3.1.3 Построение диффузионной однопараметрической модели процесса абсорбции

Однопараметрическая диффузионная модель процесса абсорбции строится по аналогии с предыдущим случаем. Отличие заключается в том, что в уравнениях материального баланса учитывается составляющая массовых потоков на входе в элементарный объем и выходе из него, связанная с продольным перемешиванием. Таким образом, в приращениях уравнения материального баланса запишутся:

$$h_G F\varphi\Delta h\cdot\Delta Y = GY\Delta t - G(Y+\Delta Y)\Delta t - D_G\rho_G F\varphi\frac{dY}{dh}\Delta t + D_G\rho_G F\varphi\frac{d(Y+\Delta Y)}{dh}\Delta t - \\ - K_Y F\varphi\Delta h(Y-Y^*)\Delta t \qquad (3.17)$$

$$h_L F\varphi\Delta h\Delta X = L(X+\Delta X)\Delta t - LX\Delta t - D_L\rho_L F\varphi\frac{d(X+\Delta X)}{dh}\Delta t + D_L\rho_L F\varphi\frac{dX}{dh}\Delta t + \\ + K_X F\varphi\Delta h(X^*-X)\Delta t \qquad (3.18)$$

где ρ_G, ρ_L – плотность газовой и жидкой фаз, $\left[\frac{кг}{м^3}\right]$; D_G, D_L – коэффициенты продольного перемешивания по газовой и жидкой фазе, $\left[\frac{м^2}{с}\right]$.

От уравнений в приращениях можно перейти к дифференциальным уравнениям, если выполнить деление на $F\varphi\Delta h\Delta t$ и перейти к пределу при $\Delta t\to 0$ и $\Delta h\to 0$. Окончательно получим:

$$h_G\frac{\partial Y}{\partial t} = -G\frac{\partial Y}{\partial h} + D_G\rho_G\frac{\partial^2 Y}{\partial h^2} - K_Y(Y-Y^*) \qquad (3.19)$$

$$h_L\frac{\partial X}{\partial t} = L\frac{\partial X}{\partial h} - D_L\rho_L\frac{\partial^2 X}{\partial h^2} + K_X(X^*-X) \qquad (3.20)$$

При выводе уравнений принималось, что коэффициенты продольного перемешивания и плотности фаз не изменяются по высоте аппарата.

3.1.4 Построение математического описания процесса абсорбции на основе диффузионной модели с застойными зонами

При применении указанных гидродинамических моделей необходимо выявить цепь обменных процессов между газовой и жидкой фазами в застойной и проточной части аппарата.

Примем, что застойные части образуют зоны по жидкой фазе (образование застойных зон по газовой фазе маловероятно). Примем следующую замкнутую цепь обменных процессов в аппарате: газовая фаза проточная зона потока жидкости, застойная зона потока жидкости, газовая фаза (рис. 3.3), где K_V, K_1, K_2 – объемные коэффициенты массопередачи.

Запишем диффузионную модель с застойными зонами. С этой целью выделим элементарный объем и примем закон сохранения массы.

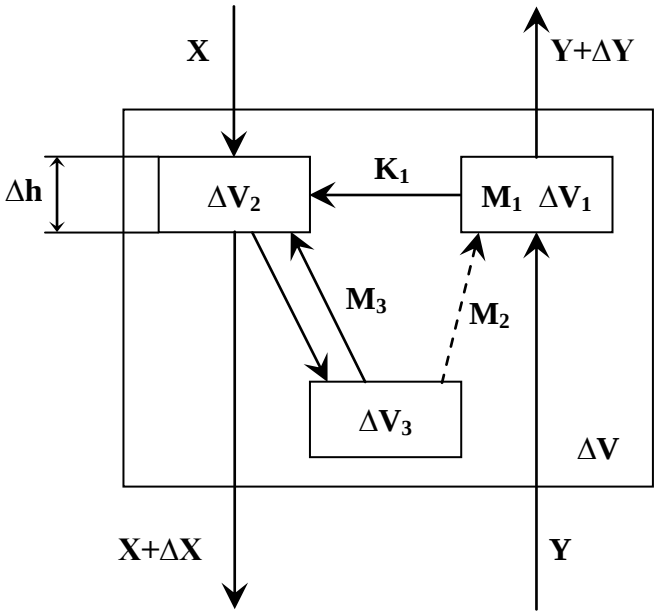

Рис. 3.3. Схематическое изображение массопереноса

ΔV_1 – объем, занимаемый газовой фазой, ΔV_2 – объем, занимаемый жидкой фазой, ΔV_3 – объем застойных зон, $\Delta V_1+\Delta V_2$ – проточная часть аппарата, $\Delta V_1+\Delta V_2+\Delta V_3=F\varphi\Delta h=\Delta V$ – выделенный элементарный объем, $F\varphi$ - свободное сечение насадки.

Для определения объемов ΔV_1, ΔV_2, ΔV_3 введем величины: $H_г$ – относительный объем, занимаемый газовой фазой; $\varepsilon_{зз}$ – относительный объем , занимаемый застойными зонами. Используя эти величины ΔV_1, ΔV_2, ΔV_3 определим из соотношений:

$$\Delta V_1 = H_г \Delta V = H_г F\varphi\Delta h \qquad (3.21)$$

$$\Delta V_3 = \varepsilon\Delta V = \varepsilon F\varphi\Delta h \qquad (3.22)$$

$$\Delta V_2 = \Delta V - \Delta V_1 - \Delta V_3 = (1 - H_г - \varepsilon)F\varphi\Delta h \qquad (3.23)$$

Для определения массовых потоков M_1 и M_2 (рис.3.3) воспользуемся основным уравнением массопередачи (3.1). Для определения массового потока M_3 используем уравнение Щукарева

$$M_3 = K_1\Delta V(X - X_{зз}) \qquad (3.24)$$

где X – концентрация вещества в жидкой фазе для проточной части аппарата, $X_{зз}$ – концентрация вещества в застойной зоне, ΔV – элементарный объем массообменного пространства.

Для получения материального баланса по газовой фазе примем к объему ΔV_1 (рис. 3.3) закон сохранения массы.

$$\Delta M = \Delta V_1\rho_G\Delta Y = M_K^{вх}\Delta t + M_d^{вх}\Delta t - M_K^{вых}\Delta t - M_d^{вых}\Delta t - M_1\Delta t + M_2\Delta t \qquad (3.25)$$

или:

$$H_г F\varphi\rho_G\Delta h\Delta Y = GY\Delta t - D_G\rho_G F\varphi\frac{dY}{dh}\Delta t - G(Y - \Delta Y)\Delta t + D_G\rho_G F\varphi\frac{d(Y + \Delta Y)}{dh}\Delta t - \\ - K_V F\varphi\Delta h(Y - Y^*)\Delta t + K_2(Y_{зз}^* - Y)\Delta t F\varphi\Delta h \qquad (3.26)$$

Аналогично для жидкой фазы в проточной части аппарата получим уравнение:

$$\Delta M = \Delta V_2\rho_L\Delta X = M_K^{вх}\Delta t + M_d^{вх}\Delta t - M_K^{вых}\Delta t - M_d^{вых}\Delta t + M_1 - M_3 \qquad (3.27)$$

или

$$(1-\varepsilon-H_г)F\varphi\rho_L\Delta h\Delta X = L(X+\Delta X)\Delta t\cdot D_L\rho_L F\varphi\frac{d(X+\Delta X)}{dh}\Delta t -$$
$$-L_X\Delta t + D_L\rho_L F\varphi\frac{dX}{dh}\Delta t + K_Y F\varphi\Delta h(Y-Y^*)\Delta t - \tag{3.28}$$
$$-K_1 F\varphi\Delta h(X-X_{33})\Delta t$$

Для застойной зоны принимается идеальное перемешивание, поэтому

$$\frac{dM}{dt} = M_3 - M_2 \tag{3.29}$$

или

$$\frac{d}{dt}(\Delta V_3 X_{33}\rho_{33}) = -K_2(Y_{33}^* - Y)\Delta V + K_1(X - X_{33})\Delta V \tag{3.30}$$

Окончательно математическое описание будет иметь вид

$$H_2\rho_G\frac{\partial Y}{\partial t} = -G\frac{\partial Y}{\partial h} + D_G\rho_G\frac{\partial^2 Y}{\partial h^2} - K_V(Y-Y^*) + K_2(Y_{33}^* - Y) \tag{3.31}$$

$$(1-\varepsilon-H_2)\rho_L\frac{\partial X}{\partial t} = L\frac{\partial X}{\partial h} - D_L\rho_L\frac{\partial^2 X}{\partial h^2} + K_V(Y-Y^*) - K_1(X-X_{33}) \tag{3.32}$$

$$(1-\varepsilon)\frac{dX_{33}}{dt} = -K_2(Y_{33}^* - Y) + K_1(X - X_{33}) \tag{3.33}$$

3.1.5 Построение модели в случае неизотермической абсорбции

При построении предыдущих моделей предполагалось, что теплотой растворения газовой фазы в жидкой можно пренебречь. Построим модель при условии, что теплотой растворения пренебречь нельзя. Рассмотрим один случай, когда распределение масс и энергии в потоках описывается моделью идеального вытеснения. Примем, что при растворении 1 кг газа выделяется q [Дж] тепла.

Если теплотой растворения пренебречь нельзя, то уравнения материального баланса дополняются одним уравнением теплового баланса, которое записывается для жидкой фазы. Обычно принимают, что вследствии большой теплоемкости жидкой фазы (по сравнению с газовой при достаточно большом объемном расходе газовой фазы) все тепло от растворения идет на нагревание жидкой фазы (газовая фаза не успевает нагреться). Поэтому записывают тепловой баланс для жидкой фазы.

В соответствии с рис. 3.2 в сечении I-I температура равна T+ΔT, а в сечении II-II - T, поэтому уравнение теплового баланса будет иметь вид:

$$\Delta Q = h_L F\varphi\Delta h C_P\Delta T = LC_P(T+\Delta T)\Delta t - LC_P T\Delta t + qK_X F\varphi\Delta h(X^* - X) \tag{3.34}$$

Это уравнение можно переписать в дифференциальном виде:

$$h_L C_P\frac{\partial T}{\partial t} = LC_P\frac{\partial T}{\partial h} + qK_X(X^* - X) \tag{3.35}$$

где, L имеет размерность [кг\(м^{2}с)].