

Массообменные процессы

Классификация массообменных процессов

В нефтехимической промышленности широко распространены следующие процессы массопередачи:

- *абсорбция,*
- *перегонка,*
- *ректификация,*
- *адсорбция,*
- *экстракция,*
- *кристаллизация.*

- *Абсорбция* - процесс избирательного поглощения компонентов из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями (абсорбентами).
- *Перегонка* – процесс частичного разделения гомогенных жидких смесей на компоненты в результате различия их летучести.
- *Ректификация* - процесс частичного или полного разделения гомогенных жидких смесей на компоненты в результате противоточного взаимодействия жидкости и пара. В этом процессе происходит многократное чередование процессов испарения и конденсации (используется теплота конденсации паров для испарения соответственного количества жидкости).

- *Адсорбция* – процесс избирательного поглощения газов, паров или растворенных в жидкости веществ поверхностью пористого твердого поглотителя.
- *Экстракция* – процесс извлечения вещества, растворенного в жидкости, другой жидкостью (растворителем или экстрагентом), практически не смешивающейся с первой.
- *Кристаллизация* – процесс выделения твердой фазы в виде кристаллов из пересыщенных растворов или расплавов при их охлаждении. В нефтепереработке кристаллизация используются при депарафинизации масел, обезмасливании парафинов.

Теоретические основы массопередачи

Основное уравнение массопередачи

определяет количество вещества M , переносимого в единицу времени из одной фазы в фазу

$$M = K_x S \Delta x ,$$

или

$$M = K_y S \Delta y .$$

где M - масса распределяемого компонента, перешедшего в единицу времени из одной фазы в другую;

K_x , K_y – коэффициенты массопередачи;

Δy и Δx — движущие силы процесса.

- Движущая сила

$$\Delta y = y - y^*$$

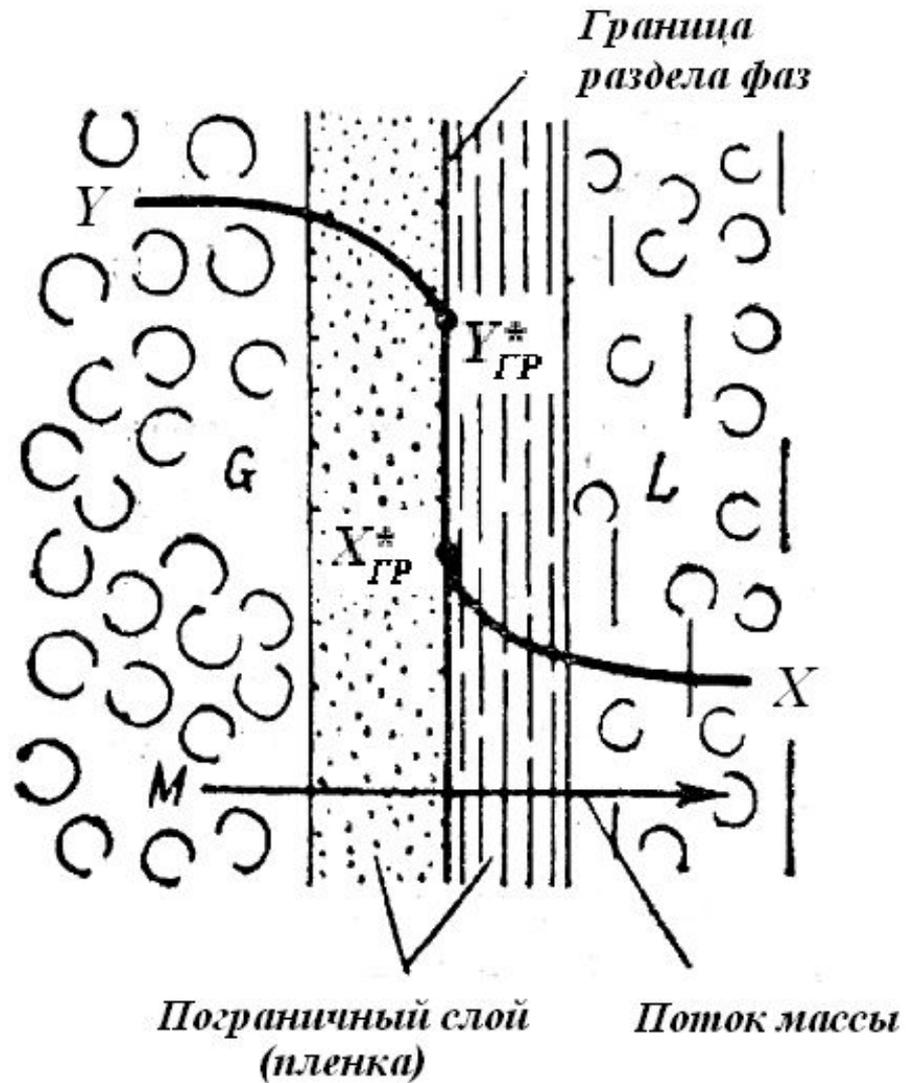
$$\Delta x = x^* - x$$

где y - фактическая концентрация распределяемого вещества в фазе, из которой вещество уходит;

y^* , (x^*) - такая концентрация компонента в этой же фазе, при которой существовало бы равновесие с фактической концентрацией его во второй фазе $x(y)$. Зависимость между x^* и y^* графически выражается кривой равновесия фаз.

Движущая сила не остается постоянной по длине аппарата, и при использовании основного уравнения массопередачи следует подставлять в него среднее значение движущей силы $\Delta y_{\text{ср}}$ или $\Delta x_{\text{ср}}$.

Схема процесса массопередачи



- При рассмотрении процесса перехода целевого компонента из газовой фазы **G** в жидкую фазу **L** схематично можно представить себе три последовательные стадии процесса:
 - 1) перенос вещества из потока фазы **G** к границе раздела фаз,
 - 2) переход через границу раздела;
 - 3) перенос вещества от границы раздела фаз в поток фазы **L**.
- Наиболее наглядным представляется описание этого процесса с помощью так называемой **двухпленочной модели**, согласно которой по обе стороны межфазной поверхности находятся пограничные пленки контактирующих фаз, создающие основное сопротивление переходу вещества из одной фазы в другую. При этом на межфазной поверхности достигается равновесие обеих фаз.
- Количество переходящего (диффундирующего) вещества **M** в пределах каждой фазы в единицу времени можно выразить уравнениями массотдачи. а переход целевого компонента из фазы **G** в фазу **L** - уравнением массопередачи .

- Уравнение **массоотдачи**, определяющие количество вещества M , переносимого в единицу времени в каждой фазе (к границе раздела фаз или от нее) имеет вид:

$$M = \beta_Y \cdot S \cdot (Y - Y_{ГР}^*)$$

и

$$M = \beta_X \cdot S \cdot (X_{ГР}^* - X)$$

- Здесь $(Y - Y_{ГР}^*)$ и $(X_{ГР}^* - X)$ - движущие силы процесса массоотдачи соответственно в газовой фазе (G) и жидкой фазе (L). Коэффициенты пропорциональности β_Y и β_X в данных уравнениях называются **коэффициентами массоотдачи**.
- Коэффициенты массоотдачи β_Y, β_X показывают, какое количество вещества переходит из основной массы фазы к поверхности раздела (или в обратном направлении) через единицу площади поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице. Коэффициент массоотдачи может быть выражен различным образом в зависимости от выбора единиц измерения количества целевого компонента и движущей силы.

- Коэффициенты массопередачи K_x и K_y определяются через коэффициенты массоотдачи в каждой из фаз.

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}}$$

- m — коэффициент распределения;

Определяется по равновесной линии:

или тангенс угла наклона равновесной линии (если линия равновесия – прямая),

или тангенс угла наклона касательной к равновесной линии (если линия равновесия – кривая).

β_y, β_x – коэффициенты массоотдачи,

Определяются из критериальных уравнений вида

$$Nu_{\delta} = C Re_{\delta}^n \cdot Pr_{\delta}^m \cdot \dots$$

$$Nu_{\delta} = \beta l/D$$

Из уравнений массопередачи определяют необходимую поверхность контакта фаз S :

$$S = M / (K_x \Delta x_{\text{ср}})$$

или

$$S = M / (K_y \Delta y_{\text{ср}})$$

Величину M можно определить из уравнения материального баланса.

Абсорбция

- **Абсорбцией называют процесс избирательного поглощения компонентов из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями (абсорбентами).**
- **Различают физическую и химическую абсорбцию (хемосорбцию).**

Равновесие в процессе абсорбции

- *Равновесие между фазами*— термодинамическое состояние системы, при котором скорости прямого и обратного процессов равны.
- В общем виде связь между составом фаз при равновесии может быть выражена зависимостью

$$y^* = f(x) ,$$

где y^* — равновесное содержание целевого компонента в газовой (паровой) фазе. Графическое изображение этой зависимости называется *линией равновесия*.

- Отношение составов фаз при равновесии называется *коэффициентом распределения*:

$$m_{yx} = y^*/x.$$

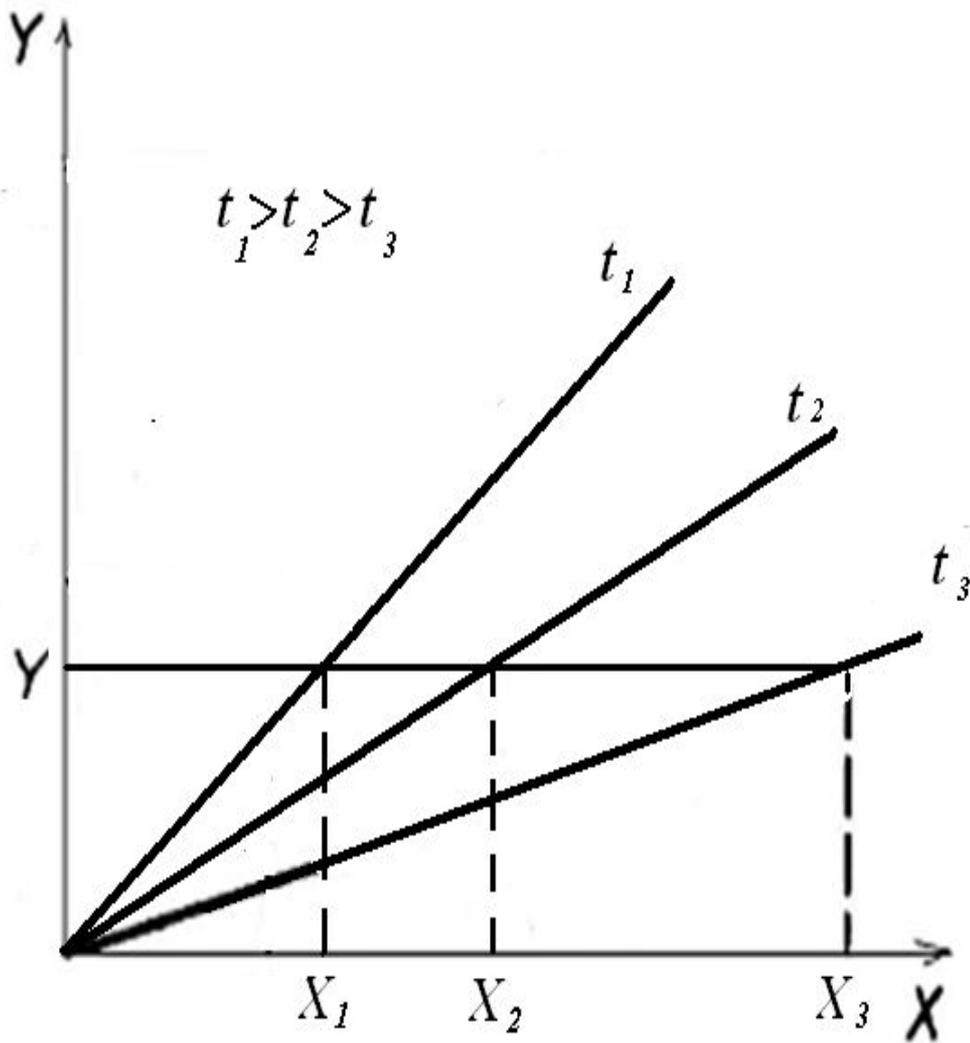
- Коэффициент распределения — это тангенс угла наклона линии равновесия. Для криволинейной зависимости m_{yx} является тангенсом угла наклона касательной к данной точке равновесной кривой.

Для идеальной системы газ- жидкость

$$m_{yx} = \frac{He}{P}$$

где **He** – константа Генри, имеет размерность давления;
P – общее давление газовой смеси.

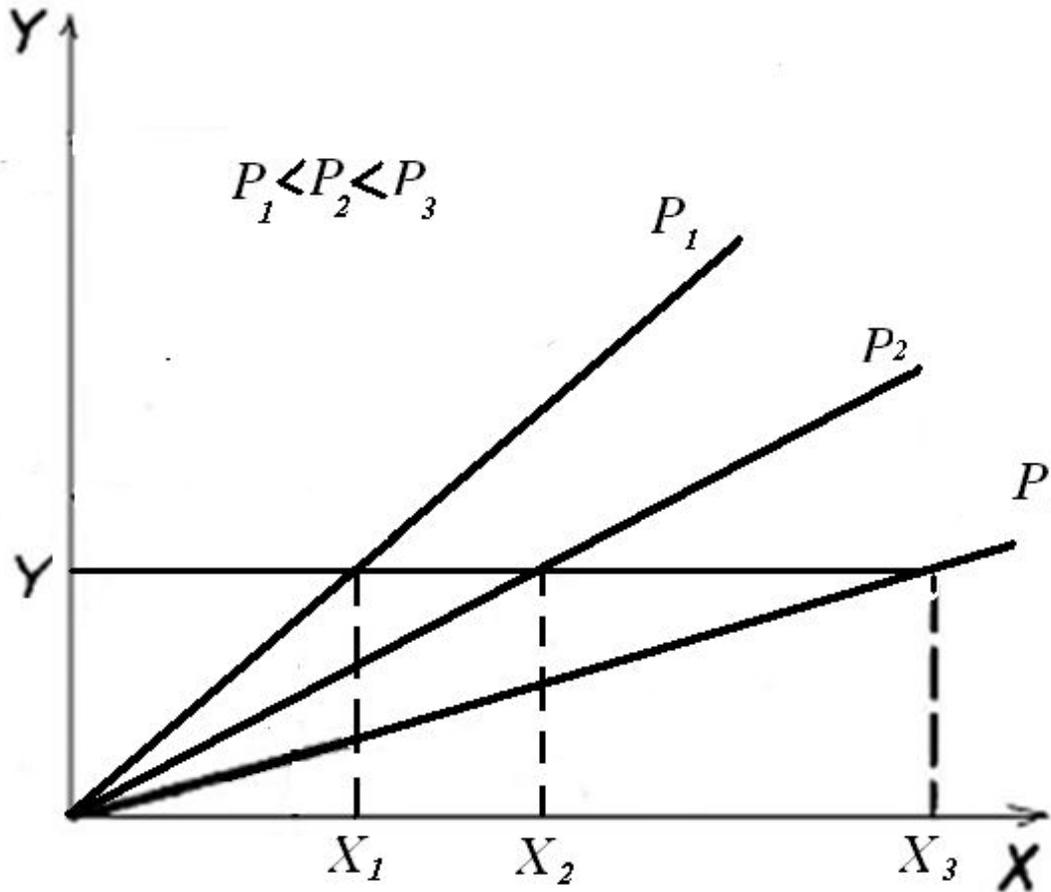
**С увеличением температуры константа Генри возрастает
поэтому равновесные линии будут**



- **Процесс абсорбции выгодно проводить при пониженных температурах**

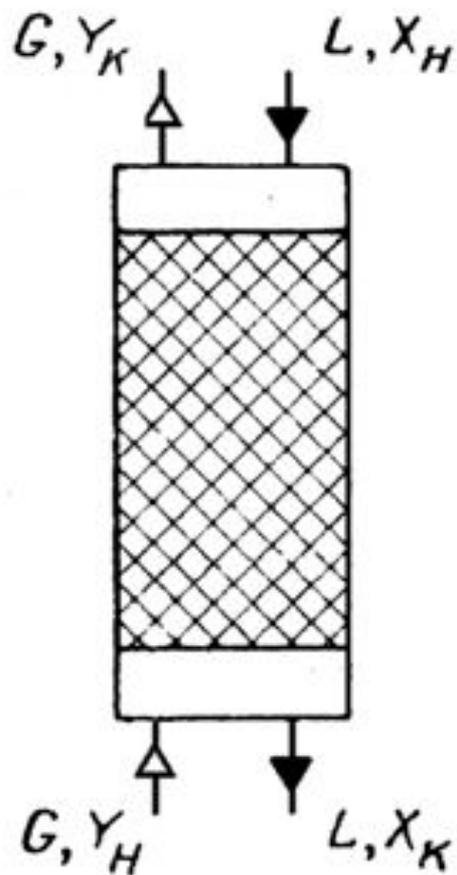
С увеличением давления m_{yx} уменьшается, поэтому

равновесные линии будут



- Процесс абсорбции выгодно проводить при повышенных давлениях

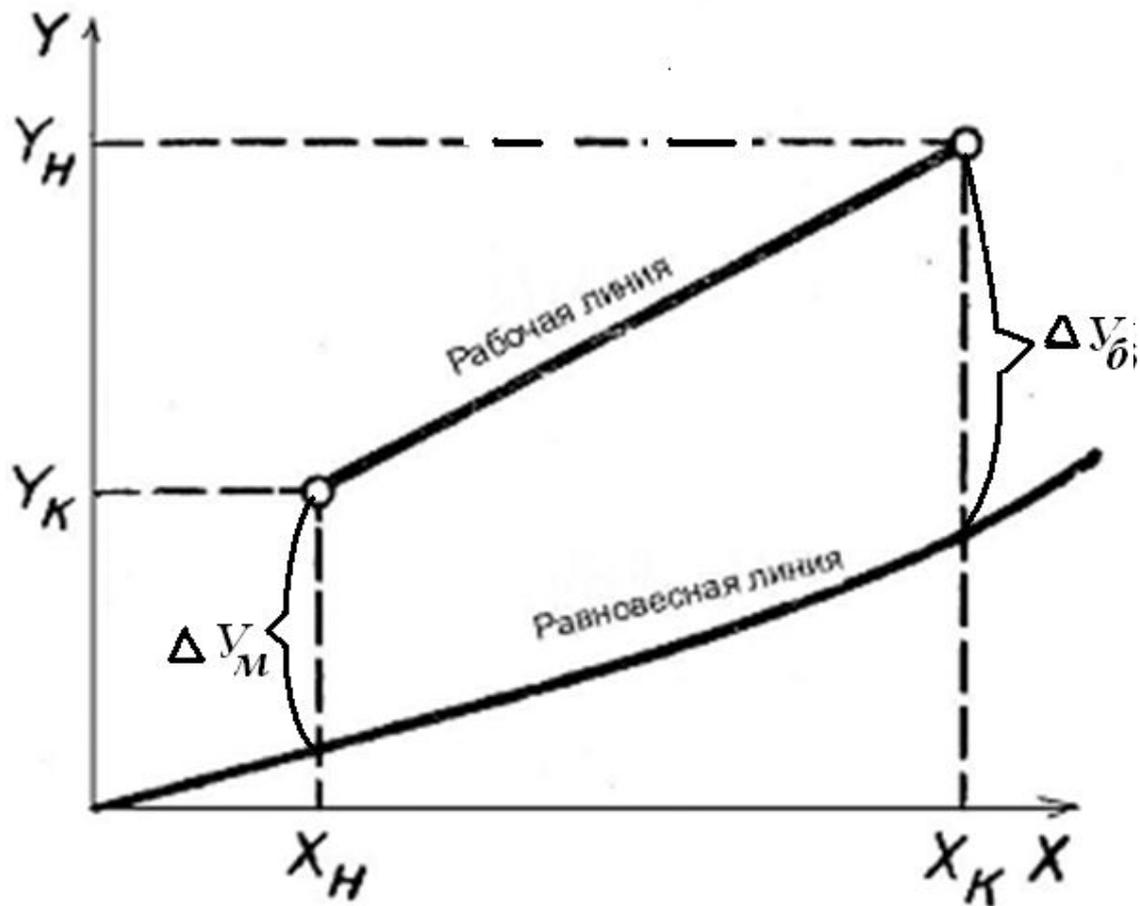
Материальный баланс процесса абсорбции



- Материальный баланс абсорбера через относительные мольные доли (концентрации) записывается в виде:

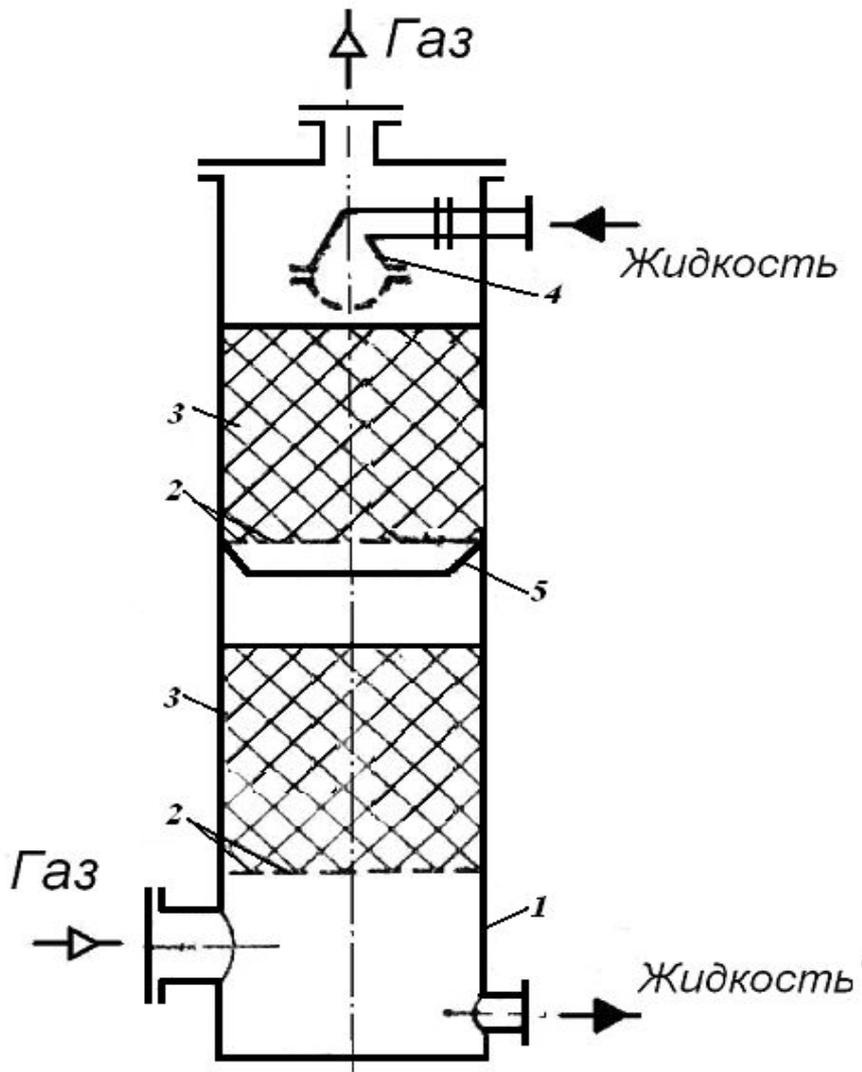
$$L (x_k - x_n) = G (y_n - y_k) = M$$

На диаграмме Y-X



Аппараты для процессов массообмена

1. Насадочные колонны



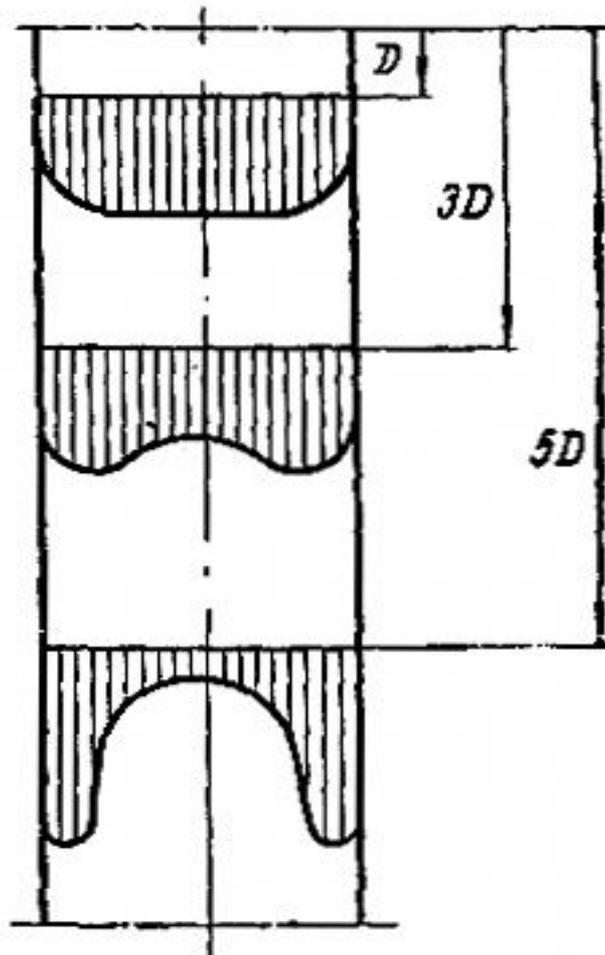
- 1 - корпус;
- 2 - решетка;
- 3 - насадка;
- 4 – распределительное устройство;
- 5 - направляющий конус (перераспределительная тарелка).

- Аппарат состоит из корпуса 1, в котором размещается насадка 3. Насадка засыпается на решетки 2, в которых имеются отверстия для прохода газа и стока жидкости. Жидкость в аппарат подается через специальное распределительное устройство 4.

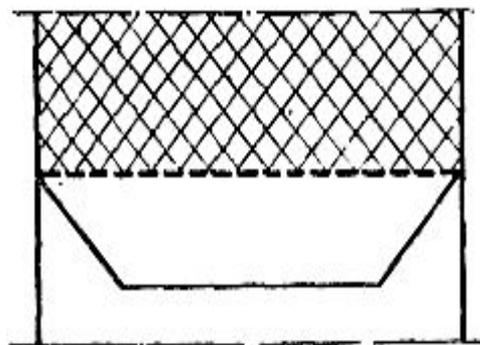


- Во избежание растекания жидкости к стенкам кожуха после каждого слоя устанавливают направляющие конусы 5, позволяющие равномерно распределять жидкость в насадке.

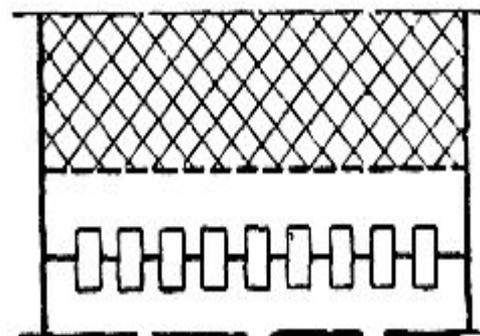
- Распределение плотности орошения жидкости по высоте насадочной колонны.



Виды собирающих перегородок

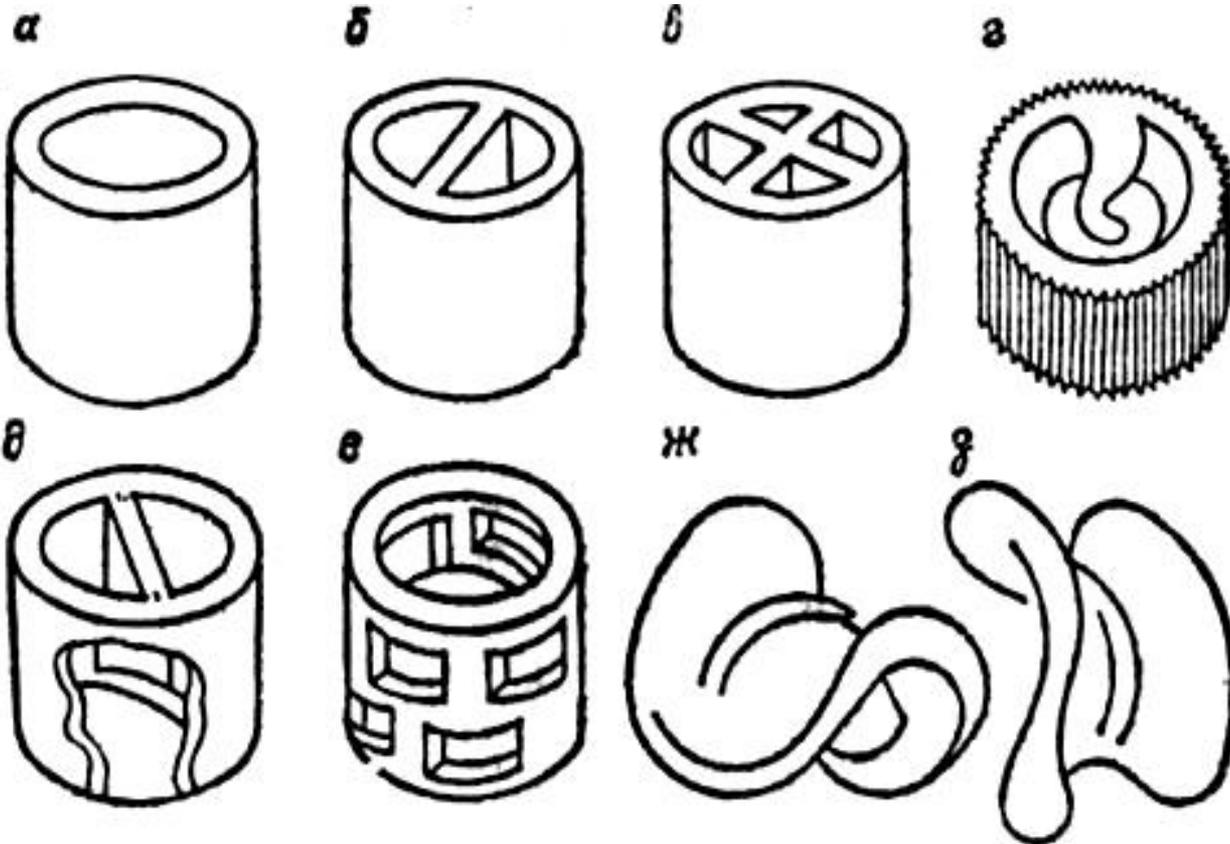


a



b

Типы насадок



- а - кольца Рашига;
- б - кольца Лессинга;
- в - кольца с крестообразными перегородками;
- г - кольца с одиночной спиралью;
- д - кольца с двойной спиралью;
- е - кольца Палля;
- ж - седла Берля;
- з - седла „Инталокс“.

- Для сравнения различных видов насадки используют характеристики - **свободный объем** - $V_{св}$ (м³/м³) и **удельная поверхность насадки** - σ , м²/м³.
- В расчетах также используется эквивалентный диаметр насадки:

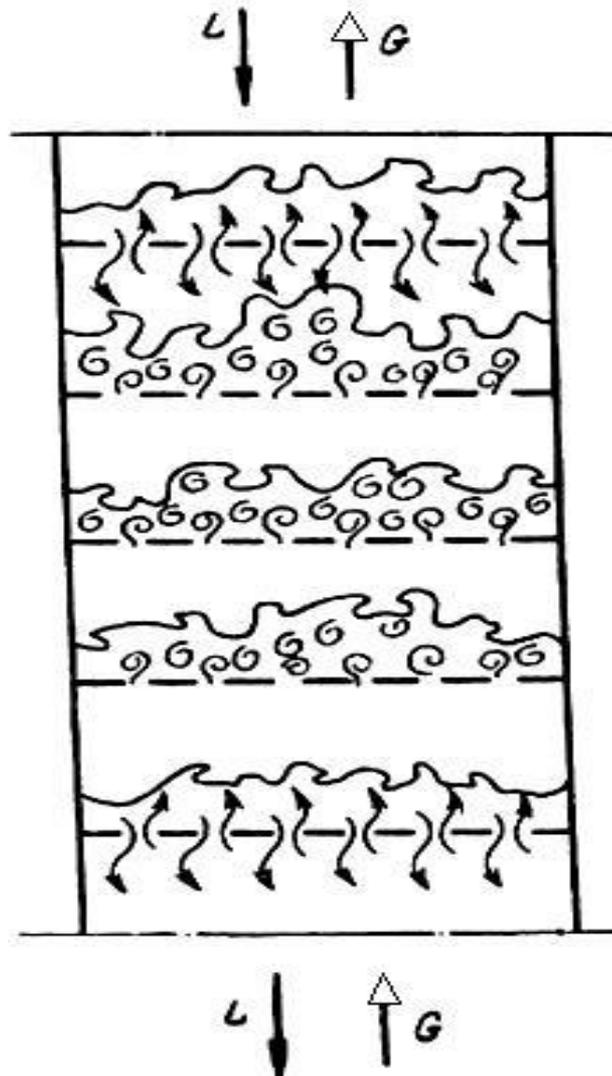
$$d_{э} = \frac{4 \cdot V_{св}}{\sigma}$$

где $V_{св}$ - свободный объем насадки, м³/м³;
 σ - удельная поверхность насадки, м²/м³.

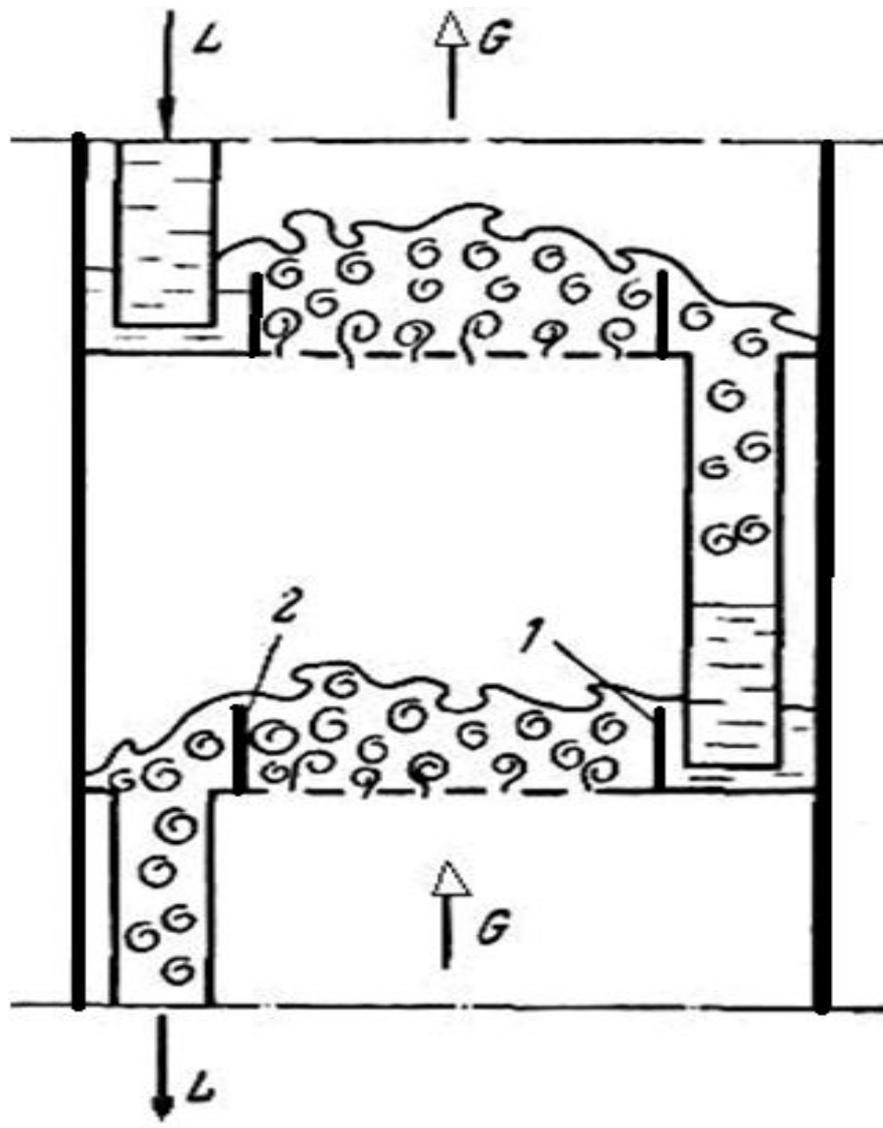
- При расчете насадочного абсорбера принимают, что свободное сечение насадки равно свободному объему. Насадка должна обладать большой удельной поверхностью и большим свободным объёмом. Кроме того насадка должна оказывать малое сопротивление газовому потоку, хорошо распределять жидкость и обладать коррозионной стойкостью в соответствующих средах. Для уменьшения давления на поддерживающее устройство и стенки насадка должна иметь малый объемный вес.

2. Тарельчатые колонны

Тарельчатая колонна с неорганизованным переливом жидкости



Тарельчатая колонна (с ситчатыми тарелками) с переливными устройствами



1,2 – пороги.

Тарельчатая колонна с клапанными тарелками

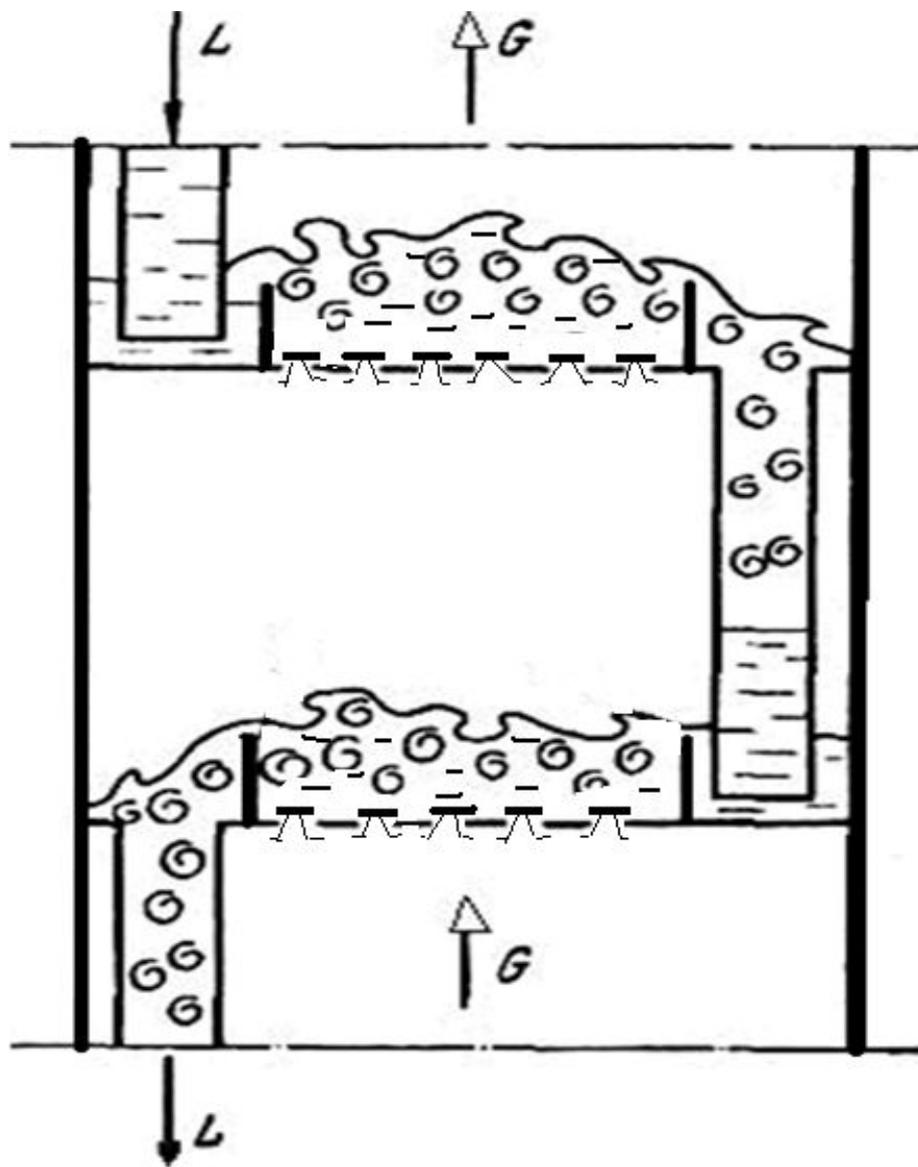
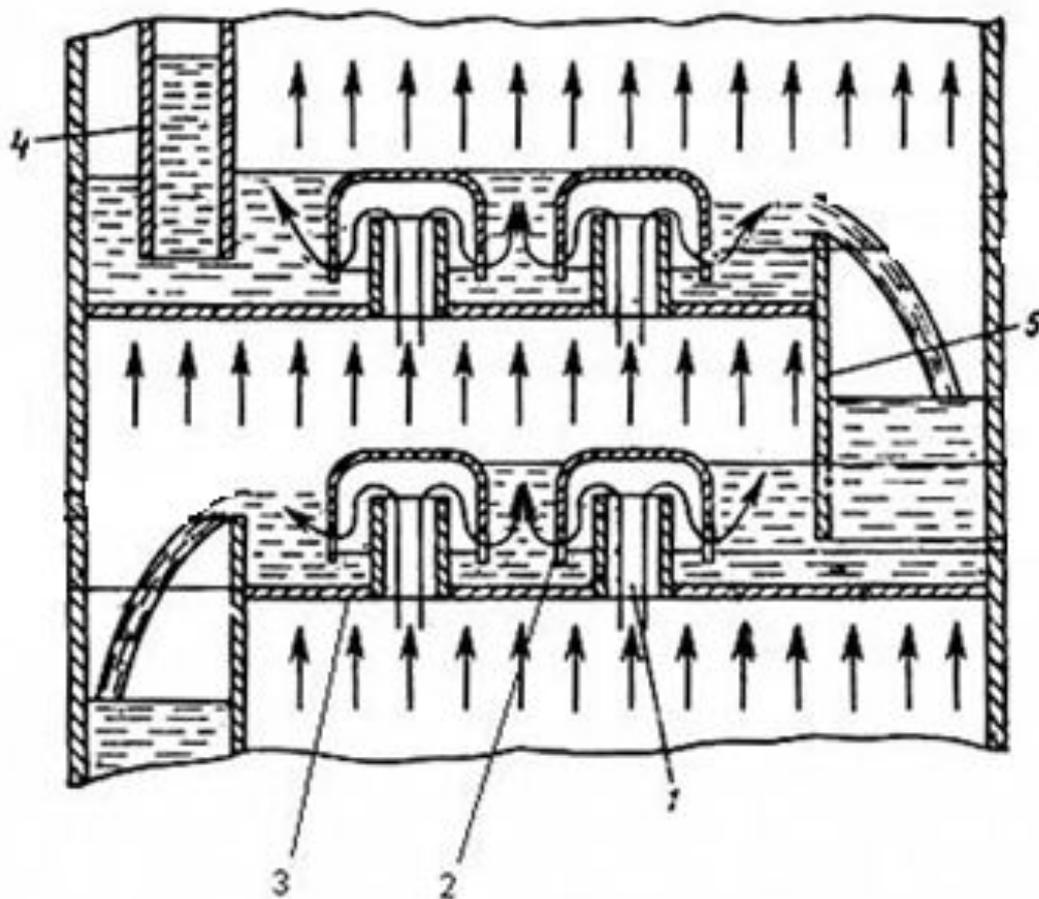
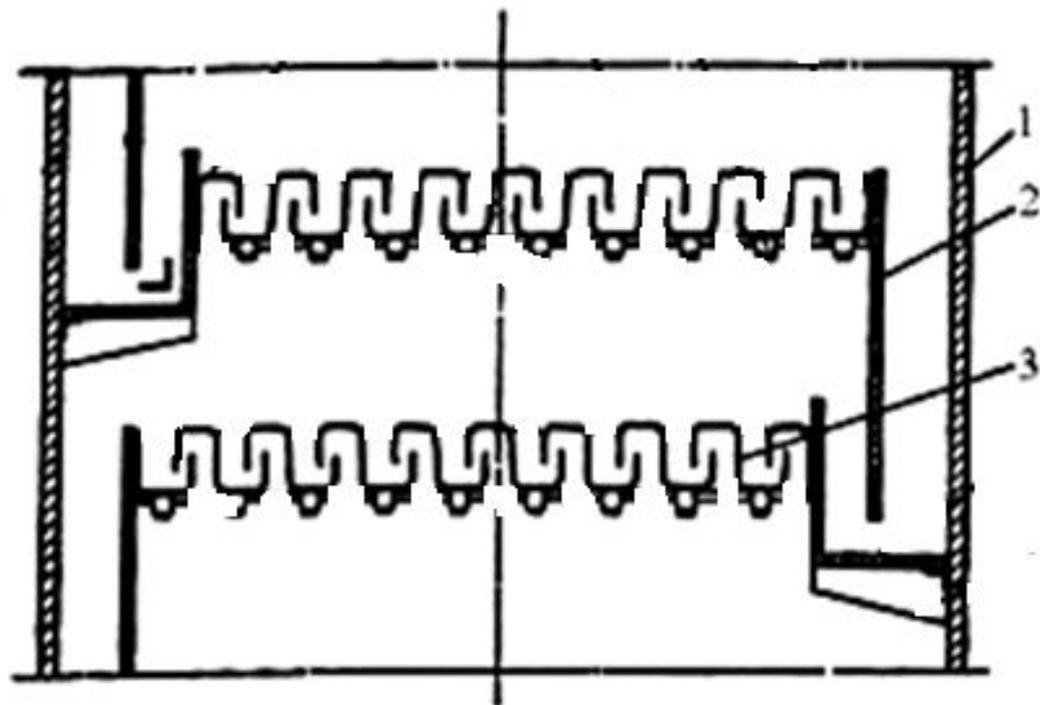


Схема работы колпачковой тарелки



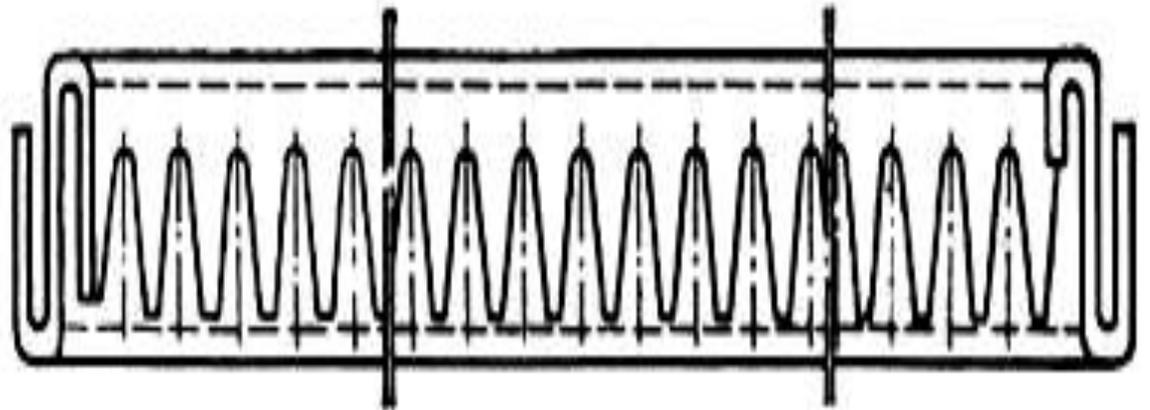
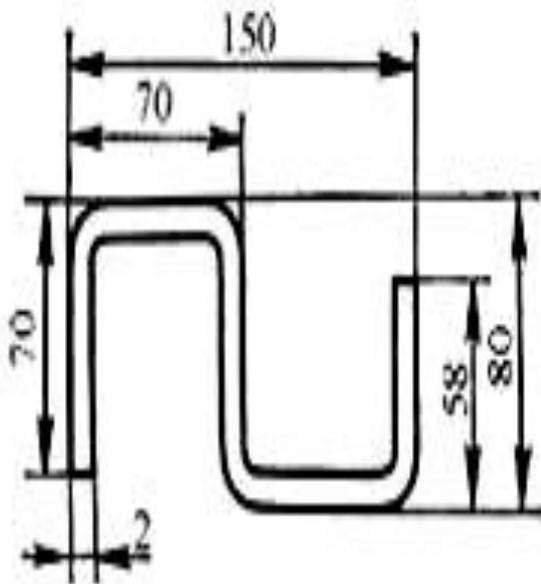
- 1 –стакан;
- 2 –колпачок;
- 3 –диск тарелки;
- 4 –сливная труба;
- 5 –сливная перегородка.

Конструкция S-образный тарелки

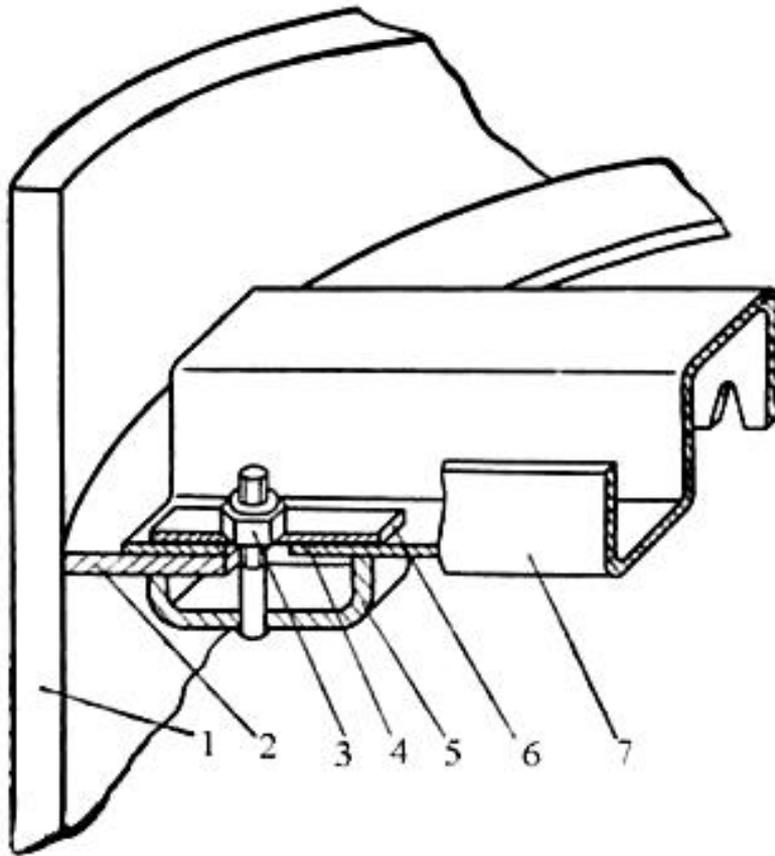


- 1- корпус колонны;
- 2 – S –образный элемент;
- 3 –сливная перегородка

S-образный элемент тарелки



Крепление S – образного элемента

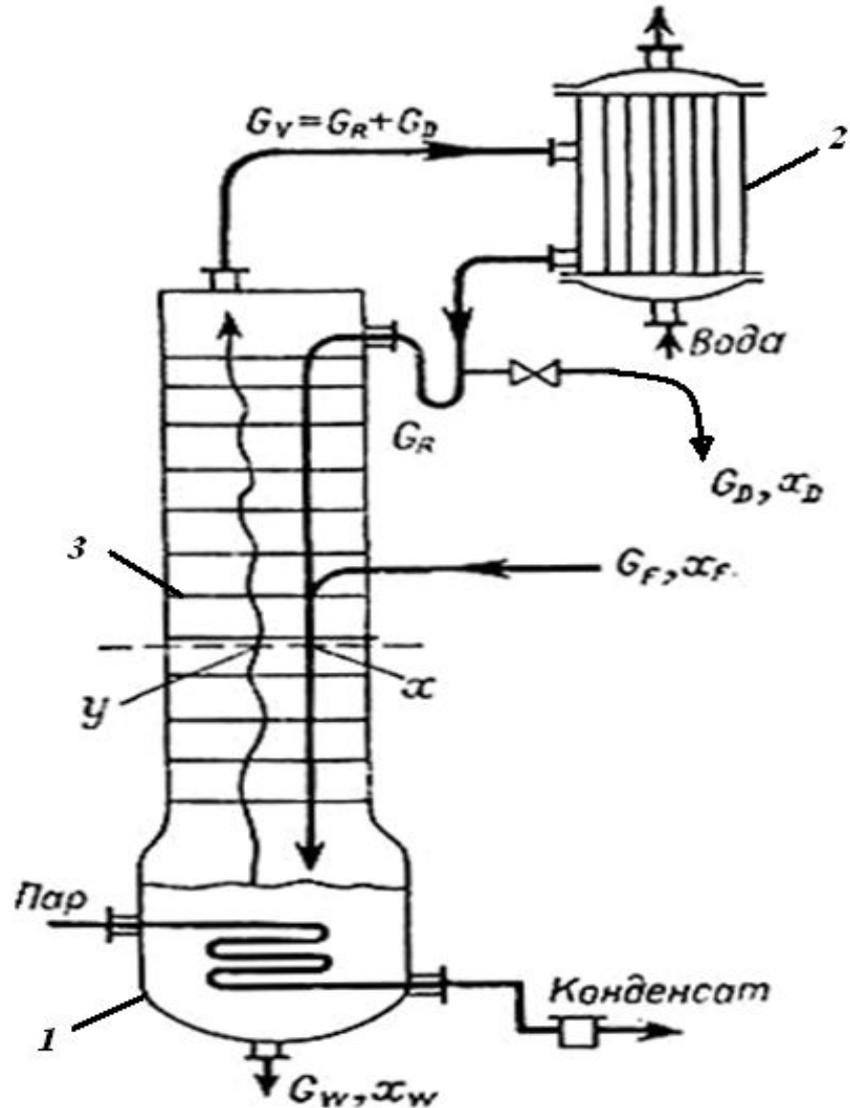


- 1 – корпус колонны;
- 2 – опорная
полоса;
- 3 – гайка;
- 4 – прокладка;
- 5 – скоба со
шпилькой;
- 6 – прямоугольная
шайба;
- 7 – S-образный
элемент.

Простые колонны

Простая колонна

позволяет
разделить смесь
только на две
фракции.



- Нагретая до температуры кипения исходная смесь G_F поступает на разделение в ректификационную колонну на тарелку питания 3, где состав жидкости равен составу исходной смеси x_F .
- Стекая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кипятильнике 1. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка x_W , т.е. обеднен легколетучим компонентом. В результате массообмена с жидкостью пар обогащается легколетучим компонентом.
- Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с заданным флегмовым числом жидкостью (флегмой) G_R состава x_D , получаемой в дефлегматоре 2 путем конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения – дистиллята G_D с содержанием легколетучего компонента x_D .
- Из кубовой части колонны непрерывно выводится кубовая жидкость – продукт, обогащенный труднолетучим компонентом G_W с содержанием легколетучего компонента x_W .

- Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси в количестве G_F на:
 - дистиллят в количестве G_D (с высоким содержанием легколетучего компонента)
 - и кубовый остаток в количестве G_W (обогащенный труднолетучим компонентом).

- **Материальный баланс**

1. По общему количеству:

$$\mathbf{G_F = G_D + G_W}$$

2. По легко летучему компоненту:

$$\mathbf{G_F^* x_F = G_D^* x_D + G_W^* x_W}$$

- **Тепловой баланс**

1. Приход тепла:

- С исходной смесью Q_F
- С греющим паром в кипятильнике Q_K

2. Расход тепла:

- С дистиллятом Q_D
- С кубовым остатком Q_W
- С охлаждающей водой в дефлегматоре-конденсаторе $Q_{\text{деф}}$
- Потери в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$

$$Q_F + Q_K = Q_D + Q_W + Q_{\text{деф}} + Q_{\text{пот}}$$

- Из уравнения теплового баланса определяют приход тепла с греющим паром в кипятильнике:

$$Q_K = Q_D + Q_W - Q_F + Q_{\text{деф}} + Q_{\text{пот}}$$

Величины, входящие в это уравнение рассчитываются:

$$Q_D = G_D c_D t_D$$

$$Q_W = G_W c_W t_W$$

$$Q_F = G_F c_F t_F$$

$$Q_{\text{деф}} = G_D (R + 1) r_D$$

$Q_{\text{пот}}$ принимается (3...5)% от Q_K

2.Сложная колонна

- Служит для разделения смеси углеводородов на несколько фракций, отличающихся различными температурами кипения.

Например, в процессе перегонки нефти необходимо разделить углеводороды на фракции бензина, лигроина, керосина, солярового масла и мазута.

Расчет колонн

А). Диаметр колонны

рассчитывают по уравнению расхода для газовой (паровой) фазы

$$G_2 = \rho_2 v \frac{\pi D_{an}^2}{4}$$

- Тогда диаметр колонны

$$D_{an} = \sqrt{\frac{4G_2}{\rho_2 \pi v}}$$

где G_2 - массовый расход газа (пара), кг/с;

v - скорость газа (пара), отнесенная к полному сечению аппарата, м/с;

ρ_2 - средняя плотность паров (газов), поднимающихся по колонне, кг/м³.

- Скорость, отнесенная к полному сечению аппарата, для тарельчатых колонн находят из выражения:

$$v = C \sqrt{\frac{\rho_{жс}}{\rho_2}}$$

где $\rho_{ж}$ - средняя плотность жидкости, стекающей вниз в колонне, кг/м³;

c - коэффициент, зависящий от типа тарелок и расстояния между ними.

- Для насадочных колонн значение скорости w рассчитывают исходя из ее максимального (предельного) значения, которое в насадочных аппаратах определяется наступлением режима «захлебывания».

б). Высота тарельчатых колонн

$$\bullet H_T = (n_d - 1)h_{м.т.}$$

где $h_{м.т.}$ – расстояние между тарелками.

$$n_d = n_T / \eta ,$$

n_d – число действительных тарелок

n_T – число теоретических тарелок

η - коэффициент полезного действия тарелки (к.п.д. тарелки), значение которого зависит от скоростей движения фаз, интенсивности перемешивания, взаимного направления движения потоков фаз, физических свойств взаимодействующих сред и т. п. Значения к. п. д. находятся опытным путем и изменяются в пределах от 0,3 до 0,8).

В).Высота насадочных колонн

$$H_n = h_y n_y .$$

где n_y - число единиц переноса (ЧЕП);

h_y - высота рабочей части аппарата,
эквивалентная одной единице переноса
(ВЕП), м.

Число единиц переноса n_y зависит от величины движущей силы и определяется аналитическим или графическим способом. Высота единицы переноса h_y определяется значением коэффициента массопередачи.

Очевидно, что величина h_y и высота всего аппарата будет тем меньше, чем интенсивнее в нем протекает процесс массопереноса.

Экстракторы

1. Схема процесса экстракции

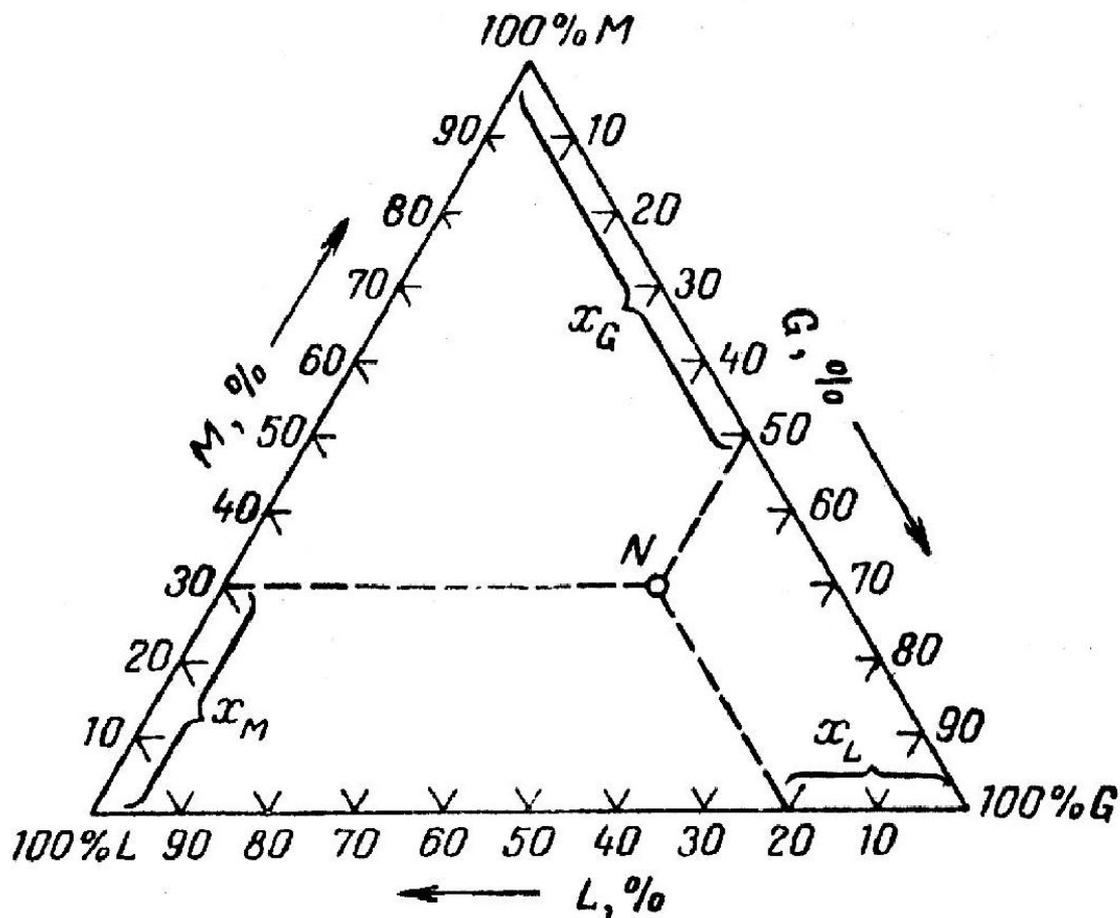
- (для идеального случая)



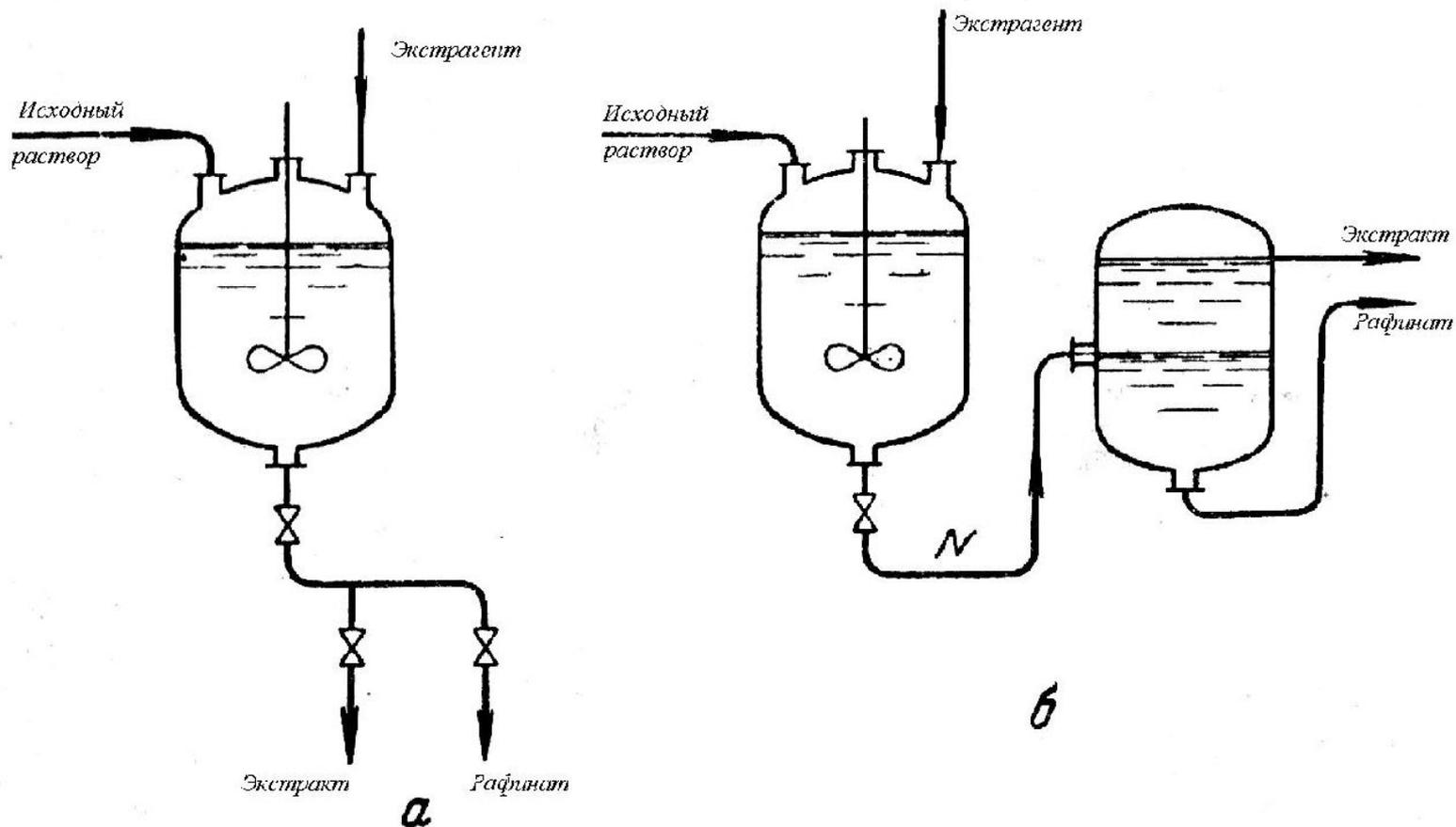
- (для реального случая)



2. Треугольная диаграмма процесса экстракции



3. Схема однократной экстракции



4. Изображение процесса на треугольной диаграмме

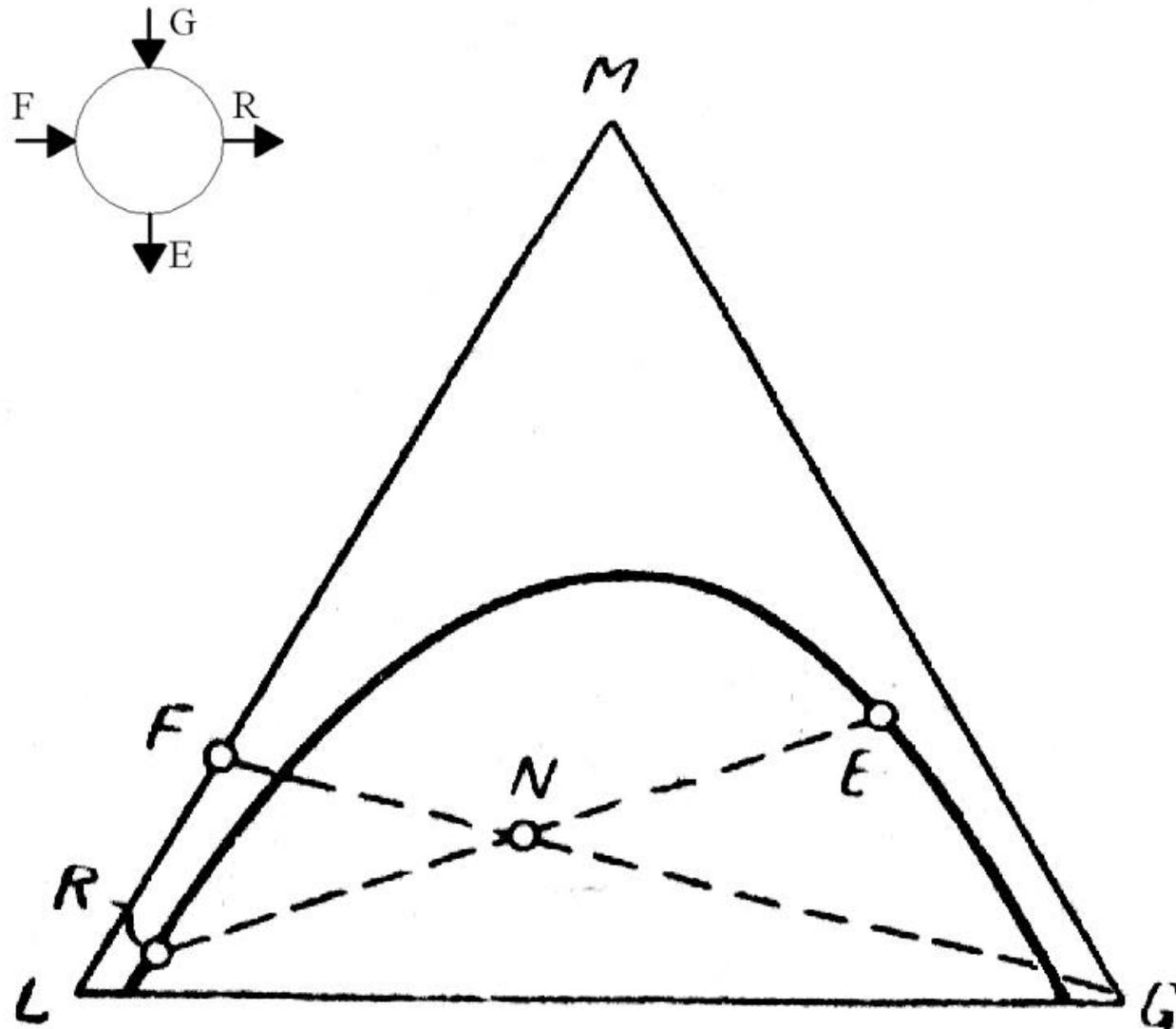
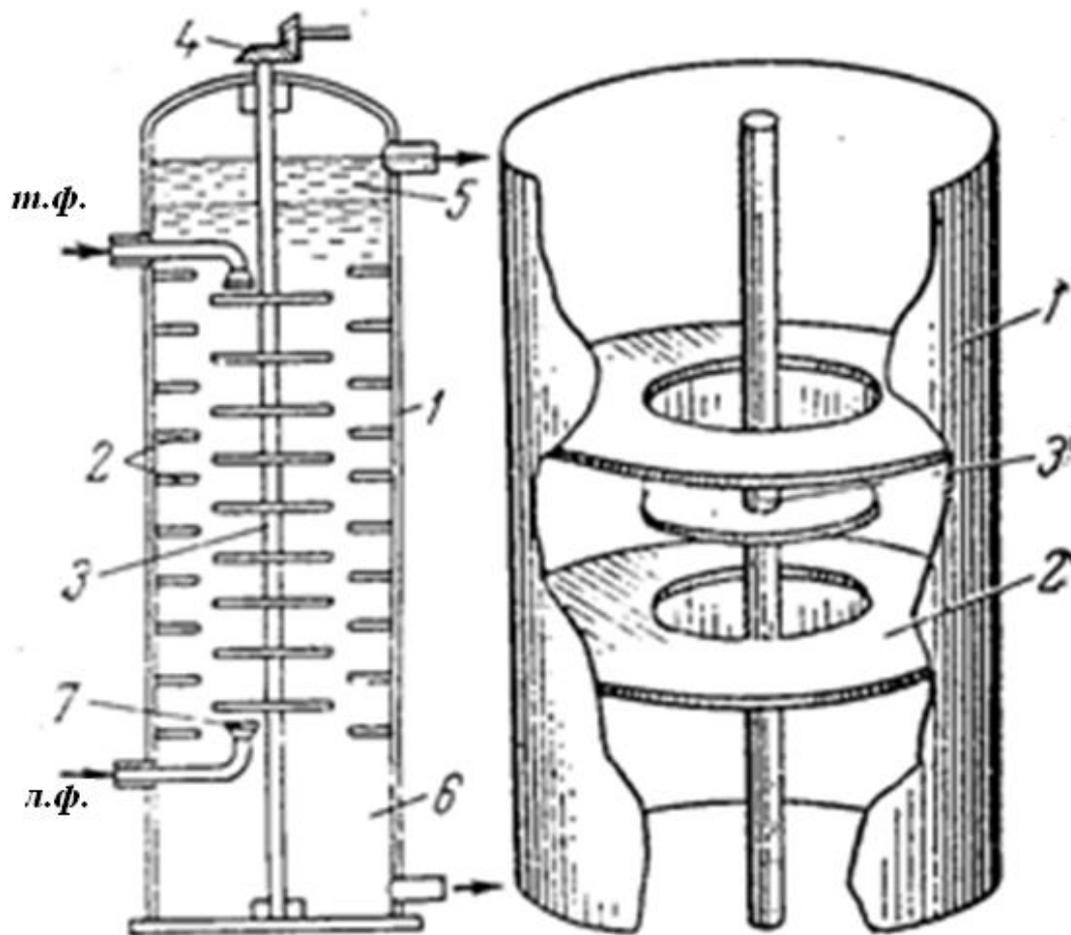


Схема роторно-дискового колонного экстрактора

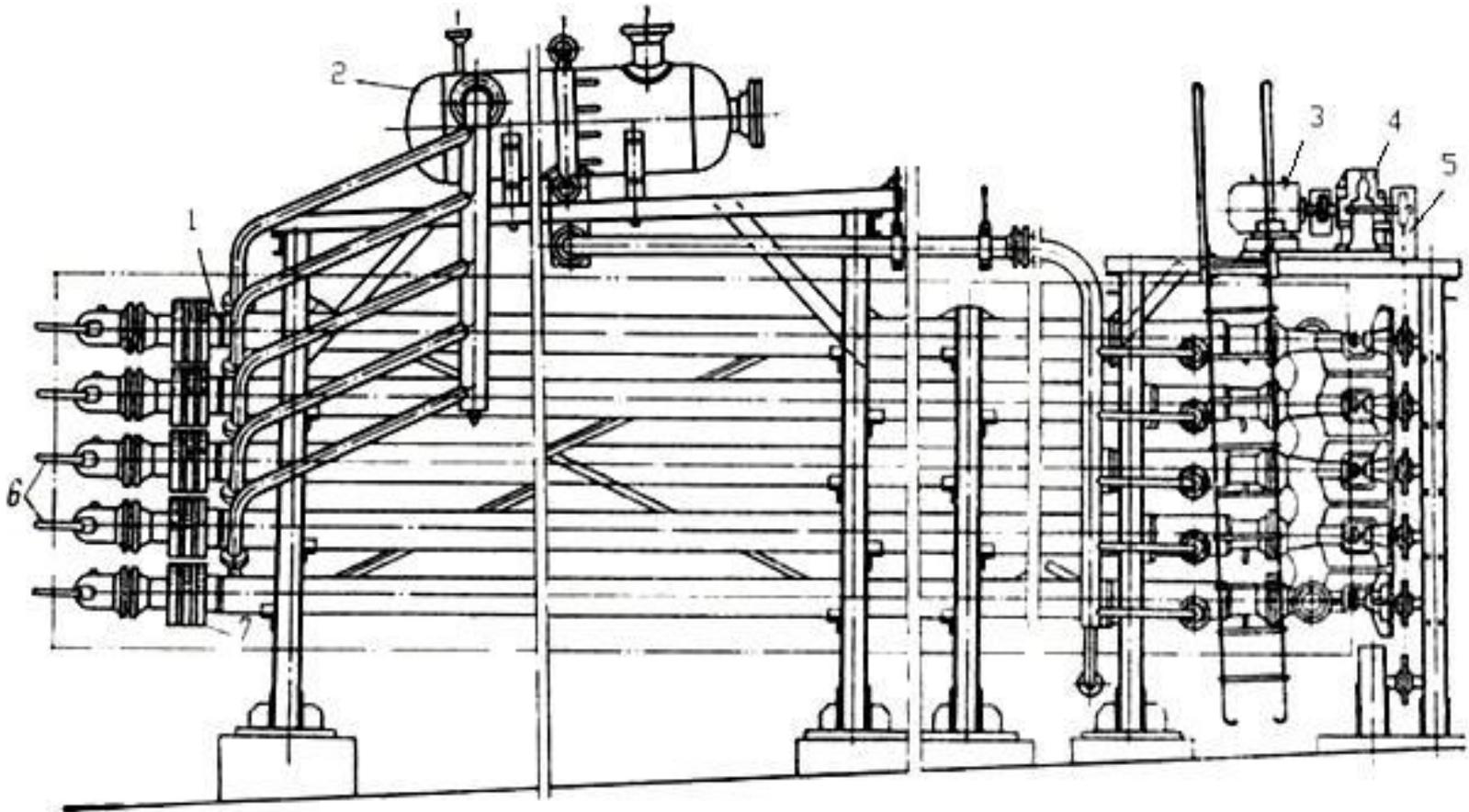
- а – схема роторно-дискового экстрактора; б – внутреннее устройство роторно-дискового экстрактора;
1 – корпус; 2 – кольцевые перегородки; 3 – ротор; 4 – привод; 5, 6 – отстойные зоны; 7 – распределитель легкой фазы



- В роторно-дисковом экстракторе внутри корпуса 1 на равном расстоянии друг от друга укреплены неподвижные кольцевые перегородки 2. По оси колонны проходит вертикально вал с горизонтальными плоскими дисками, или ротор 3, приводимый во вращение посредством привода 4. Диски ротора размещены симметрично относительно перегородок 2, причем каждые две соседние кольцевые перегородки и диск между ними образуют секцию колонны. Чередующиеся кольца и диски препятствуют продольному перемешиванию. К смесительной зоне колонны примыкают верхняя 5 и нижняя 6 отстойные зоны.
- Одна из фаз (например, легкая фаза) диспергируется с помощью распределителя 7 и затем многократно дробится (редиспергируется) посредством дисков ротора в секциях колонны. После перемешивания фазы частично разделяются вследствие разности плотностей при обтекании ими кольцевых перегородок, ограничивающих секции колонны. При этом легкая фаза поднимается кверху, а тяжелая фаза опускается книзу и захватывается соответствующими дисками ротора для последующего

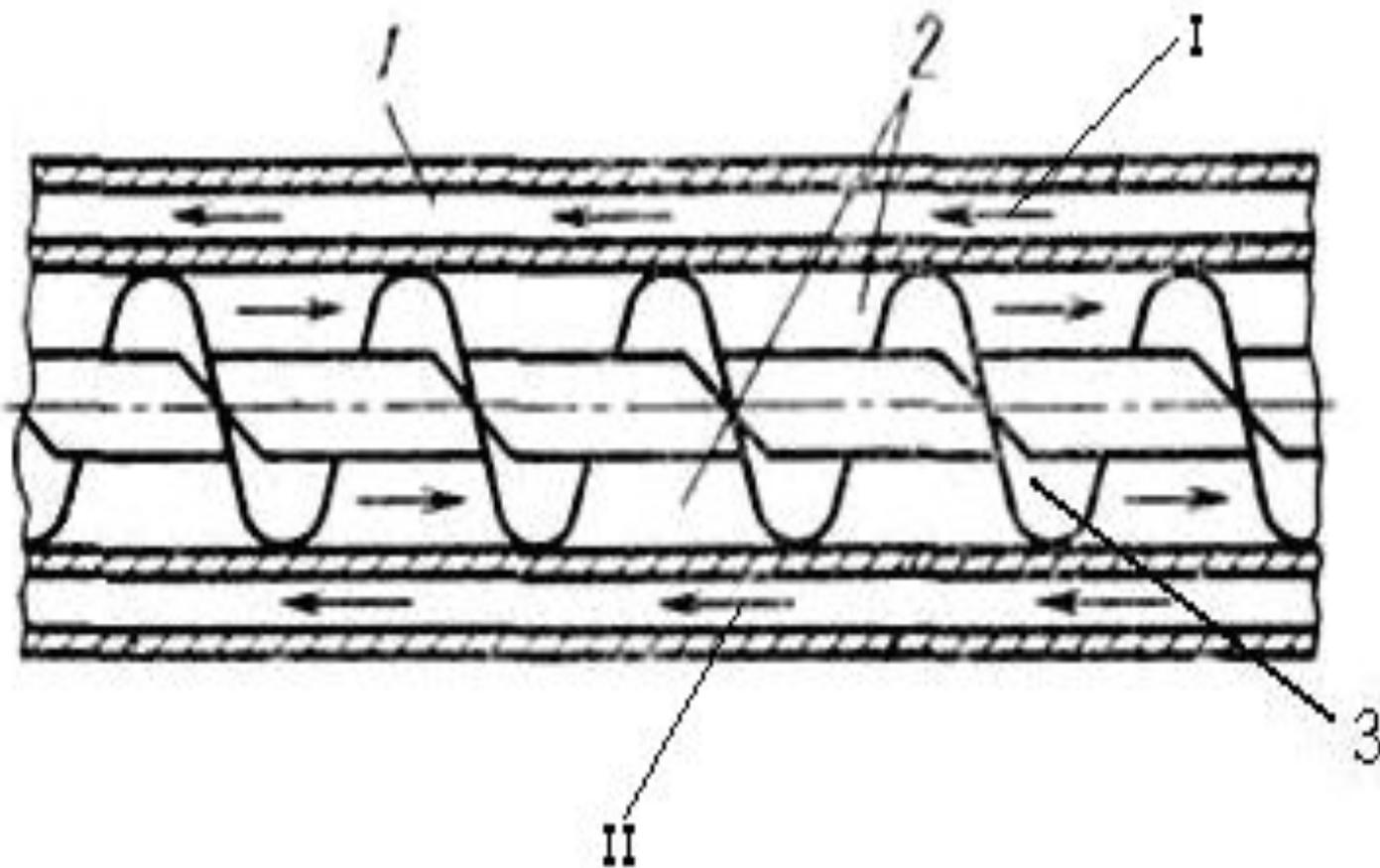
Кристаллизаторы

1. Кристаллизатор установки депарафинизации масел



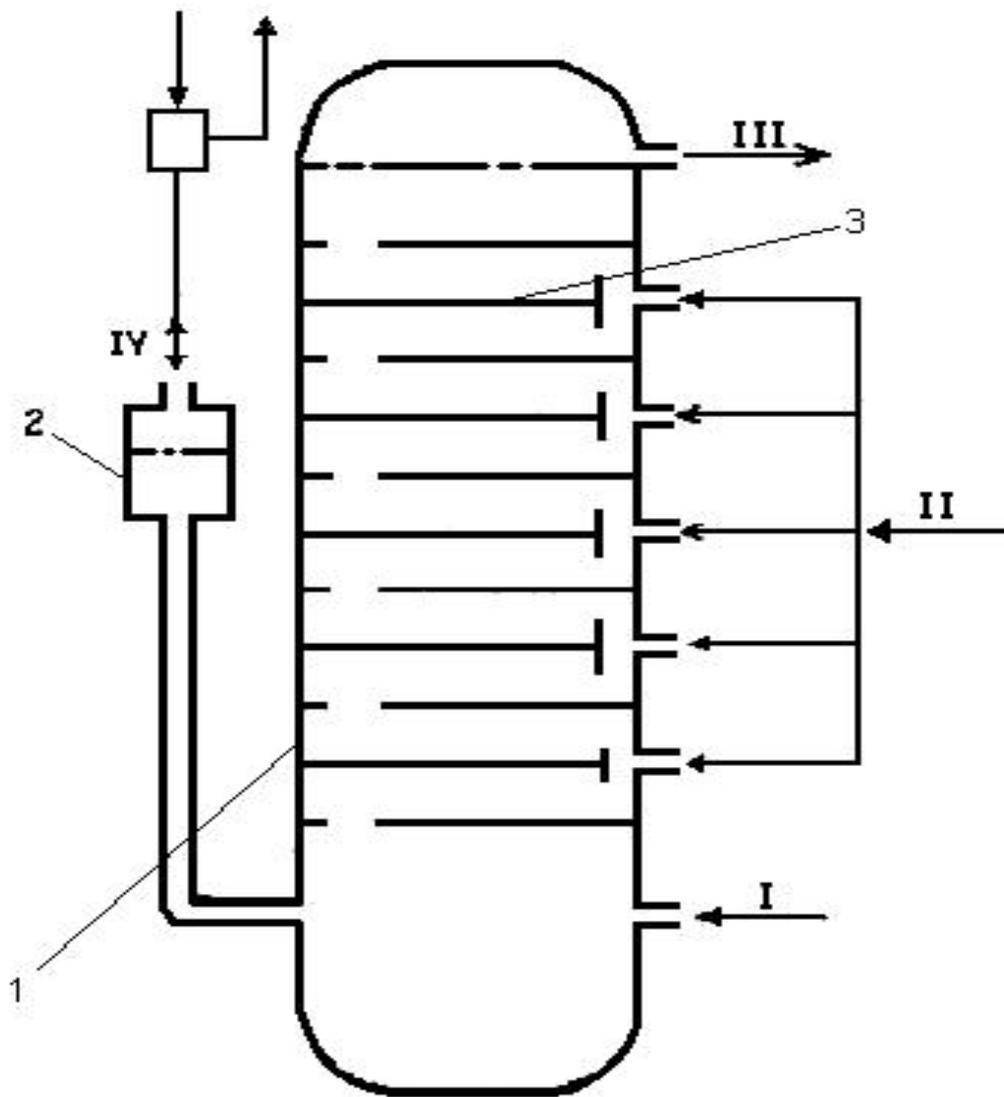
- 1 – секция кристаллизатора;
- 2 – емкость для хладагента;
- 3 – электродвигатель;
- 4 – редуктор;
- 5 – указатель вращения вала;
- 6 – линзовый компенсатор.

2.Схема продольного разреза труб кристаллизатора



- 1 – наружная труба;
 - 2 – внутренняя труба;
 - 3 – вал.
- Потоки:
- I – охлаждающая среда;
 - II – раствор масла.

3. Схема пульсационного кристаллизатора смешения колонного типа



1 – корпус;

2 –
пульсационный механизм;

3 – тарелки.

Потоки: / –
парафиносодержащий
нефтепродукт

// - хладагент,

/// - продукт.

- Действие аппарата основано на многопорционном смешении парафиносодержащего нефтепродукта с хладагентом пульсационным воздействием сжатого инертного газа. В качестве хладагента используется смесь метилэтилкетона (МЭК) с толуолом.

Опознавательная окраска трубопроводов

Вода	- <i>Зеленая</i>
Водяной пар	- <i>Красная</i>
Воздух	- <i>Синяя</i>
Газы	- <i>Желтая</i>
Жидкости	- <i>Коричневая</i>
Кислоты	- <i>Оранжевая</i>
Щелочи	- <i>Фиолетовая</i>
Прочие	- <i>Серая</i>

На окрашенных трубопроводах предусмотрены маркировочные кольца:

Красные

- на легковоспламеняющихся, огнеопасных, взрывоопасных потоках;

Желтые

- на опасных или вредных потоках;

Зеленые

- на безопасных и нетоксичных потоках