



Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии

Основной учебник

А.И. Скобло, Ю.К. Молоканов,
А.И. Владимиров, В.А. Щелкунов

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКИ И НЕФТЕХИМИИ

ИЦ РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина 2012

Москва, Недра (2000, 2002)

УДК 60.011.665.6/7(075.8)

ББК 33.36

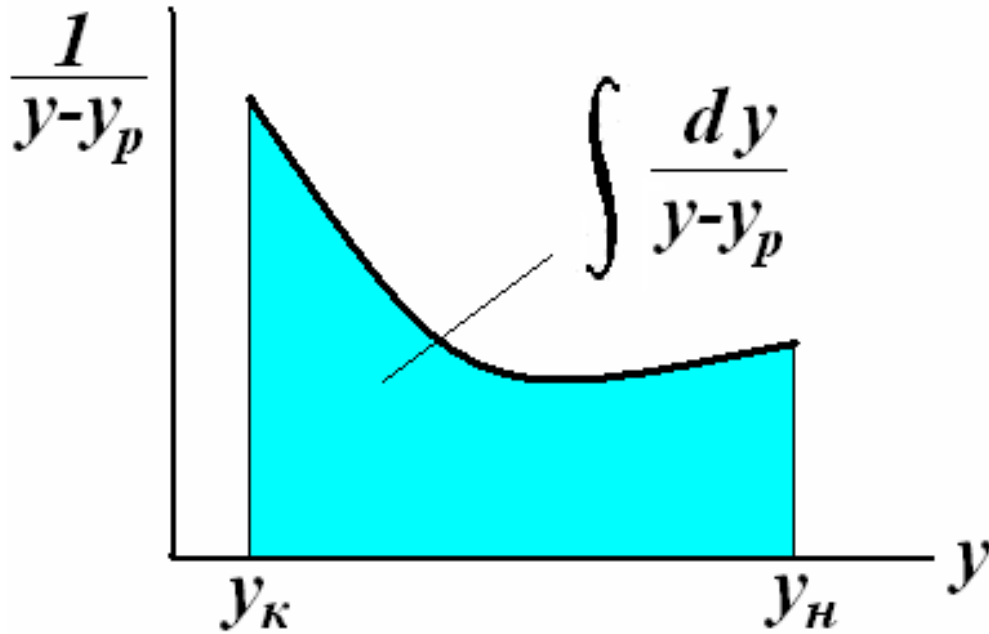
Дополнительная литература

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – Изд-во «Альянс», 2006.
2. А.И.Владимиров, В.А.Щелкунов, С.А.Круглов. Основные процессы и аппараты нефтегазопереработки. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002.
3. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. – Справочник под ред. Судакова Е.Н. – М.: Химия, 1979.



**ЧИСЛО ЕДИНИЦ ПЕРЕНОСА.
ЧИСЛО ТЕОРЕТИЧЕСКИХ
ТАРЕЛОК**

Число единиц переноса



$$F = \frac{G}{K_y} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y_p}$$

ЧЕП показывает, сколько единиц вещества переходит в другую фазу при величине движущей силы, равной единице

Число единиц переноса

$$m_y = \int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y_p}$$

$$m_x = \int_{x_H}^{x_K} \frac{dx}{x p - x}$$

$$M = K_y F \frac{y_H - y_K}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y_p}} = K_y F \frac{y_H - y_K}{m_y} = G \cdot (y_H - y_K)$$

$$F = \frac{G}{K_y} m_y = f V_{нас} = f \cdot S_{ан} \cdot H_{нас}$$

- f , $\text{м}^2/\text{м}^3$ – удельная поверхность фазового контакта (насадки)

Число единиц переноса

$$H_{нас} = \frac{G}{f S_{ан} K_y} m_y$$

$$G_g = \frac{G}{S_{ан}}$$

$$h_{эу} = \frac{G_g}{f K_y}$$

$$H = h_{эу} m_y$$

$$h_{эх} = \frac{L_g}{f K_x}$$

$$H = h_{эх} m_x$$

Число единиц переноса

$$m_y = \frac{y_H - y_K}{\Delta y_{cp}}$$

$$m_x = \frac{x_K - x_H}{\Delta x_{cp}}$$

$$m_y = \frac{y_H - y_K}{\frac{\Delta y_H - \Delta y_K}{\ln \frac{\Delta y_H}{\Delta y_K}}}$$

$$m_x = \frac{x_K - x_H}{\frac{\Delta x_K - \Delta x_H}{\ln \frac{\Delta x_K}{\Delta x_H}}}$$

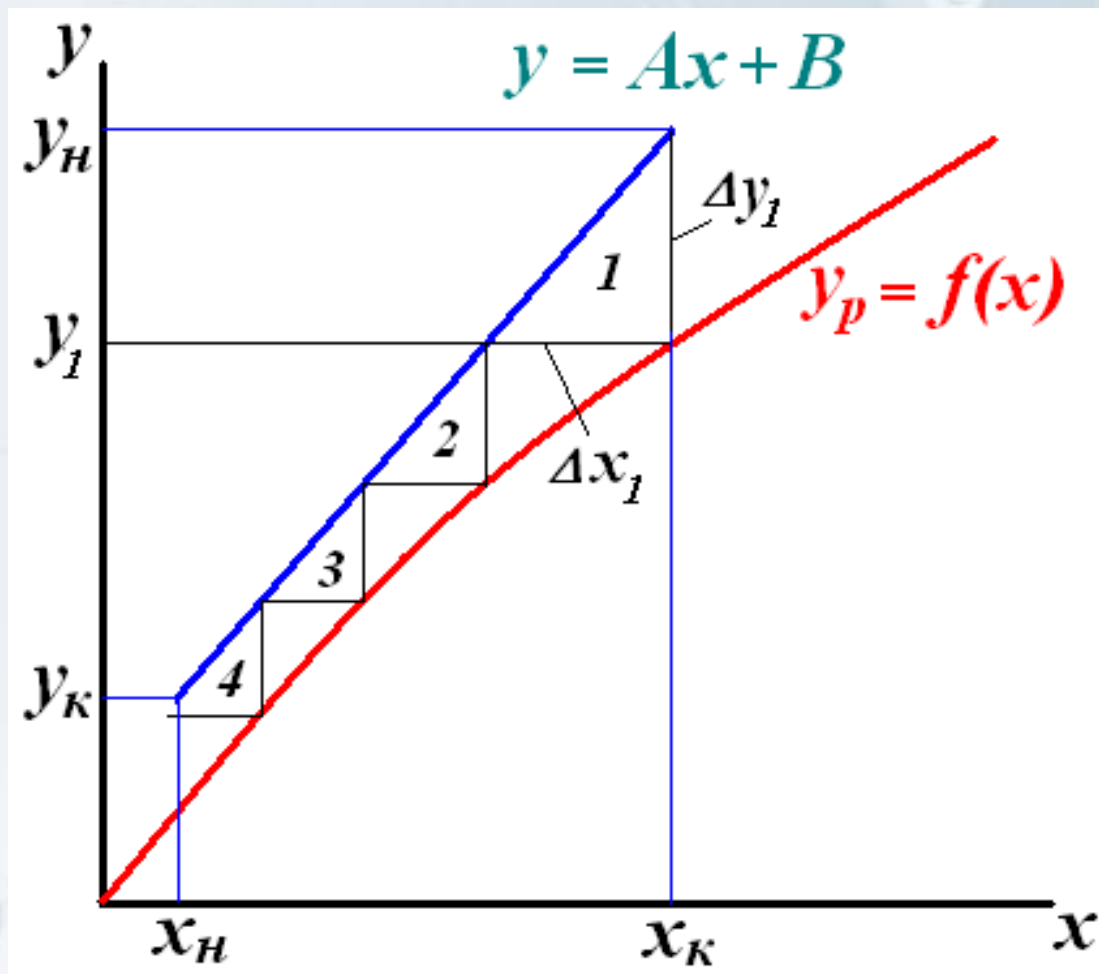
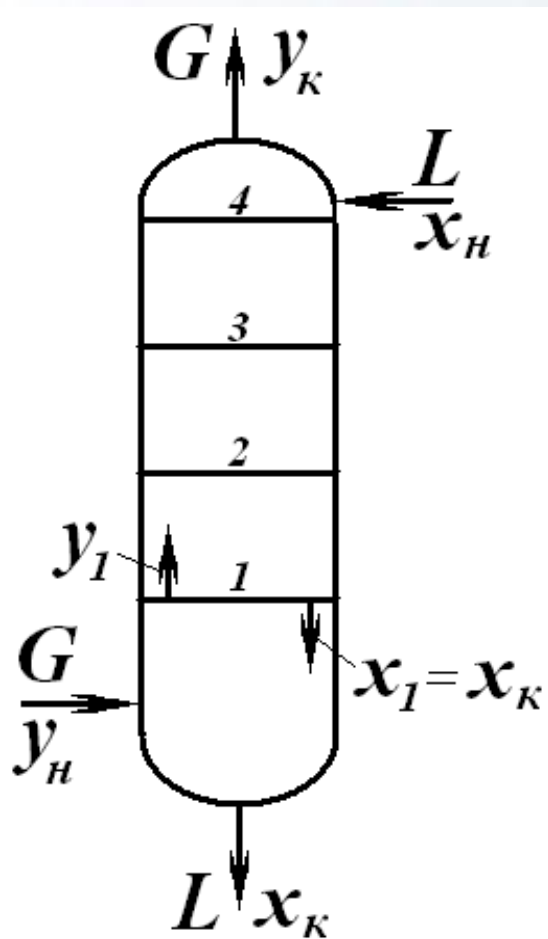
Число теоретических тарелок

Теоретическая тарелка – контактное устройство, которое обеспечивает получение равновесных потоков фаз, покидающих контактную зону (т.е. приводит систему в состояние равновесия).

Число теоретических ступеней контакта, или ЧТТ, может быть рассчитано *аналитическим* или *графическим методом* при совместном решении уравнений равновесия и рабочей линии процесса.

Одна теоретическая тарелка выражает одно изменение движущей силы по газовой Δy и одно изменение по жидкой Δx фазам.

Число теоретических тарелок

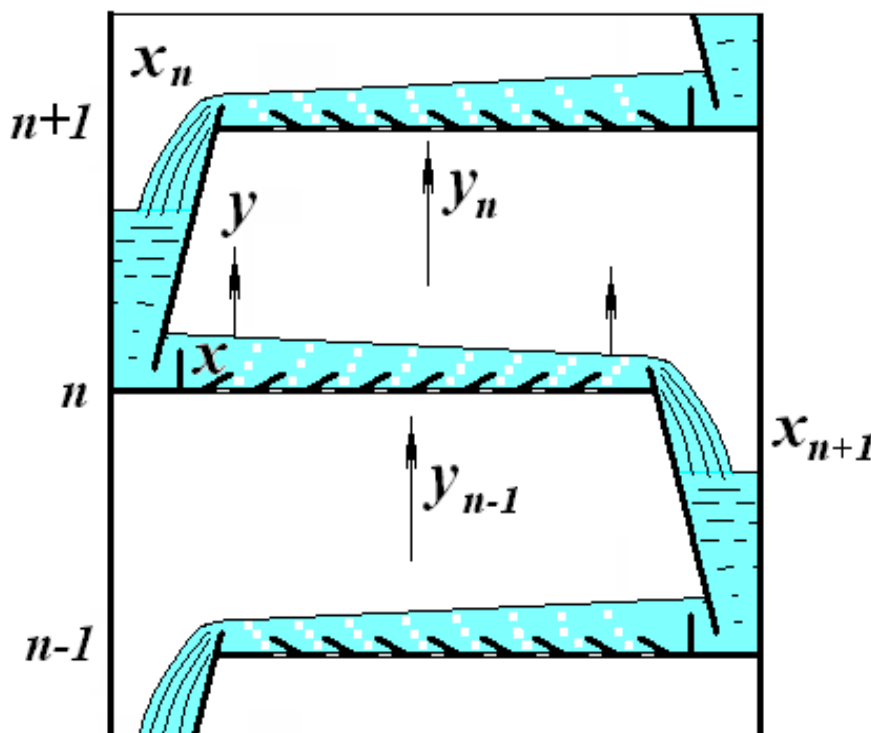


Коэффициент полезного действия

- 1) локальный или точечный к.п.д.
- 2) к.п.д. тарелки
- 3) к.п.д. колонны

Коэффициент полезного действия

Локальный к.п.д. представляет собой отношение изменения состава пара или жидкости в данной точке тарелки к изменению состава при достижении равновесной концентрации



$$y^* = K x \quad x^* = \frac{y}{K}$$

$$\eta_{oy} = \frac{y - y_{n-1}}{y^* - y_{n-1}}$$

$$\eta_{ox} = \frac{x_{n+1} - x}{x_{n+1} - x^*}$$

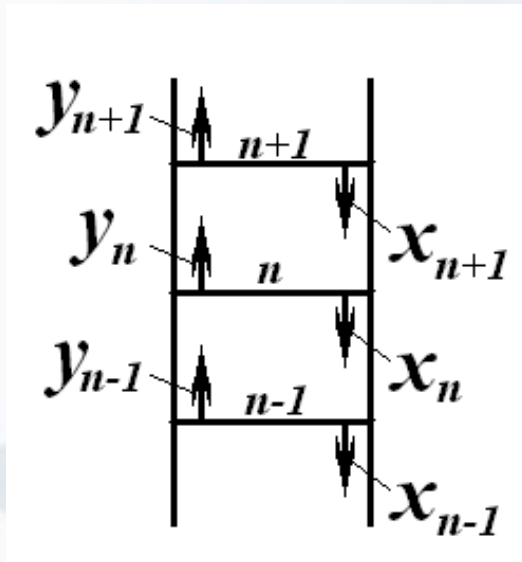
Коэффициент полезного действия

К.п.д. тарелки или к.п.д. Мерфри, представляет собой отношение изменения среднего состава паров или жидкости на тарелке к изменению состава при достижении равновесной концентрации

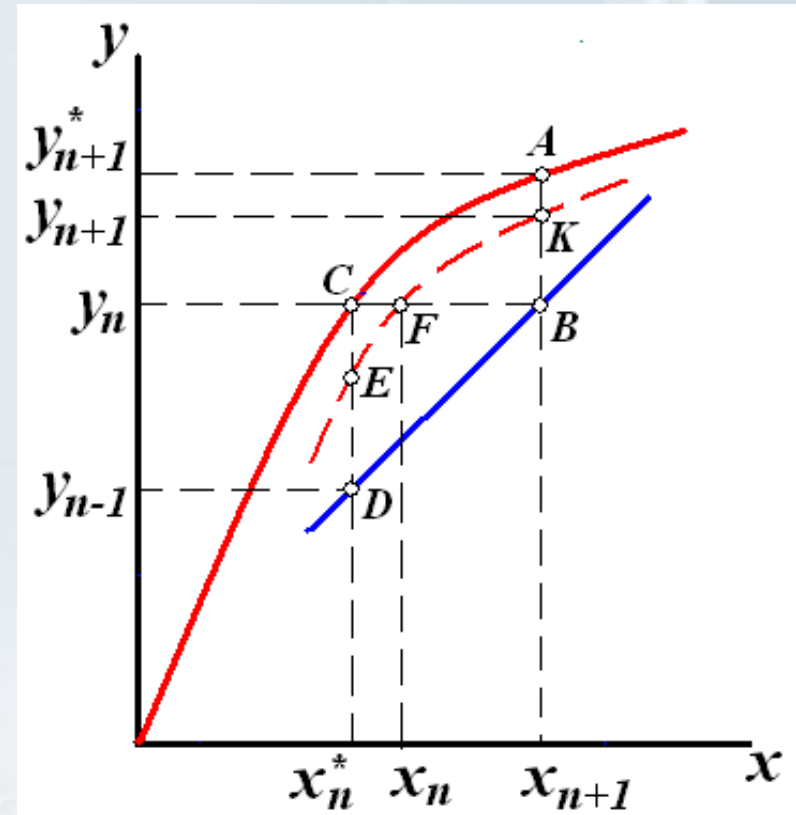
$$\eta_{my} = \frac{y_{n+1} - y_n}{y_{n+1}^* - y_n} = E_G \quad \text{- эффективность (к.п.д.) по парам}$$

$$\eta_{mx} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*} = E_L \quad \text{- эффективность (к.п.д.) по жидкости}$$

Коэффициент полезного действия



$$\eta_{Ty} = \frac{BK}{BA} = \frac{y_{n+1(K)} - y_n}{y_{n+1(A)}^* - y_n}$$



По значению **локального к.п.д.** и **к.п.д. тарелки Мерфри** оценивается эффективность тарелки.

Соотношение между ними определяет степень смешения жидкости на тарелке, **при полном перемешивании** жидкости и пара их значения **совпадают** для каждой фазы.

Коэффициент полезного действия

К.п.д. колонны представляет собой отношение числа теоретических тарелок к действительному числу тарелок, необходимых для разделения смеси.

$$\eta = \frac{N_{теор}}{N_{факт}}$$

Эффективность колонны как кинетическая характеристика зависит от соотношения потоков жидкости и пара, плотностей, вязкостей, и др.

К.п.д. колонны **η** является усредненным для всей колонны.

Коэффициент полезного действия

- Для **насадочных** колонн отношение полной высоты слоя насадки к числу теоретических тарелок (ЧТТ) на этой высоте называется **высотой, эквивалентной теоретической тарелке** (ВЭТТ) H_{ε}

$$H = H_{\varepsilon} N_{\text{теор}}$$

$$H = h_T N_{\text{факт}}$$

Лекция 4.

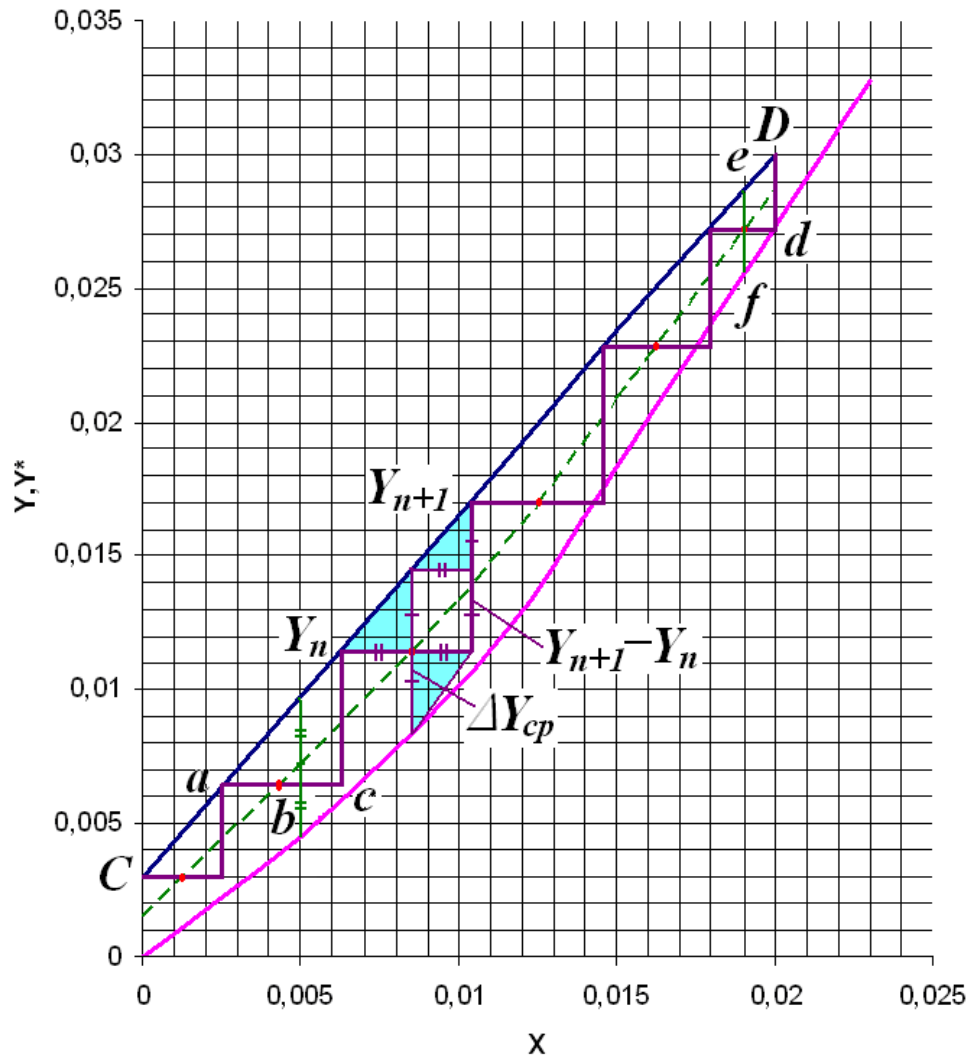
СПОСОБЫ РАСЧЕТА ЧИСЛА ЕДИНИЦ ПЕРЕНОСА



Первый способ расчета ЧЕП – графическим построением

- 1) По данным таблицы строим рабочую линию и кривую равновесия.
- 2) Отрезки ординат между рабочей и равновесной линиями разделим пополам; через их середины проведем вспомогательную пунктирную линию.
- 3) Начиная от т.С строим ступенчатую линию таким образом, чтобы горизонтальные отрезки этой линии также делились вспомогательной линией пополам ($ab=bc$).
- 4) Каждая из полученных ступеней будет равна одной единице переноса, т.е каждой ступени соответствует такой участок аппарата, на котором изменение рабочей концентрации равно средней движущей силе на этом участке.

Первый способ расчета ЧЕП – графическим построением

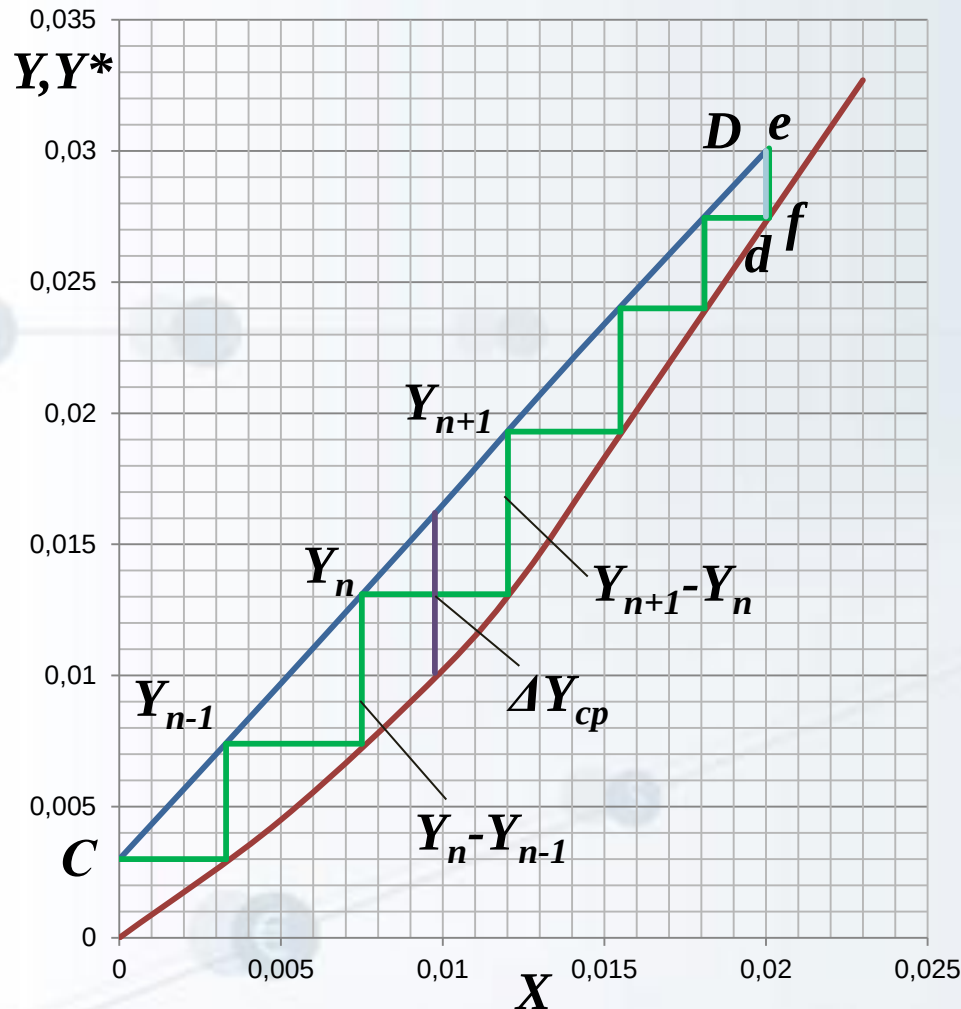


$$m_{y,i} = \frac{Y_{n+1} - Y_n}{\Delta Y_{cp}} = \frac{Y_{n+1} - Y_n}{Y_{n+1} - Y_n} = 1$$

$$m_y = \sum_{i=1}^n m_{y,i}$$

$$m_y = 5,82$$

Второй способ расчета ЧЕП – по числу теоретических тарелок

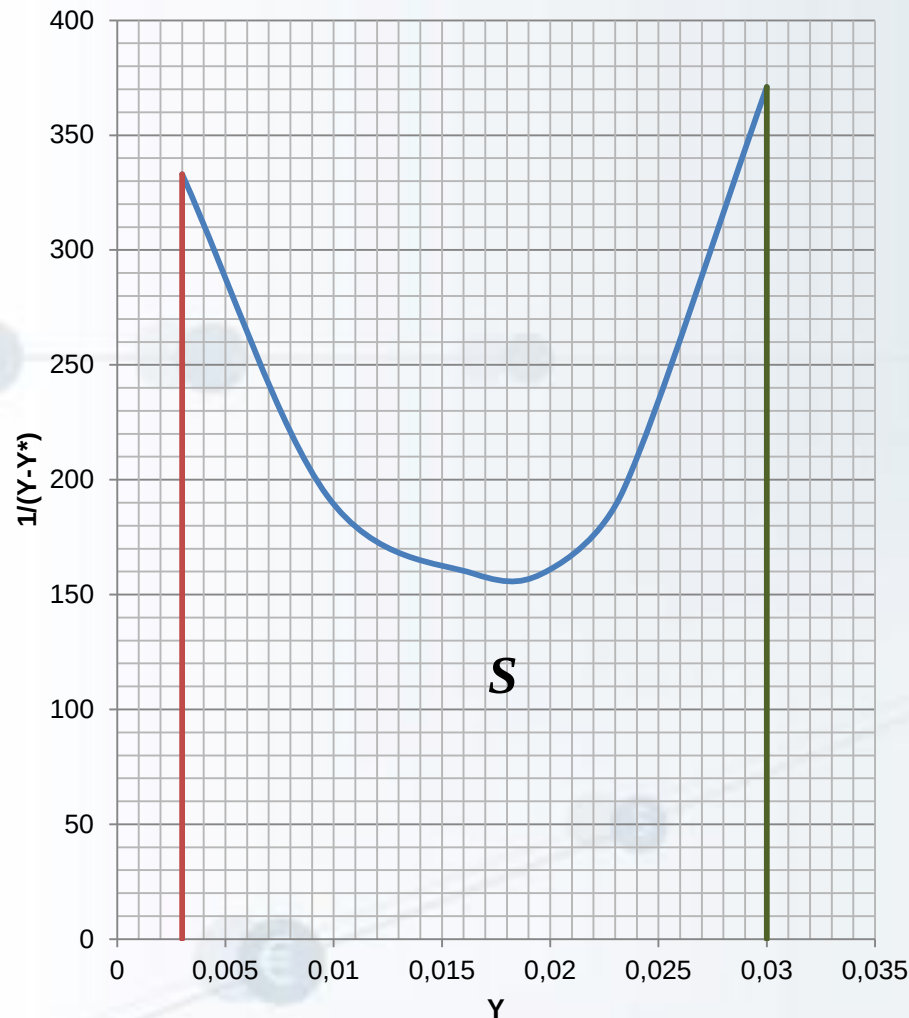


$$m_{y,i} = \frac{Y_{n+1} - Y_n}{\Delta Y_{cp}}$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(Y_{n+1} - Y_n) + (Y_n - Y_{n-1})}{2}$$

$$m_y = \sum_{i=1}^k m_{y,i}$$

Третий способ расчета ЧЕП – графическим интегрированием



$$m_{y,i} = S = \int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

Лекция 5.

РАВНОВЕСНЫЕ СИСТЕМЫ. РАВНОВЕСИЕ ИДЕАЛЬНЫХ РАСТВОРОВ



Равновесные системы

При взаимодействии фаз системы через поверхность раздела происходит обмен веществом и энергией.

В том случае, когда скорость перехода молекул жидкости в паровую фазу равна скорости их возвращения в жидкость, **система находится в динамическом равновесии.**

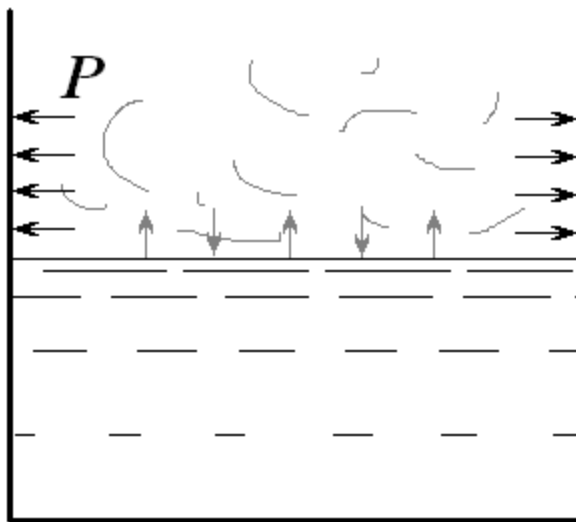
Равновесной системой называется такая система, которая может существовать неограниченно долго без каких-либо качественных или количественных изменений.

Условия существования равновесия:

- 1) постоянство температуры и давления во всех точках системы;
- 2) сосуществование фаз, т.е. их контакт.

Насыщенные и ненасыщенные пары

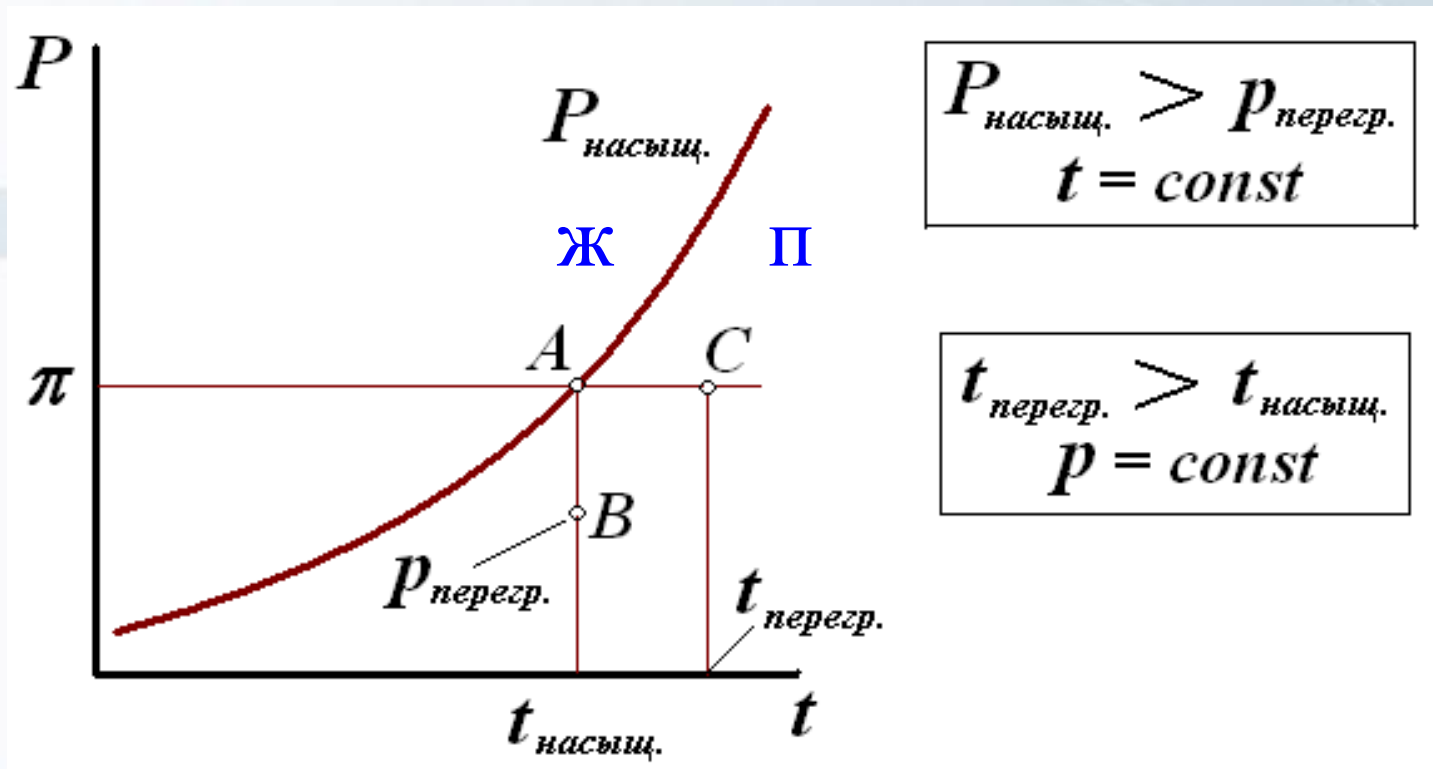
- **Насыщенный** – пар, находящийся в равновесии (сосуществующий) с жидкостью
- **Давление насыщенных паров** – давление, производимое паровой фазой, находящейся в равновесии с жидкостью при определенной температуре



Давление P , производимое молекулами над жидкостью на стенки сосуда, принято называть
упругостью пара
или
давлением насыщенных паров

Насыщенные и ненасыщенные пары

Ненасыщенные (перегретые) - пары, которые при данной температуре и давлении образуют только однофазную систему (жидкая фаза отсутствует)



Насыщенные и ненасыщенные пары

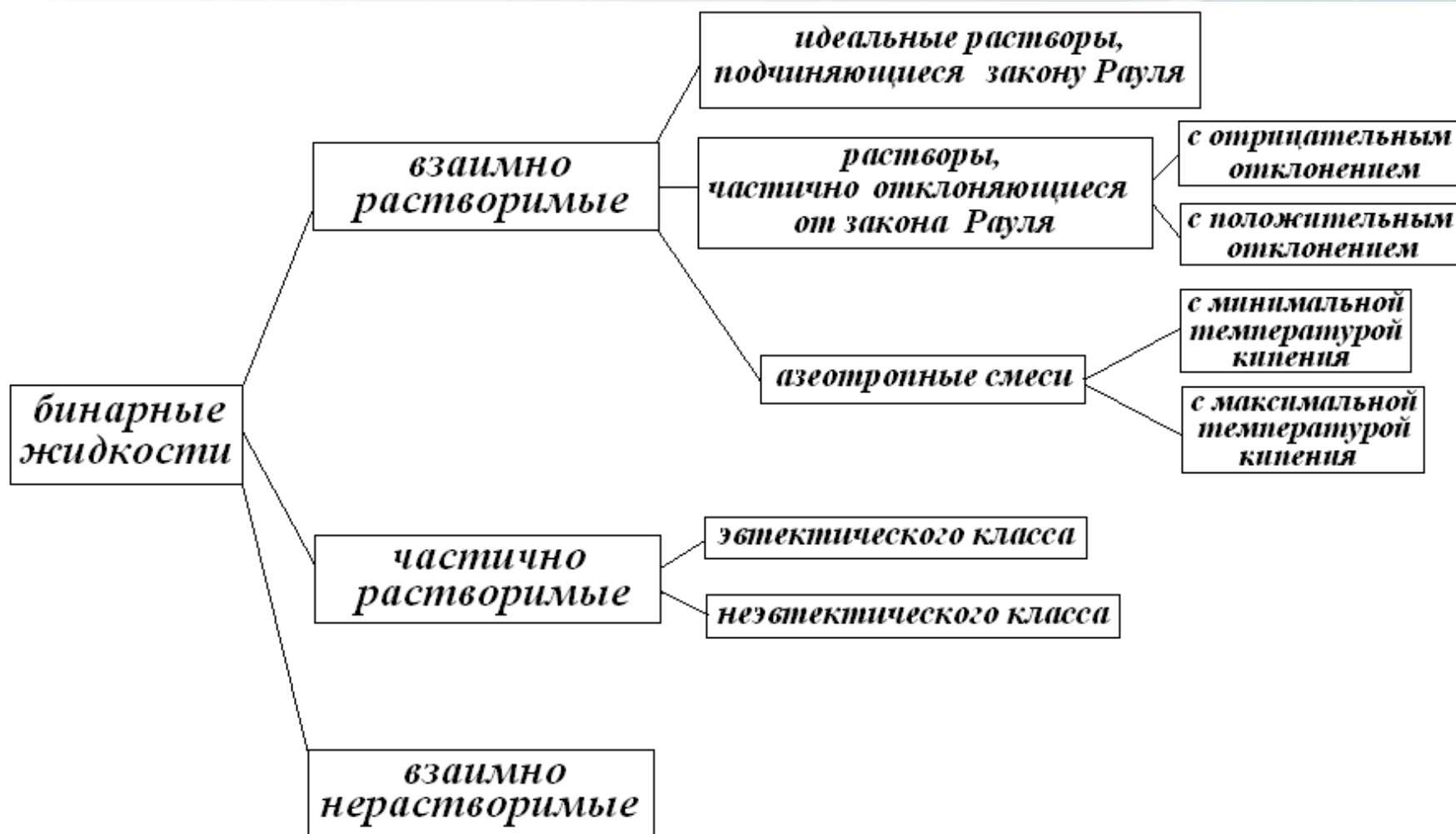
Уравнение Антуана

$$\lg P = A - \frac{B}{C + t}$$

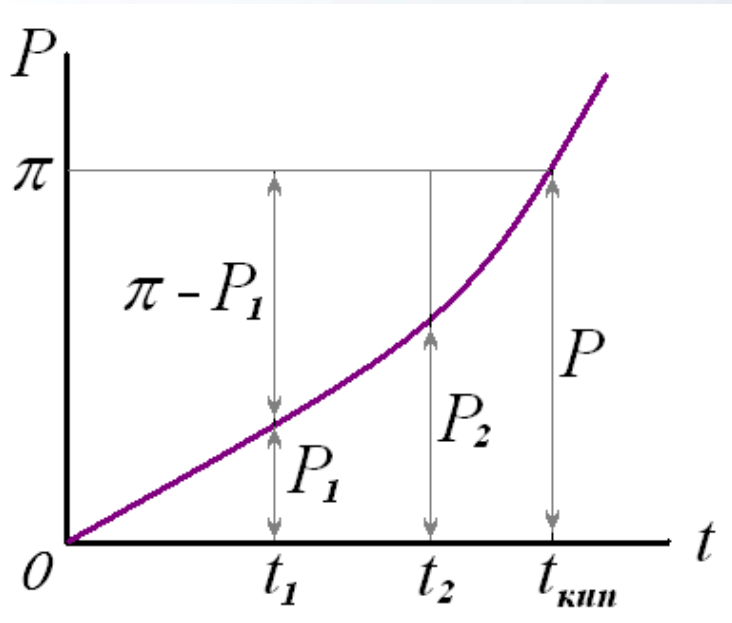
A, B, C – константы, зависящие от свойств веществ

$$t = \frac{B}{A - \lg P} - C$$

Классификация бинарных смесей жидкостей



Равновесие идеальных растворов



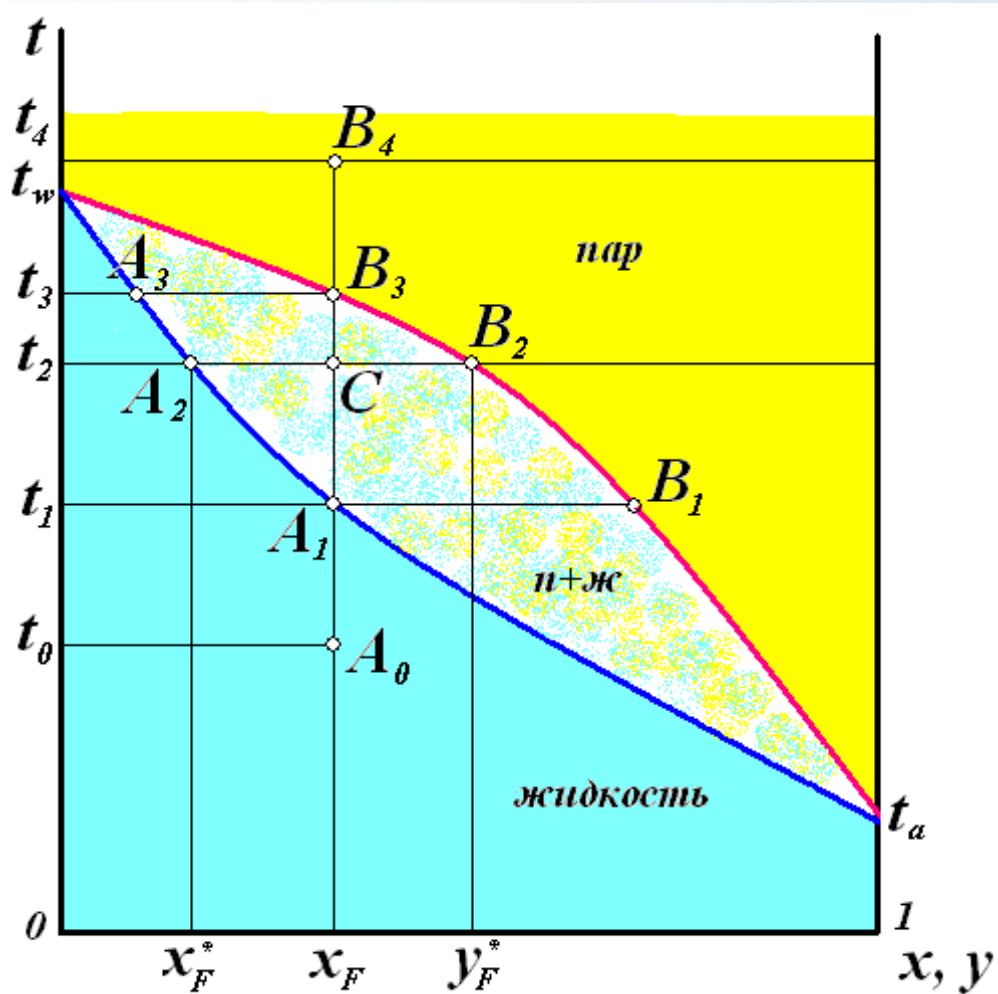
Состояние равновесия бинарной смеси характеризуется давлением π , температурой t и составом жидкой X' и паровой y' фаз.

При равновесии:

$$P = \pi, \quad p = \pi \quad \text{и} \quad t = t_{кин}$$

Равновесие идеальных растворов.

Изобарные температурные кривые



$$\frac{A_2 C}{A_2 B_2} = e$$

относительное количество
паров

$$\frac{C B_2}{A_2 B_2} = 1 - e$$

относительное количество
жидкости

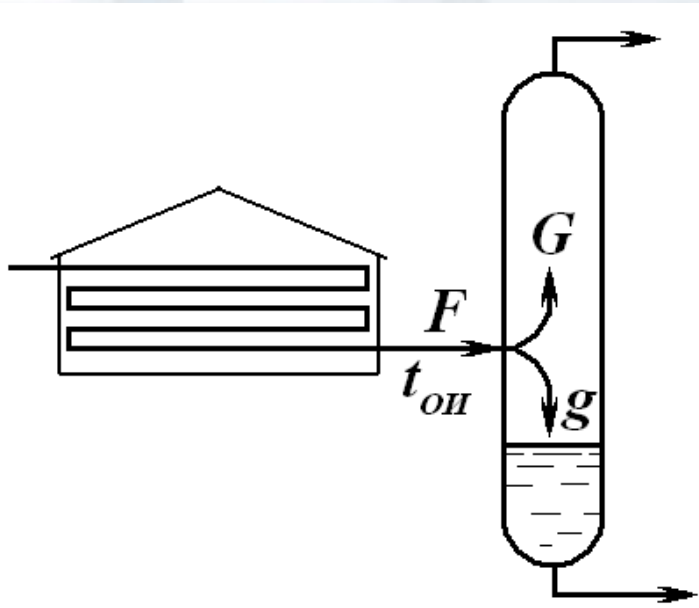
ОСНОВЫ ПЕРЕГОНКИ



ОСНОВЫ ПЕРЕГОНКИ

Три способа:

- однократное испарение (ОИ) и конденсация (ОК),
- многократное испарение (МИ) и конденсация (МК),
- постепенное испарение и постепенная конденсация



Однократное испарение -
- до конца процесса
образующиеся фазы
не разделяются

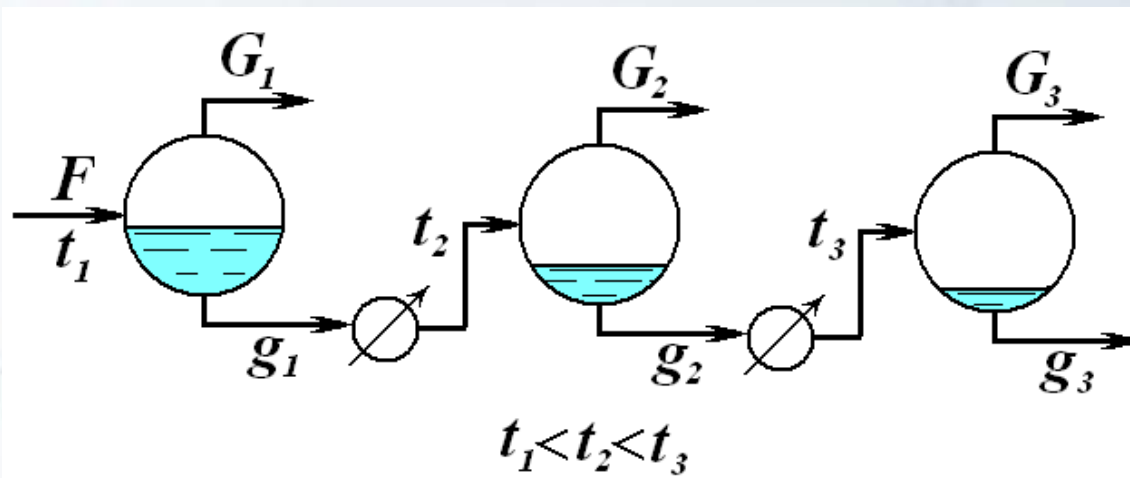
ОСНОВЫ ПЕРЕГОНКИ

Три способа:

- однократное испарение (ОИ) и конденсация (ОК),
- многократное испарение (МИ) и конденсация (МК),
- постепенное испарение и постепенная конденсация

Многократное испарение -

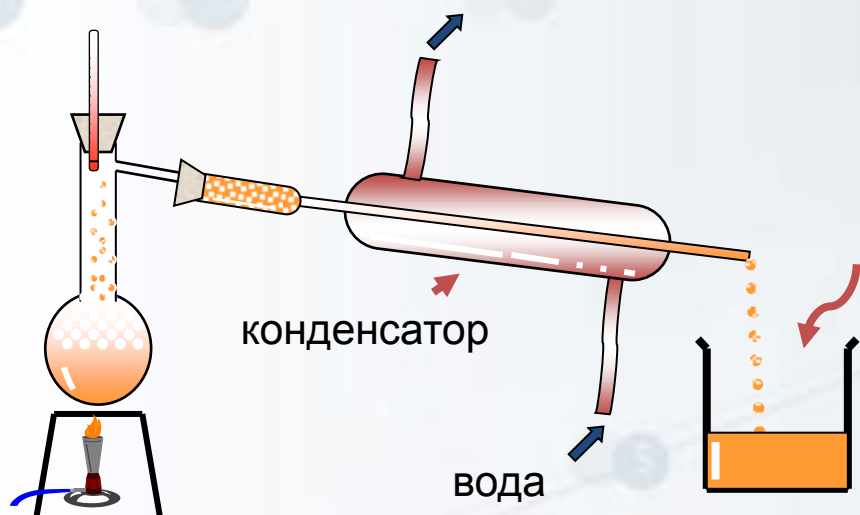
- образующиеся фазы разделяются в несколько приемов, т.е. несколько раз повторяется процесс ОИ



ОСНОВЫ ПЕРЕГОНКИ

Три способа:

- однократное испарение (ОИ) и конденсация (ОК),
- многократное испарение (МИ) и конденсация (МК),
- постепенное испарение и постепенная конденсация



Постепенное испарение -
*образующиеся пары
непрерывно отводятся;
является пределом
многократного испарения
(перегонка из колбы Энглера)*

ОСНОВЫ ПЕРЕГОНКИ



Обозначения

F – расход сырья, поступающего на перегонку

G – расход потока паров

g – расход потока жидкости

x_F – доля низкокипящего компонента в сырье

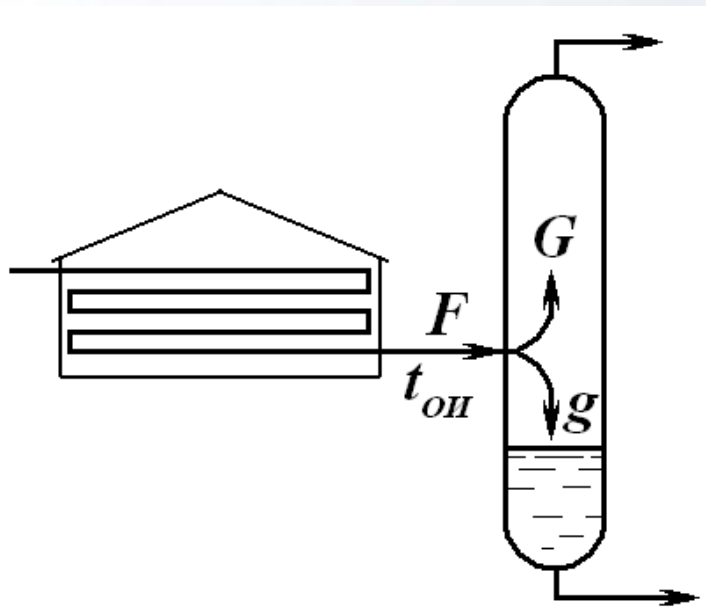
x_F^*, y_F^* – доли низкокипящего компонента в равновесных потоках жидкости и пара, образующихся в результате однократного испарения сырья

e – доля отгона, или доля паров в потоке сырья

h_t – энтальпия потока жидкости при температуре t

H_t – энтальпия потока паров при температуре t

ОДНОКРАТНОЕ ИСПАРЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ

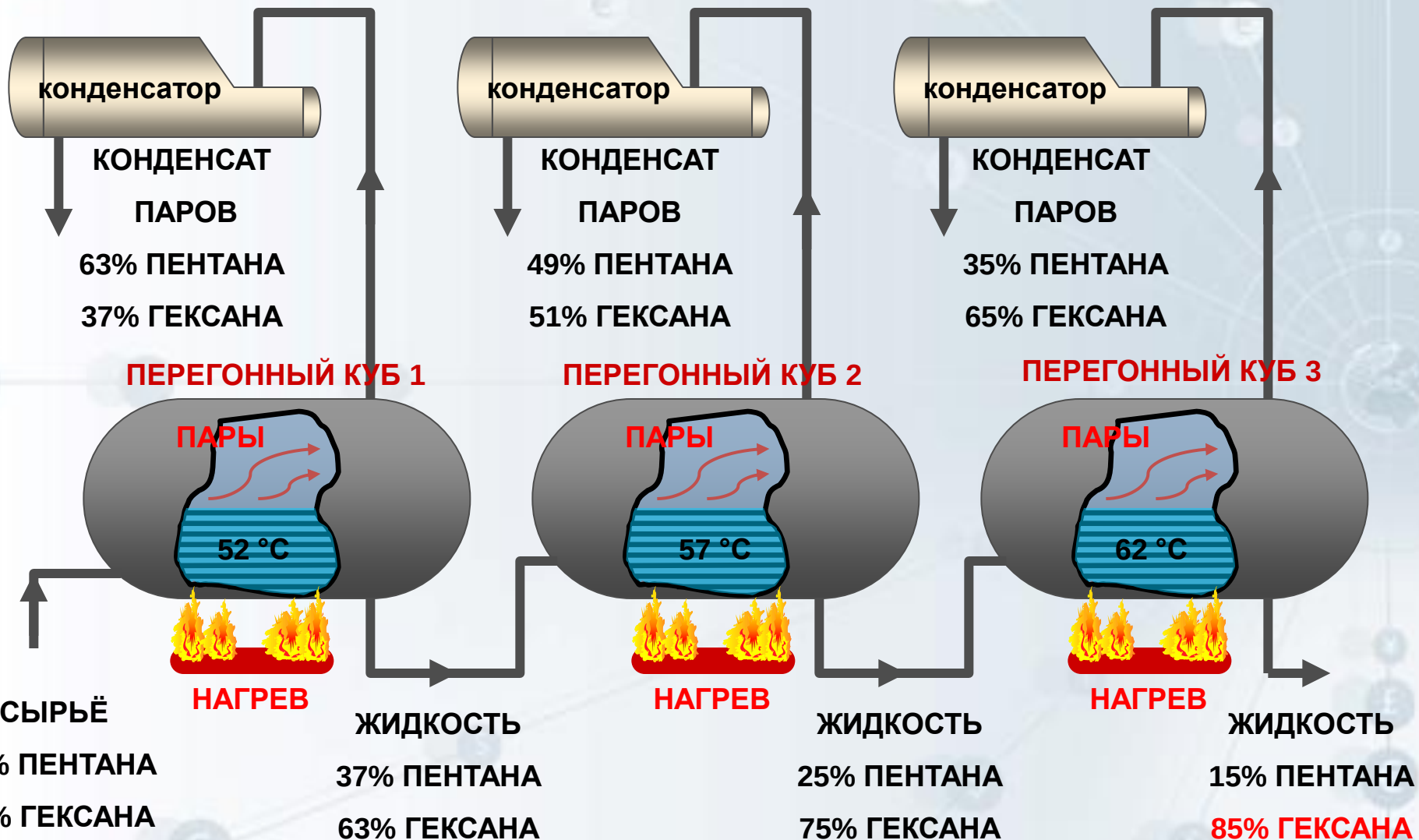


$$F = G + g \quad - \text{материальный баланс}$$

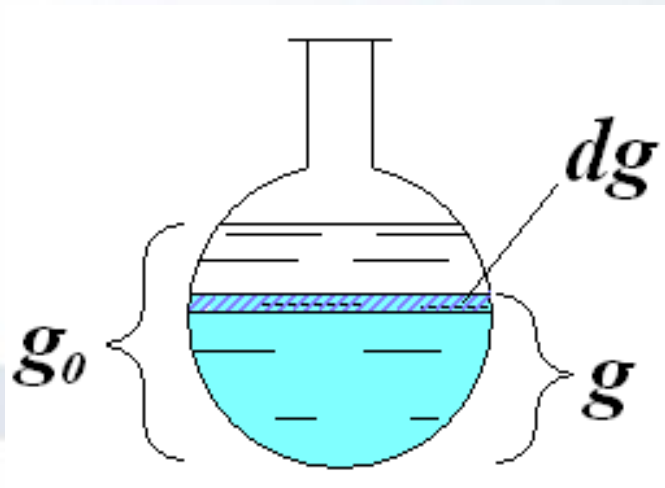
$$F x_F = G y_F^* + g x_F^*$$

$$e = \frac{G}{F} = \frac{x_F - x_F^*}{y_F^* - x_F^*}$$

МНОГОКРАТНОЕ ИСПАРЕНИЕ



ПОСТЕПЕННОЕ ИСПАРЕНИЕ



Начало перегонки: g_0, x_0

В рассматриваемый момент: g, x

После увеличения температуры:

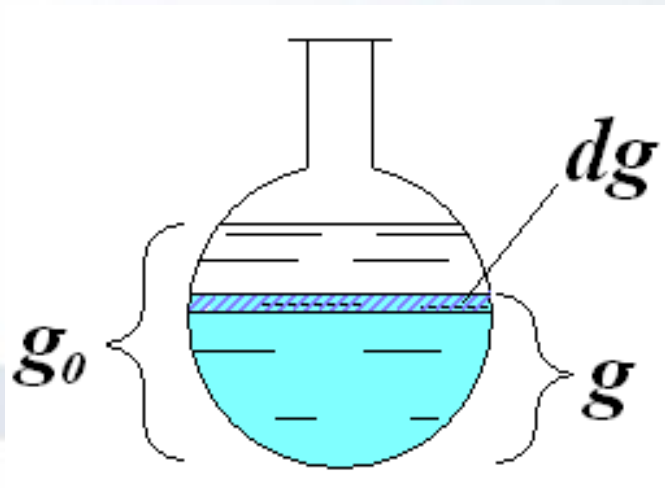
dg – испаряется, состав y ,

$g-dg$ - неиспарившаяся жидкость,
состава $x-dx$.

Материальный баланс:

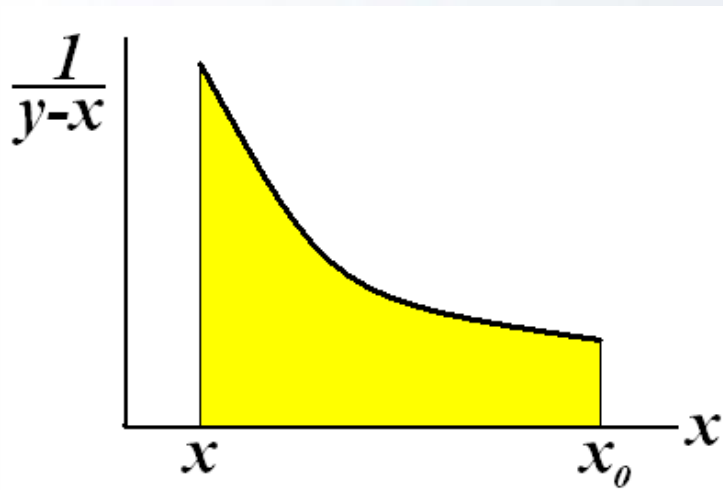
$$g x = y dg + (g - dg)(x - dx)$$

ПОСТЕПЕННОЕ ИСПАРЕНИЕ



$$\frac{dg}{g} = \frac{dx}{y-x}$$

$$\int_{g_0}^g \frac{dg}{g} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{y-x}$$

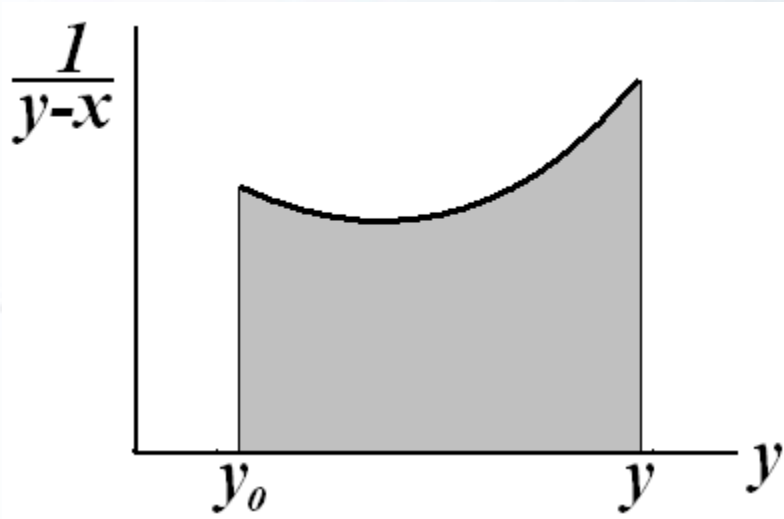


$$\ln \frac{g}{g_0} = - \int_x^{x_0} \frac{dx}{y-x}$$

- уравнение Рейля

ПОСТЕПЕННАЯ КОНДЕНСАЦИЯ

$$G y = x dG + (G - dG)(y - dy)$$



$$\frac{dG}{G} = \frac{dy}{y-x}$$

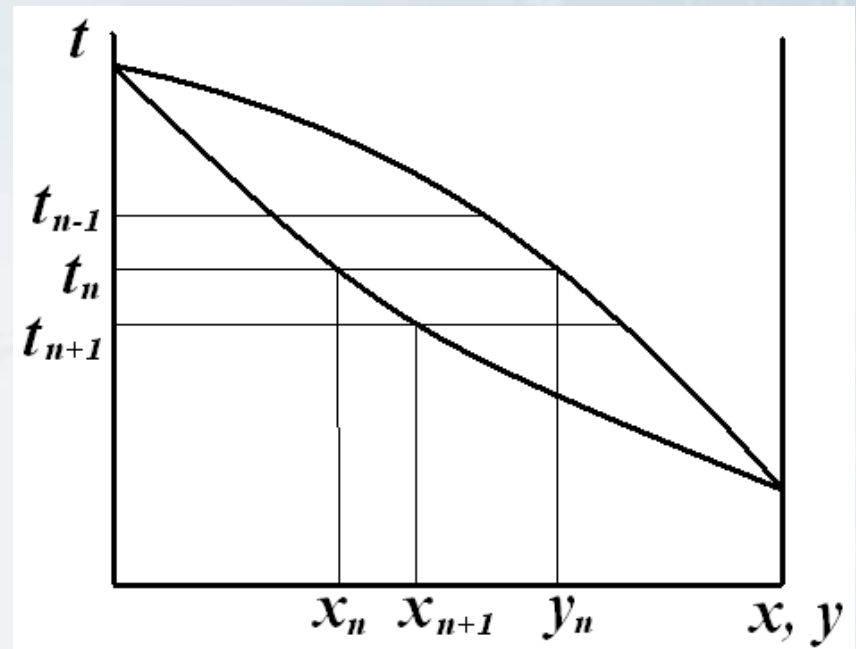
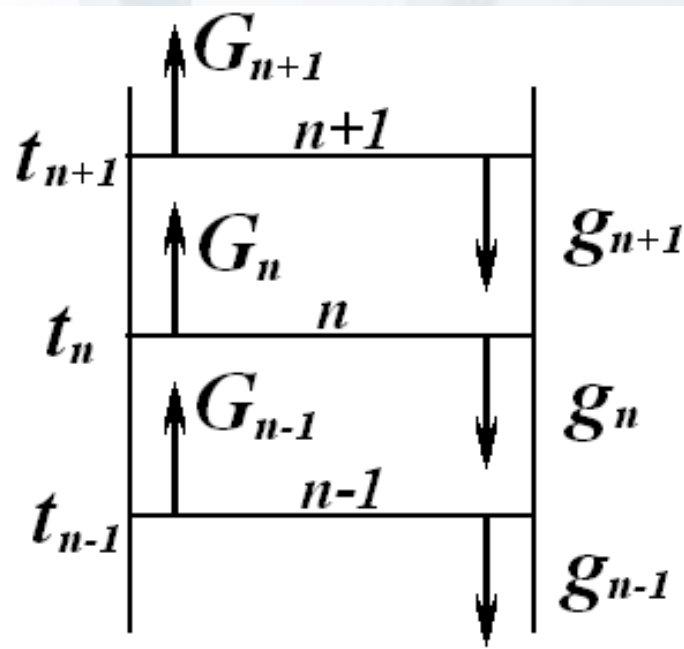
$$\ln \frac{G}{G_0} = - \int_{y_0}^y \frac{dy}{y-x}$$

$$g_0 x_0 = g x + y_m (g_0 - g)$$

$$y_m = \frac{g_0 x_0 - g x}{g_0 - g}$$

Сущность процесса ректификации

- *диффузионный процесс разделения жидкостей, различающихся по температурам кипения, который осуществляется путем противоточного многократно ступенчатого или непрерывного контактирования паров и жидкости*



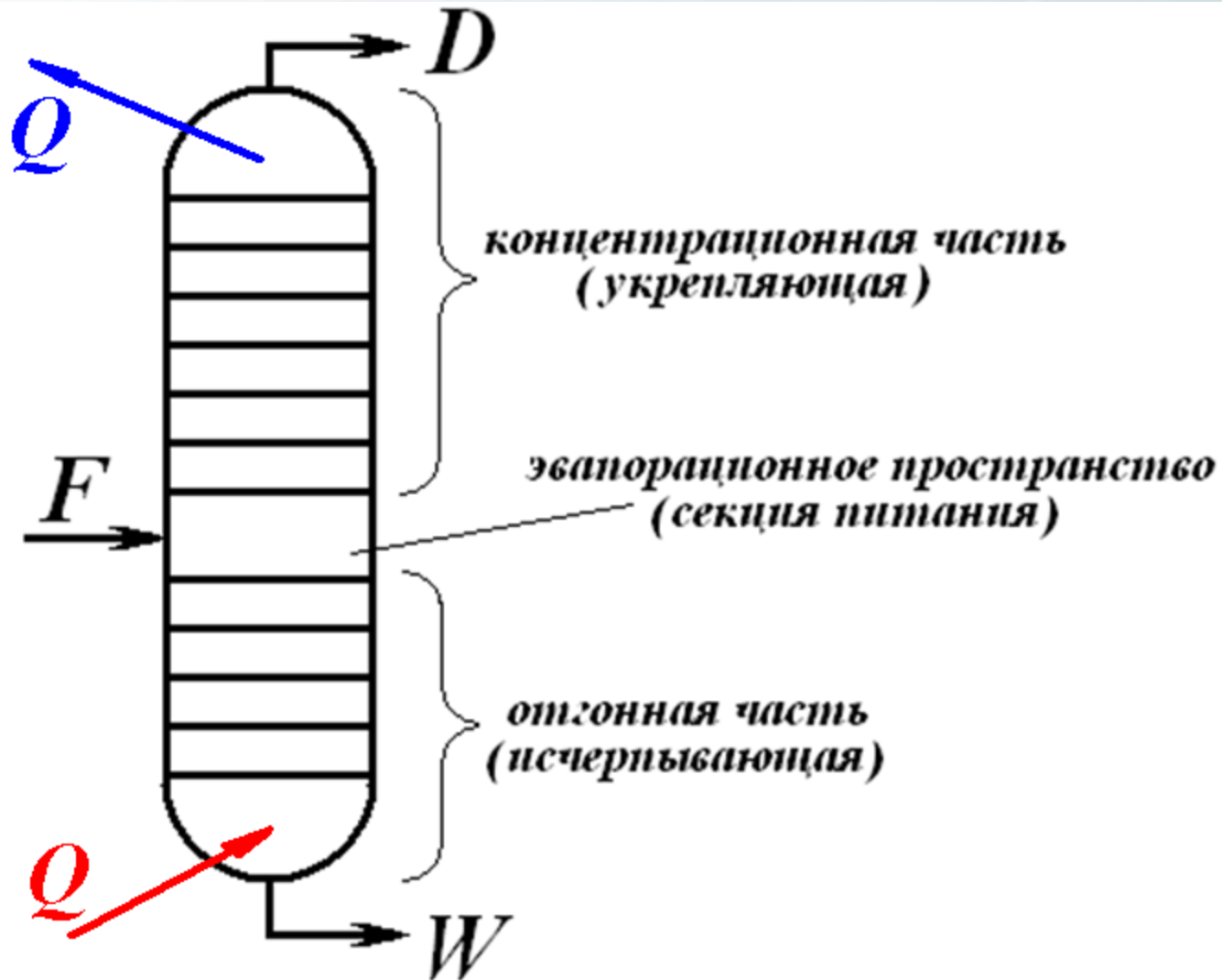
Ректификация

- Учебный фильм

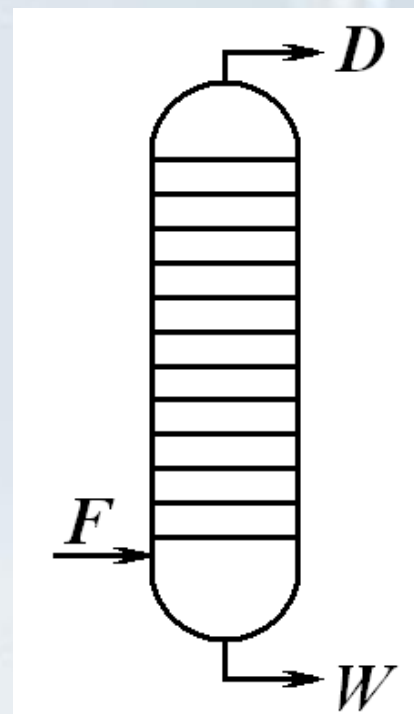
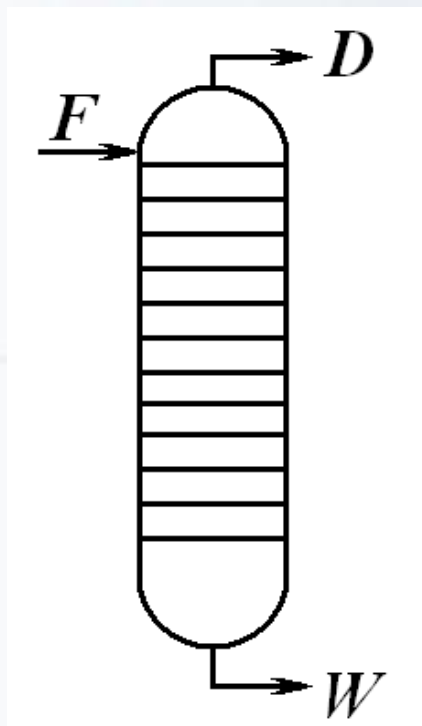
РЕКТИФИКАЦИЯ



Принципиальное устройство ректификационной колонны

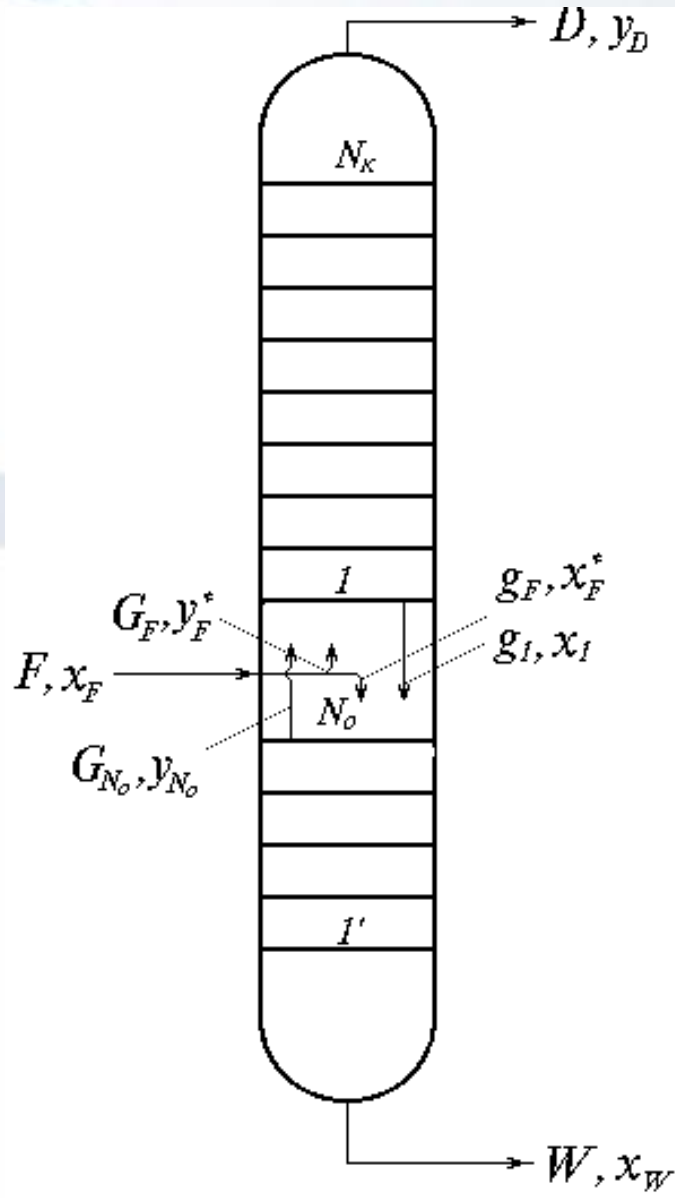


Принципиальное устройство ректификационной колонны



неполные колонны

Материальный баланс колонны



для всей колонны по всем компонентам:

$$F = D + W$$

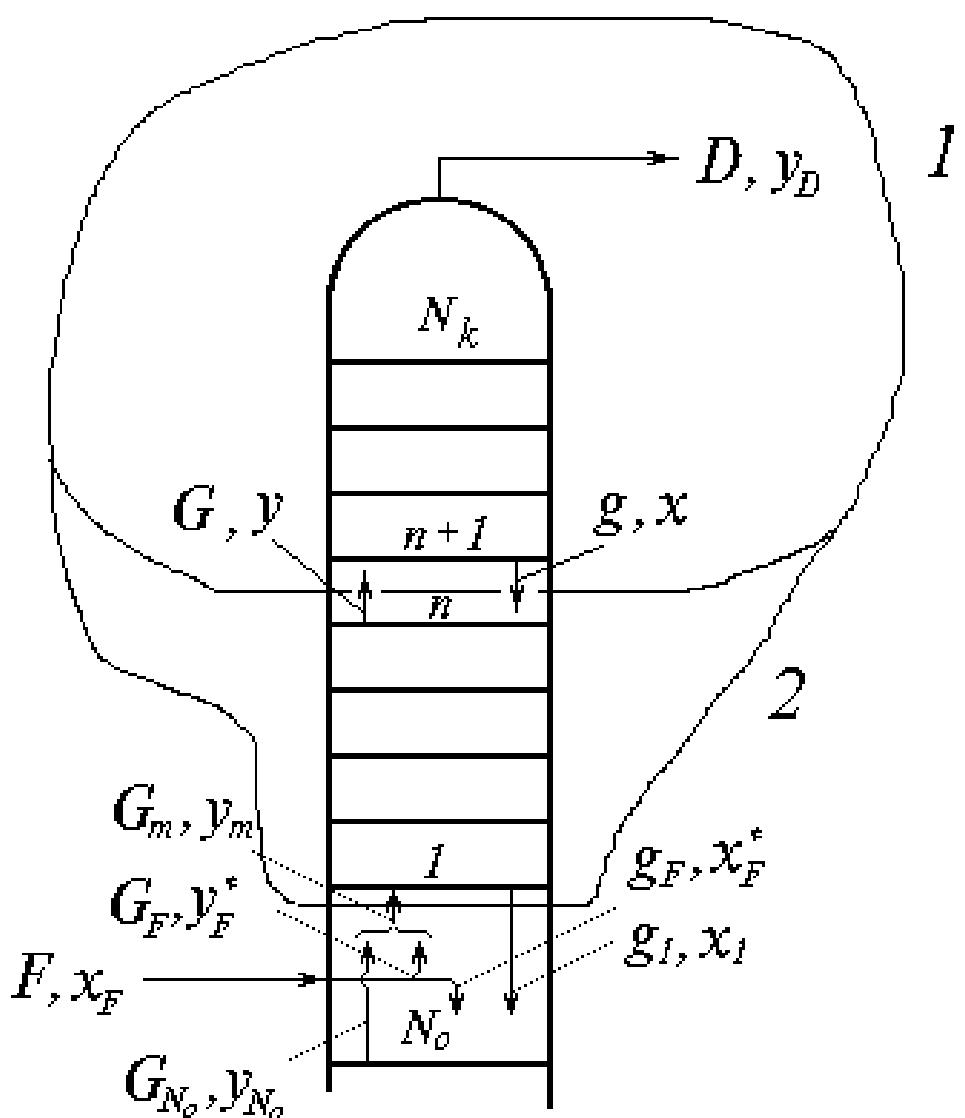
по НКК:

$$F x_F = D y_D + W x_W$$

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W}$$

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{y_D - x_F}{y_D - x_W}$$

Материальный баланс верхней части колонны



По контуру 1:

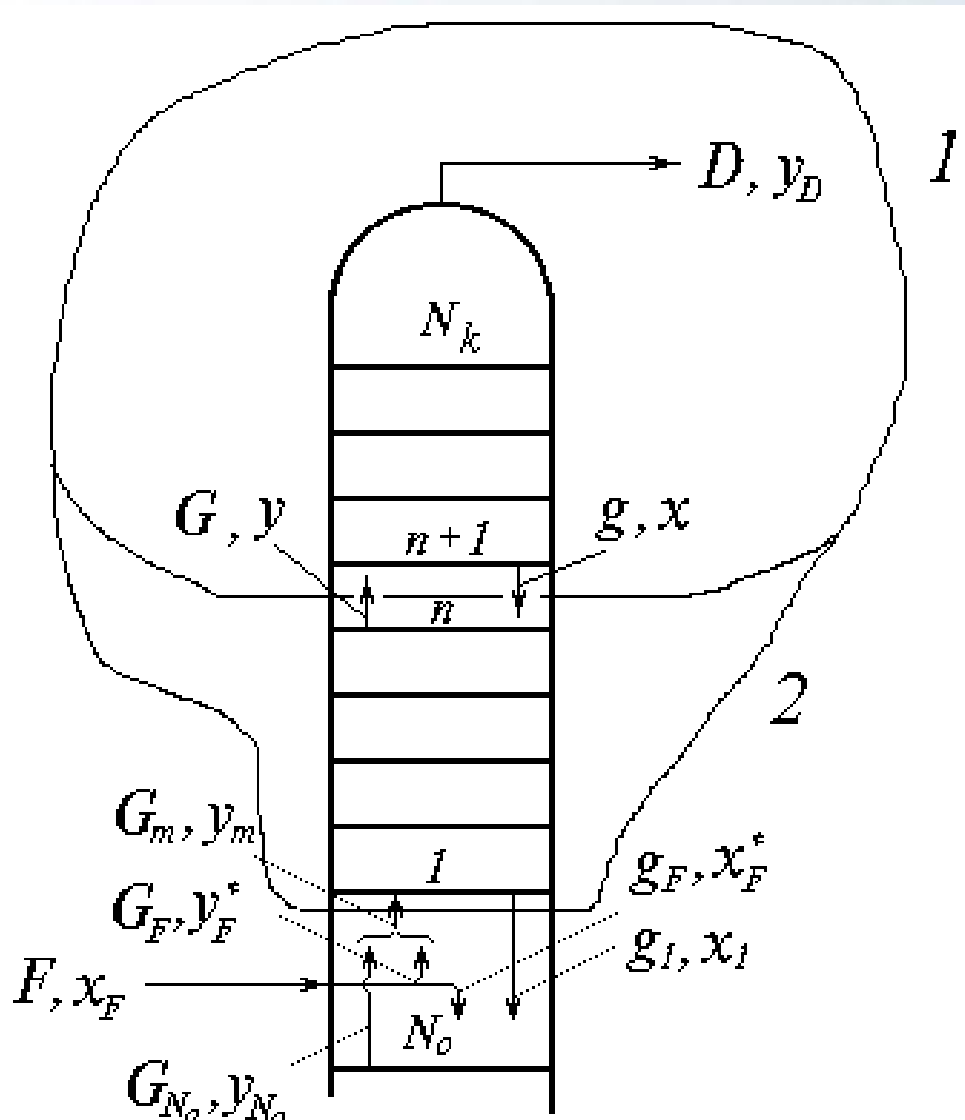
$$G = g + D \quad \text{или} \quad G - g = D$$

$$G y = g x + D y_D$$

$$R = \frac{g}{D} = \frac{y_D - y}{y - x}$$

- флегмовое число

Материальный баланс верхней части колонны



$$y = \frac{g}{g + D} x + \frac{D}{g + D} y_D$$

$$y = \frac{R}{R + 1} x + \frac{y_D}{R + 1}$$

уравнение рабочей линии
уравнение линии концентраций
уравнение оперативной линии

Материальный баланс верхней части колонны

По контуру 2 – для всей верхней части колонны:

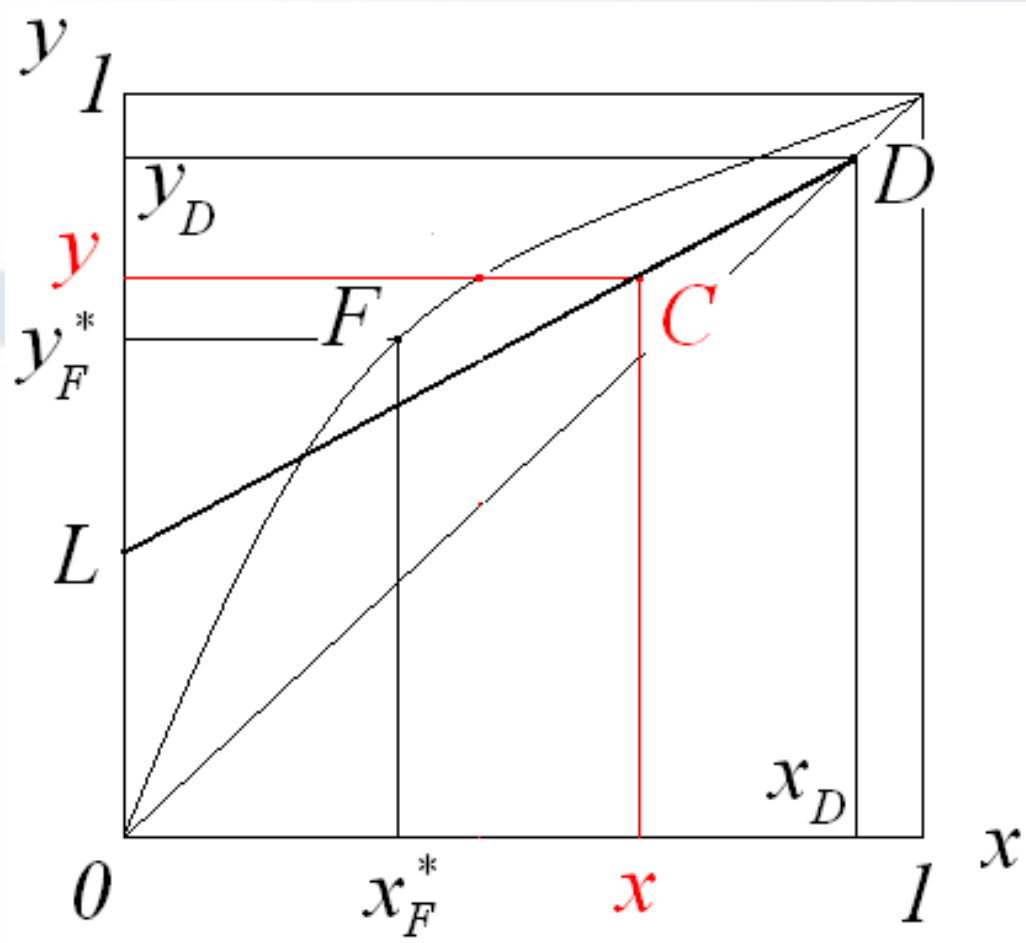
$$G_F + G_{N_o} = g_1 + D$$

$$G_F y_F^* + G_{N_o} y_{N_o} = g_1 x_1 + D y_D$$

$$y_m = \frac{G_F y_F^* + G_{N_o} y_{N_o}}{G_F + G_{N_o}} = \frac{G_F y_F^* + G_{N_o} y_{N_o}}{G_m}$$

$$g_D = g = g_1 = \text{const} \quad \frac{R}{R + 1} = \text{const}$$

Материальный баланс верхней части колонны

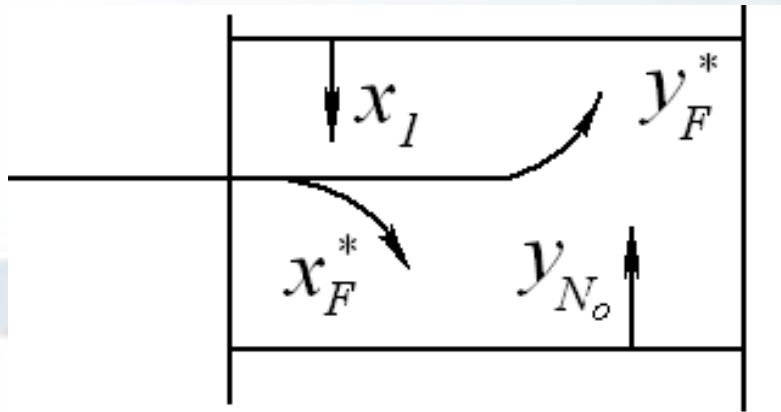


$$D \left(x = y_D; y = y_D \right)$$

$$L \left(x = 0; y = \frac{y_D}{R+1} \right)$$

Материальный баланс верхней части колонны

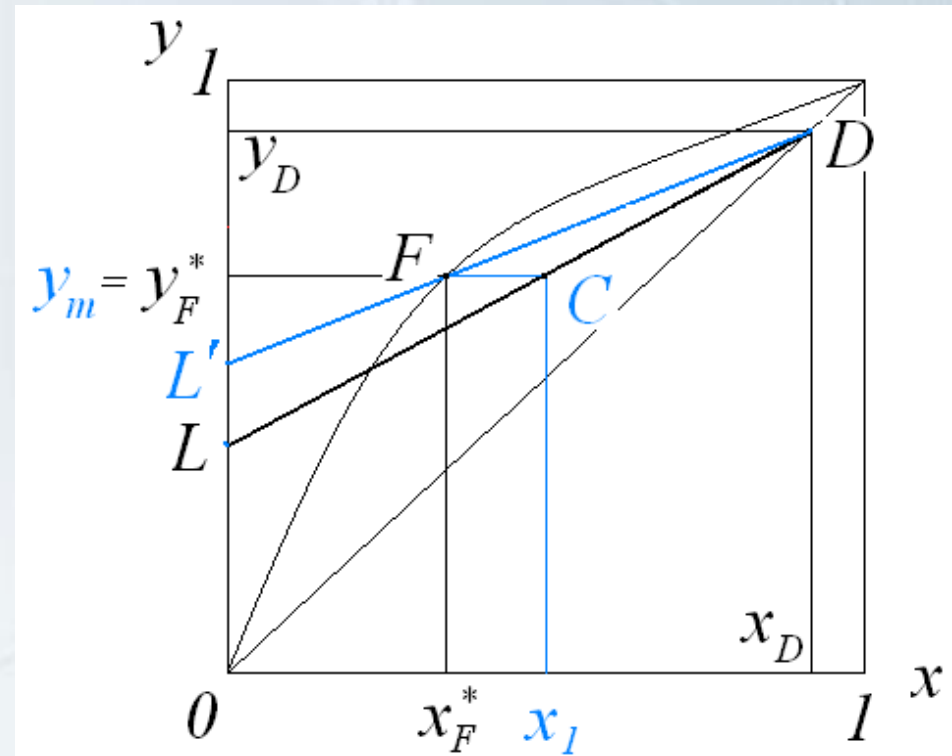
Режим минимального орошения



$$y_{N_o} < y_F^*$$

$$y_{N_o} = y_F^*$$

$$R_{мин} = \left| \frac{g}{D} \right|_{мин} = \frac{y_D - y_F^*}{y_F^* - x_F^*}$$



Лекция 11.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС КОЛОННЫ



Материальный баланс нижней части колонны

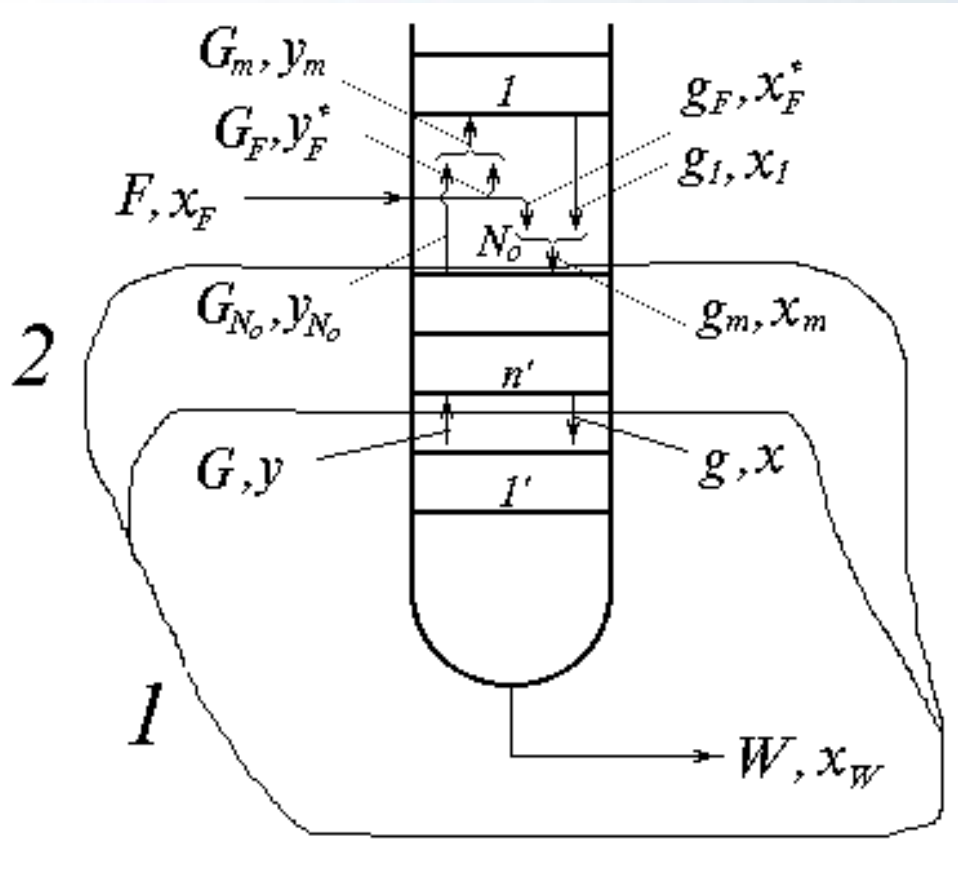
По контуру 1:

$$g = G + W \quad \text{или} \quad g - G = W$$

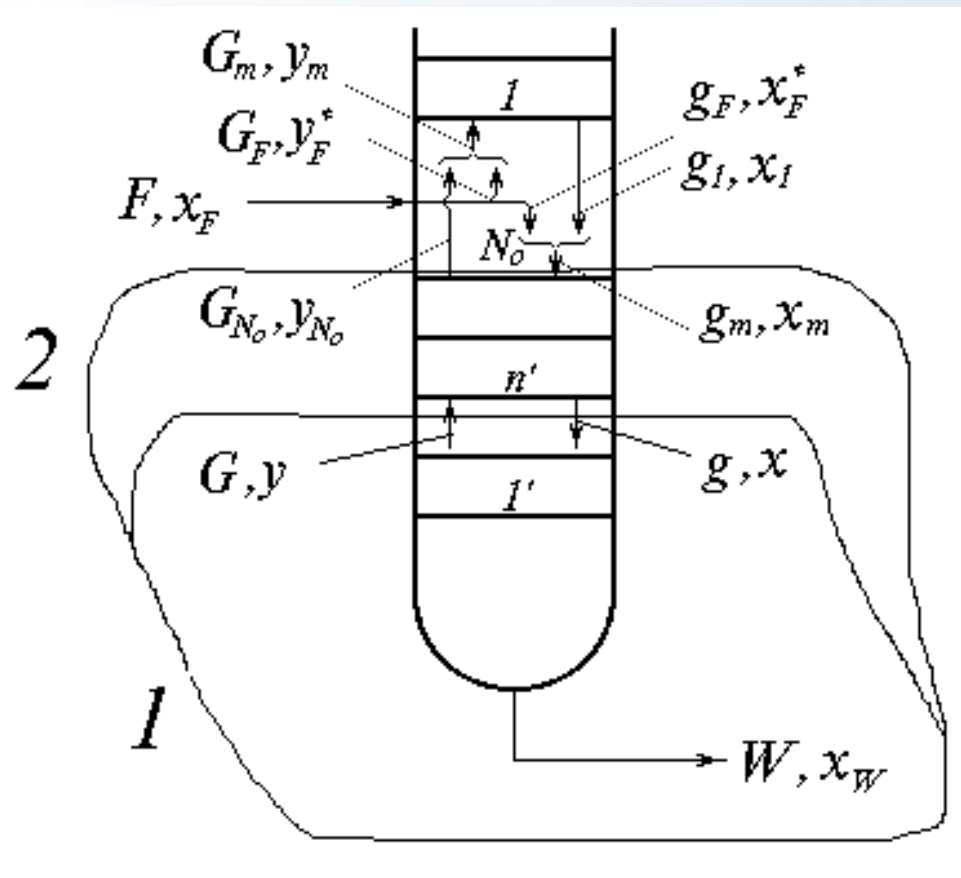
$$g \ x = G \ y + W \ x_W$$

$$\Pi = \frac{G}{W} = \frac{x - x_W}{y - x}$$

- паровое число



Материальный баланс нижней части колонны



$$y = \frac{G + W}{G} x - \frac{W x_W}{G}$$

$$y = \frac{\Pi + 1}{\Pi} x - \frac{x_W}{\Pi}$$

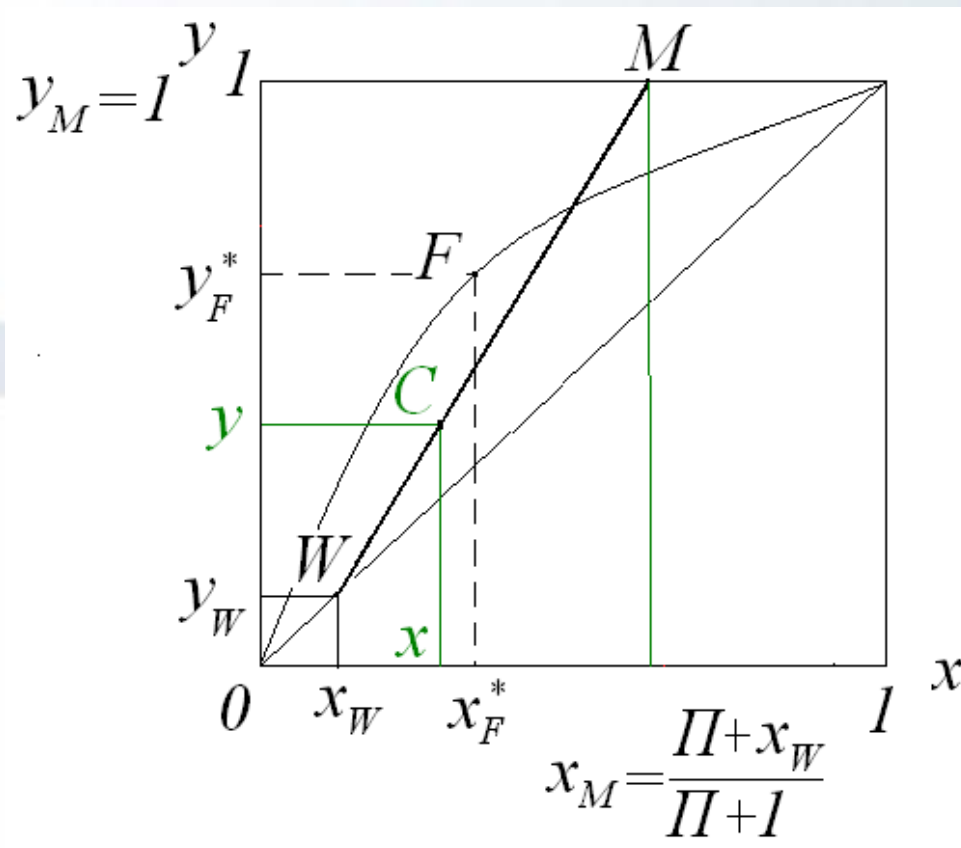
Материальный баланс нижней части колонны

По контуру 2 – для всей нижней части колонны:

$$g_F x_F^* + g_1 x_1 = G_{N_0} y_{N_0} + W x_W$$

$$x_m = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_F + g_1} = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_m}$$

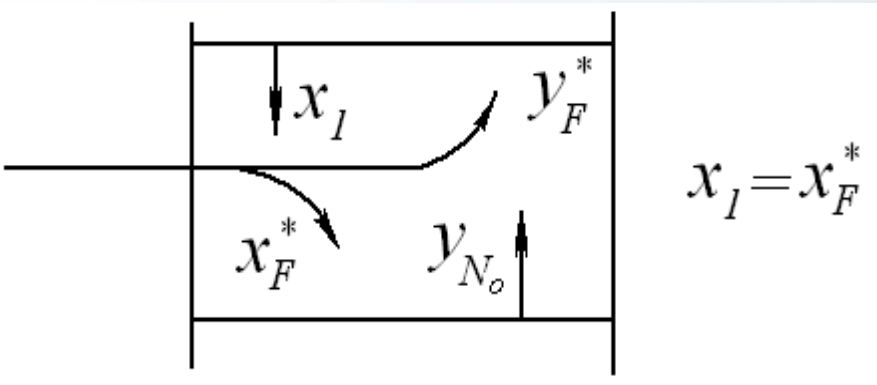
Материальный баланс нижней части колонны



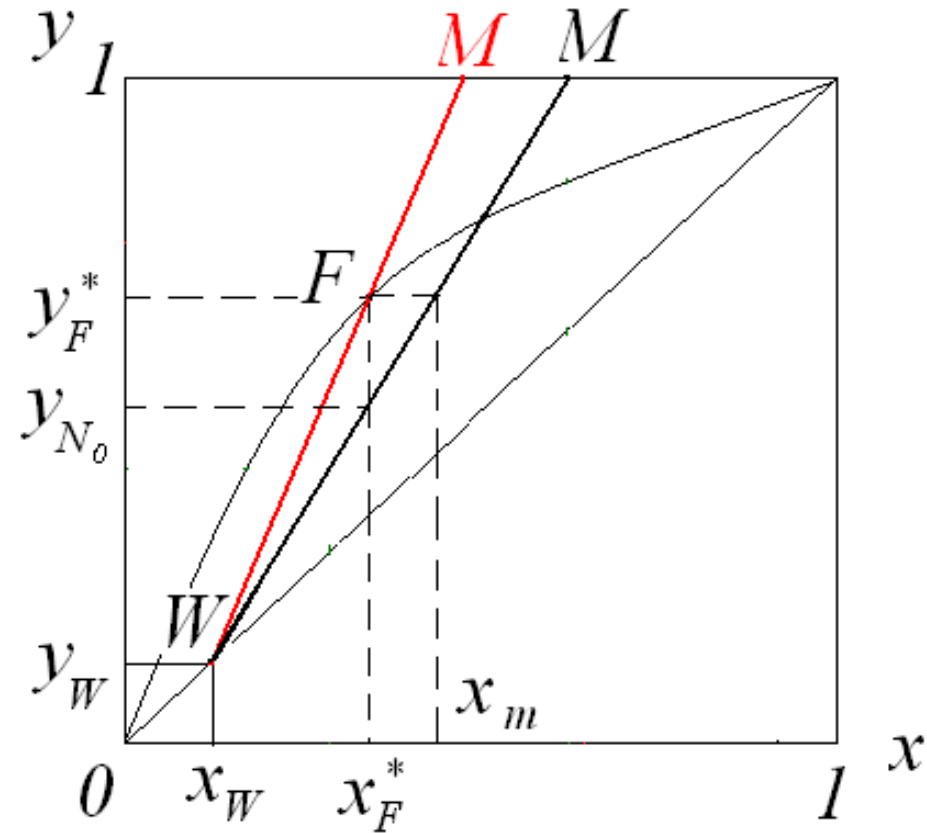
$$W (x = x_W; y = x_W)$$

$$M \left(x = \frac{\Pi + x_W}{\Pi + 1}; y = 1 \right)$$

Материальный баланс нижней части колонны Режим минимальных паров



$$\Pi_{\min} = \left| \frac{G}{W} \right|_{\min} = \frac{x_F^* - x_W}{y_F^* - x_F^*}$$



Общий вид уравнения рабочей линии

$$\Phi = g / G \quad - \text{внутреннее флегмовое число}$$

- для верхней части колонны

$$\Phi \leq 1 \quad G \geq g$$

$$y = \frac{g}{G} x + \frac{G - g}{G} y_D$$

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) y_D$$

- для нижней части колонны

$$\Phi \geq 1 \quad G \leq g$$

$$y = \frac{g}{G} x - \frac{g - G}{G} x_W$$

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) x_W$$

Общий вид уравнения рабочей линии

$$\Phi = g / G \quad - \text{внутреннее флегмовое число}$$

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) y_D$$

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) x_W$$

$$x_p = y_D$$

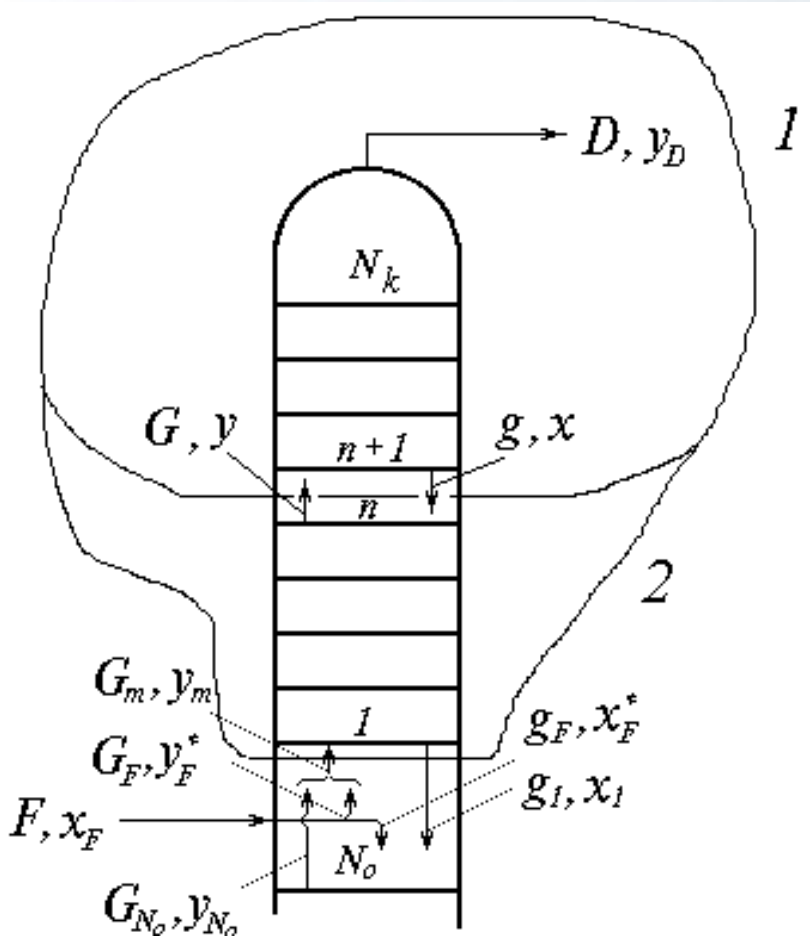
$$x_p = x_W$$

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) x_p$$

$$\Phi = \frac{R}{R + 1} \leq 1$$

$$\Phi = \frac{\Pi + 1}{\Pi} \geq 1$$

Связь между основными параметрами ректификации



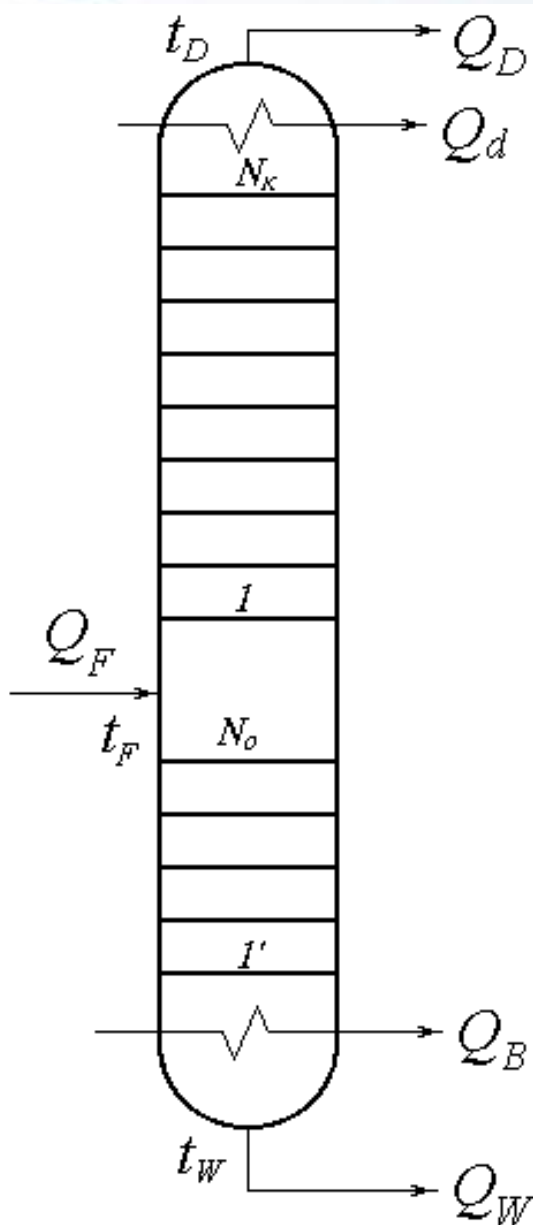
$$G_F + G_{N_o} = g_1 + D$$

$$Fe + IW = RD + D$$

$$Fe + PF(1-\varepsilon) = RF\varepsilon + D$$

$$\Pi = \frac{R\varepsilon + \varepsilon - e}{1 - \varepsilon}$$

Тепловой баланс колонны



$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_d$$

$$Q_F = F (1-e) h_{t_F} + F e H_{t_F} = F q_F$$

$$Q_B = G_W (H_{t_W} - h_{t_W}) = G_W q_{исп}$$

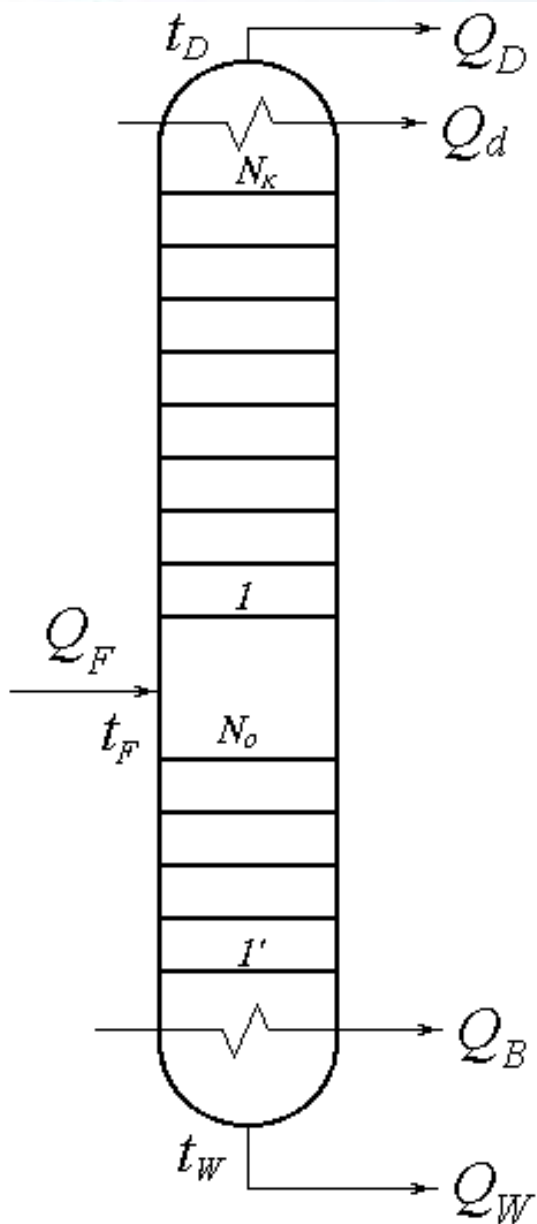
$$Q_D = D H_{t_D}$$

$$Q_W = W h_{t_W}$$

$$Q_d \approx g_D (H_{t_D} - h_{t_D}) = g_D q_{конд}$$

$$Q_F + Q_B - Q_d = Q_D + Q_W = const$$

Тепловой баланс колонны



$$Q_F = (D H_{t_D} + Q_d) + (W h_{t_W} - Q_B)$$

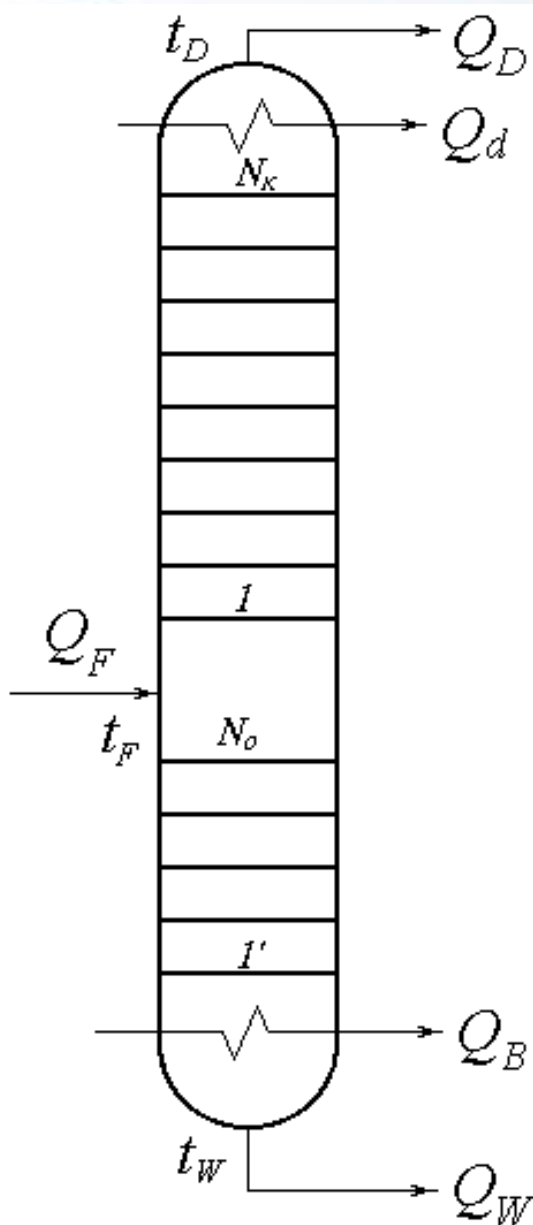
$$Q_F = D \left(H_{t_D} + \frac{Q_d}{D} \right) + W \left(h_{t_W} - \frac{Q_B}{W} \right)$$

$$q_D = H_{t_D} + \frac{Q_d}{D}$$

$$q_W = h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}$$

$$F q_F = D q_D + W q_W$$

Тепловой баланс колонны

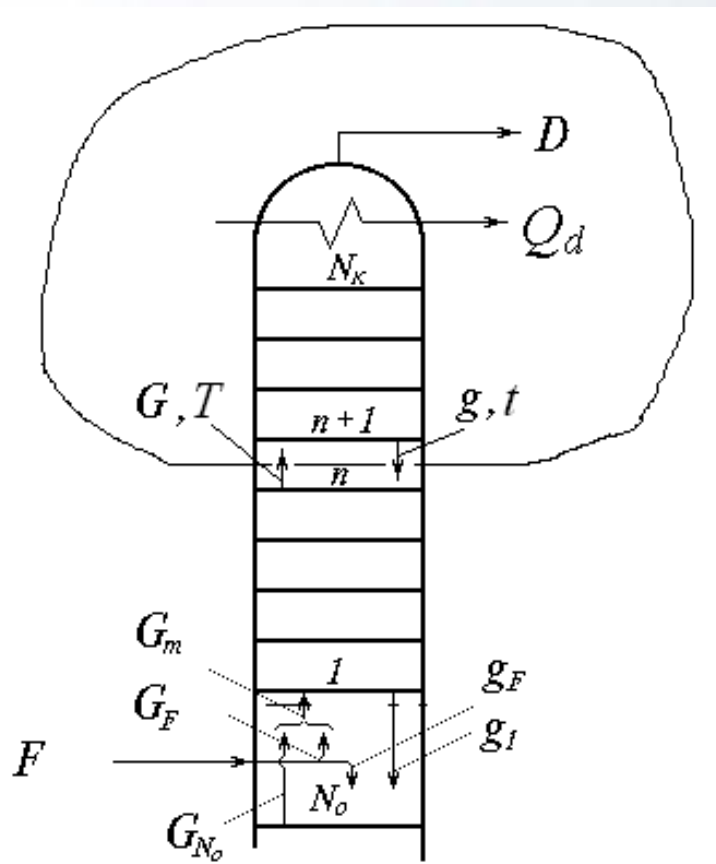


$$F q_F = D q_D + W q_W$$

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{q_F - q_W}{q_D - q_W}$$

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} = \frac{q_F - q_W}{q_D - q_W}$$

Тепловой баланс верхней части колонны



$$G H_T = D H_{t_d} + g h_t + Q_d$$

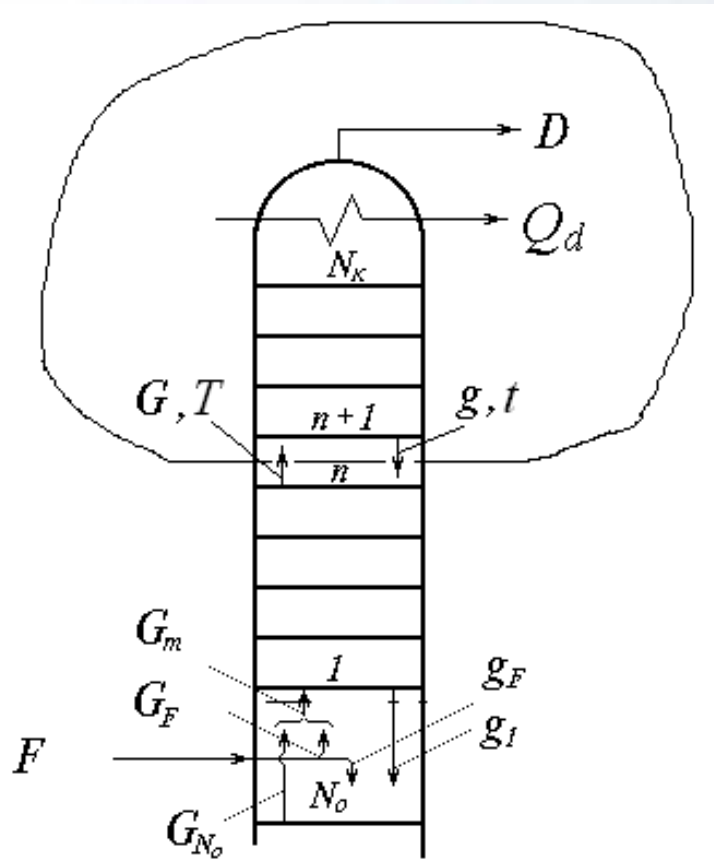
$$G = g + D$$

$$(g + D) H_T = D H_{t_d} + g h_t + Q_d$$

$$(g + D) H_T = D \left(H_{t_d} + \frac{Q_d}{D} \right) + g h_t$$

$$(g + D) H_T = D q_D + g h_t$$

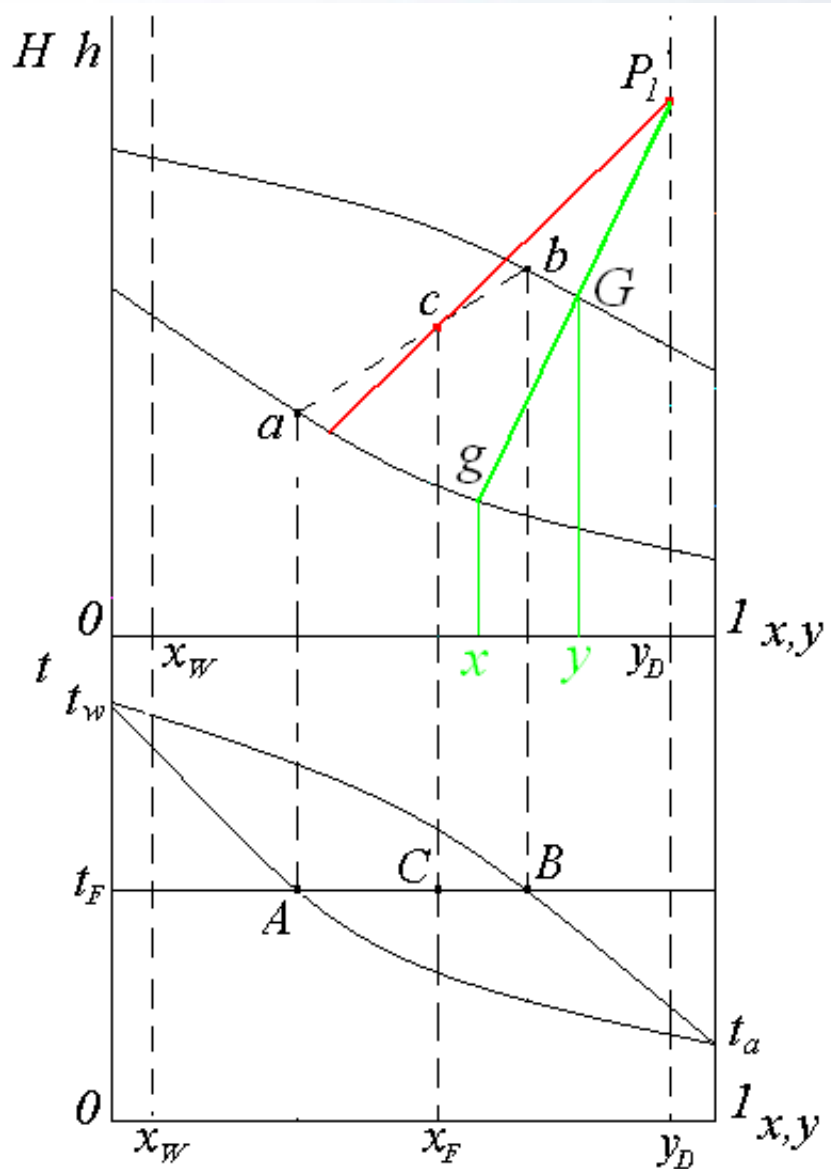
Тепловой баланс верхней части колонны



$$\frac{g}{D} = \frac{q_D - H_T}{H_T - h_t}$$

$$R = \frac{g}{D} = \frac{q_D - H_T}{H_T - h_t} = \frac{y_D - y}{y - x}$$

Тепловой баланс верхней части КОЛОННЫ



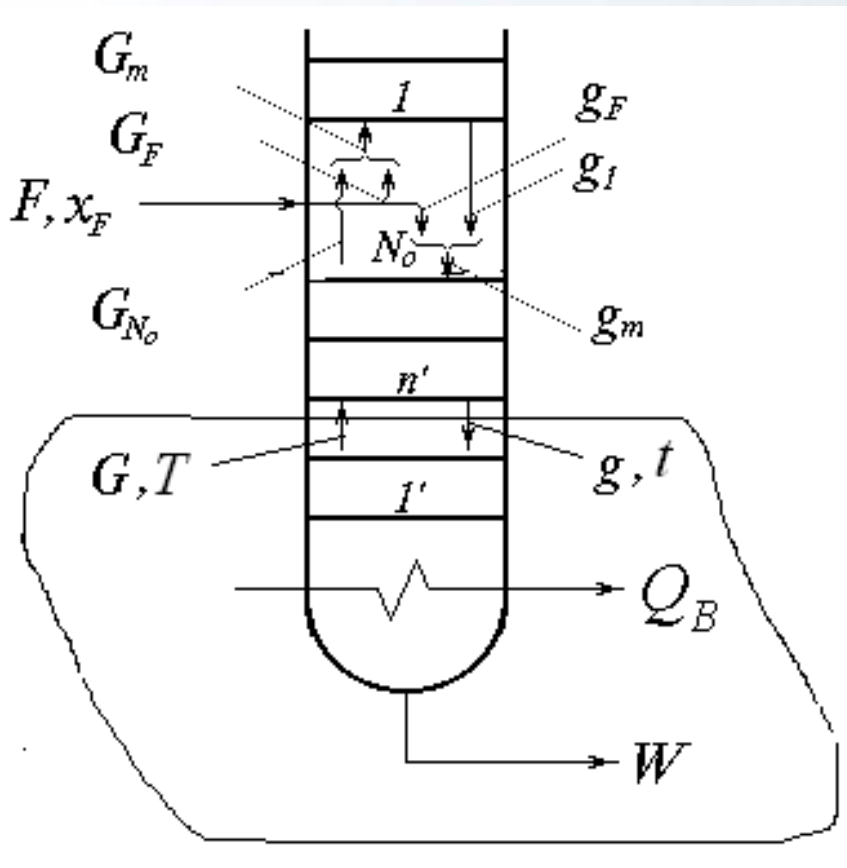
$$P_1 (y_D, q_D),$$

$$G (y, H_T),$$

$$g (x, h_t)$$

$$R = \frac{g}{D} = \frac{GP_1}{gG}$$

Тепловой баланс нижней части КОЛОННЫ



$$g h_t + Q_B = G H_T + W h_{t_w}$$

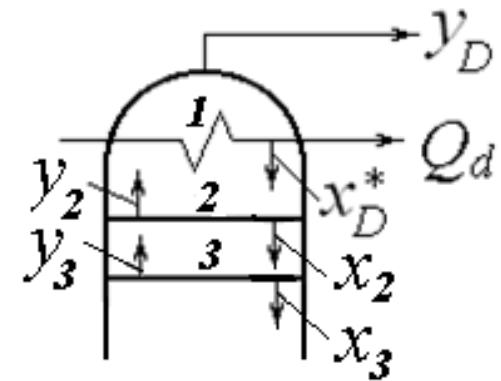
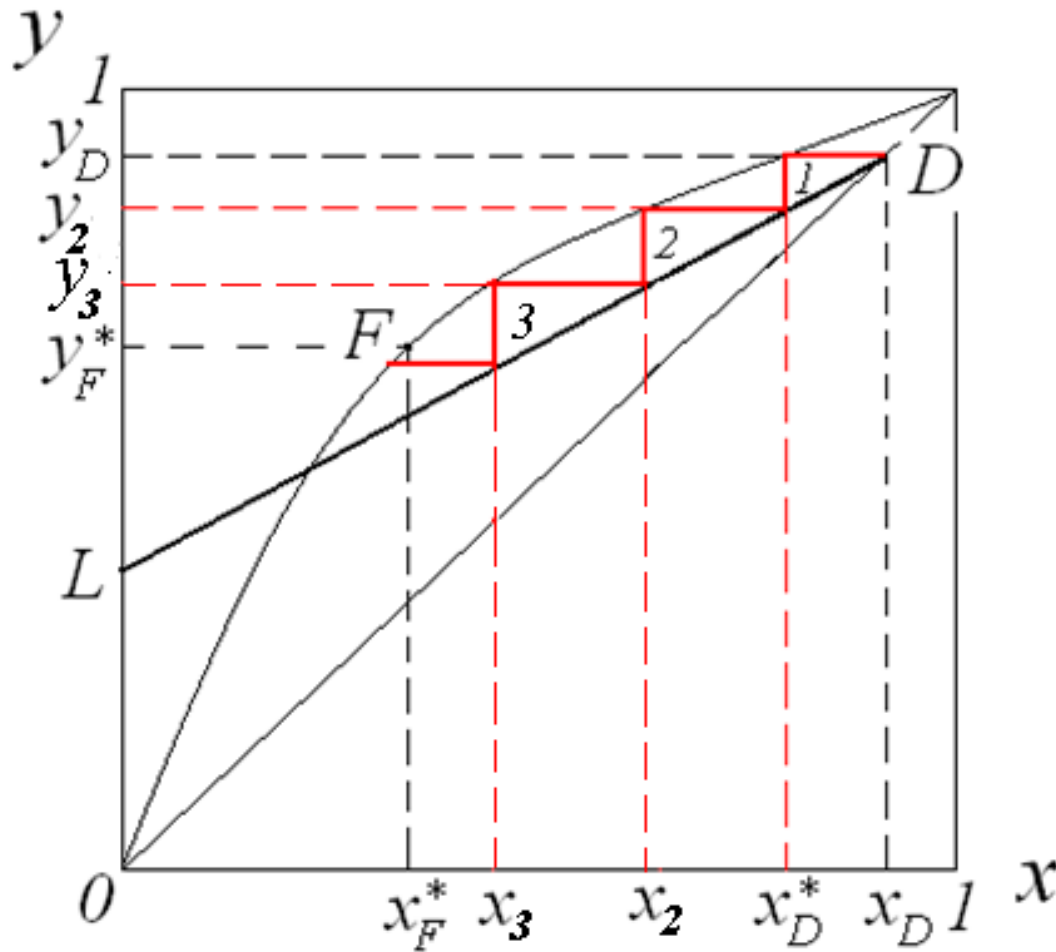
$$g = G + W$$

$$(G + W)h_t = G \cdot H_T + W \cdot \left(h_{t_w} - \frac{Q_B}{W} \right)$$

$$(G + W) \cdot h_t = G \cdot H_T + W \cdot q_w$$

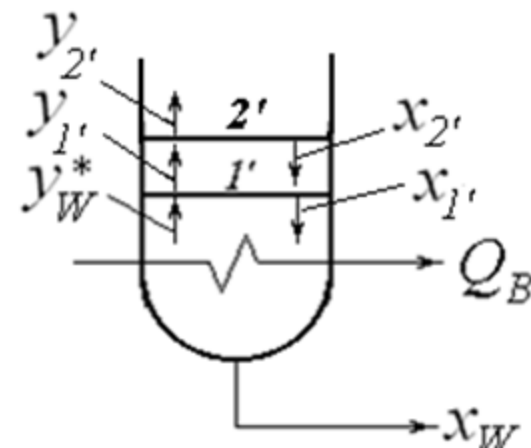
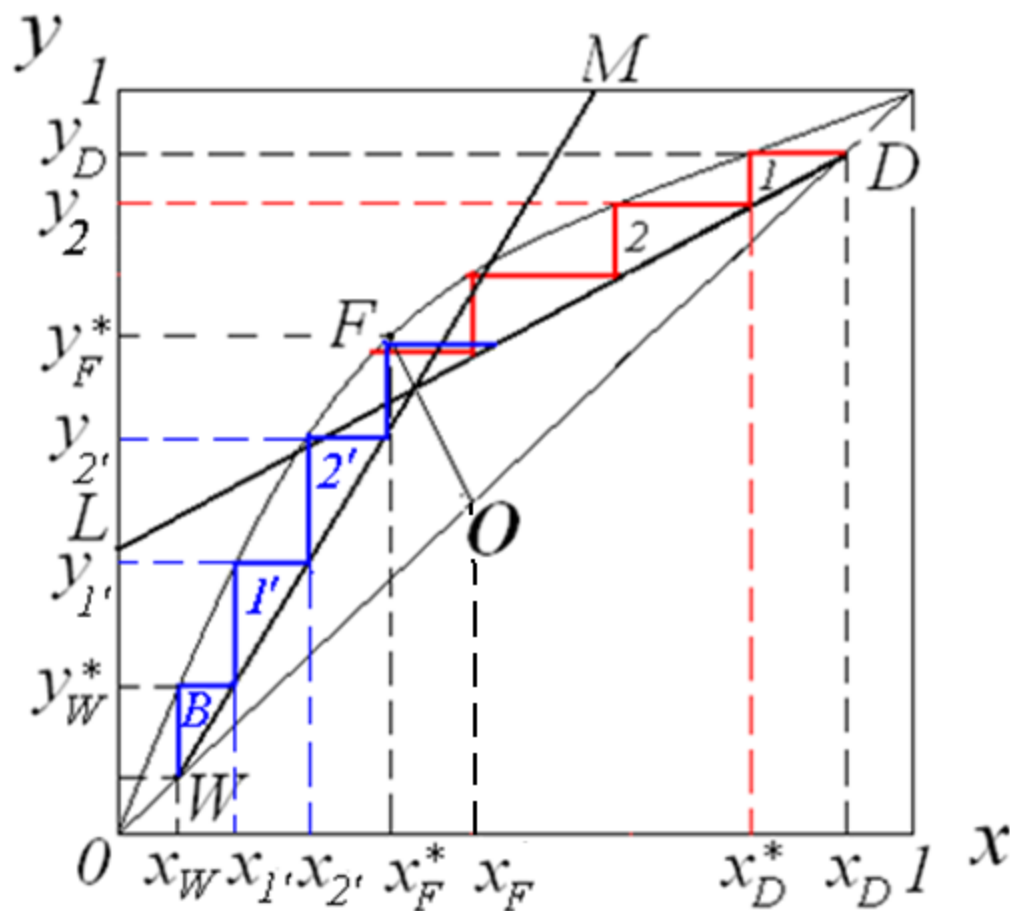
$$\Pi = \frac{G}{W} = \frac{h_t - q_w}{H_T - h_t} = \frac{x - x_w}{y - x}$$

Расчет числа теоретических тарелок графическим методом (Метод Мак-Кэба и Тиле)



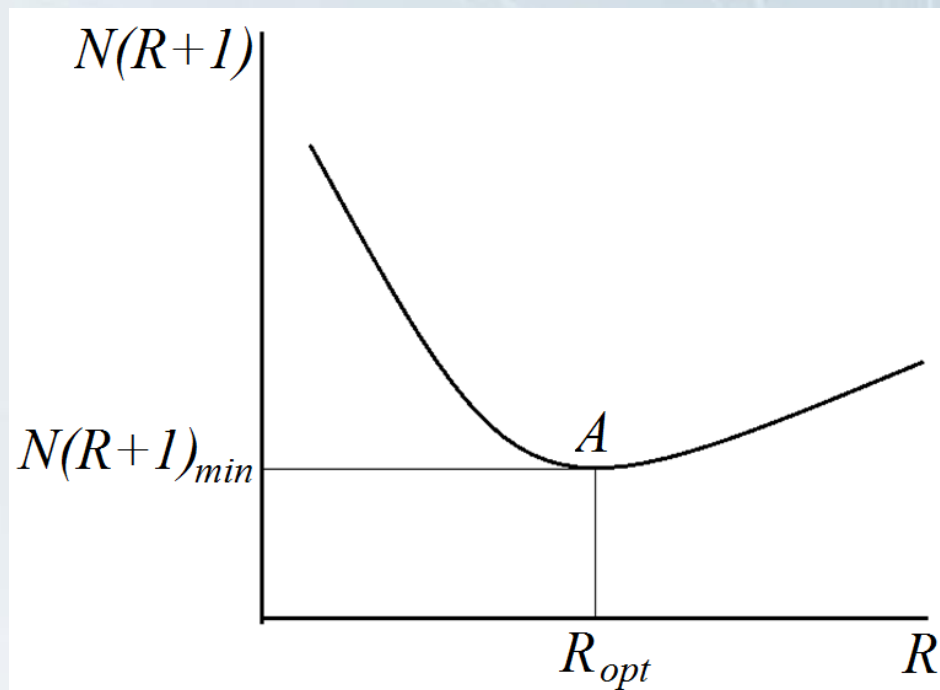
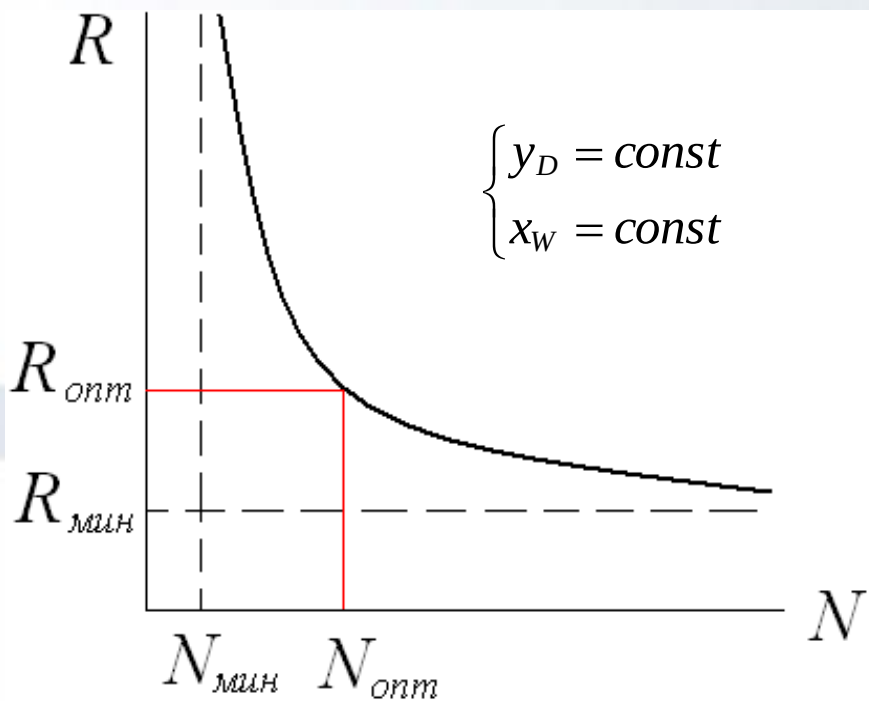
$$x_D^* = x_1$$

Расчет числа теоретических тарелок графическим методом (Метод Мак-Кэба и Тиле)



$$e = \frac{x_F - x_F^*}{y_F^* - x_F^*}$$

Оптимальный режим работы колонны



$$R_{\text{опт}} = 1,35R_{\text{мин}} + 0,35$$

$$N_{\text{опт}} = 1,7N_{\text{мин}} + 0,7$$

Лекция 12.

СПОСОБЫ ОТВОДА И ПОДВОДА ТЕПЛА



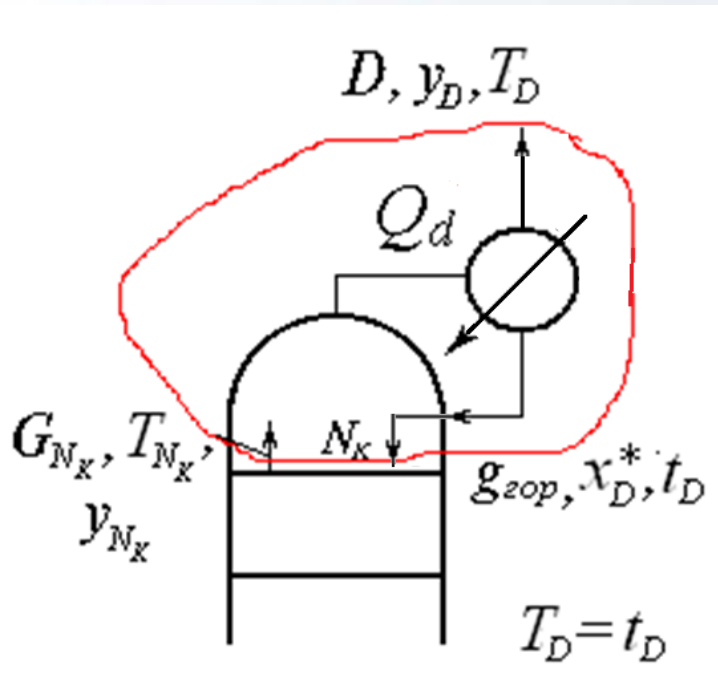
Способы создания орошения в колонне

- Парциальный конденсатор
- Холодное испаряющееся орошение
- Циркуляционное неиспаряющееся орошение

Выбор способа отвода тепла определяется условиями эксплуатации, свойствами перерабатываемого сырья и экономической эффективностью

Способы создания орошения в колонне

Парциальный конденсатор



$$G_{N_K} H_{T_{N_K}} = g_{zop} h_{t_D} + D H_{T_D} + Q_d$$

$$(g_{zop} + D) H_{T_{N_K}} = g_{zop} h_{t_D} + D H_{T_D} + Q_d$$

$$Q_d = g_{zop} (H_{T_{N_K}} - h_{t_D}) + D (H_{T_{N_K}} - H_{t_D})$$

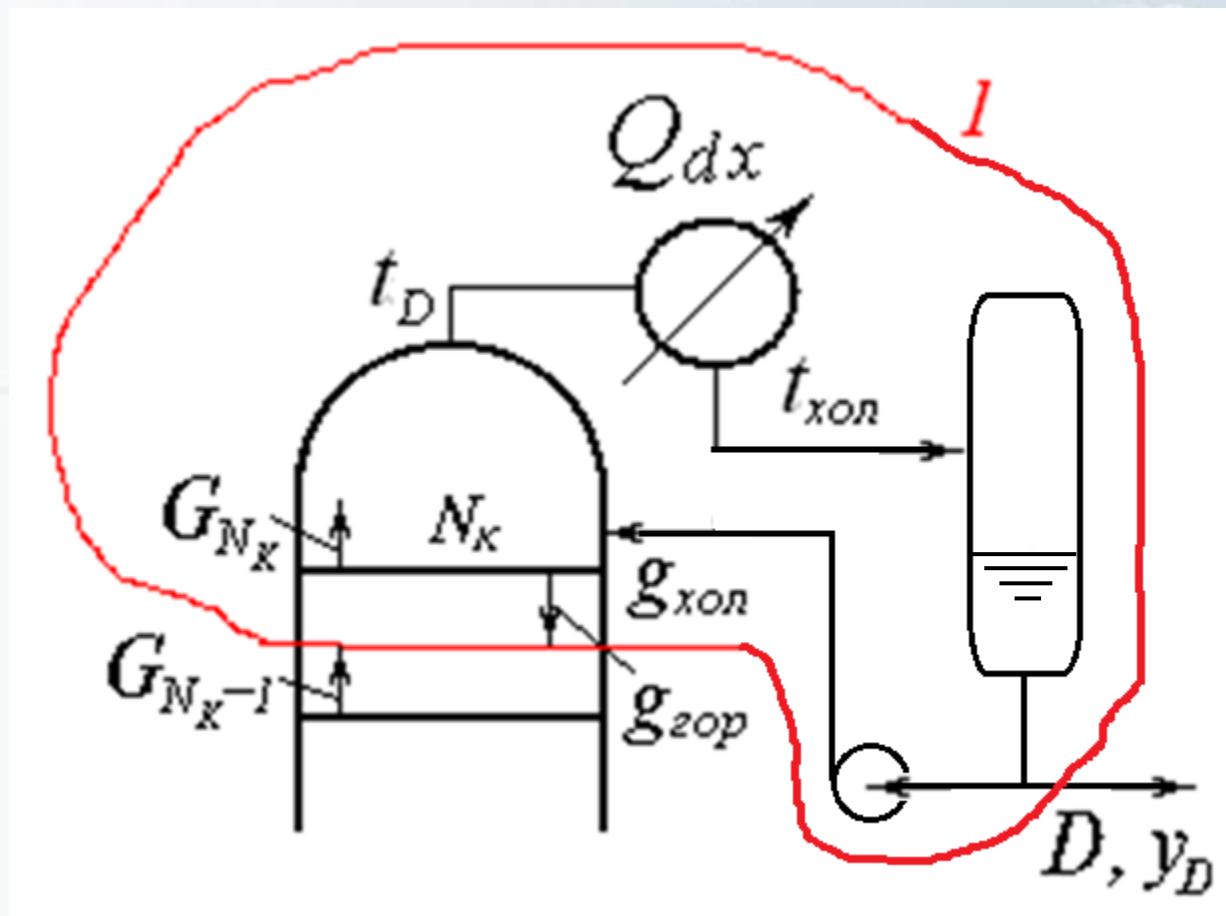
$$D (H_{T_{N_K}} - H_{t_D}) \approx 0$$

$$Q_d \approx g_{zop} (H_{t_{N_K}} - h_{t_D})$$

$$Q_d \approx g_{zop} q_{\text{конд}}$$

Способы создания орошения в колонне

Холодное («острое») испаряющееся орошение

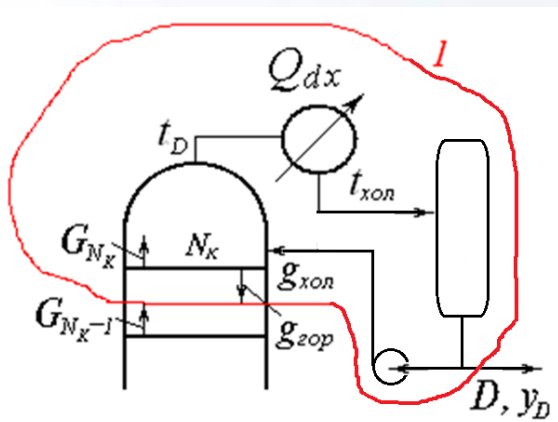


$$t_{N_K} = t_D$$

Способы создания орошения в колонне

Холодное («острое») испаряющееся орошение

Контур 1



$$G_{N_K-1} H_{T_{N_K-1}} = D h_{t_{xол}} + g_{zоп} h_{t_{N_K}} + Q_{dx}$$

$$(g_{zоп} + D) H_{T_{N_K-1}} = D h_{t_{xол}} + g_{zоп} h_{t_{N_K}} + Q_{dx}$$

$$Q_{dx} = g_{zоп} (H_{T_{N_K-1}} - h_{t_{N_K}}) + D (H_{T_{N_K-1}} - h_{t_{xол}})$$

$$Q_{dx} = g_{zоп} (H_{T_{N_K-1}} - h_{t_{N_K}}) + D (H_{T_{N_K-1}} - H_{T_{N_K}}) + D (H_{T_{N_K}} - h_{t_{xол}})$$

$$Q_{dx} = Q_d + D (H_{T_{N_K}} - h_{t_{xол}})$$

Способы создания орошения в колонне

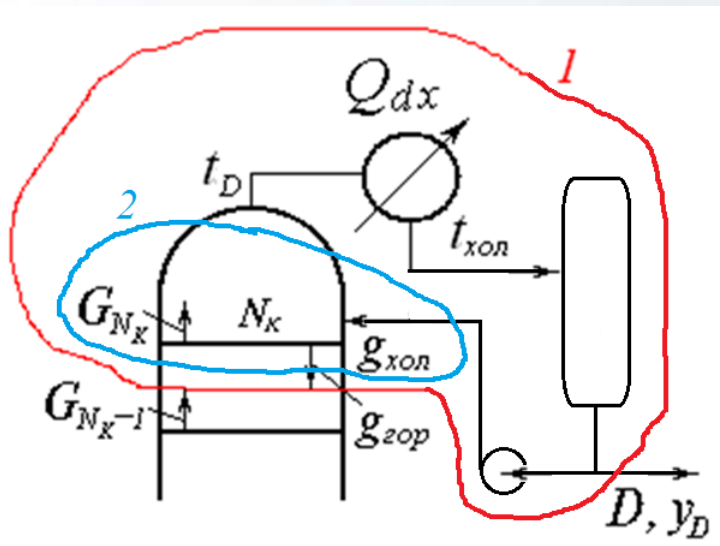
Холодное («острое») испаряющееся орошение

Контур 2

$$G_{N_K-1} \cdot H_{T_{N_K-1}} + g_{хол} h_{t_{хол}} = g_{гор} h_{t_{N_K}} + G_{N_K} H_{T_{N_K}}$$

$$(g_{гор} + D) H_{T_{N_K-1}} + g_{хол} h_{t_{хол}} = g_{гор} h_{t_{N_K}} + (D + g_{хол}) H_{T_{N_K}}$$

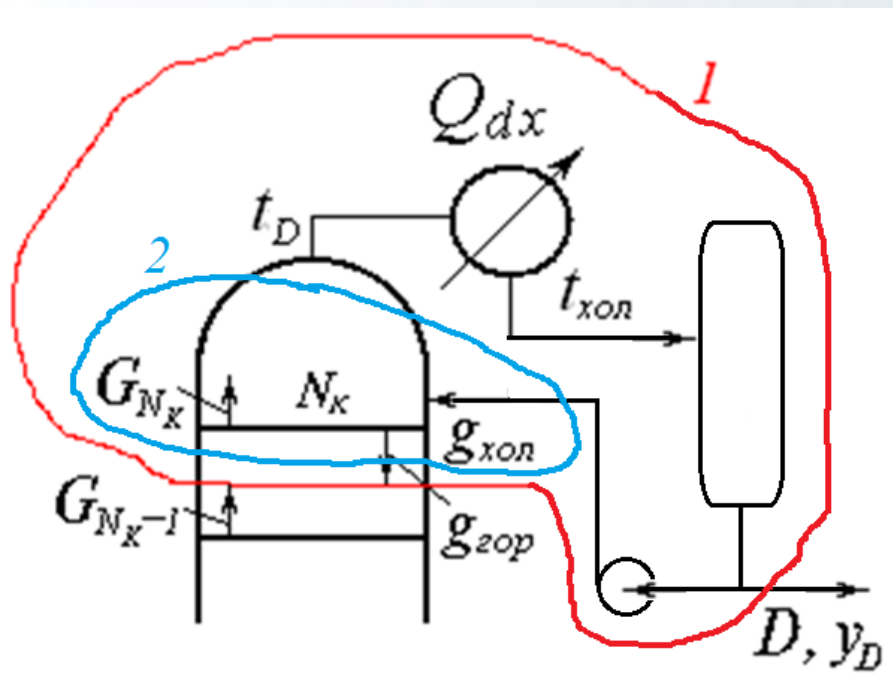
$$g_{хол} (H_{T_{N_K}} - h_{t_{хол}}) = g_{гор} (H_{T_{N_K-1}} - h_{t_{N_K}}) + D (H_{T_{N_K-1}} - H_{T_{N_K}})$$



$$Q_d = g_{хол} (H_{t_D} - h_{t_{хол}})$$

Способы создания орошения в колонне

Холодное («острое») испаряющееся орошение

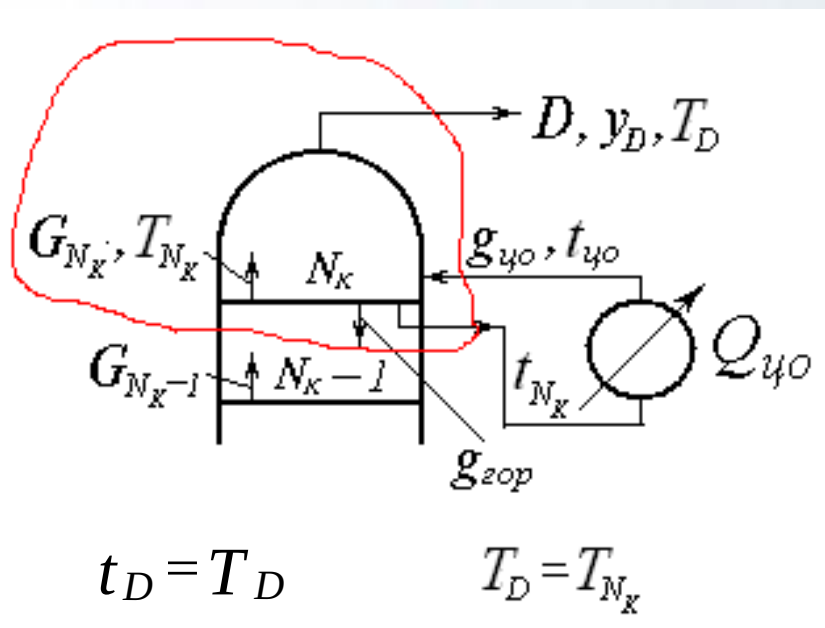


$$g_{хол} = \frac{Q_d}{H_{t_D} - h_{t_{хол}}}$$

$$\frac{g_{гор}}{g_{хол}} = \frac{H_{t_D} - h_{t_{хол}}}{H_{T_{N_K}} - h_{t_D}}$$

Способы создания орошения в колонне

Верхнее циркуляционное неиспаряющееся орошение



$$\begin{aligned}
 G_{N_K-1} H_{T_{N_K-1}} + g_{уо} h_{t_{уо}} &= \\
 &= g_{зоп} h_{t_D} + g_{уо} h_{t_D} + D H_{T_D} \\
 (g_{зоп} + D) H_{T_{N_K-1}} + g_{уо} h_{t_{уо}} &= \\
 &= g_{зоп} h_{t_D} + g_{уо} h_{t_D} + D H_{t_D}
 \end{aligned}$$

Способы создания орошения в колонне

Верхнее циркуляционное неиспаряющееся орошение

$$g_{\text{цo}}(h_{t_D} - h_{t_{\text{цo}}}) = g_{\text{zop}}(H_{T_{N_K-1}} - h_{t_D}) + D(H_{t_{N_K-1}} - H_{t_D})$$

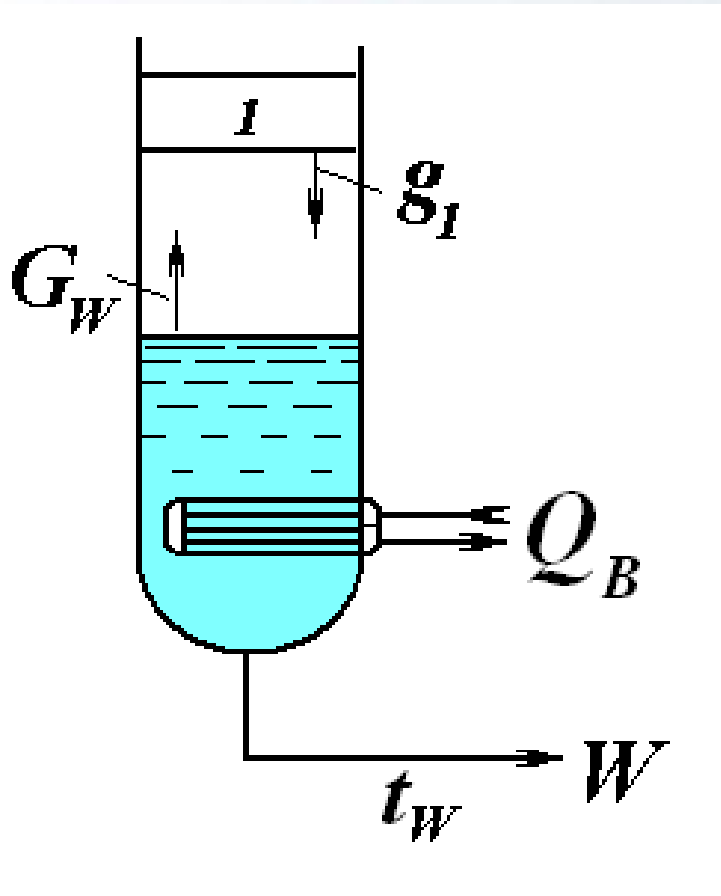
$$g_{\text{цo}}(h_{t_D} - h_{t_{\text{цo}}}) = Q_d$$

$$g_{\text{цo}} = \frac{Q_d}{h_{t_D} - h_{t_{\text{цo}}}}$$

$$\frac{g_{\text{цo}}}{g_{\text{хол}}} = \frac{H_{T_D} - h_{t_{\text{хол}}}}{h_{t_D} - h_{t_{\text{цo}}}}$$

Способы подвода тепла в низ колонны

1. Змеевики или пучки труб, вмонтированные непосредственно в корпус колонны



$$Q_B = G_W (H_{t_W} - h_{t_W})$$

$$Q_B = G_W q_{ucn}$$

Способы подвода тепла в низ колонны

2а. Подогреватель с паровым пространством - рибойлер

$$(G_W + W)h_{t_1} + Q_B = G_W H_{t_W} + W h_{t_W}$$

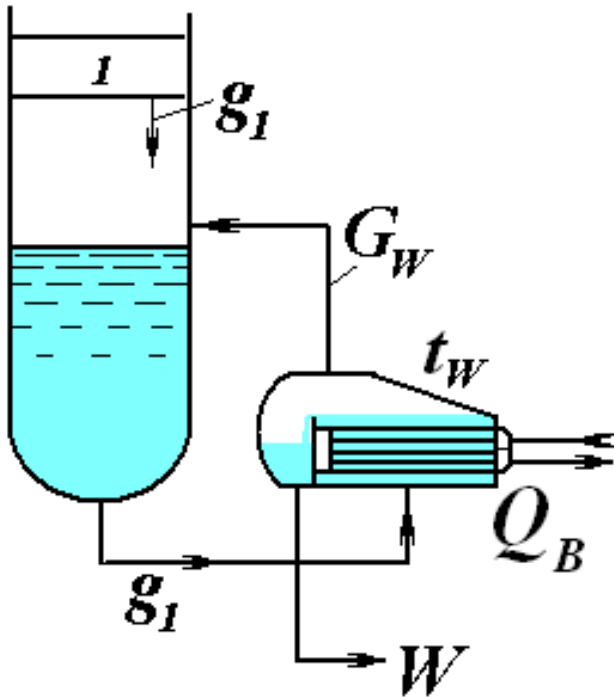
$$Q_B = G_W (H_{t_W} - h_{t_1}) + W (h_{t_W} - h_{t_1})$$

$$t_1 \approx t_W$$

$$Q_B \approx G_W (H_{t_W} - h_{t_1})$$

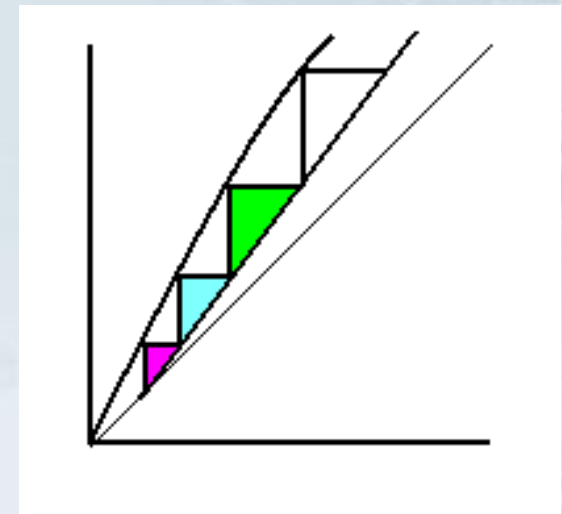
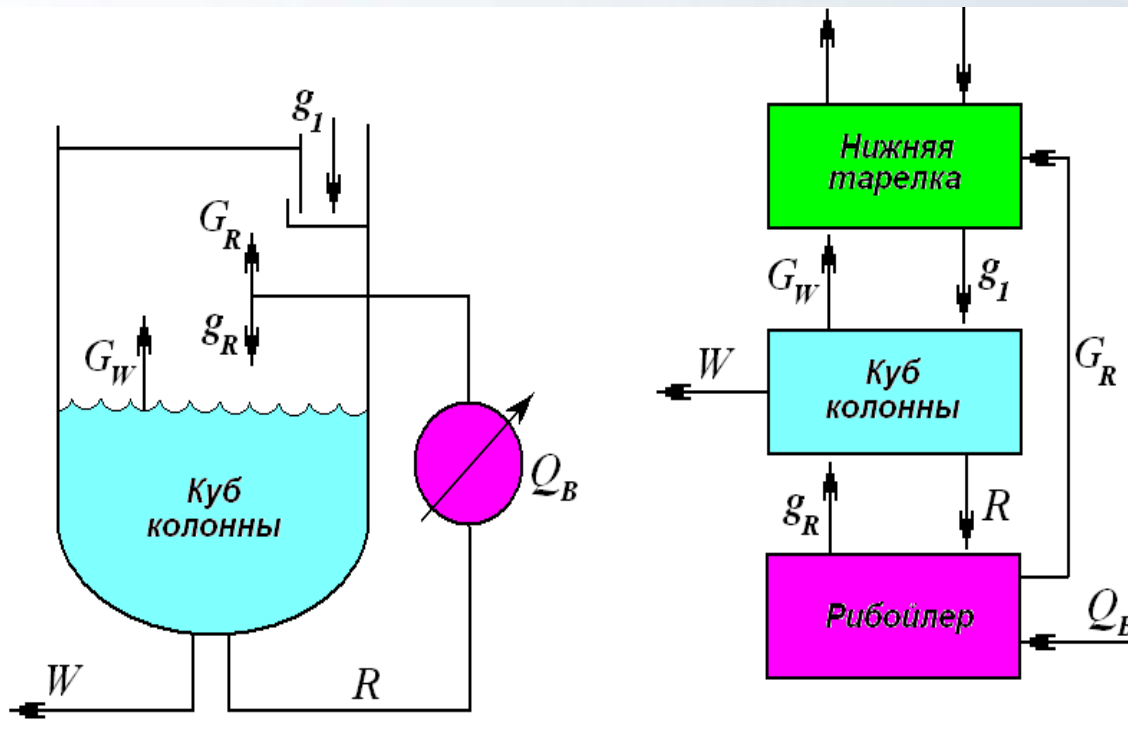
$$Q_B \approx G_W (H_{t_W} - h_{t_W})$$

$$Q_B \approx G_W q_{учн}$$



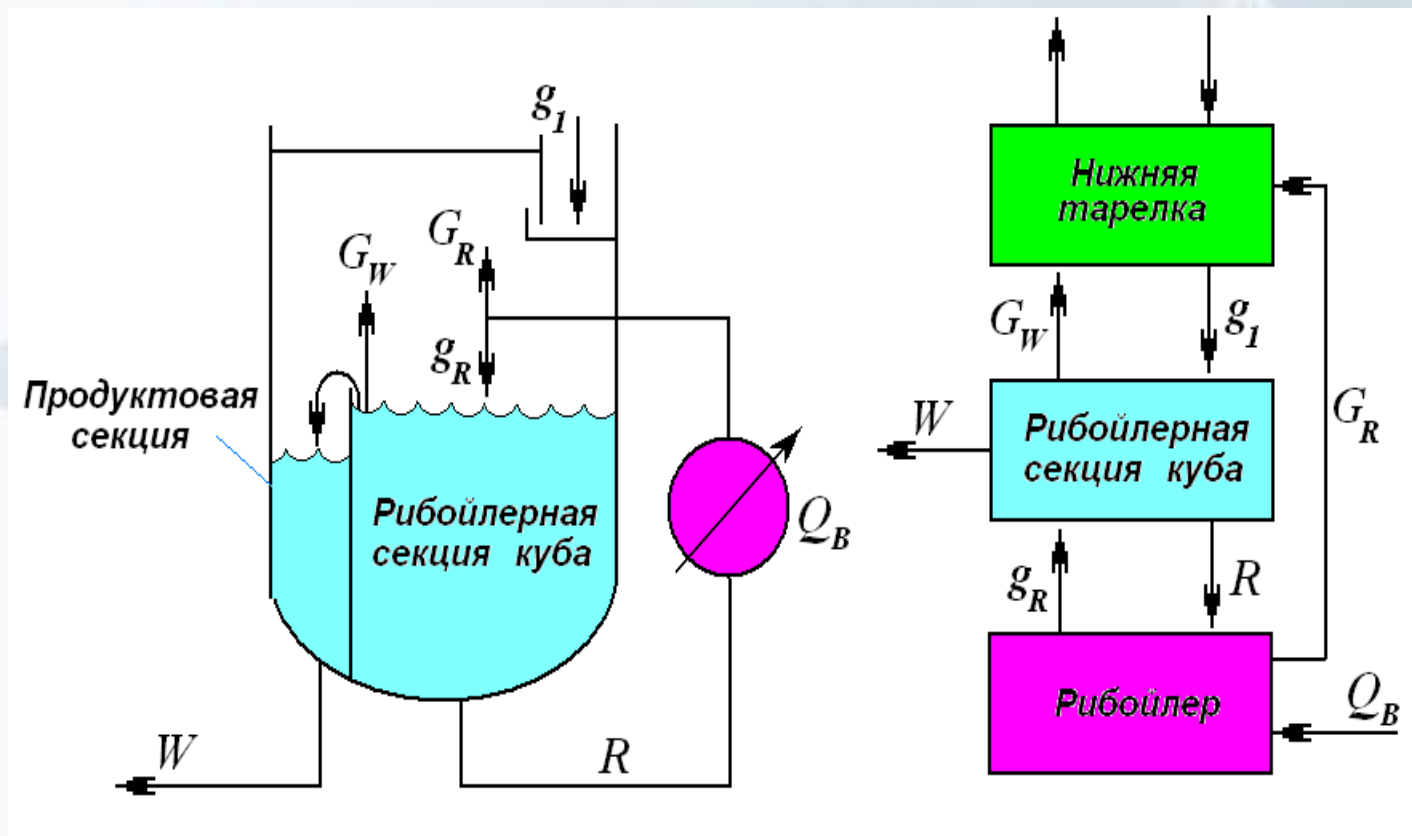
Способы подвода тепла в низ колонны

26. Термосифонный рибойлер без перегородок



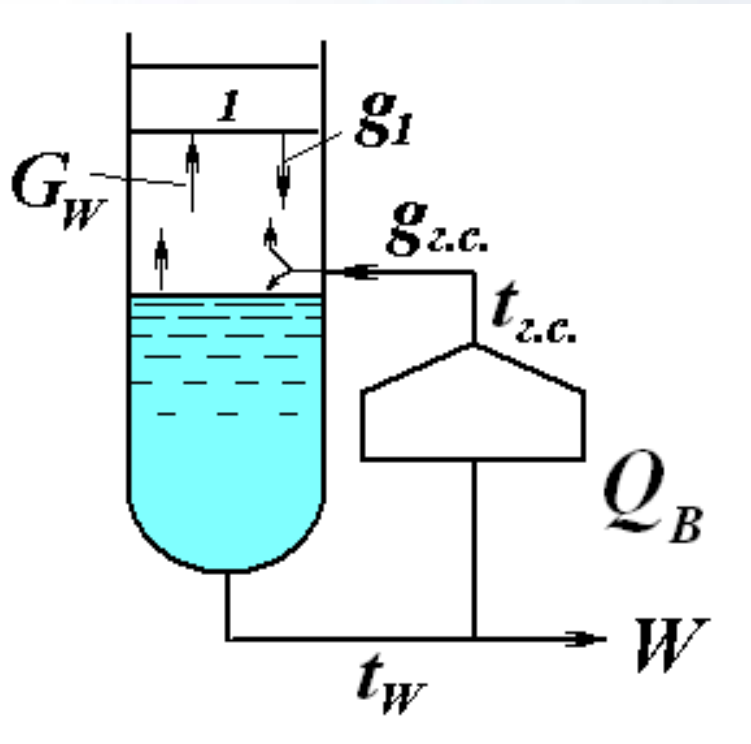
Способы подвода тепла в низ колонны

2в. Термосифонный рибойлер с перегородкой



Способы подвода тепла в низ колонны

3. Горячая струя



$$Q_B + (G_W + W) h_{t_1} = G_W H_{t_w} + W h_{t_w}$$

$$Q_B = G_W (H_{t_w} - h_{t_1}) + W (h_{t_w} - h_{t_1})$$

$$t_1 \cong t_w$$

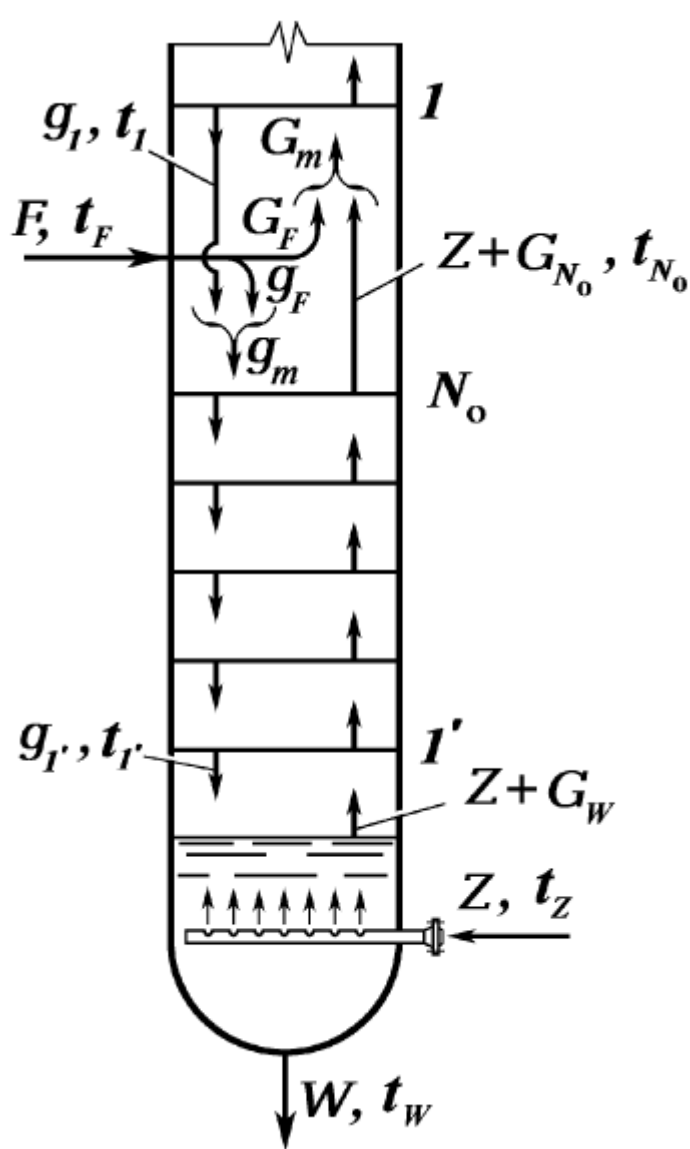
$$Q_B \approx G_W (H_{t_w} - h_{t_1})$$

$$g_{z.c.} = \frac{Q_B}{h_{t_{z.c.}} - h_{t_w}}$$

Выбор давления при ректификации



Особенности работы колонны с вводом водяного пара



$$P = \pi - P_Z$$

$$\frac{G/M}{Z/18} = \frac{P}{P_Z} = \frac{P}{\pi - P}$$

$$G = \frac{PM_G Z}{18(\pi - P)}$$

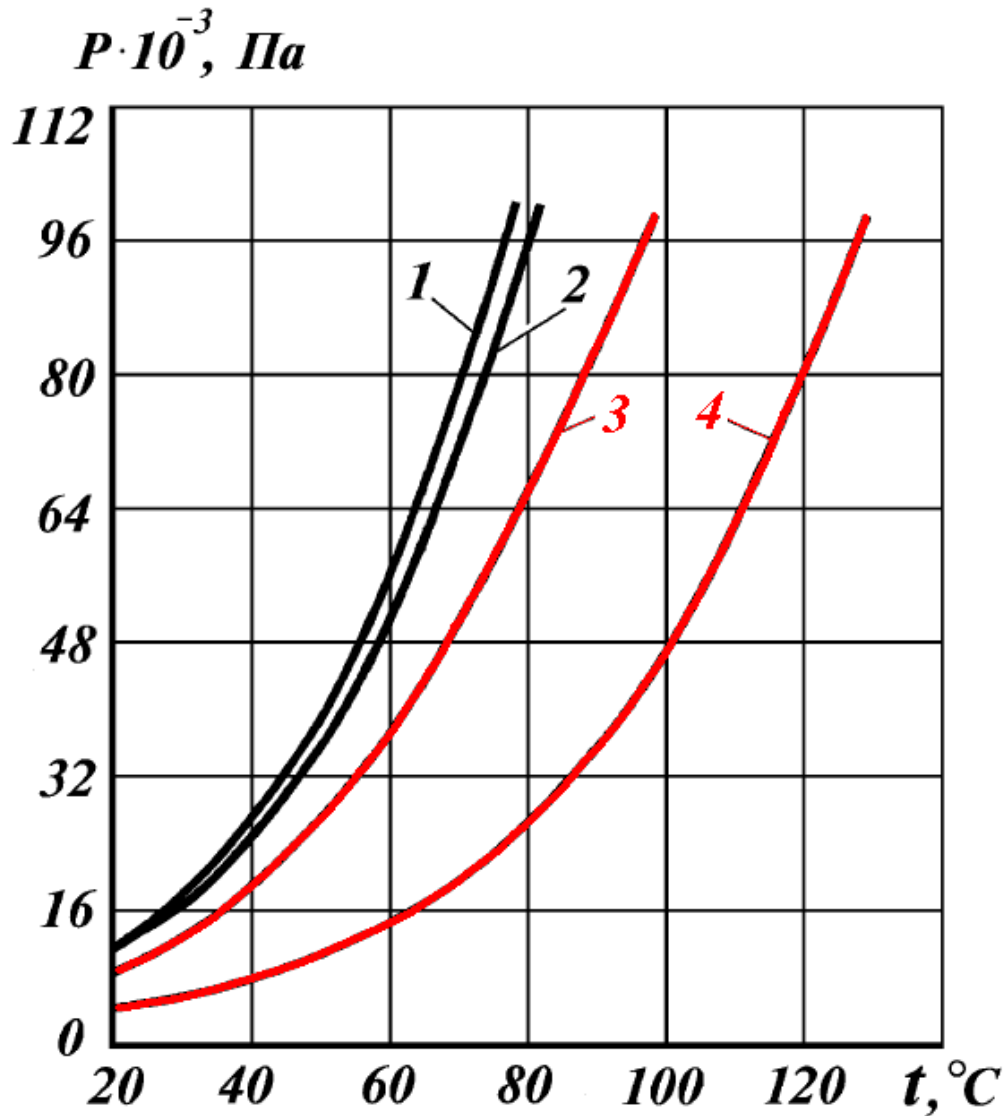
$$t_F > t_W$$

$$P = \sum_{i=1}^n P_i x'_i$$

$$G_{N_0} \gg G_W$$

$$\Pi = \frac{G_W}{W} = 0,25 \div 0,35$$

Азеотропная и экстрактивная ректификация



$$\alpha = \frac{P_a}{P_w} \approx 1$$

$$\alpha = \frac{P_a \gamma_a}{P_w \gamma_w}$$

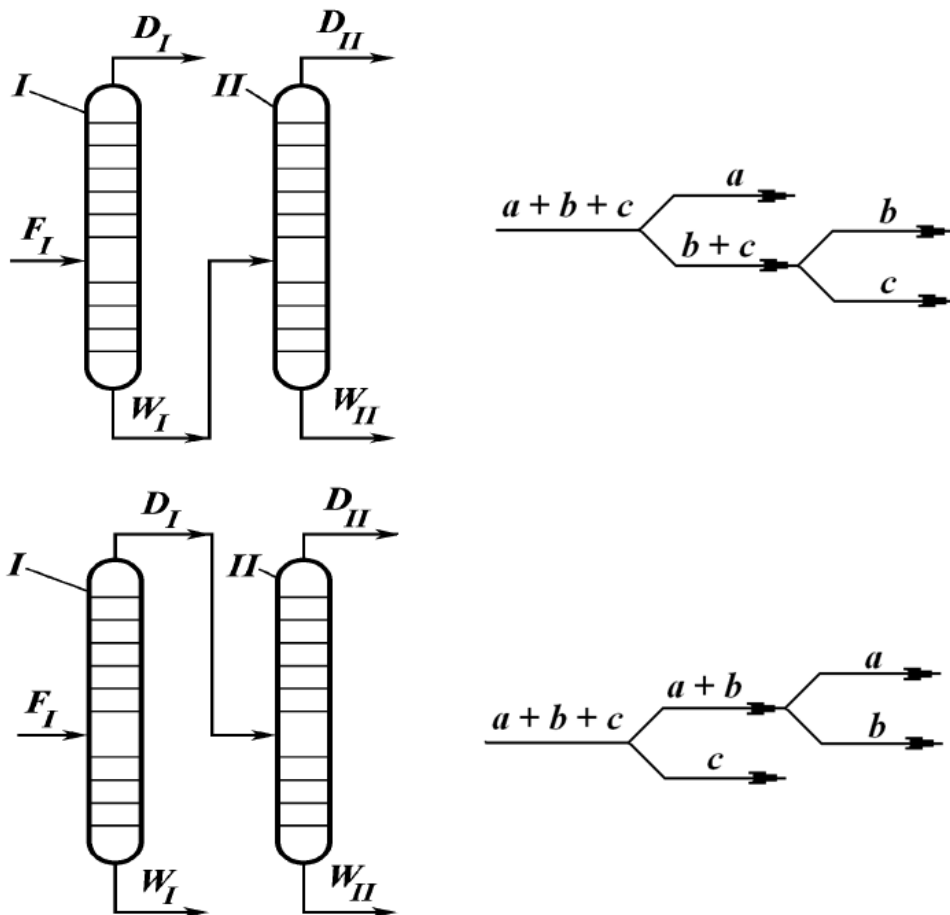
Лекция 15.

РЕКТИФИКАЦИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ



Ректификация многокомпонентных смесей

3 компонента:

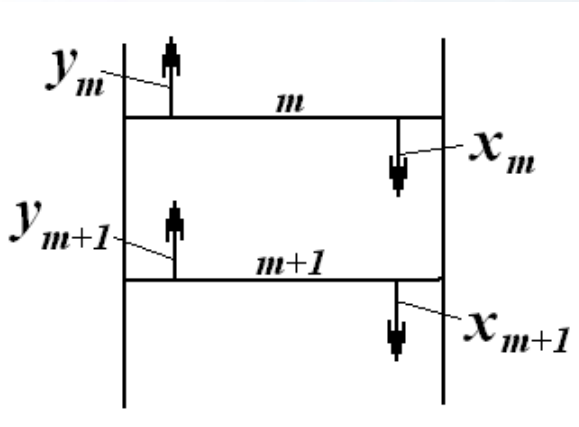


Схемы разделения

$$l = \frac{[2(n-1)]!}{(n-1)! n!}$$

Ректификация многокомпонентных смесей

Расчет режима полного орошения



$$N_{мин} = \frac{\ln \frac{X_{i,D}}{X_{i,W}} - \ln \frac{X_{j,D}}{X_{j,W}}}{\ln \frac{\alpha_i}{\alpha_j}}$$

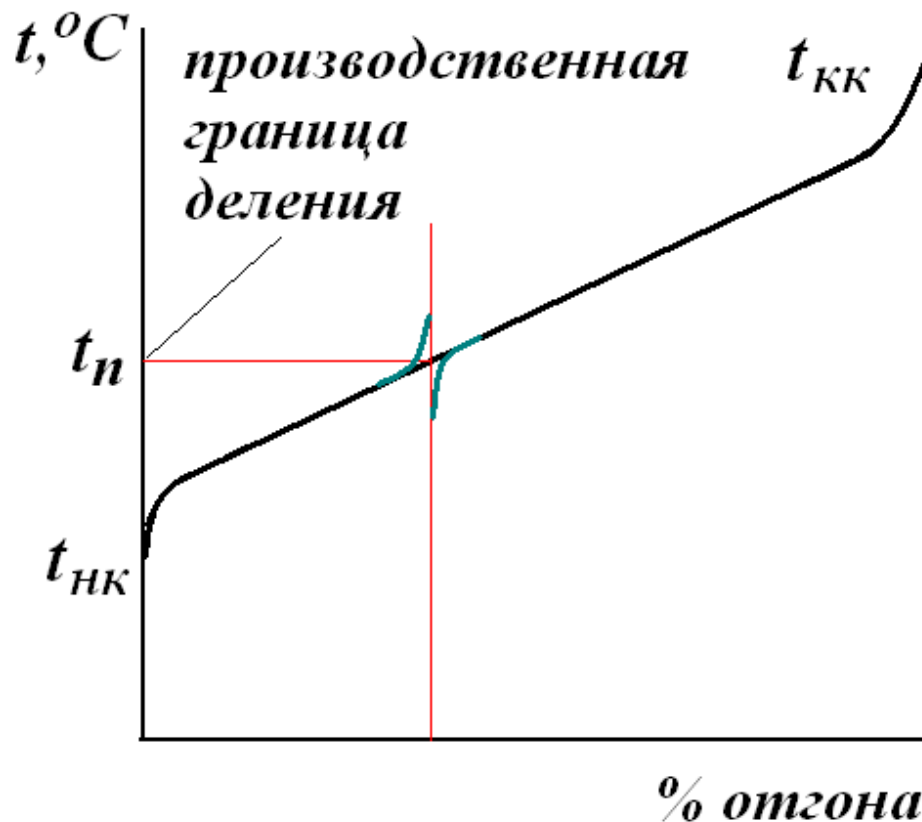
$$\psi_i = \frac{X_{i,D}}{X_{i,W}}$$

$$N_{мин} = \frac{\ln \psi_i - \ln \psi_j}{\ln \alpha_i - \ln \alpha_j}$$

- Уравнение Фенске

Ректификация многокомпонентных смесей

Метод расчета числа теоретических тарелок в режиме полного орошения



$$A = \sum_{p+1}^n x_{i,D}$$

$$B = \sum_{i=1}^p x_{i,W}$$

Ректификация многокомпонентных смесей

Метод расчета числа теоретических тарелок в режиме полного орошения

$N_{\text{комн.}}$	α_i	$X_{i,F}$	$X_{i,D}$	$X_{i,W}$	ψ_i
1	α_1	$X_{1,F}$	1-A	B	$\psi_m > 1$
2	α_2	$X_{2,F}$			
...	...	...			
p	α_p	$X_{p,F}$			
p+1	α_{p+1}	$X_{p+1,F}$	A	1-B	$\psi_k < 1$
...	...	...			
...	...	...			
n	α_n	$X_{n,F}$			
Σ		1,000	1,000	1,000	

$$\psi_\varepsilon = 1$$

$$\alpha_p > \alpha_\varepsilon > \alpha_{p+1}$$

$$t_p < t_\varepsilon < t_{p+1}$$

Ректификация многокомпонентных смесей

Метод расчета числа теоретических тарелок в режиме полного орошения

$$\psi_m = \frac{\sum_{i=1}^p y_{i,D}}{\sum_{i=1}^p x_{i,W}} = \frac{1 - \sum_{p+1}^n y_{i,D}}{\sum_{i=1}^p x_{i,W}} = \frac{1 - A}{B}$$

$$\psi_k = \frac{\sum_{p+1}^n y_{i,D}}{\sum_{p+1}^n x_{i,W}} = \frac{\sum_{p+1}^n y_{i,D}}{1 - \sum_{i=1}^p x_{i,W}} = \frac{A}{1 - B}$$

Ректификация многокомпонентных смесей

Метод расчета числа теоретических тарелок в режиме полного орошения

$$N_{\min} = \frac{\ln \psi_m - \ln \psi_k}{\ln \alpha_m - \ln \alpha_k}$$

в первом приближении принимаем:

$$\alpha_m^{(1)} = \alpha_1 \quad \alpha_k^{(1)} = \alpha_n = 1$$

$$N_{\min}^{(1)} = \frac{\ln \psi_m - \ln \psi_k}{\ln \alpha_m^{(1)} - \ln \alpha_k^{(1)}}$$

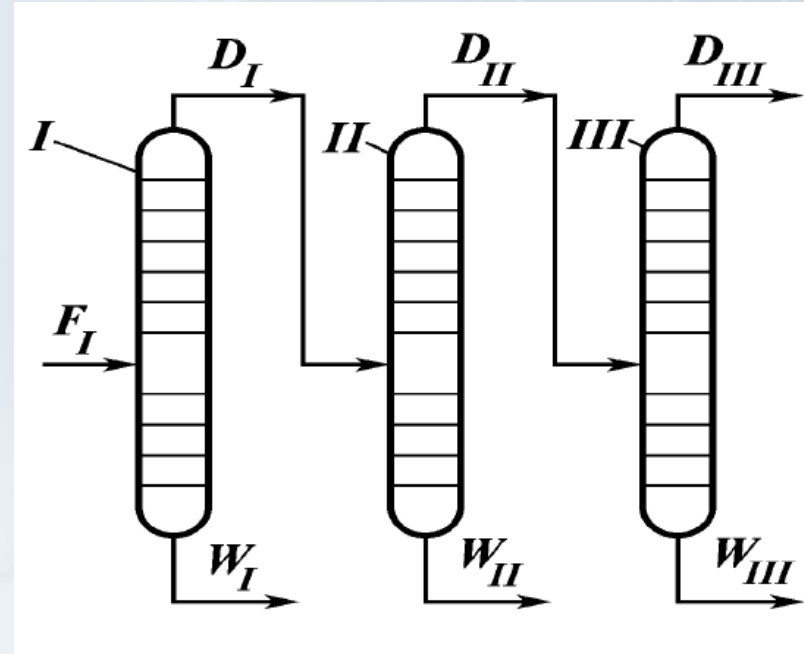
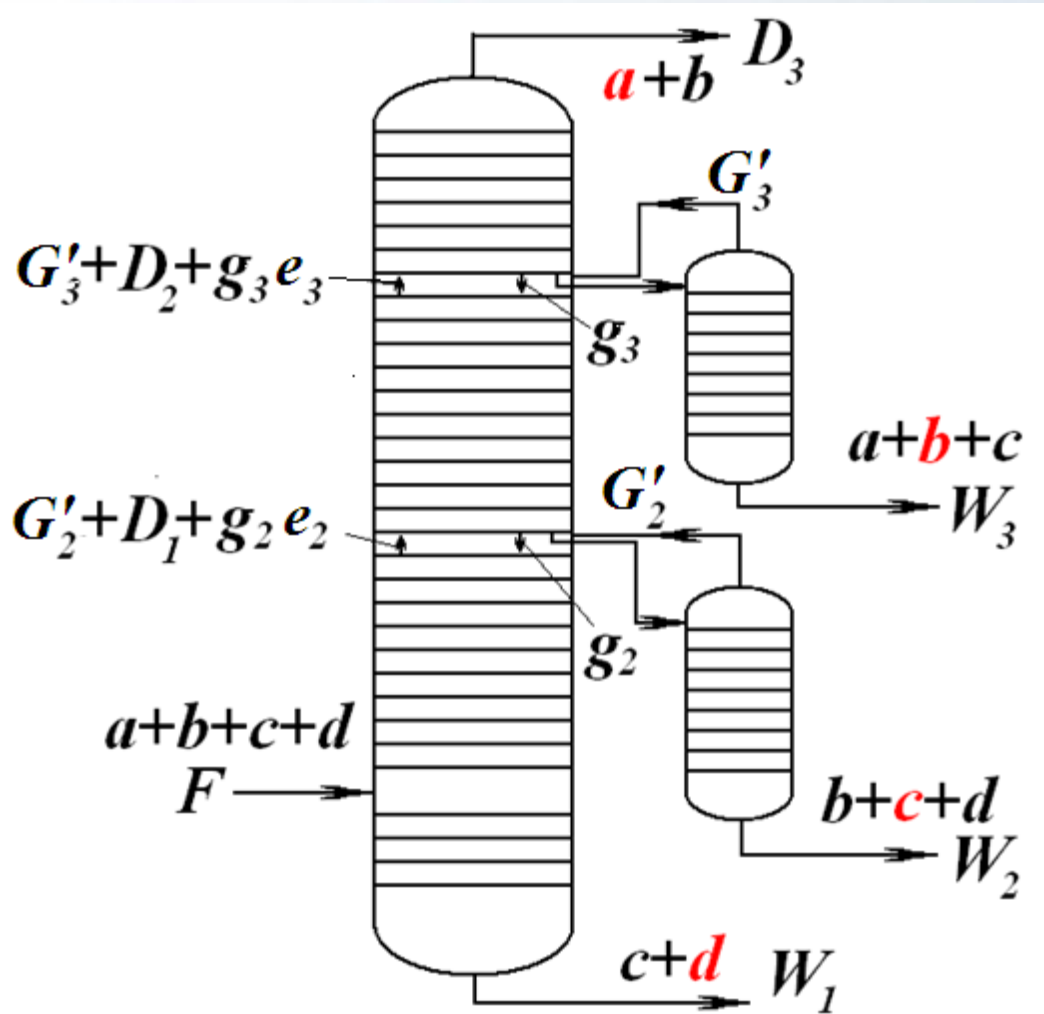
$$\alpha_{\varepsilon}^{(1)} = \frac{\alpha_m^{(1)}}{\exp\left(\frac{\ln \psi_m}{N_{\min}^{(1)}}\right)}$$

или

$$\alpha_{\varepsilon}^{(1)} = \frac{\alpha_k^{(1)}}{\exp\left(\frac{\ln \psi_k}{N_{\min}^{(1)}}\right)}$$

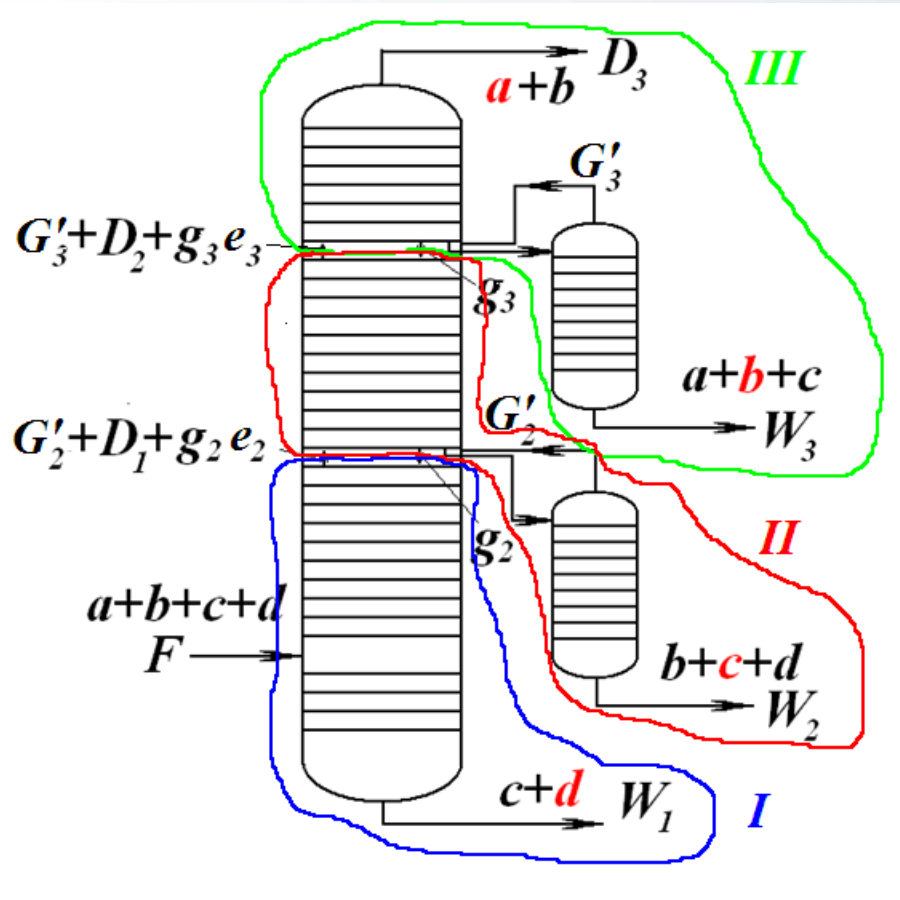
Ректификация многокомпонентных смесей

Сложная колонна



Ректификация многокомпонентных смесей

Сложная колонна



Продукты	a	b	c	d
D_3	x_{a3}	φ_{b3}		
W_3	φ_{a3}	x_{b3}	φ_{c3}	
W_2		φ_{b2}	x_{c2}	φ_{d2}
W_1			φ_{c1}	x_{d1}
F	x_a	x_b	x_c	x_d

Ректификация многокомпонентных смесей

Сложная колонна

Материальный баланс по компонентам

a: $Fx_a = D_3x_{a_3} + W_3\varphi_{a_3}$

b: $Fx_b = D_3\varphi_{b_3} + W_3x_{b_3} + W_2\varphi_{b_2}$

c: $Fx_c = W_3\varphi_{c_3} + W_2x_{c_2} + W_1\varphi_{c_1}$

d: $Fx_d = W_2\varphi_{d_2} + W_1x_{d_1}$

Ректификация многокомпонентных смесей

Сложная колонна

Материальный баланс по сумме компонентов

a: $Fx_a = D_3x_{a_3} + W_3\varphi_{b_3}$

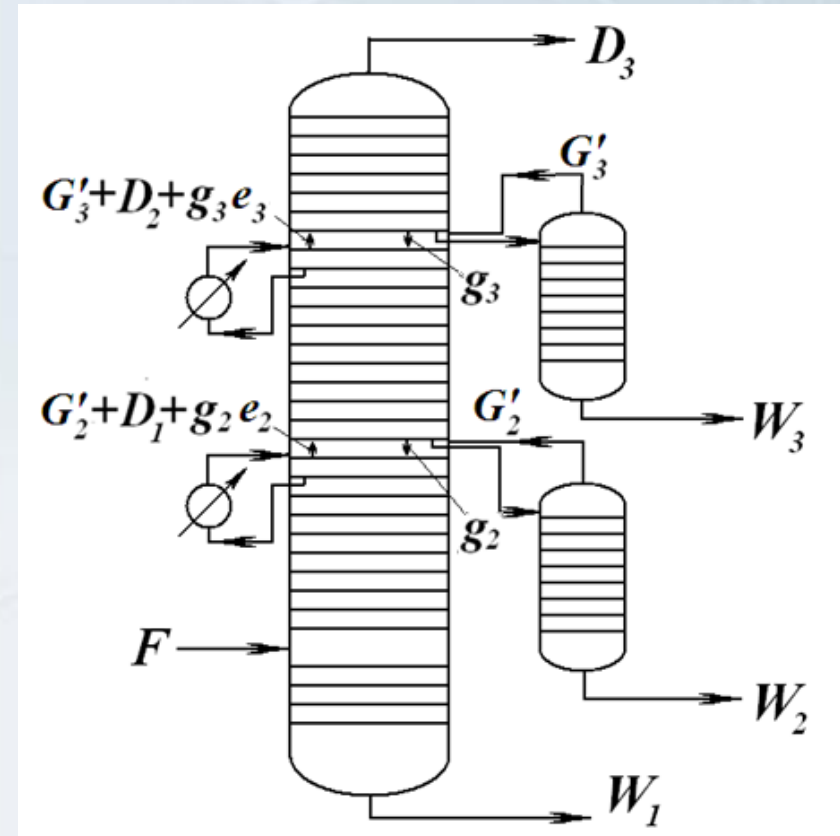
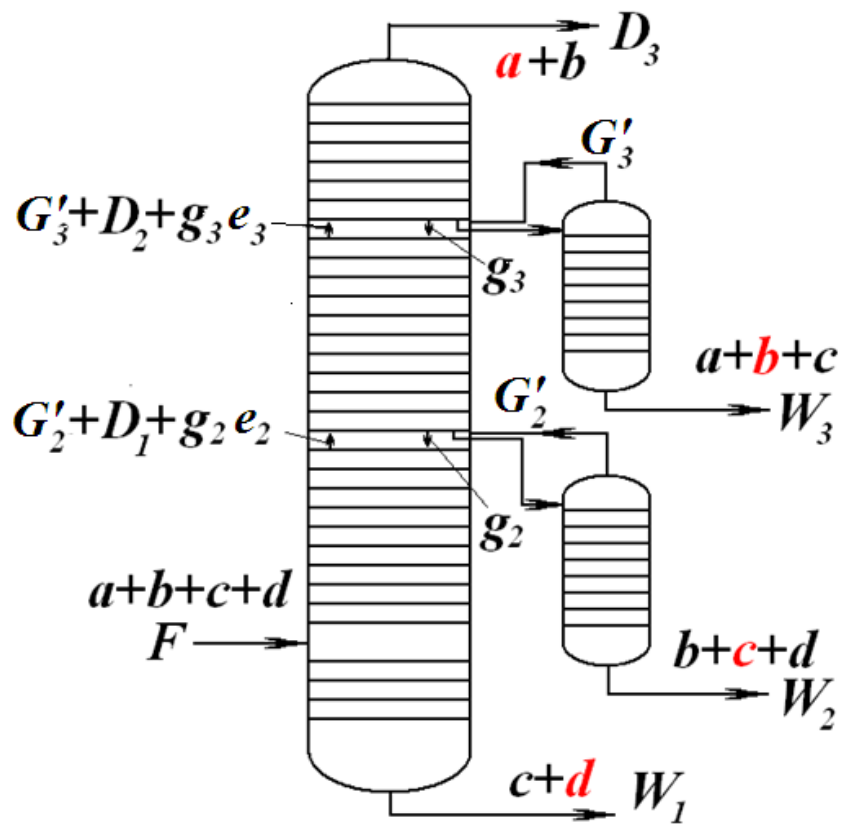
a+b: $F(x_a + x_b) = D_3 + W_3(\varphi_{b_3} + x_{b_3}) + W_2\varphi_{b_2}$

a+b+c: $F(x_a + x_b + x_c) = D_3 + W_3 + W_2(\varphi_{b_2} + x_{c_2}) + W_1\varphi_{c_1}$

a+b+c+d: $F = D_3 + W_3 + W_2 + W_1$

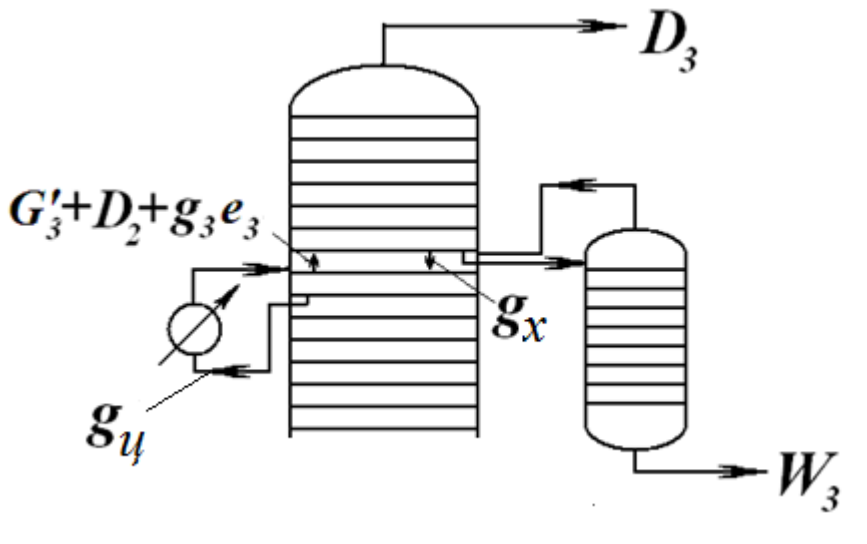
Ректификация многокомпонентных смесей

Особенности работы сложной колонны с промежуточным орошением



Ректификация многокомпонентных смесей

Особенности работы сложной колонны с промежуточным орошением



Преимущества:

- 1) увеличивается регенерация тепла;
- 2) уменьшается количество паров, поднимающихся в расположенную выше простую колонну, и, следовательно, можно уменьшить ее диаметр;
- 3) уменьшается тепловая нагрузка конденсатора-холодильника на верху колонны вследствие сокращения количества орошения в этой части колонны.

отрицательные моменты:

- 1) уменьшается флегмовое число в вышерасположенной колонне;
- 2) увеличивается концентрация НКК в парах, поступающих в вышерасположенную колонну, а следовательно, и в жидкости, перетекающей в стриппинг-секцию, что осложняет работу этой секции.