

Интернет-журнал «Наукоедение» ISSN 2223-5167 <http://naukovedenie.ru/>

Том 8, №2 (2016) <http://naukovedenie.ru/index.php?p=vol8-2>

URL статьи: <http://naukovedenie.ru/PDF/04TVN216.pdf>

DOI: 10.15862/04TVN216 (<http://dx.doi.org/10.15862/04TVN216>)

Статья опубликована 15.03.2016.

**Ссылка для цитирования этой статьи:**

Биргер Е.В., Лебедев В.В., Зизюк А.П., Иванова Е.В. Проектирование абсорберов для очистки воздуха от газо- и парообразных примесей // Интернет-журнал «НАУКОВЕДЕНИЕ» Том 8, №2 (2016)  
<http://naukovedenie.ru/PDF/04TVN216.pdf> (доступ свободный). Загл. с экрана. Яз. рус., англ. DOI:  
10.15862/04TVN216

**УДК 628.5**

**Биргер Евгений Владимирович**

НОУ ВПО «Институт мировой экономики и информатизации», Россия, Москва  
Декан факультета «Информатизации и экологии»  
Кандидат экономических наук  
E-mail: [info@iup.ru](mailto:info@iup.ru)

**Лебедев Владимир Владимирович**

ФГБОУ ВПО «Российский государственный университет туризма и сервиса», Россия, Москва  
Доцент кафедры «Сервисного инжиниринга»  
Кандидат технических наук  
E-mail: [voval\\_matr@mail.ru](mailto:voval_matr@mail.ru)

**Зизюк Алексей Петрович**

ФГБОУ ВПО «Российский государственный университет туризма и сервиса», Россия, Москва  
Магистр  
E-mail: [falsivates13@yandex.ru](mailto:falsivates13@yandex.ru)

**Иванова Елена Владимировна**

ФБУ «Научно-исследовательский центр по проблемам управления ресурсосбережением и отходами», Россия, Мытищи  
Научный сотрудник  
E-mail: [alyssa2004@mail.ru](mailto:alyssa2004@mail.ru)

## **Проектирование абсорберов для очистки воздуха от газо- и парообразных примесей**

**Аннотация.** Разделительные массообменные процессы широко применяются в промышленности, как правило, в аппаратах колонного типа для очистки воздуха и воздушных смесей. Наибольшее применение они находят в технических устройствах очистки воздуха в жилых, общественных и производственных помещениях. Используются подобные системы при абсорбционной очистке воздуха от газообразных примесей на предприятиях сервиса. Для проектирования таких установок на современном уровне нужны эффективные методики, доступные для применения техническими специалистами в процессе разработки новых установок и совершенствовании находящихся в эксплуатации. В настоящей работе представлена методика расчета абсорбционных аппаратов для очистки воздуха от газообразных и парообразных загрязнителей. Работа может помочь специалистам и обучающимся освоить основные принципы работы аппаратов абсорбционной очистки, методы расчета процессов и конструктивных параметров аппаратов.

**Ключевые слова:** абсорбция; граница раздела фаз; массообменные процессы; разделение газовых смесей; коэффициент массопередачи; площадь поверхности раздела фаз; рабочая линия процесса; число единиц переноса

## Введение

Разделительные массообменные процессы широко применяются в промышленности и, как правило, осуществляют в аппаратах колонного типа. Для разделения газовых смесей широко применяют процесс абсорбции [1].

Абсорбцией называется процесс избирательного поглощения газов или паров из газовой фазы жидкими поглотителями. Жидкий поглотитель называют абсорбентом. Поглощаемый компонент газовой смеси называется абсорбтивом. Поглощенный компонент газовой смеси называют абсорбатом [2].

В процессах абсорбции газовая фаза (газовая смесь, парогазовая смесь) взаимодействует с жидкой фазой (поглотителем) путем непосредственного контакта. Через поверхность раздела фаз осуществляется перенос вещества из газовой фазы в жидкую. Как правило, граница раздела фаз представляет собой либо зеркало жидкости (поверхностные абсорберы) или поверхность плёнки жидкости, стекающей по поверхности (плёночные абсорберы) или насадке (насадочные абсорберы), либо поверхность проходящих через жидкость пузырьков газа (барботажные абсорберы) (например, тарельчатые и др.), либо поверхность капель жидкости (распыливающие абсорберы) [3]. На режимы образования межфазной поверхности может влиять взаимное направление и скорость относительного движения фаз. Например, в противоточных насадочных абсорберах колонного типа, в которых газовая смесь движется вверх навстречу стекающей по насадке под действием силы тяжести жидкости, при определённых скоростях газовой смеси возникает режим подвисяния жидкости, при котором режим формирования границы раздела фаз из плёночного переходит в пузырьковый (барботажный) [4].

В процессе абсорбции происходит выделение тепла, которое связано с энергией растворения газов или конденсации паров и растворения конденсата в жидкости. Это тепло характеризуют удельной теплотой растворения или теплотой абсорбции.

Движущей силой процесса абсорбции является положительная разность концентраций целевого компонента в газовой смеси и равновесной концентрацией этого компонента в газовой смеси над жидким поглотителем в рабочих условиях [5].

Увеличение давления компонента над абсорбентом увеличивает движущую силу и повышает скорость поглощения газообразного компонента в жидкости. Повышает также скорость абсорбции охлаждение абсорбента, поскольку при повышении температуры жидкой фазы за счет теплоты абсорбции растёт равновесная концентрация, что снижает движущую силу процесса.

Десорбция – обратный абсорбции процесс – это выделение поглощённого газа или отгонки поглощённого пара из поглотителя. Факторы, определяющие скорость десорбции противоположны по действию факторам, способствующим абсорбции. Это – нагревание абсорбента, понижение концентрации целевого компонента над ним ниже равновесного и добавление в абсорбент растворяемых вытесняющих веществ, которые снижают растворимость целевого компонента в абсорбенте, повышая его равновесное давление над жидкостью.

### Материальный баланс, линия равновесия и рабочая линия

В процессе абсорбции взаимодействуют две фазы – газовая и жидкая. Газовая фаза является отдающей, а жидкая – принимающей. В процессе участвует, как минимум, один целевой компонент (распределяемое вещество), который переходит через поверхность раздела фаз, растворяясь в жидкости.

Содержание целевого компонента в фазах выражают при расчётах в относительных массовых единицах, относя массовое количество (моль или кг) вещества целевого компонента в фазах к массовому количеству инертного вещества фазы. Инертное вещество в газовой фазе – это газовая смесь за вычетом целевого компонента – носитель, а в жидкой фазе – чистый абсорбент. Количество газа – носителя в газовой смеси обозначают  $G$  (кг/сек), а количество чистого абсорбента обозначают  $L$  (кг/сек). Также обозначают для краткости и фазы. Относительное массовое содержание целевого компонента в фазах  $G$  и  $L$  определяют по отношению к инертному компоненту: 
$$\frac{\text{Масса целевого компонента}}{\text{Масса инертного компонента}}$$

относительное массовое содержание обозначают  $Y$  (кг/кг), а относительное содержание целевого компонента в жидкой фазе –  $X$  (кг/кг). Относительные массовые содержания могут быть иначе выражены отношением количества молей – моль/моль, что удобно, если количество взаимодействующих инертных компонентов фаз выражено в моль/с [6]. Массовые или мольные доли отличает от относительного массового содержания то, что они отнесены к полной массе или полному количеству молей рассматриваемой фазы, поэтому для них справедливы следующие нормирующие уравнения:

$$\sum_j x_j = 1$$
$$\sum_j y_j = 1'$$

где  $x_j$  - массовая или мольная доля целевого компонента в жидкой фазе (абсорбенте);

$y_j$  - массовая или мольная доля целевого компонента в газовой фазе.

Исходное содержание вещества в фазах  $G$  и  $L$  может также быть задано в объёмных или массовых долях, или в единицах массовой концентрации вещества (например, кг/м<sup>3</sup>) [6]. В этом случае следует перевести эти величины в единицы относительного массового содержания.

В процессе абсорбции относительное массовое содержание распределяемого вещества в газовой фазе уменьшается от начального  $Y_1$  до конечного  $Y_2$ , при этом относительное массовое содержание распределяемого вещества в жидкой фазе увеличивается от начального  $X_1$  до конечного  $X_2$ . Закон сохранения массы в процессе абсорбции можно выразить уравнением материального баланса:

$$G \cdot (Y_1 - Y_2) = L \cdot (X_2 - X_1) \quad (1)$$

Уравнение (1) выражает закон сохранения массы, т.е. равенство в процессе абсорбции количества распределяемого вещества, теряемого газовой фазой, количеству вещества, поглощаемого жидкой фазой. Это уравнение справедливо для любой стадии процесса (как непрерывного, так и периодического).

В состоянии фазового равновесия между количеством распределяемого вещества в газовой и жидкой фазах существует функциональная однозначная зависимость:

$$Y^* = f(X), \quad (2)$$

где  $Y^*$  – равновесное относительное массовое содержание распределяемого вещества в газовой фазе, соответствующее в условиях фазового равновесия его содержанию в жидкой фазе  $X$ .

Характер зависимости определяется природой взаимодействующих веществ, их количеством, давлением и температурой в системе. По правилу Гиббса при фазовом равновесии в двухфазных однокомпонентных системах имеется одна степень свободы:  $S = K - F + 2 = 1 - 2 + 2 = 1$ . Если давление и температура системы постоянны, то при фазовом равновесии может изменяться количество вещества в фазах [7]. Линия равновесия (2) выражает связь при фазовом равновесии при постоянном давлении и температуре между количеством распределяемого вещества в фазах  $G$  и  $L$ .

В практических расчётах предпочтительно пользоваться опытными данными, которые получают в изучаемой системе при различных парциальных давлениях распределяемого компонента при фазовом равновесии. Опытные данные могут быть выражены табличной зависимостью между значениями равновесного парциального давления  $p^*$  в газе и концентрации растворённого вещества  $c$  в жидкости.

Равновесное относительное массовое содержание  $Y^*$  можно вычислить по формуле:

$$Y^* = \frac{M_K}{M_{ИН}} \cdot \frac{p^*}{P - p^*}, \quad (3)$$

где  $M_K$  – молекулярная масса абсорбируемого компонента;

$M_{ИН}$  – молекулярная масса инертного компонента (смеси компонентов) газовой фазы (носителя);

$P$  – общее давление газовой смеси.

Соответствующее относительное массовое содержание абсорбированного компонента в жидкости можно определить по формуле:

$$X = \frac{c}{\rho - c}, \quad (4)$$

где  $c$  – концентрация поглощённого компонента в жидкости,  $\text{кг/м}^3$ ;

$\rho$  – плотность жидкой фазы в условиях равновесия,  $\text{кг/м}^3$ .

По полученным табличным значениям можно построить линию равновесия на диаграмме в координатах  $Y$ - $X$ .

В частных случаях возможно построение линий равновесия с использованием отдельных законов фазового равновесия газов, паров и жидкости.

Рассмотрим метод построения линии равновесия для трех видов систем, заданных в вариантах расчёта, аналитическим способом.

1. Если распределяемое (поглощаемое) вещество – газ, который химически не взаимодействует с жидкостью, а только способен незначительно в ней растворяться, то при небольших концентрациях его в газовой фазе при фазовом равновесии справедлив закон Генри, согласно которому равновесное парциальное давление газа над жидкостью пропорционально мольной доле газа, растворённого в жидкости:

$$p^* = E \cdot x, \quad (5)$$

где  $x$  – мольная доля (моль/моль смеси) газа в жидкости, кг/кг смеси ( $x < 1$ );

$E$  – коэффициент пропорциональности (коэффициент Генри).

Растворитель при фазовом равновесии также находится в равновесии со своим паром. При небольших давлениях и концентрациях равновесие жидкости и паров над ней подчиняется закону Рауля, согласно которому равновесное парциальное давление пара над жидким раствором равно произведению упругости насыщенных паров над чистым растворителем при рабочей температуре на мольную долю чистого растворителя в растворе:

$$p_L = p_{LS} \cdot (1 - x), \quad (6)$$

где  $p_{LS}$  – упругость насыщенных паров над чистой жидкостью (не содержащей растворённых веществ).

В парогазовой смеси над поверхностью жидкости действует также закон Дальтона, согласно которому давление газовой смеси равно сумме парциальных давлений всех компонентов. В применении к данному частному случаю можно в соответствии с законом Дальтона записать уравнение:

$$P = p + p_L + p_{in}, \quad (7)$$

где  $P$  – общее давление в системе;

$p$  – парциальное давление распределяемого компонента в газовой смеси;

$p_L$  – парциальное давление паров поглотителя в газовой смеси;

$p_{in}$  – парциальное давление инертной части газовой смеси (например, газа – носителя).

Для газовой смеси, которую можно считать смесью идеальных газов (при небольших давлениях), мольные доли компонентов равны объёмным долям и определяются отношением парциального давления компонента к общему давлению смеси. Из уравнения (7) следует, что сумма мольных долей газовой смеси равна 1:

$$y + y_L + y_{in} = 1, \quad (8)$$

где  $y = \frac{p}{P} = \frac{E \cdot x}{P} = m \cdot x$  – мольная доля распределяемого компонента (с учётом (5) в

состоянии равновесия, причём  $m = \frac{E}{P}$ );

$y_L = \frac{p_L}{P} = \frac{p_{LS} \cdot (1 - x)}{P} = y_{LS} \cdot (1 - x)$  – мольная доля паров жидкости (с учётом (6) в

состоянии равновесия, причём  $y_{LS} = \frac{p_{LS}}{P}$ );

$y_{in} = \frac{p_{in}}{P} = 1 - y - y_L$  – мольная доля инертного газа (с учётом (8)).

Относительную массовую долю распределяемого компонента в газовой фазе можно определить по формуле (см. (3)):

$$Y = \frac{M_K}{M_{in}} \cdot \frac{y}{y_{in}} = \frac{M_K}{M_{in}} \cdot \frac{y}{1 - y - y_L}, \quad (9)$$

где  $M_K$  – молекулярный вес компонента, кг/кмоль;

$M_{in}$  – молекулярный вес инертного газа, кг/кмоль.

Относительную массовую долю распределяемого компонента в жидкой фазе можно определить по формуле:

$$X = \frac{M_K}{M_L} \cdot \frac{x}{1 - x}, \quad (10)$$

где  $M_L$  – молекулярный вес жидкого поглотителя.

Можно изменять значения  $x$ , вычислять соответствующие значения  $y$ , а затем по (9) и (10)  $Y$  и  $X$ . Результаты можно свести в таблицу – это будет представлять табличную форму выражения линии равновесия.

Можно получить аналитический вид функциональной зависимости линии равновесия:

$$Y^* = \frac{M_K}{M_{in}} \cdot \frac{m \cdot X}{\frac{M_K}{M_L} \cdot (1 - y_{LS}) + (1 - m) \cdot X} \quad (11)$$

2. Если распределяемое вещество пар, а конденсат пара образует с жидким абсорбентом идеальную смесь жидкостей. Это означает полную взаимную растворимость конденсата и абсорбента, а давление паров обеих жидкостей над их смесью в состоянии равновесия подчиняется закону Рауля:

$$p^* = x \cdot p_S \quad (12)$$

$$p_L^* = (1 - x) \cdot p_{LS}, \quad (13)$$

где  $p_S$  – упругость насыщенных паров компонента в равновесии с чистой жидкой фазой компонента.

Согласно закону Дальтона в состоянии равновесия в газовой смеси над жидкой смесью поглотителя и распределяемого вещества:

$$P = p_{in} + p^* + p_L^* = p_{in} + x \cdot p_S + (1 - x) \cdot p_{LS} \quad (14)$$

Согласно определению мольных долей компонентов в газовой смеси (см. 8) их сумма будет равна 1, а определение мольных долей паров жидкого поглотителя и поглощаемого компонента с учётом (12) и (13) будет следующим:

$$y = \frac{x \cdot p_S}{P} = x \cdot y_S, \quad (15)$$

где  $y_S = \frac{p_S}{P}$

$$y_L = \frac{(1 - x) \cdot p_{LS}}{P} = (1 - x) \cdot y_{LS}, \quad (16)$$

$$\text{где } y_{LS} = \frac{P_{LS}}{P}$$

Равновесные относительные массовые доли распределяемого компонента в газовой и жидкой фазах можно рассчитать по формулам (9) и (10). Так же, как в п.1, можно вычислить табличные значения  $Y-X$  линии равновесия в исследуемом интервале значений  $x$ . Аналитическая зависимость для определения функции равновесия:

$$Y^* = \frac{M_K}{M_{in}} \cdot \frac{y_S \cdot X}{\frac{M_K}{M_L} \cdot (1 - y_{LS}) + (1 - y_S) \cdot X} \quad (17)$$

3. Система аналогична п.2, но жидкая смесь неидеальна. В силу особенностей взаимодействия компонентов в смеси равновесное давление паров над жидкостью будет отличаться от того, что предсказывает закон Рауля:

$$p^* = \gamma \cdot x \cdot p_S \quad (18)$$

$$p_L^* = \gamma_L \cdot (1 - x) \cdot p_{LS} \quad (19)$$

где  $\gamma, \gamma_L$  – активности поглощаемого компонента и поглотителя.

Активности отражают отклонение от закона Рауля, учитывая эффект взаимодействия компонентов в смеси жидкостей. Активности зависят содержания компонентов в смеси.

Равновесные мольные доли паров в газовой фазе определяют аналогично (15) и (16) с учётом (18) и (19):

$$y = \frac{\gamma \cdot x \cdot p_S}{P} = \gamma \cdot x \cdot y_S \quad (20)$$

$$y_L = \frac{\gamma_L \cdot (1 - x) \cdot p_{LS}}{P} = \gamma_L \cdot (1 - x) \cdot y_{LS} \quad (21)$$

Аналогично пп. 2 и 3 можно рассчитать равновесные относительные массовые доли распределяемого компонента в газовой и жидкой фазе и построить табличную зависимость  $Y-X$  для линии равновесия. Также можно воспользоваться аналитической формой зависимости для линии равновесия:

$$Y^* = \frac{M_K}{M_{in}} \cdot \frac{\gamma \cdot y_S \cdot X}{\frac{M_K}{M_L} \cdot (1 - \gamma_L \cdot y_{LS}) + (1 - \gamma \cdot y_S) \cdot X} \quad (22)$$

Для вычислений надо знать функции зависимости активностей компонентов от мольных долей компонентов в жидкой бинарной смеси.

Формулы для определения активностей компонентов бинарной смеси жидкостей приводятся в [1, с. 293]:

$$\lg \gamma = \frac{A}{\left(1 + \frac{x}{x_L} \cdot \frac{A}{B}\right)^2} = \frac{A}{\left(1 + \frac{x}{(1-x)} \cdot \frac{A}{B}\right)^2} \quad (23)$$

$$\lg \gamma_L = \frac{B}{\left(1 + \frac{x_L \cdot B}{x \cdot A}\right)^2} = \frac{B}{\left(1 + \frac{(1-x) \cdot B}{x \cdot A}\right)^2}, \quad (24)$$

где  $A, B$  – коэффициенты, определяемые для каждой бинарной смеси по опытным данным;

$x, x_L$  – мольные доли в жидкости поглощённого компонента и чистого поглотителя.

Для таких смесей в пособии заданы равновесные мольные доли компонентов в табличной форме. Для нескольких столбцов (3-4) таблицы выписываем пары значений  $x$ - $y$  в серединах строк, так как на концах строк при  $x=0$  и  $x=1$ , что соответствует чистым компонентам жидкости, активности равны  $\gamma=\gamma_L=1$ . Затем вычисляем значения активностей компонентов по формулам:

$$\gamma = \frac{y}{x \cdot y_S} \quad (25)$$

$$\gamma_L = \frac{y_L}{x_L \cdot y_{LS}} = \frac{y_L}{(1-x) \cdot y_{LS}} \quad (26)$$

В формулах (23), (24), (26) мольная доля в жидкости чистого поглотителя для бинарной смеси выражается через мольную долю поглощённого компонента:

$$x_L = 1 - x \quad (28)$$

Для полученных по формулам (25), (26) нескольких значений активностей вычисляем соответствующие значения коэффициентов  $A$  и  $B$ :

$$A = \lg \gamma \cdot \left(1 + \frac{x_L \cdot \lg \gamma_L}{x \cdot \lg \gamma}\right)^2 = \lg \gamma \cdot \left(1 + \frac{1-x}{x} \cdot \frac{\lg \gamma_L}{\lg \gamma}\right)^2 \quad (29)$$

$$B = \lg \gamma_L \cdot \left(1 + \frac{x}{x_L \cdot \lg \gamma_L}\right)^2 = \lg \gamma_L \cdot \left(1 + \frac{x}{1-x} \cdot \frac{\lg \gamma}{\lg \gamma_L}\right)^2 \quad (30)$$

Полученные значения коэффициентов  $A$  и  $B$  усредняют:

$$\bar{A} = \frac{\sum A}{m}$$
$$\bar{B} = \frac{\sum B}{m},$$

где  $m$  – количество расчётных точек.

Подставив полученные средние значения коэффициентов в формулы (23) и (24), можно, используя операцию потенцирования, определить окончательно функции активностей от мольной доли поглощённого компонента:

$$\begin{aligned} \gamma &= 10^{\frac{\bar{A}}{\left(1 + \frac{x}{1-x} \frac{\bar{A}}{\bar{B}}\right)^2}} \quad \text{если } x \neq 0 \text{ или } x \neq 1 \\ \gamma &= 1 \quad \text{если } x = 0 \text{ или } x = 1 \end{aligned} \quad (31)$$

$$\begin{aligned} \gamma_L &= 10^{\frac{\bar{B}}{\left(1 + \frac{(1-x)\bar{B}}{x} \frac{\bar{A}}{\bar{A}}\right)^2}} \quad \text{если } x \neq 0 \text{ или } x \neq 1 \\ \gamma_L &= 1 \quad \text{если } x = 0 \text{ или } x = 1 \end{aligned} \quad (32)$$

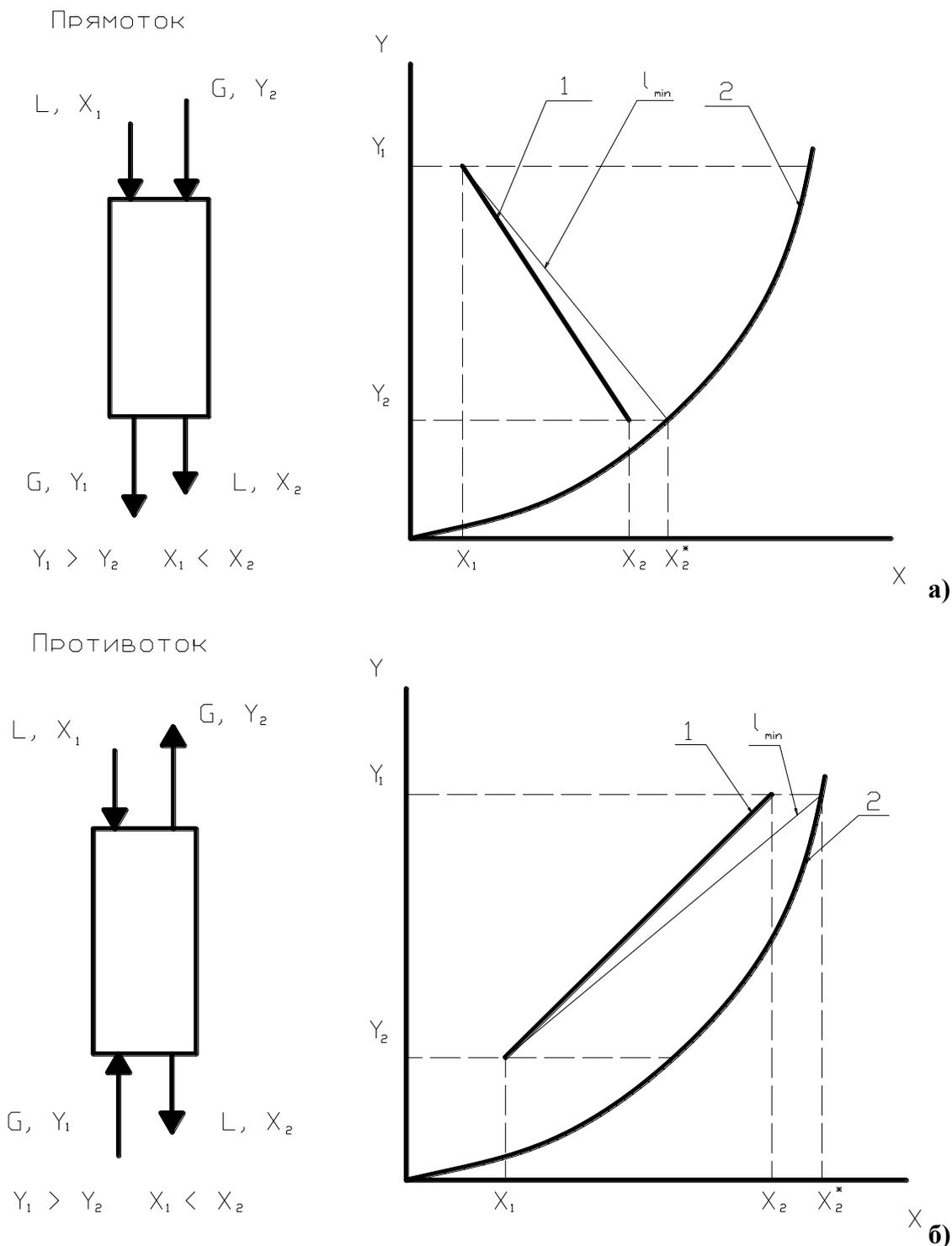
Теперь можно приступить к расчёту линии равновесия (22).

Построение *рабочей линии* выполняем на основании уравнения материального баланса с учетом относительного движения фаз в аппарате. Возможны две схемы относительного движения газовой и жидкой фаз: прямоточная и противоточная, см. рис. 1.

Жидкий поглотитель, как правило, поступает в верхнюю часть колонны абсорбера и движется вниз под действием силы тяжести, стекая по насадке, с тарелки на тарелку или падая в виде капель. Газ может поступать в аппарат в том же сечении и двигаться в том же направлении – сверху вниз, что и жидкость. Такой аппарат работает по прямоточной схеме. Газ и жидкость выходят из аппарата в его нижнем сечении. Если газ поступает в нижнюю часть колонны, из которой выводится из аппарата отработанный жидкий поглотитель, и далее движется вверх навстречу потоку жидкости, то такой аппарат работает по противоточной схеме. Газ отводится из верхней части колонны, куда поступает жидкость.

На рис. 1 для прямоточной и противоточной схем обозначены на схемах аппарата направления потоков взаимодействующих фаз, начальные и конечные относительные массовые содержания распределяемого компонента в фазах, а также на графиках показано расположение рабочей линии и линии равновесия в режиме абсорбции.

Рабочая линия должна проходить выше линии равновесия при абсорбции: при этом движущая сила процесса массопередачи – разность между рабочим относительным массосодержанием и равновесным относительным массосодержанием поглощаемого компонента в газовой смеси будет положительной.



**Рисунок 1.** Прямоточная а) и противоточная б) схемы относительного движения фаз.  
 1 – Рабочая линия; 2 – Линия равновесия.

Уравнение рабочей линии можно получить, если задать входное сечение, например по газу, и записать уравнение материального баланса распределяемого вещества в фазах между выбранным входным сечением и другим произвольным сечением аппарата, которое расположено между входным и выходным сечением, например по газу, где относительные массовые содержания поглощаемого компонента соответствует точке  $Y-X$  рабочей линии в данном сечении.

Для проточной схемы материальный баланс между входным по газу и произвольным сечением, отстоящим от входного по направлению движения газа, будет выглядеть так:

$$G \cdot (Y_1 - Y) = L \cdot (X - X_1),$$

откуда получаем уравнение рабочей линии:

$$Y = Y_1 - \frac{L}{G} \cdot (X - X_1) = Y_1 - l \cdot (X - X_1), \quad (33)$$

где  $l = \frac{L}{G}$  - удельный массовый расход жидкого чистого поглотителя, равный отношению массовых расходов чистого поглотителя и инертного газа-носителя.

Для противоточной схемы материальный баланс между входным по газу и произвольным сечением, отстоящим от входного по направлению движения газа, будет выглядеть так:

$$G \cdot (Y_1 - Y) = L \cdot (X_2 - X), \text{ откуда получаем уравнение рабочей линии:}$$

$$Y = Y_1 + l \cdot (X - X_2) \quad (34)$$

Рабочие линии – прямые линии. При проточке наклон рабочей линии к оси абсцисс (ось X) будет отрицательным, а при противотоке – положительным.

Поскольку расход газа и начальная и конечная концентрации компонента в газе заданы, а в жидкой фазе задана начальная концентрация компонента, то в расчёте сначала надо определить расход жидкой фазы. На графиках, рис. 1, показано положение рабочих линий, при котором удельный расход жидкости будет минимальным. Это соответствует случаю, когда рабочая линия в выходном, или ином сечении коснётся равновесной, при этом массосодержание компонента в этом сечении будет равно равновесному.

Для проточка это соответствует точке линии равновесия:

$$Y_2 = f(X_2^*)$$

Для противотока это соответствует точке линии равновесия:

$$Y_1 = f(X_2^*)$$

Вид функциональной зависимости  $f(X_2^*)$  для линии равновесия может соответствовать одной из формул (11), (17), (22). Координата искомой точки  $X_2^*$  может быть определена по  $Y_1$  или  $Y_2$  из формул, либо по графику линии равновесия.

Минимальный удельный расход чистого жидкого абсорбента определим по формуле:

$$l_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_2^* - X_1} \quad (35)$$

Обычно, если не заданы другие условия, принимают начальную относительную массовую долю поглощаемого компонента в абсорбенте равной нулю:  $X_1=0$ .

Удельный расход абсорбента обычно принимают выше минимального  $l > l_{\min}$ . Обычно его значение определяют в процессе технико-экономической оптимизации, так как

при изменении удельного расхода от  $l_{\min}$  до  $\infty$  имеют место конкурирующие влияния данного фактора на технико-экономические показатели установки. При увеличении расхода с одной стороны повышается средняя движущая сила абсорбции, что приводит к уменьшению габаритов абсорбера, а с другой стороны растут затраты на перекачку абсорбента, связанные с ростом гидравлических потерь. При снижении расхода абсорбента до  $l_{\min}$  средняя движущая сила уменьшается, что ведет в пределе к увеличению необходимой поверхности массопередачи до  $\infty$ , при этом требуется неограниченное увеличение габаритов абсорбера.

Массовый расход абсорбента будет равен  $L = l \cdot G$ . Назначив расход, определим выходное относительное массосодержание абсорбата в абсорбенте:

$$X_2 = X_1 + \frac{Y_1 - Y_2}{l} \quad (36)$$

Теперь можно окончательно построить рабочую линию процесса абсорбции.

Полученные аналитические выражения также могут быть применены при расчёте нестационарных периодических процессов абсорбции.

### Расчёт размеров абсорбционных аппаратов

Расчет абсорбционной колонны насадочного типа.

Необходимо в начале расчета задать исходные данные. Во-первых, к ним относятся, полученные выше функции линий равновесия фаз в системе и рабочей линии, расходы газовой и жидкой фазы. Во-вторых, необходимо определить физические свойства газа и жидкости при рабочих параметрах (температуре и давлении): плотности, коэффициенты вязкости и др. В-третьих, необходимо выбрать тип насадки и задать для нее параметры размеров элементов, удельной площади поверхности, пористости слоя насадки, коэффициент извилистости.

Режимы работы колонны зависят от скоростей движения газовой смеси и жидкости (абсорбента). Газ обычно движется через насадку снизу вверх навстречу стекающей по насадке жидкости. Для характеристики движения сред в колонне рассчитывают фиктивные средние скорости движения:

$$w_{\Gamma} = \frac{G}{\rho_{\Gamma} \cdot S_K} \quad (37)$$

$$w_{жс} = \frac{L}{\rho_{жс} \cdot S_K}, \quad (38)$$

где  $\rho_{\Gamma}$ ,  $\rho_{жс}$  – плотности газа и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$S_K$  – площадь поперечного сечения колонны, м<sup>2</sup>.

Главным геометрическим параметром, влияющим на гидравлические характеристики насадок, является эквивалентный диаметр:

$$d_{\text{э}} = \frac{4 \cdot \varepsilon \cdot \psi}{a}, \quad (40)$$

где  $\varepsilon$  - пористость слоя насадки;

$\psi$  - коэффициент извилистости;

$a$  - удельная площадь поверхности насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

Удельная площадь поверхности насадки изменяется в широких пределах: для деревянных хордовых – от 50 до 100 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>; для других – от 60 до 450 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>. Пористость или доля свободного объема насадок меняется: для хордовых – от 0,55 до 0,77; для беспорядочно уложенных керамических колец – от 0,7 до 0,8; для правильно уложенных колец – от 0,7 до 0,74.

Обычно скорость газа принимают, учитывая то, что она не должна превышать предел захлёбывания. Режим подвисяния - это режим торможения поднимающимся газом стекающей по насадке вниз жидкости при повышении скорости газа до начала подвисяния. При дальнейшем повышении скорости до предела подвисяния начинается режим захлёбывания. При скоростях газа, превышающих предел захлёбывания, течение жидкости обращается вспять и начинается унос ее газом. Работа насадочной колонны в режиме начала подвисяния считается оптимальной по образованию максимальной поверхности межфазного контакта и эффективности массоотдачи. Оценить скорость газа в колонне, соответствующую началу режима подвисяния, можно, например, по уравнению, рекомендованному в [1, с. 335]:

$$Re = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,43}, \quad (39)$$

где  $Re$  – критерий Рейнольдса;

$Ar$  – критерий Архимеда.

Определяем критерий  $Re_G$  для газа:

$$Re = \frac{w_G \cdot d_{\text{э}} \cdot \rho_G}{\mu_G}, \quad (40)$$

где  $\mu_G$  – коэффициент динамической вязкости газа, Па·сек.

Определим критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{g \cdot d_{\text{э}}^3 \cdot \rho_G^2}{\mu_G^2} \cdot \frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_G}{\rho_G}, \quad (41)$$

где  $g=9,81$  м/с<sup>2</sup> – ускорение свободного падения.

По формуле (39) сначала определяем  $Re$ , а затем скорость газа, соответствующую началу режима подвисяния:

$$w_G = Re \cdot \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot d_{\text{э}}} \quad (42)$$

Задаем значение скорости равное или несколько меньшее величины, найденной по формуле (42).

Определяем, задавшись значением скорости газа, площадь поперечного сечения колонны:

$$S_K = \frac{G}{\rho_G \cdot w_G} \quad (43)$$

Затем скорость жидкости, см. формулу (38).

Определяем критерий  $Re_G$  для газа:

$$Re_{\Gamma} = \frac{4 \cdot w_{\Gamma} \cdot \psi}{a \cdot \nu_{\Gamma}}, \quad (44)$$

где  $\nu_{\Gamma}$  – коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/сек.

Определяем критерий  $Re_{жс}$  для жидкости:

$$Re_{жс} = \frac{4 \cdot w_{жс} \cdot \psi}{a \cdot \nu_{жс}}, \quad (45)$$

где  $\nu_{жс}$  – коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/сек.

Для определения коэффициента массопередачи  $K_Y$ , кг/(м<sup>2</sup>·с), который отнесен к разности  $(Y - Y^*)$  относительного массодержания абсорбтива в газовой фазе, где  $Y^*$  – равновесное содержание соответствующее содержанию абсорбата  $X$  в жидкой фазе ( $Y^* = f(X)$ , т.е. на линии равновесия), по формуле:

$$K_Y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_Y} + \frac{m}{\beta_X}} \quad (46)$$

необходимо определить коэффициенты массоотдачи  $\beta_Y$  – со стороны газа, кг/(м<sup>2</sup>·с),  $\beta_X$  – со стороны жидкости, кг/(м<sup>2</sup>·с), а также коэффициент  $m$ .

Коэффициенты массоотдачи определяют по критериальным уравнениям, полученным на основе экспериментальных данных в виде уравнений регрессии.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе для насадочных колонн с орошаемой насадкой определяем по уравнению [1, с. 345]:

$$Nu_{D\Gamma} = 0,407 \cdot Re_{\Gamma}^{0,655} \cdot Pr_{D\Gamma}^{1/3} \cdot \left( \frac{H}{d_{\text{э}}} \right)^{-0,47}, \quad (47)$$

где  $Nu_{D\Gamma} = \frac{\beta_{\Gamma} \cdot d_{\text{э}}}{D_{\Gamma}}$  – диффузионный критерий Нуссельта;

$Pr_{D\Gamma} = \frac{\nu_{\Gamma}}{D_{\Gamma}}$  – диффузионный критерий Прандтля;

$\beta_{\Gamma}$  – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/с;

$D_{\Gamma}$  – коэффициент диффузии абсорбтива в газовой фазе, м<sup>2</sup>/с;

$H$  – высота рабочей части колонны (насадки).

При первом вычислении можно положить в (47)  $\left( \frac{H}{d_{\text{э}}} \right)^{-0,47} = 1$ .

После определения диффузионного критерия Нуссельта по ф-ле (47), вычисляем коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{\Gamma} = Nu_{D\Gamma} \cdot \frac{D_{\Gamma}}{d_{\text{э}}} \quad (48)$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для насадочных колонн определяем по уравнению [1, с. 345]:

$$Nu_{D_{жс}} = 0,00216 \cdot Re_{жс}^{0,77} \cdot Pr_{D_{жс}}^{0,5}, \quad (49)$$

где  $Nu_{D_{жс}} = \frac{\beta_{жс}}{D_{жс}} \cdot \left( \frac{\mu_{жс}^2}{\rho_{жс}^2 \cdot g} \right)^{1/3}$  - диффузионный критерий Нуссельта;

$\beta_{жс}$  - коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/с;

$\mu_{жс}$  - коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·сек.

В качестве определяющего размера в (49) принимается приведенная толщина пленки жидкости  $\delta_{жс} = \left( \frac{\mu_{жс}^2}{\rho_{жс}^2 \cdot g} \right)^{1/3}$ , м.

После вычисления диффузионного критерия Нуссельта по (49) определяем коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{жс} = Nu_{D_{жс}} \cdot \frac{D_{жс}}{\delta_{жс}} \quad (50)$$

Значения коэффициентов диффузии определяют по справочным данным или расчётным путём.

Для диффузии газа А в газе В (или наоборот) коэффициент диффузии, например, вычисляют по формуле [3, с. 288]:

$$D_{Г} = 0,042183 \cdot \frac{T^{3/2}}{p \cdot \left( \nu_A^{1/3} + \nu_B^{1/3} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где  $D_{Г}$  – коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с;

$T$  – температура, К;

$p$  – давление (абсолютное), Па;

$M_A, M_B$  – молярные массы газов А и В;

$\nu_A, \nu_B$  – молярные объёмы газов.

Для диффузии растворенного компонента (А) в жидкости (растворителе, В) коэффициент диффузии можно приближенно вычислить по формуле [3, с. 289]:

$$D_{жс} = \frac{10^{-6}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu} \cdot \left( \nu_A^{1/3} + \nu_B^{1/3} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где  $D_{жс}$  – коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с;

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости, мПа·с;

$M_A, M_B$  – молярные массы растворенного вещества (А) и растворителя (В);

$\nu_A, \nu_B$  – молярные объёмы растворенного вещества и растворителя;

$A, B$  – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя.

В разбавленных растворах коэффициент диффузии можно вычислить по формуле [3, с. 289]:

$$D_{жс} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{T \cdot \sqrt{\beta \cdot M}}{\mu \cdot \nu^{0,6}},$$

где  $D_{жс}$  – коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с;

$M$  – молярная масса растворителя, г/моль;

$\nu$  – молярный объем диффундирующего вещества, см<sup>3</sup>/моль;

$T$  – температура, К;

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости растворителя, мПа·с;

$\beta$  – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя.

Коэффициенты массоотдачи  $\beta_{г}$ ,  $\beta_{жс}$  отнесены к разности массовых концентраций, кг/м<sup>3</sup>. Чтобы вычислить коэффициенты массоотдачи  $\beta_{у}$ ,  $\beta_{х}$ , которые отнесены к разности массосодержаний, надо использовать формулы:

$$\beta_{у} = \beta_{г} \cdot \frac{P \cdot M_{ин}}{R \cdot T} \cdot \frac{1}{1 + \left( \frac{M_{ин}}{M_{к}} \right) \cdot \bar{Y}} \quad (51)$$

$$\beta_{х} = \beta_{жс} \cdot \frac{\rho_{жс}}{(1 + \bar{X}) \cdot (1 + \bar{X}^*)}, \quad (52)$$

где  $R=8310$  Дж/(моль·К) – универсальная газовая постоянная;

$T$  – температура, К;

$P$  – давление, Па;

$\bar{Y} = \frac{Y_1 + Y_2}{2}$  – среднее массосодержание абсорбтива в газовой фазе, кг/кг инертного газа;

$\bar{X} = \frac{X_1 + X_2}{2}$  – среднее массосодержание абсорбата в жидкой фазе.

Коэффициент  $m$  представляет отношение:

$$m = \frac{Y^*}{X},$$

которое определяется по линии равновесия. В формулу (46) подставляем среднее значение коэффициента:

$$m = 0,5 \cdot \left( \frac{Y^*(X_1)}{X_1} + \frac{Y^*(X_2)}{X_2} \right) \quad (53)$$

Рассчитываем по ф-ле (46) коэффициент массопередачи  $K_{у}$ .

Величину рабочей поверхности границы раздела фаз, через которую происходит массопередача определим по формуле:

$$F_{ap} = \frac{G}{K_Y} \cdot n_Y, \quad (54)$$

где  $G$  – расход через колонну газа-носителя (инертного), кг/с;

$K_Y$  – коэффициент массопередачи, кг/(м<sup>2</sup>·с);

$F_{ap}$  – величина рабочей площади массопередачи, м<sup>2</sup>;

$n_Y = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*}$  - число единиц переноса.

Определенный интеграл при расчете  $n_Y$  вычисляется в пределах от  $Y_2$  до  $Y_1$ , так как при абсорбции содержание абсорбтива в газовой фазе уменьшается ( $Y_2 < Y_1$ ). Вычисление интеграла в общем случае возможно численным методом. Для этого надо построить табличную зависимость подынтегральной функции  $\frac{1}{Y - Y^*}$  от  $Y$ , пользуясь уравнениями рабочей и равновесных линий процесса, либо получая точки с графиков.

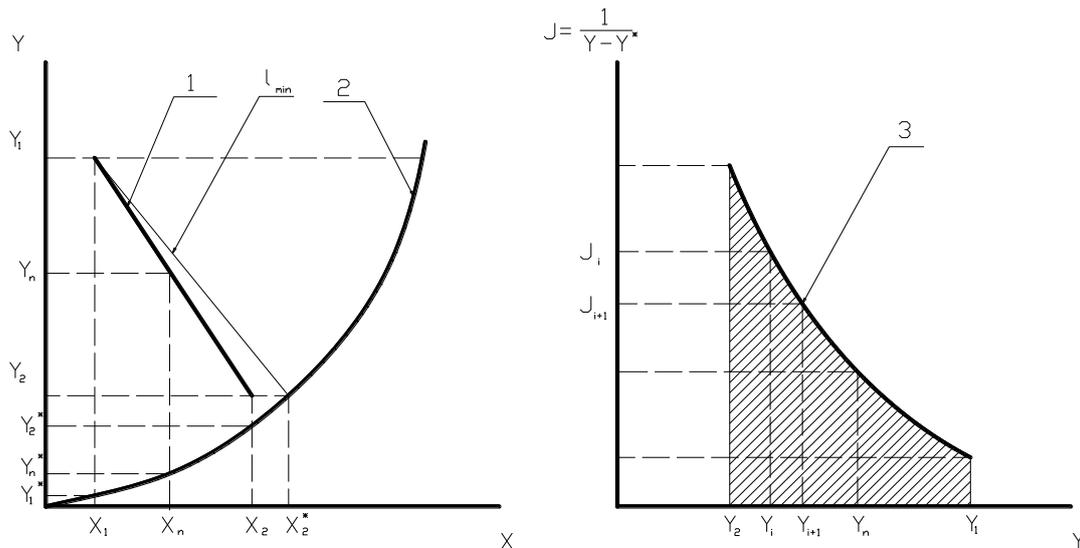
Общий вид таблицы см. ниже.

**Таблица**

$Y$	$Y_2$	...	$Y_n$	...	$Y_1$	Примечания
$X$	$X_2$	...	$X_n$	...	$X_1$	Имеется зависимость по рабочей линии процесса $Y = f(X)$
$Y^*$	$Y^*(X_2)$	...	$Y^*(X_n)$	...	$Y^*(X_1)$	Имеется зависимость по равновесной линии процесса $Y^* = f(X)$
$Y - Y^*$	$Y - Y^*(X_2)$	...	$Y - Y^*(X_n)$	...	$Y - Y^*(X_1)$	
$\frac{1}{Y - Y^*}$	$\frac{1}{Y - Y^*(X_2)}$	...	$\frac{1}{Y - Y^*(X_n)}$	...	$\frac{1}{Y - Y^*(X_1)}$	

$n$  – промежуточные точки разбиения интервала  $[Y_2; Y_1]$ .

На рис. 2 изображен процесс графического построения подынтегральной функции.



**Рисунок 2.** Графическое изображение определения  $n_Y$ . 1 – Рабочая линия; 2 – Линия равновесия 3 – подынтегральная функция

Определенный интеграл графически эквивалентен площади под кривой 3 – заштрихованная криволинейная трапеция. Эту площадь можно найти численно методом трапеций по приближенной формуле:

$$n_Y \approx \sum_K 0,5 \cdot (J_i + J_{i+1}) \cdot (Y_{i+1} - Y_i), \quad (55)$$

где  $K$  – число интервалов  $[Y_i; Y_{i+1}]$  разбиения интервала  $[Y_2; Y_1]$ .

Определив по (55) число единиц переноса, по формуле (54) определим рабочую площадь массопередачи. Она связана с геометрической площадью поверхности насадки по формуле:

$$F_{ap} = H \cdot S_K \cdot a \cdot \varphi, \quad (56)$$

где произведение  $H \cdot S_K \cdot a$  определяет геометрическую площадь поверхности насадки ( $H$  – высота;  $S_K$  – площадь поперечного сечения;  $a$  – удельная площадь поверхности насадки, приходящаяся на единицу ее объема);

$\varphi$  – коэффициент активности насадки или смачивания. Он обычно меньше 1 ( $\varphi < 1$ ).

При оптимальной степени орошения насадки жидкостью  $\varphi \approx 1$ . Оптимальную степень орошения можно оценить по формуле:

$$U_{opt} = b \cdot a,$$

где  $a$  – удельная площадь поверхности насадки;

$b$  – коэффициент, величина которого, например, при абсорбции аммиака водой составляет 0,158, а при абсорбции паров органических жидкостей водой принимается равным 0,093.

Надо сопоставить величину  $w_{жс}$  с  $U_{opt}$ :

при  $w_{жс} < U_{opt}$  величина  $\varphi < 1$ ;

при  $w_{жс} \geq U_{opt}$  величина  $\varphi \approx 1$ .

В первом случае можно оценить  $\varphi$  по формулам [4, кн. 2, с. 489]:

$$\varphi = 0,71 \cdot (\rho_{жс} \cdot w_{жс})^{1/3} \cdot \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{-m} - \text{ для колец размером 15-35 мм, загруженных}$$

беспорядочно, где  $\rho_{жс} \cdot w_{жс} = 0,14-5,6$  кг/(м<sup>2</sup>·с) – массовая скорость жидкости;  $\sigma=30-70$  мН/м – поверхностное натяжение жидкости;  $m = 1,42 \cdot d^{-0,7}$ , где  $d$  – номинальный диаметр кольца, см.

$\varphi = A \cdot (\rho_{жс} \cdot w_{жс})^{0,435} \cdot \sigma^{-n}$  - для колец Рашига и седел Берля размером 12,5-25 мм, загруженных беспорядочно, при плохой растворимости абсорбата, где  $n = b \cdot d^{-p}$ ; для колец  $A=2,26$ ,  $b=0,83$ ,  $p=0,48$ ; для седел  $A=0,767$ ,  $b=0,495$ ,  $p=0,98$ .

Из уравнения (56) можно определить рабочую высоту насадки:

$$H = \frac{F_{ap}}{S_k \cdot a \cdot \varphi}. \quad (57)$$

Для уточнения расчета следует вернуться к формуле (47), подставить полученное значение  $H$ , и повторить расчет.

Диаметр колонны определим по формуле:

$$d_k = \sqrt{\frac{4 \cdot S_k}{\pi}}. \quad (58)$$

### Заключение

Методика расчета абсорбционных аппаратов для очистки воздуха от газообразных и парообразных загрязнителей может помочь освоить основные принципы работы аппаратов абсорбционной очистки, методы расчета процессов и конструктивных параметров аппаратов. Скорость газа принимают, чтобы она не превышала предел захлёбывания, когда режим подвисяния определяется поднимающимся газом стекающей по насадке вниз жидкости при постепенном повышении скорости газа. При дальнейшем повышении скорости до предела подвисяния начинается режим захлёбывания. При скоростях газа, превышающих предел захлёбывания, течение жидкости обращается вспять и начинается унос ее газом. Работа насадочной колонны в режиме начала подвисяния считается оптимальной по образованию максимальной поверхности межфазного контакта и эффективности массоотдачи и оценить скорость газа в колонне, соответствующую началу режима подвисяния.

## ЛИТЕРАТУРА

1. А.Н. Плановский, П.И. Николаев. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Изд-во Химия, 2007, 493 с.
2. М.А. Адливанкина, М.Н. Борзых. Расчёт абсорбционных установок. Уч. пос., ГОУВПО «МГУС». – М, 2006, 65 с.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Уч. Пос. для вузов. 10-е изд. – Л: Химия, 1987, 576 с.
4. Гельперин Н.И. «Основные процессы и аппараты химической технологии». – М.: Химия, 1981. В двух книгах – 812 с., ил. – (серия «Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии»).
5. Лебедев В.В., Тыгер Л.М., Губанов Н.Н. Исследования нестационарных периодических процессов аэробной очистки сточных вод ЖКХ активным илом в циклотенках // Материалы Всероссийской заочной научно-практической конференции «АКТУАЛЬНЫЕ ПРОБЛЕМЫ ЭКОНОМИКИ И УПРАВЛЕНИЯ В СФЕРЕ ТУРИЗМА И СЕРВИСА» (проведенной в ФГБОУ ВПО «РГУТиС» 4 марта 2013 года). Сервис в России и за рубежом. 2014. Т. 8. № 4 (51). С. 117-129.
6. Губанов Н.Н., Чукалина Е.М., Иванов В.А. Совершенствование способов утилизации осадков сточных вод // Современные проблемы туризма и сервиса: Материалы Всероссийской научной конференции аспирантов и молодых ученых. – М.: ФГБОУ ВПО «РГУТИС», 2013 г. – 288 с.
7. Иванов В.А., Комаров Н.М., Крымская Е.Я., Панова М.В. Водные ресурсы России, модели метода их сохранения и вызовы проекта // [Электронный ресурс]: <http://publ.naukovedenie.ru> Интернет-журнал «НАУКОВЕДЕНИЕ» №6 (19). Выпуск 6, ноябрь – декабрь 2013 (дата обращения: 05.03.2014).

**Birger Evgeniy Vladimirovich**

Institute of World Economy and Informatization, Russia, Moscow  
E-mail: [info@iup.ru](mailto:info@iup.ru)

**Lebedev Vladimir Vladimirovich**

Russian State University of Tourism and Service, Russia, Moscow  
E-mail: [voval\\_matr@mail.ru](mailto:voval_matr@mail.ru)

**Zizyuk Aleksey Petrovich**

Russian State University of Tourism and Service, Russia, Moscow  
E-mail: [falsivates13@yandex.ru](mailto:falsivates13@yandex.ru)

**Ivanova Elena Vladimirovna**

Centre for Managing Problems of Resources Sparing and Waste Management, Russia, Mytishchi  
E-mail: [alyssa2004@mail.ru](mailto:alyssa2004@mail.ru)

## **Bases of designing of absorbers for clearing of air from gazo - and vaporous impurity**

**Abstract.** Dividing массообменные processes are widely applied in the industry. These processes, as a rule, carry out in devices of columned type.

They find wide application and in the technician of clearing of air in inhabited, public and industrial premises. Application абсорбционной clearings of air of gaseous impurity at the service enterprises is actual.

For designing of such installations the effective techniques accessible to application by technical experts are necessary.

In the present work the design procedure абсорбционных devices for clearing of air of gaseous and vaporous pollutants is presented.

Work can help experts and trained to master main principles of work of devices абсорбционной clearings, methods of calculation of processes and design data of devices.

**Keywords:** quantity of substance exchange processes; division of gas mixes; absorption; absorbent; absorbtiv; absorbat; border of section of phases; absorbers; a working line of process; number of units of carrying over; a factor quantity of substance transfer; the area of an interface of phases

## REFERENCES

1. A.N. Planovsky, P.I. Nikolaev. Processes and devices for chemical and petrochemical technology. - M: Publishing house Chemistry, 2007, page 493.
2. M.A. Adlivankina, M.N. Borzyh. Calculation of absorbent installations. Textbook of SEIHPЕ «MSSU». - M, 2006, page 65.
3. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. Samples and tasks for study of chemical technology's processes and apparatus. Textbook for high schools. 1'th edition. - I: Chemistry, 1987, page 576.
4. Gelperin N.I. «the Basic processes and devices of chemical technology». - M: chemistry, 1981. In two books – page 812, silt. - (Series «Processes and devices of chemical and petrochemical technology»).
5. Lebedev V.V., Tygler L.M., Gubanov M.M. Research of non-stationary periodic processes of aerobic wastewater purification by housing and public utilities by the use of active sludge cyclotenks. // Materials from All-Russian extramural scientific-practical conference “ACTIAL PROBLEMS OF ECONOMICS AND MANAGEMENT IN SPHERE OF TOURISM AND SERVICE”. (Event took place in FSBEI HPE “RGUTiS” from 04 March 2013) Service in Russia and abroad 2014 T. 8. № 4 (51). S. 117-129.
6. Gubanov N.N., Chukalina E.M., Ivanov V.A. Modernization of methods for utilization of wastewaters remainders // Modern problems of tourism and service: Materials from All-Russia scientific conference of post-graduates and young scientists – in FSBEI HPE “RGUTiS”, year 2013 – page 288.
7. Ivanov V.A., Komarov N.M., Krymskaya E.Ya., Panova M.V. Russia's water resources, models for methods of their saving and the project's challenges // "Electron resource": <http://publ.naukovedenie.ru>, Internet-hosted magazine “Naukovedenie”, №6 (19). Issue № 6, November – December 2013 (accessed date: 05.03.2014).