

А. Г. Лаптев, Р. Н. Хамидуллин

МЕТОД ОПРЕДЕЛЕНИЯ РЕЖИМНЫХ И КОНСТРУКТИВНЫХ ХАРАКТЕРИСТИК БАРБОТАЖНЫХ ТАРЕЛОК В АБСОРБЕРАХ ПО ЗАДАННОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ МАССОПЕРЕДАЧИ

Ключевые слова: абсорбция, барботаж, структура потока, массопередача, эффективность разделения.

Рассмотрена и решена задача инженерного расчета массопередачи на барботажных тарелках в абсорберах с целью определения режимных и конструктивных характеристик, обеспечивающих заданную степень разделения газовых смесей. Применяются модели идеального вытеснения газа и полного перемешивания жидкой фазы на провальных тарелках, а также на ситчатых небольшого диаметра. Представлен алгоритм и пример расчета по заданной эффективности массопередачи. В результате находятся скорость газа, диаметр абсорбера, расход жидкого поглотителя и высота статического столба жидкости, которые обеспечивают заданную эффективность массопередачи на тарелках с переливными устройствами (ситчатых, клапанных и др.) использована ячеечная модель гидродинамической структуры потока жидкой фазы. Дано сравнение с расчетом по модели идеального смешения. Установлено, что учетом структуры потоков расчет эффективности массопередачи получается на 5-7% выше, по сравнению с моделью идеального смешения по жидкой фазе, так как при идеальном смешении меньше движущая сила массообмена. Показана возможность учета неравномерности профиля скорости газа и градиента столба жидкости по длине тарелки при расчете эффективности разделения смеси. Разработанный метод расчета эффективности абсорбции может применяться при проектировании или модернизации аппаратов.

A. G. Laptev, R. N. Khamidullin

METHOD FOR DETERMINING THE MODE AND DESIGN CHARACTERISTICS OF BUBBLING PLATES IN ABSORBERS BASED ON THE SPECIFIED MASS TRANSFER EFFICIENCY

Keywords: absorption, bubbling, flow structure, mass transfer, separation efficiency.

The problem of engineering calculation of mass transfer on bubbling plates in absorbers is considered and solved in order to determine the operating and design characteristics that ensure a given degree of separation of gas mixtures. Models of ideal gas displacement and complete mixing of the liquid phase are used on sinkhole plates, as well as on small-diameter strainers. An algorithm and an example of calculation based on a given mass transfer efficiency are presented. As a result, the gas velocity, the diameter of the absorber, the flow rate of the liquid absorber and the height of the static column of liquid are determined, which ensure a given mass transfer efficiency, i.e. the degree of absorption of the component. To improve the accuracy of calculating the mass transfer efficiency on plates with overflow devices (strainers, valves, etc.), a cellular model of the hydrodynamic structure of the liquid phase flow was used. A comparison is given with the calculation based on the ideal mixing model. It has been found that, taking into account the flow structure, the calculation of mass transfer efficiency is 5-7% higher compared to the model of ideal mixing in the liquid phase, since with ideal mixing the driving force of mass transfer is less. It is shown that it is possible to take into account the unevenness of the gas velocity profile and the gradient of the liquid column along the length of the plate when calculating the separation efficiency of the mixture. The developed method for calculating the absorption efficiency can be used in the design or modernization of devices.

Введение

В развитии теоретических основ математического моделирования процессов массопередачи большую роль играют фундаментальные исследования в области гидродинамики и массообмена. За последние годы в области технологии, где используются среды с различного рода включениями: пузырьками, каплями, частицами, достигнут значительный прогресс. Тем не менее, до сих пор ощущается недостаток в инженерных расчетах достоверных физических и математических моделей для описания разнообразных процессов контакта фаз и массопереноса между ними. Продуктивным методом исследования сложных технологических процессов является математическое моделирование гидродинамической структуры потока, которое при незначительных временных и ма-

териальных затратах позволяет получить достоверные результаты, определить пути совершенствования оборудования и перспективы его развития [1-3].

Изучение массопередачи в барботажных абсорберах усложняется изменением поверхности контакта между фазами в зависимости от гидродинамических условий, таких как скорость газа и плотность орошения. При этом трудно установить влияние указанных факторов в отдельности на поверхность контакта и на коэффициент массопередачи. При моделировании барботажных абсорберов обычно пользуются объемными коэффициентами массоотдачи, отнесенными к единице рабочей площади тарелок [3-5].

Причем наибольшее применение получили математические модели массообмена в турбулентном барботажном слое при допущениях идеального вытеснения газа и полного перемешивания жидкой фазы. Такие допущения справедливы для провальных (противоточных) тарелок или с перекрестным

потоком в колоннах небольшого диаметра при интенсивном режиме барботажа, т.е. пенным. Причем если допущение при идеальном вытеснении газа физического обосновано, то полное перемещение жидкой фазы в объеме всего барботажного слоя не всегда выполняется из гидродинамических неравномерностей и эффективность массопередачи в таких случаях снижается.

Для повышения эффективности выполняются исследования прямоточно-струйных тарелок [6], тарелок с поропластовыми контактными устройствами [7], а также других типов [8-12].

Целью данной статьи является применение моделей гидродинамической структуры потоков газовой и жидкой фаз при заданной эффективности абсорбции для выбора режимных и конструктивных характеристик провальных тарелок и тарелок с перекрестным потоком фаз (ситчатых и клапанных) при решении задач проектирования, а также расчет эффективности тарелок при диагностике промышленных абсорберов заданных конструкций.

Математическая модель

К массообменным тарелкам с перекрестным током газа и жидкости относятся в первую очередь ситчатые, также клапанные и колпачковые. Следует отметить, что ситчатые и клапанные многоточечные тарелки применяются многие десятилетия для разделения смесей и несмотря на это и в настоящее время, наряду со струйными и комбинированными тарелками, используются для процессов ректификации, абсорбции, охлаждения и очистки газов от дисперсной фазы. Например, ситчатые тарелки характеризуются простотой конструкции и при правильном выборе режима барботажа имеют высокую эффективность. Клапанные тарелки в основном применяются с перекрестно-прямоточным движением фаз в зависимости от гидродинамического режима. Упрощенными вариантами исполнения клапанных тарелок являются фиксированные элементы (так называемые «замороженные клапаны») VG-10 KOCH-GLITSCH LP, которые имеют высокую эффективность только при повышенных нагрузках по газовой фазе, т.к. при малых скоростях газа происходит провал жидкости.

Для определения эффективности массопередачи на барботажных тарелках в основном применяются численные методы и математические модели гидродинамической структуры потоков. Численные методы связаны с решением системы дифференциальных уравнений гидродинамики и тепломассообмена с частными производными и чаще применяются в научно-исследовательских задачах или предпроектной разработке новых конструкций контактных устройств. Следует отметить, что при применении программных пакетов молодые проектировщики или научные работники и аспиранты не всегда четко понимают механизмы явлений переноса в двухфазных средах, а рассчитывают аппараты по принципу «черного ящика». Следовательно, не вникая глубоко в физические процессы в аппарате можно иногда получить не достоверные данные по эффективности про-

цессов. В инженерных расчетах целесообразно использовать математические модели гидродинамической структуры потоков: диффузионная, ячеечная и комбинированные, которые позволяют с достаточной точностью быстро выполнять вычисления эффективности разделения смесей. В данной работе применяется подход [13,14] определения эффективности тепло- и массообмена при конденсационном охлаждении газов в барботажном слое, а также с учетом масштабного перехода [15,16] для расчета процесса абсорбции.

Основные выражения для расчета тарелок

Схемы взаимодействия фаз на провальной тарелке, а также с перекрестным током показаны на рис. 1.

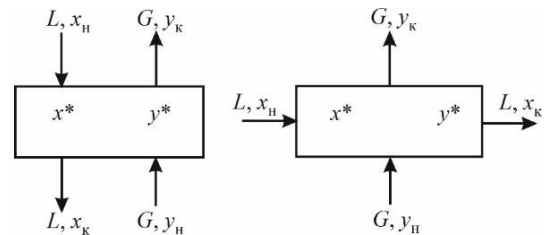


Рис. 1 – Схемы взаимодействия газовой и жидкой фазы на провальной тарелке и на тарелке с перекрестным током

Fig. 1 – Schemes of interaction between the gas and liquid phases on a failure plate and on a cross-flow plate

Для определения режимных и конструктивных характеристик барботажных тарелок в техническом задании указываются: G – массовый расход газовой смеси, кг/с; y_n – начальная концентрация извлекаемого компонента; y_k – требуемая концентрация на выходе с тарелки; начальная концентрация компонента в жидком поглотителе на входе – x_n ; вид поглотителя. Требуется определить расход поглотителя, выбрать тип тарелки и найти режимные и конструктивные характеристики обеспечивающие заданную эффективность абсорбции.

Эффективность массопередачи в газовой E_G и жидкой E_J фазах записывается в виде

$$E_G = \frac{y_n - y_k}{y_n - y^*(x_k)}, E_J = \frac{x_k - x_n}{x^*(y_k) - x_n}, \quad (1)$$

где y_n, y_k – начальное и конечное значения концентрации компонента в газе на входе на тарелку и выходе из барботажного слоя; x_n, x_k – начальное и конечное значения концентрации компонента в жидкости на входе на тарелку (у приемной планки) и выходе у сливной планки; y^*, x^* – равновесные концентрации. На провальной тарелке x_n, x_k – концентрации на входе сверху и выходе из барботажного слоя снизу (рис 1).

Выражения (1) записаны исходя из достигнутых показателей к максимально возможному.

Уравнение материального баланса

$$M = G(y_H - y_K) = L(x_K - x_H). \quad (2)$$

где M – поток массы компонента; L – массовый расход жидкой фазы, кг/с; G – массовый расход газовой фазы, кг/с.

Равновесная концентрация при линеаризованной линии равновесия

$$y^* = mx + b, \quad (3)$$

где m – константа фазового равновесия (коэффициент распределения m_{yx}). Значения константы m и коэффициента b зависят от равновесных характеристик разделяемой смеси [1].

Из выражения (1) и (2) запишем соотношение между эффективностью процессов

$$\frac{E_G}{E_J} = \frac{L(x^* - x_H)}{G(y_H - y^*)}. \quad (4)$$

Согласно модели идеального вытеснения газа и полного перемешивания жидкой фазы, на тарелке локальная эффективность массопередачи по известному выражению имеет вид

$$E_T = 1 - \exp(-N_{ог}), \quad (5)$$

где $N_{ог} = K_{ог}F / G$ – число единиц переноса; F – площадь поверхности контакта фаз, м²; $K_{ог}$ – средний коэффициент массопередачи, кг/(м²с);

Если эффективность массопередачи задана при проектировании тарелки, то имеем

$$N_{ог} = \ln \left(\frac{1}{1 - E_T} \right) \quad (6)$$

и отсюда требуемое значение произведения

$$K_{ог}F = N_{ог}G. \quad (7)$$

Уравнение аддитивности фазовых сопротивлений массообмена

$$\frac{1}{K_{ог}F} = \frac{1}{\beta_G F} + \frac{m}{\beta_J F}. \quad (8)$$

где β – коэффициент массоотдачи, м/с;

Здесь необходимо пояснить, что для барботажных тарелок чаще применяются полуэмпирические выражения, которые дают сразу произведение $\beta F / (S_T \rho_T) = \beta_f$, где β_f – коэффициент массоотдачи отнесенный к рабочей площади S_T тарелки, т.е. экспериментальное значение β_f , м/с.

Можно использовать выражения, полученное Г.П. Соломахой для ситчатой и провальной тарелок

$$Sh_T = A Re_T^{0,72} We^{-0,25} Sc_T^{0,5}, \quad (9)$$

где $A = 2,5$ – для ситчатой тарелки; $A = 1,53$ – для провальной; $Sh_T = \beta_{Tf} \chi / D_T$ – число Шервуда; $Re_T = w_T \chi / \nu_T$ – число Рейнольдса; w_T – средняя скорость газа отнесенная к рабочей площади тарелки, м/с; β_{Tf} – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, отнесенный к рабочей площади тарелки, м/с; $We = \sigma / (h_{ст}^2 \rho_{ж} g)$ – число Вебера; $h_{ст}$ – среднее значение статического столба жидкости, м; $\chi = \sqrt{\sigma / \rho_{ж} g}$ – капиллярная постоянная, м; σ – поверхностное натяжение, Н/м; $Sc_T = \nu_T / D_T$ – число

Шмидта; D_T – коэффициент молекулярной диффузии, м²/с; ν_T – кинематический коэффициент молекулярной вязкости, м²/с.

В жидкой фазе на ситчатой тарелки число Шервуда

$$Sh_{ж} = 540 Re_{ж}^{0,29} Sc_{ж}^{0,45}, \quad (10)$$

где $Sh_{ж} = \beta_{жf} h_{ст} / D_{ж}$; $Re_{ж} = w_T h_{ст} / \nu_{ж}$; $Sc_{ж} = \nu_{ж} / D_{ж}$.

При идеальном вытеснении газа средняя концентрация в барботажном слое $y_{ср} = (y_H + y_K) / 2$.

При заданной эффективности E_T (1) концентрация на выходе тарелки

$$y_K = y_H - E_T (y_H - y^*), \quad y^* = f(x_K). \quad (11)$$

Концентрация в жидкой фазе на выходе с тарелки из уравнения (2)

$$x_K = x_H + \frac{G}{L} (y_H - y_K), \quad (12)$$

Согласно принятой модели идеального смешения $x_{ср} = x_K$.

Пример расчета при проектировании ситчатой тарелки для процесса абсорбции воздушно-аммиачной смеси водой при температуре $T = 20^\circ\text{C}$ и давлении 1,0 атм. (абсол).

Начальная концентрация аммиака в воздухе $y_H = 0,1$ кг/кг, массовый расход $G = 1,0$ кг/с; начальная концентрация аммиака в воде $x_H = 0$. Требуемая концентрация на выходе с тарелки $y_K = 0,02$ кг/кг. Константа равновесия $m = 0,66$ (масс. доли_ж масс. доли_г). Эффективность извлечения (1) $E_T = 0,9$ (90%). Степень извлечения $\eta = (y_H - y_K) / y_H = 0,8$.

Требуется определить расход поглотителя (воды) L , кг/с, режимные и конструктивные характеристики ситчатой тарелки, обеспечивающие заданную эффективность абсорбции E_T .

Алгоритм расчета при проектировании тарелок

1. Поток массы (2) $M = 0,08$ кг/с.
2. Из выражения (1) равновесная концентрация (при $y_{ср}^* > 0$)

$$y_{ср}^* = y_H - \frac{y_H - y_K}{E_T} = 0,011 \text{ кг/кг}. \quad (13)$$

3. При идеальном смешении $x_K = x_{ср}$. Из уравнения баланса при $x_K = x_{ср}$ и $x_H = 0$ расход воды $L = M / (x_K - x_H)$, или отсюда $L = mM / y_{ср}^*$, где $m = 0,66$. Тогда имеем $L = 4,8$ кг/с или $V_{ж} = 17,3$ м³/ч, ($V_{ж} = 3600L / \rho_{ж}$) – объемный расход воды.

4. При заданной эффективности E_T из выражения (6) получим $N_{ог} = 2,3$, отсюда при $G = 1$ кг/с

имеем произведение (7) $K_{ор}F = 2,3 \text{ кг}/(\text{м}^3 \text{ с})$ или $K_{ор}F / \rho_{г} = 2,1 \text{ м}^3/\text{с}$, $\rho_{г} = 1,1 \text{ кг}/\text{м}^3$ – плотность газовой смеси.

5. Далее из уравнения массопередачи $M = K_{ор}F \Delta y_{ср}$ вычисляется поток массы, где средняя движущая сила массопередачи $\Delta y_{ср} = (\Delta y_{\delta} - \Delta y_{м}) / \ln(\Delta y_{\delta} / \Delta y_{м})$; $\Delta y_{\delta} = y_{н} - y_{ср}^*$; $\Delta y_{м} = y_{к} - y_{ср}^*$. Получаем $\Delta y_{\delta} = 0,0889 \text{ кг}/\text{кг}$; $\Delta y_{м} = 0,0089 \text{ кг}/\text{кг}$ и $\Delta y_{ср} = 0,03478 \text{ кг}/\text{кг}$. Тогда получаем $M = 0,08 \text{ кг}/\text{с}$, что подтверждает правильность решения, т.к. значение M совпало с уравнением баланса (2).

6. Важной задачей является определение $K_{ор}F$ по выражению (8) до требуемого значения $K_{ор}F = 2,3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \text{ с})$. Для заданных условий принимается (или находится по известным выражениям) средняя скорость газа в колонне $w_{г}$, м/с (для ситчатой тарелки $w_{г} \approx 1,0 \text{ м}/\text{с}$) и задается значение статического столба жидкости $h_{ст}$, м (например $h_{ст} \approx 0,025 \text{ м}$). Далее по математической модели [3] или критериальным выражением (9), (10) вычисляются значения $\beta_{гF}$ и $\beta_{жF}$. Следует отметить, что выражения различных авторов дают возможность вычислять раздельно средние коэффициенты массоотдачи и площадь межфазной поверхности, а также сразу произведение βF . Например в большинстве критериальных выражениях βF относится к рабочей площади тарелки и обозначается $\beta_f = \beta F / S_{г}$, (м/с).

При абсорбции аммиака водой основное сопротивление массопередачи сосредоточено в газовой фазе, тогда для этого частного случая имеем $K_{ор}F \approx \beta_{гF}$.

Диаметр колонны равен

$$D_{к} = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho_{г} w_{г}}}. \quad (14)$$

При $w_{г} = 1,0 \text{ м}/\text{с}$, получаем $D_{к} = 1,07 \text{ м}$. Выбираем стандартную ситчатую тарелку типа ТС-Р диаметром $D_{к} = 1,2 \text{ м}$, с площадью сечения колонны $S_{к} = 1,13 \text{ м}^2$ и рабочей площадью тарелки $S_{г} = 1,07 \text{ м}^2$. Уточняем скорость газа $w_{г} = G / (\rho_{г} S_{к})$, получаем $w_{г} = 0,8 \text{ м}/\text{с}$. Ситчатая тарелка при таком режиме работает в устойчивом гидродинамическом режиме с незначительным брызгоуносом.

Число Рейнольдса газа $Re_{г} = 131$, число Шмидта $Sc_{г} = 0,7$. Задавая высоту столба жидкости $h_{ст}$ далее по выражению (9) находим число Шервуда и коэффициент массоотдачи $\beta_{гf} = Sh_{г} D_{г} / \chi$, до совпадения с расчетным в пункте 4. Т.е. должно быть $\beta_{гf} = 2,1 / 1,07 = 1,96 \text{ м}/\text{с}$. При $h_{ст} = 0,03 \text{ м}$, из (9) получаем $\beta_{гf} = 1,98 \text{ м}/\text{с}$, т.е. расчет коэффициента мас-

соотдачи закончен. Далее по известным эмпирическим выражениям [1,8] для ситчатых тарелок при $w_{г} = 0,8 \text{ м}/\text{с}$ и $V_{ж} = 17,3 \text{ м}^3/\text{час}$ находится значение высоты переливной перегородки, обеспечивающей столб жидкости $h_{ст} = 0,03 \text{ м}$.

Например, если эффективность тарелки задать $E_{г} = 0,85$ (а не 0,9), расход воды резко увеличится и составит $L = 8,9 \text{ кг}/\text{с}$ ($32 \text{ м}^3/\text{ч}$). Если $E_{г} = 0,8$, то равновесная концентрация получается $y_{ср}^* = 0$, а при $E_{г} < 0,8$ становится отрицательной. Следовательно, массообменная эффективность $E_{г} = 0,9$ задана правильно и обеспечивается выбранным режимом работы ситчатой тарелки. При снижении заданной концентрации $y_{к}$ на выходе из барботажного слоя для рассмотренного примера $y_{к} < 0,01$ из выражения (11) получается $y^* > y_{н}$, т.е. нарушается условие массообмена. Следовательно, для достижения $y_{к} < 0,01$ требуется применение 2-3 тарелок и расчет должен выполняться в итерационном цикле по предложенному алгоритму.

Алгоритм расчета тарелки в действующем абсорбере

В промышленности часто возникают задачи диагностики эффективности работающих абсорберов с целью выбора вариантов модернизации конструкции и оптимизации технологического режима. Далее рассмотрен порядок расчета барботажной тарелки в абсорбере при заданных расходах газа, жидкости и диаметра аппарата при идеальном вытеснении газа и полном перемешивании жидкости.

1. Вычисляется скорость газа $w_{г} = G / (\rho_{г} S_{к})$, высота статического столба жидкости в зависимости от скорости газа, расхода жидкости и высоты сливной планки (на тарелках с переливами).

2. Далее находятся значения чисел Шервуда $Sh_{г}$, $Sh_{ж}$, коэффициентов массоотдачи $\beta_{гf}$, $\beta_{жf}$ и число единиц переноса $N_{ор}$.

3. Вычисляется эффективность массопередачи по газовой фазе $E_{г}$ (5).

4. Для определения конечных значений концентраций в газовой и жидкой фазах решается система уравнений (11), (12) с условиями равновесия (3). Находится степень извлечения целевого компонента $\eta = (y_{н} - y_{к}) / y_{н}$ и сравнивается с данными действующего абсорбера по результатам промышленной эксплуатации. Если эффективность абсорбции в промышленном аппарате ниже расчетной, то разрабатываются научно-технические решения по модернизации или изменению технологического режима. В первую очередь исследуется влияние расхода жидкого поглотителя на степень извлечения компонента. На рис. 2 показано влияние расхода жидкости на концентрацию компонента $y_{к}$ на выходе с тарелки при различных эффективностях мас-

сопередачи E_T . Очевидно, что при повышении расхода поглотителя эффективность массообмена увеличивается, т.е. концентрация извлекаемого компонента на выходе понижается.

5.

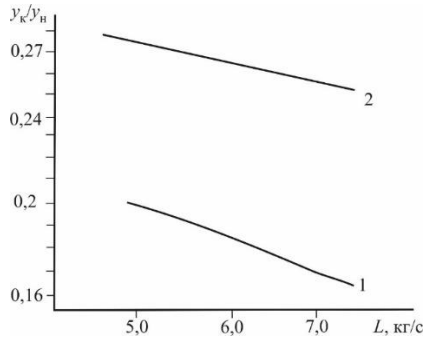


Рис. 2 – Зависимость безразмерной концентрации аммиака на выходе с ситчатой тарелке от расхода жидкой фазы. Эффективность E_T : 1–0,9; 2–0,8.

Полное перемешивание жидкости и идеальное вытеснение газа

Fig. 2 – Dependence of the dimensionless ammonia concentration at the outlet of the sieve plate on the flow rate of the liquid phase. Efficiency E_T : 1–0.9; 2–0.8. Complete mixing of the liquid and perfect displacement of the gas

Далее рассматривается ячеечная модель гидродинамической структуры потока жидкой фазы, применение которой дает возможность повысить точность расчета эффективности массопередачи на тарелке.

Ячеечная модель гидродинамической структуры барботажного слоя

При наличии гидродинамических неоднородностей, вызванных как режимом барботажа, так и конструкцией массообменной тарелки с переливными устройствами принятое полное перемешивание жидкой фазы не всегда выполняется, и для описания структуры потоков применяются диффузионная, ячеечная (секционная) или комбинированные математические модели [1-3,8]. Диффузионная двух или однопараметрическая модель с коэффициентами перемешивания, которые характеризуют дисперсию потоков, имеют вид дифференциальных уравнений и из-за записи с объемным межфазным источником массообмена далеко не всегда имеют аналитическое решение. Ячеечная модель фактически является упрощенной формой записи диффузионной модели в конечных разностях, где обратное перемешивание учитывается за счет числа условных ячеек с полным перемешиванием жидкой фазы и идеальным вытеснением газовой. Причем число ячеек связано с числом Пекле (критерием Боденштейна) приближенной зависимостью $Pe \approx 1,25(2n-1)$ при $1 < Pe < 10$, при $Pe > 10$, $n \approx Pe / 2$, где $Pe = lu_{cp} / D_{II}$ – число Пекле, где l – линейный размер, м; D_{II} – коэффициент обратного (продольного) перемешивания, м²/с; u_{cp} – средняя скорость среды, м/с.

Перемешивание потоков исследуется экспериментально путем импульсного ввода индикатора на вход контактного устройства и снятия функции отклика на выходе.

В рассмотренной ниже постановке ячеечная модель может учесть также неоднородность скорости газового потока по ячейкам за счет изменения коэффициента массопередачи и соответственно массообменной эффективности в ячейках. Следует отметить, что расчет коэффициентов массоотдачи с учетом неравномерности профиля скорости на входе в барботажный слой в продольном направлении тарелки, а также градиента уровня жидкости возможно с применением математической модели [3,14,16]. Критериальные выражения (например, (9)) не дают такой возможности, т.к. из эксперимента получены среднеинтегральные значения коэффициентов массоотдачи для всего барботажного слоя.

Для составления ячеечной модели условно разделим плоскость тарелки в продольном направлении (от входа к выходу жидкости) на ряд ячеек с полным перемешиванием жидкой фазы и идеальным вытеснением газа. Между ячейками перемешивания нет и происходит небольшой скачок концентраций компонентов. Схема деления на ячейки дана на рис 3.

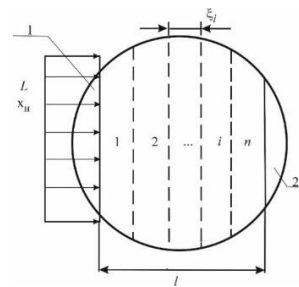


Рис. 3 – Вид тарелки сверху с делением на ячейки полного перемешивания. 1 – приемное устройство жидкости; 2 – сливное устройство; ξ_i – длина i -ой ячейки, м

Fig. 3 – View of the plate from above with division into cells of complete mixing. 1 – liquid receiving device; 2 – drain device; ξ_i – length of the i -th cell, m

Для i -ой ячейки запишем систему уравнений, используя выражения для эффективности процесса разделения смеси в ячейке и материального баланса

$$y_{ki} = y_{ni} - E_{Ti}(y_{ni} - y_i^*), \tag{15}$$

$$x_{ki} = x_{ni} + \frac{G_i}{L}(y_{ni} - y_{ki}), \tag{16}$$

$$y_i^* = mx_{ki}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \tag{17}$$

Так как в межтарельчатом пространстве, т.е. выше барботажного слоя и до входа газа на следующую тарелку происходит практически полное перемешивание в газовой фазе, то $y_{ni} = y_{ncp}$, где y_{ncp} – среднее значение концентрации компонента на выходе из барботажного слоя с нижней тарелки. Расход жидкой фазы L (кг/с) имеет одинаковое значение для всех ячеек, а расход газа G_i в i -ой ячейке зависит от

площади S_i ячейки и равен $G_i = w_{Ti} \rho_T S_i$, где площадь S_i (m^2) в i -ой ячейки. Если ячейки имеют одинаковую площадь, по $G_i = G/n$, кг/с при условии равномерного профиля скорости газа в колонне и небольшого градиента уровня жидкости.

При применении как диффузионной, так и ячеечной моделей важное значение имеет достоверное определение числа Пекле, характеризующее обратное перемешивание потоков. В литературе известно довольно большое количество эмпирических выражений для чисел Пекле и ячеек полного перемешивания [8]. Для рассмотренного выше примера с ситчатой тарелкой, диаметром $D_K = 1,2$ м, $G = 1$ кг/с; при повышении расхода $L = 6,0$ кг/с, расчеты показывают число ячеек $n \approx 3 - 5$. Причем, по экспериментам различных авторов одна ячейка наблюдается у приемной планки с безразмерной длиной $\xi_1 / l \approx 0,25$; одна в центре тарелки где $\xi_2 / l \approx 0,5$ и одна у сливной перегородки $\xi_3 / l \approx 0,25$, где $l = 1,0$ м – длина пути жидкости (расстояние от приемной планки к сливной); ξ_i – длина ячейки, м. Тогда имеем $G_1 = 0,25$ кг/с; $G_2 = 0,5$ кг/с и $G_3 = 0,25$ кг/с, где $G = G_1 + G_2 + G_3 = 1,0$ кг/с в рассмотренном выше примере.

Средняя концентрация на выходе из барботажного слоя будет равна

$$y_{k\text{cp}} = \frac{\sum_{i=1}^n y_i G_i}{G} \quad (18)$$

Для рассмотренного примера ($n=3$, $L=6,0$ кг/с) $y_{k\text{cp}} = 0,0146$ кг/кг, а при идеальном смешения жидкости $y_{k\text{cp}} = 0,0182$ кг/кг. Отсюда степень извлечения, соответственно имеют значения $\eta = 0,854$ и $\eta = 0,818$. Например при расходе воды $L=4,8$ кг/с получаем $y_{k\text{cp}} = 0,017$ кг/кг, а при идеальном смешении жидкости $y_k = 0,02$ кг/кг.

Диаметр клапанной тарелки, по сравнению с примером для ситчатой $D_K = 1,2$ м, можно взять меньше т.е. $D_K = 1,0$ м (шесть рядов клапанов). Число ячеек, согласно известным рекомендациям, можно принять равным числу рядов клапанов. Расчет при $n=6$ расчет дает значение $y_{k\text{cp}} = 0,0165$ кг/кг.

Число Шервуда для клапанной тарелки вычисляется по выражению

$$Sh_T = 0,392 Re_T^{1,0} We^{-0,27} Sc_T^{0,5}, \quad (19)$$

где в качестве характерного размера в критериях подобия Sh_T , Re_T и We принимается средняя высота столба жидкости h_{CT} .

Таким образом, учет гидродинамической обстановки в жидкой фазе с применением ячеечной модели показывает, что реальная эффективность степени извлечения компонента выше, чем дает расчет при условии идеального перемешивания жидкости,

так как движущая сила массопередачи при идеальном смешении минимальная.

Результаты расчетов профилей концентраций аммиака в газовой и жидкой фазах по длине тарелки при $E_T = 0,9$ представлены в таблице 1.

Таблица 1 - Профиль концентрации аммиака в газовой и жидкой фазах по длине клапанной тарелки ($n=6$) при $y_n=0,1$ кг/кг; $x_n=0$; $G=1,0$ кг/с; $L=4,8$ кг/с; $E_T = 0,9$

Table 1 -Ammonia concentration profile in the gas and liquid phases along the length of the valve plate ($n=6$) at $y_n=0,1$ kg/s; $x_n=0$; $G=1,0$ kg/s; $L=4,8$ kg/s; $E_g = 0,9$

	y_{iK}	x_{iK}	y_{i*}
1	0,0118	0,00306	0,002
2	0,0136	0,006	0,00396
3	0,0153	0,0089	0,0059
4	0,0169	0,01178	0,00777
5	0,0216	0,0196	0,0129
6	0,0232	0,0223	0,0147
	$y_{k\text{cp}} = 0,0171$	$x_{k\text{cp}} = 0,0121$	$y_{cp}^* = 0,00787$

Из полученных профилей концентраций следует $E_T = (y_n - y_{k\text{cp}}) / (y_n - y_{cp}^*) = 0,9$, что соответствует заданной ($y_{cp}^* = mx = 0,008$ кг/кг). Следовательно расчет выполнен правильно. Эффективность по жидкой фазе $E_{ж} = (x_k - x_n) / (x_k^* - x_n)$, где $x_k^* = y_{k\text{cp}} / m = 0,025$, тогда $E_{ж} = 0,484$.

Для обеспечения заданной эффективности абсорбции при расчете выбиралось значение статического столба жидкости h_{CT} в критериальных выражениях для числа Sh_T , значение $\beta_T F$, соответственно число единиц переноса N_{OT} , которые обеспечивают требование по эффективности разделения $E_T = 0,9$. Для клапанной тарелке установлено $h_{CT} = 0,27$ м, а для ситчатой $h_{CT} = 0,03$ м.

Перепад давления газа на ситчатой тарелке $\Delta P_T = 465$ Па, при $S_K = 1,13$ м²; $w_K = 0,8$ м/с; $h_{CT} = 0,03$ м; $d_0 = 0,003$ м, при свободном сечении тарелок 10 %.

На клапанной тарелке $\Delta P_T = 485$ Па, при $S_K = 0,78$ м², $w_K = 1,11$ м/с; $h_{CT} = 0,027$ м; число клапанов – 48.

Таким образом, клапанная тарелка имеет некоторые преимущества перед ситчатой по диаметру колонны при близком значении перепада давления.

Заключение

В результате выполненных исследований с применением математических моделей гидродинамической структуры потоков газа и жидкости на барботажных тарелках разработан алгоритм и показан пример расчета режимных и конструктивных характеристик ситчатых и клапанных тарелок для процесса аб-

сорбции газов. При заданной эффективности степени извлечения определяется расход поглотителя, число единиц переноса, коэффициент массопередачи и поток массы поглощаемого компонента и далее режимные и конструктивные характеристики тарелок. С применением ячеечной модели структуры потока вычисляются профили концентраций компонента в жидкой и газовой фазах по длине пути жидкости и уточняется степень извлечения с учетом гидродинамической структуры потока. Установлено, что по сравнению с расчетом по модели идеального смешения жидкой фазы расчет с применением ячеечной модели дает выше значение эффективности на 5-7%. Показано преимущество клапанной тарелки перед ситчатой по размеру тарелки с практически одинаковым перепадом давления.

Предложенный метод расчета эффективности абсорбции газов может применяться при проектировании или модернизации тарельчатых абсорберов в различных отраслях промышленности.

Исследование выполнено за счет гранта Российского научного фонда № 25-29-00129, <https://rscf.ru/project/25-29-00129/>

Литература

1. Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент. Процессы и аппараты химической технологии Москва : Издательство Юрайт, – 1242. (2025).
2. А.Б. Голованчиков, Н.А. Прохоренко, Н.А. Мерецков. ВолгГТУ. Волгоград. 168. (2020).
3. А. Г. Лаптев, М.М. Башаров, Е. А. Лаптева. 2-е издание, исправленное. – Старый Оскол : Тонкие наукоемкие технологии, – 288. (2025).
4. V. V. Bepalov, L. A. Belyaev, L. S. Kuchman Simulation of surface-type condensing units for heat recovery from the flue gas with air heating. MATEC Web Conf. 91. (2017).
5. С. Н. Boyadjiev, R. B., Dzhonova D. B., Popova-Krumova P. G., Stefanova K. V., Pavlenko A. N., Zhukov V. E., Slesareva E. Yu. Bulg Chem. Commun. 52. 74-79. (2020).
6. Н. В. Шибитова, М. Ву, Л. В. Гушина. Современные наукоемкие технологии. 10-1. 222-226. (2019).
7. П. С. Васильев, К. В. Черикова, А. А. Шагарова, Л. С. Рева. Вестник МГТУ. 25, 3. 259-269. (2022)
8. Рамм В.М. Абсорбция газов – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: РГБ. 655. (2009)
9. Н. А. Войнов, А. С. Фролов, А. В. Богаткова, Д. А. Земцов, О. П. Жукова. Теоретические основы химической технологии, 53, 6, 622-633. (2019)
10. С. В. Карпеев, В.А. Кузнецов, Е.В. Капрович // Вестник Технологического университета. 28, 4. 76-83. (2025).
11. А. В. Толстых, Ю. Н. Дорошенко, А. А. Устинов. Евразийское Научное Объединение. 2-2(72). – С. 107-108. (2021).
12. Д. Л. Литовских, С. К. Чуракова. Булатовские чтения. 2. 167-170. (2021).
13. А. G. Laptev, E. A. Lapteva. Journal of Engineering Physics and Thermophysic. 96, 1320–1328. (2023).
14. А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева, С. У. О. Аласгарли Вестник Технологического университета. 27, 11. 151-158. (2024).
15. А. G. Laptev, E. A. Lapteva. Journal of Engineering Physics and Thermophysic. 88, 4. 806-814. (2015).
16. Е. А. Лаптева, С. У. О. Аласгарли, В. А. Ключкова // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. 27, 1. 126-138. (2025).

References

1. Yu. A. Komissarov, L. S. Gordeev, D. P. Vent. Processes and apparatus of chemical technology Moscow: Yurayt Publishing House, - 1242. (2025).
2. A.B. Golovanchikov, N.A. Prokhorenko, N.A. Meretskov. VolgaGTU. Volgograd. 168. (2020).
3. A. G. Laptev, M. M. Basharov, E. A. Lapteva. 2nd edition, revised. - Stary Oskol: Thin science-intensive technologies, - 288. (2025).
4. V. V. Bepalov, L. A. Belyaev, L. S. Kuchman Simulation of surface-type condensing units for heat recovery from the flue gas with air heating. MATEC Web Conf. 91. (2017).
5. С. Н. Boyadjiev, R. B., Dzhonova D. B., Popova-Krumova P. G., Stefanova K. V., Pavlenko A. N., Zhukov V. E., Slesareva E. Yu. Bulg Chem. Commun. 52. 74-79. (2020).
6. N.V. Shibitova, M. Wu, L.V. Gushchina. Modern science-intensive technologies. 10-1. 222-226. (2019).
7. P. S. Vasiliev, K. V. Chirikova, A. A. Shagarova, L. S. Reva. Bulletin of MSTU. 25, 3. 259-269. (2022)
8. V.M. Ramm. Gas Absorption - 2nd ed., Revised and add. - M.: RSL. 655. (2009)
9. N. A. Voynov, A. S. Frolov, A. V. Bogatkova, D. A. Zemtsov, O. P. Zhukova. Theoretical foundations of chemical technology, 53, 6, 622-633. (2019)
10. S.V. Karpeev, V.A. Kuznetsov, E.V. Kaprovich // Herald of Technological University. 28, 4. 76-83. (2025).
11. А. В. Tolstykh, Yu. N. Doroshenko, А. А. Ustinov. Eurasian Scientific Association. 2-2(72). - S. 107-108. (2021).
12. D. L. Litovskikh, S. K. Churakova. Bulat readings. 2. 167-170. (2021).
13. А. G. Laptev, E. A. Lapteva. Journal of Engineering Physics and Thermophysic. 96, 1320–1328. (2023).
14. А. G. Laptev, E. A. Lapteva, S. U. O. Alasgarli Herald of Technological University. 27, 11. 151-158. (2024).
15. А. G. Laptev, E. A. Lapteva. Journal of Engineering Physics and Thermophysic. 88, 4. 806-814. (2015).
16. Е. А. Lapteva, S. U. O. Alasgarli, V. A. Klochkova // News of higher educational institutions. Energy issues. 27, 1. 126-138. (2025).

© **А. Г. Лаптев** – д.т.н. профессор каф. «Инженерная экология и безопасность труда» Казанский государственный энергетический университет, Казань, Россия, tvt_kgeu@mail.ru; **Р. Н. Хамидуллин** – доцент, к. т. н., доцент кафедры «Процессы и аппараты химической технологии» Казанский национальный исследовательский технологический университет, Казань, Россия. 434@mail.ru.

© **A. G. Laptev** – Doctor of Sciences (Technical Sci.), Professor of the Department of Engineering Ecology and Occupational Safety at Kazan Power Engineering University, Kazan, Russia, tvt_kgeu@mail.ru; **R. N. Khamidullin** – PhD (Technical Sci.), Associate Professor, Department of Processes and Apparatuses of Chemical Technology, Kazan National Research Technological University, Kazan, Russia. 434@mail.ru.

Дата поступления рукописи в редакцию – 28.08.25.

Дата принятия рукописи в печать – 23.12.25.