

УДК 66.094.3.661.721.727.1

МАССОПЕРЕДАЧА МЕЖДУ ФАЗАМИ В ПРОЦЕССЕ АБСОРБЦИИ



MASS TRANSFER BETWEEN PHASES IN THE ABSORPTION PROCESS

Гасанов Алекбер Агасаф оглы

доктор технических наук, профессор,
заведующий кафедрой «Нефтехимическая технология
и промышленная экология»,
Азербайджанский государственный университет
нефти и промышленности
alakbar48-48@mail.ru

Аннотация. Изучены массопередача между фазами. Определены скорости массопередачи для ламинарного пограничного слоя. При известной профили скорости жидкости предложена формула для вычисления скорости массопередачи. Предложены уравнения для определения концентрации на межфазовой поверхности, коэффициента массопередачи в газовой фазе. Для всех видов диффузии предложены формулы определения коэффициентов массопередачи в фазах.

Ключевые слова: скорость, массопередача, коэффициент, диффузия, фаза, уравнение.

Hasanov Alakper Agasef oglu

Doctor of Technical Sciences,
Professor, Head of the Department
«Petrochemical Technology and
Industrial Ecology»,
Azerbaijan State Oil and Industry University
alakbar48-48@mail.ru

Annotation. Mass transfer between phases has been studied. The rates of mass transfer for the laminar boundary layer are determined. With the known profiles of the fluid velocity, a formula is proposed for calculating the mass transfer rate. Equations are proposed for determining the concentration at the interface, the mass transfer coefficient in the gas phase. For all diffusion, formulas for determining the coefficients of mass transfer in phases are proposed.

Keywords: speed, mass transfer, coefficient, diffusion, phase, equation.

При переносе вещества из одной фазы в другую через межфазовую поверхность сопротивление в массопередаче в каждой из фаз, как видно из рисунке 1 вызывает градиент концентрации [1].

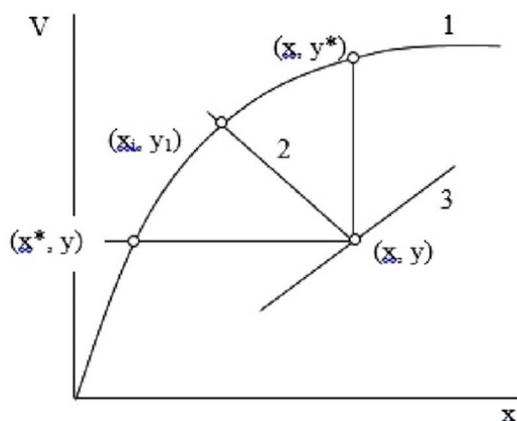


Рисунок 1 – Локальные равновесные концентрации для точки в противоточной колонне:
1 – кривая равновесия $y^* = F(x)$; 2 – наклон $(-k_{ж}/k_{г})$; 3 – рабочая линия

Скорость массопередачи изменяется по времени и может быть выражена для ламинарного пограничного слоя, с помощью уравнения (1).

$$K_{ж} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D}{\tau}}, \quad (1)$$

где $K_{ж}$ – коэффициент массопередачи в жидкой фазе, моль/сек·см²·моль/см³;
 D – коэффициент диффузии, см²/сек; τ – время контакта фаз, сек.

В ламинарном потоке жидкости между соседними слоями происходит только за счет молекулярной диффузии. Если профиль скорости жидкости известен, то для не-

которых случаев возможно вычислить скорость массопередачи в потоке жидкости с помощью основных уравнений молекулярной диффузии [2].

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 C}{\partial l^2},$$

где l – линейный размер.

Концентрации диффундирующего вещества в области, непосредственно прилегающей к поверхности раздела фаз, не равны, но обычно предполагают, что их соотношение определяется законом термодинамического равновесия.

Скорость массопередачи можно также выразить через уравнение (2), где скорость пропорциональна разности концентраций в ядре потока и на поверхности раздела фаз [3].

$$K_{\text{ж}} = \sqrt{DS_{\text{обн}}}, \quad (2)$$

где $S_{\text{обн}}$ – относительная скорость обновления поверхности.

Это уравнение довольно хорошо согласуется с данными абсорбции газов, полученными при падающей ламинарной струи жидкости и для жидкостных пленок, в стекающих коротких пленочных колоннах. В последнем случае коэффициент, вычисленный по уравнению (1), оказывается на 15 % выше экспериментального. Уравнение (1), применимо только в том случае, если диффундирующие молекулы проникают не на всю толщину слоя жидкости. Следовательно, необходимо ограничиваться коротким временем контакта фаз [3].

Таким образом, получаем:

$$N_a = k_{\text{ж}}(x - x_i) = k_{\text{г}}(y_i - y), \quad (3)$$

где N_a – скорость массопередачи, кмоль/ч·м²; $k_{\text{г}}$ – коэффициент массопередачи в газовой фазе, кмоль/ч·м²·кмоль/кмоль; x – мольная концентрация в массе жидкости; x_i – мольная концентрация в жидкости на межфазовой поверхности; y – мольная концентрация в массе газа; y_i – мольная концентрация в газе межфазовой поверхности.

Это уравнение может быть использовано для определения концентраций на межфазовой поверхности, соответствующих любым значениям x и y , при условии, что известно отношение коэффициентов [4]. Таким образом,

$$\frac{y_i - y}{x - x_{i\text{а}}} = \frac{k_{\text{ж}}}{k_{\text{г}}} = \frac{LH_{\text{г}}}{GH_{\text{ж}}}, \quad (4)$$

где L и G – молярная массовая скорость жидкости и газа, кмоль/ч·м²; $H_{\text{ж}}$ и $H_{\text{г}}$ высота единицы переноса, отнесенная к сопротивлению в жидкой и в газовой фазе, м.

Уравнения (4) можно решить графически, построив график для равновесного состава газа и жидкости и нанеся на него точку, соответствующую концентрации в массе x и y (рис. 2).

При расчете аппаратуры необходимо определить скорость массопередачи по известным или рассчитанным величинам коэффициента массотдачи и концентрации в массе [5].

Если зависимость $y_i = F(x_i)$ достаточна проста, т.е. представляет собой прямую линию, то скорость массопередачи пропорциональна разности между рабочей концентрацией в данной фазе и такой концентрацией в той же фазе, которая будет находиться в равновесии с содержанием этого компонента в другой фазе. Для газовой фазы эта разность равняется $y^* - y$, а для жидкой $x - x^*$. В этом случае нет необходимости определять состав фаз на поверхности раздела. Это положение подтверждается следующей зависимостью [6].

$$N_a = k_{\text{г}}(y_i - y) = k_{\text{ж}}(x - x_i) = k_{\text{г}}(y^* - y), \quad (5)$$

где $k_{\text{г}}$ – общий коэффициент массопередачи в газовой фазе; y^* – состав газовой фазы равновесный с x в соответствии с уравнение (4) [7].

$$\frac{1}{K_{\Gamma}} = \frac{1}{K_{\Gamma}} \frac{(y^* - y)}{(y_i - y)} = \frac{1}{K_{\Gamma}} + \frac{1}{K_{\Gamma}} \frac{(y^* - y_i)}{(y_i - y)} = \frac{1}{K_{\Gamma}} + \frac{1}{K_{\Gamma}} \left(\frac{y^* - y_i}{x - x_i} \right). \quad (6)$$

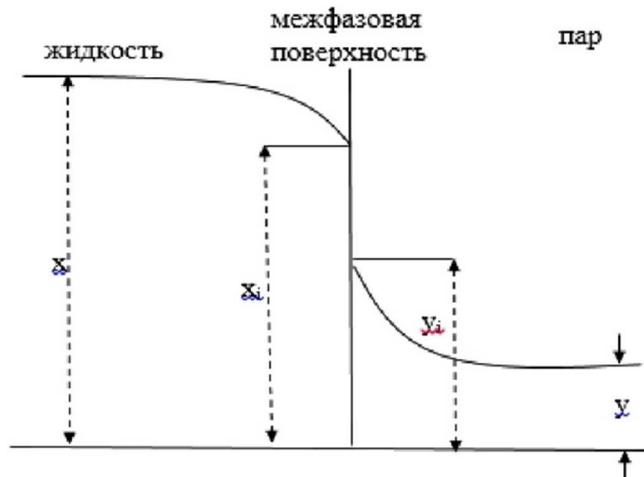


Рисунок 2 – Распределение концентраций вблизи межфазовой поверхности

Если, равновесная зависимость прямолинейна, то выражение в скобках представляет собой тангенс угла ее наклона m . Таким образом,

$$\frac{1}{K_{\Gamma}} = \frac{1}{K_{\Gamma}} + \frac{m}{K_{\Gamma}}. \quad (7)$$

Если размерность движущей силы, по которой установлен K_{Γ} , выразить через концентрацию в жидкой фазе в киломолях растворенного вещества на кубический метр, а размерность движущей силы для K_{Γ} – через парциальное давления в атмосферах, то уравнения (7) примет вид [8]:

$$\frac{1}{K_{\Gamma}} = \frac{1}{K_{\Gamma}} + \frac{1}{m_c K_{\Gamma}}, \quad (8)$$

где m_c – модифицированная константа Генри кмоль/м³.

Когда равновесная зависимость непрямолинейная, то нет логических оснований для использования коэффициента массопередачи. В таком случае для определения скорости массопередачи необходимо рассчитывать концентрации на межфазовой поверхности.

Экспериментально определенная скорость массопередачи в массообменных аппаратах выражается в виде массопередачи даже в тех случаях, когда равновесная зависимость криволинейна. Метод следует считать чисто эмпирическим, так как теоретические соображения указывают, что в этих условиях скорость массопередачи не может изменяться прямо пропорционально общей разности концентраций $(y^* - y_i)$ и $(x - x^*)$ на всех концентрационных уровнях, хотя в каждой взятой определенной фазе скорости могут быть пропорциональны разности концентраций $(x - x_i)$ и $(y_i - y)$ [9].

В большинстве типов массообменных аппаратов (насадочных или распылительных) истинную поверхность массопередачи определить невозможно. По этой причине, выражая экспериментально найденную скорость массообмена через коэффициент массопередачи, обычно удобнее относить его к единице объема аппарата, чем к единице межфазовой поверхности [10]. Такой объемный коэффициент обозначается $K_{\Gamma a}$, $K_{\Gamma ж a}$ и т.п. (где a – межфазовая поверхность к единице объема аппарата). Экспериментально определяемые изменения объемных коэффициентов обуславливается не только изменением скорости потока, типа насадки и т.п., но и возможными значительными колебаниями величины, а также как и значений K .

Коэффициенты массопередачи может быть рассчитаны по уравнениям:

$$\frac{1}{K_{\Gamma a}} = \frac{1}{K_{\Gamma a}} + \frac{m}{K_{\Gamma a}}, \quad (9)$$

$$\frac{1}{\kappa_{га}} = \frac{1}{\kappa_{га}} + \frac{1}{m_c \kappa_{жа}}, \quad (10)$$

$$\frac{1}{\kappa_{жа}} = \frac{1}{\kappa_{жа}} + \frac{1}{m \kappa_{га}}, \quad (11)$$

$$\frac{1}{\kappa_{жа}} = \frac{1}{\kappa_{жа}} + \frac{m_c}{\kappa_{га}}. \quad (12)$$

Изменение величины m при переходе от одной системы к другой обусловленное широкими пределами растворимости газов в жидкостях, оказывает существенное влияние на выбор типа массообменной аппаратуры [11].

Выводы: Предложены формулы для расчета скорости массопередачи со временем для ламинарного пограничного слоя, от концентраций в ядре потока и на поверхности раздела фаз.

Предложено уравнение для расчета скорости массопередачи при проникновении диффундирующих молекул не на всю толщину слоя жидкости.

Предложены формулы для определения концентраций на межфазовой поверхности, при условии, что известно отношение коэффициентов массопередачи.

Для всех случаев диффузии предложены формулы определения коэффициентов массопередачи в фазах.

Литература

1. Haich, Pigford, Ind. Eng. Chem, FundQuart., 1, 1962. – P. 209.
2. Altunbas A., Ktlbaliyev G., Ceylan K. Eddy diffusivity of particles in turbulent flow in rough cannels // J. Aerosol Sci., 2002. – Vol. 33. – № 7. – P. 1075–1086.
3. Emulsification in turbulent flow / N. Vannova [et al.] // Journal of Colloid and Interface Science, 2007. – Vol. 312. – № 2. – P. 363–374.
4. Prince M., Blanch H., Bubble coalescence and break-up in air-spaced columns // AIChE J. – 1990. – Vol. 36. – P. 1485–1492.
5. Бронштейн Б.Я., Щеголев В.В. Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах. – Л. : Химия, 1988. – 336 с.
6. Drop break up in turbulent flow downstream of a restriction / S. Galinat [et al.] // Chem. Eng. Sci., 2005. – Vol. 60. – № 23. – P. 6511–6532.
7. Liao Y. Lucas D.A. literature review of theoretical models for drop and bubble breakup in turbulent dispersions // Chem. Eng. Sci., 2009. – Vol. 64. – № 15. – P. 3389–3398.
8. Amuda O.S., Ibrahim A.O. // African J. Biotechnol. – 2006. – Vol. 5. – № 16. – P. 1483–1487.
9. Patel H., Vashi P.T. // Eur. J. Chem. – 2010. – Vol. 7. – № 4. – P. 1483–1487.
10. Gasanov A.A. // Eur. Appl. Sci. – 2014. – № 4. – P. 96–100.
11. Chang I.S., Clech P.I., Jfferson B., Judd S. // J. Environ. Eng. – 2002. – Vol. 128. – № 11. – P. 1018–1029.

References

1. Haich, Pigford, Ind. Eng. Chem, FundQuart., 1, 1962. – P. 209.
2. Altunbas A., Ktlbaliyev G., Ceylan K. Eddy diffusivity of particles in turbulent flow in rough cannels // J. Aerosol Sci., 2002. – Vol. 33. – № 7. – P. 1075–1086.
3. Emulsification in turbulent flow / N. Vannova [et al.] // Journal of Colloid and Interface Science, 2007. – Vol. 312. – № 2. – P. 363–374.
4. Prince M., Blanch H., Bubble coalescence and break-up in air-spaced columns // AIChE J. – 1990. – Vol. 36. – P. 1485–1492.
5. Bronstein B.Y., Shchegolev V.V. Hydrodynamics, Mass and Heat Exchange in Column Devices. – L. : Chemistry, 1988. – 336 p.
6. Drop break up in turbulent flow downstream of a restriction / S. Galinat [et al.] // Chem. Eng. Sci., 2005. – Vol. 60. – № 23. – P. 6511–6532.
7. Liao Y. Lucas D.A. literature review of theoretical models for drop and bubble breakup in turbulent dispersions // Chem. Eng. Sci., 2009. – Vol. 64. – № 15. – P. 3389–3398.
8. Amuda O.S., Ibrahim A.O. // African J. Biotechnol. – 2006. – Vol. 5. – № 16. – P. 1483–1487.
9. Patel H., Vashi P.T. // Eur. J. Chem. – 2010. – Vol. 7. – № 4. – P. 1483–1487.
10. Gasanov A.A. // Eur. Appl. Sci. – 2014. – № 4. – P. 96–100.
11. Chang I.S., Clech P.I., Jfferson B., Judd S. // J. Environ. Eng. – 2002. – Vol. 128. – № 11. – P. 1018–1029.