

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ УКРАИНЫ
НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
«ХАРЬКОВСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ

к выполнению расчетного задания

«РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА»

по курсам

«Гидрогазодинамика, типовые технологические объекты
и процессы производств»

и

«Процессы и аппараты химических производств»

для студентов всех форм обучения

Утверждено
редакционно-издательским
советом университета,
протокол № 1
от 30.01.2018 г.

Харьков
НТУ «ХПИ»
2018

Методические указания к выполнению расчетного задания «**Расчет тарельчатого абсорбера**» по курсам «Гидрогазодинамика, типовые технологические объекты и процессы производств» и «Процессы и аппараты химических производств» для студентов всех форм обучения / Сост.: Соловей В.Н., Литвиненко Е.И., Горбунов К.А., Быканов С.Н.– Харьков : НТУ «ХПИ», 2018. – 56 с.

Составители: В.Н. Соловей
 Е.И. Литвиненко
 К.А. Горбунов
 С.Н. Быканов

Кафедра интегрированных технологий, процессов и аппаратов

ВВЕДЕНИЕ

Область применения абсорбционных процессов в промышленности весьма обширна: 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.

В абсорбционных процессах (абсорбция, десорбция) участвуют две фазы – жидкая и газообразная. Перенос вещества происходит из газовой фазы в жидкую (абсорбция) или, наоборот, из жидкой фазы в газообразную (десорбция).

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию. При физической абсорбции растворение газа в поглотителе не сопровождается химической реакцией. Инертный газ и поглотитель являются только носителями поглощаемого компонента. При хемосорбции абсорбируемый компонент вступает в химическое взаимодействие с жидкой фазой. Как правило, физическая абсорбция не сопровождается существенным тепловым эффектом. Если при этом начальные потоки газа и жидкости незначительно различаются по температуре, то такую абсорбцию можно считать изотермической.

Для реализации абсорбционных процессов наиболее часто применяют насадочные и барботажные тарельчатые абсорберы.

В данном методическом указании изложена последовательность расчета тарельчатого абсорбера, приведен пример расчета абсорбера, десорбера и вспомогательного оборудования.

1 ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Принципиальная схема абсорбционной установки непрерывного действия представлена на рис. 1.1.

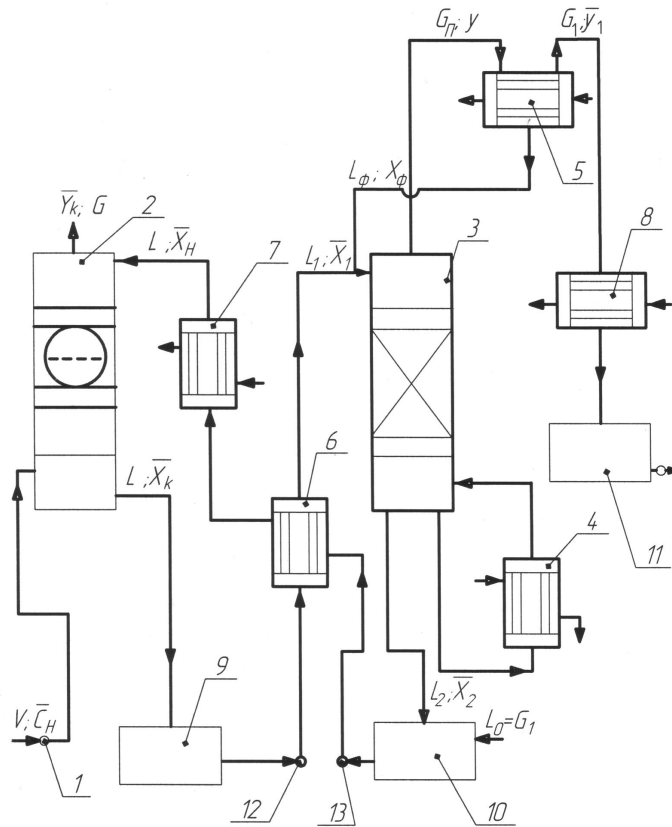


Рисунок 1.1 – Принципиальная схема абсорбционной установки:

- 1 – вентилятор (газодувка); 2 – абсорбер; 3 – десорбер; 4 – кипятильник;
5 – дефлегматор; 6 – теплообменник-рекуператор; 7, 8 – холодильник;
9, 10 – емкости для абсорбента; 11 – емкость для дистиллята; 12, 13 – насосы

Газ на абсорбцию подается газодувкой 1 в нижнюю часть колонны 2, где равномерно распределяется перед поступлением на тарелку. Абсорбент из промежуточной емкости 10 насосом 13, проходит теплообменник-рекуператор 6, дополнительно охлаждается в холодильнике 7 и подается в верхнюю часть колонны 2. В колонне осуществляется взаимодействие газа и жидкости. Газ после абсорбции выходит из колонны. Абсорбент с поглощенным компонентом стекает через гидрозатвор в емкость 9, откуда насосом 12 направляется на регенерацию в десорбер 3 после предварительного подогрева в тепло-

обменнике-рекуператоре 6. Стекая вниз по колонне 3, десорбируемая жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кипятильнике 4. В результате массообмена с жидкостью пар обогащается абсорбированным компонентом. Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с величиной флегмового числа флегмой, которая получается в дефлегматоре 5 путем конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта, который охлаждается в теплообменнике 8 и направляется в емкости 11.

1.1 Проектирование тарельчатых абсорбционных колонн

Тарельчатые колонны составляют основную группу массообменных аппаратов. Они представляют собой вертикальный цилиндр, по высоте которого расположены специальные контактные устройства – тарелки. В этих колоннах поток газа последовательно барботируется через слой жидкости на тарелках, расположенных на определенном расстоянии друг от друга. Количество конструктивных разновидностей тарелок весьма велико. При выборе типа тарелки учитывают следующие показатели: эффективность разделения, гидравлическое сопротивление, диапазон устойчивой работы (отношение максимальной и минимальной скорости газа, при которой тарелка работает достаточно эффективно). Некоторые, наиболее распространенные типы тарелок представлены на рис. 1.2.

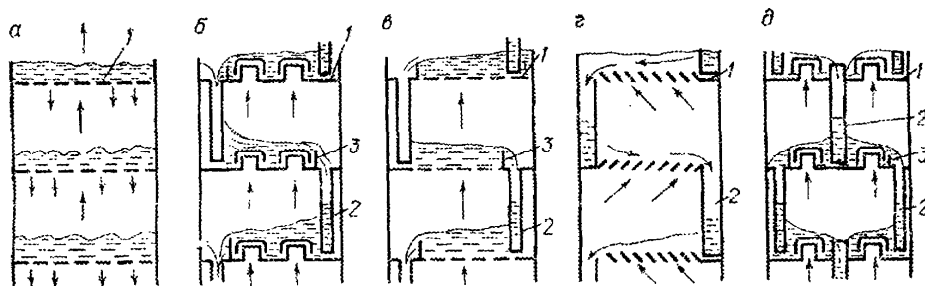


Рисунок 1.2 – Основные типы тарелок колонных аппаратов:
а – провальная (противоточная); *б* – колпачковая; *в* – ситчатая;
г – жалюзийная; *д* – многопоточная.
 1 – тарелка; 2 – переливная труба; 3 – переливной порог

Колпачковые, ситчатые и провальные тарелки применяют в процессах, протекающих при избыточном и атмосферном давлении, а также при неглубоком вакууме. Диапазон устойчивой работы составляет: для колпачковых тарелок – 4,5; для ситчатых – 2; для решетчатых – 2,2. Это значит, что при нестабильных нагрузках по тазу наиболее пригодны колпачковые тарелки. Однако, для тарелок любого типа, эффективная работа в широком диапазоне нагрузок может быть обеспечена только при правильно подобранном гидравлическом режиме.

1.2 Расход поглощаемого вещества и поглотителя

Для линейризации уравнения рабочей линии при абсорбции составы фаз выражают в относительных концентрациях распределяемого компонента, а нагрузки по фазам – в расходах инертного носителя. При расчетах концентрации выражают в относительных массовых долях, а нагрузки – в массовых расходах носителей.

Расход компонента, переходящего из газовой смеси в поглотитель, находят из материального баланса

$$M = \bar{G}(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = \bar{L}(\bar{X}_k - \bar{X}_n), \quad (1.1)$$

где \bar{L} , \bar{G} , – расходы, соответственно, чистого поглотителя и инертной части газовой смеси, кг/с; \bar{Y}_n , \bar{Y}_k – начальная и конечная концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе, кг/кг инертного газа; \bar{X}_n , \bar{X}_k – начальная и конечная концентрации компонента в жидкой фазе, кг/кг жидкости.

При расчетах составы фаз выражают в относительных массовых концентрациях по зависимостям, приведенным в [1].

Конечная концентрация компонента в жидком поглотителе обуславливает его расход, который, в свою очередь, влияет на размеры абсорбера и часть энергетических затрат, связанных с перекачиванием жидкости и ее регенерацией. На практике расход поглотителя принимается в 1,3÷1,5 раза больше теоретически минимального расхода жидкого поглотителя \bar{L}_{\min} . В этом случае конечную концентрацию

определяют из уравнения материального баланса, используя данные о равновесии

$$M = \bar{L}_{\min} (\bar{X}_k^* - \bar{X}_n) = \varphi \bar{L}_{\min} (\bar{X}_k - \bar{X}_n), \quad (1.2)$$

Откуда,

$$\bar{X}_k = \frac{\bar{X}_k^* - \bar{X}_n}{\varphi} + \bar{X}_n, \quad (1.3)$$

где \bar{X}_k^* – концентрация компонента в жидкости, выходящей из колонны, равновесная с концентрацией его в газе \bar{Y}_n , входящем в колонну; $\varphi = 1,3 \div 1,5$ – коэффициент избытка поглотителя.

Расход инертной части газа

$$\bar{G} = \bar{G}_0 (1 - \bar{y}_n) = \bar{G}_0 / (1 + \bar{Y}_n) \quad (1.4)$$

или

$$\bar{G} = V_0 \rho (1 - y_n), \quad (1.5)$$

где \bar{G}_0 , V_0 – массовая и объемная производительность абсорбера по газу; ρ – плотность инертной части газа.

Расход поглотителя

$$\bar{L} = \frac{M}{\bar{X}_k - \bar{X}_n}. \quad (1.6)$$

Удельный расход поглотителя, кг/кг

$$l = \bar{L} / \bar{G}. \quad (1.7)$$

1.3 Движущая сила массопередачи

В абсорбционных аппаратах с колпачковыми или ситчатыми тарелками движение газа и жидкости осуществляется перекрестным током, т.е. они движутся по взаимно перпендикулярным направлениям (рис. 1.3).

При этом жидкость движется смешивающимся потоком (полностью перемешивается в направлении, перпендикулярном к ее движению), а газ – раздельным потоком, т.е. без перемешивания [2]. В данном случае движущую силу определяют по формуле

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = -\frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\ln(1-a)}, \quad (1.8)$$

где

$$a = \frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*} \ln \frac{Y_1 - \bar{Y}_2^*}{Y_1 - \bar{Y}_1^*}.$$

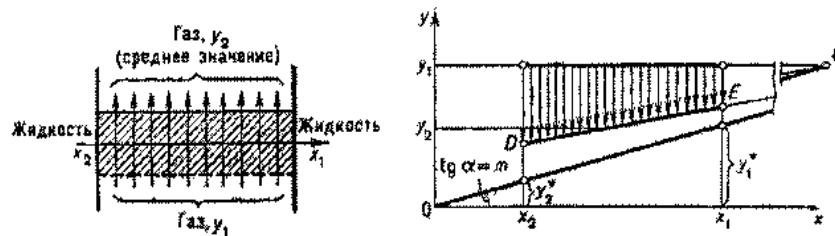


Рисунок 1.3 – Схема абсорбции с перекрестным током:
ОС – линия равновесия; DE – рабочая линия

В абсорбционных аппаратах с провальными тарелками можно принять поршневое движение газа и полное перемешивание жидкости на тарелке. В этом случае движущую силу можно определить как для противоточного аппарата с непрерывным контактом фаз и рассчитать ее по уравнению

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}} - \Delta \bar{Y}_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{K}}}}, \quad (1.9)$$

где $\Delta \bar{Y}_H$ и $\Delta \bar{Y}_K$ – концевые движущие силы; $\Delta \bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*$ – на входе в абсорбер; $\Delta \bar{Y}_K = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^*$ – на выходе из абсорбера; \bar{Y}_H^* и \bar{Y}_K^* – концентрации поглощаемого компонента в газе, равновесные с концентрациями в жидкой фазе, соответственно на выходе и на входе в абсорбер.

Если $\Delta \bar{Y}_H / \Delta \bar{Y}_K$ находится в пределах $0,5 \leq \Delta \bar{Y}_H / \Delta \bar{Y}_K \leq 2$, средняя движущая сила рассчитывается по формуле

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = (\Delta \bar{Y}_H + \Delta \bar{Y}_K) / 2. \quad (1.10)$$

Формулы (1.7, 1.9 и 1.10) пригодны, когда линия равновесия прямая.

Линия равновесия обычно строится по экспериментальным данным. Однако для идеальных растворов при технических расчетах также применяется закон Генри

$$y^* = \frac{K}{P} x. \quad (1.11)$$

Подставляя в уравнение значения y и x , выраженные через относительные массовые концентрации \bar{Y} и \bar{X} , получаем

$$\frac{\bar{Y}^*}{\frac{M_K}{M_\Gamma} + \bar{Y}^*} = \frac{K}{P} \frac{\bar{X}}{\frac{M_K}{M_\Gamma} + \bar{X}}, \quad (1.12)$$

где K – коэффициент Генри [2]; M_K , M_Γ , $M_\text{ж}$ – молярная масса поглощаемого компонента, инертного газа и жидкого поглотителя соответственно; P – общее давление смеси газов в абсорбере.

1.4 Расчет скорости газа и диаметра абсорбера

Скорость газа выбирают с таким расчетом, чтобы она соответствовала устойчивой работе при колебаниях нагрузки; это, как прави-

ло, достигается работой тарелки в области равномерного режима. Максимальное и минимальное значения скорости, соответствующие равномерному режиму, зависят от типа тарелок, их геометрии.

При проектировании абсорберов с тарелками провального типа (дырчатые, решетчатые, клапанные) сначала выбирают живое сечение (относительное свободное сечение тарелки F_c). Обычно принимаемые значения F_c составляют $0,07 \div 0,2$ для колонн диаметром $400 \div 1000$ мм и $0,15 \div 0,2$ для колонн диаметром $1000 \div 3000$ мм. Максимальная скорость газа, соответствующая верхнему пределу устойчивой работы, рассчитывается по уравнению

$$w_{max} = 0,416 (1 - \tau) F_c \sqrt{\rho_{ж} / \rho_{г}}, \quad (1.13)$$

где τ – доля сечения отверстий, занятая стекающей жидкостью; $\rho_{ж}$ и $\rho_{г}$ – плотность жидкой и газовой фаз.

Величина τ определяется соотношением

$$\tau = \frac{\left[(\bar{L} / \bar{G})^2 (\rho_{г} / (\rho_{ж} \zeta \alpha^2)) \right]^{1/3}}{1 + \left[(\bar{L} / \bar{G})^2 (\rho_{г} / (\rho_{ж} \zeta \alpha^2)) \right]^{1/3}}, \quad (1.14)$$

где $\zeta = 1,8 \div 1,9$ – коэффициент сопротивления сухой дырчатой тарелки; $\zeta = 1,4 \div 1,5$ для решетчатой тарелки; $\alpha = 0,62$ – коэффициент расхода при истечении жидкости из отверстия; \bar{L} , \bar{G} – расход жидкости и газа, кг/с.

Рабочая скорость газа $w_p = (0,85 \div 0,9) w_{max}$. Расчётный диаметр колонны определяется по рабочей скорости и объемному расходу газа V из уравнения (1.15)

$$D_p = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_p}}. \quad (1.15)$$

По расчетной величине D_p и нормальному ряду диаметров колонн выбирается ближайшее значение D , которое используется в дальнейших расчетах. В химической промышленности принят следующий нормальный ряд диаметров колонн (в м): 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 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.

Действительная рабочая скорость газа в колонне будет определяться по уравнению (1.16)

$$w = w_p \left(D_p / D \right)^2. \quad (1.16)$$

По каталогу [3] для колонны диаметром D выбирают тарелку с соответствующими конструктивными размерами (диаметр отверстий d или ширина щели b , шаг отверстий t). Значение d , b , t , выбирают так, чтобы они соответствовали ранее принятому значению F_c .

При проектировании абсорберов с тарелками перекрестного типа (колпачковые, ситчатые, клапанные) максимальная скорость газа определяется из уравнения

$$w_{\max} = \left[0,1 k_1 k_2 \sqrt{H} - k_3 (q - 35) \right] \sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{г}}}, \quad (1.17)$$

где H – расстояние между тарелками, м; $q = V_{\text{ж}} / L_c$ – линейная плотность орошения, м²/ч; $V_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкости, м³/ч; L_c – периметр слива (ширина переливной перегородки), м.

Коэффициент k_1 в зависимости от типа тарелки имеет следующие значения:

Тарелка	k_1
Колпачковая (с круглыми колпачками)	1,0
Ситчатая	1,2
Клапанная	1,15

Коэффициент $k_2 = 1$ при атмосферном и повышенном давлениях и $k_2 = 0,75$ при вакууме. Коэффициент $k_3 = 0,00034$.

Если $q \leq 10 \text{ м}^2/\text{ч}$ или $q \geq 65 \text{ м}^2/\text{ч}$ в формулу подставляются значения q , равные соответственно 10 и 65.

Расстояние между тарелками обычно принимается в пределах $0,2 \div 0,6$ м, причем рекомендуют следующие значения H в зависимости от диаметра аппарата D (табл. 1.1).

Таблица 1.1 – Расстояние между тарелками

$D, \text{ м}$	$< 0,8$	$0,8 \div 1,5$	$1,6 \div 2$	$2 \div 2,4$	$> 2,4$
$H, \text{ м}$	$0,2 \div 0,35$	$0,35 \div 0,4$	$0,4 \div 0,5$	$0,5 \div 0,6$	$\geq 0,6$

Значения линейной плотности орошения при устойчивом режиме работы находится в пределах $20 \div 60 \text{ м}^2/\text{ч}$.

Расчёт по уравнению (1.17) проводим методом последовательных приближений. Задаемся сначала $H = 0,4$ м; $q = 35 \text{ м}^2/\text{ч}$ и рассчитываем w_{\max} , w_p , D_p , и выбираем по нормальному ряду D и H из табл. 1.1.

По каталогу [3] для колонны диаметром D выбираем тарелку и находим периметр слива L_c и рассчитываем q . Используя новые значения H и q расчёт по уравнению (1.17), повторяем до тех пор, пока D и H не будут соответствовать данным табл. 1.1. В окончательно выбранной колонне определяют действительную рабочую скорость газа по уравнению (1.16).

1.5 Определение относительного свободного сечения и проверка области устойчивой работы тарелки

Область устойчивой работы тарелки определяется величиной $n = w_{\max} / w_{\min}$. Для провальных тарелок минимально допустимая скорость определяется из уравнения

$$w_{\min} = 0,185(1 - \tau) F_c \sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{г}}}. \quad (1.18)$$

Сравнивая уравнения (1.15) и (1.18) находим, что для проваль-ных тарелок $n = 0,416/0,185 = 1,9$.

При выборе *ситчатой тарелки* необходимо дополнительно определить ее относительное свободное сечение F_c . Величина F_c определяется с учетом минимальной скорости газа в отверстиях тарелки $(w_0)_{\min}$, когда прекращается провал жидкости и устанавливается рав-номерный режим. Эта скорость является нижним пределом работы ситчатой тарелки. Для расчета используется полутеоретическое урав-нение

$$(w_0)_{\min} = \left(1 - \frac{U}{\alpha \sqrt{2gh_0}} \right) \sqrt{\frac{2(g\rho_{\text{ж}}h_0 - \Delta P_r)}{(2\zeta + 1)\rho_r}}, \quad (1.19)$$

где U – плотность орошения, м/с; $\alpha = 0,62$ – коэффициент расхода; ζ – коэффициент сопротивления сухой тарелки (см. табл. 1.2).

Таблица 1.2 – Коэффициенты сопротивления различных тарелок

Тип тарелки	ζ
Колпачковые тарелки	4,5÷5,0
Ситчатые тарелки:	
со свободным сечением тарелки 7÷10 %	1,82
со свободным сечением тарелки 11÷25 %	1,45
Решетчатые провальные тарелки	1,4÷1,5
Дырчатые провальные тарелки	1,8÷1,9

Величина ΔP_r – сопротивление, обусловленное силами поверх-ностного натяжения, возникающими при выходе газа из отверстия в слой жидкости, рассчитывается из уравнения

$$\Delta P_r = 4\sigma / d_0, \quad (1.20)$$

где σ – поверхностное натяжение, Н/м; d_0 – диаметр отверстий в та-релке, м.

В расчётах можно принимать любое из указанных значений. Высота слоя жидкости на тарелке в отсутствии провала (см. рис. 1.4)

$$h_{\sigma} = h_{\text{пер}} + h_c, \quad (1.21)$$

где $h_{\text{пер}} = 30 \div 40$ мм – высота переливной перегородки; h_c – высота водослива или кажущийся уровень светлой жидкости над порогом $h_c = 0,667 q^{2/3}$, где q выражается в м²/с.

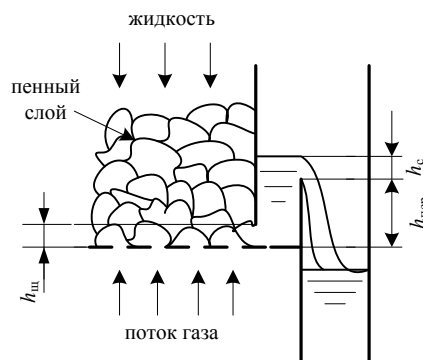


Рисунок 1.4 – Схема движения жидкости на ситчатой тарелке

Доля свободного сечения тарелки составляет

$$F_c = \frac{w_{\text{max}}}{n(w_0)_{\text{min}}}, \quad (1.22)$$

где величина $n = w_{\text{max}} / w_{\text{min}} = 2$ задает область устойчивой работы тарелки.

Шаг между отверстиями при разбивке их по вершинам правильных треугольников находится из уравнения

$$F_c = 0,905 \left(\frac{d_0}{t} \right)^2. \quad (1.23)$$

Для *колпачковых тарелок* доля свободного сечения представляет собой относительную площадь патрубков для прохода газов $F_{\text{п}}$, ве-

личина которой фиксирована для данного диаметра тарелки. Рекомендуют для данного типа тарелок проверять область устойчивой работы, определяя минимально допустимую скорость газа. Для определения w_{\min} можно пользоваться уравнением

$$w_{\min} = c_{\min} \sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{г}}} . \quad (1.24)$$

Здесь c_{\min} – коэффициент, который для колпачковых тарелок с круглыми колпачками равен

$$c_{\min} = 2 F_{\text{п}} \sqrt{\frac{\Delta h}{\zeta \rho_{\text{ж}}}} , \quad (1.25)$$

где Δh – гидравлический градиент, м; ζ – коэффициент сопротивления сухой тарелки.

На тарелках с перекрестным током вследствие гидравлического сопротивления при горизонтальном течении жидкости в сторону переливного порога уровень жидкости на стороне входа повышается на величину Δh (см. рис. 1.5), называемую гидравлическим градиентом.

Для определения гидравлического градиента находим рабочую площадь тарелки, F_{T}

$$F_{\text{T}} = F_{\text{к}} - S_{\text{пер}} , \quad (1.26)$$

где $F_{\text{к}}$, $S_{\text{пер}}$ – площадь свободного сечения колонны и площадь сечения перелива определяется по каталогу [3].

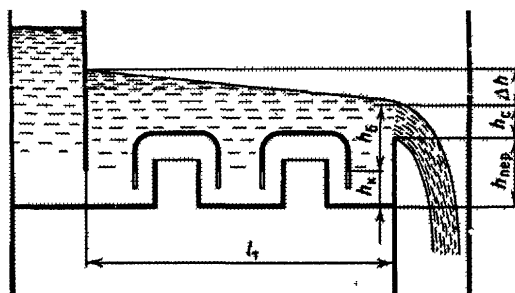


Рисунок 1.5 – Схема движения жидкости на колпачковой тарелке

Длина пути жидкости на тарелке принимается равной расстоянию между сегментами поступления и перелива жидкости

$$l_T = D - 2b. \quad (1.27)$$

Здесь стрелка переливного сегмента b находится из уравнения

$$b = \frac{D}{2} \left[1 - \sqrt{1 - \left(\frac{L_c}{D} \right)^2} \right]. \quad (1.28)$$

Средняя ширина тарелки

$$b_{cp} = F_T / l_T. \quad (1.29)$$

Средняя линейная плотность орошения

$$q_{cp} = \frac{\bar{L}}{\rho_{ж} b_{cp}}. \quad (1.30)$$

Для определения Δh можно пользоваться уравнением

$$\Delta h = \zeta \frac{l_T}{d_{эКВ}} \cdot \frac{w_{усл}^2}{2q}, \quad (1.31)$$

где $d_{эКВ}$ – эквивалентный диаметр потока вспененной жидкости; $w_{усл}$ – условная скорость пены на тарелке, причем $d_{эКВ}$ и $w_{усл}$ находятся по уравнениям

$$d_{эКВ} = \frac{4b_{cp} h_{п}}{b_{cp} + 2h_{п}}; \quad (1.32)$$

$$w_{усл} = \frac{3q_{cp}}{h_{пер} + h_c}. \quad (1.33)$$

Величины $h_{\text{п}}$, $h_{\text{с}}$ и $h_{\text{пер}}$ определяют по формулам:

$$h_{\text{п}} = 2(h_{\text{пер}} + h_{\text{с}}), \quad h_{\text{с}} = 0,667q^{\frac{2}{3}}, \quad h_{\text{пер}} = 30 \div 40 \text{ мм.}$$

Коэффициент сопротивления для колпачковых тарелок при горизонтальном движении жидкости

$$\zeta = 3 \cdot 10^5 \left(\frac{h_{\text{к}}}{h_{\text{б}}} \right)^{\frac{2}{3}} (Re'_{\text{ж}})^{-1,18}, \quad (1.34)$$

где $h_{\text{к}}$ – высота верхнего обреза прорези над плоскостью тарелки $h_{\text{к}} = k + h$; значения k и h приведены в каталоге; $h_{\text{б}}$ – высота слоя жидкости над верхним краем прорези, причем (см. рис. 1.5);

$$h_{\text{б}} = h_{\text{пер}} + h_{\text{с}} - h_{\text{к}}; \quad \text{критерий Рейнольдса } Re'_{\text{ж}} = \frac{w_{\text{усл}} d_{\text{экв}} \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}}.$$

После нахождения $w_{\text{мин}}$ определяется величина $n = w_{\text{max}} / w_{\text{мин}}$. При $n \geq 2$ тарелка будет работать устойчиво при двукратном изменении нагрузки колонны по газу.

1.6 Расчёт высоты светлого слоя жидкости и высоты слоя пены

При прохождении газа в виде пузырьков через слой жидкости на тарелке формируется барботажный или пенный слой. Структура слоя определяет его гидродинамическое сопротивление, которое зависит от количества находящейся на тарелке жидкости, поверхности контакта фаз, размеров пузырьков, газосодержания и высоты слоя.

Количество жидкости на тарелке определяется высотой светлой жидкости $h_{\text{о}}$, эквивалентной высоте слоя пены $h_{\text{п}}$, и представляющей собой запас жидкости (в м^3), приходящейся на 1 м^2 площади тарелки.

Для *провальных тарелок* высота пены (газо-жидкостного слоя) рассчитывается по уравнениям

$$Fr_{\text{оп}} \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} C = 0,00325 \quad (\text{при } B < 2,95); \quad (1.35)$$

$$Fr_{\text{оп}} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} C = 0,0011 \quad (\text{при } B=2,95 \div 10); \quad (1.36)$$

$$Fr_{\text{оп}} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} C = 0,011 \quad (\text{при } B > 10). \quad (1.37)$$

Здесь критерий Фруда $Fr_{\text{оп}} = w_0^2 / (g h_{\text{п}})$, рассчитывается по скорости газа в отверстиях w_0 . Величина B определяется из уравнений

$$B = \frac{Y}{\exp(-4X)}; \quad (1.38)$$

$$Y = \frac{w^2}{g d_{\text{экв}} F_c^2} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}, \quad (1.39)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ выражена в мПа·с.

$$X = \left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}. \quad (1.40)$$

Безразмерная величина C равна

$$C = \left(\frac{U^6 \mu_{\text{ж}}^2 \rho_{\text{ж}}}{g \sigma^3} \right)^{0,067}, \quad (1.41)$$

где $U = \frac{Q}{S} = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} S} = \frac{4L}{\rho_{\text{ж}} \pi D^2}$ – плотность орошения (м/с), равная отношению объемного расхода жидкости к площади поперечного сечения абсорбера; σ – поверхностное натяжение, Н/м; $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, Па·с.

Рассчитав предварительно Y, X, B , и C по одному из уравнений (1.35), (1.36), (1.37) находится $Fr_{\text{оп}}$. Высота пены определяется уравнением

$$h_{\Pi} = \frac{w_0^2}{g Fr_{\text{оп}}} = \frac{w^2}{F_c^2 g Fr_{\text{оп}}}. \quad (1.42)$$

Относительная плотность пены составляет

$$k = \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{0,21}{\sqrt{F_c}} Fr_{\text{оп}}^{-0,2}. \quad (1.43)$$

Газосодержание барботажного слоя

$$\varepsilon = 1 - k. \quad (1.44).$$

Высота светлого слоя жидкости

$$h_0 = k h_{\Pi}. \quad (1.45).$$

Для *ситчатых тарелок* высота светлой жидкости

$$h_0 = 0,14 q^{0,21} h_{\text{пер}}^{0,56} w^m [1 - 0,31 \exp(-0,11 \mu_{\text{ж}})] \left(\frac{\sigma_{\text{ж}}}{\sigma_{\text{в}}} \right)^{0,09}, \quad (1.46)$$

где q – линейная плотность орошения, $\text{м}^2/\text{ч}$; $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, $\text{мПа}\cdot\text{с}$; h_0 и $h_{\text{ж}}$ – высоты пены и светлого слоя жидкости, м ; $h_{\text{пер}}$ – высота переливной перегородки, м ($h_{\text{пер}} = 30 \div 40 \text{ мм}$, $m = 0,05 - 4,6 h_{\text{пер}}$).

Для *колпачковых тарелок* высоту светлого слоя жидкости находят из уравнения

$$h_0 = 0,0419 + 0,19 h_{\text{пер}} - 0,0135 w \sqrt{\rho_{\Gamma}} + 2,46 q, \quad (1.47)$$

где q выражается в $\text{м}^2/\text{с}$; $h_{\text{пер}}$ – в м .

Для ситчатых и колпачковых тарелок газосодержание находится по единому уравнению

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{Fr}}{1 + \sqrt{Fr}}, \quad (1.48)$$

где критерий Фруда $Fr = \frac{w^2}{gh_0}$, а высота пены $h_{\text{п}} = \frac{h_0}{1 - \varepsilon}$.

1.7 Расстояние между тарелками. Брызгоунос

С учетом явления брызгоуноса, когда капли жидкости газом уносятся на выше расположенную тарелку, расстояние между тарелками можно рассматривать как сумму высот барботажного слоя (пены) и сепарационного пространства

$$H = h_{\text{п}} + H_0. \quad (1.49)$$

При достаточной высоте сепарационного пространства $H_0 = H - h_0$ брызгоунос не превышает 0,1 кг жидкости на 1 кг газа ($e \leq 0,1$ кг/кг газа).

Для ситчатых тарелок можно пользоваться уравнением

$$e = 7,7 \cdot 10^{-5} (73/\sigma)(w/H_0)^{3,2}, \quad (1.50)$$

где σ – поверхностное натяжение, мН/м.

Для колпачковых тарелок унос жидкости определяется из уравнения

$$E h_c^{2,59} \mu_{\text{ж}} \sigma^{0,4} = f(w \sqrt{\rho_{\text{г}}/\rho_{\text{ж}}}), \quad (1.51)$$

где E – масса жидкости, уносимой с 1 м² свободной площади сечения колонны (за вычетом переливного устройства), кг/(м²·ч); $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, мПа·с.

Величина E связана с относительным уносом e зависимостью

$$E = \frac{eG}{F_{\text{св}} - F_{\text{сл}}}, \quad (1.52)$$

где $F_{\text{св}}$ – свободное сечение колонны, м^2 ; $F_{\text{сли}}$ – площадь слива, м^2 ,
 G – расход газа, кг/ч .

Величины $F_{\text{св}}$ и $F_{\text{сли}}$ берутся из технической характеристики барботажной тарелки. Значения $f\left(w\sqrt{\rho_{\text{г}}/\rho_{\text{ж}}}\right)$ приведены на рис. 1.6.

Если унос жидкости по уравнениям (1.50) и (1.51) не превышает $0,1 \text{ кг/кг}$ газа, то принятое расстояние между тарелками достаточное.

Для провальных тарелок брызгоунос определяется из уравнения

$$e = 7,9 \cdot 10^{-6} \left(\frac{w}{H_0}\right)^{2,56} \left(\frac{\rho_{\text{жс}}}{\sigma}\right)^{1,1} \quad (1.53)$$

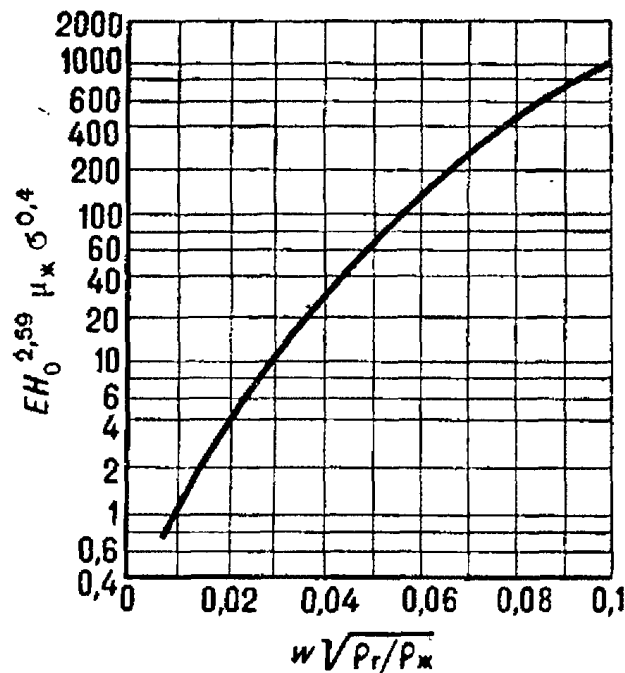


Рисунок 1.6 – К определению уноса жидкости по уравнению (1.51)

Задав $e = 0,1 \text{ кг/кг}$ газа по уравнениям (1.50–1.53) рассчитывают высоту H_0 , затем из уравнения (1.49) H , которое корректируют с учетом нормализованного ряда расстояний между тарелками.

1.8 Коэффициент массопередачи. Число тарелок

Обычно расчёты тарельчатых абсорберов проводят по модифицированному уравнению массопередачи, в котором коэффициенты

массопередачи для жидкой K_{xf} и газовой K_{yf} фаз относятся к единице рабочей площади тарелки

$$M = K_{xf} F \Delta \bar{X}_{cp} = K_{yf} F \Delta \bar{Y}_{cp}, \quad (1.54)$$

где F – суммарная рабочая площадь тарелок в адсорбере, m^2 .

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

$$n = F/F_T. \quad (1.55)$$

Коэффициенты массопередачи определяют по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений

$$K_{xf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{xf}} + \frac{1}{m\beta_{yf}}}; K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \quad (1.56)$$

где β_{yf} , β_{xf} – коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки, соответственно, для газовой и жидкой фаз, $кг/(m^2 \cdot c)$.

Для массоотдачи в газовой фазе тарельчатых абсорберов используются как уравнения для определения β_y (отнесенного к единице поверхности контакта фаз), так и уравнения для определения β_{yf} (отнесенного к единице площади тарелки).

Для ситчатых и провальных тарелок коэффициент массоотдачи β_y определяют из критериального уравнения

$$Nu'_y = A Re_y^m (Pr'_y)^n, \quad (1.57)$$

где Nu'_y – критерий Нуссельта $Nu'_y = \frac{\beta_y d_n}{D_y}$; Re_y – критерий Рейнольдса; Pr'_y – критерий Прандтля $Pr'_y = \mu_y / \rho_y D_y$; $A=0,017$; $m=0,85$; $n=0,5$.

В уравнении (1.57) определяющим размером в критериях Nu'_y и Re_y является диаметр пузырька d_n . Скорость газа в критерии Re_y рассчитывают с учетом газосодержания жидкости $Re_y = w d_n / \varepsilon v_y$.

Рассчитывают коэффициент диффузии в газе D_y , м²/с

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} T^{3/2}}{P(v_k^{1/3} + v_r^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_k} + \frac{1}{M_r}}, \quad (1.58)$$

где T – температура, К; P – общее давление, МПа; M_k и M_r – молярные массы поглощаемого компонента и инертного газа; v_k и v_r – молярные объёмы компонента и инертного газа, см³/моль, определяемые как сумма атомных объёмов элементов, входящих в состав компонента и газа.

Атомные объёмы некоторых элементов и молярные объёмы некоторых газов приведены в табл. II-I [2].

Для массоотдачи в жидкой фазе при определении β_x используется критериальное уравнение

$$Nu'_x = A Re_x^m (Pr'_x)^n, \quad (1.59)$$

где $Nu'_x = \frac{\beta_x d_n}{D_x}$; $Re_x = \frac{U d_n}{(1-\varepsilon)v_x}$; $Pr'_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x}$; $A=0,7$; $m=0,66$; $n=0,5$.

Коэффициент диффузии D_x в разбавленных растворах рассчитывается по уравнению

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M)^{1/2} T}{\mu v^{0,6}}, \quad (1.60)$$

где M – молярная масса жидкости; v – молярный объём диффундируемого компонента; T – температура, К; μ – коэффициент вязкости растворителя, мПа·с; β – параметр, учитывающий ассоциацию молекул (для воды $\beta = 2,6$).

Средний диаметр пузырька определяется из уравнения

$$d_{\text{п}} = \frac{6\varepsilon}{a}, \quad (1.61)$$

где a удельная поверхность контакта фаз.

Для тарелок с переливом (ситчатые, клапанные, колпачковые) величину a определяют

$$a = 0,64 Fr^{0,2} We^{-0,6} \varepsilon^{0,3} \frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} h_0^{-1}. \quad (1.62)$$

Для провальных тарелок (дырчатые, решетчатые, трубчато-решетчатые) величину a определяют по уравнению

$$a = C Re_{\text{усл}}^{-0,25} Fr^{0,2} We^{-0,6} f h_0^{-1}. \quad (1.63)$$

где для воды и электролитов $C = 5$, а для органических жидкостей

$C = 64 \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \right)^{-0,43}$; множитель $f = 1$ при $h_0 > 0,02$ м и $f = h_0/0,02$ при

$h_0 < 0,02$ м; $Re_{\text{усл}} = \frac{wh_0}{\nu_{\text{ж}}}$; $Fr = \frac{w^2}{gh_0}$; $We = \frac{\sigma}{g\rho_{\text{ж}}h_0^2}$.

Удельная поверхность контакта на единицу площади тарелки составляет

$$a_f = ah_{\text{п}}, \quad (1.64)$$

Коэффициенты массоотдачи, отнесенный к единице площади тарелки

$$\begin{aligned} \beta_{yf} &= \beta_y a_f, \\ \beta_{xf} &= \beta_x a_f. \end{aligned} \quad (1.65)$$

Расчёт числа тарелок можно осуществить также графически пользуясь методом кинетической кривой. Для использования данного метода необходимо знать эффективность тарелки E_y , величина которой при схеме полного перемешивания жидкости и движении газа в режиме идеального вытеснения определяется по уравнению

$$E_y = 1 - e^{-n_{0y}}. \quad (1.66)$$

Общее число единиц переноса, приходящееся на одну тарелку

$$n_{0y} = \frac{1}{n_{yf}} + \frac{m}{l} \frac{1}{n_{xf}}. \quad (1.67)$$

Число единиц переноса на тарелку n_{yf} для газовой фазы

$$n_{yf} = 1770 h_n^{1,2} (Pe'_y)^{-0,5}, \quad (1.68)$$

где Pe'_y – критерий Пекле $Pe'_y = \frac{wh_n}{D_y}$.

Число единиц переноса на тарелку n_{xf} для жидкой фазы

$$n_{xf} = 126000 h_n^{1,9} (Pe'_x)^{-0,5}. \quad (1.69)$$

где Pe'_x – критерий Пекле $Pe'_x = \frac{Uh_n}{D_x}$.

1.9 Гидравлическое сопротивление тарелок

Обычно принимают, что полное сопротивление тарелки ΔP равно сумме сопротивления сухой тарелки ΔP_1 , сопротивления, обусловленного силами поверхностного натяжения ΔP_2 и сопротивление газожидкостного слоя на тарелке ΔP_3

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3. \quad (1.70)$$

Сопротивление сухой тарелки любого типа

$$\Delta P = \zeta \frac{w_0^2 \rho_y}{2}, \quad (1.71)$$

где w_0 – скорость газа в прорезях колпачка или в отверстиях тарелки, м/с; ζ – коэффициент сопротивления (см. табл. 1.2).

Для колпачковых тарелок скорость газа в прорезях колпачка, при которой прорези полностью открываются (что соответствует эффективной работе этих тарелок), рассчитывают по уравнению

$$w_0 = 0,6 \sqrt{\frac{2g\rho_{ж}h}{\rho_r}}, \quad (1.72)$$

где h – высота прорези колпачка, м.

Для ситчатых, дырчатых, решетчатых скорость w_0 находится по формуле

$$w_0 = \frac{w}{F_c} \quad (1.73)$$

Сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения

$$\Delta P_2 = \frac{4\sigma}{d_{\text{экв}}}, \quad (1.74)$$

где σ – поверхностное натяжение, Н/м; $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр отверстия, м. Для колпачковых тарелок $d_{\text{экв}} = \frac{4f}{\Pi}$ (f – площадь свободного сечения прорези, Π – периметр прорези), для ситчатых и дырчатых провальных тарелок $d_{\text{экв}} = d_{\text{отв}}$, для решетчатых провальных тарелок – удвоенной ширине щели.

Сопротивление газожидкостного слоя принимается равным статическому давлению слоя

$$\Delta P_3 = g \rho_{\text{ж}} h_0. \quad (1.75)$$

Как показывает опыт, желательно чтобы сопротивление колпачковых тарелок было не выше 700÷1000 Па, ситчатых не выше 300÷400 Па [2]. При больших значениях ΔP необходимо уменьшить скорость газа или высоту переливной перегородки.

В тарелках с переливами (колпачковая, ситчатая) может происходить переполнение переточного устройства, что приводит к нарушению нормального перетока жидкости с тарелки на тарелку и захлебыванию тарелки. Во избежание захлебывания должно соблюдаться условие $H + h_{\text{пер}} > H_{\text{пер}}$ (см. рис. 1.7), где $H_{\text{пер}}$ – высота верхнего уровня в переливном устройстве. Высота светлой жидкости $H_{\text{св}}$, соответствующая высоте $H_{\text{пер}}$, находится из уравнения равновесия

$$H_{\text{св}} g \rho_{\text{ж}} = \Delta P + (h_0 + \Delta h) g \rho_{\text{ж}} + \Delta P_{\text{пер}}, \quad (1.76)$$

где ΔP – общее сопротивление тарелки; $\Delta P_{\text{пер}}$ – потеря давления жидкости при ее протекании через переливное устройство, равная

$$\Delta P_{\text{пер}} = \zeta \frac{\rho_{\text{ж}} w_{\text{пер}}^2}{2}, \quad (1.77)$$

где $w_{\text{пер}}$ – скорость жидкости в сечении между нижним обрезом переливного устройства и тарелкой; $\zeta = 3,25$ – коэффициент сопротивления.

Расстояние от нижнего конца переливной перегородки до тарелки Z , принимают равным 15÷20 мм; тогда соответствующая скорость жидкости

$$w_{\text{пер}} = \frac{\bar{L}}{\rho_{\text{ж}} L_c Z} = \frac{\bar{L}}{\rho_{\text{ж}} \cdot S_{\text{пер}}}. \quad (1.78)$$

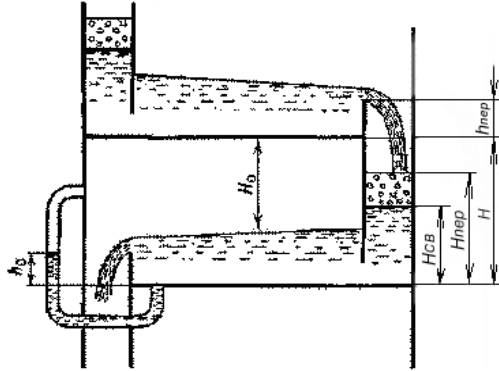


Рисунок 1.7 – К условию отсутствия захлебывания на тарелках с переливом

Пренебрегая гидравлическим градиентом, высоту светлой жидкости в переливном устройстве находят по формуле

$$H_{св} = \frac{\Delta P + \Delta P_{пер}}{g \rho_{ж}} + h_0. \quad (1.79)$$

С учётом наличия пены над уровнем светлой жидкости в переливном устройстве не следует принимать $H \geq 2H_{св}$. Минимальное расстояние между тарелками $H = 2H_{св}$. Принятое ранее при расчёте максимальной скорости газа H должно быть больше значения, рассчитанного по уравнению (1.79).

1.9.1 Высота и гидравлическое сопротивление колонны

Высота тарельчатой части колонны равна

$$H_T = H(n - 1). \quad (1.80)$$

Высота колонны

$$H_K = H_T + H_B + H_H, \quad (1.81)$$

где $H_{\text{в}}$ – расстояние от верхней тарелки до крышки колонны, м;
 $H_{\text{н}}$ – расстояние от нижней тарелки до днища колонны, м.

Расстояние $H_{\text{в}}$ зависит от размеров распределительного устройства для орошения колонны жидкостью и отбойных устройств, уменьшающих брызгоунос из колонны. Расстояние $H_{\text{н}}$ определяется минимальным объемом газа, необходимым для обеспечения равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Это расстояние принимается равным $(1 \div 1,5)D$.

В зависимости от диаметра колонны D рекомендуют следующие высоты верхней $H_{\text{в}}$ и нижней $H_{\text{н}}$ частей колонны (табл. 1.3)

Таблица 1.3 – Рекомендованные значения размеров элементов колонн

D , м	0,4÷1,0	1,2÷2,2	≥2,4
$H_{\text{в}}$, м	0,6	1,0	1,4
$H_{\text{н}}$, м	1,5	2,0	2,5

Гидравлическое сопротивление колонны определяется по соотношению

$$\Delta P_{\text{к}} = \Delta P \cdot n, \quad (1.82)$$

где ΔP – сопротивление одной тарелки, Па, n – число тарелок.

2 ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА

Рассчитать абсорбер для поглощения аммиака водой из газа при следующих условиях:

1. Производительность абсорбера по газу $V = 40000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при рабочих условиях);
2. Концентрация аммиака в газе на входе в абсорбер $\bar{C}_n = 0,03 \text{ кг/м}^3$;
3. Степень поглощения аммиака $s_n = 0,93$;
4. Начальная концентрация аммиака в воде, подаваемой в абсорбер $\bar{x}_n = 0,12 \%$ (масс.);
5. Абсорбция изотермическая, средняя температура в абсорбере $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
6. Давление газа на входе в абсорбер $P = 0,1 \text{ МПа}$;
7. Тип используемой в колонне тарелки – ситчатая.

2.1 Масса поглощаемого вещества и расход поглотителя

С целью упрощения расчётов пренебрегаем содержанием паров воды в газе и рассматриваем газ и поглотитель как бинарные, состоящие из аммиака и инертной части (носителей – воздуха и воды).

Для линеаризации уравнения рабочей линии составы выразим в относительных массовых концентрациях аммиака, а нагрузки по фазам – в массовых расходах инертных носителей.

Выразим составы фаз, нагрузки по газу и жидкости в выбранной для расчета размерности

$$y_n = \frac{\bar{C}_n \cdot 22,4}{M_{\text{ам}}} \frac{T P_0}{P} = \frac{0,03 \cdot 22,4}{17} \cdot \frac{273 + 20}{273} = 0,042 \frac{\text{кмоль аммиака}}{\text{кмоль газ. смеси}},$$

где $M_{\text{ам}}$ – мольная масса аммиака, $M_{\text{ам}} = 17 \text{ кг/кмоль}$, $P = P_0$.

$$\bar{Y}_n = \frac{M_{\text{ам}} y_n}{M_{\text{воз}} (1 - y_n)} = \frac{17 \cdot 0,042}{29 (1 - 0,042)} = 0,026 \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воздуха}},$$

где $M_{\text{воз}} = 29 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ – молярная масса воздуха.

$$\bar{Y}_k = (1 - c_{\text{п}}) \bar{Y}_n = (1 - 0,93) 0,026 = 0,0018 \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воздуха}}$$

Конечная концентрация NH_3 в воде обуславливает её расход, а также часть энергетических затрат, связанных с перекачиванием жидкости и её регенерацией. Поэтому \bar{X}_k выбирают, исходя из оптимального расхода поглотителя. Примем расход воды в 1,3 раза больше минимального $L_{\text{мин}}$. В этом случае конечную концентрацию \bar{X}_k определяют из уравнения материального баланса, используя данные по равновесию для системы аммиак – вода, представленные в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Равновесные концентрации в системе аммиак – вода.

$\bar{X} \frac{\text{кг ам}}{\text{кг воды}}$	0.0047	0.0094	0.0118	0.0142	0.0189	0.0217
$\bar{Y} \frac{\text{кг ам}}{\text{кг возд}}$	0.0026	0.006	0.008	0.0107	0.016	0.019

$$M = L_{\text{мин}} (\bar{X}_k^* - \bar{X}_n) = 1,3 L_{\text{мин}} (\bar{X}_k - \bar{X}_n).$$

$$\text{Отсюда } \bar{X}_k = \frac{\bar{X}_k^* + 0,3 \bar{X}_n}{1,3} = \frac{0,023 - 0,3 \cdot 0,002}{1,3} = 0,02 \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воды}},$$

где $\bar{X}_n = \frac{\bar{x}_n}{1 - \bar{x}_n} = \frac{0,002}{1 - 0,002} = 0,002 \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воды}}$; \bar{X}_k^* – концентрация аммиака в воде, равновесная с концентрацией \bar{Y}_n в газе.

Расход инертной части газовой смеси (воздуха)

$$\bar{G} = V(1 - y_n) \rho_b = \frac{40000}{3600} (1 - 0,042) \cdot 1,2 = 12,8 \text{ кг/с},$$

где ρ – плотность воздуха, $\rho_b = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,29 \frac{273}{273 + 20} = 1,2 \text{ кг/м}^3$.

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту

$$\bar{M} = \bar{G}(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = 12,8(0,026 - 0,0018) = 0,31 \text{ кг/с}.$$

Расход воды

$$\bar{L} = \frac{\bar{M}}{\bar{X}_k - \bar{X}_n} = \frac{0,31}{0,02 - 0,002} = 17,2 \text{ кг/с}.$$

Удельный расход поглотителя

$$l = \bar{L}/\bar{G} = 17,2/12,8 = 1,33 \text{ кг/с}.$$

2.2 Движущая сила массопередачи

В абсорбционных аппаратах с ситчатыми тарелками движение газа и жидкости осуществляется перекрёстным током.

По данным табл. 2.1 и значениям концентрации аммиака на входе и выходе из колонны строим равновесную и рабочую линии (рис. 2.1).

Согласно рис. 2.1 равновесная линия является кривой, которую можно разбить на несколько участков, где линия равновесия незначительно отличается от прямой. Данное условие выполняется на участках равновесной кривой, соответствующие изменению рабочей концентрации на величину $\Delta \bar{X} = 0,006$. Рассчитаем среднюю движущую силу и коэффициент распределения m . Размерность концентрации при \bar{Y} в последующих формулах для ее расчёта (кг аммиака/кг воздуха) не указана.

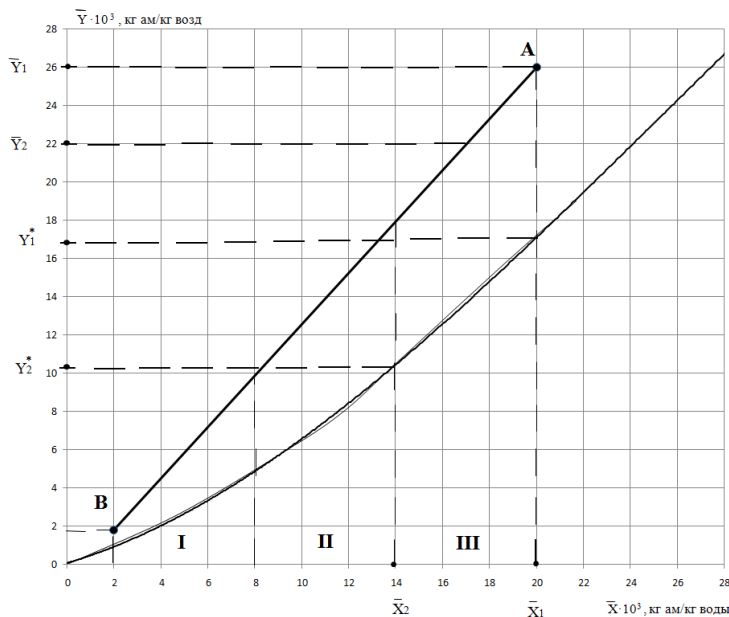


Рисунок 2.1 – График рабочей и равновесной линий процесса абсорбции
 Обозначения концентраций приведены для III-го участка

Для I-го участка:

$$\bar{Y}_1 = 0,01; \bar{Y}_2 = (0,01 + 0,0018) \cdot 0,5 = 0,0059;$$

$$\bar{Y}_1^* = 0,005; \bar{Y}_2^* = 0,001.$$

$$a = \frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*} \ln \frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2^*}{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_1^*} = \frac{0,01 - 0,0059}{0,005 - 0,001} \ln \frac{0,01 - 0,001}{0,01 - 0,005} = 0,6.$$

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = -\frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\ln(1-a)} = -\frac{0,01 - 0,0059}{\ln(1-0,6)} = 0,0045 ;$$

$$m = \operatorname{tg} \alpha = (\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*) / \Delta X ;$$

$$m = \frac{0,005 - 0,001}{0,006} = 0,67.$$

Для II-го участка:

$$\bar{Y}_1 = 0,018; \bar{Y}_2 = (0,018 + 0,01) \cdot 0,5 = 0,014;$$

$$\bar{Y}_1^* = 0,01; \bar{Y}_2^* = 0,005.$$

$$a = \frac{0,018 - 0,014}{0,01 - 0,005} \ln \frac{0,018 - 0,005}{0,018 - 0,01} = 0,39;$$

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = -\frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\ln(1-a)} = -\frac{0,018 - 0,014}{\ln(1-0,39)} = 0,008;$$

$$m = \frac{0,01 - 0,005}{0,006} = 0,83.$$

Для III-го участка:

$$\bar{Y}_1 = 0,026; \bar{Y}_2 = (0,026 + 0,018) \cdot 0,5 = 0,022;$$

$$\bar{Y}_1^* = 0,017; \bar{Y}_2^* = 0,01.$$

$$a = \frac{0,026 - 0,022}{0,017 - 0,01} \ln \frac{0,026 - 0,01}{0,026 - 0,017} = 0,29.$$

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = -\frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2}{\ln(1-a)} = -\frac{0,026 - 0,022}{\ln(1-0,29)} = 0,012;$$

$$m = \frac{0,017 - 0,01}{0,006} = 1,12.$$

Средняя движущая сила в колонне

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{0,0045 + 0,008 + 0,012}{3} = 0,008.$$

Коэффициент распределения

$$m = \frac{0,067 + 0,83 + 1,12}{3} = 0,87.$$

2.3 Расчёт скорости и диаметра абсорбера

Принимаем расстояние между тарелками $H = 0,4$ м и линейную плотность орошения $q = 40$ м²/ч, находим максимально допустимую скорость газа при $k_1 = 1,2$; $k_2 = 1$ и $k_3 = 0,00034$.

$$w_{\max} = \left[0,1 k_1 k_2 \sqrt{H} - k_3 (q - 35) \right] \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}}} =$$

$$= \left[0,1 \cdot 1,2 \cdot 1 \cdot \sqrt{0,4} - 0,00034(40 - 35) \right] \cdot \sqrt{\frac{1000}{1,2}} = 2,14 \text{ м/с}.$$

Рабочую приведённую скорость газа принимаем

$$w_p = 0,75 w_{\max} = 0,75 \cdot 2,04 = 1,6 \text{ м/с}.$$

Находим диаметр абсорбера

$$D_p = \sqrt{\frac{4V}{\pi \cdot w_p}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 40000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,6}} = 2,97 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный диаметр обечайки абсорбера $D = 3$ м и выбираем по каталогу тарелку типа ТС-Р, для которой $L_c = 1,715$ м и линейная скорость орошения составляет

$$q = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} L_c} = \frac{17,2 \cdot 3600}{1000 \cdot 1,715} = 36 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

В соответствии с табл. 1.1 при $D = 3$ м расстояние между тарелками $H = 0,6$ м. Сохраняя прежнее значение линейной плотности орошения $q = 40$ м²/ч, повторяем расчёт при $H = 0,6$ м.

$$w_{\max} = \left[0,1 \cdot 1,2 \cdot 1 \cdot \sqrt{0,6} - 0,00034(40 - 35) \right] \cdot \sqrt{\frac{1000}{1,2}} = 2,64 \text{ м/с},$$

$$w_p = 0,75 \cdot 2,64 = 2 \text{ м/с},$$

$$D_p = \sqrt{\frac{4 \cdot 40000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2}} = 2,66 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный диаметр $D = 2,6$ м и выбираем тарелку ТС–Р, для которой $L_c = 1,54$ м. Тогда

$$q = \frac{17,2 \cdot 3600}{1000 \cdot 1,54} = 40,2 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

Полученное значение q близко к используемому в расчётах значению $q = 40 \text{ м}^2/\text{ч}$. Расчёт диаметра колонны закончен. Действительная рабочая скорость газа

$$w = w_p (D_p / D)^2 = 2 \cdot (2,66 / 2,6)^2 = 2,1 \text{ м/с}.$$

Учитывая эмпирический характер определения скорости, правильность принятых значений q и H дополнительно проверим расчётом величины уноса и высоты слоя жидкости в переливном устройстве.

2.4 Относительное свободное сечение тарелки

Величина свободного сечения тарелки определяется с учётом минимальной скорости газа в отверстиях тарелки, когда прекращается провал жидкости и устанавливается равномерный режим. Для ситчатой тарелки минимальная скорость определяется по уравнению

$$(w_0)_{\min} = \left(1 - \frac{U}{\alpha \sqrt{2gh_6}} \right) \cdot \sqrt{\frac{2(g\rho_{\text{ж}}h_6 - \Delta P_2)}{(2\zeta + 1)\rho_{\text{г}}}} =$$

$$= \left(1 - \frac{3,2 \cdot 10^{-3}}{0,62 \sqrt{2 \cdot 9,8 \cdot 0,063}} \right) \cdot \sqrt{\frac{2(9,8 \cdot 1000 \cdot 0,063 - 58)}{(2 \cdot 1,82 + 1) \cdot 1,2}} = 14,1 \text{ м/с},$$

где $\zeta = 1,82$ (табл. 1.2); $\alpha = 0,62$.

Плотность орошения

$$U = \frac{4V_{\text{ж}}}{\pi D^2} = \frac{4L}{\rho_{\text{ж}} \pi D^2} = \frac{4 \cdot 17,2}{1000 \cdot 3,14 \cdot 2,6^2} = 3,2 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, возникающее при выходе газа из отверстий в слой жидкости

$$\Delta P_2 = 4\sigma/d_0 = 4 \cdot 72,8 \cdot 10^{-3} / 0,005 = 58 \text{ Па}.$$

где d_0 – диаметр отверстий в тарелке, $d_0 = 5\text{мм}$; σ – поверхностное натяжение воды, $\sigma = 72,8 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$.

Высота слоя жидкости на тарелке в отсутствии провала

$$h_6 = h_{\text{пер}} + h_c = 0,03 + 0,033 = 0,063 \text{ м},$$

где $h_{\text{пер}} = 30 \text{ мм}$ – высота переливной перегородки.

Высота водослива

$$h_c = 0,667 q^{2/3} = 0,667 \cdot \left(\frac{40}{3600} \right)^{2/3} = 0,033 \text{ м},$$

где q выражается в $\text{м}^2/\text{с}$.

Доля свободного сечения тарелки составляет

$$F_c = \frac{w_{\max}}{n(w_0)_{\min}} = \frac{2,64}{2 \cdot 14,1} = 0,094 = 9,4 \%,$$

где $n = 2$ для области устойчивой работы тарелки.

Шаг между отверстиями, при разбивке их по вершинам правильных треугольников, определяем из уравнения

$$F_c = 0,905 \left(\frac{d_0}{t} \right)^2; \quad 0,094 = 0,905 \left(\frac{5}{t} \right)^2; \quad t = 16 \text{ мм.}$$

2.5 Высота светлого слоя жидкости

Количество жидкости на тарелке определяется высотой светлого слоя h_0 , эквивалентной высоте слоя пены $h_{\text{п}}$, и представляет собой запас жидкости (в м^3), приходящейся на 1 м^2 площади тарелки.

Для ситчатых тарелок высота светлого слоя

$$\begin{aligned} h_0 &= 0,14 q^{0,21} h_{\text{пер}}^{0,56} w^m [1 - 0,31 \exp(-0,11 \mu_{\text{ж}})] \left(\frac{\sigma_{\text{ж}}}{\sigma_{\text{в}}} \right)^{0,09} = \\ &= 0,14 \cdot 40,2^{0,21} \cdot 0,03^{0,56} \cdot 2,1^{-0,088} [1 - 0,31 \exp(-0,11 \cdot 1)] = 0,028 \text{ м,} \end{aligned}$$

где

$$m = 0,05 - 4,6 h_{\text{пер}} = 0,05 - 4,6 \cdot 0,03 = -0,088;$$

$$\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}; \quad \sigma_{\text{ж}} = \sigma_{\text{в}}.$$

Газосодержание барботажного слоя

$$\varphi = \frac{\sqrt{\text{Fr}}}{1 + \sqrt{\text{Fr}}} = \frac{\sqrt{16,1}}{1 + \sqrt{16,1}} = 0,8,$$

где критерий Фруда: $\text{Fr} = \frac{w^2}{g h_0} = \frac{2,1^2}{9,8 \cdot 0,028} = 16,1.$

Высота барботажного слоя (пены)

$$h_{\text{п}} = \frac{h_0}{1 - \varphi} = \frac{0,028}{1 - 0,8} = 0,12 \text{ м.}$$

Расстояние между тарелками можно рассматривать как сумму высот пены $h_{\text{п}}$ и сепарационного пространства H_0

$$H = h_{\text{п}} + H_0.$$

При достаточной высоте сепарационного пространства брызгоунос не превышает 0,1 кг воды на 1 кг воздуха ($e = 0,1$ кг/кг). Для ситчатых тарелок брызгоунос определяется из соотношения

$$e = 7,7 \cdot 10^{-5} \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{w}{H_0} \right)^{3,2},$$

$$e = 7,7 \cdot 10^{-5} \left(\frac{73}{72,8} \right) \left(\frac{2,1}{0,48} \right)^{3,2} = 0,006 < 0,1,$$

где $H_0 = H - h_{\text{п}} = 0,6 - 0,12 = 0,48$ м.

Следовательно, высота сепарационного пространства достаточна.

2.6 Коэффициенты массопередачи, число тарелок

Расчёт коэффициентов массопередачи производим по модифицированным уравнениям, в которых коэффициенты для жидкой $K_{\text{жф}}$ и газовой $K_{\text{гф}}$ относятся к единице рабочей площади тарелки.

Для определения коэффициентов массоотдачи необходимо рассчитать ряд величин.

Коэффициент диффузии аммиака в воздухе при 20 °С определяется по уравнению

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} T^{3/2}}{P(\nu_{ам}^{1/3} + \nu_{воз}^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_{ам}} + \frac{1}{M_{воз}}} =$$

$$= \frac{4,3 \cdot 10^{-8} (273 + 20)^{3/2}}{0,1(25,8^{1/3} + 29,9^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{17} + \frac{1}{29}} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент диффузии аммиака в воде при 20 °С определяется по уравнению

$$D_x = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (\beta M_{вод})^{1/2} T}{\mu_{ж} \nu_{ам}^{0,6}} =$$

$$= \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot 18)^{1/2} (273 + 20)}{1 \cdot 25,8^{0,6}} = 2,1 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Вычисляем критерии Вебера We и Прандтля Pr_y

$$We = \frac{\sigma}{g \rho_{ж} h_0^2} = \frac{0,073}{9,8 \cdot 1000 \cdot 0,028^2} = 0,0095,$$

$$Pr_y = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = \frac{0,017 \cdot 10^{-3}}{1,2 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} = 0,78.$$

Удельная поверхность контакта фаз

$$a = 0,64 Fr^{0,2} We^{-0,6} \varphi^{0,3} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^{0,25} \cdot h_0^{-1} =$$

$$= 0,64 \cdot 11,5^{0,2} \cdot 0,0095^{-0,6} \cdot 0,8^{0,3} \cdot 1 / 0,028 = 563 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Поверхность контакта на 1 м² тарелки

$$a_f = a h_{п} = 563 \cdot 0,12 = 67,5 \text{ м}^2/\text{м}^2.$$

Средний диаметр пузырьков

$$d_n = \frac{6\varphi}{a} = \frac{6 \cdot 0,8}{563} = 0,008 \text{ м.}$$

Критерий Рейнольдса

$$\text{Re}_y = \frac{w d_n \rho_r}{\varphi \mu_r} = \frac{2,1 \cdot 0,008 \cdot 1,2}{0,8 \cdot 0,017 \cdot 10^{-3}} = 1480.$$

Критерий Нуссельта

$$\begin{aligned} \text{Nu}'_y &= 0,017 \text{Re}_y^{0,85} \text{Pr}_y^{0,5} = \\ &= 0,017 \cdot 1300^{0,85} \cdot 0,78^{0,5} = 7,4, \end{aligned}$$

откуда

$$\beta_y = \frac{D_y}{d_n} \text{Nu}'_y = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{0,008} \cdot 7,4 = 0,017 \text{ м/с.}$$

Коэффициент массоотдачи, отнесенный на 1 м^2 площади тарелки

$$\beta_{yf} = \beta_y a_f = 0,017 \cdot 67,5 = 1,1 \text{ м/с.}$$

Для определения коэффициентов массоотдачи в жидкой фазе рассчитываем критерии

$$\text{Re}_x = \frac{U d_n \rho_{\text{ж}}}{(1-\varphi) \mu_{\text{ж}}} = \frac{3,2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,008 \cdot 1000}{(1-0,8) \cdot 10^{-3}} = 128,$$

$$\text{Pr}'_x = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_x} = \frac{10^{-3}}{10^3 \cdot 2,1 \cdot 10^{-9}} = 476,$$

$$\text{Nu}'_x = 0,7 \text{Re}_x^{0,66} \text{Pr}'_x^{0,5} = 0,7 \cdot 128^{0,66} \cdot 476^{0,5} = 375.$$

Откуда

$$\beta_x = \frac{\text{Nu}'_x D_x}{d_n} = \frac{375 \cdot 2,1 \cdot 10^{-9}}{0,008} = 0,98 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Коэффициент массоотдачи, отнесенный к 1 м² площади тарелки

$$\beta_{xf} = \beta_x a_f = 0,98 \cdot 10^{-4} \cdot 67,5 = 0,0066 \text{ м/с}.$$

Выразим β_{yf} и β_{xf} в выбранной для расчёта размерности

$$\beta_{xf} = \beta_{xf} \rho_{ж} = 0,0066 \cdot 1000 = 6,6 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

$$\beta_{yf} = 4,19 \rho_{г} = 1,1 \cdot 1,2 = 1,3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Коэффициент массопередачи

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}} = \frac{1}{\frac{1}{1,3} + \frac{0,87}{6,6}} = 1,1 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Суммарная рабочая площадь тарелок в абсорбере

$$F = \frac{M}{K_{yf} \Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{0,31}{1,1 \cdot 0,008} = 35,2 \text{ м}^2.$$

Необходимое число тарелок с учётом рабочей площади одной тарелки

$$n = \frac{F}{F_T} = \frac{35,2}{4,78} = 7,4 \approx 8,$$

где $F_T = 4,78 \text{ м}^2$ (по каталогу для тарелки ТС–Р при $D = 2,6 \text{ м}$).

Для сравнения определим число тарелок путем построения кинетической кривой.

Число единиц переноса на тарелку в газовой фазе

$$n_{yf}(Pe'_y)^{0,5} = 1770h_n^{1,2},$$

$$Pe'_y = \frac{wh_n}{D_y} = \frac{2,1 \cdot 0,12}{1,8 \cdot 10^{-5}} = 1,4 \cdot 10^4,$$

$$n_{yf} = \frac{1770 \cdot 0,12^{1,2}}{(1,4 \cdot 10^4)^{0,5}} = 1,17.$$

Число единиц переноса на тарелку в жидкой фазе

$$n_{xf}(Pe'_x)^{0,5} = 1,26 \cdot 10^5 \cdot h_n^{1,9},$$

$$Pe'_x = \frac{Uh_n}{D_x} = \frac{3,2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,12}{2,1 \cdot 10^{-9}} = 1,82 \cdot 10^5,$$

$$n_{xf} = \frac{1,26 \cdot 10^5 \cdot 0,12^{1,9}}{(1,82 \cdot 10^5)^{0,5}} = \frac{2243}{427} = 5,25.$$

Общее число единиц переноса для I-го участка

$$n_{oy} = \frac{1}{n_{yf}} + \frac{m}{l} \cdot \frac{1}{n_{xf}} = \frac{1}{1,17} + \frac{0,67}{1,33} \cdot \frac{1}{5,25} = 0,95.$$

Эффективность тарелки (при схеме полного перемешивания жидкости)

$$E_y = 1 - e^{-n_{oy}} = 1 - e^{-0,95} = 0,65.$$

Общее число единиц переноса для II-го участка

$$n_{oy} = \frac{1}{1,17} + \frac{0,83}{1,33} \cdot \frac{1}{5,25} = 0,97.$$

Эффективность тарелки

$$E_y = 1 - e^{-0,97} = 0,62.$$

Общее число единиц переноса для III-го участка

$$n_{oy} = \frac{1}{1,17} + \frac{1,12}{1,33} \cdot \frac{1}{5,25} = 1,00.$$

Эффективность тарелки

$$E_y = 1 - e^{-1,00} = 0,63.$$

По найденным значениям E_y строим кинетическую кривую, исходя из условия, что отношение отрезков $MN / MK = E_y$. Начиная от точки А, соответствующей концентрации аммиака в газовой фазе на входе в колонну, вписываем между рабочей линией и кинетической кривой «ступеньки». Число ступенек равно числу тарелок. $N=8$.

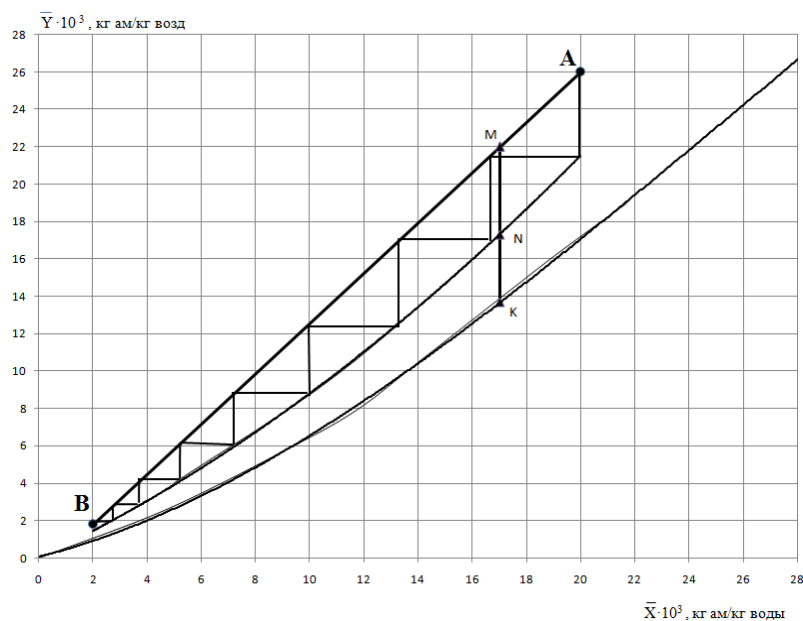


Рисунок 2.2 – Определение числа действительных тарелок методом кинетической кривой

2.7 Гидравлическое сопротивление тарелки

Полное сопротивление тарелки абсорбера определяется по уравнению

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3.$$

Гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) тарелки

$$\Delta P_1 = \zeta \frac{w_0^2 \rho_r}{2} = 1,82 \cdot \frac{22,3^2 \cdot 1,2}{2} = 545 \text{ Па},$$

где w_0 – скорость газа в отверстиях тарелки.

$$w_0 = \frac{w}{F_c} = \frac{2,1}{0,094} = 22,3 \text{ м/с},$$

где $\zeta = 1,82$ – коэффициент сопротивления (табл. 1.2).

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

$$\Delta P_2 = 4\sigma/d_0 = 4 \cdot 0,0728/0,005 = 58 \text{ Па}.$$

Сопротивление газо-жидкостного слоя (пены)

$$\Delta P_3 = g \rho_{\text{ж}} h_0 = 9,8 \cdot 1000 \cdot 0,028 = 274 \text{ Па}.$$

Общее сопротивление тарелки

$$\Delta P = 545 + 58 + 274 = 877 \text{ Па}.$$

Принимая расстояние от нижнего конца переливной перегородки до тарелки 0,015 м, находим площадь прохода жидкости под перегородкой

$$S_{\text{пр}} = 0,015 L_c = 0,015 \cdot 1,54 = 0,024 \text{ м}^2.$$

Определяем скорость воды

$$w_n = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} S_{\text{пр}}} = \frac{17,2}{1000 \cdot 0,024} = 0,73 \text{ м/с}.$$

Сопротивление при прохождении жидкости под перегородкой

$$\Delta P_n = \frac{\zeta \rho_{\text{ж}} w_n^2}{2} = \frac{3,25 \cdot 1000 \cdot 0,73^2}{2} = 860 \text{ Па}.$$

Пренебрегая гидравлическим градиентом, находим высоту светлой жидкости в переливном устройстве

$$H_{\text{св}} = \frac{\Delta P + \Delta P_n}{g \rho_{\text{ж}}} + h_0 = \frac{877 + 860}{9,8 \cdot 1000} + 0,028 = 0,2 \text{ м}.$$

Минимальное расстояние между тарелками

$$H = 2 H_{\text{св}} = 2 \cdot 0,2 = 0,4 \text{ м}.$$

Принятое расстояние $H = 0,6$ м достаточно.

2.8 Высота и гидравлическое сопротивление колонны

Высота тарельчатой части колонны

$$H_{\text{т}} = H(n - 1) = 0,6 \cdot (8 - 1) = 4,2 \text{ м}.$$

Высота колонны

$$H_{\text{к}} = H_{\text{т}} + H_{\text{в}} + H_{\text{н}} = 4,2 + 1,4 + 2,5 = 8,1 \text{ м}.$$

Гидравлическое сопротивление колонны

$$\Delta P_{\text{к}} = \Delta P \cdot n = 877 \cdot 8 = 7016 \text{ Па}.$$

3 РАСЧЁТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

3.1 Расчёт газопровода и подбор газодувки

Примем, что длина трубопровода от точки забора газа до абсорбера составляет 20 м. На трубопроводе имеются три колена под углом 90 ° и одна задвижка.

При скорости газа в трубопроводе 25 м/с диаметр трубопровода равен

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 40000}{3,14 \cdot 3600 \cdot 25}} = 0,75 \text{ м.}$$

Критерий Рейнольдса для потока в трубопроводе

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{25 \cdot 0,75 \cdot 1,2}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 1,2 \cdot 10^6.$$

Примем, что трубы стальные, бывшие в эксплуатации и абсолютная шероховатость которых $\Delta=0,15$ мм. Тогда относительная шероховатость $e = \frac{\Delta}{d} = \frac{1,5 \cdot 10^{-4}}{0,75} = 2 \cdot 10^{-4}$. Для зоны автомодельной по отношению к Re

$$Re = 1,2 \cdot 10^6 > 560 \frac{1}{e} = \frac{560}{2 \cdot 10^{-4}} = 0,28 \cdot 10^6,$$

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25} = 0,11 \cdot (2 \cdot 10^{-4})^{0,25} = 0,038.$$

Определим коэффициенты местных сопротивлений. Вход в трубу $\zeta_1 = 0,5$; задвижка $\zeta_2 = 0,15$; колено $\zeta_3 = 1,1$ выход из трубы $\zeta_4 = 1,0$.

Сумма коэффициентов местных сопротивлений

$$\Sigma \zeta = \zeta_1 + \zeta_2 + 3\zeta_3 + \zeta_4 = 0,5 + 0,15 + 3 \cdot 1,1 + 1,0 = 5,0.$$

Гидравлические сопротивления трубопровода

$$\Delta P_{\text{тр}} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{\rho w^2}{2} = \left(0,038 \frac{20}{0,75} + 5 \right) \frac{1,2 \cdot 25^2}{2} = 2250 \text{ Па.}$$

Избыточное давление, которое должна обеспечить газодувка для преодоления гидравлического сопротивления абсорбера и трубопровода

$$\Delta P = \Delta P_{\text{к}} + \Delta P_{\text{тр}} = 7520 + 2250 = 9770 \text{ Па.}$$

Полезная мощность газодувки

$$N_{\text{п}} = \rho g Q H = Q \Delta P = \frac{40000}{3600} \cdot 9770 = 108 \text{ кВт.}$$

Мощность, которую должен развивать электродвигатель газодувки

$$N = \frac{N_{\text{п}}}{\eta_{\text{г}} \eta_{\text{пер}}} = \frac{108}{0,7 \cdot 1} = 155 \text{ кВт,}$$

где $\eta_{\text{г}}$ и $\eta_{\text{пер}}$ - коэффициенты полезного действия газодувки и передачи от электродвигателя к газодувке.

По табл. 10 [4] устанавливаем, что полученные данные лучше всего удовлетворяют газодувке ТВ-600-1,1, которая характеризуется $Q=10 \text{ м}^3/\text{с}$, $\Delta P=10000 \text{ Па}$. Газодувка обеспечена электродвигателем АЗ-315М-2 номинальной мощностью 200 кВт и $\eta_{\text{дв}}=0,94$.

3.2 Расчёт теплообменника-рекуператора

Процесс десорбции представляет собой процесс ректификации водоаммиачного раствора в ректификационной колонне с одной лишь нижней частью. Вода после десорбера в количестве $L_1 = 17,2 \text{ кг/с}$, $\bar{x} = 0,002 \%$ и температурой $t_{1н} = 98 \text{ }^\circ\text{C}$ охлаждается в теплообменнике-рекуператоре до $t_{1к}$. Охлаждение производится поступающей из аб-

сорбера водой с поглощенным аммиаком $\bar{x}_k = 0,02 \%$, которая нагревается от $t_{2н} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ до $t_{2к} = 85 \text{ }^\circ\text{C}$. Из теплового баланса для теплообменника находим температуру $t_{1к}$

$$L_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}) = L_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}).$$

Принимаем $c_1 \approx c_2 = 4190 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; $L_1 = L_2$, тогда

$$t_{1к} = t_{1н} - t_{2к} + t_{2н} = 98 - 85 + 20 = 33^\circ\text{C}.$$

Средняя разность температур

$$\begin{array}{l} \xrightarrow{98^\circ\text{C} \quad 33^\circ\text{C}} \\ \xleftarrow{85^\circ\text{C} \quad 20^\circ\text{C}} \end{array} \quad \begin{array}{l} \square t_0 = 98 - 65 = 13, \\ \square t_m = 33 - 20 = 13, \\ \square t_{cp} = 13. \end{array}$$

Тепловая нагрузка теплообменника

$$Q_T = Lc(t_{1н} - t_{1к}) = 17,2 \cdot 4190 \cdot (98 - 33) = 4684420 \text{ Вт}.$$

Примем ориентировочное значение $Re_{1оп} = 12000$. Такой режим возможен в теплообменнике, у которого число труб (для труб диаметром $d = 20 \times 2 \text{ мм}$), приходящихся на один ход, равно

$$\frac{n}{z} = \frac{4L}{\pi d Re_{1оп} \mu_1} = \frac{4 \cdot 17,2}{3,14 \cdot 0,016 \cdot 12000 \cdot 0,433 \cdot 10^{-3}} = 263.$$

Примем минимальное ориентировочное значение коэффициента теплопередачи из табл. 2.1 [4] $K_{оп} = 800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Тогда ориентировочное значение поверхности теплообмена

$$F_{\text{оп}} = \frac{Q_{\text{т}}}{K_{\text{оп}} \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{4684420}{800 \cdot 13} = 450 \text{ м}^2.$$

Как видно из табл. 2.3 [4] теплообменник с близкой поверхностью имеет параметры: $F = 582 \text{ м}^2$, $n = 1544$, $z = 6$, диаметр кожуха 1200 мм, $\frac{n}{z} = \frac{1544}{6} = 257$.

Уточненный расчёт поверхности теплопередачи

$$\text{Re}_1 = \frac{4G_1}{\pi d(n/z)\mu_1} = \frac{4 \cdot 17,2}{3,14 \cdot 0,016 \cdot 257 \cdot 0,433 \cdot 10^{-3}} = 12300,$$

$$\text{Pr}_1 = \frac{c_1 \mu_1}{\lambda_1} = \frac{4190 \cdot 0,433 \cdot 10^{-3}}{0,57} = 3,2,$$

где μ_1 и λ_1 определены при $\bar{t}_1 = (98 + 33) / 2 = 65,5 \text{ }^\circ\text{C}$.

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{d} 0,023 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4} = \frac{0,57}{0,016} 0,023 \cdot 12300^{0,8} \cdot 3,2^{0,4} = 2440 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Минимальное сечение потока в межтрубном пространстве из табл. 2.3 [4] $S_{\text{мтр}} = 0,131 \text{ м}^2$.

$$\text{Re}_2 = \frac{G \cdot d_{\text{м}}}{S_{\text{мтр}} \cdot \mu_2} = \frac{17,2 \cdot 0,02}{0,131 \cdot 0,548 \cdot 10^{-3}} = 4790,$$

$$\text{Pr}_2 = \frac{c \mu_2}{\lambda_2} = \frac{4190 \cdot 0,548 \cdot 10^{-3}}{0,55} = 4,2,$$

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_2}{d_{\text{н}}} 0,24 \cdot \text{Re}_2^{0,6} \cdot \text{Pr}_2^{0,36} = \frac{0,55}{0,02} 0,24 \cdot 4790^{0,6} \cdot 4,2^{0,36} = 1787 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где μ_2 и λ_2 определены при $\bar{t}_2 = (85 + 20) / 2 = 52,5 \text{ }^\circ\text{C}$.

Примем термическое сопротивление загрязнений, равное $r_{31} = r_{32} = 2000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ из табл. 2.2 [4]. Теплопроводность труб из нержавеющей стали $\lambda_{\text{ст}} = 17,2 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$. Тогда сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений

$$\Sigma \frac{\delta}{\lambda} = \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{r_{31}} + \frac{1}{r_{32}} = \frac{0,002}{17,2} + \frac{1}{2000} + \frac{1}{2000} = 0,00112 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}.$$

Рассчитаем коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \Sigma \frac{\delta}{\lambda}} = \frac{1}{\frac{1}{2440} + \frac{1}{1787} + 0,00112} = 478 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Требуемая поверхность теплопередачи составляет

$$F = \frac{4684420}{478 \cdot 13} = 753 \text{ м}^2.$$

Из табл. 2.3 [4] следует, что из выбранного ряда подходит теплообменник с трубами длиной $l = 9 \text{ м}$ и поверхностью 873 м^2 . При этом запас поверхности составляет

$$\Delta = \frac{873 - 753}{753} \cdot 100 = 16 \text{ \%}.$$

3.3 Расчёт гидравлического сопротивления трубного пространства

Скорость жидкости в трубах

$$w_{\text{тр}} = \frac{4L \cdot z}{\pi d^2 n \rho_2} = \frac{4 \cdot 17,2 \cdot 6}{3,14 \cdot 0,016^2 \cdot 1544 \cdot 988} = 0,34 \text{ м}/\text{с}.$$

Коэффициент трения

$$\lambda = 0,11(e + 68 / \text{Re}_1)^{0,25} = 0,11(0,0125 + 68 / 12300)^{0,25} = 0,04,$$

где $e = \Delta / d_s = 0,2 \cdot 10^{-3} / 0,016 = 0,0125$ – относительная шероховатость труб; $\Delta = 0,2 \cdot 10^{-3}$ м – абсолютная шероховатость труб.

Диаметр штуцеров для трубного пространства $d_{\text{шт}} = 200$ мм из табл. 2.6 [4]. Тогда скорость потока в штуцерах

$$w_{\text{шт}} = \frac{4L}{\pi d_{\text{шт}}^2 \rho_2} = \frac{4 \cdot 17,2}{3,14 \cdot 0,2^2 \cdot 988} = 0,55 \text{ м/с}.$$

Гидравлическое сопротивление трубного пространства

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{тр}} &= \lambda \frac{l \cdot z}{d} \cdot \frac{\rho_2 \cdot w_{\text{тр}}^2}{2} + [2,5(z-1) + 2z] \cdot \frac{\rho_2 \cdot w_{\text{тр}}^2}{2} + 3 \frac{\rho_2 \cdot w_{\text{шт}}^2}{2} = \\ &= 0,04 \frac{9 \cdot 6}{0,016} \cdot \frac{988 \cdot 0,34^2}{2} + [2,5(6-1) + 2 \cdot 6] \cdot \frac{988 \cdot 0,34^2}{2} + \\ &\quad + 3 \frac{988 \cdot 0,55^2}{2} = 9557 \text{ Па}. \end{aligned}$$

3.4 Расчёт гидравлического сопротивления межтрубного пространства

Число рядов труб, омываемых потоком в межтрубном пространстве

$$m \approx \sqrt{n/3} = \sqrt{1544/3} = 22,6.$$

Округляем в большую сторону, получаем $m = 23$. Число сегментов перегородок $x = 14$ из табл. 2.7 [4]. Диаметр штуцеров к кожуху $d_{\text{шт}} = 350$ мм из табл. 2.6 [4], скорость потока в штуцерах

$$w_{\text{тр}} = \frac{4L}{\pi d_{\text{шт}}^2 \rho_1} = \frac{4 \cdot 17,2}{3,14 \cdot 0,35^2 \cdot 1544 \cdot 985} = 0,18 \text{ м/с},$$

где $\rho_1 = 985 \text{ кг/м}^3$ при $t_{\text{ср}} = 65,5^\circ$.

Скорость жидкости в наиболее узком сечении межтрубного пространства площадью $S_{\text{мтр}} = 0,131 \text{ м}^2$

$$w_{\text{мтр}} = \frac{L}{S_{\text{мтр}} \rho_1} = \frac{17,2}{0,131 \cdot 985} = 0,13 \text{ м/с}.$$

В межтрубном пространстве имеются следующие местные сопротивления: вход и выход воды через штуцера, 14 поворотов через сегментные перегородки ($x = 14$) и 15 сопротивлений трубного пучка при его поперечном обтекании ($x+1$).

Критерий Рейнольдса межтрубного пространства

$$\text{Re}_{\text{мтр}} = \frac{L \cdot d_{\text{м}}}{S_{\text{мтр}} \cdot \mu_1} = \frac{17,2 \cdot 0,02}{0,131 \cdot 0,4 \cdot 10^{-3}} = 6220.$$

Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{мтр}} &= \frac{3m(x+1)}{\text{Re}_{\text{мтр}}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_1 \cdot w_{\text{мтр}}^2}{2} + 1,5x \cdot \frac{\rho_1 \cdot w_{\text{мтр}}^2}{2} + 3 \frac{\rho_1 \cdot w_{\text{ш}}^2}{2} = \\ &= \frac{3 \cdot 23 \cdot (14+1)}{6220^{0,2}} \cdot \frac{985 \cdot 0,13^2}{2} + 1,5 \cdot 14 \frac{985 \cdot 0,13^2}{2} + 3 \frac{985 \cdot 0,18^2}{2} = 1723 \text{ Па}. \end{aligned}$$

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Приклади та задачі за курсом «Процеси та апарати хімічної технології» : навч. посіб. / ред.: ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л, Лещенко В. О., Готлінська А. П., Нечипоренко І. О., Чернишов І. С., Капустенко П. О., Зайцев О. І., Рябова І. Б., Соловей В. М., Хавін Г.Л., Новікова Г. С., Іванова І. Б., Гапонова О. О. ; за ред. Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО ; Нац. техн. ун-т «Харк. політехн. ін-т». – Харків : НТУ «ХП», 2010. – 479 с.
2. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976.– 655 с.
3. Колонные аппараты. Каталог. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978.– 31 с.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии (пособие по проектированию) под редакцией Дытнерского Ю.И., М.: Химия, 1991.– 496 с.
5. Процеси та апарати хімічної технології : підручник : у 2 ч. / Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А. П. ГОТЛІНСЬКА, В. О. Лещенко, І. О. Нечипоренко, І. С. Чернишов ; за ред. Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ ; пер. з рос. Л. А. Копієвської ; Нац. техн. ун-т «Харк. політехн. ін-т». – Харків : НТУ «ХП», 2007. – Ч. 1. – 613 с. : іл. Ч. 2 – 540 с.
6. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978.– 277 с.
7. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. Л.: Химия, 1964.– 479 с.

Навчальне видання

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до виконання розрахункового завдання

«Розрахунок тарілчастого абсорбера»

з дисциплін

«Гідрогазодинаміка та типові технологічні об'єкти

і процеси виробництв»

та

«Процеси та апарати хімічних виробництв»

для студентів усіх форм навчання

У к л а д а ч і :

СОЛОВЕЙ Валентин Миколайович

ЛИТВИНЕНКО Євгенія Ігоревна

ГОРБУНОВ Костянтин Олександрович

БИКАНОВ Сергій Миколайович

Відповідальний за випуск проф. *Ведь В.Є.*

Роботу до видання рекомендувала проф. *Зінченко М. Г.*

В авторській редакції

План 2018

Підп. до друку 14.05.2018 р. Формат 60x84 1/16. Папір офсетний.

Riso-друк. Гарнітура Таймс. Ум. друк. арк. 1.

Наклад 100 прим. Зам. № 14/052018 Ціна договірна

Видавничий центр НТУ «ХП»

Свідоцтво про державну реєстрацію ДК №3657 від 24.12.2009 р.

61002, Харків, вул. Кирпичова, 2

Друк ФОП Заночкин Д.Л. м. Харків, вул. Плеханівська, 16