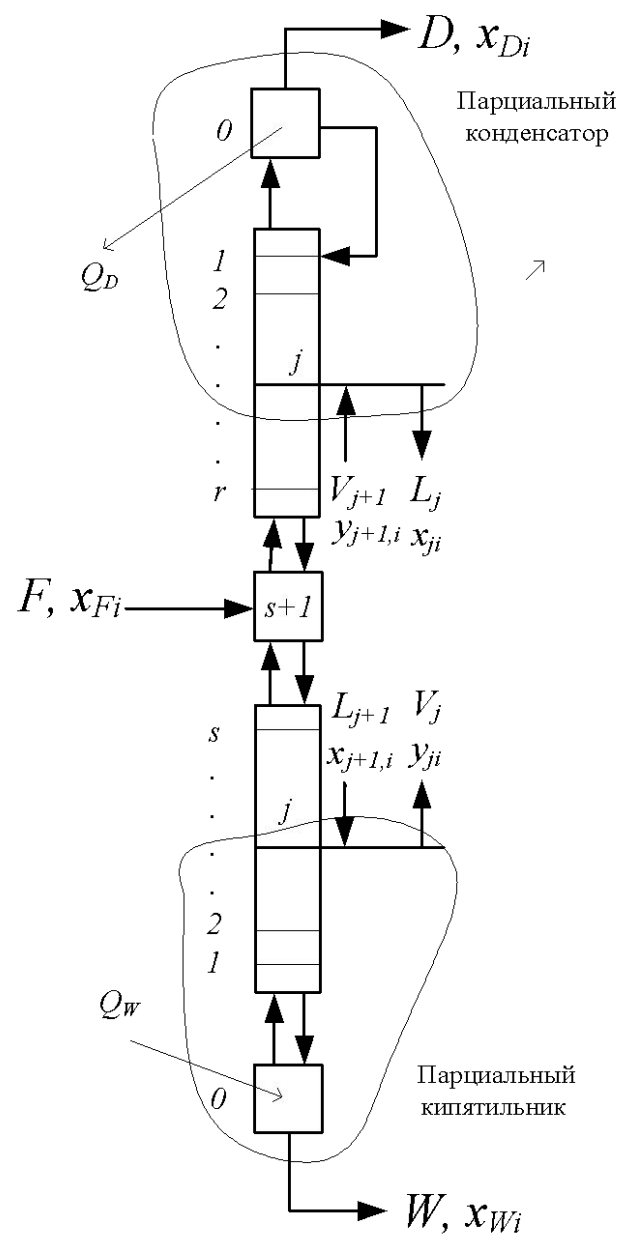


Математическая модель колонны многокомпонентной ректификации

Примем следующие допущения:

- колонна имеет парциальный конденсатор и парциальный кипятильник;
- тарелки теоретические, т.е. пар и жидкость, покидающие тарелку находятся в состоянии равновесия;
- питание подаётся в колонну в виде жидкости при температуре кипения.



1. Верхняя часть колонны

Уравнение материального баланса для тарелки j :

$$V_{j+1} = L_j + D \quad j = 0, 1, \dots, r$$

$(r+1)$ – число уравнений материального баланса;

$(2(r+1) + 1)$ – число неизвестных.

Уравнение материального баланса для компонента i :

$$V_{j+1}y_{j+1,i} = L_jx_{ji} + Dx_{Di} \quad i = 1, 2, \dots, n; j = 0, 1, \dots, r$$

$(r+1)n$ – число уравнений;

$(2n(r+1) + n)$ – число неизвестных.

Сумма молярных долей:

$$\sum_{i=1}^n x_{ji} = 1; (r+1) \text{ уравнений}; \quad \sum_{i=1}^n x_{Di} = 1; \text{ одно уравнение.}$$

Для y_i уравнения не будут независимыми.

Уравнения парожидкостного равновесия:

$$y_{ji} = y_{ji}(x_{ji}, P_j, t_j)$$

$(n-1)(r+1)$ – число уравнений, где $(n-1)$ – число независимых y_{ji}

$2(r+1)$ – число неизвестных, P_j, t_j – две переменных.

Уравнения состояния для жидкой фазы:

$$f_j(x_{ji}, P_{ji}, t_{ji}) = 0$$

$(r+1)$ - число уравнений (для пара уравнение не будет независимым).

Уравнения теплового баланса:

$$V_{j+1}H_{j+1} = L_j h_j + DH_D + Q_D$$

$(r+1)$ - число уравнений, $2(r+1)+2$ - число неизвестных.

Уравнения для расчёта энтальпии:

$$H_j = H_j(y_{ji}, P_j, t_j) \quad h_j = h_j(x_{ji}, P_j, t_j)$$

$2(r+1)$ - число уравнений.

Всего уравнений: $(r+1) + n(r+1) + (r+1) + 1 + (n-1)(r+1) + (r+1) + 2(r+1) = (r+1)(2n+5) + 1$

Всего неизвестных: $2(r+1) + 1 + 2n(r+1) + n + 2(r+1) + 2(r+1) + 2 = (r+1)(2n+6) + n + 3$.

2. Нижняя часть колонны

Уравнение материального баланса для тарелки j :

$$L_{j+1} = V_j + W \quad j = 0, 1, \dots, s$$

$(s + 1)$ – число уравнений материального баланса;

$(2(s + 1) + 1)$ – число неизвестных.

Уравнение материального баланса для компонента i :

$$L_{j+1}x_{j+1,i} = V_j y_{ji} + Wx_{wi} \quad i = 1, 2, \dots, n; j = 0, 1, \dots, s$$

$(s + 1)n$ – число уравнений;

$(2n(s + 1) + n)$ – число неизвестных.

Сумма молярных долей:

$$\sum_{i=1}^n x_{ji} = 1; \quad (s + 1) \text{ уравнений}; \quad \sum_{i=1}^n x_{wi} = 1; \quad \text{одно уравнение.}$$

Для y_i уравнения не будут независимыми.

Уравнения парожидкостного равновесия:

$$y_{ji} = y_{ji}(x_{ji}, P_j, t_j)$$

$(n - 1)(s + 1)$ – число уравнений, где $(n - 1)$ – число независимых y_{ji}

$2(s + 1)$ – число неизвестных, P_j, t_j – две переменных.

Уравнения состояния для жидкой фазы:

$$f_j(x_{ji}, P_{ji}, t_{ji}) = 0$$

$(s + 1)$ - число уравнений (для пара уравнение не будет независимым).

Уравнения теплового баланса:

$$Q_w + L_{j+1}h_{j+1} = V_j H_j + Wh_w$$

$(s + 1)$ – число уравнений, $2(s + 1) + 2$ – число неизвестных.

Уравнения для расчёта энтальпии:

$$H_j = H_j(y_{ji}, P_j, t_j) \quad h_j = h_j(x_{ji}, P_j, t_j)$$

$2(s + 1)$ – число уравнений.

Всего уравнений: $(s + 1) + n(s + 1) + (s + 1) + 1 + (n - 1)(s + 1) + (s + 1) + 2(s + 1) = (s + 1)(2n + 5) + 1$

Всего неизвестных: $2(s + 1) + 1 + 2n(s + 1) + n + 2(s + 1) + 2(s + 1) + 2 = (s + 1)(2s + 6) + n + 3.$

4. Расчёт числа степеней свободы колонны ректификации

Всего уравнений: $(r+1)(2n+5) + 1 + (s+1)(2n+5)+1+2n+2 = (2n+5)(r+s+2)+2n+4;$

Всего неизвестных: $(r+1)(2n+6)+n+3+(s+1)(2n+6)+n+3+n+4 = (2n+6)(r+s+2)+3n+10;$

Число степеней свободы: (число неизвестных – число уравнений) - $R = (s+r+2)+n+6.$

Упростим задачу, введя следующие допущения:

- будем считать, что давление в колонне постоянное – исключим $r+s+3$ значений давления, т.е.:

$$R=n+5$$

- задаём расход питания F , энтальпию питания H_F и $n-1$ молярную долю компонентов в питании, т.е. исключим ещё $1+1+(n-1)$ неизвестных:

$$R=n+5-1-1-(n-1) = 4, \text{ т.е. число степеней свободы равно } 4.$$

5. Проектный и поверочный расчёт колонны ректификации

Проектный расчёт:

Задаём: x_{Dk} , x_{Wp} , R , положение точки питания, г/с.

Рассчитываем: число тарелок r и s , состав и температуру дистиллята и куба, температуру кипения и состав жидкости и пара на всех тарелках;

Поверочный расчёт:

Задаём: число тарелок r и s , D и R .

Рассчитываем: состав и температуру дистиллята и куба, температуру кипения и состав жидкости и пара на всех тарелках;

Поверочный расчёт колонны многокомпонентной ректификации методом «от тарелки к тарелке»

Принимаем следующие допущения:

- тарелки теоретические;
- молярные потоки пара и жидкости по высоте колонны постоянны;
- парциальный конденсатор и парциальный кипяtilьник;
- давление в колонне постоянно;
- питание подаётся в виде жидкости при температуре кипения.

1. Верхняя часть колонны.

Уравнение материального баланса:

Уравнение материального баланса на общее количество вещества:

$$V = L + D$$

Уравнение для материального баланса для компонента под номером i :

$$Vy_{j+1,i} = Lx_{ji} + Dx_{Di} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad j = 0, 1, 2, \dots, r$$

Уравнение равновесия жидкость-пар:

$$y_{ji} = k_{ji}x_{ji} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad j = 0, 1, 2, \dots, r$$

2. Нижняя часть колонны.

Уравнение материального баланса на общее количество вещества:

$$L^1 = V^1 + W \quad V = V^1$$

Уравнение для материального баланса для компонента под номером i :

$$L^1x_{j+1,i}^1 = V^1y_{ji}^1 + Wx_{wi}^1 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad j = 0, 1, 2, \dots, s$$

Уравнение равновесия жидкость-пар:

$$y_{ji}^1 = k_{ji}^1x_{ji}^1 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad j = 0, 1, 2, \dots, s$$

3. Исходные данные и цель расчёта:

$$n, F, x_{Fi}, D, R, r, s, P$$

Необходимо рассчитать:

$$W, x_{Di}, x_{Wi}, V, L, V^1, L^1, x_{ji}, y_{ji}, x_{ji}^1, y_{ji}^1$$

4. Порядок расчёта:

4.1 Задаёмся составом дистиллята:

$$x_{Di} = x_{Di}^* \quad y_{oi} = x_{Di} \quad i = 1, 2, \dots, n$$

4.2 Рассчитываем потоки пара и жидкости в верхней и нижней частях колонны:

$$L = RD \quad V = L + D \quad W = F - D \quad V^1 = V \quad L^1 = V^1 + W$$

4.3 Зная состав пара на нулевой тарелке y_{oi} и давление в колонне P рассчитываем температуру на тарелке, константу фазового равновесия k_{oi} и состав жидкости (по алгоритму расчёта температуры конденсации):

$$x_{oi} = \frac{y_{oi}}{k_{oi}}$$

Рассчитываем состав пара на тарелке 1:

$$y_{1i} = \frac{L}{V} x_{oi} + \frac{D}{V} x_{Di}$$

4.4 Повторяем эту операцию для каждой тарелки верхней части, т.е. зная состав жидкости на тарелке J , рассчитываем состав пара на тарелке $J+1$ (сверху вниз до тарелки питания):

$$x_{ji} = \frac{y_{ji}}{k_{ji}}; \quad y_{j+1,i} = \frac{L}{V} x_{ji} + \frac{D}{V} x_{Di}$$
$$i = 1, \dots, n \quad j = 0, 1, \dots, r$$

4.5 Рассчитываем молярные доли компонентов в кубе:

$$Fx_{Fi} = Dx_{Di} + Wx_{wi} \quad x_{wi} = \frac{Fx_{Fi} - Dx_{Di}}{W} \quad i = 1, 2, \dots, n$$

4.6 Рассчитываем потоки пара и жидкости в нижней части колонны:

$$V^1 = V \quad L^1 = V^1 + W$$

4.7 Рассчитываем состав пара, выходящего из куба колонны (одновременно рассчитываем температуру в кубе и константы фазового равновесия, используя алгоритм расчёта температуры кипения):

$$x_{oi} = x_{wi} \quad y_{oi} = k_{oi}x_{oi}$$

4.8 Рассчитываем состав жидкости на первой тарелке нижней части колонны:

$$x_{1i} = \frac{V^1}{L^1} y_{oi} + \frac{W}{L^1} x_{oi}$$

4.9 Повторяем эту операцию для каждой тарелки нижней части колонны, т.е. зная состав пара на тарелке J , рассчитываем состав жидкости на тарелке $J+1$ (снизу вверх до тарелки питания):

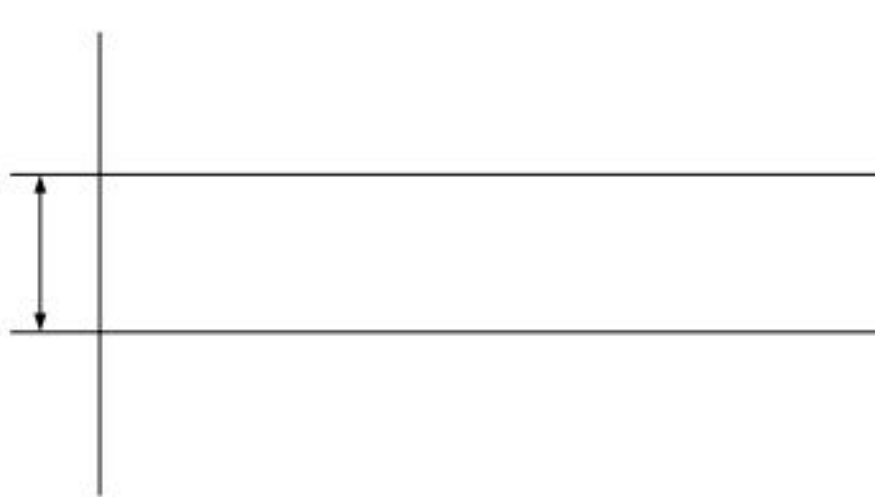
$$y_{ji} = k_{ji} x_{ji} \quad x_{j+1,i}^l = \frac{V^l}{L^l} y_{ji} + \frac{W}{L^l} x_{wi} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad j = 0, 1, \dots, s$$

4.10 Сравниваем составы жидкости и пара на тарелке питания, полученные при расчёте сверху вниз и при расчёте снизу вверх, используя те или иные способы сравнения. Если нет совпадения с определённой точностью, то корректируем состав дистиллята и повторяем расчёт снова, и т.д.

При этом могут быть использованы различные методы корректировки состава дистиллята.

4.11 В результате расчёта получаем составы дистиллята и куба, а также составы пара и жидкости на всех тарелках колонны.

Расчёт массопередачи на тарелке



$V = const$; $y_{ji}^* = const$ в пределах тарелки

$$dG_{ji} = K_{ji}(y_{ji}^* - y_{ji})Sdh$$

$$V_j dy_{ji} = K_{ji}(y_{ji}^* - y_{ji})Sdh$$

$$\int_{y_{j-1,i}}^{y_{j,i}} \frac{dy_{ji}}{y_{ji}^* - y_{ji}} = \int_0^h \frac{K_{ji}S}{V_j} dh$$

$$\ln \frac{y_{ji}^* - y_{ji}}{y_{ji}^* - y_{j-1,i}} = -\frac{K_{ji}Sh}{V}$$

$$\frac{y_{ji}^* - y_{ji}}{y_{ji}^* - y_{j-1,i}} = \exp\left(-\frac{K_{ji}Sh}{V}\right)$$

$$\eta_{ji} = 1 - \exp\left(-\frac{K_{ji}Sh}{V}\right)$$

$$y_{ji} = y_{j-1,i}(1 - \eta_{ji}) + \eta_{ji}y_{ji}^*$$

где $\eta_{ji} = \frac{y_{ji} - y_{j-1,i}}{y_{ji}^* - y_{j-1,i}}$ – коэффициент пол. действ. тарелки