

ЛИТЕРАТУРА

1. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л., Химия, 1976. 552 с.
2. ГОСТ 11987—81. Аппараты выпарные трубчатые.
3. Справочник химика. М.—Л., Химия, т. III, 1962, 1006 с., т. V., 1966, 974 с.
4. Каталог УКРНИИХИММАШа. Выпарные аппараты вертикальные трубчатые общего назначения. М., ЦИНТИХИМ-НЕФТЕМАШ, 1979. 38 с.
5. Мищенко К. П., Полторацкий Г. М. Термодинамика и строение водных и неводных растворов электролитов. Изд. 2-е, Л., Химия, 1976. 328 с.
6. Воробьева Г. Я. Коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах химических производств. Изд. 2-е, М., Химия, 1975. 816 с.
7. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е, М., Химия, 1973. 750 с.
8. Викторов М. М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. Л., Химия, 1977. 360 с.
9. Чернышов А. К., Поплавский К. Л., Заичко Н. Д. Сборник номограмм для химико-технологических расчетов. Л., Химия, 1974. 200 с.
10. Тананайко Ю. М., Воронцов Е. Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. Киев, Техніка, 1975. 312 с.
11. Теплотехнический справочник. Т. 2. М., Энергия, 1972. 896 с.
12. ОСТ 26716—73. Барометрические конденсаторы.
13. ГОСТ 1867—57. Вакуум-насосы низкого давления.
14. Калач Т. А., Радун Д. В. Выпарные станции. М., Машгиз, 1963. 400 с.
15. Чернобыльский И. И. Выпарные установки. Киев, изд. Киевского университета, 1960. 262 с.
16. Лебедев П. Д., Шукин А. А. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий. М., Энергия, 1970. 408 с.
17. Таубман Е. И. Расчет и моделирование выпарных установок. М., Химия, 1970. 216 с.
18. Олевский В. М., Ручинский В. Р. Роторно-пленочные тепло- и массообменные аппараты. М., Химия, 1977. 206 с.
19. Удыма П. Г. Аппараты с погружными горелками. М., Машиностроение, 1965. 192 с.
20. Попов Н. П. Выпарные аппараты в производстве минеральных удобрений. М., Химия, 1974. 126 с.
21. Кичигин М. А., Костенко Г. Н. Теплообменные аппараты и выпарные установки. М., Госэнергоиздат, 1955. 392 с.
22. Лащинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л., Машиностроение, 1970. 752 с.
23. Кувшинский М. Н., Соболева А. П. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности». М., Высшая школа, 1980. 223 с.

ГЛАВА VI

АБСОРБЦИОННАЯ УСТАНОВКА

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a — удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
 D — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;
 d — диаметр, м;
 F — поверхность массопередачи, м^2 ;
 G — расход инертного газа, $\text{кг}/\text{с}$;
 g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;
 H, h — высота, м;
 K — коэффициент массопередачи;
 L — расход поглотителя, $\text{кг}/\text{с}$;
 M — масса вещества, передаваемого через поверхность массопередачи в единицу времени, $\text{кг}/\text{с}$;
 $M_{\text{бу}}$ — молярная масса бензольных углеводородов, $\text{кг}/\text{кмоль}$;
 m — коэффициент распределения;
 P — давление, МПа;
 T — температура, К;
 U — плотность орошения, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;
 w — скорость газа, $\text{м}/\text{с}$;
 x — концентрация жидкости;
 y — концентрация газа;
 $\Delta \bar{X}_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила абсорбции по жидкой фазе, $\text{кг}/\text{кг}$;
 $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила абсорбции по газовой фазе, $\text{кг}/\text{кг}$;
 β — коэффициент массоотдачи;
 ε — свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
 ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 μ — вязкость, Па·с;
 λ — коэффициент трения;
 σ — поверхностное натяжение, Н/м;
 ψ — коэффициент смачиваемости;
 ξ — коэффициент сопротивления;
 Re — критерий Рейнольдса;
 Fr — критерий Фруда;
 Gs — критерий гидравлического сопротивления;
 Nu — диффузионный критерий Нуссельта;
 Pr' — диффузионный критерий Прандтля.
 Индексы:
 k — конечный параметр;
 n — начальный параметр;
 x — жидкая фаза;
 y — газовая фаза;
 ср — средняя величина;
 0 — при нормальных условиях;
 v — вода;
 $*$ — равновесный состав.

ВВЕДЕНИЕ

Области применения абсорбционных процессов в промышленности весьма обширны: получение готового продукта путем поглощения газа жидкостью, разделение газовых смесей на составляющие их компоненты, очистка газов от вредных примесей, улавливание ценных компонентов из газовых выбросов.

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию. При физической абсорбции растворение газа в жидкости не сопровождается химической реакцией или, по крайней мере, влиянием этой реакции на скорость процесса можно пренебречь. Вследствие этого физическая абсорбция не сопровождается тепловым эффектом. Если в этом случае начальные потоки газа и жидкости незначительно различаются по температуре, то такую абсорбцию можно рассматривать как изотермическую. С этого наиболее простого случая начнем рассмотрение расчета процесса абсорбции.

Основная сложность, с которой встречаются студенты при проектировании абсорберов, заключается в правильном выборе расчетных закономерностей для определения кинетических коэффициентов из большого числа различных, порой противоречивых, зависимостей, представленных в технической литературе. Расчеты по этим уравнениям, обычно справедливым для частных случаев, приводят зачастую к различающимся, а иногда к заведомо неверным результатам. Рекомендуются здесь уравнения выбраны после тщательного анализа и сравнительных расчетов в широком интервале переменных, проверки адекватности расчетных данных с опытными, полученными на реальных системах.

В данной главе приведены примеры расчетов насадочного и тарельчатого абсорберов по основному кинетическому уравнению массопередачи. Другие методы рассмотрены в главе VII на примере расчета ректификационных колонных аппаратов.

На рис. VI.1 дана схема абсорбционной установки. 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. Исчерпывающее поглощенное компонента из абсорбента производится в кубе 8, обогреваемом, как правило, насыщенным водяным па-

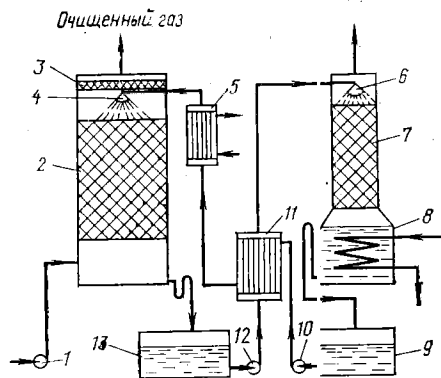


Рис. VI.1. Принципиальная схема абсорбционной установки:

1 — вентилятор (газодувка); 2 — абсорбер; 3 — брызгоотбойник; 4, 6 — оросители; 5 — холодильник; 7 — десорбер; 8 — куб десорбера; 9, 13 — емкости для абсорбента; 10, 12 — насосы; 11 — теплообменник-рекуператор.

ром. Перед подачей на орошение колонны абсорбент, пройдя теплообменник-рекуператор 11, дополнительно охлаждается в холодильнике 5.

Задание на проектирование. Рассчитать абсорбер для улавливания бензольных углеводородов из коксового газа каменноугольным маслом при следующих условиях:

1. Производительность по газу при нормальных условиях $V_0 = 13,9 \text{ м}^3/\text{с}$.
2. Концентрация бензольных углеводородов в газе при нормальных условиях:
на входе в абсорбер $y_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$;
на выходе из абсорбера $y_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$.
3. Содержание углеводородов в поглотительном масле, подаваемом в абсорбер, $x_n = 0,15 \%$ (масс.).
4. Абсорбция изотермическая, средняя температура потоков в абсорбере $t = 30^\circ \text{С}$.
5. Давление газа на входе в абсорбер $P = 0,119 \text{ МПа}$.

Улавливание бензольных углеводородов из коксового газа каменноугольным маслом представляет собой процесс многокомпонентной абсорбции, когда из газа одновременно поглощается смесь компонентов — бензол, толуол, ксилол и растворители. Инертная часть коксового газа также состоит из многих компонентов — H_2 , CH_4 , CO , N_2 , CO_2 , O_2 , NH_3 , H_2 и др. Сложным является и состав каменноугольного масла, представляющего собой смесь ароматических углеводородов (двух- и трехкольчатых) и гетероциклических соединений с примесью фенолов.

Для упрощения приведенных ниже расчетов газовая смесь и поглотитель рассматриваются как бинарные, состоящие из распределяемого компонента (бензольные углеводороды) и инертной части (носителей); физические свойства их приняты осредненными.

Для линеаризации уравнения рабочей линии абсорбции составы фаз выражают в относительных концентрациях распределяемого компонента, а нагрузки по фазам — в расходах инертного носителя. В приведенных ниже расчетах концентрации выражены в относительных массовых долях распределяемого компонента, а нагрузки — в массовых расходах носителей.

1. РАСЧЕТ НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются в основном поверх-

ностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями фаз.

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи [1]:

$$F = \frac{M}{K_x \Delta \bar{X}_{\text{ср}}} = \frac{M}{K_y \Delta \bar{Y}_{\text{ср}}} \quad (\text{VI.1})$$

где K_x , K_y — коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

1.1. ОПРЕДЕЛЕНИЕ МАССЫ ПОГЛОЩАЕМОГО ВЕЩЕСТВА И РАСХОДА ПОГЛОТИТЕЛЯ

Массу переходящих из газовой смеси в поглотитель бензольных углеводородов M находят из уравнения материального баланса:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n) \quad (\text{VI.2})$$

где L , G — расходы соответственно чистого поглотителя и инертной части газа, кг/с ; \bar{X}_n , \bar{X}_k — начальная и конечная концентрации бензольных углеводородов в поглотительном масле, кг БУ/кг М ; \bar{Y}_n , \bar{Y}_k — начальная и конечная концентрации бензольных углеводородов в газе, кг БУ/кг Г .

Пересчитаем концентрации и нагрузки по фазам для получения выбранной для расчета размерности:

$$\bar{Y}_n = \frac{y_n}{\rho_{0y} - y_n} \quad \bar{X}_n = \frac{x_n}{100 - x_n} \quad (\text{VI.3})$$

где ρ_{0y} — средняя плотность коксового газа при нормальных условиях [2].

$$\bar{Y}_n = \frac{35 \cdot 10^{-3}}{0,44 - 35 \cdot 10^{-3}} = 0,0864 \text{ кг БУ/кг Г}$$

$$\bar{Y}_k = \frac{2 \cdot 10^{-3}}{0,44 - 2 \cdot 10^{-3}} = 0,0045 \text{ кг БУ/кг Г}$$

$$\bar{X}_n = \frac{0,15}{100 - 0,15} \approx 0,0015 \text{ кг БУ/кг М}$$

Конечная концентрация бензольных углеводородов в поглотительном масле \bar{X}_k обуславливает его расход, который, в свою очередь, влияет на размеры абсорбера и часть энергетических затрат, связанных с перекачиванием жидкости и ее регенерацией. Поэтому \bar{X}_k выбирают, исходя из оптимального расхода поглотителя [3]. В коксохимических производствах расход поглотительного каменноугольного масла L принимают в 1,5 раза больше минимального L_{min} [4]. В этом случае конечную концентрацию \bar{X}_k определяют из уравнения материального баланса, используя данные по равновесию (рис. VI.2 и VI.3):

$$M = L_{\text{min}} (\bar{X}_{Y_n}^* - \bar{X}_n) = 1,5 L_{\text{min}} (\bar{X}_k - \bar{X}_n) \quad (\text{VI.4})$$

Отсюда

$$\bar{X}_k = \frac{\bar{X}_{Y_n}^* + 0,5 \bar{X}_n}{1,5} = \frac{0,0432 + 0,5 \cdot 0,0015}{1,5} = 0,0293 \text{ кг БУ/кг М}$$

где $\bar{X}_{Y_n}^*$ — концентрация бензольных углеводородов в жидкости, равновесная с концентрацией их в газе.

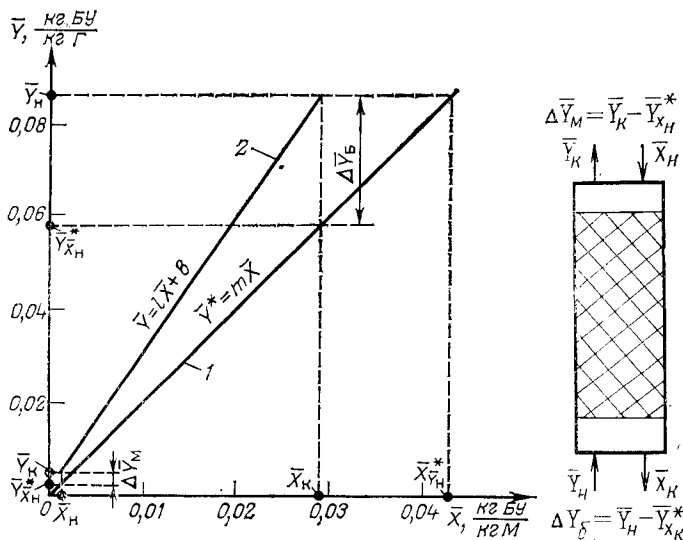


Рис. VI.2. Зависимость между содержанием бензольных углеводородов в коксовом газе \bar{Y} и каменноугольном масле \bar{X} при температуре 30 °C [2]:

1 — равновесная линия; 2 — рабочая линия.

Рис. VI.3. Схема распределения концентраций в газовом и жидкостном потоках в абсорбере.

Расход инертной части газа

$$G = V_0 (1 - y_{об}) (\rho_{0y} - y_N) \quad (VI.5)$$

где $y_{об}$ — объемная доля бензольных углеводородов в газе, равная

$$y_{об} = \frac{y_N}{M_{БУ}} \quad v_0 = \frac{35 \cdot 10^{-3}}{83} \cdot 22,4 = 0,0094 \text{ м}^3 \text{ БУ/м}^3 \text{ Г}$$

Тогда

$$G = 13,9 (1 - 0,0094) (0,44 - 0,035) = 5,577 \text{ кг/с}$$

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту

$$M = G (\bar{Y}_N - \bar{Y}_K) = 5,577 (0,0864 - 0,0045) = 0,457 \text{ кг/с} \quad (VI.6)$$

Расход поглотителя (каменноугольного масла) равен:

$$L = \frac{M}{\bar{X}_K - \bar{X}_N} = \frac{0,457}{0,0293 - 0,0015} = 16,44 \text{ кг/с}$$

Тогда соотношение расходов фаз, или удельный расход поглотителя равен:

$$l = L/G = 16,44 : 5,577 = 2,94 \text{ кг/кг}$$

1.2. РАСЧЕТ ДВИЖУЩЕЙ СИЛЫ

В насадочном абсорбере жидкая и газовая фазы движутся противотоком. Принимая модель идеального вытеснения, движущую силу определяют по формуле [1]:

$$\Delta \bar{Y}_{ср} = \frac{\Delta \bar{Y}_6 - \Delta \bar{Y}_M}{2,3 \lg (\Delta \bar{Y}_6 / \Delta \bar{Y}_M)} \quad (VI.7)$$

где $\Delta \bar{Y}_6$ и $\Delta \bar{Y}_M$ — большая и меньшая движущие силы на входе потоков в абсорбер и на выходе из него, кг БУ/кг Г (см. рис. VI.2 и VI.3).

В данном примере $\Delta \bar{Y}_6 = \bar{Y}_N - \bar{Y}_{X_K}^*$ и $\Delta \bar{Y}_M = \bar{Y}_K - \bar{Y}_{X_N}^*$, где $\bar{Y}_{X_N}^*$ и $\bar{Y}_{X_K}^*$ — концентрации бензольных углеводородов в газе, равновесные с концентрациями в жидкой фазе (поглотителе) соответ-

ственно на входе в абсорбер и на выходе из него (см. рис. VI.2):

$$\Delta \bar{Y}_6 = 0,0864 - 0,0586 = 0,0278 \text{ кг БУ/кг Г}$$

$$\Delta \bar{Y}_M = 0,0045 - 0,0030 = 0,0015 \text{ кг БУ/кг Г}$$

$$\Delta \bar{Y}_{ср} = \frac{0,0278 - 0,0015}{2,3 \lg (0,0278 / 0,0015)} = 0,009 \text{ кг БУ/кг Г}$$

1.3. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА МАССОПЕРЕДАЧИ

Коэффициент массопередачи K_y находят по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений [1]:

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_y + m/\beta_x} \quad (VI.8)$$

где β_x и β_y — коэффициенты массоотдачи соответственно в жидкой и газовой фазах, кг/(м²·с); m — коэффициент распределения, кг М/кг Г.

Для расчета коэффициентов массоотдачи необходимо выбрать тип насадки и рассчитать скорости потоков в абсорбере. При выборе типа насадки для

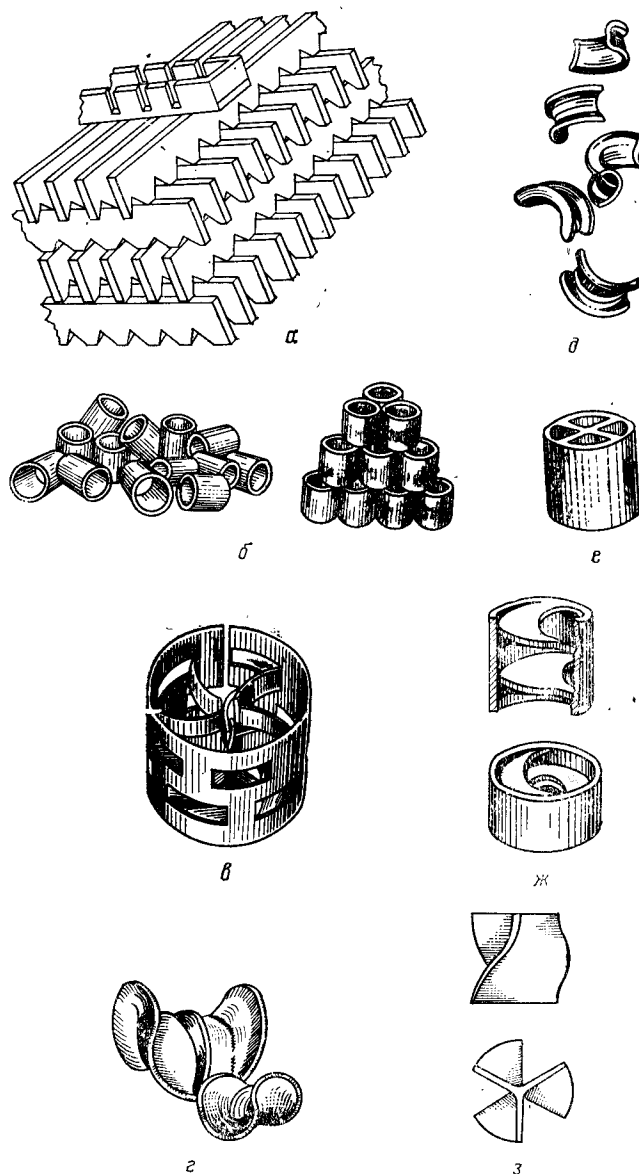


Рис. VI. 4. Виды насадок:

а — деревянная хордовая насадка; б — кольца Рашига внавал и с упорядоченной укладкой; в — кольца с вырезами и внутренними выступами (кольцо Палля); г — керамические седла Берля; д — седла «Инталокс»; е — кольца с крестообразными перегородками; ж — кольца с внутренними спиралями; з — пропеллерная насадка.

Таблица VI.1. Характеристики насадок
(размеры даны в мм)

| Насадки | a , м ² /м ³ | ε , м ³ /м ³ | d_3 , м | ρ , кг/м ³ | Число штук в 1 м ³ |
|--|---|---|-----------|-------------------------------|-------------------------------------|
| Регулярные насадки | | | | | |
| Деревянная хордовая (10×100), шаг в свету | | | | | |
| 10 | 100 | 0,55 | 0,022 | 210 | — |
| 20 | 65 | 0,68 | 0,042 | 145 | — |
| 30 | 48 | 0,77 | 0,064 | 110 | — |
| Керамические кольца Рашига | | | | | |
| 50×50×5 | 110 | 0,735 | 0,027 | 650 | 8 500 |
| 80×80×8 | 80 | 0,72 | 0,036 | 670 | 2 200 |
| 100×100×10 | 60 | 0,72 | 0,048 | 670 | 1 050 |
| Неупорядоченные насадки | | | | | |
| Керамические кольца Рашига | | | | | |
| 10×10×1,5 | 440 | 0,7 | 0,006 | 700 | 700 000 |
| 15×15×2 | 330 | 0,7 | 0,009 | 690 | 220 000 |
| 25×25×3 | 200 | 0,74 | 0,015 | 530 | 50 000 |
| 35×35×4 | 140 | 0,73 | 0,022 | 530 | 18 000 |
| 50×50×5 | 90 | 0,735 | 0,035 | 530 | 6 000 |
| Стальные кольца Рашига | | | | | |
| 10×10×0,5 | 500 | 0,83 | 0,007 | 960 | 770 000 |
| 15×15×0,5 | 350 | 0,92 | 0,012 | 660 | 240 000 |
| 25×25×0,8 | 220 | 0,92 | 0,017 | 640 | 55 000 |
| 50×50×1 | 110 | 0,95 | 0,035 | 430 | 7 000 |
| Керамические кольца Палля | | | | | |
| 25×25×3 | 220 | 0,74 | 0,014 | 610 | 46 000 |
| 35×35×4 | 165 | 0,75 | 0,018 | 540 | 18 500 |
| 50×50×5 | 120 | 0,78 | 0,026 | 520 | 5 800 |
| 60×60×6 | 96 | 0,79 | 0,033 | 520 | 3 350 |
| Стальные кольца Палля | | | | | |
| 15×15×0,4 | 380 | 0,9 | 0,010 | 525 | 230 000 |
| 25×25×0,6 | 235 | 0,9 | 0,015 | 490 | 52 000 |
| 35×35×0,8 | 170 | 0,9 | 0,021 | 455 | 18 200 |
| 50×50×1,0 | 108 | 0,9 | 0,033 | 415 | 6 400 |
| Керамические седла Бер- ля | | | | | |
| 12,5 | 460 | 0,68 | 0,006 | 720 | 570 000 |
| 25 | 260 | 0,69 | 0,011 | 670 | 78 000 |
| 38 | 165 | 0,7 | 0,017 | 670 | 30 500 |
| Керамические седла «Ин- талокс» | | | | | |
| 12,5 | 625 | 0,78 | 0,005 | 545 | 730 000 |
| 19 | 335 | 0,77 | 0,009 | 560 | 229 000 |
| 25 | 255 | 0,775 | 0,012 | 545 | 84 000 |
| 38 | 195 | 0,81 | 0,017 | 480 | 25 000 |
| 50 | 118 | 0,79 | 0,027 | 530 | 9 350 |

Примечание: a — удельная поверхность; ε — свободный объем; d_3 — эквивалентный диаметр; ρ — насыпная плотность.

проведения массообменных процессов руководствуются следующими соображениями [3; 5]:

во-первых, конкретными условиями проведения процесса — нагрузками по пару и жидкости, различиями в физических свойствах систем, наличием в потоках жидкости и газа механических примесей, поверхностью контакта фаз в единице объема аппарата и т. д.;

во-вторых, особыми требованиями к технологическому процессу — необходимостью обеспечить небольшой перепад давления в колонне, широкий интервал изменения устойчивой работы, малое время пребывания жидкости в аппарате и т. д.

в-третьих, особыми требованиями к аппаратурному оформлению — создание единичного или серийно выпускаемого аппарата малой или большой единичной мощности, обеспечение возможности ра-

боты в условиях сильно коррозионной среды, создание условий повышенной надежности и т. д.

В коксохимической промышленности особое значение при выборе насадки имеют следующие факторы: малое гидравлическое сопротивление абсорбера, возможность устойчивой работы при сильно изменяющихся нагрузках по газу, возможность быстро и дешевыми способами удалять с поверхности насадки отлагающийся шлам и т. д. Таким требованиям отвечают широко используемые деревянная хордовая и металлическая спиральная насадки.

В рассматриваемом примере выберем более дешевую насадку — деревянную хордовую, размером 10×100 мм с шагом в свету 20 мм (см. табл. VI.1). Удельная поверхность насадки $a = 65$ м²/м³, свободный объем $\varepsilon = 0,68$ м³/м³, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,042$ м, насыпная плотность $\rho = 145$ кг/м³. Устройство различных видов насадки показано на рис. VI.4, их характеристики приведены в табл. VI.1.

1.4. РАСЧЕТ СКОРОСТИ ГАЗА И ДИАМЕТРА АБСОРБЕРА

Предельную скорость газа в насадочных абсорберах можно рассчитать по уравнению [1]:

$$\lg \left[\frac{\omega_{пр}^2 \rho_y}{g d_3^2 \rho_x} \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{1/8} \quad (VI.9)$$

где $\omega_{пр}$ — предельная фиктивная скорость газа, м/с; μ_x , μ_y — вязкость соответственно поглотителя и воды при 20 °С, Па·с; A , B — коэффициенты, зависящие от типа насадки.

Значения коэффициентов A и B приведены ниже [3]:

| Тип насадки | A | B |
|---|------------------------------------|------|
| Трубчатая | $0,47 + 1,5 \lg \frac{d_3}{0,025}$ | 1,75 |
| Плоскопараллельная, хордовая | 0 | 1,75 |
| Пакетная | 0,062 | 1,55 |
| Кольца Рашига внавал | −0,073 | 1,75 |
| Кольца Палля | −0,49 | 1,04 |
| Седла размером 25 мм | −0,33 | 1,04 |
| Седла размером 50 мм | −0,58 | 1,04 |

Пересчитаем плотность газа на условия в абсорбере:

$$\rho_y = \rho_{0y} \frac{T_0}{T_0 + t} \cdot \frac{P}{P_0} = 0,44 \frac{273}{273 + 30} \cdot \frac{1,19 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 0,464 \text{ кг/м}^3$$

Предельную скорость $\omega_{пр}$ находим из уравнения (VI.9):

$$\lg \left[\frac{\omega_{пр}^2 0,464}{9,8 \cdot 0,042^2 \cdot 0,68^2 \cdot 1060} \left(\frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}} \right)^{0,16} \right] = -1,75 (2,94)^{1/4} \left(\frac{0,464}{1060} \right)^{1/8}$$

Решая это уравнение, получим $\omega_{пр} = 6,05$ м/с.

Выбор рабочей скорости газа обусловлен многими факторами. В общем случае ее находят путем технико-экономического расчета для каждого конкретного процесса [3]. Коксовый газ очищают от различных примесей в нескольких последовательно соединенных аппаратах. Транспортировка больших объемов газа через них требует повышенного избыточного давления и, следовательно, значительных энергозатрат. Поэтому при улавливании бензольных

углеводородов основным фактором, определяющим рабочую скорость, является гидравлическое сопротивление насадки. С учетом этого рабочую скорость w принимают равной 0,2–0,5 от предельной.

Примем $w = 0,2w_{пр} = 0,2 \cdot 6,05 = 1,21$ м/с.

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4V_0 \frac{(T_0 + t)}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P}}{\pi w}} \quad (VI.10)$$

где V — объемный расход газа при условиях в абсорбере, м³/с. Отсюда

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,9 \cdot \frac{(273 + 30)}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,19 \cdot 10^5}}{\pi \cdot 1,21}} = 3,71 \text{ м}$$

Выбираем [6] стандартный диаметр обечайки абсорбера $d = 3,8$ м. При этом действительная рабочая скорость газа в колонне будет равна:

$$w = 1,21 (3,71/3,8)^2 = 1,15 \text{ м/с}$$

Приведем нормальные ряды диаметров колонн (в м), принятые в химической и нефтеперерабатывающей промышленности:

в химической промышленности — 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0;

в нефтеперерабатывающей промышленности — 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

1.5. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПЛОТНОСТИ ОРОШЕНИЯ И АКТИВНОЙ ПОВЕРХНОСТИ НАСАДКИ

Плотность орошения (скорость жидкости) рассчитывают по формуле

$$U = L/\rho_x S \quad (VI.11)$$

где S — площадь поперечного сечения абсорбера, м².

Подставив, получим:

$$U = \frac{16,44}{1060 \cdot 0,785 \cdot 3,8^2} = 13,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

При недостаточной плотности орошения и неправильной организации подачи жидкости [3] поверхность насадки может быть смочена не полностью, а часть смоченной поверхности практически не участвует в процессе массопередачи.

Существует некоторая минимальная эффективная плотность орошения U_{\min} , выше которой всю поверхность насадки можно считать смоченной. Для пленочных абсорберов ее находят по формуле

$$U_{\min} = a \Gamma_{\min} / \rho_x \quad (VI.12)$$

Здесь

$$\Gamma_{\min} = 3,95 \cdot 10^{-8} \sigma^{3,6} \mu_x^{0,49} \quad (VI.13)$$

где Γ_{\min} — минимальная линейная плотность орошения, кг/(м·с); σ — поверхностное натяжение, мН/м;

$$\Gamma_{\min} = 3,95 \cdot 10^{-8} \cdot 293,6 \cdot 16,5^{0,49} = 7,55 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{с})$$

Тогда

$$U_{\min} = \frac{65 \cdot 7,55 \cdot 10^{-3}}{1060} = 4,63 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

В проектируемом абсорбере плотность орошения U выше U_{\min} , поэтому в данном случае коэффициент смачиваемости насадки ψ равен 1.

Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения U_{\min} находят по соотношению [3]:

$$U_{\min} = a q_{эф} \quad (VI.14)$$

где $q_{эф}$ — эффективная линейная плотность орошения, м³/с.

Для колец Рашига размером 75 мм и хордовых насадок с шагом более 50 мм $q_{эф} = 0,033 \cdot 10^{-3}$ м³/с, для всех остальных насадок $q_{эф} = 0,022 \cdot 10^{-3}$ м³/с.

Коэффициент смачиваемости насадки ψ для колец Рашига при заполнении колонны навалом можно определить из следующего эмпирического уравнения [7]:

$$\psi = 0,122 (U \rho_x)^{1/3} d_n^{-1,2} \sigma^{-m} \quad (VI.15)$$

где $m = 0,133 d_n^{-0,5}$.

При абсорбции водой и водными растворами хорошо растворимых газов смоченная поверхность насадки уменьшается [3]. Поэтому полная смачиваемость достигается при более высоких значениях Γ . Для таких систем значение Γ_{\min} может быть рассчитано по уравнению

$$\frac{\Gamma_{\min}}{\mu_x} = A Re_y^{0,4} \left(\frac{\rho_x \Delta \sigma^3}{\mu_x^4 g} \right)^{0,2} \quad (VI.16)$$

Коэффициент A зависит от краевого угла смачивания и изменяется в пределах 0,12–0,17.

Величину $\Delta \sigma$ определяют как разницу между поверхностным натяжением жидкости, подаваемой на орошение колонны, и вытекающей из нее.

Доля активной поверхности насадки ψ_a может быть найдена по формуле [3]:

$$\psi_a = \frac{3600U}{a(p + 3600qU)} \quad (VI.17)$$

где p и q — коэффициенты, зависящие от типа насадки [3].

Подставив, получим:

$$\psi_a = \frac{3600 \cdot 0,00137}{65(0,0078 + 3600 \cdot 0,0146 \cdot 0,00137)} = 0,95$$

Таким образом, не вся смоченная поверхность является активной. Наибольшая активная поверхность насадки достигается при таком способе подачи орошения, который обеспечивает требуемое число точек орошения n на 1 м² поперечного сечения колонны [3]. Это число точек орошения определяет выбор типа распределительного устройства [3].

1.6. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТОВ МАССОТДАЧИ

Для регулярных насадок, к которым относится и хордовая, коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_y находят из уравнения [1; 3]:

$$Nu'_y = 0,167 Re_y^{0,74} Pr'_y{}^{0,33} (l/d_3)^{-0,47} \quad (VI.18)$$

где $Nu'_y = \beta_y d_3 / D_y$ — диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы.

Отсюда β_y (в м/с) равен:

$$\beta_y = 0,167 \frac{D_y}{d_3} Re_y^{0,74} Pr'_y{}^{0,33} (l/d_3)^{-0,47} \quad (VI.19)$$

где D_y — коэффициент диффузии бензольных углеводородов в газовой фазе, м²/с;

$Re_y = w d_3 \rho_y / \mu_y$ — критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке;

$Pr'_y = \mu_y / \rho_y D_y$ — диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы;

μ_y — вязкость газа, Па·с [2];

l — высота элемента насадки, м.

Для колонн с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи β_y можно находить из уравнения

$$Nu'_y = 0,407 Re_y^{0,655} Pr'_y{}^{0,33}$$

Коэффициент диффузии бензольных углеводородов в газе можно рассчитать по уравнению [1; 3; 8; 9]

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} T^{\frac{3}{2}}}{P \left(\frac{1}{v_{\text{БУ}}^{\frac{2}{3}}} + \frac{1}{v_{\text{Г}}^{\frac{2}{3}}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_{\text{БУ}}} + \frac{1}{M_{\text{Г}}}} \quad (\text{VI.20})$$

где $M_{\text{БУ}}$, $M_{\text{Г}}$ — молярные массы соответственно бензольных углеводородов и коксового газа, кг/моль; $v_{\text{БУ}}$, $v_{\text{Г}}$ — молярные объемы бензольных углеводородов и коксового газа в жидком состоянии при нормальной температуре кипения, см³/моль.

Подставив, получим:

$$\begin{aligned} D_y &= \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot 303^{3/2}}{0,119 (96^{1/3} + 21,6^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{83} + \frac{1}{10,5}} = \\ &= 1,17 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с} \\ Re_y &= \frac{1,15 \cdot 0,042 \cdot 0,464}{0,68 \cdot 0,0127 \cdot 10^{-3}} = 2618 \\ Pr'_y &= \frac{0,0127 \cdot 10^{-3}}{0,464 \cdot 1,17 \cdot 10^{-5}} = 2,34 \\ \beta_y &= 0,167 \frac{1,17 \cdot 10^{-5}}{0,042} 2618^{0,74} 2,34^{0,33} \left(\frac{0,1}{0,042} \right)^{-0,47} = \\ &= 0,0137 \text{ м/с} \end{aligned}$$

Выразим β_y в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_y = 0,0137 \rho_y = 0,0137 \cdot 0,464 = 0,00636 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x находят из обобщенного уравнения, пригодного как для регулярных (в том числе и хордовых), так и для неупорядоченных насадок [1; 3]:

$$Nu'_x = 0,0021 Re_x^{0,75} Pr'_x{}^{0,5} \quad (\text{VI.21})$$

где $Nu_x = \frac{\beta_x \delta_{\text{пр}}}{D_x}$ — диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы.

Отсюда β_x (в м/с) равен:

$$\beta_x = 0,0021 \frac{D_x}{\delta_{\text{пр}}} Re_x^{0,75} Pr'_x{}^{0,5} \quad (\text{VI.22})$$

где D_x — коэффициент диффузии бензольных углеводородов в каменноугольном масле, м²/с;
 $\delta_{\text{пр}} = (\mu_x^2 / \rho_x g)^{1/3}$ — приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м;
 $Re_x = 4 U \rho_x / \mu_x$ — модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости;
 $Pr'_x = \mu_x / \rho_x D_x$ — диффузионный критерий Прандтля для жидкости.

В разбавленных растворах коэффициент диффузии D_x может быть достаточно точно вычислен по уравнению [3; 8; 9]:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M)^{0,5} T}{\mu_x v_{\text{БУ}}^{0,6}} \quad (\text{VI.23})$$

где M — молярная масса каменноугольного масла, кг/кмоль;
 T — температура масла, К; μ_x — вязкость масла, МПа·с; $v_{\text{БУ}}$ — молярный объем бензольных углеводородов, см³/моль; β — параметр, учитывающий ассоциацию молекул.

Подставив, получим:

$$\begin{aligned} D_x &= \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (1,170)^{0,5} 303}{16,5 \cdot 96^{0,6}} = 1,15 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с} \\ \delta_{\text{пр}} &= \left[\frac{(16,5 \cdot 10^{-3})^2}{1060^2 \cdot 9,8} \right]^{1/3} = 2,88 \cdot 10^{-4} \text{ м} \\ Re_x &= \frac{4 \cdot 0,00137 \cdot 1060}{65 \cdot 16,5 \cdot 10^{-3}} = 5,41 \\ Pr'_x &= \frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{1060 \cdot 1,15 \cdot 10^{-10}} = 1,31 \cdot 10^5 \end{aligned}$$

$$\beta_x = 0,0021 \frac{1,15 \cdot 10^{-10}}{2,88 \cdot 10^{-4}} 5,41^{0,75} (1,31 \cdot 10^5)^{0,5} = 1,065 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}$$

Выразим β_x в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_x = 1,065 \cdot 10^{-6} \rho_x = 1,065 \cdot 10^{-6} \cdot 1060 = 1,13 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Находим коэффициент массопередачи по газовой фазе K_y по уравнению (VI.8):

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,00636} + \frac{2}{1,13 \cdot 10^{-3}}} = 0,00519 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

1.7. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОВЕРХНОСТИ МАССОПЕРЕДАЧИ И ВЫСОТЫ АБСОРБЕРОВ

Поверхность массопередачи, в абсорбере по уравнению (VI.1) равна:

$$F = \frac{0,457}{0,00519 \cdot 0,909} = 9,78 \cdot 10^4 \text{ м}^2$$

Высоту насадки, требуемую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитаем по формуле

$$H = \frac{F}{0,785 a d^2 \psi_a} \quad (\text{VI.24})$$

Подставив, получим:

$$H = \frac{9,78 \cdot 10^4}{0,785 \cdot 65 \cdot 3,8^2 \cdot 0,95} = 140 \text{ м}$$

Обычно высота скрубберов не превышает 40—50 м, поэтому для осуществления заданного процесса выберем 4 последовательно соединенных скруббера, в каждом из которых высота насадки равна 35 м.

Во избежание значительных нагрузок на нижние решетки насадки ее укладывают в колонне ярусами, по 20—25 решеток в каждом. Каждый ярус устанавливают на самостоятельные поддерживающие опоры, конструкции которых даны в справочнике [6]. Расстояние между ярусами хордовой насадки составляет обычно 0,3—0,5 м [4].

Принимая число решеток в каждом ярусе 25, а расстояние между ярусами 0,3 м, определим высоту насадочной части абсорбера:

$$H_n = H + 0,3 \left(\frac{H}{25l} - 1 \right) = 35 + 0,3 \left(\frac{35}{25 \cdot 0,1} - 1 \right) = 38,9 \text{ м}$$

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Обычно это расстояние принимают равным 1—1,5 д.

Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства, в котором часто устанавливают каплеотбойные устройства для предотвращения брызгоуноса из колонны. Примем это расстояние равным 2,4 м. Тогда общая высота одного абсорбера:

$$H_a = H_n + 1,05d + 2,4 = 38,9 + 1,05 \cdot 3,8 + 2,4 = 45,3 \text{ м}$$

1.8. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ АБСОРБЕРОВ

Необходимость расчета гидравлического сопротивления ΔP обусловлена тем, что оно определяет энергетические затраты на транспортировку газо-

вого потока через абсорбер. Величину ΔP находят по формуле [3]:

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{bU} \quad (\text{VI.25})$$

где ΔP_c — гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой жидкостью) насадки, Па; U — плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; b — коэффициент.

Ниже приведены значения b для различных насадок [3]:

| Насадка | b | Насадка | b |
|-------------------------|-----|-------------------------------|-----|
| Кольца Рашига в укладку | | Кольца Палля (50 мм) | 126 |
| 50 мм | 173 | Блоки керамические | 151 |
| 80 мм | 144 | Седла «Инталокс» | |
| 100 мм | 119 | 25 мм | 33 |
| | | 50 мм | 28 |
| Кольца Рашига внавал | | Седла Берля (25 мм) | 30 |
| 25 мм | 184 | | |
| 50 мм | 169 | | |

Гидравлическое сопротивление сухой насадки ΔP_c определяют по уравнению

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_a} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \rho_y \quad (\text{VI.26})$$

где λ — коэффициент сопротивления хордовой насадки [10]:

$$\lambda = 6,64/\text{Re}_y^{0,375} \quad (\text{VI.27})$$

ω_0 — скорость газа в свободном сечении насадки (в м/с); $\omega_0 = \omega/\varepsilon$.

Подставив, получим:

$$\lambda = 6,64/2618^{0,375} = 0,347$$

$$\Delta P_c = 0,347 \frac{140}{0,042} \cdot \frac{\left(\frac{1,15}{0,68}\right)^2 \cdot 0,464}{2} = 767 \text{ Па}$$

Коэффициент сопротивления беспорядочных насадок, в которых пустоты распределены равномерно по всем направлениям (шары, седлообразная насадка), рекомендуется [3] рассчитывать по двучленному уравнению:

$$\lambda = 133/\text{Re}_y + 2,34 \quad (\text{VI.28})$$

Коэффициент сопротивления беспорядочно насыпанных кольцевых насадок можно рассчитывать по формулам: при ламинарном движении ($\text{Re}_y < 40$)

$$\lambda = 140/\text{Re}_y \quad (\text{VI.29})$$

при турбулентном движении ($\text{Re}_y > 40$)

$$\lambda = 16/\text{Re}_y^{0,2} \quad (\text{VI.30})$$

Коэффициент сопротивления регулярных насадок находят по уравнению

$$\lambda = \lambda_{\text{тр}} + \xi (d_a/l) \quad (\text{VI.31})$$

где $\lambda_{\text{тр}}$ — коэффициент сопротивления трению; ξ — коэффициент местного сопротивления:

$$\xi = 4,2/\varepsilon^2 - 8,1/\varepsilon + 3,9$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки ΔP равно:

$$\Delta P = 767 \cdot 10^{119 \cdot 0,00137} = 1116 \text{ Па}$$

Общее сопротивление системы абсорберов определяют с учетом гидравлического сопротивления газопроводов, соединяющих их (см. гл. I).

Анализ результатов расчета насадочного абсорбера показывает, что основное диффузионное сопротивление массопереносу в этом процессе сосредоточено в жидкой фазе, поэтому можно интенсифицировать процесс абсорбции, увеличив скорость жидкости. Для этого нужно либо увеличить расход абсорбента, либо уменьшить диаметр абсорбера. Увеличение расхода абсорбента приведет к соответствующему увеличению нагрузки на систему регенерации абсорбента, что связано с существенным повы-

шением капитальных и энергетических затрат (возрастают расходы греющего пара и размеры теплообменной аппаратуры). Уменьшение диаметра абсорбера приведет одновременно к увеличению рабочей скорости газа, что вызовет соответствующее возрастание гидравлического сопротивления абсорберов. Ниже приведены результаты расчета абсорбера при рабочей скорости газа $\omega = 2,15 \text{ м/с}$, практически вдвое превышающей принятую ранее:

| | $\omega = 1,15 \text{ м/с}$ | $\omega = 2,15 \text{ м/с}$ |
|---|-----------------------------|-----------------------------|
| $U, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ | 0,00137 | 0,00252 |
| $\beta_x, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ | 0,00113 | 0,00178 |
| $\beta_y, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ | 0,00636 | 0,01 |
| $K_y, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ | 0,000519 | 0,00082 |
| $F, \text{ м}^2$ | 97 800 | 61 900 |
| $d, \text{ м}$ | 3,8 | 2,8 |
| $H, \text{ м}$ | 140 | 163 |
| $\Delta P, \text{ Па}$ | 1 116 | 4 920 |
| Число абсорберов | 4 | 5 |

Как видно из приведенных данных, повышение интенсивности процесса приводит к значительному уменьшению диаметра колонны при некотором возрастании высоты насадки и к существенному повышению гидравлического сопротивления.

Приведенный расчет выполнен без учета влияния на основные размеры абсорбера некоторых явлений (таких как неравномерность распределения жидкости при орошении, обратное перемешивание, неизотермичность процесса и др.), которые в ряде случаев могут привести в расчет существенные ошибки. Эти явления по-разному проявляются в аппаратах с насадками разных типов. Оценить влияние каждого из них можно, пользуясь рекомендациями, приведенными в литературе [3; 8].

2. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА

Большое разнообразие тарельчатых контактных устройств затрудняет выбор оптимальной конструкции тарелки. При этом наряду с общими требованиями (высокая интенсивность единицы объема аппарата, его стоимость и др.) выдвигаются требования, обусловленные спецификой производства: большой интервал устойчивой работы при изменении нагрузок по фазам, возможность использования тарелок в среде загрязненных жидкостей, возможность защиты от коррозии и т. п. Зачастую эти характеристики тарелок становятся преобладающими, определяющими пригодность той или иной конструкции для использования в каждом конкретном процессе. Для предварительного выбора конструкции тарелок можно пользоваться данными, приведенными в табл. VI.2 [3; 11].

При выборе тарелки должны учитываться важнейшие показатели данного процесса. Тарелки, для которых одному из предъявленных требований соответствует балл 0, отвергаются; для остальных тарелок баллы суммируются. Самой пригодной можно считать тарелку с наибольшей суммой баллов.

Для более правильного выбора надо рассмотреть оценки по отдельным показателям, обращая особое внимание на баллы 1 и 5, причем решение обычно является компромиссным между желательными и нежелательными характеристиками. При этом учитывают и такие факторы, как промышленный опыт эксплуатации, возможность быстрого изготовления и т. д. Окончательный выбор определяется технико-экономическим анализом.

Таблица VI.2. Сравнительная характеристика тарелок

| Показатель | Тип тарелки | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|--|-------------|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
| Нагрузки по жидкости и газу | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| большие | 2 | 1 | 3 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 2 | 4 | 4 | 5 | 4 | 4 | 4 | 4 | 5 | 4 | 5 | 4 |
| малые | 3 | 3 | 3 | 2 | 3 | 5 | 5 | 5 | 4 | 2 | 3 | 2 | 3 | 3 | 4 | 3 | 1 | 4 | 1 | 3 |
| Большая область устойчивой работы | 4 | 3 | 4 | 4 | 5 | 5 | 5 | 5 | 4 | 1 | 1 | 1 | 2 | 3 | 4 | 3 | 3 | 4 | 3 | 3 |
| Малое гидравлическое сопротивление | 0 | 0 | 0 | 3 | 2 | 3 | 2 | 2 | 3 | 4 | 3 | 4 | 3 | 3 | 4 | 3 | 5 | 3 | 4 | 4 |
| Малый брызгоунос | 1 | 1 | 2 | 3 | 3 | 3 | 4 | 3 | 5 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 5 | 3 | 5 | 4 |
| Малый запас жидкости | 0 | 0 | 0 | 3 | 4 | 3 | 3 | 3 | 3 | 4 | 3 | 4 | 2 | 3 | 3 | 5 | 5 | 3 | 5 | 5 |
| Малое расстояние между тарелками | 3 | 2 | 3 | 4 | 5 | 4 | 4 | 4 | 5 | 5 | 5 | 4 | 4 | 5 | 5 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 |
| Большая эффективность | 4 | 3 | 4 | 4 | 4 | 5 | 4 | 5 | 5 | 4 | 4 | 3 | 4 | 4 | 4 | 3 | 3 | 4 | 4 | 4 |
| Большая интенсивность | 2 | 1 | 3 | 4 | 5 | 4 | 4 | 4 | 5 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 5 | 4 | 5 | 4 |
| Реагирование на изменение нагрузок | 3 | 2 | 4 | 3 | 4 | 5 | 5 | 5 | 3 | 1 | 1 | 0 | 2 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 |
| Малые капитальные затраты | 2 | 1 | 3 | 4 | 3 | 4 | 3 | 3 | 4 | 5 | 5 | 2 | 3 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 |
| Малый расход металла | 2 | 2 | 3 | 4 | 3 | 4 | 4 | 3 | 3 | 5 | 5 | 2 | 4 | 5 | 4 | 5 | 5 | 4 | 5 | 5 |
| Легкость монтажа | 1 | 1 | 3 | 4 | 2 | 4 | 4 | 3 | 3 | 5 | 5 | 2 | 3 | 5 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 | 4 |
| Легкость осмотра, чистки и ремонта | 2 | 1 | 3 | 3 | 2 | 3 | 3 | 2 | 1 | 5 | 4 | 4 | 3 | 4 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 |
| Возможность обработки взвесей | 1 | 0 | 0 | 1 | 0 | 1 | 1 | 1 | 0 | 4 | 3 | 5 | 3 | 4 | 4 | 2 | 2 | 1 | 2 | 2 |
| Легкость пуска и остановки | 4 | 4 | 4 | 2 | 3 | 4 | 5 | 4 | 4 | 2 | 3 | 2 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 |
| Возможность отвода тепла | 1 | 1 | 1 | 3 | 0 | 2 | 2 | 2 | 3 | 3 | 3 | 5 | 3 | 3 | 2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Возможность использования в агрессивных средах | 2 | 1 | 2 | 3 | 2 | 2 | 2 | 2 | 1 | 4 | 4 | 3 | 2 | 4 | 3 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |

Примечания. 1. Обозначение типов тарелок:

- 1 — колпачковая с круглыми колпачками;
- 2 — колпачковая с прямоугольными колпачками;
- 3 — «Юнифлекс»;
- 4 — ситчатая с переливом;
- 5 — ситчатая с направляющими отбойниками;
- 6 — клапанная с круглыми клапанами;
- 7 — клапанная с прямоугольными клапанами;
- 8 — балластная;
- 9 — колпачково-ситчатая;
- 10 — решетчатая провальная;

- 11 — дырчатая провальная;
- 12 — трубчатая провальная;
- 13 — волнистая провальная;
- 14 — провальная с разной перфорацией;
- 15 — Киттеля;
- 16 — чешуйчатая;
- 17 — пластинчатая;
- 18 — Гипронефтемаша;
- 19 — каскадная;
- 20 — Бенгури.

2. Соответствие каждой тарелки тому или иному показателю оценено по следующей шкале: 0 — не пригодна; 1 — сомнительно пригодна (целесообразно рассмотреть возможность замены другим типом тарелки); 2 — пригодна; 3 — вполне пригодна; 4 — хорошо пригодна; 5 — отлично пригодна.

Ниже в качестве примера приводится расчет абсорбера с тарелками провального типа.

Массу улавливаемых бензольных углеводородов и расход поглотительного масла определяют так же, как для насадочного абсорбера (см. раздел 1.1).

При расчете движущей силы в аппаратах с переточными тарелками (ситчатыми, клапанными, колпачковыми) необходимо учитывать влияние на нее поперечной неравномерности потока жидкости, продольного перемешивания жидкости, уноса и продольного перемешивания газа по рекомендациям, приведенным в литературе [5]. Пример такого расчета рассмотрен в главе VII.

В колоннах с провальными тарелками с достаточной достоверностью можно принять поршневое движение газа и полное перемешивание жидкости на каждой ступени. В этом случае, пренебрегая влиянием уноса жидкости, при большом числе тарелок в колонне движущую силу можно рассчитывать как для противоточного аппарата с непрерывным контактом фаз. Оценочный расчет показывает, что в нашем примере число тарелок велико, поэтому можно воспользоваться указанным приближением и определить движущую силу как среднелогарифмическую разность концентраций (см. раздел 1.2).

2.1. РАСЧЕТ СКОРОСТИ ГАЗА И ДИАМЕТРА АБСОРБЕРА

Скорость газа в интервале устойчивой работы провальных тарелок может быть определена с помощью уравнения [1; 3]:

$$Y = Be^{-4X} \quad (\text{VI.32})$$

Здесь

$$X = (L/G)^{1/4} (\rho_g/\rho_x)^{1/8}$$

$$Y = \frac{\omega^2}{gd_s F_c^2} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,16}$$

где ω — скорость газа в колонне, м/с; d_s — эквивалентный диаметр отверстия или щели в тарелке, м; F_c — доля свободного сечения тарелки, м²/м²; μ_x , μ_y — вязкость соответственно поглотительного масла и воды при температуре 20 °С, Па·с.

Подставив, получим:

$$X = \left(\frac{16,44}{5,577} \right)^{1/4} \left(\frac{0,464}{1060} \right)^{1/8} = 0,498$$

Коэффициент B равен 2,95 для нижнего и 10 — для верхнего пределов нормальной работы тарелки. Наиболее интенсивный режим работы тарелок соответствует верхнему пределу, когда $B = 10$, однако с учетом возможного колебания нагрузок по газу принимают $B = 6-8$.

Приняв коэффициент $B = 8$, получим:

$$Y = 8 \cdot 2,72^{-4 \cdot 0,498} = 1,092$$

По каталогу [12] (см. приложение VI.1) выберем решетчатую провальную тарелку со свободным сечением $F_c = 0,2$ м²/м² и шириной щели $\delta = 6$ мм; тогда $d_s = 2 \delta = 2 \cdot 0,006 = 0,012$ м. Тогда

$$Y = \frac{\omega^2}{9,8 \cdot 0,012 \cdot 0,2^2} \cdot \frac{0,464}{1060} \left(\frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}} \right)^{0,16} = 1,092$$

Отсюда $\omega = 2,74$ м/с.

Для ситчатых тарелок рабочую скорость газа можно рассчитать по уравнению [7]:

$$\omega = 0,05 \sqrt{\rho_x / \rho_y} \quad (\text{VI.33})$$

Для клапанных тарелок

$$\omega^{1,85} = \frac{G}{S_0} \cdot \frac{2g}{\xi \rho_y} \quad (\text{VI.34})$$

где G — масса клапана, кг; S_0 — площадь отверстия под клапаном, м²; ξ — коэффициент сопротивления, который может быть принят равным 3.

В колонне с колпачковыми тарелками предельно допустимую скорость рекомендуется рассчитывать по уравнению [1]

$$\omega = \frac{0,0155}{d_k^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y} h_k} \quad (\text{VI.35})$$

где d_k — диаметр колпачка, м; h_k — расстояние от верхнего края колпачка до вышерасположенной тарелки, м.

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода (VI.10):

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,9 \cdot \frac{(273 + 30)}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,19 \cdot 10^5}}{3,14 \cdot 2,74}} = 2,47 \text{ м}$$

Принимаем [6] (см. раздел 1.4) стандартный диаметр обечайки абсорбера $d = 2,6$ м. При этом действительная скорость газа в колонне будет равна:

$$\omega = 2,74 (2,47/2,6)^2 = 2,47 \text{ м/с}$$

2.2. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА МАССОПЕРЕДАЧИ

Обычно расчеты тарельчатых абсорберов проводят по модифицированному уравнению массопередачи, в котором коэффициенты массопередачи для жидкой K_{xf} и газовой K_{yf} фаз относят к единице рабочей площади тарелки:

$$M = K_{xf} F \Delta \bar{X}_{cp} = K_{yf} F \Delta \bar{Y}_{cp} \quad (\text{VI.36})$$

где M — масса передаваемого вещества через поверхность массопередачи в единицу времени, кг/с; F — суммарная рабочая площадь тарелок в абсорбере, м².

Необходимое число тарелок n определяют делением суммарной площади тарелок F на рабочую площадь одной тарелки f :

$$n = F/f \quad (\text{VI.37})$$

Коэффициенты массопередачи определяют по уравнениям аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

$$K_{xf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{xf}} + \frac{1}{m\beta_{yf}}} \quad K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}} \quad (\text{VI.38})$$

где β_{xf} и β_{yf} — коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки соответственно для жидкой и газовой фаз, кг/(м²·с).

В литературе приводится ряд зависимостей для определения коэффициентов массоотдачи для рассматриваемого случая. На основании сопоставительных расчетов рекомендуем использовать обобщенное критериальное уравнение [13], применимое для различных конструкций барботажных тарелок:

$$Nu' = A Pe'^{0,5} G_c \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} \quad (\text{VI.39})$$

При этом для жидкой фазы

$$Nu'_x = \frac{\beta_{xf} l}{D_x} \quad Pe'_x = \frac{U l}{(1 - \epsilon) D_x}$$

для газовой фазы

$$Nu'_y = \frac{\beta_{yf} l}{F_c D_y} \quad Pe'_y = \frac{\omega l}{\epsilon D_y}$$

где A — коэффициент;
 D_x, D_y — коэффициенты молекулярной диффузии рассматриваемого компонента соответственно в жидкости и газе, м²/с;

$\frac{U}{1 - \epsilon}$, $\frac{\omega}{\epsilon}$ — средние скорости жидкости и газа в барботажном слое, м/с;
 ϵ — газосодержание барботажного слоя, м³/м³;

$G_c = \frac{\Delta P_{II}}{\rho_x g l}$ — критерий гидравлического сопротивления, характеризующий относительную величину удельной поверхности массопередачи на тарелке;

$\Delta P_{II} = g \rho_x h_0$ — гидравлическое сопротивление барботажного газожидкостного слоя (пены) на тарелке, Па;
 h_0 — высота слоя светлой (неаэрированной) жидкости на тарелке, м;

l — характерный линейный размер, равный среднему диаметру пузырька или газовой струи в барботажном слое, м.

В интенсивных гидродинамических режимах характерный линейный размер l становится, по данным ряда авторов [13], практически постоянной величиной, мало зависящей от скоростей фаз и их физических свойств. В этом случае критериальные уравнения, решенные относительно коэффициентов массопередачи, приводятся к удобному для расчетов виду:

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 D_x^{0,5} \left(\frac{U}{1 - \epsilon} \right)^{0,5} h_0 \left(\frac{\epsilon \mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} \quad (\text{VI.40})$$

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 F_c D_y^{0,5} \left(\frac{\omega}{\epsilon} \right)^{0,5} h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} \quad (\text{VI.41})$$

2.3. РАСЧЕТ ВЫСОТЫ СВЕТЛОГО СЛОЯ ЖИДКОСТИ

Высоту светлого слоя жидкости на тарелке h_0 находят из следующего соотношения [3]:

$$\Delta P_{II} = g \rho_x h_0 = g \rho_x (1 - \epsilon) h_{II} \quad (\text{VI.42})$$

где h_{II} — высота газо-жидкостного барботажного слоя (пены) на тарелке, м.

Отсюда

$$h_0 = (1 - \epsilon) h_{II}$$

Высоту газо-жидкостного слоя для провальных тарелок определяют из уравнения [3]:

$$Fr = \frac{0,0011 B}{C} \cdot \frac{\rho_x}{\rho_y} \quad (\text{VI.43})$$

где $Fr = \omega_0^2 / g h_{II}$ — критерий Фруда; ω_0 — скорость газа в свободном сечении (щелях) тарелки, м/с; B — коэффициент — см. уравнение (VI.32).

Величина C в уравнении (VI.43) равна:

$$C = (U^6 \mu_x^2 \rho_x / g \sigma^3)^{0,067} \quad (\text{VI.44})$$

Для провальных тарелок без переливных устройств плотность орошения U равна:

$$U = L / \rho_x 0,785 d^2 \quad (\text{VI.45})$$

Подставив, получим:

$$U = \frac{16,44}{1060 \cdot 0,785 \cdot 2,6^2} = 0,0029 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Тогда

$$C = \left(\frac{0,0029^6 (16,5 \cdot 10^{-3})^2 1060}{9,8 (29 \cdot 10^{-3})^3} \right)^{0,067} = 0,165$$

Пересчитаем коэффициент B (который ранее был принят равным 8) с учетом действительной скорости газа в колонне:

$$B = 8 (2,47/2,74)^2 = 6,5$$

Подставив, получим:

$$Fr = \frac{0,0011 \cdot 6,5 \cdot 10^3}{0,165 \cdot 0,464} = 99$$

Отсюда находим высоту газо-жидкостного слоя

$$h_{\Pi} = \frac{w_0^2}{g Fr} = \frac{w^2}{F_{\Sigma}^2 g Fr} = \frac{2,47^2}{0,2^2 \cdot 9,8 \cdot 99} = 0,157 \text{ м}$$

Газосодержание барботажного слоя находят по уравнению [3]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{Fr} Fr^{0,2}} = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{0,2} \cdot 99^{0,2}} = 0,812 \text{ м}^3/\text{м}^3 \quad (VI.46)$$

Тогда высота светлого слоя жидкости:

$$h_0 = (1 - 0,812) 0,157 = 0,0295 \text{ м}$$

Для барботажных тарелок других конструкций газосодержание можно находить по единому уравнению [3]:

$$\varepsilon = \sqrt{Fr} / (1 + \sqrt{Fr}) \quad (VI.47)$$

где $Fr = w^2/g h_0$.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости можно находить по уравнению [3]:

$$h_0 = 0,0419 + 0,19 h_{\text{пер}} - 0,0135 w \sqrt{\rho_y} + 2,46 q \quad (VI.48)$$

где $h_{\text{пер}}$ — высота переливной перегородки, м; q — линейная плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$, равная $q = Q/b$; Q — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; b — ширина переливной перегородки, м.

Для ситчатых и клапанных тарелок в практических расчетах можно пользоваться уравнением [3]:

$$h_0 = 0,787 q^{0,21} h_{\text{пер}}^{0,56} w^m [1 - 0,31 \exp(-0,11 \mu_x)] \left(\frac{\sigma_x}{\sigma_y} \right)^{0,09} \quad (VI.49)$$

где m — показатель степени, равный 0,05—4,6 $h_{\text{пер}}$. Здесь μ_x — в $\text{МПа} \cdot \text{с}$, σ_x , σ_y — в $\text{мН}/\text{м}$.

2.4. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТОВ МАССОТДАЧИ

Рассчитав коэффициенты молекулярной диффузии бензольных углеводородов в масле D_x и газе D_y (см. раздел 1.6), вычислим коэффициенты массоотдачи:

$$\begin{aligned} \beta_{xf} &= 6,24 \cdot 10^5 (1,15 \cdot 10^{-10})^{0,5} \left(\frac{0,0029}{1 - 0,812} \right)^{0,5} \times \\ &\times 0,0295 \left(\frac{0,0127}{16,5 + 0,0127} \right)^{0,5} = 0,000678 \text{ м/с} \\ \beta_{yf} &= 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,2 (1,17 \cdot 10^{-5})^{0,5} \left(\frac{2,47}{0,812} \right)^{0,5} \times \\ &\times 0,0295 \left(\frac{0,0127}{16,5 + 0,0127} \right)^{0,5} = 0,61 \text{ м/с} \end{aligned}$$

Выразим β_{xf} и β_{yf} в выбранной для расчета размерности:

$$\begin{aligned} \beta_{xf} &= 0,000678 \rho_x = 0,000678 \cdot 106 = 0,719 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) \\ \beta_{yf} &= 0,61 \rho_y = 0,61 \cdot 0,464 = 0,283 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) \end{aligned}$$

Коэффициент массопередачи K_{yf} :

$$K_{yf} = \frac{1}{1/0,283 + 2/0,719} = 0,158 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

2.5. РАСЧЕТ ЧИСЛА ТАРЕЛОК АБСОРБЕРА

Число тарелок абсорбера находим по уравнению (VI.37).

Суммарная поверхность тарелок F равна:

$$F = \frac{0,457}{0,158 \cdot 0,009} = 321 \text{ м}^2$$

Рабочую площадь тарелок с перетоками f определяют с учетом площади, занятой переливными устройствами:

$$f = \varphi 0,785 d^2 \quad (VI.50)$$

где φ — доля рабочей площади тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; d — диаметр абсорбера, м.

Рабочая площадь f провальной тарелки может быть принята равной сечению абсорбера, т. е. $\varphi = 1$.

Тогда требуемое число тарелок равно $n = 321/0,785 \cdot 2,6^2 = 61$.

2.6. ВЫБОР РАССТОЯНИЯ МЕЖДУ ТАРЕЛКАМИ И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЫСОТЫ АБСОРБЕРА

Расстояние между тарелками провального типа принимают равным или несколько больше суммы высот барботажного слоя h_{Π} и сепарационного пространства h_c :

$$h \geq h_{\Pi} + h_c \quad (VI.51)$$

Высоту сепарационного пространства вычисляют, исходя из допустимого брызгоуноса с тарелки, принимаемого равным 0,1 кг жидкости на 1 кг газа. Рекомендовано [3] расчетное уравнение для определения брызгоуноса e с тарелок различных конструкций:

$$e = A f \frac{w^m}{h_c^n} \quad (VI.52)$$

где f — поправочный множитель, учитывающий свойства жидкости и равный 0,0565 $(\rho_x/\sigma)^{1,1}$; σ — в $\text{мН}/\text{м}$.

Коэффициент A и показатели степеней m и n даны ниже:

| Тарелки | A | m | n |
|--|---------------------|------|------|
| Провальные (дырчатая, решетчатая, волнистая) | $1,4 \cdot 10^{-4}$ | 2,56 | 2,56 |
| Клапанная и балластная | $6,5 \cdot 10^{-5}$ | 2,15 | 2,5 |

Значения e для тарелок других конструкций рассчитывают по уравнениям, приведенным ниже.

Для ситчатых тарелок

$$e = 0,000077 (73/\sigma) (w/h_c)^{3,2} \quad (VI.53)$$

Для колпачковых тарелок унос жидкости можно определять из следующей зависимости [3]:

$$3600 E h_c^{2,59} \mu_x \sigma^{0,4} = f (w \sqrt{\rho_y/\rho_x}) \quad (VI.54)$$

где E — масса жидкости, уносимой с 1 м^2 свободной площади сечения колонны (за вычетом переливного устройства), $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; μ_x — в $\text{МПа} \cdot \text{с}$; σ — в $\text{мН}/\text{м}$.

Значения $f(w \sqrt{\rho_y/\rho_x})$ приведены на рис. VI.5.

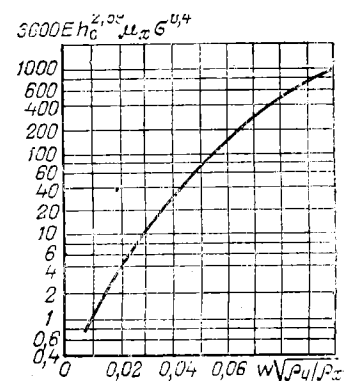


Рис. VI.5. График для определения уноса на колпачковых тарелках.

Для провальных тарелок по уравнению (VI.52) найдем:

$$0,1 = 1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 5,65 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{1060}{20} \right)^{1,1} \cdot \frac{2,47^{2,56}}{h_c^{2,56}}$$

Решая относительно h_c , получим: $h_c = 0,343$ м. Тогда расстояние между тарелками

$$h = 0,157 + 0,343 = 0,5 \text{ м}$$

Расстояние между тарелками стальных колонных аппаратов следует выбирать из ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200 мм.

Выберем расстояние между тарелками абсорбера, равным $h = 0,5$ м. Тогда высота тарельчатой части абсорбера

$$H_T = (n - 1) h = (61 - 1) 0,5 = 30 \text{ м}$$

Примем (см. раздел 1.7) расстояние между верхней тарелкой и крышкой абсорбера 2,5 м; расстояние между нижней тарелкой и дном абсорбера 4,0 м. Тогда общая высота абсорбера

$$H_a = 30 + 2,5 + 4,0 = 36,5 \text{ м}$$

2.7. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ТАРЕЛОК АБСОРБЕРА

Гидравлическое сопротивление тарелок абсорбера определяют по формуле

$$\Delta P_a = \Delta P_n \quad (\text{VI.55})$$

Полное гидравлическое сопротивление одной тарелки ΔP складывается из трех слагаемых:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_n + \Delta P_\sigma \quad (\text{VI.56})$$

Гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) тарелки

$$\Delta P_c = \xi \frac{\omega^2}{2F_c^2} \rho_y \quad (\text{VI.57})$$

Значения коэффициентов сопротивления ξ сухих тарелок различных конструкций приведены ниже [3; 5]:

| Тарелка | ξ |
|--|---------|
| Колпачковая | 4,0—5,0 |
| Клапанная | 3,6 |
| Ситчатая | 1,1—2,0 |
| Провальная с щелевидными отверстиями | 1,4—1,5 |

Принимая $\xi = 1,5$, получим:

$$\Delta P_c = 1,5 \frac{2,47^2 \cdot 0,464}{0,2^2 \cdot 2} = 53,0 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление газо-жидкостного слоя (пены) на тарелке

$$\Delta P_n = g \rho_x h_0 \quad (\text{VI.58})$$

$$\Delta P_n = 9,8 \cdot 1060 \cdot 0,0295 = 306 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения [3]:

$$\Delta P_\sigma = 4\sigma/d_0 \quad (\text{VI.59})$$

$$\Delta P_\sigma = 4 \cdot 20 \cdot 10^{-3} / 0,012 = 6,7 \text{ Па}$$

Тогда полное гидравлическое сопротивление

$$\Delta P = 53 + 306 + 6,7 = 365,7 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление всех тарелок абсорбера

$$\Delta P_a = 365,7 \cdot 61 = 22\,310 \text{ Па}$$

3. СРАВНЕНИЕ ДАННЫХ РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО И ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРОВ

Результаты расчетов насадочного и тарельчатого абсорберов приведены ниже:

| Параметр | Насадочный абсорбер | Тарельчатый абсорбер |
|---|---------------------|----------------------|
| Диаметр, м | 3,8 | 2,6 |
| Высота, м | 45,3 | 36,5 |
| Объем, м ³ | 2053 | 194 |
| Число абсорберов, шт. | 4 | 1 |
| Скорость газа, м/с | 1,15 | 2,47 |
| Гидравлическое сопротивление контактных элементов, Па | 1116 | 22\,310 |

Сравнение этих данных и их анализ показывают, что применение тарельчатого абсорбера позволяет существенно сократить размеры колонн, однако при этом значительно возрастают энергетические затраты на преодоление газовым потоком сопротивления абсорбера. Окончательное решение о применении того или другого типа аппаратов может дать лишь полный сравнительный технико-экономический расчет.

Учет влияния на протекание процесса массопередачи таких явлений, как брызгоунос в тарельчатых колоннах, перемешивание и байпасирование потоков, показан на примере расчета процесса ректификации (см. гл. VII).

Схема расчета насадочных и тарельчатых аппаратов для проведения процесса физической абсорбции, не осложненной химической реакцией, одновременно протекающими тепловыми процессами (неизотермическая абсорбция); процессами, связанными с промежуточным отбором или рециркуляцией жидкости, существенно отражающихся на структуре потоков, показана на рис. VI.6.

Примеры расчетов осложненных процессов абсорбции приведены в монографии [3].

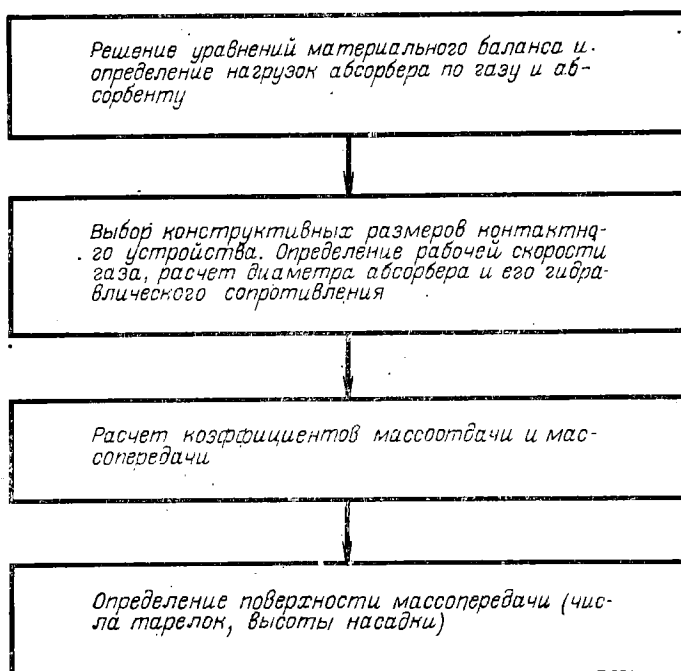


Рис. VI.6. Схема расчета абсорбционных аппаратов.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1, Конструкции колонных аппаратов

Колонные аппараты предназначены для проведения процессов тепло- и массообмена (ректификация, дистилляция, абсорбция, десорбция) в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и других отраслях промышленности.

Колонные аппараты изготавливают диаметром 400—4000 мм: для работы под давлением до 16 кгс/см² (1,6 МПа) — в царговом (на фланцах) исполнении корпуса, для работы под давлением до 40 кгс/см² (4,0 МПа), под атмосферным давлением или под вакуумом (с остаточным давлением не ниже 10 мм рт. ст.) — в цельносварном исполнении корпуса.

Колонные аппараты в зависимости от их диаметра изготавливают с тарелками различных типов. Типы колонных тарельчатых аппаратов приведены в табл. VI.3.

Колонные аппараты диаметром 400—4000 мм оснащаются стандартными контактными и распределительными тарелками, опорными решетками для насадочных аппаратов, опорами, люками, поворотными устройствами, днищами и фланцами.

Колонные аппараты диаметром 400—800 мм с насыпной насадкой изготавливают в царговом исполнении. Для равномерного распределения жидкости по поверхности насадки аппараты оснащены распределительными тарелками типов ТСН-III и перераспределительными тарелками типа ТСН-II. Каждый ярус насадки опирается на опорную решетку.

Колонные аппараты диаметром 1000—2800 мм с насыпной насадкой изготавливают с цельносварным корпусом и съемной крышкой. Для равномерного распределения жидкости по поверхности насадки аппараты оснащены распределительными тарелками типа ТСН-III и перераспределительными тарелками типа ТСН-II.

Распределительную тарелку типа ТСН-III устанавливают в верхней части аппарата, перераспределительную тарелку типа ТСН-II — под опорной решеткой для насадки (кроме нижней опорной решетки). Каждый ярус насадки опирается на опорную решетку. Высоту яруса насадки указывает заказчик. Для каждого яруса насадки на корпусе аппарата имеется два люка диаметром 500 мм каждый.

На корпусе цельносварного тарельчатого аппарата предусмотрены люки для обслуживания тарелок. Люки рекомендуются предусматривать для каждой 5—10 тарелок, располагая их через один с диаметрально противоположных сторон корпуса.

Люки изготавливают по ОСТ 26-2000—77, ОСТ 26-2015—77.

Для колонн диаметром 1000—1600 мм рекомендуются диаметр люка 500 мм, расстояние между тарелками в месте установки люка 800 мм; для колонн диаметром свыше 1600 мм диаметр люка 600 мм, расстояние между тарелками в месте установки люка 800 и 1000 мм. Для обслуживания тарелок типов ТКП и ТСО рекомендуемый диаметр люка 450 или 500 мм.

Минимальные толщины стенок корпуса колонного аппарата зависят от диаметра аппарата:

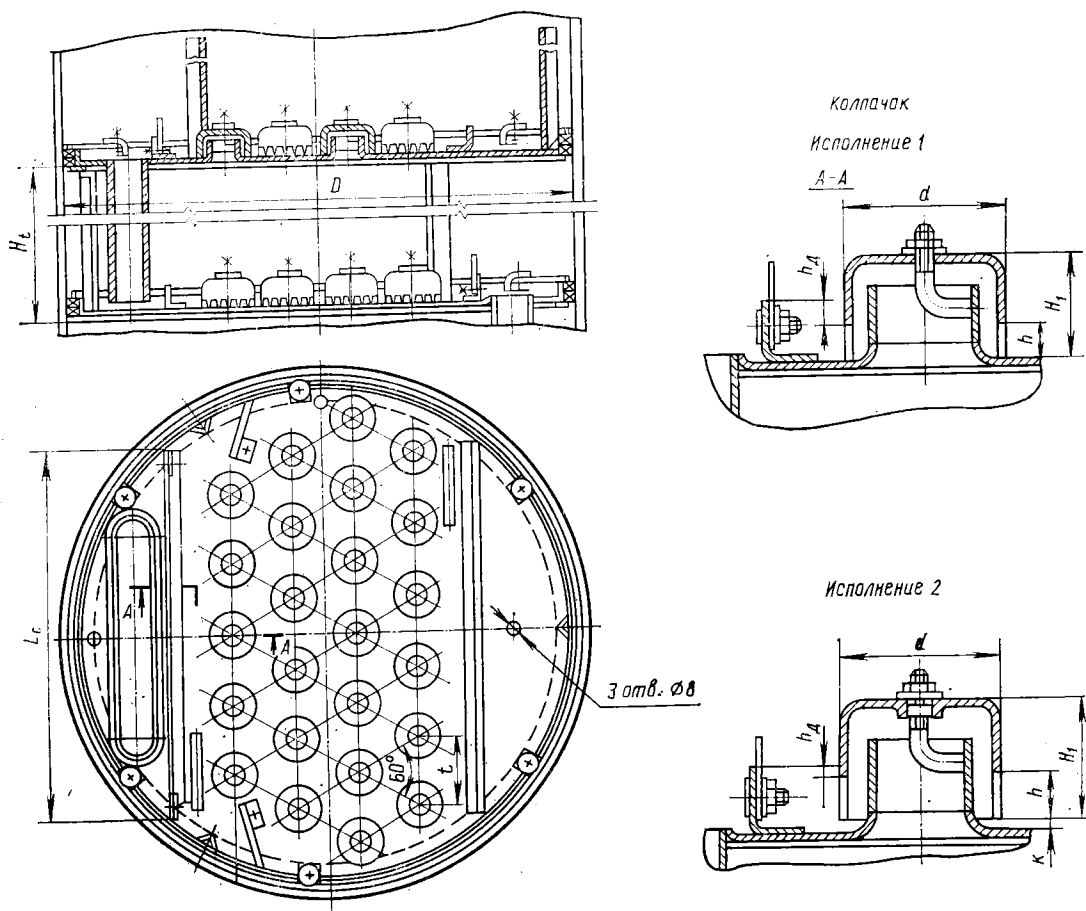
| Диаметр аппарата, мм | Толщина стенки, мм |
|----------------------|--------------------|
| 1000—1800 | 10 |
| 2000—2600 | 12 |
| 2800—3200 | 14 |
| 3400—3800 | 18 |
| 4000 | 24 |

Таблица VI.3. Типы колонных тарельчатых аппаратов

| Тип аппарата | Тип тарелки | Ряд диаметров колонных аппаратов, мм | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|--------------------------------|--|--------------------------------------|-----|-----|-----|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 400 | 500 | 600 | 800 | 1000 | 1200 | 1400 | 1600 | 1800 | 2000 | 2200 | 2400 | 2600 | 2800 | 3000 | 3200 | 3400 | 3600 | 3800 | 4000 |
| КСК (с колпачковыми тарелками) | ТСК-1 (ОСТ 26-01-282—74) | + | + | + | + | + | | | | | | | | | | | | | | | |
| | ТСК-Р (ОСТ 26-808—73) | | | | | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | | |
| | ТСК-РЦ, ТСК-РБ (ОСТ 26-1111—74) | | | | | | | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | | |
| КСС (с ситчатыми тарелками) | ТС, ТС-Р, ТС-Р2, ТС-РЦ, ТС-РБ (ОСТ 26-805—73) | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | | |
| КСР (с решетчатыми тарелками) | ТСР (ОСТ 26-675—72) | + | + | + | + | + | + | + | + | | | | | | | | | | | | |
| | ТР (ОСТ 26-666—72) | | | | | | | | | | + | + | + | + | + | + | + | + | + | | |
| КСН (с насыпной насадкой) | ТСН-II, ТСН-III (ОСТ 26-705—73) | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | | |
| ККП (с клапанными тарелками) | ТКП однопоточные (ОСТ 26-02-1401—77) | | | | | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | | |
| | ТКП двухпоточные (ОСТ 26-02-1401—77) | | | | | | | | | | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + | + |

Приложение 2. Тарелки колонных аппаратов

Тарелка колпачковая типа ТСК-1



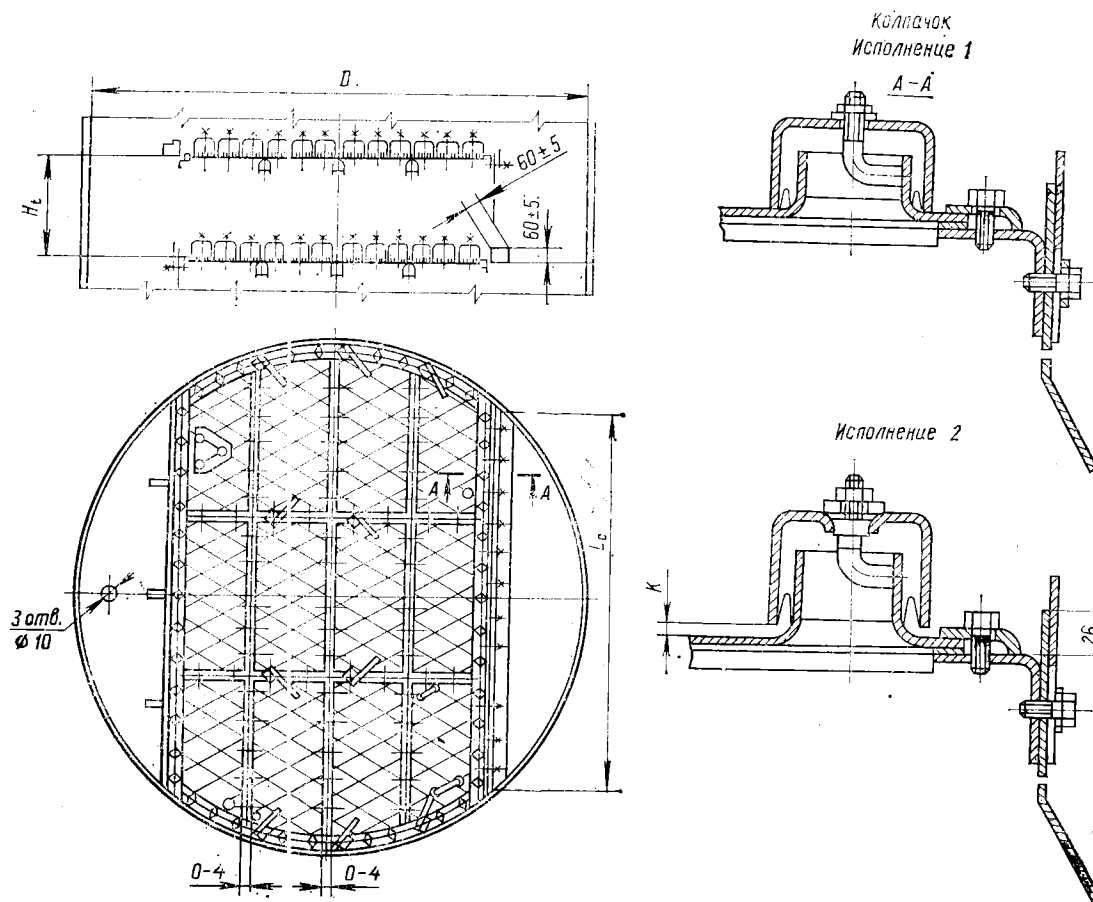
Тарелка типа ТСК-1.

Техническая характеристика тарелок типа ТСК-1

ОСТ 26-01-282—71

| Диаметр колонны D , мм | Свободное сечение колонны, $м^2$ | Длина линии барботажа, м | Периметр слива L_c , $м^2$ | Площадь слива, $м^2$ | Площадь паровых патрубков, $м^2$ | Относительная площадь для прохода паров, % | h_d при h | | | Число колпачков | Диаметр колпачка d , мм | Шаг t , мм | Исполнение колпачка | | | | | Масса колпачка в кг (при $h = 20$ мм, $H_t = 300$ мм) для исполнения | |
|--------------------------|----------------------------------|--------------------------|------------------------------|----------------------|----------------------------------|--|---------------|------|----|-----------------|---------------------------|--------------|---------------------|----------|------------|----------|----------|--|-------|
| | | | | | | | | | | | | | 1 | | 2 | | | 1 | 2 |
| | | | | | | | 15 | 20 | 30 | | | | H_1 , мм | h , мм | H_1 , мм | h , мм | K , мм | | |
| 400 | 0,126 | 1,33 | 0,302 | 0,005 | 0,008 | 6,35 | | | | 7 | 60 | 90 | 50 | | 60 | | | 10 | 10,7 |
| 500 | 0,196 | 2,45 | 0,4 | 0,007 | 0,015 | 8 | | | | 13 | 60 | 90 | 50 | | 60 | | | 13 | 13,88 |
| 600 | 0,28 | 3,25 | 0,48 | 0,012 | 0,027 | 10 | 5—30 | 5—40 | | 13 | 80 | 110 | 55 | 15; 20 | 70 | 20; 30 | 0—10 | 18 | 21,3 |
| 800 | 0,503 | 6 | 0,57 | 0,021 | 0,049 | 9,7 | | | | 24 | 80 | 110 | 55 | | 70 | | | 28 | 30,4 |
| 1000 | 0,78 | 9,3 | 0,8 | 0,05 | 0,073 | 9 | | | | 37 | 80 | 110 | 55 | | 70 | | | 39 | 42,7 |

Тарелка колпачковая типа ТСК-Р

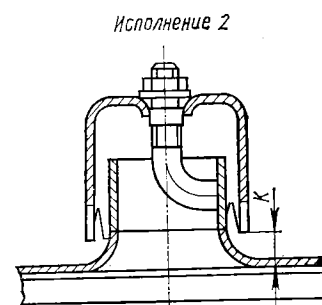
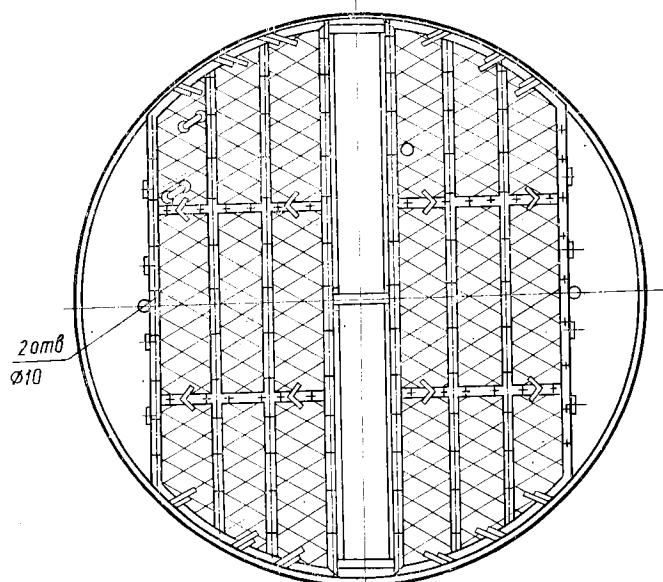
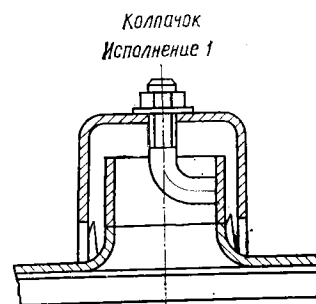
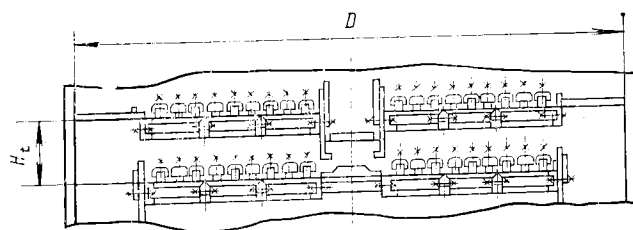


Тарелка типа ТСК-Р.

Техническая характеристика тарелок типа ТСК-Р
(по ОСТ 26-808—73)

| Диаметр колонны D , мм | 1000 | 1200 | 1400 | 1600 | 1800 | 2000 | 2200 | 2400 | 2600 | 2800 | 3000 | 3200 | 3400 | 3600 |
|--|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|------|-------|-------|
| Свободное сечение колонны, м^2 | 0,78 | 1,13 | 1,54 | 2,01 | 2,54 | 3,14 | 3,81 | 4,52 | 5,31 | 6,16 | 7,07 | 8,04 | 9,08 | 10,18 |
| Длина линии барботажа, м | 10,8 | 12,3 | 15,4 | 20,7 | 25,8 | 36,4 | 44,6 | 52,8 | 60,3 | 72,8 | 80,4 | 75,4 | 83,8 | 87,6 |
| Периметр слива L_c , м | 0,665 | 0,818 | 1,09 | 1,238 | 1,419 | 1,455 | 1,606 | 1,775 | 2,032 | 2,096 | 2,39 | 2,36 | 2,62 | 2,88 |
| Сечение перелива, м^2 | 0,064 | 0,099 | 0,198 | 0,269 | 0,334 | 0,33 | 0,412 | 0,505 | 0,674 | 0,686 | 0,902 | 0,88 | 1,128 | 1,441 |
| Свободное сечение тарелки, м^2 | 0,09 | 0,129 | 0,162 | 0,219 | 0,272 | 0,385 | 0,471 | 0,557 | 0,638 | 0,769 | 0,849 | 1,18 | 1,32 | 1,37 |
| Относительная площадь для прохода паров, % | 11,5 | 11,4 | 10,5 | 10,9 | 10,7 | 12,2 | 12,3 | 12,3 | 12,1 | 12,5 | 12,1 | 14,6 | 14,5 | 13,5 |
| Масса, кг | 57,8 | 68,6 | 90,3 | 118,3 | 146 | 179,3 | 211,6 | 240,8 | 305 | 349,7 | 355 | 509 | 546 | 582 |

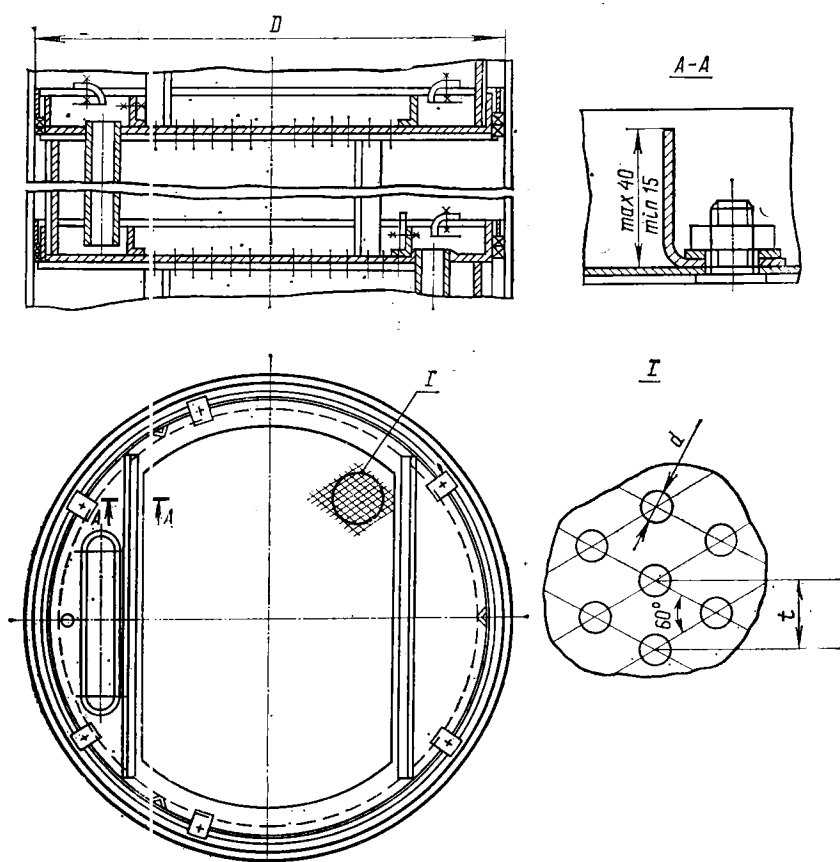
Тарелки колпачковые типов ТСК-РЦ, ТСК-РБ

Тарелки типов
ТСК-РЦ, ТСК-РБ.Техническая характеристика тарелок типов ТСК-РЦ и ТСК-РБ
(по ОСТ 26-1111-74)

| Диаметр колонны D, мм | 1400 | | 1600 | | 1800 | | 2000 | | 2200 | |
|--|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ |
| Тип тарелки | | | | | | | | | | |
| Свободное сечение колонны, м ² | 1,54 | | 2,01 | | 2,54 | | 3,14 | | 3,8 | |
| Длина линии барботажа, м | 15,1 | | 16,97 | | 23,88 | | 27,65 | | 37,7 | |
| Периметр слива, м | 2,34 | 1,932 | 2,74 | 2,22 | 3,15 | 2,304 | 3,55 | 2,792 | 3,95 | 2,77 |
| Сечение перелива, м ² | 0,211 | 0,251 | 0,259 | 0,311 | 0,277 | 0,334 | 0,404 | 0,536 | 0,426 | 0,464 |
| Свободное сечение тарелки, м ² | 0,134 | | 0,179 | | 0,252 | | 0,292 | | 0,398 | |
| Относительная площадь для прохода паров, % | 8,7 | | 8,91 | | 9,92 | | 9,3 | | 10,44 | |
| Масса, кг | 140 | 136 | 161 | 155 | 184 | 176 | 242 | 233 | 308 | 298 |
| Диаметр колонны D, мм | 2400 | | 2600 | | 2800 | | 3200 | | 3600 | |
| | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ | ТСК-РЦ | ТСК-РБ |
| Тип тарелки | | | | | | | | | | |
| Свободное сечение колонны, м ² | 4,52 | | 5,31 | | 6,16 | | 8,04 | | 10,18 | |
| Длина линии барботажа, м | 49,02 | | 55,3 | | 67,87 | | 62,2 | | 83,84 | |
| Периметр слива, м | 4,35 | 2,824 | 4,75 | 3,368 | 5,15 | 3,412 | 5,95 | 4,446 | 6,75 | 4,896 |
| Сечение перелива, м ² | 0,444 | 0,458 | 0,582 | 0,696 | 0,629 | 0,674 | 1,064 | 1,372 | 1,273 | 1,582 |
| Свободное сечение тарелки, м ² | 0,518 | | 0,584 | | 0,717 | | 0,975 | | 1,318 | |
| Относительная площадь для прохода паров, % | 11,45 | | 11 | | 11,63 | | 12,13 | | 12,95 | |
| Масса, кг | 362 | 340 | 373 | 356 | 443 | 441 | 593 | 557 | 694 | 668 |

Примечание. Зазор K (см. рис.) принимать по ГОСТ 9634-75.

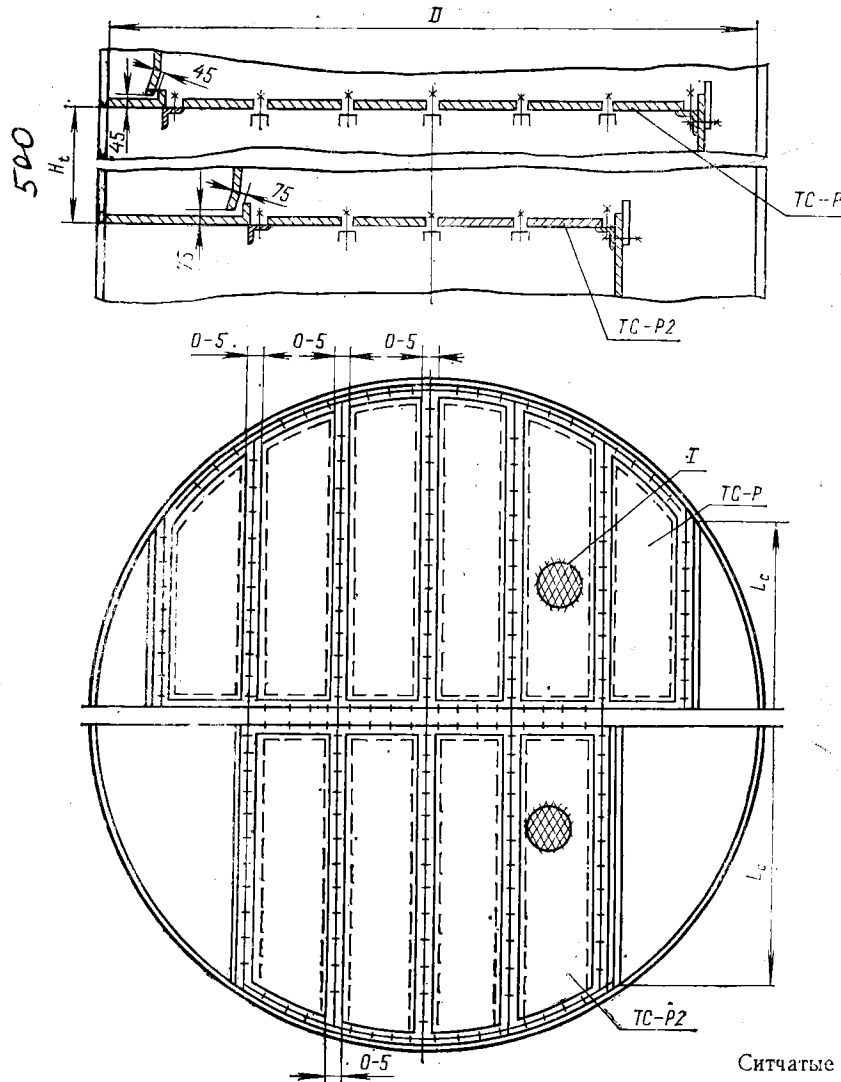
Ситчатая тарелка типа ТС



Ситчатая тарелка типа ТС.

Техническая характеристика тарелок типа ТС
ОСТ 26-805—73

| Диаметр колонны D , мм | Свободное сечение колонны, м^2 | Рабочее сечение тарелки, м^2 | Диаметр отверстия d , мм | | | | Сечение перелива, м^2 | Относительная площадь перелива, % | Периметр слива, м | Масса, кг |
|--------------------------|---|---------------------------------------|--|-----------|-----------|-----------|--------------------------------|-----------------------------------|-------------------|-----------|
| | | | 3 | 4 | 5 | 8 | | | | |
| | | | Шаг между отверстиями t , мм | | | | | | | |
| | | | 7—12 | 8—13 | 10—18 | 16—25 | | | | |
| | | | Относительное свободное сечение тарелки, % | | | | | | | |
| 400 | 0,126 | 0,051 | 6,62—2,26 | 9,1—2,56 | 9,1—2,78 | 9,1—3,7 | 0,004 | 3,81 | 0,302 | 8,2 |
| 500 | 0,196 | 0,089 | 7,57—2,62 | 10,3—2,93 | 10,3—3,18 | 10,3—4,22 | 0,1 | 3,6 | 0,4 | 10 |
| 600 | 0,28 | 0,14 | 8,2—2,8 | 11,2—3,2 | 11,2—3,46 | 11,2—4,6 | 0,1 | 4,3 | 0,48 | 13,6 |
| 800 | 0,51 | 0,41 | 10,25—3,49 | 14—3,96 | 13,9—4,3 | 14—5,7 | 0,016 | 4,1 | 0,57 | 21 |
| 1000 | 0,785 | 0,713 | 10—3,38 | 13,6—3,86 | 13,6—4,2 | 13,6—5,55 | 0,036 | 4,6 | 0,8 | 41,5 |



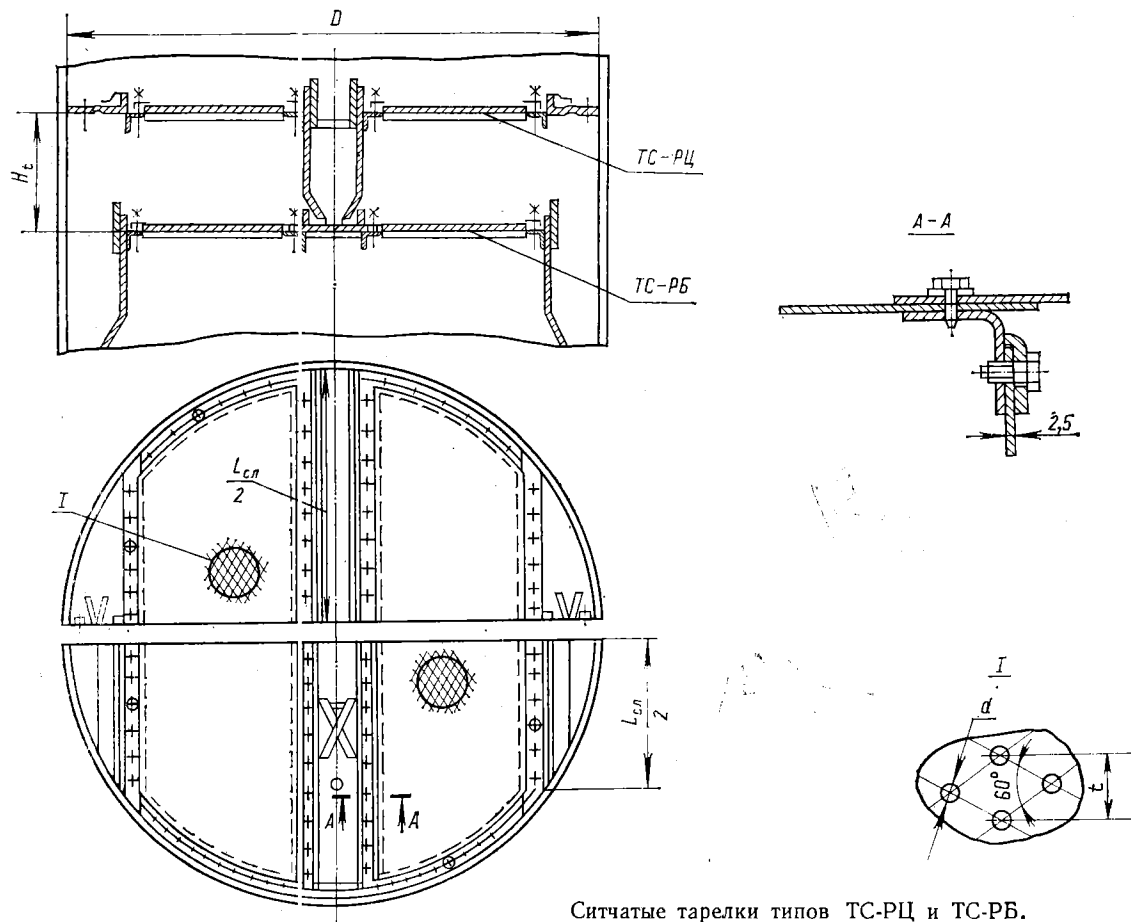
Ситчатые тарелки типов ТС-Р и ТС-Р2.

Техническая характеристика тарелок типов ТС-Р и ТС-Р2 (ОСТ 26-805-73)

| Диаметр колонны D, мм | Тип тарелки | Свободное сечение колонны, м² | Рабочее сечение тарелки | Диаметр отверстия d, мм | | | | Сечение перелива, м² | Относительная площадь перелива, % | Периметр слива Lс, м | Масса, кг |
|-----------------------|-------------|-------------------------------|-------------------------|--|-----------|-----------|-----------|----------------------|-----------------------------------|----------------------|-----------|
| | | | | 3 | 4 | 5 | 8 | | | | |
| | | | | Шаг между отверстиями l, мм | | | | | | | |
| | | | | 7-12 | 8-15 | 10-17 | 16-15 | | | | |
| | | | | Относительное свободное сечение тарелки, % | | | | | | | |
| 1200 | ТС-Р | 1,13 | 1,01 | 8,4-2,75 | 11,1-3,13 | 11,1-3,4 | 11,1-4,5 | 0,06 | 5,3 | 0,722 | 62 |
| | ТС-Р2 | 1,13 | 0,896 | 7,65-2,6 | 10,4-2,97 | 10,4-3,25 | 10,4-4,28 | 0,117 | 10,53 | 0,884 | 58 |
| 1400 | ТС-Р | 1,54 | 1,368 | 8,5-3,48 | 13,9-3,96 | 13,9-4,3 | 13,9-5,71 | 0,087 | 5,65 | 0,86 | 72 |
| | ТС-Р2 | 1,54 | 1,072 | 8,5-3,23 | 12,9-3,67 | 12,9-3,99 | 12,9-5,29 | 0,234 | 19,2 | 1,135 | 73 |
| 1600 | ТС-Р | 2,01 | 1,834 | 10,4-3,58 | 14,7-4,06 | 14,7-4,42 | 14,7-5,86 | 0,088 | 4,4 | 0,795 | 89 |
| | ТС-Р2 | 2,01 | 1,426 | 10,3-3,5 | 14,1-3,98 | 14,1-4,32 | 14,1-5,74 | 0,292 | 14,5 | 1,28 | 85 |
| 1800 | ТС-Р | 2,54 | 2,294 | 13,8-4,7 | 18,8-5,34 | 18,8-5,8 | 18,8-7,69 | 0,123 | 4,85 | 1,05 | 115 |
| | ТС-Р2 | 2,54 | 1,64 | 13,2-4,5 | 18-5,14 | 18-5,57 | 18-7,4 | 0,45 | 17,7 | 1,52 | 96,5 |
| 2000 | ТС-Р | 3,14 | 2,822 | 11,6-3,95 | 15,8-4,5 | 15,8-4,89 | 15,8-6,49 | 0,159 | 5,06 | 1,19 | 120 |
| | ТС-Р2 | 3,14 | 2,09 | 8,2-2,78 | 11,4-3,17 | 11,4-3,44 | 11,4-4,57 | 0,525 | 16,7 | 1,66 | 107 |
| 2200 | ТС-Р | 3,8 | 3,478 | 13,3-4,48 | 17,9-5,08 | 17,9-5,52 | 17,9-7,32 | 0,161 | 4,25 | 1,24 | 138 |
| | ТС-Р2 | 3,8 | 2,46 | 7,9-2,68 | 10,7-3,06 | 10,7-3,32 | 10,7-4,37 | 0,67 | 15 | 1,85 | 137 |
| 2400 | ТС-Р | 4,52 | 3,9 | 11,1-3,78 | 15,3-4,29 | 15,3-4,62 | 15,3-6,18 | 0,317 | 6,9 | 1,57 | 172 |
| | ТС-Р2 | 4,52 | 2,96 | 9,2-6,12 | 12,5-3,59 | 12,5-3,85 | 12,5-5,11 | 0,77 | 17 | 2 | 162,5 |
| 2600 | ТС-Р | 5,3 | 4,784 | 12,2-4,17 | 16,7-4,73 | 16,7-5,3 | 16,7-6,81 | 0,258 | 4,88 | 1,54 | 200 |
| | ТС-Р2 | 5,3 | 3,27 | 7,5-2,58 | 10,4-2,9 | 10,4-3,15 | 10,4-4,18 | 1,015 | 19,2 | 2,25 | 188 |
| 2800 | ТС-Р | 6,16 | 5,64 | 13,7-4,65 | 18,6-5,28 | 18,6-5,73 | 18,6-7,6 | 0,26 | 4,2 | 1,575 | 218 |
| | ТС-Р2 | 6,16 | 3,96 | 7,75-2,64 | 10,5-2,99 | 10,5-3,26 | 10,5-4,32 | 1,1 | 17,0 | 2,385 | 189 |
| 3000 | ТС-Р | 7,06 | 6,43 | 12,5-4,27 | 17,1-4,83 | 17,1-5,25 | 17,1-6,96 | 0,315 | 4,4 | 1,715 | 340 |
| | ТС-Р2 | 7,06 | 4,52 | 5,5-1,87 | 7,5-2,12 | 7,46-2,31 | 7,5-3,06 | 1,27 | 18 | 2,61 | 220 |
| 3200 | ТС-Р | 8,04 | 7,268 | 13-4,42 | 17,7-5,02 | 17,7-5,45 | 17,7-7,23 | 0,385 | 4,7 | 1,86 | 265 |
| | ТС-Р2 | 8,04 | 5,03 | 8,7-2,96 | 11,8-3,37 | 11,8-3,65 | 11,8-4,85 | 1,505 | 18,7 | 2,74 | 255 |
| 3400 | ТС-Р | 9,06 | 8,308 | 11,9-4,07 | 16,3-4,61 | 16,3-5 | 16,3-6,64 | 0,376 | 4,15 | 1,905 | 290 |
| | ТС-Р2 | 9,06 | 5,88 | 9,2-3,12 | 12,5-3,56 | 12,5-3,85 | 12,5-5,13 | 1,59 | 17,6 | 2,87 | 270 |
| 3600 | ТС-Р | 10,2 | 9 | 11,9-4,05 | 16,2-4,6 | 16,2-5 | 16,2-6,64 | 4,59 | 5,7 | 2,24 | 305 |
| | ТС-Р2 | 10,2 | 6,3 | 8,11-2,75 | 11,1-3,13 | 11,1-3,4 | 11,1-4,52 | 1,95 | 19,1 | 3,1 | 295 |

Примечания. 1. Шаг расположения отверстий принимается в указанных пределах через 1 мм. 2. В таблице указана масса тарелки при шаге между отверстиями 10 мм и диаметре отверстия 3 мм. Расстояние между тарелками для колонных аппаратов диаметром 400-1000 мм $H_c = 300$ мм, для колонных аппаратов диаметром 1200-3600 мм $H_c = 500$ мм. 3. Плотность при подсчете массы 7,85.

Ситчатые тарелки типов ТС-РЦ и ТС-РБ

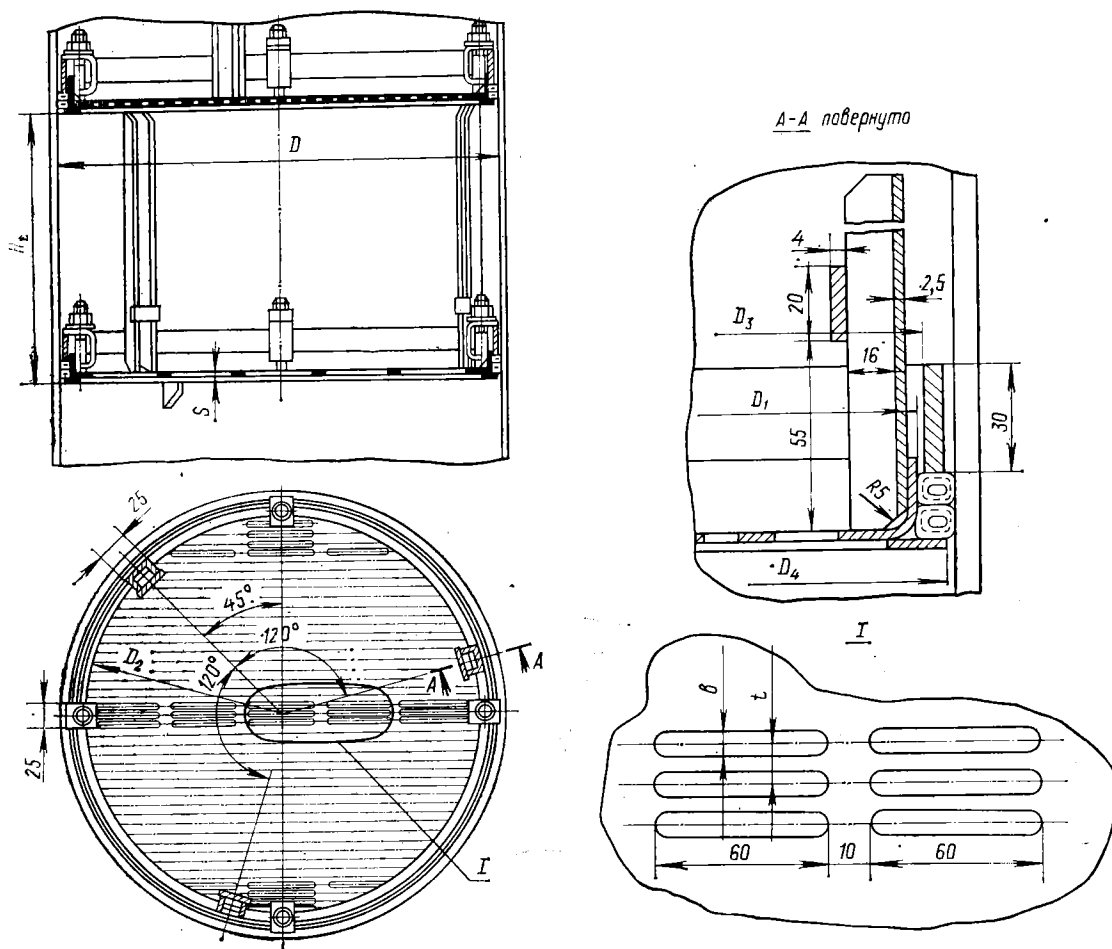


Ситчатые тарелки типов ТС-РЦ и ТС-РБ.

Техническая характеристика тарелок типов ТС-РЦ и ТС-РБ (ОСТ 26-805—73)

| Диаметр колонны D, мм | 1400 | | 1600 | | 1800 | | 2000 | | 2200 | |
|---|------------|-------|------------|-------|------------|-------|-----------|-------|------------|-------|
| Тип тарелки | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ |
| Свободное сечение колонны, м ² | 1,54 | | 2,01 | | 2,54 | | 3,14 | | 3,8 | |
| Рабочее сечение тарелки, м ² | 1,078 | | 1,44 | | 1,928 | | 2,2 | | 2,92 | |
| Относительное свободное сечение, % | | | | | | | | | | |
| при d, мм | | | | | | | | | | |
| при t, мм | | | | | | | | | | |
| 8 | 6,82—2,32 | | 7,48—2,55 | | 8,81—2,99 | | 9,26—3,15 | | 9,64—3,28 | |
| 5 | 9,28—2,64 | | 10,18—2,89 | | 11,99—3,41 | | 12,6—3,58 | | 13,13—3,73 | |
| 4 | 9,28—2,86 | | 10,18—3,14 | | 11,99—3,7 | | 12,6—3,89 | | 13,13—4,05 | |
| 3 | 9,28—3,8 | | 10,18—4,17 | | 11,99—4,91 | | 12,6—5,16 | | 13,13—5,38 | |
| Сечение перелива, м ² | 0,211 | 0,251 | 0,259 | 0,311 | 0,277 | 0,334 | 0,404 | 0,536 | 0,426 | 0,464 |
| Относительная площадь перелива, % | 13,7 | 16,3 | 12,9 | 15,4 | 10,9 | 13,2 | 12,8 | 17,1 | 11,2 | 12,2 |
| Периметр слива L _{сл} , м | 2,34 | 1,932 | 2,74 | 2,22 | 3,15 | 2,304 | 3,55 | 2,792 | 3,95 | 2,77 |
| Масса, кг | 123 | 119 | 140 | 134 | 157 | 149 | 208 | 199 | 263 | 251 |
| Диаметр колонны D, мм | 2400 | | 2600 | | 2800 | | 3200 | | 3600 | |
| Тип тарелки | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ | ТС-РЦ | ТС-РБ |
| Свободное сечение колонны, м ² | 4,52 | | 5,3 | | 6,16 | | 8,04 | | 10,2 | |
| Рабочее сечение тарелки, м ² | 3,68 | | 4,032 | | 4,857 | | 5,604 | | 7,325 | |
| Относительное свободное сечение, % | | | | | | | | | | |
| при d, мм | | | | | | | | | | |
| при t, мм | | | | | | | | | | |
| 8 | 10,48—3,56 | | 9,93—3,38 | | 10,62—3,61 | | 9,33—3,17 | | 9,93—3,39 | |
| 5 | 14,26—4,05 | | 13,5—3,84 | | 14,46—4,11 | | 12,7—3,61 | | 13,5—3,86 | |
| 4 | 14,26—4,4 | | 13,5—4,17 | | 14,46—4,46 | | 12,7—3,92 | | 13,5—4,19 | |
| 3 | 14,26—5,84 | | 13,5—5,53 | | 14,46—5,92 | | 12,7—5,2 | | 13,5—5,56 | |
| Сечение перелива, м ² | 0,444 | 0,458 | 0,582 | 0,696 | 0,629 | 0,674 | 1,064 | 1,372 | 1,273 | 1,582 |
| Относительная площадь перелива, % | 9,8 | 10,1 | 11 | 13,2 | 10,2 | 10,9 | 13,2 | 17,1 | 12,5 | 15,5 |
| Периметр слива L _{сл} , м | 4,35 | 2,824 | 4,75 | 3,368 | 5,15 | 3,412 | 5,95 | 4,446 | 6,75 | 4,896 |
| Масса, кг | 360 | 280 | 305 | 288 | 360 | 358 | 525 | 488 | 600 | 570 |

Решетчатая тарелка типа ТС-Р

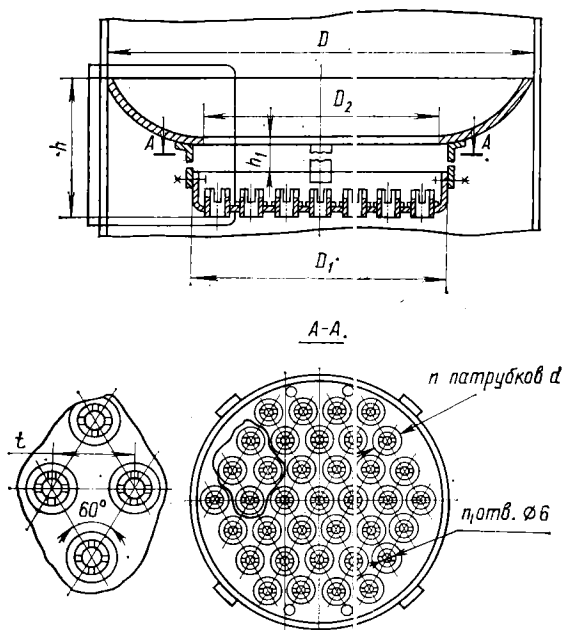


Решетчатая тарелка типа ТС-Р.

Техническая характеристика тарелок типа ТС-Р (ОСТ 26-675—72)

| Диаметр колонны D , мм | Свободное сечение колонны, m^2 | D_1 , мм | D_2 , мм | D_3 , мм | D_4 , мм | b , мм | s , мм | Шаг t , мм | | | | | | | | | | | | | Масса, кг |
|--|----------------------------------|------------|------------|------------|------------|----------|----------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|-----------|-----------|--------|------|-----------|
| | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | 8 | 10 | 12 | 14 | 15 | 18 | 20 | 22 | 24 | 28 | 32 | 36 | | |
| Относительное свободное сечение тарелки, m^2/m^2 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 400 | 0,125 | 380 | 360 | 386 | 395 | 4 6 | 2,5 | 0,18 — | 0,15 0,23 | 0,13 0,18 | 0,11 0,15 | 0,1 0,13 | 0,09 0,12 | 0,08 0,11 | 0,07 0,09 | 0,06 0,07 | — 0,06 | — 0,05 | — — | 5,1 | |
| 500 | 0,196 | 480 | 460 | 485 | 495 | 4 6 | | 0,19 — | 0,15 0,24 | 0,14 0,19 | 0,12 0,15 | 0,11 0,14 | 0,1 0,13 | 0,09 0,11 | 0,07 0,09 | 0,06 0,08 | — 0,07 | — 0,06 | — — | 7,6 | |
| 600 | 0,283 | 580 | 560 | 585 | 595 | 4 6 | | 0,2 — | 0,17 0,25 | 0,15 0,2 | 0,13 0,19 | 0,12 0,15 | 0,11 0,14 | 0,1 0,12 | 0,08 0,11 | 0,07 0,09 | — 0,08 | — 0,07 | — — | 10 | |
| 800 | 0,503 | 780 | 760 | 785 | 795 | 4 6 | | 0,21 — | 0,17 0,27 | 0,15 0,22 | 0,13 0,19 | 0,11 0,16 | 0,1 0,15 | 0,09 0,14 | 0,08 0,12 | 0,07 0,11 | — 0,09 | — 0,08 | — — | 14,7 | |

Распределительная тарелка типа ТСН-II



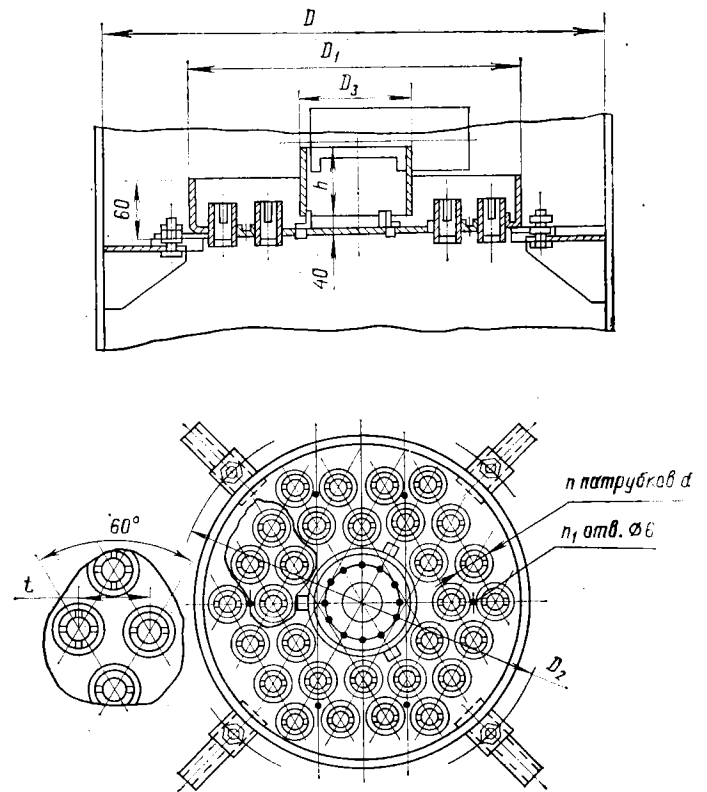
Тарелка типа ТСН-II.

Техническая характеристика тарелок типа ТСН-II
(ОСТ 26-705—73)

| Диаметр колонны D, мм | Свободное сечение колонны, м² | D ₁ , мм | D ₂ , мм | h, мм | h ₁ , мм | Жидкостной патрубков | | | |
|-----------------------|-------------------------------|---------------------|---------------------|-------|---------------------|----------------------|-------|--------------|-----------------------|
| | | | | | | d, мм | l, мм | количество n | свободное сечение, м² |
| 400 | 0,126 | 320 | 300 | 185 | 50 | 32 | — | 13 | 0,0006 |
| 500 | 0,196 | 350 | 330 | 215 | 50 | 32 | — | 19 | 0,0006 |
| 600 | 0,283 | 380 | 360 | 315 | 130 | 32 | — | 25 | 0,0006 |
| 800 | 0,503 | 480 | 460 | 350 | 130 | 45 | 80 | 25 | 0,0013 |
| 1000 | 0,785 | 580 | 560 | 470 | 210 | 45 | 80 | 37 | 0,0013 |
| 1200 | 1,13 | 780 | 760 | 510 | 210 | 45 | 80 | 61 | 0,0013 |
| 1400 | 1,539 | 980 | 960 | 520 | 210 | 45 | 80 | 110 | 0,0013 |
| 1600 | 2,01 | 1170 | 1150 | 645 | 310 | 57 | 95 | 110 | 0,0022 |
| 1800 | 2,545 | 1170 | 1150 | 705 | 310 | 57 | 95 | 110 | 0,0022 |
| 2000 | 3,141 | 1370 | 1350 | 730 | 310 | 57 | 95 | 156 | 0,0022 |
| 2200 | 3,801 | 1570 | 1550 | 745 | 310 | 57 | 95 | 212 | 0,0022 |
| 2400 | 4,524 | 1770 | 1750 | 845 | 380 | 57 | 95 | 276 | 0,0022 |
| 2600 | 5,309 | 1770 | 1750 | 900 | 380 | 57 | 95 | 276 | 0,0022 |
| 2800 | 6,157 | 2000 | 1950 | 915 | 380 | 57 | 95 | 352 | 0,0022 |

| Диаметр колонны D, мм | Параметры тарелки | | | | | |
|-----------------------|---------------------|-------------------|--|---|------------------------------------|-----------------------|
| | рабочее сечение, м² | сечение слива, м² | максимально допустимая нагрузка по жидкости, м³/(м²·ч) | число отверстий слива жидкости n ₁ | масса тарелки, кг (ориентировочно) | |
| | | | | | из углеродистой стали | из легированной стали |
| 400 | 0,08 | 0,0078 | 195 | 4 | 6,1 | 3,5 |
| 500 | 0,096 | 0,0115 | 180 | 4 | 9 | 5,1 |
| 600 | 0,173 | 0,0151 | 165 | 4 | 11,4 | 7 |
| 800 | 0,181 | 0,0326 | 200 | 4 | 16,4 | 9 |
| 1000 | 0,264 | 0,0471 | 190 | 6 | 27,3 | 14,5 |
| 1200 | 0,478 | 0,0793 | 220 | 6 | 37,1 | 19,8 |
| 1400 | 0,754 | 0,144 | 320 | 6 | 48,8 | 24,6 |
| 1600 | 1,075 | 0,2421 | 330 | 6 | 65 | 40,8 |
| 1800 | 1,075 | 0,2421 | 270 | 6 | 73,1 | 45,1 |
| 2000 | 1,474 | 0,3433 | 300 | 8 | 110,5 | 81,3 |
| 2200 | 1,936 | 0,4665 | 335 | 8 | 142,6 | 110,3 |
| 2400 | 2,461 | 0,6073 | 365 | 8 | 193 | 137,5 |
| 2600 | 2,461 | 0,6073 | 320 | 8 | 200 | 141 |
| 2800 | 3,141 | 0,7749 | 345 | 8 | 230 | 180,5 |

Распределительная тарелка типа ТСН-III

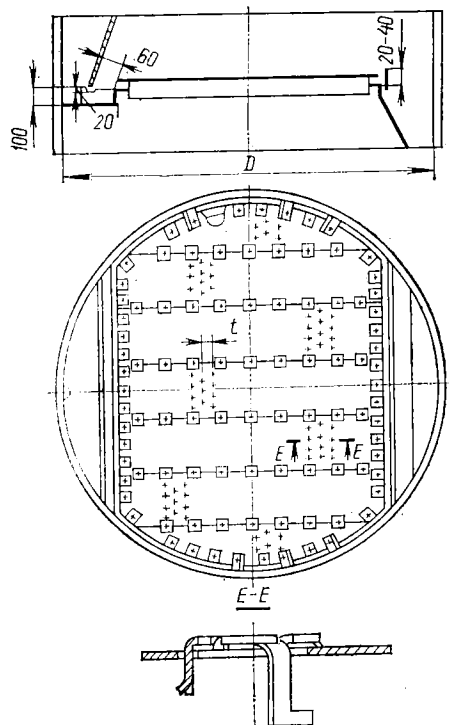


Тарелка типа ТСН-III.

Техническая характеристика тарелок типа ТСН-III (ОСТ 26-705—73)

| Диаметр колонны D, мм | Свободное сечение колонны, м² | D ₁ , мм | D ₂ , мм | D ₃ , мм | h, мм | Жидкостной патрубков | | | |
|-----------------------|-------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|-------|----------------------|-------|--------------|-----------------------|
| | | | | | | d, мм | l, мм | количество n | свободное сечение, м² |
| 400 | 0,126 | 320 | 260 | 110 | — | 32 | — | 12 | 0,0006 |
| 500 | 0,196 | 350 | 290 | 110 | — | 32 | — | 16 | 0,0006 |
| 600 | 0,283 | 380 | 460 | 130 | — | 32 | — | 21 | 0,0006 |
| 800 | 0,503 | 480 | 560 | 160 | — | 45 | — | 24 | 0,0013 |
| 1000 | 0,785 | 580 | 660 | 190 | — | 45 | 80 | 30 | 0,0013 |
| 1200 | 1,13 | 780 | 860 | 220 | 150 | 45 | 80 | 54 | 0,0013 |
| 1400 | 1,539 | 980 | 1060 | 260 | 150 | 45 | 80 | 96 | 0,0013 |
| 1600 | 2,01 | 1170 | 1250 | 310 | 150 | 57 | 95 | 96 | 0,0022 |
| 1800 | 2,545 | 1170 | 1250 | 310 | 150 | 57 | 95 | 96 | 0,0022 |
| 2000 | 3,141 | 1370 | 1450 | 330 | 180 | 57 | 95 | 142 | 0,0022 |
| 2200 | 3,801 | 1570 | 1650 | 360 | 180 | 57 | 95 | 194 | 0,0022 |
| 2400 | 4,524 | 1770 | 1850 | 400 | 200 | 57 | 95 | 254 | 0,0022 |
| 2600 | 5,309 | 1770 | 1850 | 400 | 200 | 57 | 95 | 254 | 0,0022 |
| 2800 | 6,157 | 2000 | 2080 | 410 | 200 | 57 | 95 | 330 | 0,0022 |

| Диаметр колонны D, мм | Параметры тарелки | | | | | |
|-----------------------|---------------------|-------------------|--|--|------------------------------------|-----------------------|
| | рабочее сечение, м² | сечение слива, м² | максимально допустимая нагрузка по жидкости, м³/(м²·ч) | число операций для слива жидкости n ₁ | масса тарелки (ориентировочно), кг | |
| | | | | | из углеродистой стали | из легированной стали |
| 400 | 0,08 | 0,0073 | 180 | 8 | 5,6 | 3,8 |
| 500 | 0,098 | 0,0097 | 155 | 8 | 6,9 | 4,7 |
| 600 | 0,113 | 0,0127 | 145 | 8 | 7,4 | 5 |
| 800 | 0,181 | 0,0313 | 190 | 10 | 10,9 | 7,6 |
| 1000 | 0,264 | 0,0391 | 175 | 12 | 14,4 | 9,7 |
| 1200 | 0,478 | 0,0703 | 190 | 18 | 23,6 | 15,7 |
| 1400 | 0,754 | 0,1249 | 250 | 22 | 35,8 | 24,5 |
| 1600 | 1,075 | 0,2112 | 280 | 26 | 52,3 | 34 |
| 1800 | 1,075 | 0,2112 | 240 | 26 | 52,3 | 34 |
| 2000 | 1,474 | 0,3125 | 270 | 30 | 68,4 | 52,4 |
| 2200 | 1,938 | 0,4268 | 305 | 34 | 89,8 | 72,2 |
| 2400 | 2,461 | 0,558 | 330 | 38 | 113,5 | 90 |
| 2600 | 2,461 | 0,558 | 290 | 38 | 113,5 | 90 |
| 2800 | 3,141 | 0,7261 | 320 | 42 | 145,1 | 114,4 |



Однопоточная тарелка типа ТКП.

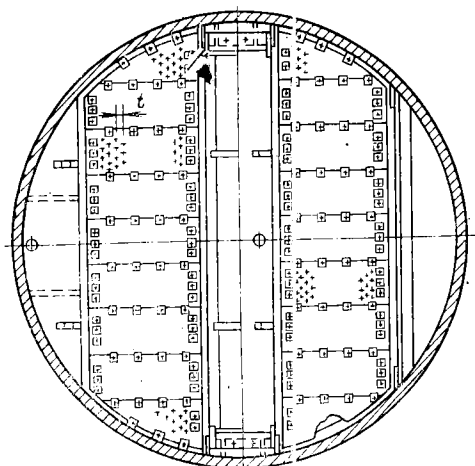
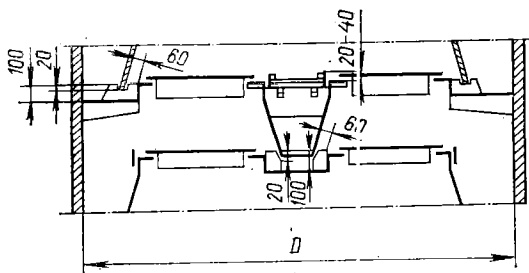
| Диаметр колонны D, мм | Масса тарелки, кг (не более) ** 1 | | |
|-----------------------|-----------------------------------|--|-----------------------|
| | из углеродистой стали | | |
| | общая | в том числе деталей из коррозионно-стойкой стали | из легированной стали |
| 1000 | 80 | 45 | 55 |
| 1200 | 95 | 55 | 70 |
| 1400 | 125 | 70 | 90 |
| 1600 | 145 | 80 | 100 |
| 1800 | 170 | 100 | 125 |
| 2000 | 200 | 120 | 145 |
| 2200 | 225 | 135 | 170 |
| 2400 | 270 | 160 | 200 |
| 2600 | 290 | 175 | 220 |
| 2800 | 330 | 200 | 240 |
| 3000 | 360 | 220 | 270 |
| 3200 | 470 | 280 | 350 |
| 3400 | 500 | 300 | 395 |
| 3600 | 570 | 340 | 445 |
| 3800 | 620 | 370 | 480 |
| 4000 | 670 | 400 | 520 |

Клапанная прямооточная однопоточная тарелка типа ТКП

Техническая характеристика однопоточных тарелок типа ТКП (ОСТ 26-02-1401-77)

| Диаметр колонны D, мм | Свободное сечение колонны, м² | Рабочее сечение тарелки, м² | Периметр слива, м | Сечение перелива, м² | Шаг t, мм | | | | | | | | |
|-----------------------|-------------------------------|-----------------------------|-------------------|----------------------|--|------------------|-------------------------------|--|------------------|-------------------------------|--|------------------|-------------------------------|
| | | | | | 50 | | | 75 | | | 100 | | |
| | | | | | Относительное свободное сечение тарелки, % | Число клапанов * | Число рядов клапанов на поток | Относительное свободное сечение тарелки, % | Число клапанов * | Число рядов клапанов на поток | Относительное свободное сечение тарелки, % | Число клапанов * | Число рядов клапанов на поток |
| Тарелка модификации А | | | | | | | | | | | | | |
| 1000 | 0,78 | 0,5 | 0,84 | 0,14 | 7,69 | 48 | 6 | 5,12 | 32 | 4 | — | — | — |
| 1200 | 1,13 | 0,79 | 0,97 | 0,17 | 10,44 | 94 | 9 | 6,63 | 60 | 6 | 5,57 | 50 | 5 |
| 1400 | 1,54 | 1,1 | 1,12 | 0,22 | 11,42 | 140 | 12 | 7,79 | 96 | 8 | 5,84 | 72 | 6 |
| 1600 | 2,01 | 1,47 | 1,26 | 0,27 | 13,23 | 212 | 15 | 8,25 | 132 | 10 | 6,36 | 102 | 8 |
| 1800 | 2,55 | 1,83 | 1,43 | 0,3 | 13,23 | 268 | 17 | 8,46 | 172 | 11 | 6,90 | 140 | 9 |
| 2000 | 3,14 | 2,24 | 1,6 | 0,45 | 13,65 | 342 | 19 | 9,36 | 234 | 13 | 7,03 | 176 | 10 |
| 2200 | 3,80 | 2,76 | 1,74 | 0,52 | 14,26 | 432 | 22 | 9,44 | 286 | 15 | 7,13 | 216 | 11 |
| 2400 | 4,52 | 3,21 | 1,92 | 0,66 | 14,55 | 524 | 24 | 9,55 | 344 | 16 | 7,20 | 260 | 12 |
| 2600 | 5,30 | 3,84 | 2,05 | 0,74 | 14,91 | 630 | 27 | 9,98 | 422 | 18 | 7,71 | 326 | 14 |
| 2800 | 6,15 | 4,41 | 2,23 | 0,87 | 15,25 | 748 | 29 | 10,12 | 496 | 19 | 7,75 | 380 | 15 |
| 3000 | 7,07 | 5,01 | 2,4 | 1,03 | 14,87 | 838 | 31 | 9,95 | 560 | 21 | 7,28 | 410 | 16 |
| 3200 | 8,04 | 5,76 | 2,54 | 1,14 | 15,32 | 982 | 34 | 10,51 | 674 | 23 | 7,70 | 496 | 17 |
| 3400 | 9,08 | 6,44 | 2,72 | 1,32 | 15,38 | 1112 | 36 | 10,22 | 740 | 24 | 7,62 | 556 | 18 |
| 3600 | 10,20 | 7,39 | 2,85 | 1,4 | 15,87 | 1290 | 39 | 9,84 | 800 | 26 | 7,83 | 636 | 20 |
| 3800 | 11,30 | 8,08 | 3,03 | 1,61 | 15,8 | 1424 | 41 | 10,45 | 938 | 27 | 8,66 | 780 | 21 |
| 4000 | 12,60 | 8,96 | 3,2 | 1,82 | 15,83 | 1590 | 43 | 10,67 | 1072 | 29 | 8,08 | 812 | 22 |
| Тарелка модификации Б | | | | | | | | | | | | | |
| 1000 | 0,78 | 0,6 | 0,76 | 0,09 | 10,3 | 64 | 8 | 5,76 | 36 | 5 | 4,48 | 28 | 4 |
| 1200 | 1,13 | 0,93 | 0,84 | 0,1 | 13,36 | 120 | 12 | 7,57 | 68 | 8 | 6,01 | 54 | 6 |
| 1400 | 1,54 | 1,3 | 0,93 | 0,12 | 14,34 | 176 | 16 | 10,12 | 124 | 11 | 7,46 | 92 | 8 |
| 1600 | 2,01 | 1,65 | 1,12 | 0,18 | 14,72 | 236 | 18 | 10,5 | 168 | 12 | 7,86 | 126 | 9 |
| 1800 | 2,55 | 2,17 | 1,2 | 0,19 | 16 | 328 | 22 | 10,62 | 216 | 15 | 7,1 | 144 | 11 |
| 2000 | 3,14 | 2,68 | 1,32 | 0,23 | 16,87 | 422 | 25 | 10,15 | 254 | 17 | 8,88 | 222 | 13 |
| 2200 | 3,80 | 3,18 | 1,51 | 0,31 | 16,57 | 502 | 27 | 11,23 | 340 | 18 | 5,7 | 260 | 14 |
| 2400 | 4,52 | 3,77 | 1,65 | 0,37 | 17,23 | 620 | 30 | 11,43 | 412 | 20 | 8,78 | 316 | 15 |
| 2600 | 5,30 | 4,52 | 1,73 | 0,39 | 18,23 | 770 | 34 | 12,35 | 522 | 23 | 9,14 | 386 | 17 |
| 2800 | 6,15 | 5,35 | 1,8 | 0,4 | 18,58 | 910 | 38 | 12,45 | 610 | 25 | 9,31 | 456 | 19 |
| 3000 | 7,07 | 5,94 | 2,04 | 0,56 | 18,18 | 1024 | 39 | 12,15 | 684 | 26 | 9,3 | 524 | 20 |
| 3200 | 8,04 | 6,88 | 2,11 | 0,58 | 18,82 | 1210 | 43 | 12,76 | 818 | 29 | 9,68 | 620 | 22 |
| 3400 | 9,08 | 7,76 | 2,26 | 0,68 | 18,91 | 1368 | 46 | 12,66 | 916 | 31 | 9,5 | 688 | 23 |
| 3600 | 10,20 | 8,73 | 2,38 | 0,73 | 19,11 | 1554 | 49 | 12,77 | 1036 | 33 | 9,67 | 786 | 25 |
| 3800 | 11,30 | 9,54 | 2,57 | 0,88 | 19,08 | 1720 | 51 | 12,65 | 1140 | 34 | 9,72 | 876 | 26 |
| 4000 | 12,60 | 10,78 | 2,64 | 0,91 | 19,38 | 1946 | 55 | 12,98 | 1304 | 37 | 9,84 | 988 | 28 |

* Число клапанов на тарелке может быть уменьшено на 5 % по сравнению с указанным в таблице.
 ** Приведена масса при расстоянии между тарелками 600 мм.



Двухпоточная тарелка типа ТКП.

Клапанная прямоточная двухпоточная тарелка типа ТКП

Техническая характеристика двухпоточных тарелок типа ТКП (ОСТ 26-02-1401-76)

| Диаметр колонны <i>D</i> , мм | Свободное сечение колонны, м ² | Рабочее сечение тарелки, м ² | Периметр слива *, м | Сечение перелива *, м ² | Шаг <i>t</i> , мм | | | | | | | | |
|----------------------------------|---|---|---------------------|------------------------------------|--|-------------------|-------------------------------|--|-------------------|-------------------------------|--|-------------------|-------------------------------|
| | | | | | 50 | | | 75 | | | 100 | | |
| | | | | | Относительное свободное сечение тарелки, % | Число клапанов ** | Число рядов клапанов на поток | Относительное свободное сечение тарелки, % | Число клапанов ** | Число рядов клапанов на поток | Относительное свободное сечение тарелки, % | Число клапанов ** | Число рядов клапанов на поток |

Тарелка модификации А

| | | | | | | | | | | | | | |
|------|-------|------|------|------|-------|------|----|------|-----|----|------|-----|----|
| 1400 | 1,54 | 1,02 | 1,88 | 0,22 | 6,3 | 78 | 3 | — | — | — | — | — | — |
| 1600 | 2,01 | 1,25 | 2,24 | 0,33 | 7,24 | 116 | 4 | 5,65 | 90 | 3 | — | — | — |
| 1800 | 2,55 | 1,72 | 2,4 | 0,38 | 8,09 | 164 | 6 | 5,14 | 104 | 4 | — | — | — |
| 2000 | 3,14 | 2,08 | 2,64 | 0,46 | 8,95 | 224 | 7 | 6,24 | 156 | 5 | 4,95 | 124 | 4 |
| 2200 | 3,80 | 2,51 | 3,02 | 0,53 | 9,12 | 276 | 8 | 5,94 | 180 | 5 | 4,48 | 136 | 4 |
| 2400 | 4,52 | 2,93 | 3,3 | 0,69 | 9,56 | 344 | 9 | 6,56 | 236 | 6 | 5,34 | 192 | 5 |
| 2600 | 5,30 | 3,62 | 3,46 | 0,76 | 11,4 | 480 | 11 | 7,4 | 312 | 7 | 6,1 | 256 | 6 |
| 2800 | 6,15 | 4,36 | 3,6 | 0,81 | 12,32 | 604 | 13 | 8,66 | 424 | 9 | 6,78 | 332 | 7 |
| 3000 | 7,07 | 4,74 | 4,08 | 1,03 | 11,68 | 656 | 13 | 8,03 | 452 | 9 | 6,11 | 344 | 7 |
| 3200 | 8,04 | 5,59 | 4,22 | 1,12 | 12,35 | 788 | 15 | 8,66 | 536 | 10 | 6,27 | 416 | 8 |
| 3400 | 9,08 | 6,23 | 4,52 | 1,32 | 12,3 | 890 | 16 | 8,61 | 624 | 11 | 6,24 | 452 | 8 |
| 3600 | 10,18 | 7,11 | 4,76 | 1,43 | 12,75 | 1032 | 17 | 8,3 | 672 | 11 | 6,67 | 540 | 9 |
| 3800 | 11,34 | 7,68 | 5,14 | 1,69 | 12,8 | 1148 | 18 | 8,65 | 776 | 12 | 6,46 | 580 | 9 |
| 4000 | 12,57 | 8,75 | 5,28 | 1,79 | 13,4 | 1336 | 20 | 8,79 | 876 | 13 | 6,82 | 680 | 10 |

Тарелка модификации Б

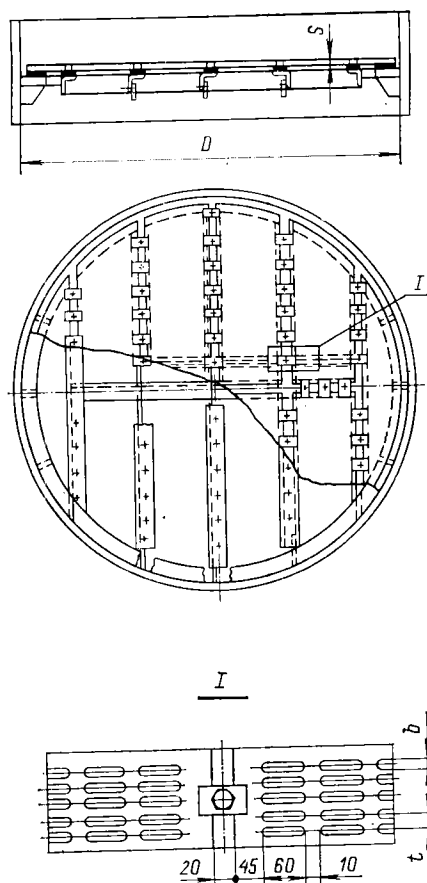
| | | | | | | | | | | | | | |
|------|-------|-------|------|------|-------|------|----|-------|------|----|------|-----|----|
| 1400 | 1,54 | — | — | — | — | — | — | — | — | — | — | — | — |
| 1600 | 2,01 | 1,42 | 2,06 | 0,26 | 9,75 | 156 | 5 | 5,65 | 90 | 3 | 5,65 | 90 | 3 |
| 1800 | 2,55 | 1,88 | 2,26 | 0,3 | 9,27 | 188 | 7 | 6,91 | 140 | 5 | 5,13 | 104 | 4 |
| 2000 | 3,14 | 2,41 | 2,4 | 0,32 | 11,35 | 234 | 9 | 7,66 | 192 | 6 | 6,24 | 156 | 5 |
| 2200 | 3,80 | 2,92 | 2,72 | 0,36 | 11,63 | 352 | 10 | 8,05 | 244 | 7 | 5,94 | 180 | 5 |
| 2400 | 4,52 | 3,39 | 2,98 | 0,5 | 11,69 | 420 | 11 | 7,57 | 272 | 7 | 6,45 | 232 | 6 |
| 2600 | 5,30 | 4,03 | 3,24 | 0,55 | 13,35 | 564 | 13 | 9,3 | 392 | 9 | 7,15 | 308 | 7 |
| 2800 | 6,15 | 4,89 | 3,3 | 0,58 | 14,02 | 688 | 15 | 9,4 | 464 | 10 | 7,48 | 368 | 8 |
| 3000 | 7,07 | 5,39 | 3,66 | 0,77 | 14 | 784 | 16 | 9,44 | 532 | 11 | 7,09 | 396 | 8 |
| 3200 | 8,04 | 6,18 | 3,92 | 0,83 | 14,29 | 912 | 17 | 9,34 | 600 | 11 | 7,5 | 480 | 9 |
| 3400 | 9,08 | 7,11 | 4,08 | 0,89 | 14,28 | 1032 | 19 | 10,11 | 732 | 13 | 7,8 | 564 | 10 |
| 3600 | 10,18 | 8,07 | 4,26 | 0,95 | 15,5 | 1256 | 21 | 10,42 | 840 | 14 | 8,05 | 652 | 11 |
| 3800 | 11,34 | 8,93 | 4,46 | 1,11 | 15,3 | 1380 | 22 | 10,5 | 940 | 15 | 7,7 | 692 | 11 |
| 4000 | 12,57 | 10,00 | 4,7 | 1,22 | 16,04 | 1608 | 24 | 10,68 | 1060 | 16 | 8,1 | 800 | 12 |

* Приведены минимальные сечения: переливов (одного центрального и двух боковых) и минимальный периметр слива.

** Число клапанов на тарелке может быть уменьшено на 5 % по сравнению с указанными в таблице.

*** Приведена масса при расстоянии между тарелками 600 мм.

Решетчатая тарелка типа ТР



Тарелка типа ТР.

Техническая характеристика решетчатых тарелок типа ТР (ОСТ 26-666-72)

| Диаметр колонны D, мм | Материал тарелки | s, мм | b, мм | Шаг щелей t, мм | | | | Относительное свободное сечение тарелки, м ² /м ² |
|-----------------------|--------------------|-------|-------|-----------------|------|------|------|---|
| | | | | 8 | 10 | 12 | 14 | |
| | | | | | | | | |
| 1000 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,22 | 0,17 | 0,15 | 0,13 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,27 | 0,22 | 0,19 | |
| 1200 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,24 | 0,21 | 0,16 | 0,14 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,32 | 0,24 | 0,20 | |
| 1400 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,25 | 0,21 | 0,18 | 0,16 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,32 | 0,26 | 0,23 | |
| 1600 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,26 | 0,20 | 0,17 | 0,14 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,31 | 0,25 | 0,21 | |
| 1800 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,28 | 0,22 | 0,18 | 0,15 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,32 | 0,27 | 0,23 | |
| 2000 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,26 | 0,20 | 0,17 | 0,15 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,31 | 0,26 | 0,28 | |
| 2200 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,27 | 0,20 | 0,18 | 0,15 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,32 | 0,26 | 0,22 | |
| 2400 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,27 | 0,22 | 0,18 | 0,16 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,31 | 0,27 | 0,22 | |
| 2600 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,3 | 0,21 | 0,18 | 0,16 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,31 | 0,27 | 0,24 | |
| 2800 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,27 | 0,24 | 0,19 | 0,16 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,36 | 0,28 | 0,23 | |
| 3000 | Легированная сталь | 2 | 4 | 0,28 | 0,22 | 0,18 | 0,16 | |
| | Углеродистая сталь | 4 | 6 | — | 0,33 | 0,28 | 0,24 | |

| Диаметр ко- лонны D, мм | Шаг щелей t, мм | | | | | | | | Масса тарелки, кг (не более) |
|-------------------------------|--|--------------|--------------|--------------|--------------|-----------|-----------|-----------|---------------------------------------|
| | 16 | 18 | 20 | 22 | 24 | 28 | 32 | 36 | |
| | Относительное свободное сечение тарелки, м²/м² | | | | | | | | |
| 1000 | 0,11 0,16 | 0,10 0,15 | 0,09 0,14 | 0,08 0,12 | 0,07 0,11 | — 0,09 | — 0,08 | — 0,07 | 38 55 |
| 1200 | 0,12 0,18 | 0,11 0,16 | 0,10 0,14 | 0,09 0,13 | 0,08 0,12 | — 0,11 | — 0,09 | — 0,08 | 49 72 |
| 1400 | 0,16 0,20 | 0,12 0,17 | 0,10 0,16 | 0,09 0,15 | 0,08 0,14 | — 0,11 | — 0,1 | — 0,09 | 60 91 |
| 1600 | 0,13 0,19 | 0,11 0,17 | 0,10 0,15 | 0,09 0,14 | 0,08 0,13 | — 0,11 | — 0,1 | — 0,09 | 79 123 |
| 1800 | 0,14 0,20 | 0,12 0,18 | 0,11 0,16 | 0,10 0,15 | 0,09 0,13 | — 0,11 | — 0,1 | — 0,09 | 94 148 |
| 2000 | 0,13 0,20 | 0,12 0,18 | 0,10 0,16 | 0,09 0,15 | 0,08 0,13 | — 0,11 | — 0,1 | — 0,09 | 129 199 |
| 2200 | 0,13 0,20 | 0,12 0,18 | 0,11 0,16 | 0,10 0,14 | 0,09 0,13 | — 0,12 | — 0,1 | — 0,09 | 151 235 |
| 2400 | 0,14 0,20 | 0,12 0,18 | 0,11 0,16 | 0,10 1,15 | 0,09 0,13 | — 0,12 | — 0,1 | — 0,09 | 196 301 |
| 2600 | 0,14 0,20 | 0,12 0,18 | 0,11 0,16 | 0,10 0,15 | 0,09 0,14 | — 0,12 | — 0,1 | — 0,09 | 228 335 |
| 2800 | 0,14 0,20 | 0,12 0,18 | 0,11 0,16 | 0,10 0,15 | 0,09 0,14 | — 0,12 | — 0,1 | — 0,09 | 249 367 |
| 3000 | 0,14 0,21 | 0,12 0,18 | 0,11 0,16 | 0,10 0,15 | 0,09 0,14 | — 0,12 | — 0,1 | — 0,09 | 285 389 |

ЛИТЕРАТУРА

- Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е, М., Химия, 1973. 750 с.
- Справочник коксохимика. Т. 3, М., Металлургия, 1966. 391 с.
- Рамм В. М. Абсорбция газов. М., Химия, 1976. 655 с.
- Коробчанский И. Е., Кузнецов М. Д. Расчет аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования. М., Металлургия, 1972. 295 с.
- Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М., Химия, 1978. 277 с.
- Лащинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры. Л., Машиностроение, 1970. 752 с.
- Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев, Техніка, 1970. 208 с.
- Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л., Химия, 1976. 552 с.
- Бретинайдер С. Свойства газов и жидкостей. М.—Л., Химия, 1970. 535 с.
- Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. Л., Химия, 1964. 479 с.
- Дытнерский Ю. И. Хим. и нефт. машиностроение, 1964, № 3, с. 13—15.
- Колонные аппараты. Каталог. М., ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978. 31 с.
- Касаткин А. Г., Дытнерский Ю. И., Кочергин Н. В. Тепло- и массоперенос. Минск, Наука и техника, т. 4, 1966, с. 12—17.