

ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ ПЭН



1

ТОВАРНЫЙ БАЛАНС ТИПОВОГО ЦПЗ

Сырье и продукты	Неглубокая переработка, (% масс.)	Глубокая переработка, (% масс)
<u>Поступило:</u> нефть обессоленная	100	100
вода (для пр-ва H_2)		1.55
<u>Получено:</u> автом. бензин	15.25	22.65
керосин гидроочищенный	9.72	9.72
дизтопливо:	22.52	32.21
летнее	15.46	25.15
зимнее	7.06	7.06
бензол	0.57	0.57
толуол	0.58	0.58
сольвент	0.14	0.14
сжиженные газы ($C_3 - C_5$)	1.58	2.56
изопентан	0.4	0.6
парафины жидкие	0.41	0.41
кокс нефтяной	--	2.4
битумы	5.76	5.76
котельное топливо	40.08	10.59
сера	0.14	0.69
топливный газ ($C_1 - C_2$)	2.05	3.10
потери	0.8	1.88



ТЕХНОЛОГИЯ И РАСЧЕТ АТМОСФЕРНО-ВАКУУМНОЙ ПЕРЕГОНКИ НЕФТИ

ОСНОВНЫЕ СВЕДЕНИЯ О РЕКТИФИКАЦИИ



3

РЕКТИФИКАЦИОННЫЕ КОЛОННЫ ПОДРАЗДЕЛЯЮТСЯ ПО:

назначению

числу получаемых
дистиллятов

уровню давления в
колоннах

способу организации
контакта фаз

ПО ЧИСЛУ ПОЛУЧАЕМЫХ ДИСТИЛЛЯТОВ:

Простые

- Без вывода боковых погонов
- Колонны стабилизации, вторичной перегонки бензинов и ДТ

Сложные

- Атмосферная
- Вакуумная
- АВТ с выводом боковых погонов

ПО НАЗНАЧЕНИЮ:

- Атмосферной и вакуумной перегонки
 - нефти
 - мазута
- Вторичной перегонки
 - бензина
- Стабилизации
 - нефти
 - газоконденсатов
 - нестабильных бензинов
- Фракционирования газов
 - Нефтезаводских
 - нефтяных
 - природных

ПО УРОВНЮ ДАВЛЕНИЯ В КОЛОННАХ:

Атмосферные

- Избыточное давление $0,02 \div 0,03$ Мпа, по нормам Ростехнадзора до $0,08$ МПа – абс.

Вакуумные

- перегонки мазута
- Остаточное давление $1,3 \div 10,6$ кПа

Стабилизации и ГФУ

- Давление до 2 МПа

ПО СПОСОБУ ОРГАНИЗАЦИИ КОНТАКТА ПАРОГАЗОВОЙ И ЖИДКОЙ ФАЗ:

Тарельчатые

Насадочные

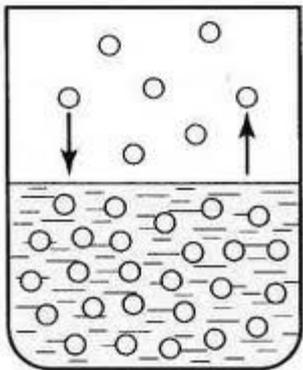
Роторные*

* контакт происходит в пленочном режиме между коническими неподвижными и подвижными тарелками, вращающимися на центральном валу колонны (*Технология переработки нефти. Первичная переработка нефти и газа.*

Часть 1/под ред. О.Ф. Глаголевой и др.)

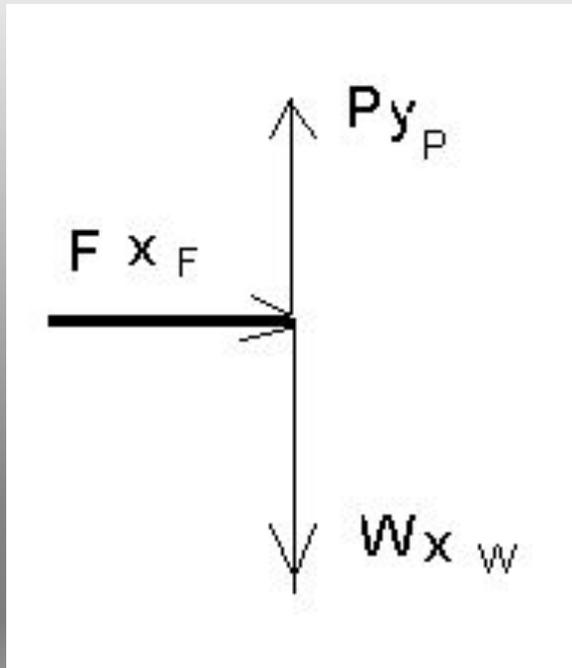
Технологический расчет многокомпонентной ректификации

РАСЧЕТ ОИ И ОК



9

• Материальный баланс



$$F x_{Fi} = W x_{Wi} + P y_{Pi} ,$$

- F – число молей исходного сырья;
- W и P – число молей жидкости и пара в смеси;

x_{Fi} , x_{Wi} и y_{Pi} – мольные доли компонента в смеси, жидкости и паре

Расчет ОИ

- доля отгона:

$$\varepsilon = P/F$$

- уравнение фазового равновесия:

$$y_{Pi} = k_i \cdot x_{Wi} ,$$

- k_i – константа равновесия при заданной температуре

Расчет ДНП

$$k_i = P_i : P$$

Для процессов однократного испарения и ректификации нефтяных смесей значения P_i рекомендуется определять по уравнению Ашворта, а для процессов ОИ и ректификации углеводородов и узких фракций – по уравнению Максвелла

Расчет ОИ

$$F x_{Fi} = (1 - \varepsilon) F x_{Wi} + \varepsilon F k_i x_{Wi}.$$

$$x_{Wi} = \frac{x_{Fi}}{1 + \varepsilon(k_i - 1)};$$

$$\sum x_{Wi} = 1 = \sum \frac{x_{Fi}}{1 + \varepsilon(k_i - 1)}.$$

$$\sum \frac{K_i x_{Fi}}{1 + \varepsilon(k_i - 1)} = 1$$

ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОСТОЯНИЯ СМЕСИ

- Принятые условия (Т и Р) однократного испарения и конденсации многокомпонентной смеси должны обеспечивать ее двухфазное состояние

$$C_0 = \sum_{i=1}^N k_i x_{Fi}$$

- $C_0 < 0$ - некипящая жидкость при «отрицательной» доле отгона;
- $C_0 = 1$ - кипящая жидкость (т.е. при температуре начала ОИ при доле отгона равной нулю);
- $C_0 > 1$ - двухфазное или парообразное состояние исходной смеси.

$$C_1 = \sum_{i=1}^N \frac{x_{Fi}}{k_i}$$

ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОСТОЯНИЯ СМЕСИ

- $C_0 > 1$, $C_I > 1$

- $C_1 < 1$ - перегретый пар, доля отгона больше единицы;
- $C_1 = 1$ - насыщенный пар (т.е. при температуре конца ОИ);
- $C_1 > 1$ - двухфазное или жидкое состояние.

Материальный и тепловой балансы ректификации

$$F = D + W$$

- Общий материальный баланс простой колонны:
- Общий материальный баланс для i -го компонента (фракции):
- Общий тепловой баланс колонны:

$$Fx_{iF} = Dx_{iD} + Wx_{iW}$$

$$Q_F + Q_{\text{кв}} + Q_{\text{фл}} = Q_G + Q_W + Q_{\text{ном}}$$

$Q_{\text{кв}}$ - тепло, подводимое в кипятильнике, Q_G - тепло, отводимое из колонны с паром, $Q_{\text{фл}}$ - тепло, поступающее в колонну с орошением

Способы создания орошения в колонне:

17

парциальная конденсация

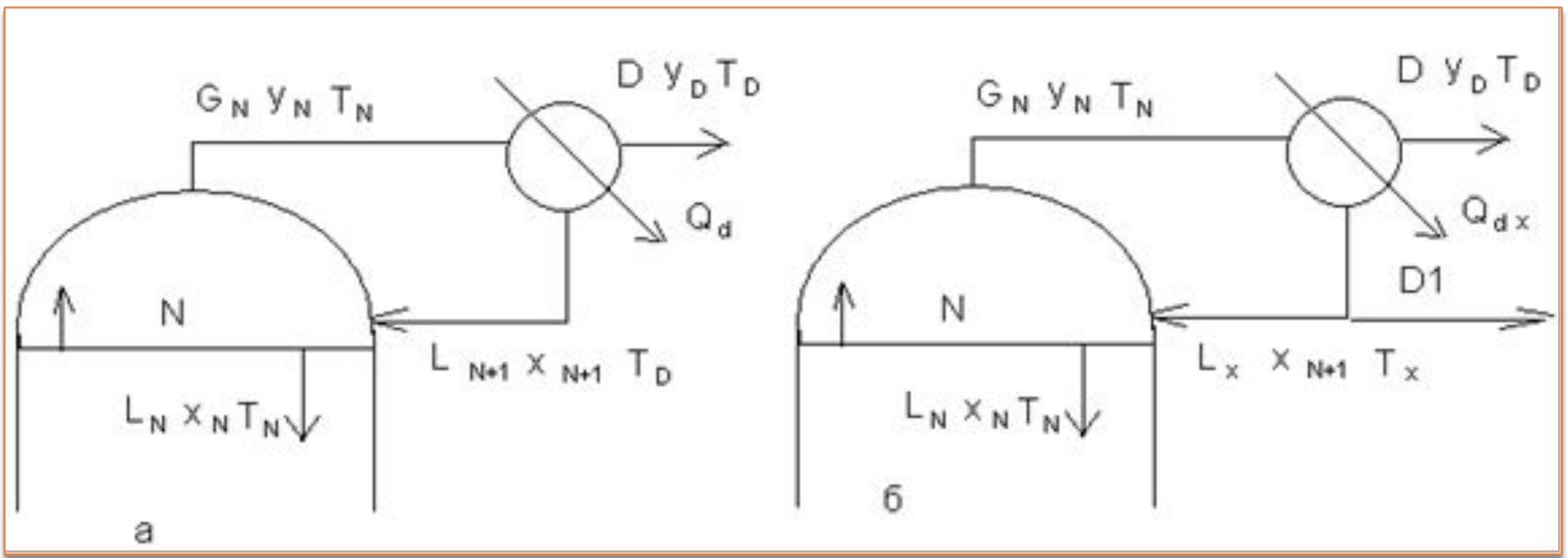
парциальная конденсация с дополнительным отбором

острое неиспаряющееся (циркуляционное) орошение

острое неиспаряющееся (циркуляционное) орошение с дополнительным отбором дистиллята

острое испаряющееся (холодное) орошение

острое испаряющееся (холодное) орошение с парциальной конденсацией паров

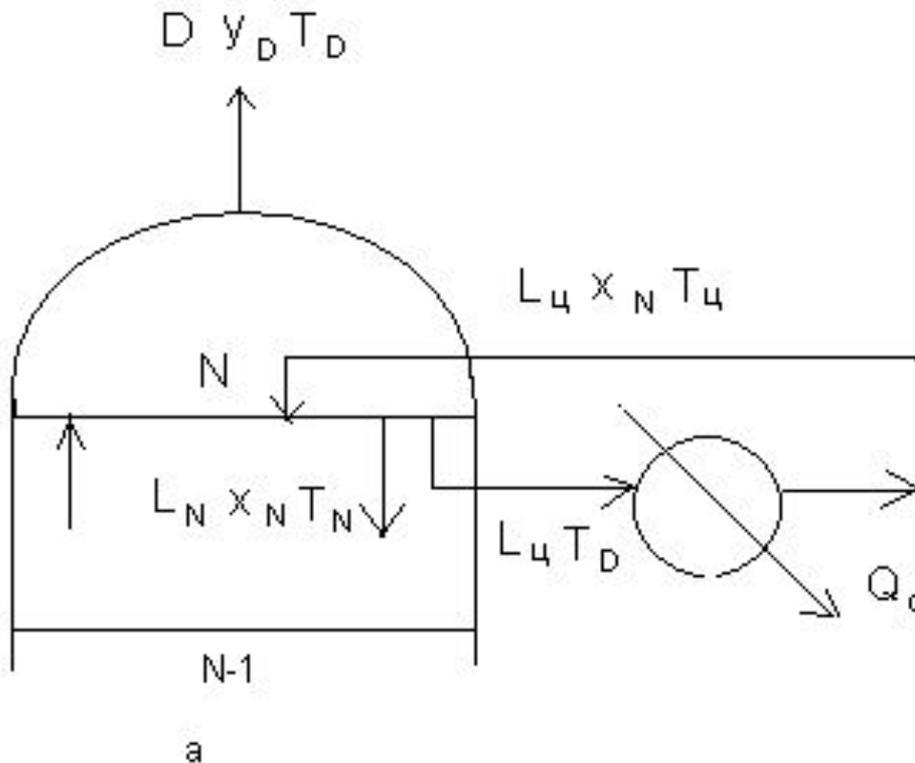


$$Q_d = L_{N+1} (H_{TN} - H_{TD}) + D (H_{TN} - H_{TD})$$

- а – парциальная конденсация,
- б – парциальная конденсация с доп. отбором

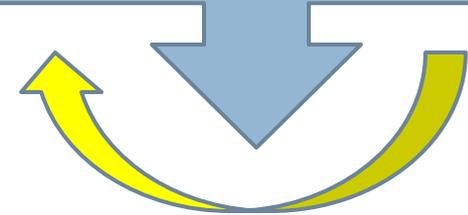
Острое неиспаряющееся (циркуляционное) орошение

19



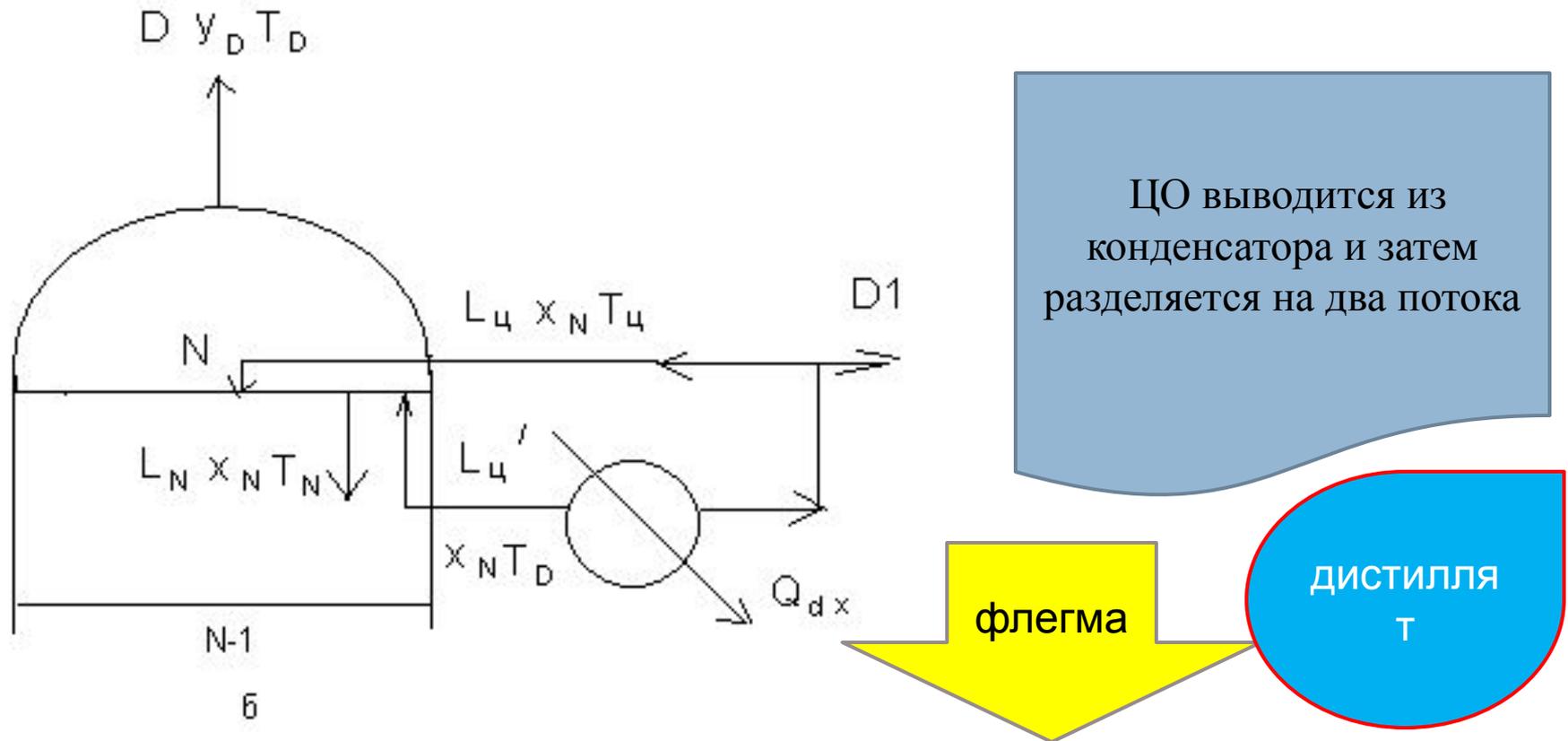
$$Q_d = L_ц (H_{TD} - H_{T_ц})$$

Часть жидкости, стекающей с верхней тарелки, охлаждается и возвращается на верхнюю тарелку в виде ЦО



Циркуляционное орошение с дополнительным отбором дистиллята:

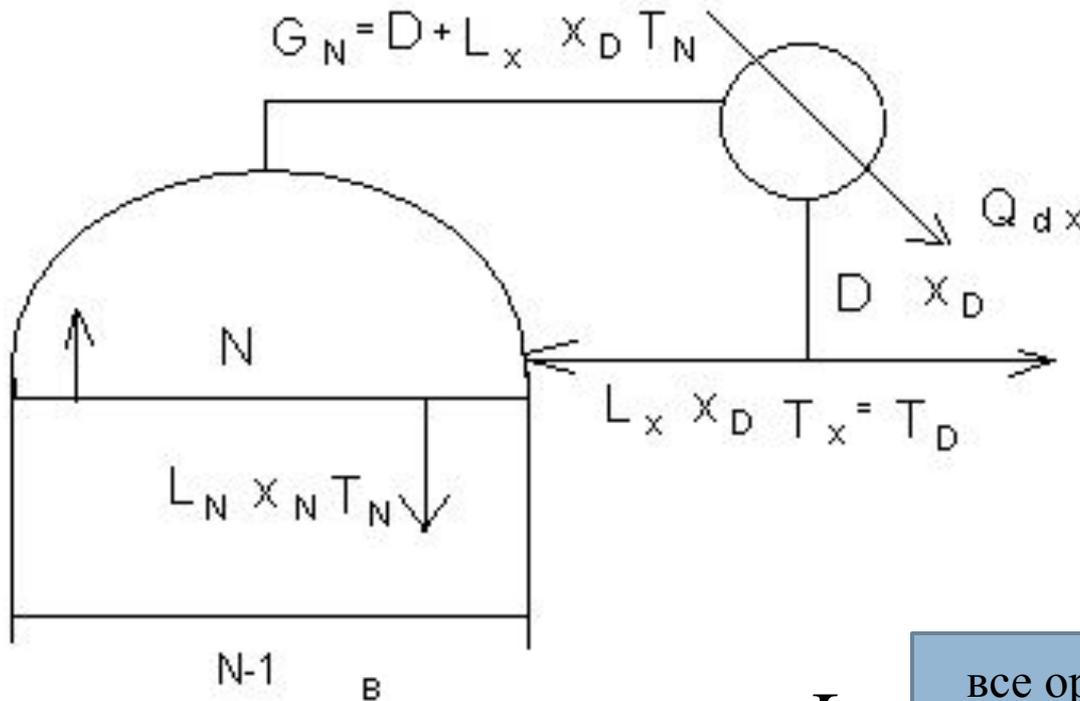
20



$$Q_{dx} = L_y (H_{TD} - H_{Ty}) + D_1 (H_{TD} - H_{Ty}) = Q_d + D_1 (H_{TD} - H_{Ty})$$

Острое испаряющееся (холодное) орошение

21



холодную
жидкость
подают в колонну

L_x

часть паров
конденсируется,
образуя поток
флегмы

L_N

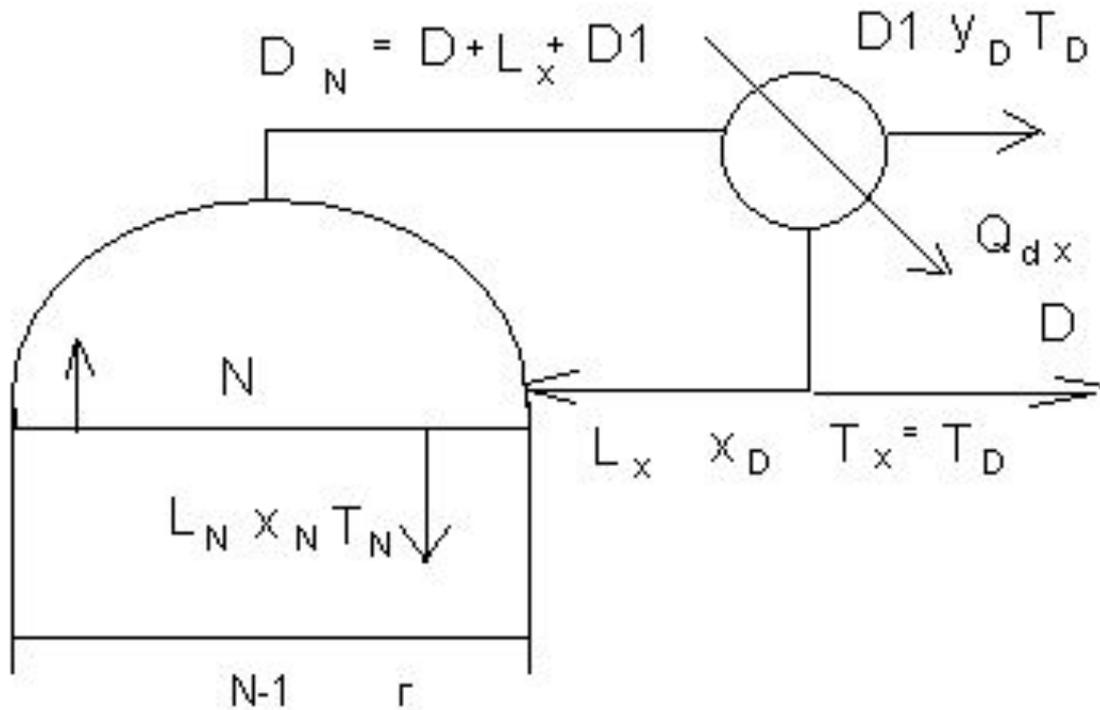
все орошение испаряется и вместе с
парами ректификата поступает в
конденсатор

L_x

$$Q_{dx} = L_x (H_{TN} - H_{TD}) + D (H_{TN} - H_{TD}) = Q_d + D (H_{TN} - H_{TD})$$

Острое испаряющееся орошение с парциальной конденсацией паров

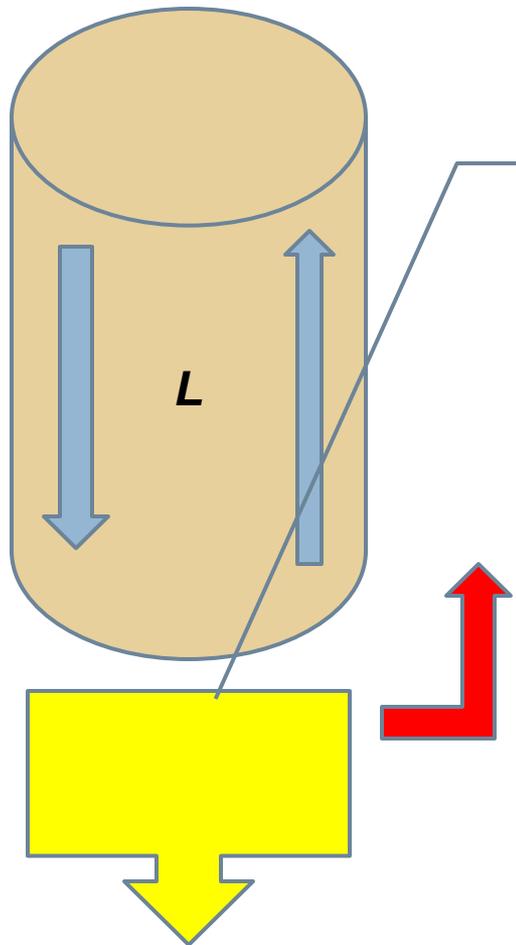
22



Способы создания парового потока в колонне

ПОТОКА В КОЛОННЕ

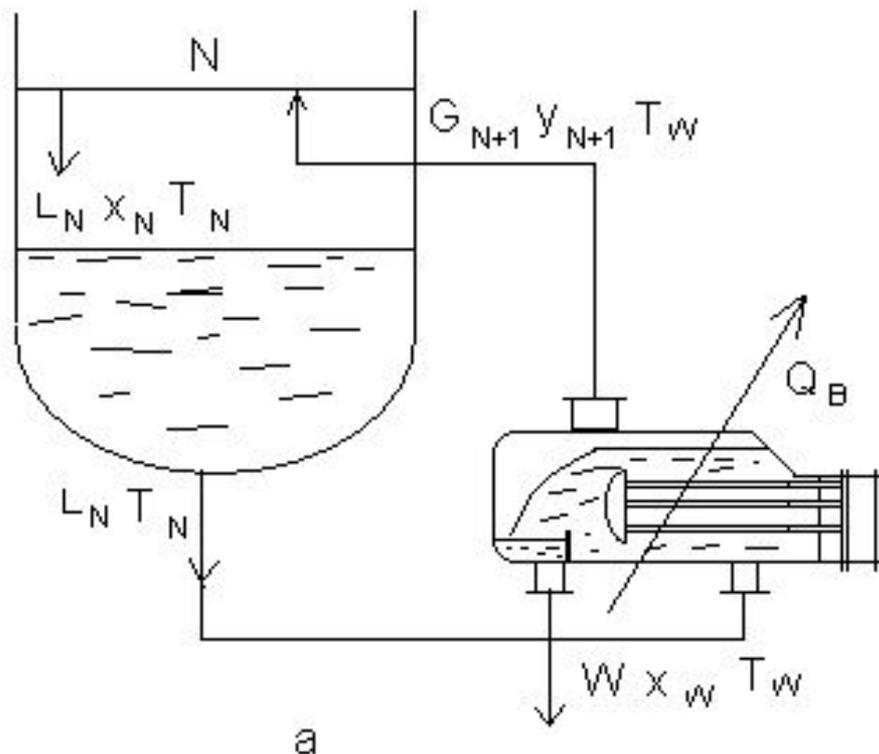
23



В НИЖНЮЮ ЧАСТЬ КОЛОННЫ
ПОДВОДЯТ ТЕПЛО, ЗА СЧЕТ
КОТОРОГО ЧАСТЬ СТЕКАЮЩЕЙ
С НИЖНЕЙ ТАРЕЛКИ *флегмы*
испаряется

Подвод тепла в подогреватель с паровым пространством и постоянным уровнем жидкости

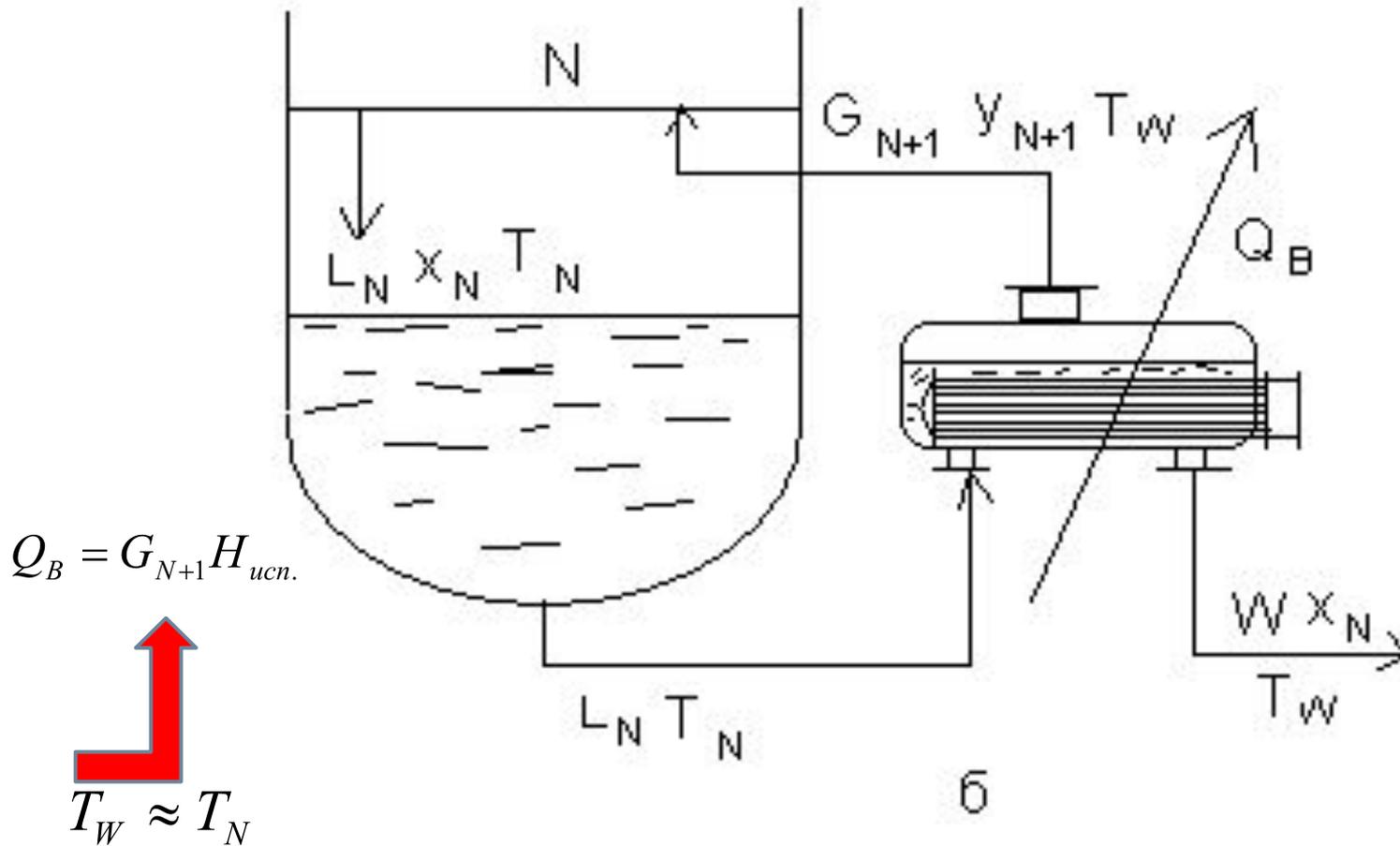
24



наличие в
кипяильнике
постоянного уровня
жидкости и
парового
пространства над
этой жидкостью

Подвод тепла в подогреватель с паровым пространством и с переменным уровнем жидкости

$$Q_B = W(H_{TW} - H_{TN}) + G_{N+1}(H_{TW} - H_{TN})$$



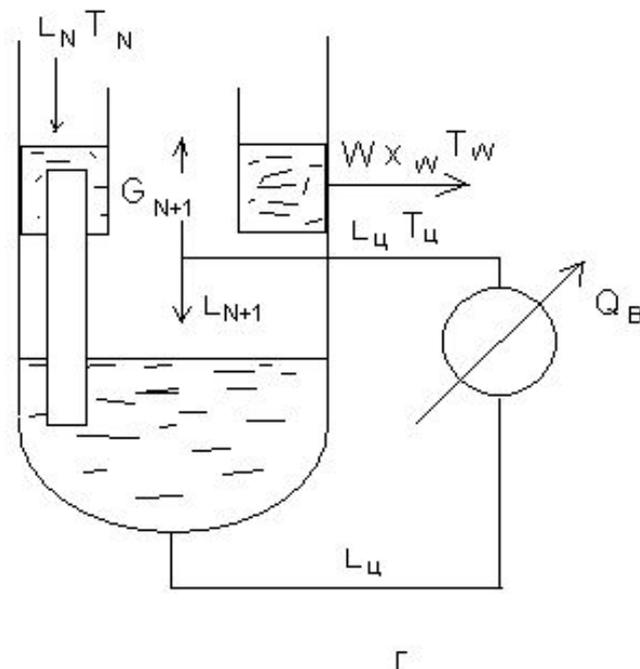
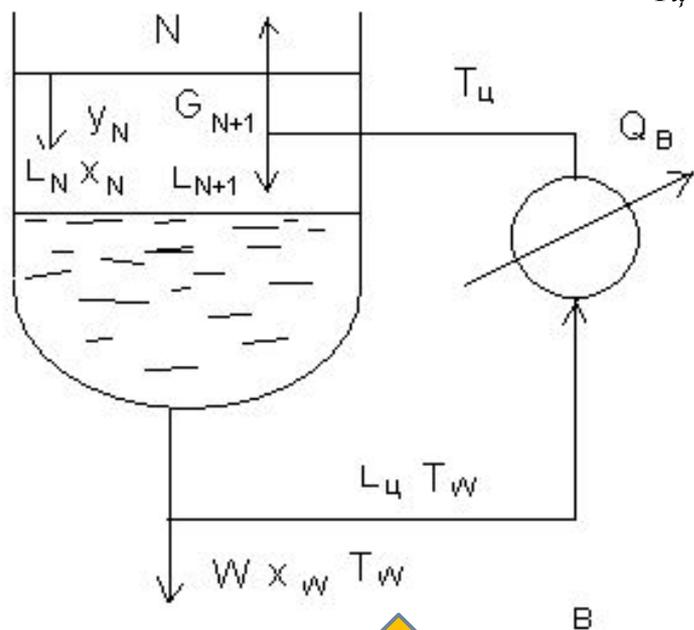
$$Q_B = G_{N+1} H_{исп.}$$

$T_W \approx T_N$

При подводе тепла с помощью термосифона или трубчатой печи

26

$$L_{\text{ц}} = \frac{Q_B}{H_{T_{\text{ц}}} - H_{T_W}}$$



создается циркуляция нижнего продукта (горячая струя)

с выводом кубового продукта в промежуточном сечении колонны

Выбор температуры и давления в ректификационной колонне

27

Система должна быть далека от критического состояния

- это позволяет перевести смесь в жидкое состояние, иначе процесс ректификации невозможно реализовать

Нужно исключить или свести к минимуму разложение продуктов при ректификации

- в противном случае **уменьшится выход** и **ухудшится качество целевых продуктов**

Низкое гидравлическое сопротивление контактных устройств

Предпочтительней работа при атмосферном давлении

- упрощается эксплуатация и проще обеспечить герметичность аппаратуры

Применение вакуума позволяет:

29

+

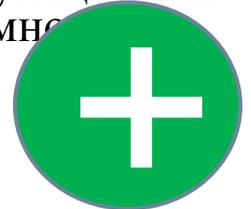
- снизить температуру процесса и улучшить разделение, т.к. увеличивается относительная летучесть КОМПОНЕНТОВ

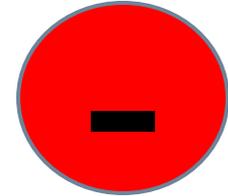
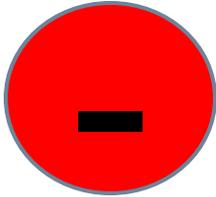
-

- увеличивается относительная летучесть КОМПОНЕНТОВ
- усложняется эксплуатация
- сложнее обеспечить герметичность

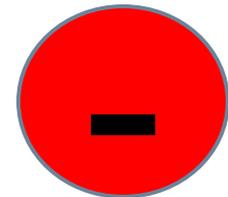
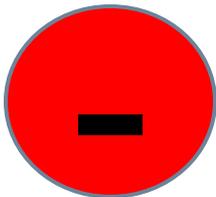
Преимущества при переходе к давлениям выше атмосферного :

- повышается удельная производительность колонны
- увеличивается разность температур между хладагентом и конденсирующимися парами ректификата в конденсаторе-холодильнике, что позволяет немного уменьшить его поверхность
- требуется увеличение поверхности теплообмена кипятильника





- При повышении давления уменьшается относительная летучесть компонентов смеси
- - затрудняется разделение
- - требуется увеличивать число тарелок (флегмовое число)
- - возрастает стоимость и масса оборудования



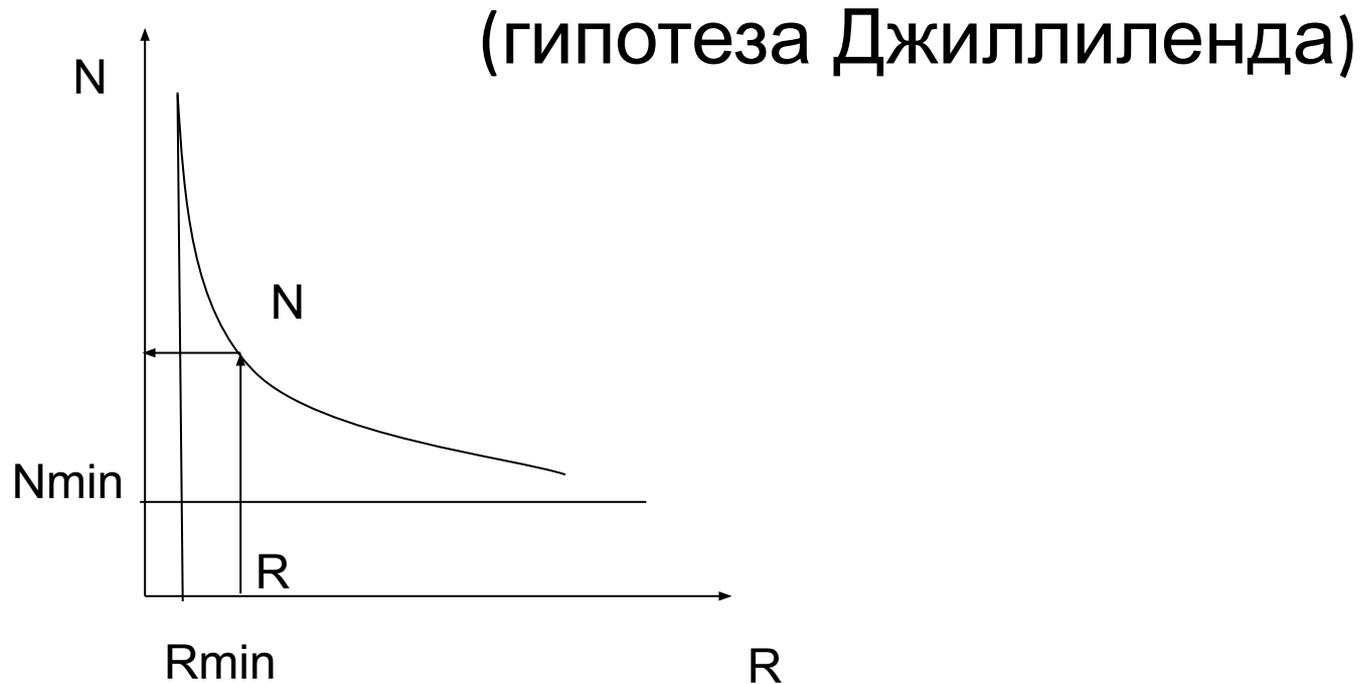
Таблицы необходимо:



Четкость деления смеси, связь с числом тарелок и орошением

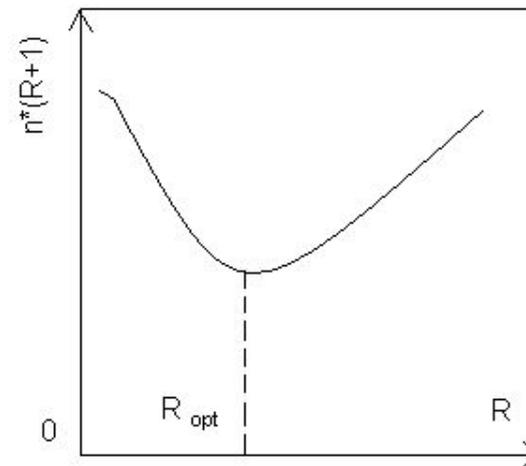
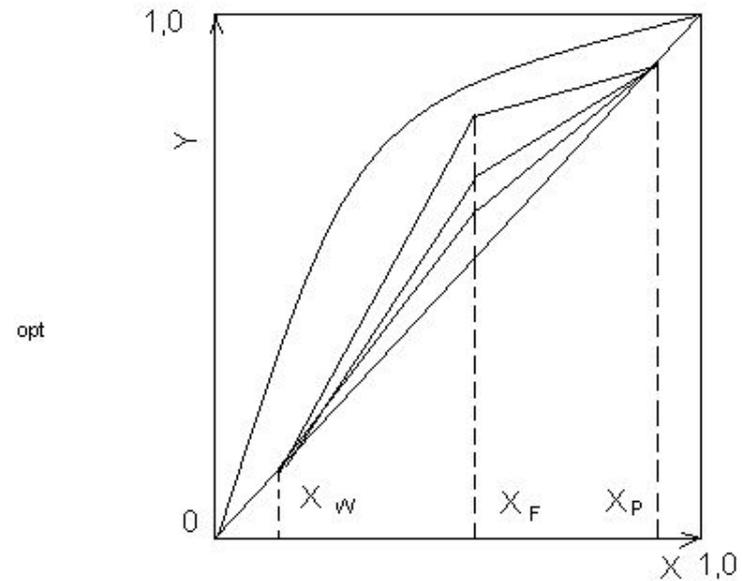
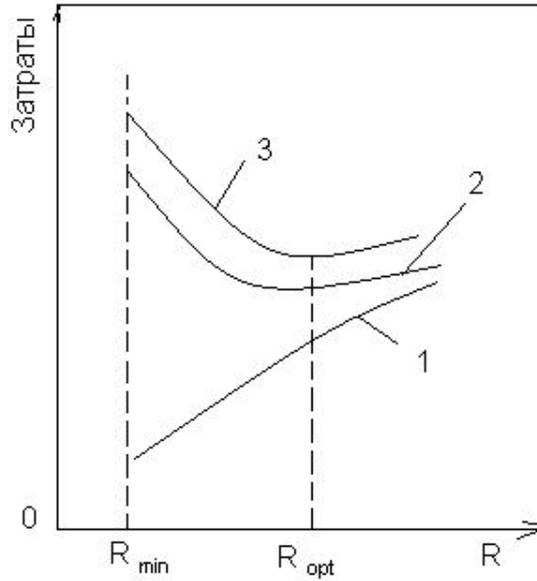
33

Зависимость числа тарелок от флегмового числа



Технико-экономический метод

34



Оптимальное число тарелок и флегмовое число

35

$$R_{opt} = 1,35R_{min} + 0,35; \quad N_{opt} = 1,70N_{min} + 0,70$$



Расчет минимального числа тарелок

36

- уравнение Фенске-Андервуда:

$$N_{\min} = \frac{\lg\left(\frac{x_{iD}}{x_{iW}} \cdot \frac{x_{kW}}{x_{kD}}\right)}{\lg\left(\frac{\alpha_i}{\alpha_k}\right)},$$

- i и k – любые два компонента смеси (ключевые),
- α_i, α_k - относительные летучести этих компонентов

$$\alpha_i = \frac{P_i^0}{P_{\vartheta}^0} \quad \alpha_k = \frac{P_k^0}{P_{\vartheta}^0}$$

- P_i, P_k – давления насыщенных паров ключевых компонентов, P_{ϑ} – давление насыщенных паров эталонного компонента

Расчет минимального числа тарелок

37

- Компонент, кипящий при ТГДС:

$$P_t = P \quad \alpha_t = 1$$

- Уравнение Фенске-Андервуда:

$$N_{\min} = \frac{\ln \frac{x_{iD}}{x_{iW}}}{\ln \alpha_{i,t}} = \frac{\ln \Psi_i}{\ln \alpha_{i,t}} = \frac{\ln \Psi_k}{\ln \alpha_{k,t}},$$

- Коэффициент обогащения:

$$\Psi_k = \frac{x_{kD}}{x_{kW}}.$$

- Доля отгона питания:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_{iF} - x_{iW}}{x_{iD} - x_{iW}}$$

Расчет минимального числа тарелок

38

- Состав дистиллята:

$$x_{iD} = \frac{x_{iF}\psi_i}{1 + \varepsilon(\psi_i - 1)};$$

- Состав куба:

$$x_{iW} = x_{iD} / \psi_i$$

- Нормировка:

$$\sum_{i=1}^n x_{iD} = 1 \quad \sum_{i=1}^n x_{iW} = 1$$

Расчет минимального флегмового числа

39

- метод Андервуда:

- Определяем ω :

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{i/v} x_{iF}}{\alpha_{i/v} - \omega} = \varepsilon$$

- $\alpha_{i/v}$ – относительная летучесть по высококипящему ключевому компоненту; ε - доля отгона питания ректификационной колонны

- Рассчитываем R_{\min} :

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{i/v} x_{iD}}{\alpha_{i/v} - \omega} = R_{\min}$$

Расчет температур

40

- Температура верха:

$$\sum_{i=1}^n y_{iD} / k_i = 1$$

- Температура низа:

$$\sum_{i=1}^n y_{iD} / k_i = 1$$

Основы расчета насадочной колонны

КОЛОННЫ

41



ЧЭП:

$$N_{pi} = \int_{y_{ni}}^{y_{ki}} \frac{dy_i}{y_i^* - y_i},$$

$$\frac{dy_i}{dN_p} = y_i^* - y_i.$$

y^* - равновесная концентрация;
 y – рабочая концентрация;
 y_n y_k – начальная и конечная концентрации.

Расчет ЧЭП



$$y_i = x_i \quad y_i^* = k_i x_i.$$

$$k_i = \alpha_i k_3, \quad \frac{1}{\alpha_i} \left(\frac{d \ln x_i}{dN_p} + 1 \right) = k_3.$$

$$\frac{1}{\alpha_i} \left(\frac{d \ln x_i}{dN_p} + 1 \right) = \frac{1}{\alpha_j} \left(\frac{d \ln x_j}{dN_p} + 1 \right).$$

$$N_p = \frac{\alpha_i}{\alpha_i - \alpha_j} \ln \left(\frac{x_{Di} x_{Wj}}{x_{Wi} x_{Dj}} \right) + \ln \frac{x_{Wi}}{x_{Di}}.$$

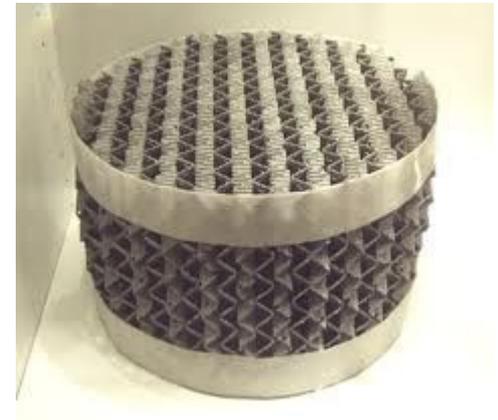
Расчет составов продуктов

43



$$\ln \frac{x_{Wk}}{x_{Dk}} = \frac{N_p (\alpha_i - \alpha_k) - \alpha_k \ln \frac{x_{Di}}{x_{Wi}}}{\alpha_i}$$

$$x_{Dk} = \frac{x_{Fk}}{1 + \frac{W}{F} \left(\frac{x_{Wk}}{x_{Dk}} - 1 \right)}$$



$$\sum x_{Dk} = 1 \quad \text{и} \quad \sum x_{Wk} = 1$$



Расчет диаметра 1

- Корреляция Шервуда: $Y = A \exp(-4X)$,

$$X = \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/8}; \quad Y = \frac{w^2 a}{g V_c^3} \cdot \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16};$$

a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

V_c – ее свободный объем;

w – скорость захлебывания, $\text{м}/\text{с}$;

g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;

$\rho_{\text{п}}, \rho_{\text{ж}}$ – плотность пара и жидкости

соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$\mu_{\text{ж}}$ – динамическая вязкость жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Расчет диаметра 1

45

- Рабочая скорость пара в свободном сечении колонны должна составлять 65-85% от скорости захлебывания:

$$w_0 = (0,65 - 0,85)w$$

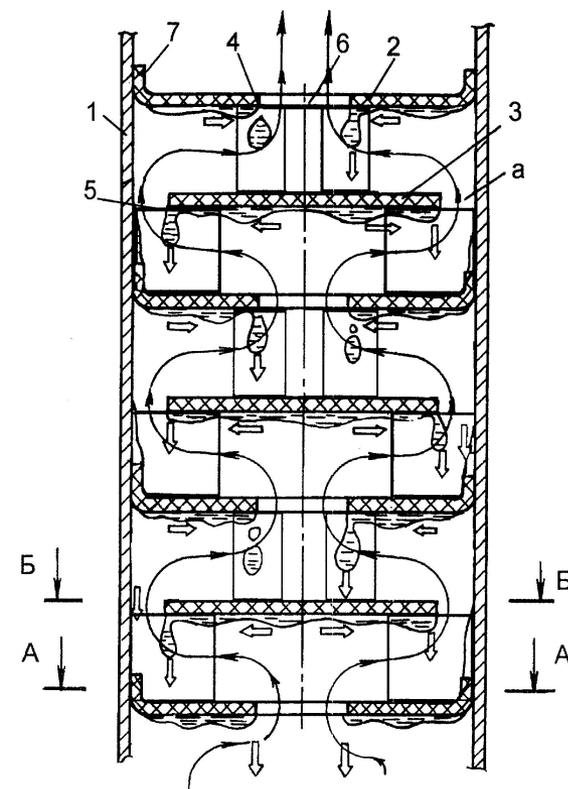
$$D_k = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_0}}$$

V – объемный расход пара

Режимы работы колонн

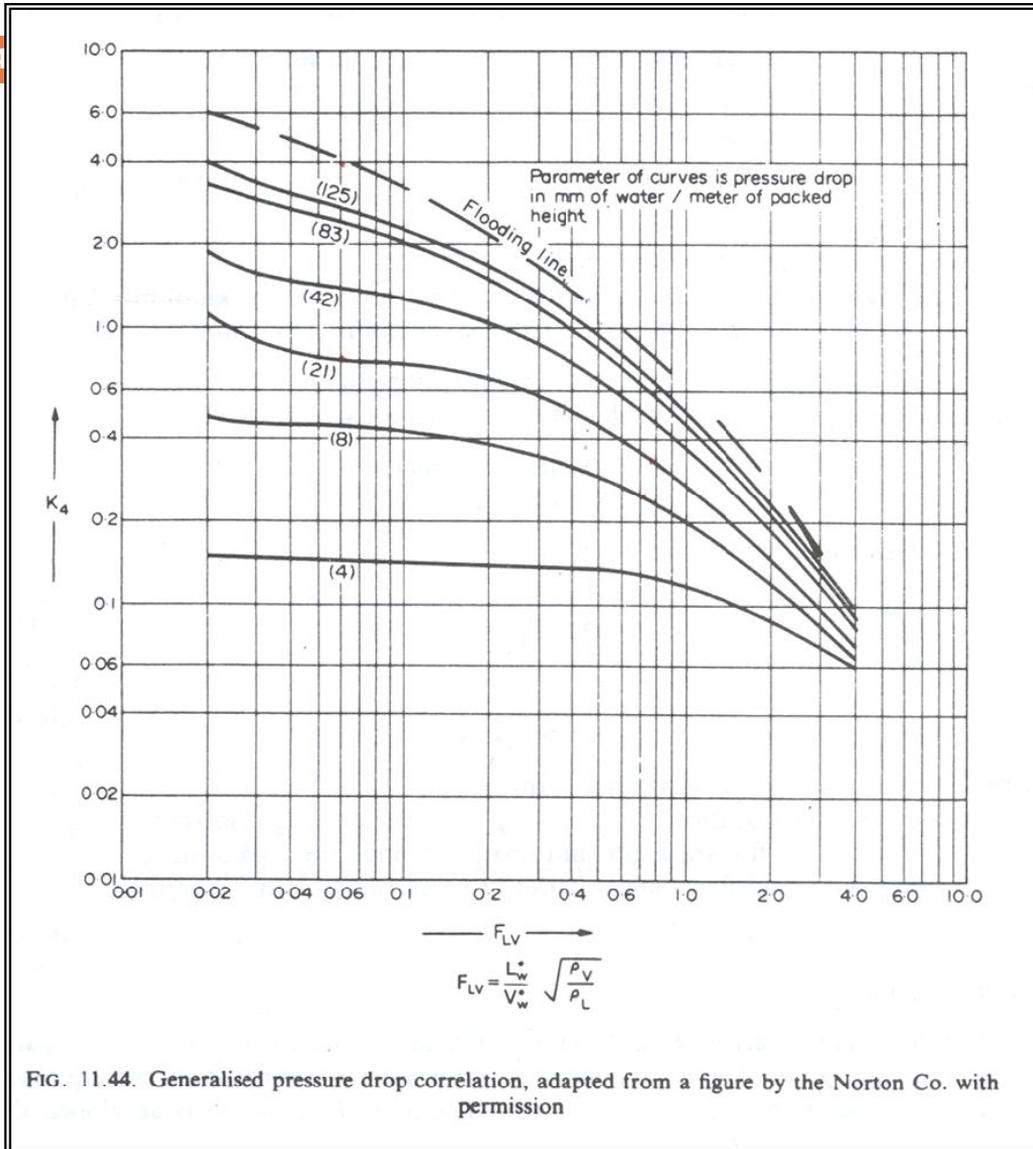
46

- Пленочный
- Режим подвисания жидкости
- Режим эмульгирования
- Режим захлебывания



Фиг.1

Расчет диаметра 2



- <http://www.cisp.spb.ru/solutions-chemical-engineering/>

Расчет диаметра 2

48

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

ρ_V, ρ_L – плотности жидкого и парового потоков при средних температуре и давлении в колонне, кг/м³;

L_W, V_W – массовые расходы жидкого и парового потоков в соответствующей части колонны, кг/с.

$$T_f = \sqrt{\frac{K_4}{K_{4f}}} * 100$$

$$V_m = \left[\frac{K_4 \rho_V (\rho_L - \rho_V)}{13.1 a (\mu_L / \rho_L)^{0.1}} \right]^{1/2}$$

a – удельная поверхность насадки, м⁻¹; μ_L – вязкость жидкости при средних температуре и давлении в колонне, Н*с/м².

Расчет диаметра 2

49

- площадь поперечного сечения насадочной колонны, м²:

$$S = \frac{V}{V_m}$$

- диаметр колонны:

$$T = T_f \frac{S}{S_s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$$

- S_s – площадь поперечного сечения колонны ближайшего стандартного диаметра.
Параметр T должен лежать в пределах 50-85% поперечного сечения колонны, работающей в режиме захлебывания