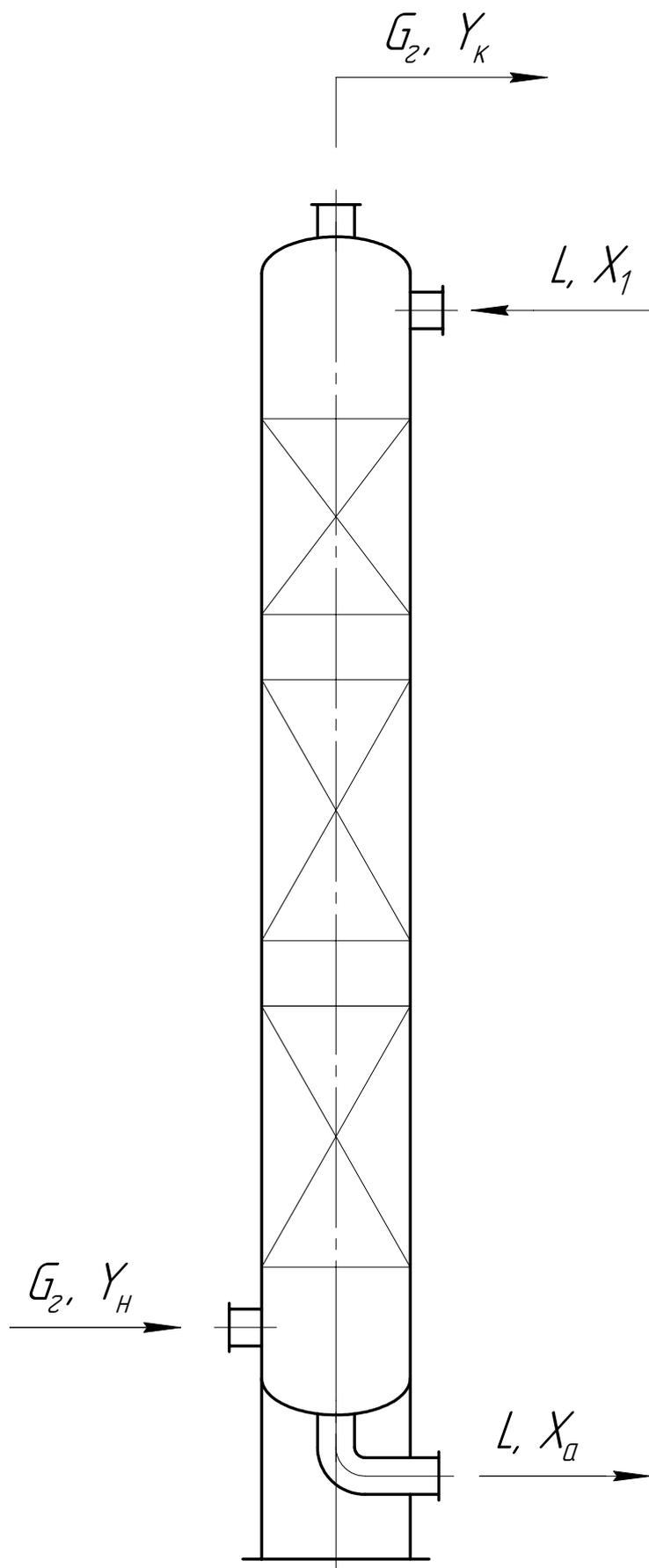


Рисунок 4.1 – Схема к технологическому расчету абсорбера

	N			

$$\psi_a := \frac{Y_H - Y_K}{Y_H} = \frac{4,00 - 0,15}{4,00} = 0,9625$$

Расход метанола в газе

$$G_a := G_1 \cdot Y_H = 687,05 \times 0,0400 = 27,48 \text{ кмоль/ч}$$

Количество поглощенного метанола

$$W_a := G_a \cdot \psi_a = 27,48 \times 0,9625 = 26,45 \text{ кмоль/ч}$$

Количество уходящего газа

$$G_2 := G_1 - W_a = 687,05 - 26,45 = 660,60 \text{ кмоль/ч}$$

Равновесная концентрация метанола в жидкости

$$X_a := Y_H \cdot \frac{M_a}{M_{cm}} = 0,0400 \times \frac{32}{29,11} = 0,0439 \%$$

Минимальный расход поглотителя (воды)

$$L_{min} := \frac{W_a}{X_a} = \frac{26,45}{0,0439} = 602,51 \text{ кмоль/ч}$$

Для обеспечения запаса увеличим расход поглотителя на 20%

$$L = 1,2 L_{min} = 1,2 \times 602,51 = 723,01 \text{ кмоль/ч}$$

Принимаем расход поглотителя (воды)

$$L = 720,00 \text{ кмоль/ч}$$

Содержание метанола в уходящей воде

$$X_2 := \frac{W_a}{L} = \frac{26,45}{720,00} = 0,0367$$

Рабочая и равновесная линия для абсорбера приведены на рисунке 4.2.

4.4 Определение диаметра колонны

В качестве насадки выбираем кокс кусковый [2, табл. XVI]: $d_{cp} = 40,8$ мм, удельная поверхность $f = 86 \text{ м}^2/\text{м}^2$; свободный объем $V_x = 0,545 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Оптимальную скорость паров, соответствующую началу эмульгирования (точка нагрузки), вычисляют по уравнению, полученному на основе анализа и обобщения результатов многих исследований [5, формула 616]:

Итого

$$\lg \left(\frac{\omega_{\text{опт}}^2 \times 86}{9.81 \times 0.545^3} \frac{1.47}{1000} \times 1.0^{0.16} \right) = -0.073 - 1.75 \times \left(\frac{720.00}{687.05} \right)^{1/4} \left(\frac{1.47}{1000} \right)^{1/8}$$

$$\lg (0,203 \omega_{\text{опт}}^2) = -1.399$$

$$\omega_{\text{опт}} = 0,743 \text{ м/с}$$

Принимаем рабочую скорость газа

$$\omega = 0,8\omega_{\text{опт}} = 0,8 \times 0,743 = 0,594 \text{ м/с}$$

Объемный расход газа при рабочих условиях

$$V_c = G_r / \rho_r = (20000/3600) / 1.47 = 3.78 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расчетный диаметр абсорбера

$$D_p = \sqrt{\frac{4 V}{\pi \omega}} = \sqrt{\frac{4 \times 3.78}{3,14 \times 0.594}} = 2,14 \text{ м}$$

Принимаем из стандартного ряда

$$D = 2,2 \text{ м.}$$

Действительная площадь поперечного сечения

$$s = \pi \frac{D^2}{4} = 3.14 \times \frac{2,2^2}{4} = 3,80 \text{ м}^2$$

Проверим выбранный диаметр абсорбера по плотности орошения. Плотность орошения насадки

$$U = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} s} = \frac{720 \times 3600}{1000 \times 3.80} = 16.82 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{ ч}} > 1.5$$

Оптимальная плотность орошения [5]

$$U_{\text{опт}} = Vf$$

где $V = 0.158$ – коэффициент.

Тогда

$$U_{\text{опт}} = 0,158 \times 86 = 13,6 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{ ч}}$$

Проверка условия хорошей смачиваемости

$$\frac{U}{U_{\text{опт}}} = \frac{16,82}{13,6} = 1,18 > 1$$

$$m_{pC} = \frac{0,0364 \times 10^6 \times 18}{1000} = 665$$

Объемный коэффициент массопередачи

$$K_{pV} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{rV}} + \frac{m_{pC}}{\beta_{жV}}} = \frac{1}{\frac{1}{0,0,4014} + \frac{665}{11,28}} = 0.059$$

Высота насадочной части абсорбера

$$H_{нас} = \frac{W_a}{K_{pV} s \Delta p_{cp}} = \frac{26,45}{0,059 \times 3,80 \times 0,0203} = 8,11 \text{ м}$$

Принимаем три насадки высотой по 3 м каждая. Полная высота абсорбера с учетом конструктивных особенностей определяется по выполненному чертежу общего вида аппарата:

$$H = 20 \text{ м.}$$

4.6 Расчет диаметров основных штуцеров колонны

К основным штуцерам колонны относят штуцера ввода очищаемого газа, поглотителя, вывода очищенного газа и отработанного поглотителя.

Диаметр штуцера определяется по формуле

$$D_{шт} = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}}$$

где V – объемный расход среды, $\text{м}^3/\text{с}$;

ω – рекомендуемая скорость среды в штуцере, $\text{м}/\text{с}$.

Диаметр штуцера ввода исходного газа

$$D_{ГВХ} = \sqrt{\frac{4 \times 3,78}{3,14 \times 14}} = 0,586 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D_{ГВХ} = 600 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера вывода очищенного газа

$$D_{ГВЫХ} = \sqrt{\frac{4 \times 3,78}{3,14 \times 12}} = 0,633 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D_{ГВЫХ} = 650 \text{ мм}$$

Полная высота колонны вычисляется по формуле

$$H_k = H_{оп} + H_1 + 1.1H_{нас} + H_2 + H_{дн}, \text{ м,}$$

где $H_{оп}$ – высота опорной части (мантии), принимаем равной 2 м;

H_1 – высота от нижнего днища до нижней насадки, принимаем 2,5 м;

$H_{нас}$ – высота насадочной части, м;

H_2 – высота от верхней насадки до верхнего днища, принимаем 2 м;

$H_{дн}$ – высота верхнего днища, $H_{дн} = 0,25D = 0.25 \times 2200 = 600$ мм.

Итого

$$H_k = 2,0 + 2,5 + 1.1 \times 9 + 2 + 0,6 = 17,0$$

Полная высота колонны в сборе может быть несколько больше, чем 17,0 м вследствие наличия на верхнем днище штуцеров и загрузочных люков.

Определим критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w \rho d}{\mu}$$

где μ – вязкость поглотителя, для воды при 25 °С [4].

$$\mu = 0,8937 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

Тогда

$$Re = \frac{2,30 \times 997 \times 0,025}{0,8937 \times 10^{-3}} = 64146$$

Режим течения турбулентный. Принимаем стальные новые трубы, для которых абсолютная шероховатость внутренней стенки [4]

$$\Delta = 0,08 \text{ мм} = 8 \times 10^{-5} \text{ мм}$$

Тогда относительная шероховатость трубы

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{0,08}{25} = 0,0032$$

В рассматриваемом случае имеем зону смешанного трения, поскольку

$$100/e < Re < 560 / e$$

$$100 / 0,0032 < 64146 < 560 / 0,0032$$

$$31250 < 64146 < 175000$$

Для этой зоны значение коэффициента трения [4]

$$\lambda = 0,11 (e + 68 / Re)^{0,25} = 0,11 \times (0,0032 + 68 / 64146)^{0,25} = 0,0281$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений [4]

1. выход из штуцера в аппарат: $\xi = 1$
2. колено с углом 90° при $d = 25$ мм (два поворота): $\xi = 2 \times 2 = 4$
3. вентиль прямооточный при полном открытии для $d = 25$ мм: $\xi = 1,04$

Сумма коэффициентов

$$\Sigma \xi_i = 1 + 4 + 1,04 = 6,04$$

Расчетная высота аппарата составляет 23 м. Принимаем длину подающего трубопровода 25 м. Тогда напора от перемещения жидкости в нагнетательной линии $h_{\text{тр+мс}}$

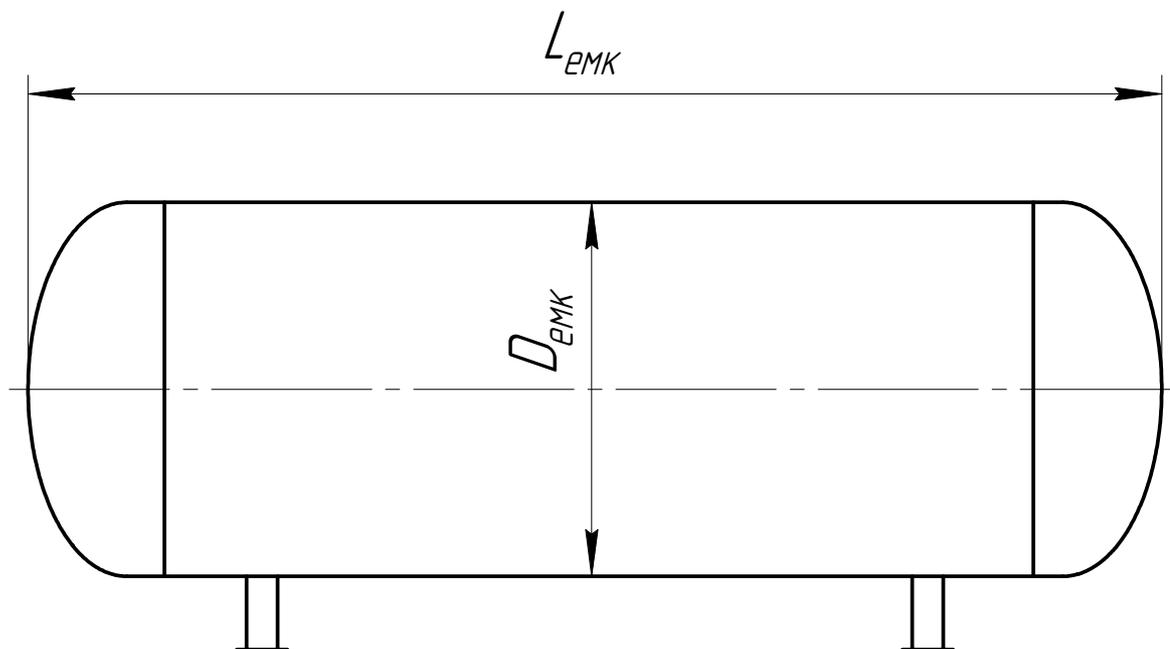


Рисунок 5.2 – Схема к расчету емкости для хранения метанола-сырца

Принимаем запас в емкости для хранения поглотителя, отработанного за четыре часа. Тогда объем жидкости, подлежащей хранению

$$V_{\text{хр}} = 4 \times V_{\text{м}} = 8 \times 7,164 = 28,7 \text{ м}^3$$

Принимаем максимальное заполнение емкости $\psi = 80\%$, тогда объем емкости

$$V_{\text{емк}} = V_{\text{хр}} / \psi = 28,6 / 0,8 = 35,8 \text{ м}^3$$

Принимаем отношение диаметра емкости к ее длине $\alpha = 6$. Соответственно диаметр емкости

$$D_{\text{емк}} = \sqrt[3]{\frac{4 V_{\text{емк}}}{\pi \alpha}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 35,8}{3,14 \times 6}} = 2,75 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр

$$D_{\text{емк}} = 2,8 \text{ м}$$

Тогда длина емкости

$$L_{\text{емк}} = \alpha D_{\text{емк}} = 6 \times 2,8 = 16,8 \text{ м}$$

Принимаем

$$L_{\text{емк}} = 17,0 \text{ м}$$

	N			

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. /Под ред. Е.Н. Судакова.– М.: Химия, 1979.– 568 с.
2. Плановский А. Н., Рамм В. М., Соломон З. К. Процессы и аппараты химической технологии, М.: Химия, 1967. – 848 с.
3. Скобло А. И., Молоканов Ю. К., Владимиров А. И., Щелкунов В. А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. Учебник для вузов. – 3-е изд., переаб. и доп. – М.: ООО «Недрабизнесцентр», 2000. – 677 с. ил.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
5. Рамм В. М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 458 с.
6. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, М.: Химия, 1970. – 624 с.