

МИНСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО  
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН

ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ  
Кафедра «Химическая технология переработки нефти и газа»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ  
к практическим занятиям по курсу  
«Основы проектирования и оборудования  
предприятий переработки нефти и газа»



Направление

бакалавриата:

5522500 – Технология нефти и нефте - газо  
переработки

Составили:

доц. Каримов К.Г.,

доц. Исматов Д.Н.

асс. Саломов А.Р.

Ташкент – 2010

Методические указания является руководством при выполнении практических занятия по предмету «Основы проектирования и оборудования предприятий переработки нефти и газа» по направлению бакалавриата 5522500 - Технология переработки нефти и нефти-газа

В методическом указании, приведены расчет теплообменных аппаратов, расчет вертикальных отстойников, расчет каталитических реакторов и регенераторов, расчет абсорбции многокомпонентных углеводородных газов, жидкостная экстракция.

Составили: доц. Каримов К.Г., доц. Исматов Д.Н.  
асс. Саломов А.Р.

Рецензент: проф. Нурмухамедов Х.С.

Методические указания  
обсуждено и одобрено  
на заседании кафедры,  
« \_\_\_\_\_ » \_\_\_\_\_  
Зав. кафедрой Д.Н. Исматов

Методические указания  
одобрено и рекомендовано  
на заседании метод совета  
ТашХТИ от \_\_\_\_\_ 2010 г.  
Пред. метод совета.  
доц. Юнусов И.

## Практическая занятие 1

### РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Одним из основных видов технологического оборудования в нефтеперерабатывающих, нефтехимических, химических, газовых и смежных производствах является теплообменная аппаратура, составляющая примерно 30—40% (по весу) всего оборудования. Теплообменные аппараты на заводах нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности используют для регенерации тепла горячих потоков и нагрева холодных, конденсации, охлаждения, испарения, кристаллизации, плавления.

На установках АВТ продукты, входящие из ректификационных колонн, имеют довольно высокие температуры, например на АГ — от 100 до 300 °С, а на ВГ — от 300 до 400 °С. Использование тепла этих горячих продуктов целесообразно с точки зрения экономии топлива на нагрев сырья и экономии воды на охлаждение этих продуктов до температур, безопасных при их транспортировании и хранении. Целесообразность регенерации тепла потока зависит от конкретных условий. Теплообменные аппараты классифицируют в зависимости от назначения (теплообменники, конденсаторы, холодильники, кипятильники, испарители), способа передачи тепла (поверхностные и смешения), а также от конструктивного оформления (кожухотрубные жесткой конструкции с плавающей головкой, с U-образными трубками; погружные змеевиковые, секционные; оросительные; типа «труба в трубе»; конденсаторы смешения с перфорированными полками, с насадкой; воздушного охлаждения горизонтального, шатрового, зигзагообразного, замкнутого типа; ребойлеры с паровым пространством с плавающей головкой, с U-образными трубками). Погружные и оросительные теплообменные аппараты применяют в качестве конденсаторов и холодильников. Кожухотрубные аппараты можно использовать как конденсаторы, холодильники, теплообменники; по конструкции они мало различаются. Такие теплообменные аппараты обеспечивают более интенсивный теплообмен при меньшем расходе металла на единицу теплопередающей поверхности, чем аппараты погружного типа, что обусловило широкое их использование. В последнее время в качестве конденсаторов и холодильников широко используют аппараты воздушного охлаждения.

### ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ

При проектировании технологических установок для нефтеперерабатывающих заводов чаще всего проводят поверочный расчет стандартных (нормализованных) теплообменных аппаратов, т. е. определяют необходимое число стандартных аппаратов с поверхностью, полученной при расчете. Теплообменные аппараты можно рассчитывать по следующей схеме.

1. Выбирают тип теплообменника и направление движения тепловых потоков.

2. Выбирают конечную температуру одного из теплоносителей, которая должна обеспечить достаточно высокий средний температурный напор в аппарате.
3. Составляют тепловую нагрузку теплообменника и определяют энтальпию, а затем температуру теплоносителя, для которого эти величины были неизвестны.
4. Определяют средний температурный напор в теплообменнике.
5. Определяют или подбирают по практическим данным коэффициент теплопередачи.
6. Определяют поверхность теплообмена и необходимое число стандартных теплообменных аппаратов по нормам Гипронефте-маша.

Тип теплообменного аппарата следует выбирать так, чтобы скорость потоков была достаточно большой, что обеспечит высокий коэффициент теплопередачи. Однако при этом следует помнить, что с увеличением скорости потоков резко растет сопротивление. Максимальная скорость потока по трубам в кожухотрубных теплообменниках допускается до 2 м/с. Так, оптимальная скорость для легких бензиновых фракций 1,5 м/с, для светлых нефтепродуктов 1-1,2 м/с, для холодной нефти 0,8—0,95 м/с. В теплообменниках типа «труба в трубе» скорость движения потоков 1-1,5 м/с, в межтрубном пространстве этих теплообменников она несколько меньше.

При выборе схемы использования тепла на установке необходимо учесть следующее.

1. С усилением степени использования тепла отходят с установки продукты увеличивается необходимая поверхность теплообменников, причем она возрастает не пропорционально количеству использованного тепла, а более резко. В основном это объясняется падением средней разности температур.

2. У теплообменников 1 м<sup>2</sup> поверхности в 6—8 раз дешевле, чем 1 м<sup>2</sup> огневой поверхности нагрева. Однако установка теплообменника практически выгодна, только если теплонапряженность его будет не менее 8380 кДж/(м<sup>2</sup>-ч), или 2326 Вт/м<sup>2</sup>.

Использование тепла потока горячих продуктов зависит от запаса у него тепла, т. е. от его массы и температуры.

3. Регенерация тепла паров нефтепродуктов не всегда рекомендуется, так как обычно при работе на нефтях, содержащих серу, наблюдается коррозия пародистиллятных теплообменников.

4. При выборе направления движения потока следует учитывать, что более загрязненный поток целесообразно направлять по трубам, так как их легче чистить во время ремонта теплообменника.

5. Коррозионно-активные среды рекомендуется направлять по трубам, так как замена части труб или всего пуска экономически выгоднее, чем замена корпуса аппарата.

Тепловую нагрузку аппарата определяют, составляя тепловой баланс

$$Q = G_1 (I_{t_1} - I_{t_2}) \eta = G_2 (I_{t_3} - I_{t_4})$$

где  $Q$ —тепловая нагрузка аппарата, кДж/ч;  $G_1, G_2$ —массы горячего и холодного теплоносителя, кг/с или кг/ч;  $I_{t_1}, I_{t_2}$ —энтальпия горячего теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, кДж/кг;  $\eta$ —к. п. д. теплообменника; практически он равен 0,95—0,97;  $I_{t_3}, I_{t_4}$ —энтальпия холодного теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, кДж/кг.

**Поверхность теплообмена** определяют из уравнения теплопередачи откуда

$$Q = KF\tau_{cp}$$

$$F = \frac{Q}{K\tau_{cp}}$$

где;  $F$ —поверхность теплообмена,  $m^2$ ;  $K$ —коэффициент теплопередачи, Вт/( $m^2 \cdot K$ );  $\tau_{cp}$ —средняя логарифмическая разность температур.

**Коэффициент теплопередачи  $K$**  (Вт/ $m^2 \cdot K$ ) характеризует процесс теплопередачи в теплообменном аппарате. Величину  $K$ , определяют расчетом [1, 2, 4, 8, 9] или принимают на основании практических данных (*Приложение 1*). Для неоребранных и чистых поверхностей труб коэффициент теплопередачи можно определить по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

где  $\alpha_1, \alpha_2$ —коэффициент теплоотдачи со стороны горячего и холодного продукта, Вт/( $m^2 \cdot K$ );  $\delta$ —толщина стенки, м;  $\lambda$ —коэффициент теплопроводности металла труб, Вт/(м·К),

При загрязнении труб формула ( ) будет иметь вид

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_м + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н} + \frac{f_{ст}}{f} \cdot \frac{1}{\alpha_{пр}}}$$

где  $\alpha_1$ —коэффициент теплоотдачи со стороны охлаждаемого продукта, Вт/( $m^2 \cdot K$ );  $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в}$ —тепловое сопротивление внутреннего слоя загрязнений,

( $m^2 \cdot K$ )/Вт;  $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_м$ —тепловое сопротивление металла стенки трубы, ( $m^2 \cdot K$ )/Вт;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н}$ —тепловое сопротивление наружного слоя загрязнений, ( $m^2 \cdot K$ )/Вт;

$f_{ст}$ —поверхность стенки гладкой труб (по ее наружному диаметру), приходящаяся на 1 м длины трубы,  $m^2/m$ ;  $f$ —наружная поверхность 1 м оребренной трубы,  $m^2/m$ ;  $\alpha_{пр}$ —приведенный коэффициент теплоотдачи, Вт/( $m^2 \cdot K$ ).

Средняя разность температур в случае противотока и прямо-, ка (логарифмическая) выражается уравнением ( $\tau_{cp}$ )

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{в}} - \Delta t_{\text{н}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{в}}}{\Delta t_{\text{н}}}}$$

где  $\Delta t_{\text{в}}$ ,  $\Delta t_{\text{н}}$  — внешняя и низшая разности температур между потоками у концов теплообменного аппарата.

Когда отношение наибольшей разности температур к наименьшей меньше или равно 2, среднюю разность температур можно рассчитать как среднеарифметическую величину по формуле

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{в}} + \Delta t_{\text{н}}}{2}$$

Кроме того, среднюю разность температур можно определить по графику (рис.1).

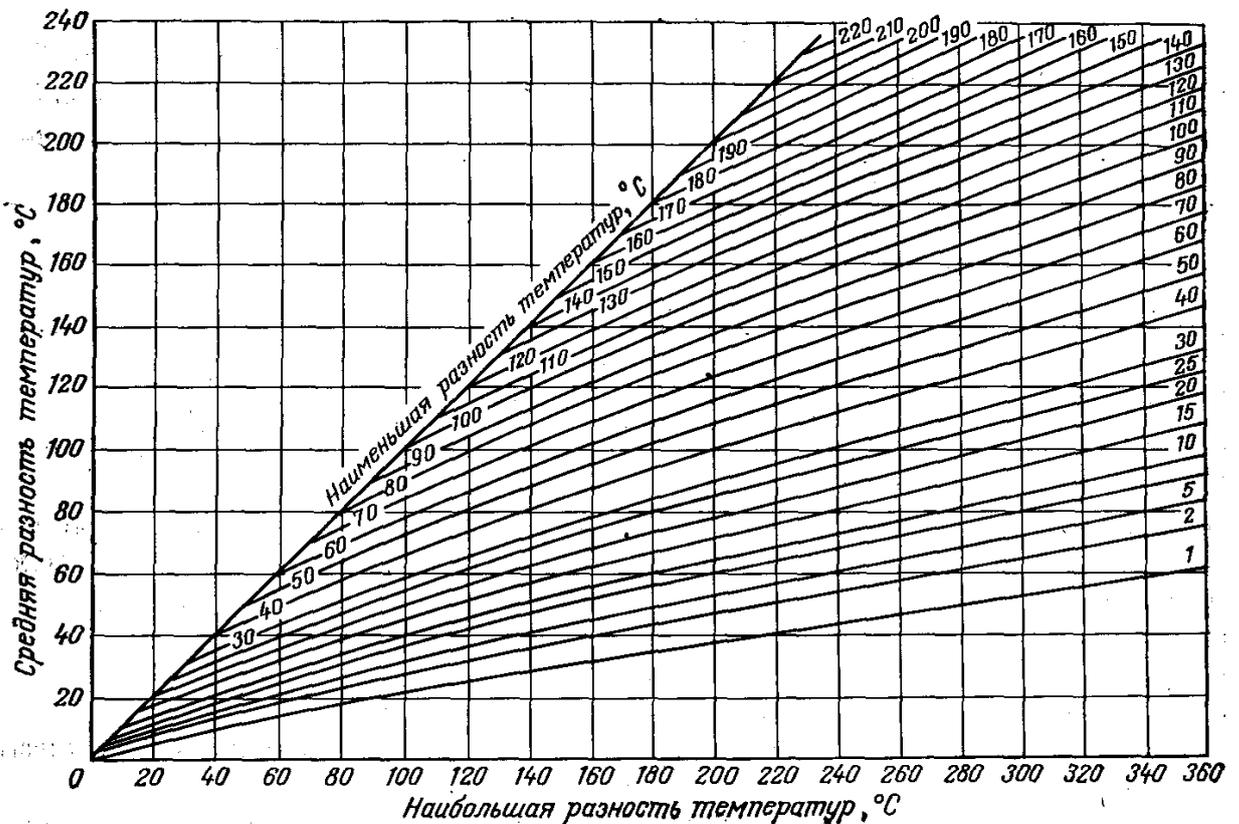


Рис. 34. График для определения средней разности температур.

Движение потоков в теплообменнике противотоком дает возможность более эффективно использовать тепло греющего потока.

**Пример 1.** Подобрать кожухотрубчатые теплообменные аппараты с плавающей головкой для подогрева нефти за счет керосинового дистиллята (фракция 180—240°C).

Расход нефти  $G=170000$  кг/ч, плотность  $\rho_4^{20}=0,845$ , начальная температура  $t_{\text{н}}=30^\circ\text{C}$ . Расход горячего потока  $G=35000$  кг/ч, плотность  $\rho_4^{20}=0,812$ , начальная температура  $T_{\text{н}}=182^\circ\text{C}$ .

*Решение.* Зададимся значением конечной температуры горячего потока, например  $T_k = 110^\circ\text{C}$ . Оба потока находятся в жидком состоянии, поэтому удельные энтальпии горячего потока ( $H$ , кДж/кг) и холодного потока ( $h$ , кДж/кг) можно вычислить по эмпирической формуле  $h = \frac{1,687 t + 0,0017 t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$ .

Находим начальную энтальпию горячего потока  $H_n = 402,28$ ; конечную энтальпию горячего потока  $H_k = 228,88$  кДж/кг, начальную энтальпию холодного потока  $h_n = 56,6$  кДж/кг.

Количество тепла, отданное горячим потоком, составит: Количество тепла, отданное горячим потоком, составит:

$$Q_{\Gamma} = G (H_n - H_k) = 35\,000 (402,28 - 228,88) = \\ = 6\,069\,000 \text{ кДж/кг} = 6069 \text{ МДж/ч.}$$

С учетом потерь тепла (5%) количество тепла, полученного холодным потоком, можно найти из теплового баланса:

$$Q_x \approx 0,95 Q_{\Gamma} = 0,95 \cdot 6069 = 5765 \text{ МДж/ч.}$$

С другой стороны, можем написать:  $Q_x = g(h_k - h_n)$ , откуда определяем конечную энтальпию холодного потока (нефти):

$$h_k = h_n + \frac{Q_x}{g} = 56,6 + \frac{5765 \cdot 10^3}{170\,000} = 90,51 \text{ кДж/кг.}$$

По известным значениям  $h_k = 90,51$  кДж/кг и относительной плотности  $\rho_4^{20} = 0,845$ , используя формулу, находим конечную температуру нефти  $t_k = 48^\circ\text{C}$ .

Схема теплообмена.

$$\begin{array}{l} T_n = 182^\circ\text{C} \rightarrow T_k = 110^\circ\text{C} \\ t_k = 48^\circ\text{C} \leftarrow t_n = 30^\circ\text{C} \\ \hline \Delta t_{\text{б}} = 134 \text{ К} \quad \Delta t_{\text{м}} = 80 \text{ К} \end{array}$$

Так как отношение,  $\Delta t_{\text{б}}/\Delta t_{\text{м}} < 2$  вычисляем среднеарифметическую разность температур между теплоносителями:

$$\Delta t = 0,5 (134 + 80) = 107 \text{ К.}$$

Согласно практическим данным для жидкостных трубчатых теплообменников коэффициент теплопередачи  $K$  обычно лежит в пределах 70—250 Вт/(м<sup>2</sup>-К), или 250—900 кДж/(м<sup>2</sup>-ч-К). Примем  $K = 300$  кДж/(м<sup>2</sup>-ч-К). Тогда расчетное значение необходимой поверхности теплопередачи

$$F_p = \frac{Q_{\Gamma}}{K \Delta t} = \frac{6069 \cdot 10^3}{300 \cdot 107} = 189 \text{ м}^2.$$

Можно, например, выбрать кожухотрубчатый теплообменник с плавающей головкой. Диаметр (внутренний) корпуса  $D = 600$  мм, поверхность теплообмена  $F = 105$  м<sup>2</sup>. Трубы длиной  $l = 6$  м, диаметром  $d = 25 \times 2,5$  мм, расположение труб — по вершинам треугольника, число ходов по трубам  $n = 2$ , площадь проходного сечения по трубам  $S = 0,034$  м<sup>2</sup>, площадь проходного сечения в межтрубном пространстве (в вырезе перегородки)  $S_2 = 0,04$  м<sup>2</sup>.

Необходимое число  $N$  таких теплообменников найдем из условия

$$N \geq \frac{F_p}{F} = \frac{189}{105} = 1,8.$$

Примем  $N = 2$ , тогда коэффициент запаса  $\beta$  поверхности нагрева будет равен:

$$\beta = \frac{NF - F_p}{F_p} 100 = \frac{2 \cdot 105 - 189}{189} 100 = + 11,1 \%$$

Потоки теплоносителей можно прокачивать через теплообменники как последовательно, так и параллельно. Выбор варианта диктуется необходимостью обеспечения рекомендуемой скорости потока теплоносителя. Эта скорость существенно зависит от вязкости. Для холодной нефти оптимальной считается скорость 0,8—0,9 м/с, для нагретой нефти и светлых нефтепродуктов — 1,0—1,2 м/с, для самых легких нефтепродуктов — до 1,5 м/с, для воды—1,5—2,0 м/с.

Начальные плотности холодного и горячего потоков определены по формуле 1.7:  $\rho_x = \rho_{30} = 837,9$  и  $\rho_r = \rho_{182} = 689,5$  кг/м<sup>3</sup>.

Объемные расходы потоков на входе в систему теплообменников равны:

$$V_x = \frac{g}{\rho_x} = \frac{170\,000}{837,9} = 202,9 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$V_r = \frac{G}{\rho_r} = \frac{35\,000}{689,5} = 50,76 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Холодный поток (нефть), как более загрязненный продукт, будем подавать по трубному пространству, а горячий поток (дистиллят)—по межтрубному пространству.

Рассмотрим оба варианта подачи холодного потока в систему теплообменников.

Если нефть прокачивать одним потоком ( $n_x = 1$ ) последовательно через оба теплообменника, скорость холодного потока в трубном пространстве составит:

$$\omega_x = \frac{V_x}{n_x S_1} = \frac{202,9}{1 \cdot 0,034 \cdot 3600} = 1,66 \text{ м/с}.$$

При подаче холодного потока в теплообменники двумя параллельными потоками ( $n_x = 2$ ) скорость в трубном пространстве будет равна:

$$\omega_x = \frac{202,9}{2 \cdot 0,034 \cdot 3600} = 0,88 \text{ м/с}.$$

Учитывая приведенные выше значения оптимальных скоростей, поток нефти целесообразно подавать в трубное пространство по второму варианту, т. е. двумя параллельными потоками.

Проведем аналогичные вычисления для горячего потока. При последовательной перекачке горячего теплоносителя через теплообменники одним потоком ( $n_r = 1$ ) скорость горячего потока в межтрубном пространстве (в вырезе поперечной перегородки) будет равна:

$$w_{\Gamma} = \frac{V_{\Gamma}}{n_{\Gamma} S_2} = \frac{50,76}{1 \cdot 0,04 \cdot 3600} = 0,353 \text{ м/с.}$$

Очевидно, подавать горячий поток через теплообменники параллельно двумя потоками ( $n_{\Gamma} = 2$ ) не имеет смысла, так как в этом случае скорость потока окажется в 2 раза ниже и будет слишком мала, что может резко снизить коэффициент теплопередачи.

## Практическое занятие №2

### Расчет вертикальных отстойников

Вертикальные отстойники широко применяют в нефтеперерабатывающей промышленности для отделения воды или реагента от легкого продукта (бензина), скорость отстоя которого достаточно велика и который не образует с реагентом или водой эмульсии. Такую смесь, как бензин, вода и газ, разделяют в аппарате, который одновременно является газосепаратором и водоотделителем (рис. 2, а). Для отстаивания бензина от воды используют вертикальные отстойники-водоотделители (рис. 3,б). Поскольку данных о диаметре отстаиваемых в отстойниках частиц воды или реагента нет, скорость осаждения нельзя определить по закону Стокса. Поэтому вертикальные отстойники часто рассчитывают на основании опытных данных.

При расчете вертикальных отстойников можно воспользоваться следующими практическими данными. 1. Для полного расслоения бензина и воды необходимо не менее 20 мин. 2. Для обеспечения отстоя скорость потока должна быть в пределах 0,002— 0,005 м/с.

#### ДИАМЕТР

Диаметр водоотделителя определяют, исходя из объема поступающего в него продукта. Если водоотделитель является одновременно и газосепаратором, то его сечение рассчитывают по газовому и жидкостному потокам и по большему значению сечения определяют диаметр. Найденный диаметр является минимально необходимым.

Для определения допустимой скорости газового потока ( $u_{\Gamma}$ , м/с) в свободном сечении аппарата можно воспользоваться формулой Обрядчикова и Хохрякова

$$u_{\Gamma} \approx 0,0334 \sqrt{\rho_{\text{ж}}/\rho_{\text{п}}}$$

где  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность жидкости (конденсата), кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_{\text{п}}$  — плотность газа при заданных условиях, кг/м<sup>3</sup> ( $\rho_{\text{п}}=G/V_{\text{п}}$ ).

Объем газа ( $V_{\Gamma}$ , м<sup>3</sup>/с) определяют по формуле. Необходимое свободное сечение газосепаратора ( $F_1$ , м<sup>2</sup>)

$$F_1 = V_{\Gamma}/u_{\Gamma}$$

Необходимое сечение аппарата по жидкому потоку ( $F_2$ , м<sup>2</sup>) определяют, зная его объем ( $V_{\text{ж}}=V_{\text{бензин}}+V_{\text{воды}}$ ) и скорость  $u_{\text{ж}}$

$$F_2 = V_{\text{ж}}/u_{\text{ж}}$$

Диаметр ( $D$ , м) аппарата определяют по наибольшему сечению

$$D = \sqrt{F/0,785}$$

Диаметр газосепаратора-водоотделителя, имеющего отбойную перегородку (см. рис. 2, а), предложено, рассчитывать по необходимому свободному сечению аппарата в наиболее узком месте, т. е. по площади сегмента  $MEM$  (см. рис. 2)

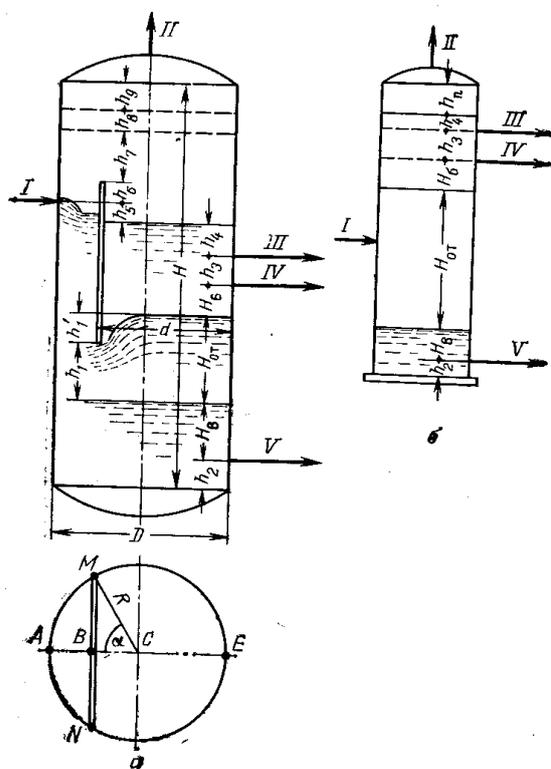


Рис.2. Схема газосепаратора-водоотделителя (а) и водоотделителя (б):  
 I — смесь; II — газ; III — бензин в емкость; IV — бензин на орошение; V — вода.

$$F_1 = V_c/u_c$$

где  $V_c$  — секундный объем жидкой смеси, поступающей в аппарат, м<sup>3</sup>/с.

Площадь  $F_2$  сегмента MAN

$$F_2 = R^2 (\alpha\pi/180 - \sin \alpha \cos \alpha) = \pi R^2 - F_1,$$

откуда радиус

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{\left(\pi - \frac{\alpha\pi}{180} + \sin \alpha \cos \alpha\right)}}$$

где  $\alpha$  — угол  $АСМ$ , равный половине центрального угла.

В случае расположения отбойной перегородки на расстоянии  $AB = 0,5R$ ,  $\cos\alpha = BC = 0,5$ ,  $\alpha = 60^\circ$  и  $\sin\alpha = 0,867$ . Подставляя эти значения в формулу получим значение  $R$

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{3,14 - \frac{60 \cdot 3,14}{180} + 0,867 \cdot 0,5}} = \sqrt{\frac{F_1}{2,533}}$$

Диаметр аппарата будет равен  $D = 2R$ , м

Высоту водоотделителя-газосепаратора рассчитывают следующим образом. Вначале находят  $H_{от}$  — высоту зоны отстоя (см. рис. 2, а) — той части аппарата, где отделяется и отстаивается вода, задавшись длительностью отстоя ( $\tau$ , мин)

$$H_{от} = h_1 + h_1'$$

Величину  $h_1$  можно принять равной  $h_1 = 0,7H_{от}$ ; тогда высоту зоны отстоя можно определить из равенства

$$0,785D^2 \cdot 0,7H_{от} + F_1 \cdot 0,3H_{от} \approx \tau 60V_с$$

где  $V_с$  — объем жидкого потока,  $m^3/c$ .

Высоту уровня водяной подушки ( $H_в$ ) можно принять при установлении автоматического регулятора равной 0,5—0,6 м в отсутствие его не менее 1 м. Высоту расположения штуцера вывода воды ( $h_2$ ) можно принять равной 0,3—0,4 м. Высоту слоя чистого бензина ( $H_б$ ), которая должна быть такой, чтобы предотвратить попадание капель воды в бензин, можно определить из условия

$$0,5 \leq H_б \leq \frac{G_k \tau}{\left(3600 \rho_k \frac{\pi D^2}{4}\right)}$$

где  $G_k$  — количество конденсата, кг/ч;  $\rho_k$  — плотность конденсата, кг/м<sup>3</sup>.

Высоту  $h_3$  между штуцерами линий вывода бензинового орошения IV и вывода бензина III в емкость определяют, исходя из 10-минутного количества орошения. Высоту  $h_4$  уровня бензина над штуцером вывода бензина III можно принять равной 0,4—0,5 м. При выводе бензина самотеком

$h_4=0$ . Высота  $h_5=0,4$  м;  $h_6=0,6$  м (для предотвращения переброса жидкости через сливную перегородку);  $h_7$  — высота свободного пространства под отбойником должна быть не менее 0,5 м и может быть найдена из условия

$$0,5 \leq h_7 \geq \frac{V_c \tau}{0,785 D^2} + 0,5 - (h_5 + h_6)$$

где  $V_c$  -объем жидкого потока, м<sup>3</sup>/с;  $\tau$  — длительность отстоя, с.

Высота  $h_8$  зависит от конструкции аппарата. Если ставят отбойные тарелки, то высота  $h_8$  зависит от числа тарелок ( $n$ ) и расстояния между ними ( $a$ ), т. е.

$$h_8 = n (a - 1)$$

Величину  $h_8$  можно принять равной 0,6 м. Высоту свободного пространства над отбойником  $A_9$  принимают равной 0,5 м. Общая высота цилиндрической части отстойника ( $H$ , м)

$$H = H_{от} + H_в + H_б + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9$$

При расчете высоты водоотделителя высота парового пространства  $h_n$  (см. рис. 2, б) принимается равной 0,8 м.

Пример 2. Определить высоту и диаметр газосепаратора-водоотделителя (с внутренней перегородкой), в который после конденсации в конденсаторе-холодильнике и охлаждения до 35°С поступает 3700 кг/ч газа, 14500 кг/ч бензина, 1110 кг/ч воды. Давление в аппарате 392 кПа; молекулярная масса газа 30; относительная плотность бензина при 35°С 0,670. На орошение из аппарата откачивают 4630 кг/ч бензина. Схема аппарата приведена на рис. 47, а.

*Решение.* Определяют допустимую скорость движения газового потока в свободном сечении аппарата. Секундный объем газа по формуле:

$$V_r = 22,4 \frac{G_r}{3600 M_r} \cdot \frac{T}{273 P} = \frac{22,4 \cdot 3700 \cdot 308 \cdot 98,067}{3600 \cdot 30 \cdot 273 \cdot 392} = 0,216 \text{ м}^3/\text{с}$$

Плотность газа

$$\rho_r = \frac{G_r}{3600 V_r} = \frac{3700}{3600 \cdot 0,216} = 4,75 \text{ кг/м}^3$$

Допустимая скорость движения газового потока по формуле

$$u_r = 0,0334 \sqrt{\rho_{ж}/\rho_r} = 0,0334 \sqrt{670/4,75} = 0,396 \text{ м/с}$$

Необходимое свободное сечение при условии, что газ не уносит капелек бензина

$$F = V_{\Gamma}/u_{\Gamma} = 0,25/0,396 = 0,63 \text{ м}^2$$

Необходимый диаметр аппарата (по допустимой скорости)

$$F = (\pi D^2)/4 = 0,63; \quad 0,785D^2 = 0,63; \quad D = \sqrt{0,63/0,785} = 0,89 \text{ м}$$

Допустимую скорость жидкого потока для обеспечения разделения бензина и воды принимают равной 0,004 м/с. Секундный объем жидкой смеси, поступающей в аппарат, составляет

$$V_c = \frac{G_6}{3600\rho_6} + \frac{G_B}{3600\rho_B} = \frac{14500}{3600 \cdot 670} + \frac{1110}{3600 \cdot 994} = 0,00631 \text{ м}^3/\text{с}$$

Необходимое свободное сечение аппарата в наиболее узком месте (при наличии внутренней перегородки) равно

$$F_1 = V_c/u = 0,00631/0,004 = 1,58 \text{ м}^2$$

Принимают, что перегородка расположена на расстоянии 0,5 К., тогда по формуле

$$R = \sqrt{F_1/2,533} = 0,79 \text{ м}$$

Для обеспечения отстаивания воды диаметр должен быть равен  $2R=1,58$  м. Видно, что диаметр, определенный по жидкостной нагрузке, больше диаметра, определенного по газовому потоку. Выбирают  $D=1,58$  м и округляют до ближайшего стандартного размера, т. е.  $D=1,6$  м.

Определяют высоту (см. рис. 2). Задаются длительностью отстоя  $\tau=20$  мин. Принимают  $h_1=0,7H_{от}$ , тогда диаметр можно определить из равенства. Из этого же равенства

$$H_{от} = \frac{1200V_c}{0,785D^2 \cdot 0,7 + F_1 \cdot 0,3} = \frac{1200 \cdot 0,00631}{0,785(1,6)^2 \cdot 0,7 + 1,58 \cdot 0,3} = 4 \text{ м}$$

Принимают  $h_2=0,3$  м;  $H_B=0,5$  м;  $h_6=0,5$  м. Для бесперебойной подачи орошения высоту  $h_3$  между штуцерами для вывода бензина в емкость и на орошение рассчитывают, исходя из 10-минутного запаса орошения

$$h_3 = \frac{G_{ор}\tau_{ор}}{3600\rho_6 F_1} = \frac{4630 \cdot 10 \cdot 60}{3600 \cdot 670 \cdot 1,58} = 0,7 \text{ м}$$

Высота  $h_4$ , обеспечивающая нормальную работу регулятора уровня, может быть принята равной 0,4—0,5 м. Принимают  $h_4=0,4$  м. Ввод продуктов в аппарат делают несколько выше уровня жидкости. Принимают  $h_5=0,4$  м.

Для предотвращения переброса вводимого в аппарат продукта через перегородку ее срез делают выше штуцера. Принимают  $h_6=0,6$  м. Для нормальной работы аппарата необходимо иметь  $h_7=0,5$  м, но при временном выходе из строя регулирующих клапанов возможен подъем уровня жидкости, поэтому высоту  $L_7$  надо рассчитать на подъем уровня жидкости в течение времени  $\tau$  (мин), т. е.

$$h_7 = \frac{V_c\tau}{0,785D^2} + 0,5 - (h_5 + h_6) = \frac{0,00631 \cdot 20 \cdot 60}{0,785 \cdot 0,862^2} + 0,5 - (0,4 + 0,6) = 3,26 \text{ м}$$

Принимают  $h_8=0,6$  м;  $h_9 = 0,5$  м. Общая высота аппарата

$$H = H_{\text{в}} + H_{\text{от}} + H_6 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9 = \\ = 0,5 + 4,0 + 0,5 + 0,3 + 0,7 + 0,4 + 0,4 + 0,6 + 3,26 + 0,6 + 0,5 = 11,76 \text{ м}$$

### Практическая занятие 3

Расчет реакторов и регенераторов каталитических

Аппараты установок каталитического крекинга

Процесс каталитического крекинга широко распространен в странах СНГ и за рубежом. Этот процесс непрерывно совершенствуется: увеличивается мощность установок по сырью, алюмосиликатные катализаторы заменяются цеолитными (табл. 2).

Таблица 2. Характеристика алюмосиликатного и цеолитсодержащего катализаторов

Показатели	Алюмосиликатный		Цеолитсодержащий
	шариковый	пылевидный	
Средний диаметр частиц, мм	3	0,4—0,08	
Плотность, т/м <sup>3</sup> насыпная	0,70	0,82	0,72
кажущаяся	1,1	1,38	1,12
истинная	2,42	2,25	1,85
Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г	420	374	150
Удельный объем пор, см <sup>3</sup> /г	0,50	0,39	0,35
Средний диаметр пор, А	47	30	

Каталитический крекинг ведут при 450—510 °С и абсолютном давлении 0,17—0,18 МПа. В лифт-реакторах температуру поддерживают 530—550°С. Но есть данные, свидетельствующие о хороших результатах, получаемых в присутствии цеолитных катализаторов при более мягком режиме — от 470 до 490 °С.

Сырьем каталитического крекинга служат в основном вакуумные газойли, дистилляты коксования и гидрокрекинга, используют также деасфальтизаты нефтяных остатков. В последние годы все чаще применяют гидроочистку сырья каталитического крекинга, в результате чего снижается коксообразование и увеличивается глубина конверсии сырья. Кратность

циркуляции катализатора на установках с гранулированным катализатором от 2 до 7 т/т сырья, с микросферическим — от 7 до 20 т/т сырья. Допустимые отложения кокса на гранулированном катализаторе 1,5—1,8%, на микросферическом — 3—5% масс.

В данной главе приведены задачи на составление материальных балансов процесса, расчет реакторно-регенераторного блока

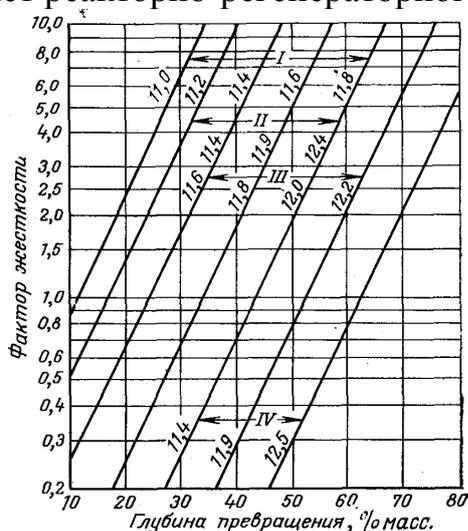


Рис. 1. Зависимость глубины превращения за однократный пропуск сырья каталитического крекинга от фактора жесткости.

Цифры на кривых — характеризующий фактор сырья: I — сырье, подвергнутое крекингу; II — легкий газойль прямой перегонки; III — сырье, очищенное растворителем; IV — тяжелый газойль прямой перегонки.

Установок каталитического крекинга с подвижным и кипящим слоями катализатора, расчет лифт-реактора и расчет печей для дожига оксида углерода.

**Материальный баланс процесса.** Выход продуктов каталитического крекинга можно определить по эмпирическим формулам Бондаренко, а также по таблицам и графикам Нельсона. Формулы Бондаренко справедливы<sup>1</sup> лишь для каталитического крекинга прямогонных керосиновых и соляровых дистиллятов при однократном их пропуске. Методом Нельсона можно приближенно подсчитать выход продуктов для различных видов сырья и с разной степенью рециркуляции газойля. По этому методу вначале необходимо подсчитать фактор жесткости крекинга. *Фактор жесткости* — это отношение кратности циркуляции катализатора к скорости подачи сырья в реактор. По фактору жесткости и характеризующему фактору сырья, используя график на рис. 49, определяют глубину превращения сырья за однократный пропуск. График составлен для следующих условий процесса: температура 482°C; активность катализатора 30; остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе 0,5%. Если заданные условия крекинга отличаются от вышеприведенных, то необходимо внести поправку на глубину превращения сырья, используя данные табл. 2.

Таблица 2. Влияние различных факторов каталитического крекинга на глубину превращения сырья

Активность катализатора	Температура в реакторе, °С	Содержание кокса на регенерированном катализаторе, %	Поправка к глубине превращения, % масс. на сырьё	Активность катализатора	Температура в реакторе, °С	Содержание кокса на регенерированном катализаторе	Поправка к глубине превращения, % масс. на сырьё
15	-	-	-18	-	486	0,4	+0,7
20	-	-	-11	32	490	0,3	+ 1,5
25	-	-	-5	33	496	0,2	+2,5
27,5	468	-	-2,6	36	510	-	+5,2
28,5	474	0,8	-1,6	38	524	-	+8,0
-	478	0,6	-0,7	40	-	-	+10,0
30	482	0,5	0	45	-	-	+14,0

Например, если глубина превращения сырья 60% масс., то при заданных условиях крекинга (см. табл.2)—температуре 486°С, активности катализатора 32 и остаточном содержании кокса 0,6% — она составит:

$$X=60+0,7+1,5-0,7=61,5\% \text{ масс.}$$

По графику на рис. 2 определяют выход продуктов крекинга. Если значение характеризующего фактора сырья отличается от 11,8 — 12,0, то выход продуктов определяют по рис. 3 и 4. В зависимости от системы установки каталитического крекинга вносят коррективы в материальный баланс процесса, умножая полученные значения выхода продуктов на коэффициенты, приведенные ниже:

Продукт	Установки со слоем катализатора	
	подвижным	кипящим
Кокс . . . . .	0,9—0,93	1,11—1,14
Бензин . . . . .	1,0	1,0
Бутан-бутиленовая фракция . . . . .	1,07—1,12	0,86—0,93
Сухой газ . . . . .	0,91—0,94	1,06—1,09

Панченков и др., обработав опытные данные о кинетике реакций каталитического крекинга в кипящем слое катализатора, предложили следующее уравнение зависимости выхода бензина ( $X_b$ , % масс.) от глубины превращения сырья:

$$X_6 = \frac{X(1-X)}{1+X(k-1)}$$

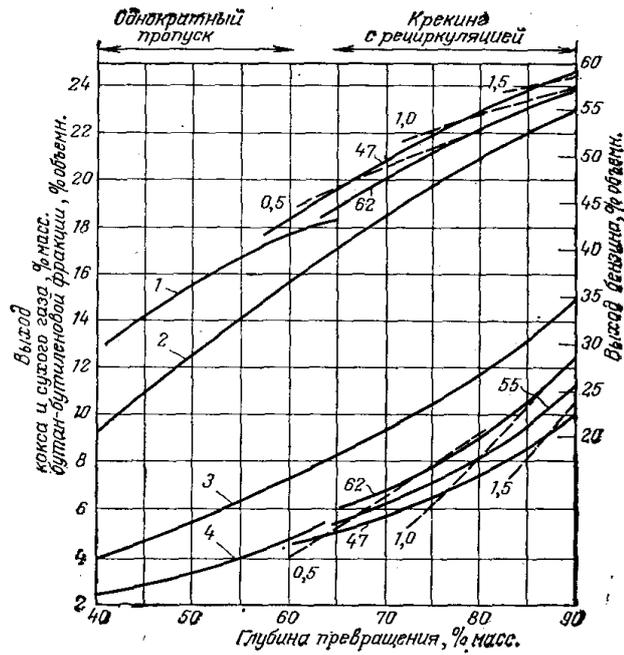


Рис. 2. Зависимость выхода продуктов каталитического крекинга от глубины превращения сырья с характеризующим фактором 11,8—12,0. Цифры на кривых: 47, 55 и 62% масс. — глубина превращения сырья за однократный пропуск; 0,5, 1,0 и 1,5 — коэффициенты рециркуляции; / — дебутанизованный бензин; 2 — бутан-бутиленовая фракция; 3 — сухой газ (пропан и более легкие); 4 — кокс.

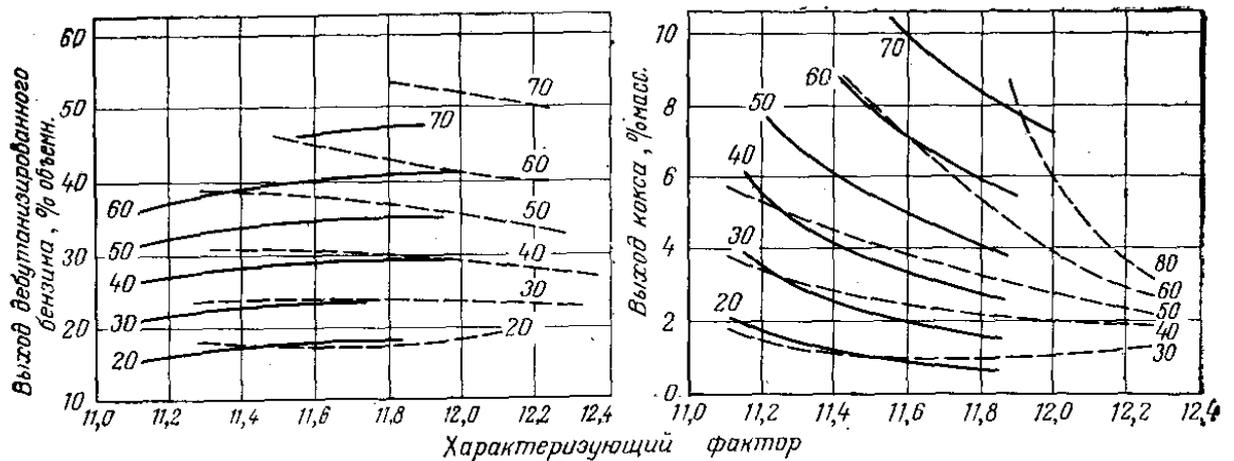


Рис. 3. Влияние природы сырья на выход продуктов каталитического крекинга. Пунктирные линии — сырье прямой перегонки; сплошные линии — сырье вторичного происхождения; цифры на кривых — глубина превращения, % масс.

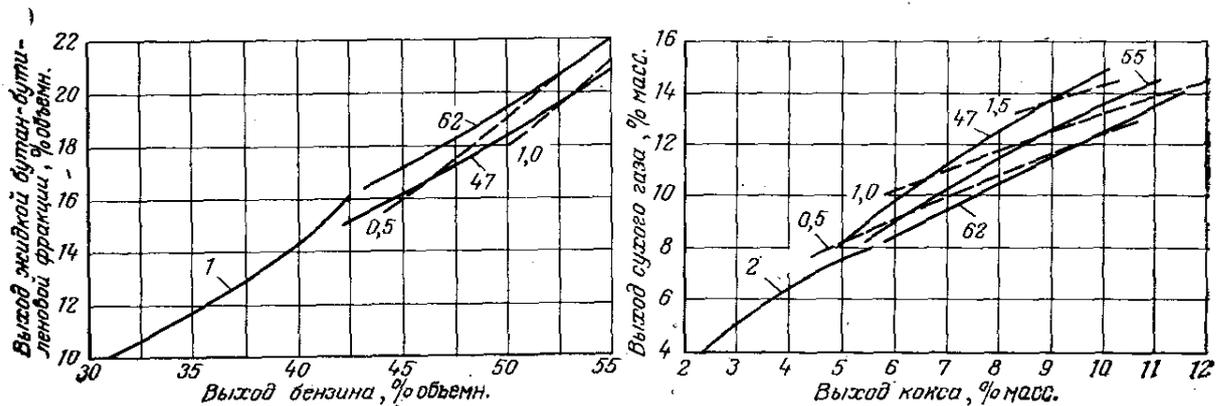


Рис. 4. Выход сухого газа и бутан-бутиленовой фракции при каталитическом крекинге: 1 2 — соответственно выход сухого газа и бутан-бутиленовой фракции при крекинге без рециркуляции; цифры на кривых: 47, 55 и 62% масс. - глубина превращения сырья за однократный пропуск; 0,5, 1,0 и 1,5 - коэффициенты рециркуляции.

Для определения оптимальной глубины превращения  $X_{\text{опт}}$ , соответствующей максимальному выходу бензина  $X_{\text{бмакс}}$ , следует про дифференцировать уравнение и приравнять полученную производную нулю.

Для керосино-газойлевой фракции плотностью  $d_{20}^4 = 0,866$ ; молекулярной массы 220, с содержанием ароматических и олефиновых углеводородов 21—28%, нафтеновых 19—30%, парафиновых 40—55% и для алюмосиликатного катализатора состава (в % масс.): 86,3  $\text{SiO}_2$ , 12,7  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , 0,5  $\text{CaO}$ , 0,3  $\text{SO}_4^{2-}$ , 0,12  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , 0,35  $\text{Na}_2\text{O}$ , константа  $k$  при 450—465 °C равна 0,28—0,30.

Панченков с сотр. [45, 47] вывели зависимость содержания кокса на катализаторе от продолжительности пребывания последнего в зоне реакции

$$X'_k = A\tau + B(1 - e^{-D\tau})$$

где  $X'_k$ —содержание кокса на катализаторе, % масс.;  $\tau$  — продолжительность пребывания катализатора в зоне реакции, ч;  $A$ ,  $B$  и  $B$  — константы коксообразования, зависящие от условий процесса; для крекинга керосиногазойлевой фракции при 450 °С они равны соответственно 0,0075, 1,17 и 0,0955.

Уравнение хорошо описывает процесс в интервале 430— 450 °С. Орочко и Черникова вывели уравнения зависимости выхода продуктов ( $X$ , массовые доли) от глубины превращения тяжелого газойля на установке каталитического крекинга с реактором ступенчато-противоточного типа легкого газойля

$$X_{л.г} = \frac{1}{1-K'} [(1-X)^{K'} - (1-X)]$$

бензина

$$X_6 = \frac{K'}{(1-K')(K'-K'')} [(1-X)^{K''} - (1-X)^{K'}] + \\ + \frac{K'}{(1-K'')(1-K')} [(1-X) - (1-X)^{K''}]$$

кокса

$$X_k = 0,115X^3$$

где  $X$ —глубина превращения сырья, массовые доли;  $K'$  и  $K''$  — макрокинетические коэффициенты, значения которых приведены ниже в зависимости от температуры в реакторе и числа секций.

Число секций и температура, °С	$K'$	$K''$
Шесть		
520 . . . .	1,45	0,80
500 . . . .	1,45	0,65
475 . . . .	1,25	0,60
450 . . . .	0,95	0,55
Четыре		
500 . . . .	1,50	0,70
475 . . . .	1,25	0,65

Выход газа определяют по разности между глубиной превращения сырья и выходом легкого газойля, бензина и кокса.

*Пример 1.* Определить глубину превращения сырья, при которой выход бензина максимален, если значение константы скорости реакции  $k = 0,30$ .

*Решение.* В точке максимума

$$(dX_6/dX)_{X=X_{\text{опт}}} = 0$$

приравняв производную  $X_{6, \text{ макс}}$  по  $X$  нулю, из уравнения находят  $X_{\text{опт}}$

$$\frac{dX_6}{dX} = \frac{[1 + X(k-1)](1-2X) - (X-X^2)(k-1)}{[1 + X(k-1)]^2}$$

если

$$(dX_6/dX)_{X=X_{\text{опт}}} = 0$$

то

$$[1 + X_{\text{опт}}(k-1)](1-2X_{\text{опт}}) = (X_{\text{опт}} - X_{\text{опт}}^2)(k-1)$$

откуда

$$1 + X_{\text{опт}}(k-1) - 2X_{\text{опт}} - 2X_{\text{опт}}^2(k-1) = X_{\text{опт}}(k-1) - X_{\text{опт}}^2(k-1)$$

После сокращения получают

$$X_{\text{опт}}^2(k-1) + 2X_{\text{опт}} - 1 = 0$$

Решение данного квадратного уравнения следующее:

$$X_{\text{опт}_1} = \frac{-2 \pm \sqrt{4 + 4(k-1)}}{2(k-1)} = \frac{-1 \pm \sqrt{k}}{k-1}$$

Поскольку решение  $X_{\text{опт}} < 0$  не имеет физического смысла, для расчетов используют решение, при котором  $X_{\text{опт}} > 0$ , т. е.

$$X_{\text{опт}} = \frac{-1 + \sqrt{k}}{k-1}$$

Определяют оптимальную глубину превращения сырья

$$X_{\text{опт}} = \frac{-1 + \sqrt{0,3}}{0,3-1} = 0,64$$

#### ПРАКТИЧЕСКАЯ ЗАНЯТИЕ №4

##### Расчет абсорбции многокомпонентных углеводородных газов

При обработке многокомпонентных углеводородных газов абсорбентом, в качестве которого берётся какая-либо нефтяная фракция, абсорбируются все компоненты исходного газа, но с различной степенью извлечения.

Чем больше летучесть компонента газовой смеси, тем меньше степень его поглощения. Поэтому в результате абсорбции исходный газ разделяется (аналогично однократной конденсации) на две фракции — поглощенную и непоглощенную части.

В случае так называемых «тощих» углеводородных газов обычно извлекается небольшая часть исходного газа и теплота, выделяемая при абсорбции, незначительна. В этом случае можно принять количества газового (G, кмоль/ч) и жидкого (L, кмоль/ч) потоков, а также константы

парожидкостного равновесия и всех компонентов газа приблизительно постоянными.

Составляя уравнения равновесия фаз на первой (верхней) тарелке и материального баланса вокруг первой тарелки, затем уравнения равновесия на второй тарелке и материальные балансы вокруг первых двух тарелок и.т.д., для  $n$ -тарелочного абсорбера выводится следующее основное уравнение абсорбции Крейсера для любого компонента «тощего» газа:

$$\Phi = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1},$$

при этом

$$\Phi = \frac{g_{n+1} - g_1}{g_{n+1}} \approx \frac{y_{n+1} - y_1}{y_{n+1}},$$

$$A = \frac{L}{kG},$$

где  $\Phi$  — коэффициент извлечения любого  $i$ -го компонента исходной газовой доли;  $n$  — число теоретических тарелок в абсорбере;  $g_{n+1}$  и  $g_1$  — начальное и конечное содержание  $i$ -го компонента в газовом потоке соответственно, кмоль/ч;  $y_{n+1}$  и  $y_1$  — начальная и конечная концентрации  $i$ -го компонента в газовом потоке, молярные доли;  $A$  — фактор абсорбции компонента;  $k$  — коэффициент парожидкостного равновесия компонента;  $G$  и  $L$  — количество газового и жидкого потоков, поступающих в абсорбер, кмоль/ч.

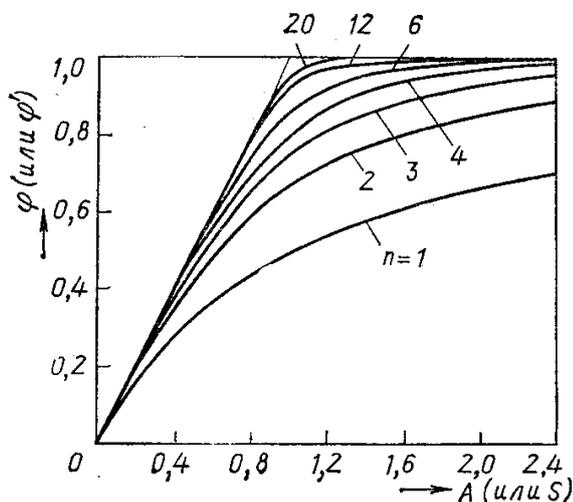


Рис. 1, График Крейсера

Графическое изображение уравнения дано рис. 1.

Рис.1, из которого видно, что при любом значении  $A$  с увеличением числа теоретических тарелок  $n$  коэффициент извлечения  $\Phi$  компонента растет, приближаясь при  $n = 12$ — $16$  практически к своему максимальному значению  $\Phi=1,0$ . Поэтому в абсорберах принимают  $n < 16$ . К. п. д. тарелок при абсорбции обычно составляет  $0,2$ — $0,5$ .

## Десорбция

Десорбцию из насыщенного абсорбента поглощенных компонентов производят водяным паром, расход которого ( $G'$ , кмоль/ч) определяют путем расчета полного извлечения наименее летучего компонента.

Основное уравнение десорбции имеет вид, аналогичный уравнению

$$\varphi' = \frac{S^{n+1} - S}{S^{n+1} - 1},$$
$$\varphi' = \frac{l_{n+1} - l_1}{l_{n+1}} \approx \frac{x_{n+1} - x_1}{x_{n+1}},$$
$$S = \frac{kG'}{L'},$$

где  $\varphi'$  — коэффициент извлечения любого ( $i$ -го) компонента при десорбции, доли;  $n$  — число теоретических тарелок в десорбере;  $L_{n+1}$  и  $L_1$  — начальное и конечное количества  $i$ -го компонента в жидком потоке десорбера, соответственно, кмоль/ч;  $x_{n+1}$  и  $x_1$  — начальная и конечная концентрации  $i$ -го компонента в жидком потоке, - мольные доли;  $S$  — фактор десорбции компонента;  $G'$  и  $L$  — количества газового и жидкого потоков, поступающих в десорбер, кмоль/ч.

Так как уравнения абсорбции и десорбции тождественны, то график Крейсера, показанный на рис.1, используют для расчета как абсорбера, так и десорбера.

Тепло, выделяемое при абсорбции, приводит к повышению температуры потока абсорбента, поэтому для поддержания в абсорбере невысокой температуры обычно часть тепла отводят за счет циркуляции некоторого количества абсорбента через холодильник.

Наоборот, в десорбере для поддержания повышенной температуры, кроме тепла за счет предварительного подогрева насыщенного абсорбента, подают тепло с помощью кипятильника.

Количество тепла, отводимого от абсорбера и подводимого внизу десорбера, определяется на основании теплового баланса этих аппаратов.

**Пример 1.** Рассчитать процесс абсорбции углеводородной газовой смеси, состав которой ( $u_i$ ,-, молярные проценты) приведен в табл. 1, при условии, если извлечение  $\varphi_4$  бутана должно составить 95 %.

Расход газа  $V_0 = 5000$  м<sup>3</sup>/ч, средние условия в абсорбере:  $p=1$  МПа,  $t = 40^\circ\text{C}$ , абсорбент — нефтяная фракция с молекулярной массой  $M = 190$ . Число теоретических тарелок  $n = 6$  (число практических тарелок, принимая  $\eta = 0,3$ , составит 20).

Таблица 8.1. Расчет абсорбции ( $t = 40^\circ\text{C}$ ;  $p = 1$  МПа;  $\varphi_4 = 0,95$ ;  $n = 6$ )

Компонент	$u_i$ % (мол.)	$g_i = G u_i$ КМОЛЬ/Ч	$k_i$	$A_i = \frac{L}{k_i G} = \frac{0,572}{k_i}$	$\varphi_i$	Извлечение $\varphi_i g_i$ , КМОЛЬ/Ч	Остаточный газ $(1 - \varphi_i) g_i$ , КМОЛЬ/Ч
Метан	84,0	187,32	18	0,032	0,032	5,99	181,33
Этан	5,1	11,37	3,8	0,151	0,151	1,72	9,65
Пропан	3,4	7,58	1,3	0,440	0,440	3,34	4,24
<i>n</i> -Бутан	2,7	6,02	0,44	1,300	0,950	5,72	0,30
<i>n</i> -Пентан	2,2	4,91	0,15	3,813	1,000	4,91	0
<i>n</i> -Гексан и выше	2,6	5,80	0,06	9,533	1,000	5,80	0
$\Sigma$	100,0	223,0	—	—	—	27,48	195,52

Решение. Молярный расход газа:

$$G = \frac{5000}{22,4} = 223 \text{ КМОЛЬ/Ч.}$$

По графику Крейсера для  $n = 6$  и  $\varphi_4 = 0,95$  находим фактор абсорбции *n*-бутана и  $A_4 = 1,3$ . Относительный молярный расход абсорбента составит:

$$L/G = k_4 A_4 = 0,44 \cdot 1,3 = 0,572 \text{ КМОЛЬ/КМОЛЬ.}$$

откуда

$$L = 0,572 G = 0,572 \cdot 223 = 127,6 \text{ КМОЛЬ/Ч}$$

или

$$\bar{L} = 127,6 \cdot 190 = 24\,244 \text{ КГ/Ч.}$$

Факторы абсорбции всех остальных компонентов находим по формуле

$$A_i = \frac{L}{k_i G} = \frac{0,572}{k_i}.$$

По значениям  $A_i$ , - из графика Крейсера находим коэффициенты извлечения  $\varphi_4$  всех компонентов. Весь расчет представлен в табл. 1.

Последние две графы этой таблицы показывают количества каждого компонента в насыщенном абсорбенте и в остаточном газе абсорбера.

Пример 1. По данным примера 1 найти расход десорбирующего агента — водяного пара, если в десорбере число теоретических контактов  $n=5$ , средние условия:  $p = 490$  кПа,  $t=140^\circ\text{C}$ .

Решение. Для практически полной десорбции всех растворенных в насыщенном абсорбенте компонентов примем коэффициент извлечения для наиболее тяжелого компонента — *n*-гексана  $\varphi' = 0,98$ . Из графика Крейсера

по значениям  $n = 5$  и  $\varphi'_6 = 0,98$  находим фактор десорбции  $S_6 = 2$ . При  $p = 490$  кПа и  $t = 140^\circ\text{C}$  константа парожидкостного равновесия гексана  $k_6 = 1,5$ .

Находим удельный расход десорбирующего агента:

$$\frac{G'}{L'} = \frac{S_6}{k_6} = \frac{2}{1,5} = 1,333 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Количество насыщенного абсорбента

$$L' = 127,6 + 27,48 = 155,08 \text{ кмоль/ч.}$$

Расход водяного пара

$$G' = 1,333L' = 1,333 \cdot 155,08 = 206,72 \text{ кмоль/ч} = 3721 \text{ кг/ч.}$$

## Практическая задача № 5

### Расчет ректификационной колонны насадочного типа

Ректификация – процесс разделения гомогенных смесей летучих жидкостей путём двустороннего массообмена и теплообмена между неравновесными жидкой и паровой фазами, имеющими различную температуру и движущимися противоположно друг другу.

Разделение осуществляется обычно в колонных аппаратах при многократном или непрерывном контакте фаз. При каждом контакте из жидкости испаряется преимущественно низкокипящий компонент, которым обогащаются пары, а из паровой конденсируется преимущественно высококипящий компонент переходящий в жидкость. В результате обмена компонентами между фазами в конечном счете пары представляют собой почти чистый низкокипящий компонент. Эти пары выходящие из верхней части колоны после их конденсации в отдельном аппарате дают дистиллят (верхний продукт) и флегму – жидкость, возвращающую для орошения колоны и взаимодействия с поднимающимися в колоне парами. Снизу удаляется жидкость представляющая собой почти чистый высококипящий компонент – кубовый остаток (нижний продукт). Часть остатка испаряют в нижней части колоны для получения восходящего потока пара.

Ректификация известна с начала девятнадцатого века, как один из важнейших технологических процессов главным образом спиртовой и нефтяной промышленности. В настоящее время ректификацию всё шире применяют в самых различных областях химической технологии, где выделение компонентов в чистом виде имеет весьма важное значение (в производных органического синтеза, изотопов, полупроводников и различных других веществ высокой чистоты).

### Физико-химические основы

Достаточно высокая степень разделения однородных жидких смесей на компоненты может быть достигнута путем ректификации. Сущность

процессов, из которых складывается ректификация, и получаемые при этом результаты можно проследить с помощью  $t - x - y$  – диаграммы.

Нагрев исходную смесь состава  $x_1$  до температуры кипения получим находящийся в равновесии с жидкостью пар (точка  $b$ ). Отбор и конденсация этого пара дают жидкость состава  $x_2$  обогащенную НК ( $x_2 > x_1$ ). Нагрев эту жидкость до температуры кипения  $t_2$ , получим пар (точка  $d$ ), конденсация которого дает жидкость с еще большим содержанием НК, имеющую состав  $x_3$ , и т. д. Проводя таким образом последовательно ряд процессов испарения жидкости и конденсации паров, можно получить в итоге жидкость (дистиллят), представляющую собой практически чистый НК.

Аналогично, исходя из паровой фазы, соответствующей составу жидкости  $x_4$ , путем проведения ряда последовательных процессов конденсации и испарения можно получить жидкость (остаток), состоящую почти целиком из ВК.

В простейшем виде процесс многократного испарения можно осуществить в многоступенчатой установке, в первой ступени которой испаряется исходная смесь. На вторую ступень поступает на испарение жидкость, оставшаяся после отделения паров в первой ступени, в третьей ступени испаряется жидкость, поступившая из второй ступени (после отбора из последней паров) и т. д. Аналогично может быть организован процесс многократной конденсации, при котором на каждую следующую ступень поступают для конденсации пары, оставшиеся после отделения от них жидкости (конденсата) в предыдущей ступени.

При достаточно большом числе ступеней таким путем можно получить жидкую или паровую фазу с достаточно высокой концентрацией компонента, которым она обогащается. Однако выход этой фазы будет мал по отношению к ее количеству в исходной смеси. Кроме того, описанные установки отличаются громоздкостью и большими потерями тепла в окружающую среду.

Значительно более экономичное, полное и четкое разделение смесей на компоненты достигается в процессах ректификации, проводимых обычно в более компактных аппаратах - ректификационных колоннах.

При взаимодействии фаз между ними происходит массо- и теплообмен обусловленные стремлением системы к состоянию равновесия.

В результате каждого контакта компоненты перераспределяются между фазами: пар несколько обогащается ПК, а жидкость — ВК.

Многократное контактирование приводит к практически полному разделению исходной смеси.

Таким образом, отсутствие равновесия (и соответственно наличие разности температур фаз) при движении фаз с определенной относительной скоростью и многократном их контактировании являются необходимыми условиями проведения ректификации.

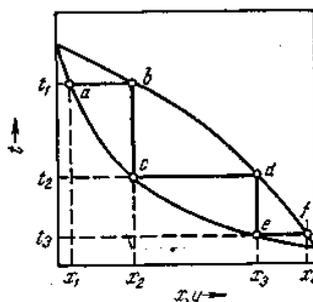


Рис 1.1 Изображение процесса разделения бинарной смеси путем ректификации на диаграмме  $t-x-y$

Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: при атмосферном давлении, под вакуумом (для разделения смесей высококипящих веществ), а также под давлением больше атмосферного (для разделения смесей, являющихся газообразными при нормальных температурах).

## 2 Технологическая схема ректификационной установки

Принципиальная схема ректификационной установки приведена на рисунке 2.1:

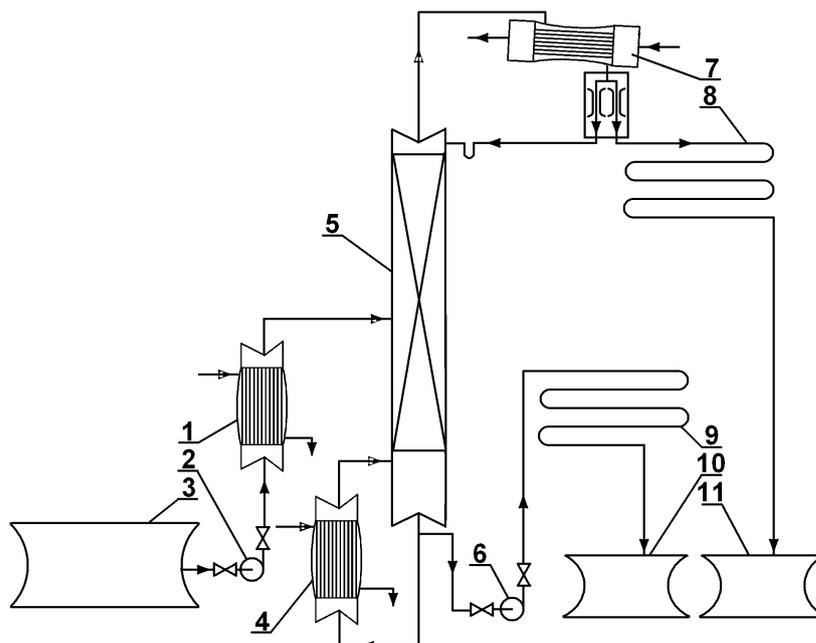


Рис. 2.1: Принципиальная схема ректификационной установки:

1 - теплообменник-подогреватель; 2,6 - насосы; 3 - емкость для исходной смеси; 4 - кипятильник; 5 - ректификационная колонна; 7 - дефлегматор; 8 - холодильник дистиллята; 9 - холодильник кубовой жидкости; 10 - емкость для кубовой жидкости; 11 - емкость для сбора дистиллята

Исходную смесь из промежуточной емкости 1 центробежным насосом 2 подают в теплообменник 3, где она подогревается до температуры кипения. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну 5, 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 4. 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) состава  $x_p$ , получаемой в дефлегматоре б путем конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения — дистиллята, который охлаждается в теплообменнике 7 и направляется в промежуточную емкость 8.

Из кубовой части колонны насосом 9 непрерывно выводится кубовая жидкость — продукт, обогащенный труднолетучим компонентом, который охлаждается в теплообменнике 10 и направляется в емкость 11.

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

## Расчётная часть

### Задание и исходные данные

Необходимо рассчитать насадочную ректификационную колонну для разделения бинарной смеси диоксан – толуол.  $G_D=1000$  кг/ч,  $x_F=45\%$  (мол.),  $x_D=90\%$  (мол.),  $x_W=2\%$  (мол.). Давление в колонне составляет 600 мм рт. ст., смесь поступает при температуре кипения. Равновесные даны о паре и t-x,y диаграмма представлены ниже.

Таблица 3.1. Данные о равновесном составе пара

x%, мол.	y*, мол.	t	p
8,7	12,9	100,72	600
15,2	20	99,58	
23,2	31,8	98,38	
31	40,6	97,38	
41,8	51	96,16	
44,9	53,5	96,08	
51,4	59,7	95,38	
62,2	68,9	94,55	
70,5	74,9	94,31	
80,6	83,1	93,93	
90,8	92	93,65	

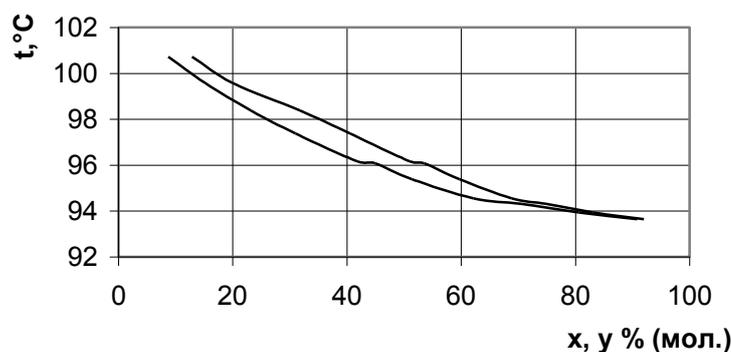


Рис. 3.1. Диаграмма равновесия между паром и жидкостью при постоянном давлении в координатах t-x,y

Расчет ректификационной колонны сводится к определению ее основных геометрических размеров — диаметра и высоты. Оба параметра в значительной мере определяются гидродинамическим режимом работы колонны, который, в свою очередь, зависит, от скоростей и физических свойств фаз, а также от типа и размеров насадок.

При проведении процессов вакуумной ректификации с целью снижения гидравлического сопротивления выбирают специальные виды насадок, обладающих большим свободным объемом. Наиболее правильно выбор оптимального типа и размера насадки может быть осуществлен на основе технико-экономического анализа общих затрат на разделение в конкретном технологическом процессе.

Ориентировочный выбор размера насадочных тел можно осуществить исходя из следующих соображений. Чем больше размер элемента насадки, тем больше ее свободный объем (живое сечение) и, следовательно, выше производительность. Однако вследствие меньшей удельной поверхности эффективность крупных насадок несколько ниже. Поэтому насадку большого размера применяют, когда требуются высокая производительность и сравнительно невысокая степень чистоты продуктов разделения.

В ректификационных колоннах для разделения агрессивных жидкостей, а также в тех случаях, когда не требуется частая чистка аппарата, обычно применяют керамические кольца Рашига. Но вследствие малой удельной поверхности таких колец и плохой разделяемости данной жидкости для данного случая примем насадку из керамических колец Палля размером 35x35x4. Удельная поверхность такой насадки  $a=165 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , свободный объём  $\varepsilon=0,76 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , насыпная плотность  $540 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,  $d_s=0,018$ , число штук в  $\text{м}^3$  18500.

Насадочные колонны могут работать в различных гидродинамических режимах: пленочном, подвисяния и эмульгирования. В колоннах большой производительности с крупной насадкой осуществление процесса в режиме эмульгирования приводит к резкому уменьшению эффективности разделения, что объясняется существенным возрастанием обратного перемешивания жидкости и значительной неравномерностью скорости паров по сечению аппарата. Ведение процесса в режиме подвисяния затруднено вследствие узкого интервала изменения скоростей пара, в котором этот режим существует. Поэтому выберем плёночный режим работы колонны.

### **3.2 Материальный баланс и рабочее флегмовое число**

Обозначим массовый расход дистиллята через  $G_D$  кг/с, кубового остатка  $G_W$  кг/с, исходной  $G_F$  кг/с.

Из уравнений материального баланса ректификационной колонны непрерывного действия:

$$G_F = G_D + G_W; \quad (3.1)$$

$$G_F X_F = G_D X_D + G_W X_W, \quad (3.2)$$

где  $G_F, G_D, G_W$  – массовые расходы питания, дистиллята и кубового остатка;  $X_F, X_D, X_W$  – содержание легколетучего компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые доли.

Для расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в массовых долях,  $X$ .

$$X = x \cdot M_D / (x \cdot M_D + (1 - x) \cdot M_T), \quad (3.3)$$

где  $M_D=88$ ,  $M_T=92$  – мольные массы диоксана и толуола.

$$X_F = (88 \cdot 0,45) / (88 \cdot 0,45 + (1 - 0,45) \cdot 92) = 0,439 \text{ кг/кг смеси.}$$

$$X_D = (88 \cdot 0,9) / (88 \cdot 0,9 + (1 - 0,9) \cdot 92) = 0,896 \text{ кг/кг смеси.}$$

$$X_W = (88 \cdot 0,02) / (88 \cdot 0,02 + (1 - 0,02) \cdot 92) = 0,019 \text{ кг/кг смеси.}$$

Из уравнений материального баланса

$$G_F = G_W + 1000$$

$$G_F \cdot 0,439 = G_W \cdot 0,019 + 1000 \cdot 0,896$$

$$G_F = 2088 \text{ кг/ч} = 0,580 \text{ кг/с}; G_W = 1088 \text{ кг/ч} = 0,302 \text{ кг/с}; G_D = 0,278 \text{ кг/с.}$$

Определяем минимальное число флегмы по уравнению:

$$R_{\text{MIN}} = (X_D - Y_F^*) / (Y_F^* - X_F); \quad (3.4)$$

где  $Y_F^* = 0,54$  - мольная доля диоксана в паре (из приложения Д).

$$R_{\text{MIN}} = (0,9 - 0,54) / (0,54 - 0,45) = 4.$$

Задавшись различными значениями коэффициентов избытка флегмы  $\beta$ , определим соответствующие флегмовые числа. Графическим построением ступеней изменения концентраций между равновесной и рабочей линиям на диаграмме состав пара  $Y$  – состав жидкости  $X$  находим  $N$  [1]. Определение  $N$  приведены в приложениях А, Б, В, Г, а результаты в таблице 3.2:

Таблица 3.2

$\beta$	1,05	1,35	1,75	2,35
R	4,2	5,4	7	9,4
N	58	42	32	29
N(R+1)	301,6	268,8	256	301,6

Используя данные из таблицы, построим зависимость  $N(R+1) = f(R)$ :

Определение оптимального рабочего флегмового числа

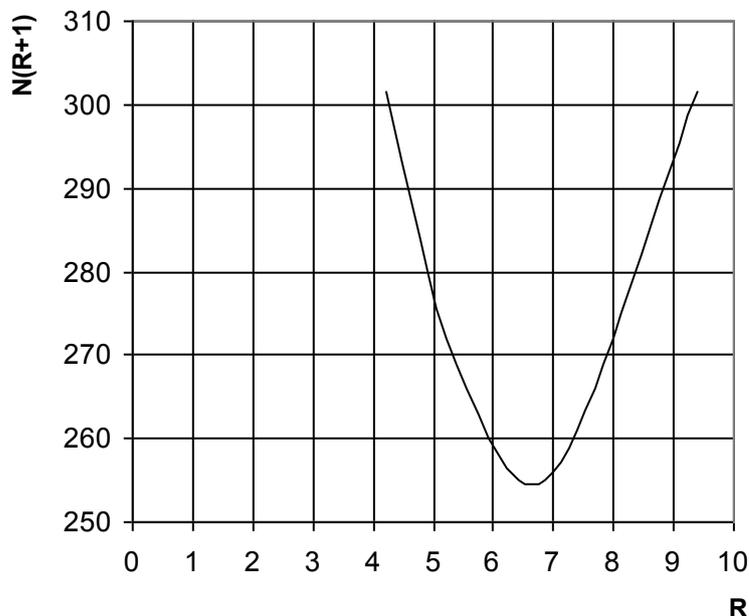


Рисунок 3.2 Зависимость  $N(R+1)$  от  $R$

Минимальное произведение  $N(R+1)$  соответствует флегмовому числу  **$R=6,6$**  (из рис.3.2).

Уравнения рабочих линий:

а) верхней(укрепляющей) части колонны:

$$y = ((R/(R+1)) \cdot x) + (x_D/(R+1)); \quad (3.5)$$

$$y = 0,868 \cdot x + 0,118;$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны:

$$y = (R+F)/(R+1) \cdot x - (F-1)/(R+1) \cdot x_W,$$

где F - относительный мольный расход питания.

$$F = (x_D - x_W)/(x_F - x_W); F = (0,9 - 0,02)/(0,45 - 0,02) = 2,047;$$

$$y = 1,138 \cdot x - 0,003.$$

Из приложения Д  $n_T = 35$  – число теоретических тарелок,  $n_{T\text{ в}} = 20$  – число теоретических тарелок в верхней части колонны,  $n_{T\text{ н}} = 15$  – в нижней.

Средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости для верхней и нижней частей колонны определяют из соотношений:

$$L_B = G_D R M_B / M_D; \quad (3.6)$$

$$L_H = G_D R M_H / M_P + G_F M_H / M_F, \quad (3.7)$$

где  $M_D$  и  $M_F$  — мольные массы дистиллята и исходной смеси;  $M_B$  и  $M_H$  — средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны. Средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равны:

$$M_B = M_D x_{\text{ср. в}} + M_T (1 - x_{\text{ср. в}});$$

$$M_H = M_D x_{\text{ср. н}} + M_T (1 - x_{\text{ср. н}}); \quad (3.8)$$

где  $M_D$  и  $M_T$  — мольные массы диоксана и толуола;  $x_{\text{ср. в}}$  и  $x_{\text{ср. н}}$  — средний мольный состав жидкости соответственно в верхней и нижней частях колонны:

$$x_{\text{ср. в}} = (x_D + x_F) / 2 = (0,9 + 0,45) / 2 = 0,675 \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

$$x_{\text{ср. н}} = (x_F + x_W) / 2 = (0,45 + 0,02) / 2 = 0,235 \text{ кмоль/кмоль смеси}.$$

Тогда:

$$M_B = 88 \cdot 0,675 + 92 (1 - 0,675) = 89,30 \text{ кг/кмоль};$$

$$M_H = 88 \cdot 0,235 + 92 (1 - 0,235) = 91,06 \text{ кг/кмоль}.$$

Мольная масса исходной смеси и дистиллята:

$$M_F = 88 \cdot 0,45 + 92 (1 - 0,45) = 90,2 \text{ кг/кмоль},$$

$$M_D = 88 \cdot 0,9 + 92 (1 - 0,9) = 88,4 \text{ кг/кмоль}.$$

Подставим рассчитанные величины в уравнения (3.6) и (3.7), получим:

$$L_B = 0,278 \cdot 6,6 \cdot 89,3 / 88,4 = 1,853 \text{ кг / с};$$

$$L_H = 0,278 \cdot 6,6 \cdot 91,06 / 88,4 + 0,58 \cdot 91,06 / 90,2 = 2,476 \text{ кг / с}.$$

Средние массовые потоки пара в верхней  $G_B$  и нижней  $G_H$  частях колонны соответственно равны:

$$G_B = G_D (R+1) M'_B / M_D;$$

$$G_H = G_D (R+1) M'_H / M_D. \quad (3.9)$$

Здесь  $M'_B$  и  $M'_H$  - средние мольные массы паров в верхней и нижней частях колонны:

$$M'_B = M_D y_{\text{ср. в}} + M_T (1 - y_{\text{ср. в}});$$

$$M'_H = M_D y_{\text{ср. н}} + M_T (1 - y_{\text{ср. н}});$$

(3.10)

где

$$y_{\text{ср. в}} = (y_D + y_F) / 2 = (0,9 + 0,51) / 2 = 0,705 \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

$$y_{\text{ср. н}} = (y_F + y_W) / 2 = (0,51 + 0,02) / 2 = 0,265 \text{ кмоль/кмоль смеси}.$$

Тогда

$$M'_{\text{В}} = 88 \cdot 0,705 + 92(1 - 0,705) = 89,18 \text{ кг/кмоль};$$

$$M'_{\text{Н}} = 88 \cdot 0,265 + 92(1 - 0,265) = 90,94 \text{ кг/кмоль}.$$

$$G_{\text{Н}} = 1,73(2,1 + 1) \cdot 87,8 / 78 = 6,04 \text{ кг/с}.$$

Подставив численные значения в уравнение (3.9), получим:

$$G_{\text{В}} = 0,278 (6,6 + 1) 89,18 / 88,4 = 2,131 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{Н}} = 0,278 (6,6 + 1) 90,94 / 88,4 = 2,174 \text{ кг/с}.$$

### Скорость пара и диаметр колонны

Для ректификационных колонн, работающих в пленочном режиме при атмосферном давлении, рабочую скорость можно принять на 20—30 % ниже скорости захлебывания [5].

Предельную фиктивную скорость пара  $w_{\text{п}}$ , при которой происходит захлебывание насадочных колонн, определяют по уравнению [6]:

$$\frac{w_{\text{п}}^2 a \rho_y \mu_x^{0.16}}{g \varepsilon^3 \rho_x} = 1,2 \exp \left[ -4 \cdot \left( \frac{L}{G} \right)^{0.25} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0.125} \right],$$

(3.11)

где  $\rho_x, \rho_y$  — средние плотности жидкости и пара, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_x$  — в мПа·с.

Поскольку отношения  $L/G$  и физические свойства фаз в верхней и нижней частях колонны различны, определим скорости захлебывания для каждой части отдельно.

Найдем плотности жидкости  $\rho_{\text{х в}}, \rho_{\text{х н}}$  и пара  $\rho_{\text{у в}}, \rho_{\text{у н}}$  в верхней и нижней частях колонны при средних температурах в них  $t_{\text{в}}$  и  $t_{\text{н}}$ . Средние температуры паров определим по диаграмме  $t-x, y$  (см. рис. 3.2) по средним составам фаз:  $t_{\text{в}} = 94^\circ\text{C}$ ;  $t_{\text{н}} = 102^\circ\text{C}$ . Тогда

$$\rho_{\text{у в}} = \frac{M'_{\text{В}}}{T_0} \cdot T_0 / (22,4(T_0 + t_{\text{в}})); \quad \rho_{\text{у н}} = \frac{M'_{\text{Н}}}{T_0} \cdot T_0 / (22,4(T_0 + t_{\text{н}})).$$

(3.12)

Отсюда получим:

$$\rho_{\text{у в}} = 89,19 \cdot 273 / (22,4 \cdot (273 + 94)) = 2,95 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{у н}} = 90,94 \cdot 273 / (22,4 \cdot (273 + 102)) = 2,96 \text{ кг/м}^3$$

Плотность физических смесей жидкостей подчиняется закону аддитивности:

$$\rho_{\text{см}} = \rho_1 x_{\text{об}} + \rho_2 (1 - x_{\text{об}}),$$

где  $x_{\text{об}}$  — объемная доля компонента в смеси.

В рассматриваемом задаче плотности жидких диоксана и толуола близки [7], поэтому можно принять  $\rho_{\text{х в}} = \rho_{\text{х н}} = \rho_{\text{х}} = 790 \text{ кг/м}^3$ .

Вязкость жидких смесей  $\mu$  находим по уравнению [8]:

$$\lg \mu_{\text{х}} = x_{\text{ср}} \lg \mu_{\text{х д}} + (1 - x_{\text{ср}}) \lg \mu_{\text{х т}}, \quad (3.13)$$

где  $\mu_{\text{х д}}$  и  $\mu_{\text{х т}}$  — вязкости жидких диоксана и толуола при температуре смеси [7].

Тогда вязкость жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равна:

$$\lg \mu_{x_B} = 0,675 \lg 0,22 + (1-0,675) \lg 0,30,$$

$$\lg \mu_{x_H} = 0,235 \lg 0,21 + (1-0,235) \lg 0,27,$$

откуда  $\mu_{x_B} = 0,243$  мПа·с;  $\mu_{x_H} = 0,254$  мПа·с.

Предельная скорость паров в верхней части колонны:

$$\frac{w_{пв}^2 \cdot 165 \cdot 2,95 \cdot 0,243^{0,16}}{9,8 \cdot 0,76^3 \cdot 790} = 1,2 \exp \left[ -4 \cdot \left( \frac{1,853}{2,131} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{2,95}{790} \right)^{0,125} \right];$$

откуда  $w_{пв} = 1,241$  м/с.

Предельная скорость паров в нижней части колонны:

$$\frac{w_{пн}^2 \cdot 165 \cdot 2,96 \cdot 0,254^{0,16}}{9,8 \cdot 0,76^3 \cdot 790} = 1,2 \cdot \exp \left[ -4 \cdot \left( \frac{2,476}{2,174} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{2,96}{790} \right)^{0,125} \right];$$

откуда  $w_{пн} = 1,172$  м/с.

Примем рабочую скорость на 30% ниже предельной:

$$w_B = 1,241 \cdot 0,7 = 0,87 \text{ м/с}; \quad w_H = 1,172 \cdot 0,7 = 0,82 \text{ м/с}.$$

Диаметр ректификационной колонны определим из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{4G / (\pi w \rho)} \quad (3.14)$$

Отсюда диаметры верхней и нижней части колонны равны соответственно:

$$d_e = \sqrt{4 \cdot 2,131 / (3,14 \cdot 0,87 \cdot 2,95)} = 1,03 \text{ м}; \quad d_n = \sqrt{4 \cdot 2,174 / (3,14 \cdot 0,82 \cdot 2,96)} = 1,07 \text{ м}.$$

Рационально принять стандартный диаметр обечайки  $d = 1,2$  м одинаковым для обеих частей колонны. При этом действительные рабочие скорости паров в колонне равны:

$$w_B = 0,87 (1,03/1,2)^2 = 0,64 \text{ м/с}; \quad w_H = 0,82 (1,07/1,2)^2 = 0,65 \text{ м/с},$$

что составляет соответственно 52 и 55 % от предельных скоростей.

### Высота слоя насадки и колонны

Высота ректификационной колонны насадочного типа находится из уравнения:

$$H_K = Y_T + (T-1)p_p + Y_B + Y_H + H_K + H_D \quad (3.15)$$

где  $Z = 5$  м – высота насадки в одной секции;  $n$  – число секций;  $h_p = 1,215$  – высота промежутков между секциями насадки, в которых устанавливают распределители жидкости, м;  $Z_B = 1,2$  м и  $Z_H = 2$  м – соответственно высота сепарационного пространства над насадкой и расстояние между днищем колонны и насадкой,  $H_K$  – высота крышки,  $H_D$  – высота днища.

$$n = (H_B + H_H) / Z, \quad (3.16)$$

$$H_H = h_{э_H} \cdot n_{ТН} \quad H_B = h_{э_B} \cdot n_{ТВ} \quad (3.17)$$

где  $H_B$  и  $H_H$  – высота слоя насадки в верхней и нижней частях колонны;  $h_{э_B}$  и  $h_{э_H}$  – эквивалентная высота насадки [8].

$$h_{э} = 5,2 d_y \operatorname{Re}_y^{0,2} \left( \frac{G}{L} \right)^{0,35} \left( \frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - \frac{mG}{L}}; \quad (3.18)$$

где  $Re_y$  - критерий Рейнольдса [8]:

$$Re_y = \frac{4 w \rho_y}{a \mu_y} \quad (3.19)$$

Отношение  $L/G$  в верхней и нижней частях соответственно равны:

$$G/L = (R+1)/R = (6,1+1)/6,6 = 1,15;$$

$$G/L = (R+1)/(R+F) = (6,6+1)/(6,6+2,047) = 0,88. \quad (3.20)$$

Вязкость паров для верхней и нижней частей колонны:

$$\mu_{y_B} = M'_B / (y_B M_D / \mu_{y_D} + (1 - y_B) M_T / \mu_{y_T});$$

$$\mu_{y_H} = M'_H / (y_H M_D / \mu_{y_D} + (1 - y_H) M_T / \mu_{y_T}), \quad (3.21)$$

где

$$y_B = (y_D + y_F) / 2 = (0,9 + 0,51) / 2 = 0,705 \text{ кмоль / кмоль смеси};$$

$$y_H = (y_W + y_F) / 2 = (0,02 + 0,51) / 2 = 0,265 \text{ кмоль / кмоль смеси}. \quad (3.22)$$

$$\mu_{y_B} = 89,18 / (0,705 \cdot 88 / 0,009 + (1 - 0,705) \cdot 92 / 0,0089) = 0,009 \text{ мПа}\cdot\text{с};$$

$$\mu_{y_H} = 90,94 / (0,265 \cdot 88 / 0,009 + (1 - 0,265) \cdot 92 / 0,0089) = 0,0089 \text{ мПа}\cdot\text{с}.$$

Тогда:

$$Re_{y_B} = \frac{4 \cdot 0,64 \cdot 2,95}{165 \cdot 0,000009} = 5086 \quad ;$$

$$Re_{y_H} = \frac{4 \cdot 0,65 \cdot 2,96}{165 \cdot 0,000089} = 5241 \quad .$$

Для определения  $m$  – тангенса угла наклона равновесной линии для верхней и нижней частей колонны добавим линию тренда:

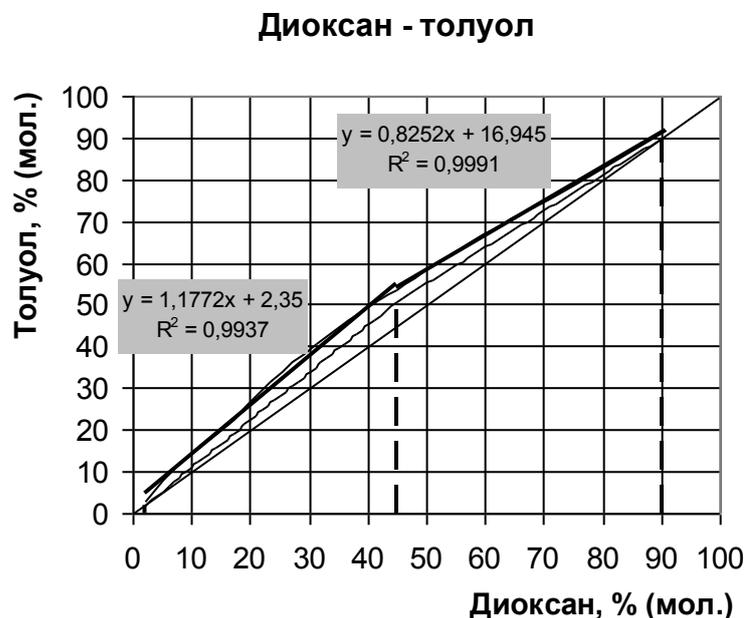


Рис. 3.3. Касательные к линии равновесия

Тогда для верхней и нижней частей колонны  $m$  соответственно равно 0,83 и 1,18. Следовательно:

$$h_{эв} = 5,2 \cdot 0,018 \cdot 5086^{0,2} (1,15)^{0,35} \left( \frac{790}{2,95} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{1}{1,15 \cdot 0,83}}{1 - 1,15 \cdot 0,83} = 0,73 \text{ м};$$

$$h_{\text{эл}} = 5,2 \cdot 0,018 \cdot 5241^{0,2} (0,88)^{0,35} \left( \frac{790}{2,96} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{1}{0,88 \cdot 1,18}}{1 - 0,88 \cdot 1,18} = 0,65 \text{ м.}$$

Высота слоя насадки для верхней и нижней частей колонны равны:

$$H_{\text{В}} = 20 \cdot 0,73 = 14,6 \text{ м и } H_{\text{Н}} = 15 \cdot 0,65 = 9,75 \text{ м.}$$

$$H = 14,6 + 9,75 = 24,35 \text{ м.}$$

Примем  $H = 25$  м, то  $n = 25/5 = 5$  секций, 3 в верхней части колонны и 2 в нижней. Конечная высота ректификационной колонны равна:

$H_{\text{К}} = 5 \cdot 5 + (5-1) \cdot 1,215 + 1,2 + 2 + 0,3 + 0,3 = 33,66$  м. Для дальнейших расчётов примем  $H_{\text{К}} = 40$  м.

## Механический расчет установки

### Расчет толщины обечаек

Исполнительную толщину тонкостенной гладкой цилиндрической обечайки, нагруженной внешним давлением, рассчитываем по формуле:

$$S \geq \max \left\{ \frac{10^{-2} K_2 D}{1.1 p_n D / (2[\sigma])} \right\} + C,$$

(4.1)

где  $p_n$  – наружное давление, равное разности атмосферного и данного 760 - 600 = 160 мм. рт. ст. = 0,1 - 0,08 = 0,02 МПа.

Т. к. среда является агрессивной и токсичной, то принимаем сталь 12X18Н10Т, для которой  $\sigma^* = 152$  МПа [11],

$C$  – прибавка к расчётным толщинам.

$$C = \Pi \cdot \tau,$$

(4.2)

где  $\Pi$  – скорость коррозии или эрозии,  $\Pi = 0,1$  мм/год,  $\tau$  – срок службы аппарата, принимаем  $\tau = 20$  лет.

$$C = 0,1 \cdot 20 = 2 \text{ мм.}$$

$K_2 = 0,35$  – коэффициент, определяемый по Рис. 13.1 [11].

$$[\sigma] = \eta \sigma^*,$$

(4.3)

где  $\eta = 1$  – поправочный коэффициент, учитывающий вид заготовки (листовой прокат).

$$[\sigma] = 1 \cdot 152 = 152 \text{ МПа.}$$

$$S \geq \max \left\{ \frac{10^{-2} \cdot 0,35 \cdot 1200}{1.1 \cdot 0,02 \cdot 1200 / (2 \cdot 152)} \right\} + 2 = 6,2 \text{ мм}$$

Примем  $S = 8$  мм.

Для обечаек с диаметром больше 200 мм должно соблюдаться условие:

$$(S-C)/D < 0,1$$

(4.4)

$$(8 - 2)/1200 = 0,0058 < 0,1 - \text{условие выполняется.}$$

Проверим конструкцию на устойчивость по формуле:

$$P_H/[p_H]+F/[F]+M/[M] \leq 1. \quad (4.5)$$

Т. к. аппарат имеет большую высоту, то М будет на порядок больше F. Тогда выражением F/[F] пренебрегаем.

Допускаемое наружное давление находят по формуле:

$$[p_H] = \frac{[p_H]_\sigma}{\sqrt{1 + ([p_H]_\sigma / [p_H]_E)^2}}. \quad (4.6)$$

Допускаемое давление из условия прочности находят по уравнению:

$$[p_H]_\sigma = 2 \cdot [\sigma] \cdot (S - C) / (D + S - C) \quad (4.7)$$

Допускаемое давление из условия устойчивости в пределах упругости определяют по уравнению:

$$[p_H]_E = \frac{18 \cdot 10^{-6} E D}{n_y B_1 l} \left[ \frac{100 (S - C)}{D} \right]^2 \sqrt{\frac{100 (S - C)}{D}}, \quad (4.8)$$

где  $B_1$  – меньшее из двух, вычисленных по формулам:

$$B_1 = 1; B_1 = 8,15 \frac{D}{l} \sqrt{\frac{D}{100 (S - C)}}, \quad (4.9)$$

$n_y$  – запас устойчивости, равный 2,4.

Допускаемый момент находят по выражению:

$$[M] = \frac{[M]_\sigma}{\sqrt{1 + ([M]_\sigma / [M]_E)^2}} \quad (4.10)$$

Допускаемый изгибающий момент из условия прочности:

$$[M]_\sigma = 0,25 \cdot \pi \cdot D \cdot [\sigma] \cdot (S - C) \cdot (D + S - C) \quad (4.11)$$

Допускаемый изгибающий момент из условия устойчивости:

$$[M]_E = \frac{89 \cdot 10^{-6} E D^3}{n_y} \left[ \frac{100 (S - C)}{D} \right]^2 \sqrt{\frac{100 (S - C)}{D}} \quad (4.12)$$

Определим изгибающий момент.

Вес слоя насадки равен:  $G = 9,8 \cdot V_H \cdot \rho = (3 \cdot 9 \cdot 3,14 \cdot 0,6^2) \cdot 540 = 161514$

Н.

Учитывая вес обечаек (при  $S=16$  мм это около 80 кН), днища, крышки, распределительных тарелок, фланцев и т. д., округлим до 0,3 МН. Тогда

$M = G \cdot H_K \cdot 0,215 = 0,3 \cdot 34 \cdot 0,215 = 2,193$  МН · м.

Расчёты сведём в таблицу:

Таблица 4.1. Влияние внешнего давления и момента на устойчивость

$S, \text{ м}$	$[M]_\sigma$	$[M]_E$	$[M]$	$M/[M]$	$B_1$	$[p]_E$	$[p]_\sigma$	$[p]$	$P_H/[p_H]$	$P_H/[p_H] + M/[M]$
0,007	0,908	1,437	0,768	2,857	0,446	0,013	1,328	0,013	1,502	4,359
0,008	1,091	2,266	0,983	2,232	0,407	0,023	1,592	0,023	0,869	3,101

0,009	1,273	3,332	1,190	1,844	0,377	0,037	1,856	0,037	0,548	2,391
0,010	1,457	4,652	1,390	1,578	0,352	0,055	2,119	0,055	0,367	1,945
0,012	1,824	8,127	1,779	1,232	0,315	0,107	2,645	0,106	0,188	1,420
0,014	2,192	12,820	2,161	1,015	0,288	0,184	3,168	0,184	0,109	1,124
0,016	2,562	18,848	2,538	0,864	0,266	0,292	3,690	0,291	0,069	0,933

При S=16 мм условие устойчивости выполняется.

Примем S=16 мм.

## Насосы

Для перекачки кубового остатка и исходной смеси исходя из расхода и высоты, на которую подаётся жидкость, выберем насосы из таблицы соответственно под номером 1 и 2:

Таблица 4.3 Герметичные насосы типа ЦГ

№	Наименование	P, кВт	Подача/напор	T жидкости, °C	Масса, кг.
1.	ЦГ 6,3/20К-1,1-2	1,1	6,3 / 20	- 50... + 100	70
2.	ЦГ 6,3/32К-2,2-2	2,2	6,3 / 32	- 50... + 100	79

Насосы ЦГ применяются в химической, газовой, топливно-энергетической, фармацевтической, нефтехимической, нефтяной, пищевой, мясо-молочной, холодильной и перерабатывающей промышленности и других производствах. Эксплуатация насосов без утечек и отсутствия обслуживающего персонала позволяет использовать их при работе с высокотоксичными, ядовитыми, химически активными жидкостями и сжиженными газами. Смазка и охлаждение насосов осуществляется перекачиваемой жидкостью. Уровень защиты - взрывобезопасный.

Предназначены для перекачивания в стационарных условиях жидкостей и сжиженных газов, пары которых могут образовывать с воздухом взрывоопасные смеси. Указанные жидкости могут быть нейтральными, агрессивными и вредными всех классов с кинематической вязкостью до 40 сСт и плотностью не более 1800 кг/м<sup>3</sup>. Допускается наличие твердых неабразивных включений с массовой долей до 0,2% и размером частиц не более 0,2 мм.



Рис. 4.1 Герметичный насос типа ЦГ

Материал проточной части: 12X18Н10Т (исп. К) или 10X17Н13М2Т (исп. Е) или ст. 3-10 (исп. А)

Изготавливаются на одно из напряжений 380 / 660 В.

В комплект поставки насосов входят: паспорт, ЗИП и принадлежности.

Условное обозначение электронасоса на примере 1ЦГ12,5/50К-4-2-У2:

1 - порядковый номер модернизации;

ЦГ - центробежный герметичный;

12,5 - номинальная подача (м<sup>3</sup>/ч);

50 - номинальный напор (м.);  
К - условное обозначение по материалу ("К" - 12X18H10T, "Е" - 10X17H13M2T, "А" - ст. 3-10);  
4 - номинальная мощность встроенного электродвигателя (кВт);  
2 - конструктивное исполнение в зависимости от температуры и давления перекачиваемой жидкости;  
У - климатическое исполнение;  
2 - категория размещения;  
При выполнении с одним из вариантов наружного диаметра рабочего колеса, после величины напора добавляется "а" или "б".

### **Заключение**

В процессе проделанной работы была рассчитана ректификационная установка для разделения смеси диоксан-толуол.

Были получены следующие данные:

диаметр колонны - 1200 мм;

высота колонны – 34 м;

толщина цилиндрической обечайки, эллиптического днища и крышки 16 мм.

Колонна состоит из 5 секций (3 в верхней части колонны и 2 в нижней) по 5 метра каждая, с расстоянием между секциями 1,215 м. В качестве перераспределитель жидкости принята тарелка ТСН-II. Жидкости подаются на тарелки ТСН-III.

Колонна насадочного типа работает в плёночном режиме.

Были выбраны в качестве насадки керамические кольца Палля размером 35x35x4, с удельной поверхностью  $a=165 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , свободным объёмом  $\varepsilon=0,76 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , насыпной плотностью  $540 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,  $d_3=0,018$ , числом штук в  $\text{м}^3$  18500.

Рассчитали тепловой и механический баланс установки, построили графики и таблицы.

### **Практическая задача №6**

#### **Жидкостная экстракция**

В нефтепереработке жидкостную экстракцию применяют, например, при очистке дистиллятов масляных фракций и дизельных топлив, на установках деасфальтизации нефтяных остатков, для извлечения ароматических углеводородов и т. д.

Под жидкостной экстракцией понимают процесс извлечения компонентов из жидкого сырья  $F$  обработкой селективным, т. е. избирательно действующим, растворителем  $S$ . При этом образуются две равновесные жидкие фазы: 1) фаза  $L$  — экстрактами раствор, состоящий из основной массы растворителя  $S_L$  и экстракта  $E$ , т. е. извлеченной части сырья; 2) фаза  $G$  — рафинатный раствор, состоящий из относительно малого

количества растворителя  $C_G$  и рафината  $R$ , т. е. неэкстрагированной части сырья.

Закономерности жидкостной экстракции рассмотрим на сравнительно простом примере, когда гомогенное жидкое сырье  $F$ , состоящее из двух компонентов  $A$  и  $B$ , обрабатывается экстрагентом  $C$ , в котором при температуре процесса  $t$  компонент  $B$  может растворяться в любой пропорции, а компонент  $A$  — ограниченно. В этом случае при образовании двух равновесных жидких фаз как рафинатная  $G$ , так и экстрактная  $L$  фазы будут включать все три компонента  $A$ ,  $B$  и  $C$ , но в различных пропорциях. Концентрация компонента  $B$  в фазе  $L$ , будет выше, чем в фазе  $G$ . Поэтому в дальнейшем компонент  $B$  будем называть извлекаемым, или распределяемым компонентом.

Расчеты, связанные с трехкомпонентными системами, удобно производить с помощью треугольной диаграммы.

### Треугольная диаграмма

Треугольная диаграмма представляет собой равносторонний треугольник (рис. 1). Вершины  $A$ ,  $B$  и  $C$  треугольника соответствуют чистым компонентам. Любая точка, расположенная на стороне треугольника, изображает двухкомпонентную систему. Например, точка  $F$  отвечает бинарной смеси компонентов  $A$  и  $B$ , точка  $M$  — смеси компонентов  $B$  и  $C$ , точка  $D$  — смеси  $A$  и  $C$ .

Точка  $N$ , расположенная внутри треугольника, соответствует тройной смеси  $A$ ,  $B$  и  $C$ .

Концентрации (в долях) компонентов  $A$ ,  $B$  и  $C$  в их тройной смеси обозначим через  $a$ ,  $b$  и  $c$ , т. е.

$$a = \frac{A}{A+B+C}; \quad b = \frac{B}{A+B+C}; \quad c = \frac{C}{A+B+C}.$$

Относительную концентрацию компонента  $B$  по отношению к компонентам  $A + B$  независимо от наличия или отсутствия в системе компонента  $C$  обозначим через  $x$ , тогда

$$x = \frac{B}{A+B} = \frac{a}{a+b}.$$

В выражениях величины  $A$ ,  $B$  и  $C$  показывают количества (массы, объемы либо киломоли) соответствующих компонентов в смеси.

На рис. 1 через точку  $N$  трехкомпонентной системы проведены прямые, параллельные сторонам треугольника. При этом на каждой стороне треугольника длиной  $l$  получается по три отрезка —  $a$ ,  $b$  и  $c$ , отвечающие условию

$$a + b + c = l.$$

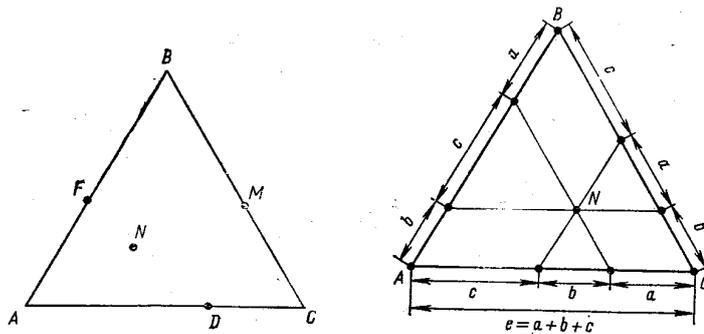


Рис. 1. Изображение различных систем на треугольной диаграмме:

F—бинарная смесь компонентов A и B; M—смесь B и C; Д—смесь A и C; N—трехкомпонентная смесь.

Рис. 2. Способ отсчета состава трехкомпонентной системы

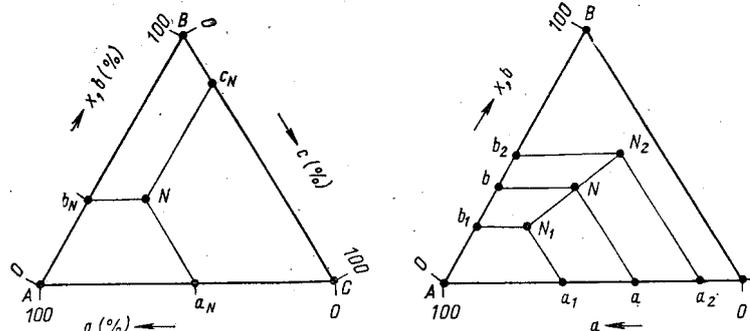


Рис. 3. Использование самостоятельных шкал для отсчета концентраций каждого компонента

Рис. 4. Иллюстрация к основному свойству треугольной диаграммы

Если принять 1 за единицу (либо за 100%), то отрезки  $a$ ,  $b$  и  $c$  будут отвечать концентрациям в долях (либо в процентах) компонентов A, B и C в системе  $N$ .

Для удобства работы с треугольной диаграммой на каждой стороне треугольника наносят шкалу в 100 делений и каждую из этих шкал используют для отсчета концентраций (в процентах) только одного компонента, как это показано на рис. 9.3.

Пусть смещением двух систем  $N_1$  и  $N_2$  получена новая система  $N$  (рис. 4). Составим уравнения материальных балансов смешения по потокам в целом и по компонентам A и B:

$$\begin{aligned}
 N &= N_1 + N_2, \\
 aN &= a_1N_1 + a_2N_2, \\
 bN &= b_1N_1 + b_2N_2.
 \end{aligned}$$

Баланс по компоненту C не пишем, так как положение точки трехкомпонентной системы на диаграмме вполне определяется концентрациями любых двух компонентов.

Совместное решение системы уравнений приводит к соотношению

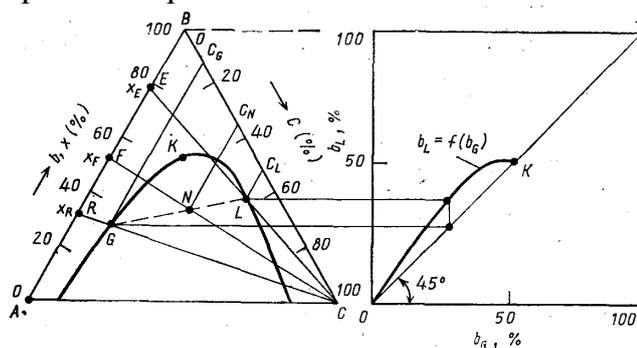
$$\frac{N_1}{N_2} = \frac{a - a_2}{a_1 - a} = \frac{b - b_2}{b_1 - b} = \frac{\overline{NN_2}}{\overline{N_1N}}$$

которое является выражением основного свойства треугольной диаграммы: точки  $N_1$ ,  $N$  и  $N_2$  лежат на одной прямой, причем точка  $N$  делит отрезок  $N_1 N_2$  на две части, обратно пропорциональные количествам исходных систем  $N_1 N_2$ .

Соотношение показывает, что к точкам систем  $N_1$ ,  $N_2$  и  $N$  приложимо известное «правило рычага», если для векторов, изображающих количества исходных систем  $N_1$  и  $N_2$ , принять одно направление, а для вектора полученной системы  $N$  — противоположное.

Пример 1. На рис. 5 приведены кривая равновесия и вспомогательная кривая  $b_L = f(b_G)$ . Рассчитать процесс однократной экстракции (ОЭ) при следующих исходных данных: расход сырья  $F = 10000$  кг/ч; концентрация компонента В в сырье  $x_F = 52\%$  (масс.); точка  $N$  системы соответствует концентрации растворителя  $C_N = 35\%$ .

*Решение.* Отложив на стороне  $AB$  треугольной диаграммы значение  $X_F = 52\%$ , находим точку  $F$  сырья. На прямой  $FC$



находим точку  $N$  системы, отвечающую концентрации растворителя  $C_N$ . Используя вспомогательную кривую  $b_L = f(b_G)$  методом постепенного приближения находим коноду  $GL$ , которая проходит через точку системы  $N$ . Продлив прямые  $CG$  и  $CL$ , на стороне  $AB$  находим точки рафината  $R$  и экстракта  $E$ , а следовательно, и концентрации [% (масс.)] в них компонента В:  $X_R = 32$ ;  $X_E = 78$ .

Применяя правило рычага к точкам  $R$ ,  $F$  и  $E$ , находим:

$$R \cdot \overline{RE} = F \cdot \overline{FE},$$

откуда

$$R = F \cdot \frac{\overline{FE}}{\overline{RE}} = F \cdot \frac{x_E - x_F}{x_E - x_R} = 10\,000 \cdot \frac{78 - 52}{78 - 32} =$$

Выход экстракта

$$E = F - R = 10\,000 - 5\,650 = 4\,350 \text{ кг/ч.}$$

Применив правило рычага к точкам  $F$ ,  $N$  и  $C$ , получим:

$$C \cdot \overline{CN} = F \cdot \overline{FN},$$

откуда найдем расход растворителя:

$$C = F \frac{\overline{FN}}{\overline{CN}} = F \frac{c_N}{100 - e_N} = 10\,000 \frac{35}{100 - 35} = 5\,380 \text{ кг/ч}$$

Количество смеси

$$N = F + C = 10\,000 + 5\,380 = 15\,380 \text{ кг/ч.}$$

Аналогично, используя точки G, N и L, найдем количества фаз G и L:

$$G \cdot \overline{GL} = N \cdot \overline{NL},$$

$$G = N \frac{\overline{NL}}{\overline{GL}} = N \frac{c_L - c_N}{c_L - c_G} = 15\,380 \frac{52 - 35}{52 - 12,5} = 6625 \text{ кг/ч;}$$

откуда

$$L = N - G = 15\,380 - 6625 = 8755 \text{ кг/ч.}$$

Количество растворителя в фазах G и L:

$$C_G = G - R = 6625 - 5650 = 975 \text{ кг/ч,}$$

$$C_L = L - E = 8755 - 4350 = 4405 \text{ кг/ч.}$$

## ПРИЛОЖЕНИЕ I

### СООТНОШЕНИЕ НЕКОТОРЫМИ ЕДИНИЦАМИ В РАЗЛИЧНЫХ СИСТЕМАХ ИЗМЕРЕНИЯ

---

#### Единицы массы

$$1\text{г} = 10^{-3}\text{кг}$$

$$1\text{т.е.м.} = 9,81\text{кг}$$

$$1\text{т} = 10^3\text{кг}$$

$$1\text{моль} = 10^{-3}\text{кмоль}$$

$$1\text{кг} = 10^3\text{г}$$

$$1\text{кг} = 0,102 \text{ т.е.м.}$$

$$1 \text{ кмоль} = 10^3 \text{ моль}$$

$$1 \text{ кг} = 10^{-3} \text{ т}$$

### Единицы силы

$$\begin{aligned}1 \text{ эрг} &= 10^{-5} \text{ Н} \\1 \text{ кгс} &= 9,81 \text{ Н} \\1 \text{ тс} &= 9,81 \cdot 10^3 \text{ Н}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}1 \text{ Н} &= 10^5 \text{ дин} \\1 \text{ Н} &= 0,102 \text{ кгс} \\1 \text{ Н} &= 1,02 \cdot 10^{-4} \text{ тс}\end{aligned}$$

### Единицы работы, энергии и теплоты

$$\begin{aligned}1 \text{ эрг} &= 10^{-7} \text{ Дж} \\1 \text{ кгс} \cdot \text{ м} &= 9,81 \text{ Дж} \\1 \text{ ккал} &= 4187 \text{ Дж} = 4,19 \text{ кДж} \\1 \text{ Вт} \cdot \text{ ч} &= 3,6 \cdot 10^3 \text{ Дж}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}1 \text{ Дж} &= 10^7 \text{ эрг} \\1 \text{ Дж} &= 0,102 \text{ кгс} \cdot \text{ м} \\1 \text{ Дж} &= 0,239 \cdot 10^{-3} \text{ ккал} \\1 \text{ Дж} &= 2,78 \cdot 10^4 \text{ Вт} \cdot \text{ ч}\end{aligned}$$

### Единицы мощности

$$\begin{aligned}1 \text{ эрг/сек} &= 10^{-7} \text{ Вт} \\1 \text{ кгс} \cdot \text{ м/сек} &= 9,81 \text{ Вт} \\1 \text{ л.с.} &= 736 \text{ Вт} \\1 \text{ ккал/ч} &= 1,163 \text{ Вт} \\1 \text{ Вт} &= \cdot 10^3 \text{ кВт}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}1 \text{ Вт} &= 10^7 \text{ эрг/сек} \\1 \text{ Вт} &= 0,102 \text{ кгс} \cdot \text{ м/сек} \\1 \text{ Вт} &= 1,36 \cdot 10^{-3} \text{ л.с.} \\1 \text{ Вт} &= 0,86 \text{ ккал/ч} \\1 \text{ кВт} &= 10^3\end{aligned}$$

### Единицы давления

$$\begin{aligned}1 \text{ дин/см}^2 &= 0,1 \text{ н/м}^2 \\1 \text{ кгс/м}^2 &= 9,81 \text{ н/м}^2 \\1 \text{ ат} &= 1 \text{ кгс/см}^2 = 10000 \text{ кгс/м}^2 = \\&= 9,81 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2 = 10000 \text{ мм вод.ст.} = \\&= 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 736,6 \text{ мм рт.ст.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}1 \text{ н/м}^2 &= 10 \text{ дин/см}^2 \\1 \text{ н/м}^2 &= 0,102 \text{ кгс/м}^2\end{aligned}$$

## Список использованной литературы

1. Эмирджанов Р.Т., Лемберанский Р.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии. М.: Химия 1989. 191 с.
2. Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии по технологии переработки нефти и газа. М.: Химия 1980. 254 с.

3. *Касаткин А. Г.*, Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М.: Химия, 1973. 750 с.
4. Справочник коксохимика. Т. 3. М.: Metallurgy, 1966. 391 с.
5. *Рамм В. М.* Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 655 с.
6. *Коробчанский И. Е., Кузнецов М. Д.* Расчет аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования. М.: Metallurgy. 1972. 295 с.
7. *Александров И. А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978. 277 с.
8. *Лащинский А. А., Толчинский А. Р.* Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л.: Машиностроение, 1970. 752 с.
9. *Стабников В. Н.* Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев: Техника, 1970. 208 с.
10. *Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л.: Химия, 1976, 552 с.
11. *Бретшнайдер С.* Свойства газов и жидкостей. М.— Л.: Химия, 1970. 535 с.
12. *Хоблер Т.* Массопередача и абсорбция. Л.: Химия, 1964. 479 с.
13. *Дытнерский Ю.А.*, Процессы и аппараты химической технологии. 2-е изд., перераб. и дополн.- М.: Химия, 1991-496с.
13. Колонные аппараты. Каталог. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978. 31 с.
14. *Касаткин А. Г., Дытнерский Ю. И., Кочергин Н. В.* Тепло- и массоперенос. Т. 4. Минск: Наука и техника. 1966. С. 12—17.





