

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«ДОНСКОЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ
НЕФТЕПРОДУКТОВ

Методические указания к контрольной работе для обучающихся
по направлению 18.03.01 Химическая технология
заочной формы обучения

Ростов-на-Дону
ДГТУ
2020

УДК: 665.63/65(076.1)

Химическая технология первичной переработки нефтепродуктов: методические указания / сост. И.Ю. Жукова, Е.Н. Шубина, А.И. Собчинский; Донской гос. техн. ун-т. - Ростов-на-Дону: ДГТУ, 2020. – 25 с.

Методические указания содержат теоретический материал и примеры расчетов материального и теплового баланса установки первичной переработки нефти, а также расчеты давления и температурного режима ректификационной колонны. Имеющийся материал сопровождается необходимыми рисунками, таблицами и графиками, а также приложениями и списком рекомендованной литературы. Методические указания предназначены для студентов направления 18.03.01 Химическая технология очной и заочной форм обучения и составлены в соответствии с программой дисциплины «Химическая технология первичной переработки нефтепродуктов». Методические указания также могут быть полезны при выполнении студентами расчетных курсовых работ.

ВВЕДЕНИЕ

Курс посвящен технологии первичной переработки нефти. На современных НПЗ основным первичным процессом является разделение нефти на фракции, т.е. ее перегонка. Планирование нефтепереработки, проектирование НПЗ, правильная их эксплуатация и постоянное совершенствование технологии процессов перегонки (ректификации) требуют глубокого знания сырья и его потенциальных возможностей. Большую помощь в этом оказывают предварительные данные лабораторных исследований, предъявляемые в виде кривых разгонок нефтей, т.е. кривых истинных температур кипения (ИТК), однократного испарения (ОИ), а также данные по температурному режиму ректификационных колонн, определение температур вывода фракций (боковых продуктов); составление материального баланса установки атмосферной перегонки нефти и т.п. Пользуясь этими данными, можно определить выход и качество каждой нефтяной фракции.

Особенности расчета температурного режима атмосферной ректификационной колонны, построение кривых ОИ, составление материального баланса рассматриваются в данном пособии. Каждая тема начинается с краткой теоретической части, позволяющей справиться с решением заданий для самостоятельной работы, а также в конце каждой темы приводятся примеры решения типовых задач.

В процессе изучения данной дисциплины студент-заочник должен выполнить письменную контрольную работу. Она является формой методической помощи студенту при изучении курса. Таблица вариантов контрольных заданий и правильность выбора номера задания приведены в конце методических указаний.

РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Основные параметры технологического режима колонны – температура и давление. Давление в процессе ректификации существенно влияет на работу колонны. С увеличением давления ужесточается ее температурный режим. С изменением давления в колонне изменяются и другие факторы, например, относительная летучесть компонентов, производительность, размеры и др.

Ректификацию в атмосферных колоннах проводят при атмосферном давлении или при несколько более высоком (на величину гидравлических сопротивлений, которые преодолевает поток паров при движении по высоте колонны, шлемовым трубам, конденсатору-холодильнику и др.) и при повышенном. Повышать давление в колонне необходимо при разделении компонентов с низкими температурами кипения, например, углеводородных газов (пропана, бутана). При ректификации под давлением повышается температура конденсации паров дистиллятов и становится возможным использовать в конденсаторе доступный и дешевый хладагент – воду или воздух. Например, при работе пропановой колонны при 181 МПа температура наверху 55 °С, и пропан можно конденсировать водой. При атмосферном давлении температура выходящих из колонны паров равна 42 °С, и для их конденсации нужен дорогостоящий хладагент.

Использование повышенного давления приводит к уменьшению объем паров, а, следовательно, и объема аппаратуры. Однако при этом уменьшается относительная летучесть компонентов, затрудняется ректификация и, кроме того, появляется необходимость увеличения толщины корпуса колонны. При повышении давления увеличивается температура кипения остатка, поэтому в кипятильнике необходим теплоноситель с более высоким температурным потенциалом. В колоннах, работающих при атмосферном и повышенном давлениях, рекомендуется создавать минимальное давление, при котором еще можно конденсировать верхний продукт при помощи дешевых хладагентов, т. е. проводить ректификацию при более низкой температуре наверху колонны.

1 ТЕМПЕРАТУРНЫЙ РЕЖИМ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

При ректификации многокомпонентных смесей, например нефти и нефтепродуктов, температуры потоков определяют подбором таких значений температуры, при которых удовлетворяются следующие равенства:

для жидкого потока:

$$\sum k_i x_i = 1, \quad (1)$$

где x_i – содержание узких фракций, мольные доли;

k_i – константа фазового равновесия.

для парового потока:

$$\sum \frac{y_i}{k_i} = 1 \quad (2)$$

для паро-жидкостного потока с заданной мольной долей отгона e :

$$\sum \frac{k_i x_i}{1 + e(k_i - 1)} = 1 \quad (3)$$

В явном виде температура в уравнениях выше не фигурирует, однако величины k_i и e являются ее функциями и при заданной температуре принимает вполне определенные значения.

Температуру паров фракции, уходящей с верха колонны, определяют, как температуру конца однократного испарения этой фракции. Температура конца однократного испарения сложной смеси должна иметь значение, удовлетворяющее равенству (2). При расчете температуры верха колонны, работающей с водяным паром (при применении острого испаряющегося орошения), следует, подсчитывая парциальное давление верхнего продукта, учитывать пары орошения и воды.

В условиях однократного испарения в присутствии водяных паров парциальное давление смеси углеводородов определяют:

$$p_y = \Pi \cdot y = P \frac{N_{y2.n}}{N_{y2.n} + V_{6.n}},$$

где Π – давление вещества;

y – мольная доля компонентов смеси (углеводородных паров);

P – давление насыщенных паров чистого компонента;

N – моли (или % мол.) отдельных фракций углеводородных паров.

константу фазового равновесия определяют:

$$k_i = \frac{p_i}{p_y} = \left(1 + \frac{N_{6.n}}{N_{y2.n}}\right) \frac{p_i}{\Pi}$$

Температура вывода боковых погонов (температура жидкости).

Более точные данные определения температуры выхода бокового погона дает метод расчета всей колонны от тарелки к тарелке. Рекомендуются также определять температуру выхода бокового погона как температуру начала однократного испарения при нулевой доле отгона и парциальном давлении паров выводимой фракции.

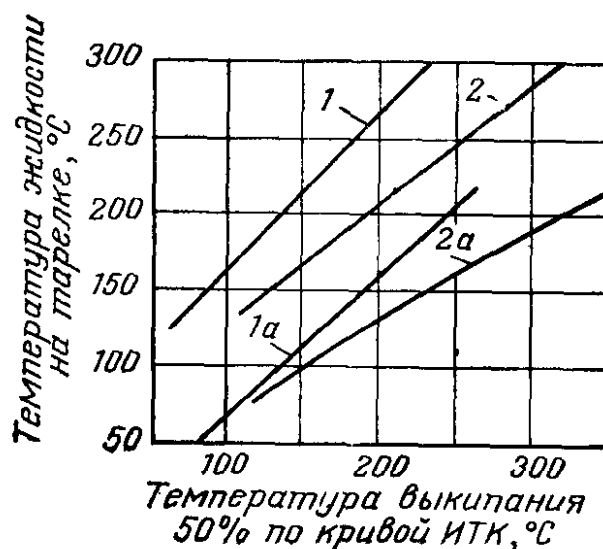


Рис. 1.1 – Определение температур жидких потоков в колонне при разделении сложных смесей: 1- верхняя тарелка (абсолютное давление в колонне выше 0,101 МПа, широкие пределы выкипания продукта); 1а- верхняя тарелка (давление до 0,101 МПа); 2- тарелка с боковым отбором жидкости (абсолютное давление в колонне выше 0,101 МПа, узкие пределы выкипания фракций, орошение невелико); 2а- тарелка с боковым отбором жидкости (давление до 0,101 МПа)

При расчете парциального давления фракции в колоннах, работающих с водяным паром, следует учитывать влияние водяного пара ($G_{в.п.}$), паров орошения ($G_{ор}$), имеющих состав выводимой фракции и паров верхнего продукта (D):

$$p_i = \Pi \frac{\frac{G_{ор}}{M_{ор}}}{\frac{G_{ор}}{M_{ор}} + \frac{D}{M_D} + \frac{G_{в.п.}}{M_{в.п.}}}$$

При выборе температуры в качестве первого приближения можно пользоваться кривыми (рис. 1), где в зависимости от температуры выкипания 50 % фракции по линии ИКТ находят приблизительное значение температуры выхода этой фракции.

Температуру низа колонны рассчитывают, используя уравнение (1). Температуру низа колонны, работающей с водяным паром, можно определять на основе опытных данных. Эту температуру можно также найти из уравнения теплового баланса отгонкой части колонны, предварительно задавшись количеством фракции, которое необходимо отпарить из остатка. Рекомендуется рассчитывать колонну так, чтобы образовавшихся паров было не более 25-35 % от остатка.

Температура сырья, поступающего в колонну

Так как сырье поступает в колонну в паро-жидкостном состоянии, то температуру входа сырья в колонну подбирают такую, при которой удовлетворяется равенство (3). Следует учитывать, что в колонну с

кипятильником часто целесообразно подавать сырье с температурой, при котором массовая доля отгона равна нулю, тогда расчет ведут по формуле (1). Однако практически выбирают температуру входа сырья, соответствующую большей доле отгона, чтобы разгрузить низ колонны. В колонну, работающую с водяным паром, подают сырье с достаточно высокой температурой, чтобы увеличить глубину отбора легких фракций.

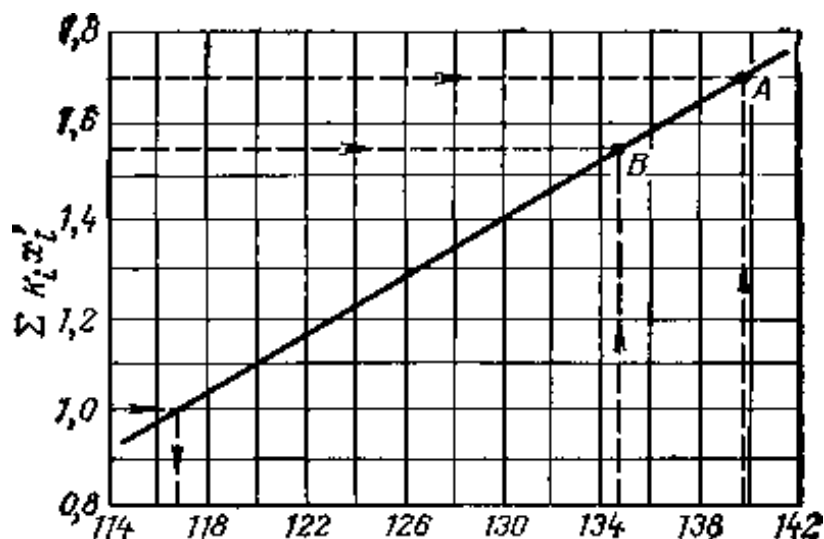


Рис. 1.2 – График для определения температуры низа колонны

Очень часто температуру входа сырья в колонну находят методом подбора так, чтобы при данном давлении обеспечивалась необходимая доля отгона. При расчете отгона состав жидкой и паровой фаз определяют по уравнениям

для жидкой фазы:

$$x_i' = \frac{x_o'}{1 + e(k_i - 1)} \quad (4)$$

для паровой фазы:

$$y_i = k_i \cdot x_i \quad (5)$$

Уравнение (4) позволяет определить концентрацию любого компонента в жидкой и паровой фазах при однократном испарении при известных температуре, давлении и мольных долях компонентов в сырье. Пересчет массовой доли отгона \bar{e} в мольную e ведут по уравнению:

$$e = \bar{e} \frac{M_y}{M_o}, \quad (6)$$

где M_o – молекулярная масса исходного сырья;

M – молекулярная масса паровой фазы.

Пример 1. Температура верха колонны. В колонну четкой ректификации подается бензиновая фракция 120-140° С (низкокипящий

компонент) и 140-180° С (высококипящий компонент). Молярная доля низкокипящего компонента в парах, уходящих сверху колонны, $y=0,95$. Определить температуру наверху колонны, приняв давление равным атмосферному (101,3 кПа).

Решение:

Будем рассматривать каждую узкую фракцию как отдельный компонент и вести расчет для двухкомпонентной системы. Тогда, чтобы определить значение температуры верха колонны воспользуемся выражением:

$$\frac{y_1}{K_1} + \frac{y_2}{K_2} = 1 \quad (7)$$

Если равенство выполняется, следовательно, температура верха колонны выбрана верно, если сумма не равна 1, это означает, что температура подобрана неверно.

Молярная доля низкокипящего компонента задана равной 0,95, следовательно, второго компонента:

$$y_2 = 1 - 0,95 = 0,05.$$

Чтобы найти константы фазового равновесия используем формулу Ашворта:

$$\lg(p_H - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68f(T)}{f(T_0)}, \quad (8)$$

приняв в качестве температур кипения компонентов средние арифметические температуры начала и конца кипения обеих фракций. Основным компонентом, уходящим сверху колонны, является фракция 120-140° С, поэтому зададимся температурой верха колонны 132° С, близкой к средней к температуре кипения фракции.

Для низкокипящего и высококипящего компонентов, по приложению 1 найдем значение $f(T)$:

$$f(130^\circ \text{ C}) = 4,885; f(160^\circ \text{ C}) = 4,297$$

путем интерполяции найдем значение для предположительной температуры верха колонны 132° С:

$$f(132^\circ \text{ C}) = 4,756$$

Найдем значение давления насыщенных паров низкокипящих компонентов:

$$\lg(p_H - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68 * 4,756}{4,885}$$

$$P_H = 105,5 \text{ кПа.}$$

Для высококипящих:

$$\lg(p_H - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68 * 4,756}{4,297}$$

$$P_H = 48,8 \text{ кПа.}$$

Найдем константы фазового равновесия для компонентов по формуле:

$$K = \frac{P_H}{P} \quad (9)$$

$$k_1 = \frac{105,5}{101,3} = 1,05;$$

$$k_2 = \frac{48,8}{101,3} = 0,48.$$

Все расчеты сведем в таблицу:

Фракция	Средняя температура кипения, ° С	Температура верха колонны, ° С	y_i	$k = \frac{P_H}{p}$
120-140	130	132	0,95	1,05
140-180	160	132	0,05	0,48

Подставим полученные данные в уравнение (1):

$$\frac{0,95}{1,05} + \frac{0,05}{0,48} = 1$$

Равенство выполнено, следовательно, температура верха колонны выбрана верно и составляет 132° С. Если сумма не равна 1, необходимо задаться новым её значением и повторить расчет. Так поступают до тех пор, пока не добьются соблюдения равенства (1).

Пример 2. Нижний продукт пропановой колонны установки стабилизации газового бензина содержит (в молярных долях): пропана – 0,04, изобутана – 0,21, н-бутана – 0,62, пентана – 0,13. Давление в нижней части колонны 1,5 МПа. Определите температуру низа колонны.

Решение

Будем рассматривать каждую узкую фракцию как отдельный компонент и вести расчет для двухкомпонентной системы. Тогда, чтобы определить значение температуры низа колонны воспользуемся выражением:

$$\sum x_i * k_i = 1$$

Давление насыщенных паров изо-бутана и н-бутана определим по формуле Ашворта (8):

В качестве T_0 возьмем значения температур кипения компонентов ($T_{0 \text{ н-бутана}} = -0,5^\circ \text{ С}$; $T_{0 \text{ изо-бутана}} = -11,73^\circ \text{ С}$).

Для паров изо-бутана и н-бутана, по приложению 1 найдем значение $f(T)$. Зададим температуру низа колонны равной 106°С. Путем интерполяции найдем значение $f(T)$ для 106°С:

Давления насыщенных паров остальных компонентов найдем по графику Кокса (приложение 2).

Найдем константы фазового равновесия для компонентов по формуле (3).

Расчеты сведем в таблицу:

Компонент	X_i	P_H , МПа	k_i	$X_i * k_i$
Пропан	0,04	4,3	2,87	0,12

Изо-Бутан	0,21	1,75	1,17	0,25
Н-Бутан	0,62	1,41	0,94	0,58
Пентан	0,13	0,52	0,35	0,05
			Итого	1

Исходя из полученных результатов, можно говорить, что температура низа колонны 106⁰С подобрана верно.

Пример 3. Широкая бензиновая фракция состоит из следующих фракций-компонентов:

Компонент	x'_{oi}	$t_{cp}, ^\circ\text{C}$
Н.К.-85 $^\circ\text{C}$	0,323	70
85-120 $^\circ\text{C}$	0,249	100
120-140 $^\circ\text{C}$	0,145	130
Выше 140 $^\circ\text{C}$	0,283	162

При нагреве фракции до некоторой температуры молярная доля отгона составила 0,17 при давлении 335 кПа. Определить температуру нагрева.

Решение:

Температуры потоков рассчитываются путем последовательного приближения до тех пор, пока не будут выполняться следующие равенства для парожидкостного потока с заданной молярной долей отгона e' :

$$\sum \frac{k_i x'_{oi}}{1 + e'(k_i - 1)} = 1, \quad (3)$$

где x_i молярная доля i -го компонента в сырье,
 e' - молярная доля отгона

Давление насыщенных паров каждой фракции определим по формуле Ашворта(8):

По уравнению можно либо по заданной доле отгона находить температуру, либо, наоборот, по заданной температуре определять долю отгона.

Путем подстановки T в уравнения подберем искомую температуру нагрева, при которой требуемое равенство будет верно. Значения функций, переменных и коэффициентов приведены в таблице.

Задания для самостоятельного решения

Задача 1. В колонну четкой ректификации поддается бензиновая фракция низкокипящий компонент и высококипящий компонент. Молярная доля низкокипящего компонента в парах, уходящих сверху колонны. Определить температуру наверху колонны, приняв давление равным атмосферному (101,3 кПа).

№ варианта	Температура кипения низкокипящего компонента, $^\circ\text{C}$	Температура кипения высококипящего компонента, $^\circ\text{C}$	Молярная доля низкокипящего компонента	Молярная доля высококипящего компонента
1, 10	30-60	60-90	0,95	-

2,11	60-90	90-120	-	0,85
3,12	85-100	100-140	0,90	-
4,13	100-120	120-150	-	0,70
5,14	120-130	130-180	0,70	-
6,15	150-170	170-200	-	0,95
7,16	130-150	150-180	0,75	-
8,17	150-170	170-210	-	0,90
9,18	170-190	190-250	0,80	-

Задача 2. Широкая бензиновая фракция состоит из следующих фракций-компонентов **А**. При давлении **В**. Определить температуру в колонне.

№ вар.	А			В
1,6,11,16	Компонент	x_i	t_{cp}	335 кПа
	Н.к. – 85	0,282	73	
	85-120	0,253	115	
	120-140	0,241	136	
	Выше 140	0,224	168	
2,7,12,17	Компонент	x_i	t_{cp}	238 кПа
	85-105	0,030	96	
	105-140	0,067	122	
	140-180	0,903	159	
3,8,13,18	Компонент	x_i	t_{cp}	0,71 МПа
	Изо-бутан	0,018	-11,7	
	Н-бутан	0,820	-0,5	
	Изо-пентан	0,081	36,1	
4,9,14,19	Компонент	x_i	t_{cp}	210 кПа
	М-ксилол	0,022	139,1	
	О-ксилол	0,950	144,4	
	Ароматические УВ C9	0,028	160,0	
5,10,15,20	Компонент	x_i	t_{cp}	0,21 МПа
	Н.к. – 85	0,282	73	
	85-120	0,253	115	
	120-140	0,241	136	
	Выше 140	0,224	168	

2 ПОСТРОЕНИЕ КРИВЫХ ОИ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕМПЕРАТУР ВЫВОДА БОКОВЫХ ПРОДУКТОВ

Для построения линии ОИ нефтей и нефтяных фракций одним из наиболее распространенных является метод Обрядчикова-Смидович. Исходными данными для построения линии ОИ нефти и нефтяных фракций являются кривые ИТК.

Метод заключается в использовании графика Обрядчикова-Смидович, с целью определить температуры, отвечающие началу однократного испарения - 0% (НОИ) и концу однократного испарения - 100% (КОИ).

В соответствии с методом необходимо знать тангенс угла наклона кривой ИТК и температуру 50%-ного отгона. Тангенс угла наклона кривой ИТК изменяется в пределах всей кривой разгонки. Однако наклон участка кривой ИТК от 10 до 70% дает достаточно надежные средние величины для всей кривой. Тангенс угла наклона кривой ИТК находится из соотношения:

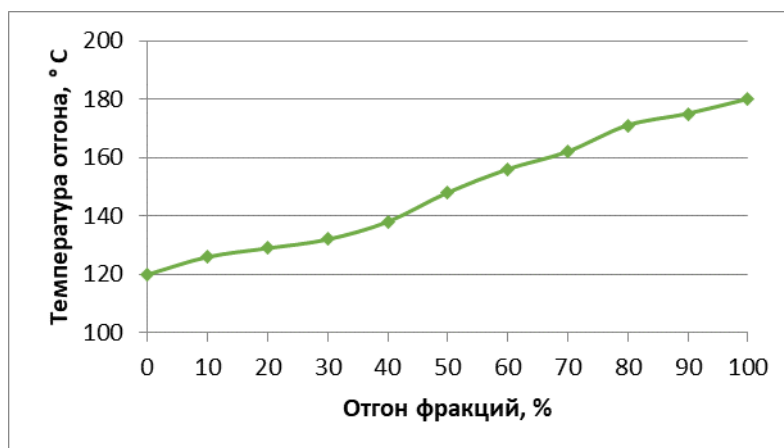
$$\operatorname{tg} \angle \text{ИТК} = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{70 - 10} \quad (10)$$

Температуры 10, 50 и 70%-ного отгона находятся непосредственно по кривой ИТК. По значениям тангенса угла наклона ИТК и температуре 50%-ного отгона находим на графике Обрядчикова-Смидович НОИ и КОИ (приложение 3). Недостатком графика является его низкая точность, связанная с температурой 50% выкипания.

Пример 1. Построить линию ОИ фракции 120-180°C, имеющей следующий фракционный состав:

Выход фракций, %	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Температура отгона, °C	120	126	129	132	138	148	156	162	171	175	180

1. Строим линию ИТК для имеющихся в таблице данных:



По кривой ИТК фракции 120-180°C находим следующие температуры:

$$t_{10\%}^{\text{ИТК}} = 126^\circ\text{C}; t_{50\%}^{\text{ИТК}} = 148^\circ\text{C}; t_{70\%}^{\text{ИТК}} = 162^\circ\text{C};$$

Рассчитываем тангенс угла наклона кривой ИТК:

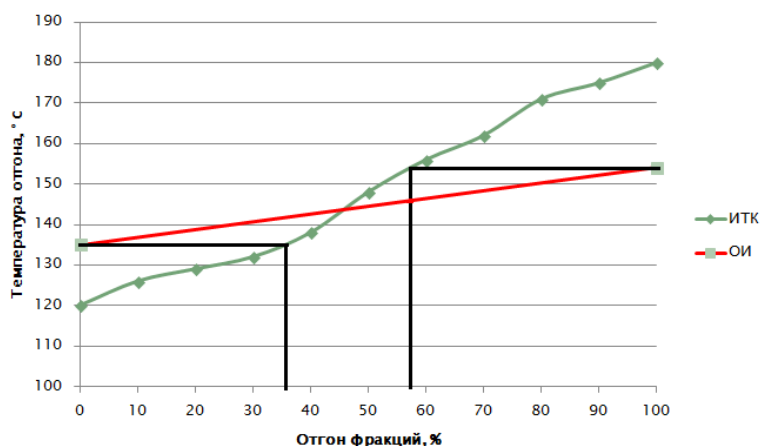
$$\text{tg}\angle\text{ИТК} = \frac{162 - 126}{70 - 10} = 0,60$$

На графике Обрядчикова-Смидович от абсциссы, отвечающей $\text{tg}\angle\text{ИТК}$ ведем вертикальную прямую вверх и вниз до пересечения с кривыми 50 %-ного выкипания. Полученные точки этих кривых проецируем на ось ординат, где и получаем процент отгона по кривой ИТК, соответствующие 0 % (НОИ) и 100% (КОИ) по ОИ.

В нашем примере:

$$0\% \text{ (НОИ)} = 35\% \text{ (ИТК)}; 100\% \text{ (КОИ)} = 57\% \text{ (ИТК)}.$$

После этого на графике, содержащем построенную кривую ИТК отмечаем полученные точки (НОИ, КОИ) и опускаем перпендикуляры до пересечения с кривой ИТК, из полученных таким образом точек опускаем перпендикуляры на оси температур, получая температуры ОИ при температурах НК и КК.



$$t_{\text{НК}}^{\text{ОИ}} = 135^\circ\text{C}; t_{\text{КК}}^{\text{ОИ}} = 154^\circ\text{C};$$

Соединив полученные точки, находим линию ОИ фракции 120-180°C при атмосферном давлении:

Пример 2. Для описанных в примере 1 условий определим температуру вывода жидкой фракции из колонны при парциальном давлении 0,17 МПа.

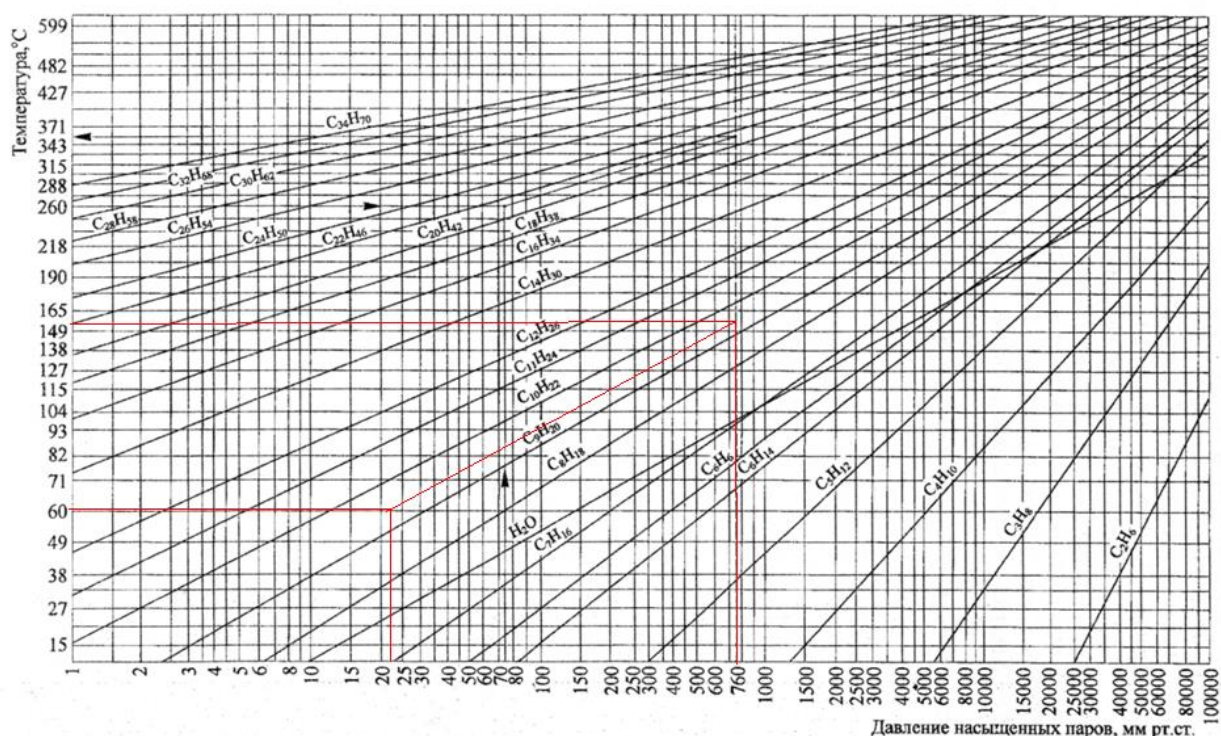
Решение:

Для решения этого задания нам понадобится номограмма (график) Кокса для определения давления насыщенных паров углеводородов и воды при различных температурах (приложение 2).

Используя график Кокса обращайте внимание на единицы измерения, в которых выражено давление. Поскольку в примере давление представлено в мм.рт.ст. переведем давление из МПа в мм.рт.ст.:

$$P = 0,17 \cdot 133,3 = 22,7 \text{ мм.рт.ст.}$$

На графике Кокса найдем точку пересечения температуры, соответствующей 100%-ому выходу по линии ОИ и давления, при котором была определена ОИ. Затем спустимся по кривой, на которой лежит определенная нами точка, до прямой заданного давления. Снимаем показания температуры, она соответствует температуре выхода жидкой фракции из колонны при заданном давлении.



Температура вывода боковых погоннов составляет 60° С

Задания для самостоятельного решения

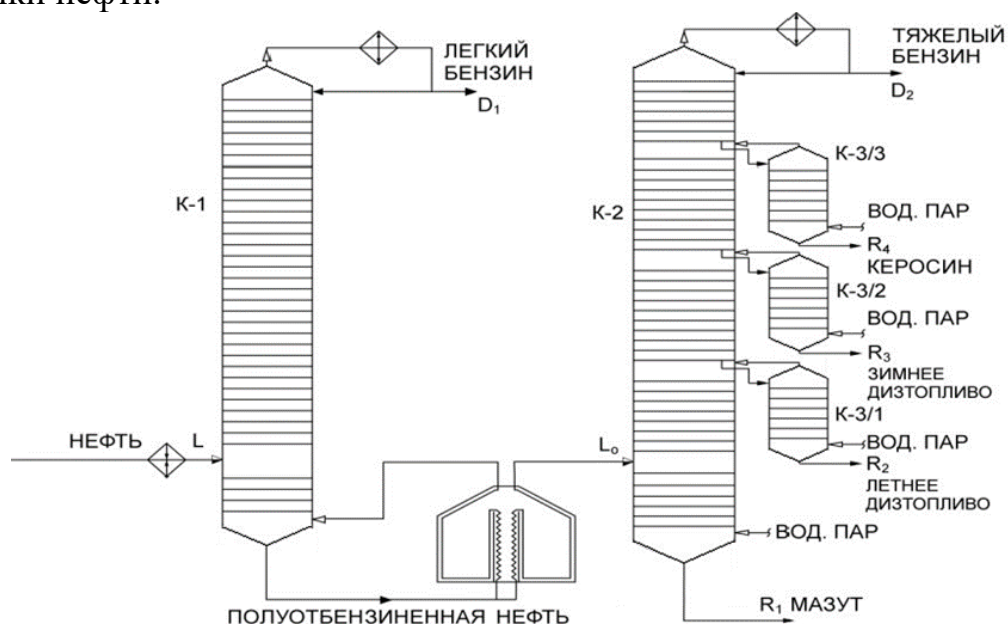
Задача 3. Построить линию ОИ фракции, имеющей следующий фракционный состав **А**. Определить температуру вывода жидкой фракции из колонны при парциальном давлении **В**.

№ варианта	А	В
1,11	Н.К- 272 °С, 10 % - 295 °С, 20 % - 311 °С, 30 % - 348 °С, 40 % - 367 °С, 50 % - 380 °С, 60 % - 401 °С, 70 % -414 °С, 80 % - 419 °С, 90 % - 422 °С, К.К. – 430 °С	0,1111 кгс/см ²
2,12	Н.К- 240 °С, 10 % - 252 °С, 20 % - 263 °С, 30 % - 274 °С, 40 % - 284 °С, 50 % - 296 °С, 60 % - 312 °С, 70 % -326 °С, 80	812 кгс/м ²

	% - 342 °C, 90 % - 360 °C, K.K. – 371 °C	
3,13	H.K- 230 °C, 10 % - 265 °C, 20 % - 289 °C, 30 % - 301 °C, 40 % - 332 °C, 50 % - 340 °C, 60 % - 356 °C, 70 % -361 °C, 80 % - 372 °C, 90 % - 390 °C, K.K. – 395 °C	950 кгс/м ²
4,14	H.K-210 °C, 10 % - 226 °C, 20 % - 240 °C, 30 % - 256 °C, 40 % - 268 °C, 50 % - 274 °C, 60 % - 295 °C, 70 % -299 °C, 80 % - 319 °C, 90 % - 327 °C, K.K. – 330 °C	948,3 кгс/м ²
5,15	H.K-220 °C, 10 % - 226 °C, 20 % - 230 °C, 30 % - 238 °C, 40 % - 242 °C, 50 % - 255 °C, 60 % - 267 °C, 70 % -280 °C, 80 % - 302 °C, 90 % - 312 °C, K.K. – 320 °C	0,0075 МПа
6,16	H.K-150 °C, 10 % - 155 °C, 20 % - 168 °C, 30 % - 178 °C, 40 % - 179 °C, 50 % - 185 °C, 60 % - 192 °C, 70 % -215 °C, 80 % - 224 °C, 90 % - 255 °C, K.K. – 260 °C	0,0087 МПа
7,17	H.K-90 °C, 10 % - 98 °C, 20 % - 110 °C, 30 % - 130 °C, 40 % - 136 °C, 50 % - 138 °C, 60 % - 150 °C, 70 % -160 °C, 80 % - 175 °C, 90 % - 186 °C, K.K. – 200 °C	8700 Па
8,18	H.K-80 °C, 10 % - 90 °C, 20 % - 115 °C, 30 % - 130 °C, 40 % - 140 °C, 50 % - 142 °C, 60 % - 160 °C, 70 % -169 °C, 80 % - 180 °C, 90 % - 200 °C, K.K. – 202 °C	0,0093 МПа
9,19	H.K-80 °C, 10 % - 90 °C, 20 % - 115 °C, 30 % - 130 °C, 40 % - 140 °C, 50 % - 142 °C, 60 % - 160 °C, 70 % -169 °C, 80 % - 180 °C, 90 % - 200 °C, K.K. – 202 °C	917 кгс/м ²
10,20	H.K-55 °C, 10 % - 95 °C, 20 % - 105 °C, 30 % - 130 °C, 40 % - 135 °C, 50 % - 139 °C, 60 % - 180 °C, 70 % -189 °C, 80 % - 191 °C, 90 % - 200 °C, K.K. – 210 °C	0,011 МПа

3 СОСТАВЛЕНИЕ МАТЕРИАЛЬНЫХ БАЛАНСОВ

Пример 3. Расчет материального баланса установки атмосферной (АТ) перегонки нефти.



Составим материальный баланс установки АТ мощностью 6 млн. т в год по нефти. В колонне К-1 предусмотрим отбор фракции легкого бензина 28-85°C, в основной сложной колонне фракций: тяжелого бензина 85-180°C, керосина 180-240°C, зимнего дизтоплива 240-290°C, летнего дизтоплива 290-350°C и мазута 350-К.К. Примем число рабочих дней в году 340 и составим материальный баланс отбензинивающей колонны К-1 и атмосферной колонны К-2.

Таблица 1- Отбор фракций из нефти

Фракции	Потенциальное содержание в нефти, % масс.	Доля отбора от потенциала	Фактический отбор, % масс.
Газы до С ₄	1,38	1,00	1,38
28 – 85°C	6,09	0,99	6,03
85 – 180°C	19,05	0,99	18,86
180 – 240°C	13,45	0,98	13,18
240 – 290°C	10,86	0,95	10,32
290 – 350°C	12,31	0,90	11,08
350 – К.К.	36,86	1,035	38,15
Потери	—	—	1,0
Итого	100,00	—	100,00

По данным табл.1 строим кривую ИТК нефти, определяем по ней потенциальное содержание отбираемых фракций. Далее принимаем на основании литературных данных долю отбора фракций и находим их

фактический отбор. Весь недобор фракций приплюсовываем к остатку - мазуту. Потери примем в количестве 1% масс. Результаты расчетов приведены в таблицах.

Таблица 2- Материальный баланс установки

Показатели	М	Выход			
		% масс.	т/ч	т/сутки	т/год
ПРИХОД:					
Нефть		100,0	735,294	17647,06	6000000
РАСХОД:					
Газ C ₁ -C ₄	—	1,38	10,147	243,53	82800
28 – 85°C	85	6,03	44,338	1064,12	361800
85 – 180°C	122	18,86	138,676	3328,24	1131600
180 – 240°C	168	13,18	96,912	2325,88	790800
240 – 290°C	210	10,32	75,882	1821,18	619200
290 – 350°C	260	11,08	81,471	1955,29	664800
350 – К.К.	387	38,15	280,515	6332,35	228900
Потери	—	1,0	7,353	176,47	60000
ИТОГО	—	100,00	735,294	17647,06	6000000

Таблица 3- Материальный баланс колонны К-1

Показатели	Условное обозначение	Выход на нефть, % масс.	Количество, кг/ч
ПРИХОД: нефть	L	100,00	735294
РАСХОД:			
Газ C ₁ -C ₄	—	1,38	10147
Бензин 28-85°C	D ₁	6,03	44338
Полуотбензиновая нефть	L ₀	91,95	673456
Потери	—	1,0	7353
ИТОГО	—	100,0	735294

Таблица 4 - Материальный баланс колонны К-2

Потоки	Условное обозначение	Выход, % масс.		Количество, кг/ч
		на нефть	на полуотбензиновую нефть	
ПРИХОД:				
Полуотбензиновая нефть (с учетом потерь)	L ₀	91,59	100,0	673456
РАСХОД:				
Бензин 85 – 180°C	D ₂	18,86	20,59	138676
Керосин	R ₄	13,18	14,39	96912
Зимнее дизтопливо	R ₃	10,32	11,27	75882
Летнее дизтопливо	R ₂	11,08	12,10	81471
Мазут	R ₁	38,15	41,65	280515
ИТОГО	—	91,59	100,0	673456

При составлении материальных балансов колонн К-1 и К-2 все потери по установке отнесем на полуотбензиновую нефть. Выход отдельных фракций в пересчете на полуотбензиновую нефть находим по формуле:

$$A' = \frac{A \times 100}{L_0}, \% \text{ масс.}$$

где А и А' – выход фракций соответственно на сырую и полуотбензиненную нефть, % масс.;

L_0 – выход полуотбензиненной нефти с учетом потерь, % масс.;

Задания для самостоятельного решения

Задача 4. Составить материальный баланс установки АТ мощностью А по нефти. Примем число рабочих дней в году В и составим материальный баланс отбензинивающей колонны К-1 и атмосферной колонны К-2. Данные по фракционному составу С. В колонне К-1 предусмотрим отбор фракций легкого бензина, в основной сложной колонне фракций: тяжелого бензина, керосина, дизтоплива, летнего дизтоплива и мазута.

Вариант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
А	200	220	230	250	280	290	300	320	350	380
В	300	310	320	300	310	315	330	320	310	315
1С	Фракции				Потенциальное содержание, %			Доля отбора от потенциального содержания		
	Метан				81,35			1,0		
	Газы C ₂ -C ₄				3,5			1,0		
	Бензиновая 100-140°С				2,27			1,15		
	Лигроиновая 140-180 °С				6,06			0,99		
	Керосиновая 180-220 °С				5,305			0,754		
	Дизельное топливо 220-350 °С				1,515			1,0		
	Потери				-			-		
Вариант	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
А	200	220	230	250	280	290	300	320	350	380
В	310	300	320	315	300	310	315	320	320	310
2С	Фракции				Потенциальное содержание, %			Доля отбора от потенциального содержания		
	Газы до C ₄				1,1			1,0		
	Бензиновая до 62 °С				4,1			0,89		
	62-85°С				2,4			0,88		
	85-120 °С				4,5			0,88		
	120-140 °С				3			0,89		
	140-180°С				6			0,89		
	Керосиновая 180-240 °С				9,5			0,88		
	Дизельное топливо 240-350°С				19			0,8		
	Мазут 350 °С -К.К.				49,4			1,025		
	Потери				-			-		

Примечание: Для вариантов 1-10 задание 1С общее; для вариантов 11-20 - 2С общее.

Приложение 1- Значения $f(T)$ для формулы Ашворта

Значения $f(T)$

Температура, °C	$f(T)$	Температура, °C	$f(T)$
-40	12,122	240	3,144
-30	11,363	250	3,031
-20	10,699	260	2,924
-10	10,031	270	2,821
0	9,448	280	2,724
10	8,914	290	2,630
20	8,421	300	2,542
30	7,967	310	2,456
40	7,548	320	2,375
50	7,160	330	2,297
60	6,800	340	2,222
70	6,660	350	2,150
80	6,155	360	2,082
90	5,866	370	2,005
100	5,595	380	1,952
110	5,343	390	1,891
120	5,107	400	1,832
130	4,885	410	1,776
140	4,677	420	1,721
150	4,480	430	1,668
160	4,297	440	1,618
170	4,124	450	1,569
180	3,959	460	1,521
190	3,804	470	1,476
200	3,658	480	1,432
210	3,519	490	1,339
220	3,387	500	1,348
230	3,263		

Приложение 2 – График Кокса

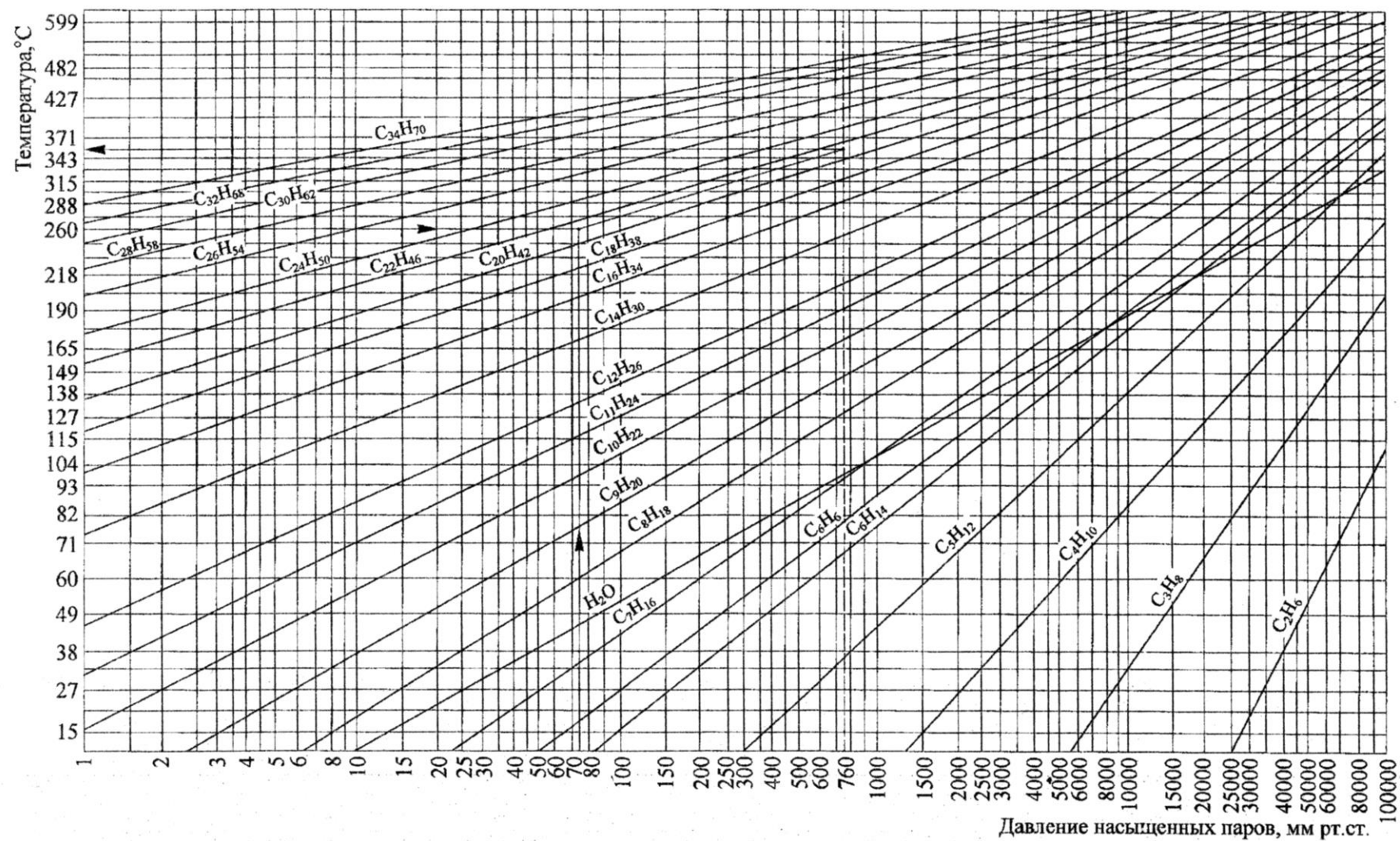
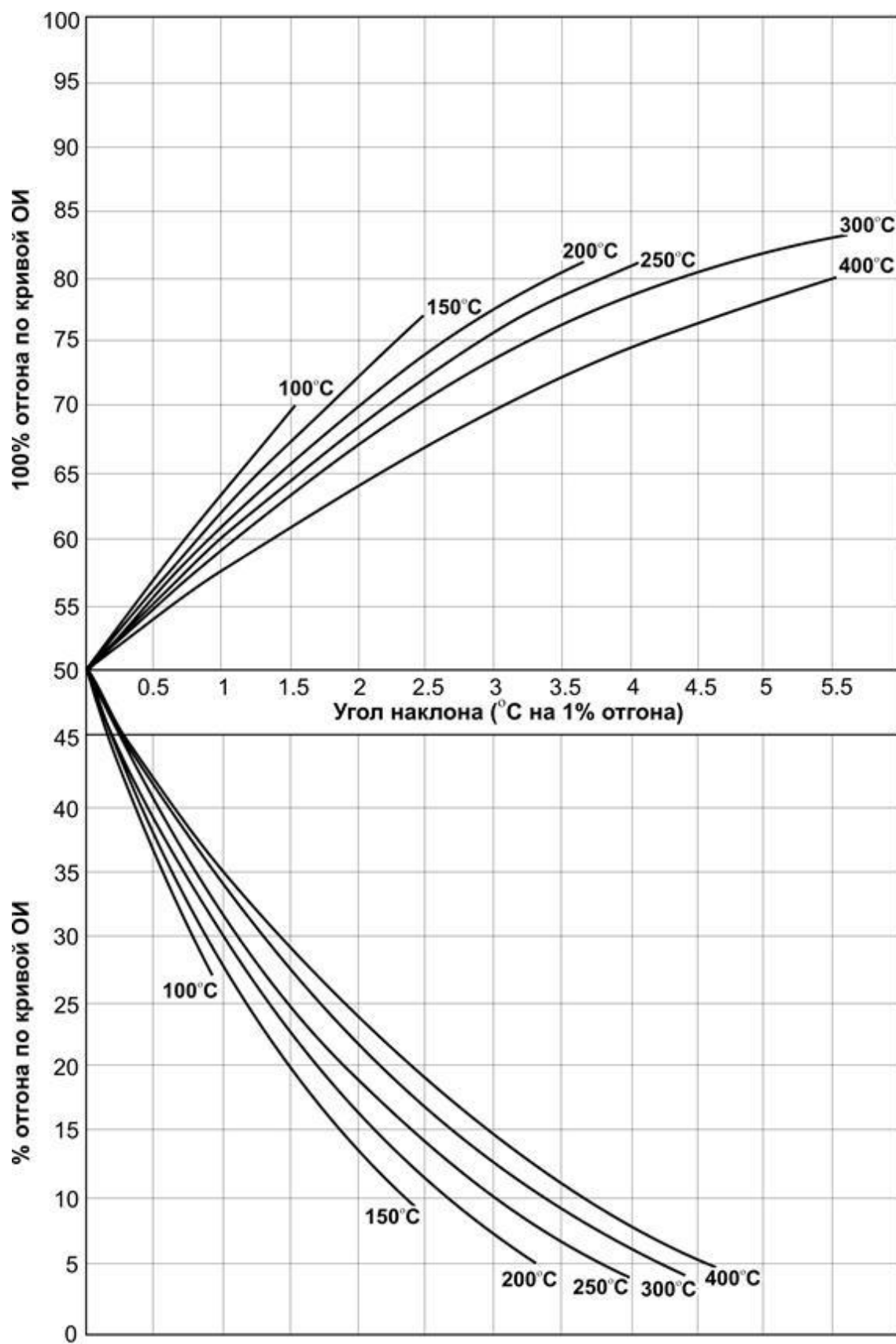


График Кокса для пересчета давления насыщенных паров с одной температуры на другую

Приложение 3 - График Обрядчикова-Смидович. Значение температур соответствуют 50% отгона нефтепродукта



РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. Ахметов С.А. Физико-химическая технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие. Ч.1. / С.А. Ахметов. - Уфа: Изд-во УГНТУ, 1996. - 279 с.
2. Трушкова, Л.В. Расчеты по химии и технологии нефти и газа. - учеб. пособие \ Под ред. Р. З. Магарила. Тюмень, ТюмГНГУ, 2001. - 76 с.
3. Сарданашвили А.Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А.Г. Сарданашвили, А.И. Львова. - М.: Химия, 1973. - 272 с.
4. Эмирджанов Р.Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии. / Р.Т. Эмирджанов, Р.А. Лемберанский. - М.: Химия, 1989. - 192 с.
5. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. / И.А. Александров - М.: Химия, 1979. - 280 с.
6. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. - М.: Химия, 1981. 352 с.
7. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Под ред. Е.Н.Судакова. - М.: Химия, 1979. - 569 с.
8. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под ред. Ю.И.Дытнерского. М.: Химия, 1983. - 272 с.
9. Справочник нефтепереработчика: Справочник / Под ред. Г.А. Ластовкина, Е.Д.Радченко и М.Г.Рудина. - Л.: Химия, 1986. - 648 с.
10. Вержичинская С.В. Химия и технология нефти и газа / С.В. Вержичинская: учеб. пособие. - М.: Форум, 2009. - 400 с.
11. Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа/ А.К. Мановян: учеб. пособие для вузов. - М.: Химия, 2001. - 568 с.

Выбор номера задания для контрольной работы.
Варианты и задачи для контрольной работы представлены ниже в
таблице

В процессе изучения курса «Химическая технология первичной переработки нефтепродуктов» студент-заочник должен выполнить контрольную работу. К выполнению контрольной работы можно приступить только после усвоения теоретической части материала и освоения методов расчета и решения примеров типовых задач, приведенных в данном пособии, по соответствующей теме. При выполнении задания нужно приводить весь ход решения и математические преобразования.

Каждый студент выполняет номер контрольного задания, соответствующий двум последним цифрам номера студенческого билета (таблица). Например, номер студенческого билета 98541, две последние цифры 41, им соответствует номер контрольного задания под номером 2 (согласно объяснениям, приведенным ниже таблицы), а, следовательно, студент в этом контрольном задании из задачи **1** должен выполнить вариант 2; из задачи **2** – вариант 19; из задачи **3** – вариант 11; из задачи **4** – вариант 16.

Таблица – Задачи и варианты в задании для контрольной работы

Последние цифры номера зачетной книжки*	№ задания	ЗАДАЧИ			
		1	2	3	4
		ВАРИАНТЫ			
X0	1	1	20	10	15
X1	2	2	19	11	16
X2	3	3	18	12	17
X3	4	4	17	13	18
X4	5	5	16	14	19
X5	6	6	15	15	20
X6	7	7	14	16	1
X7	8	8	13	17	2
X8	9	9	12	18	3
X9	10	10	11	19	4
Y0	11	11	10	20	5
Y1	12	12	9	1	6
Y2	13	13	8	2	7
Y3	14	14	7	3	8
Y4	15	15	6	4	9
Y5	16	16	5	5	10
Y6	17	17	4	6	11
Y7	18	18	3	7	12
Y8	19	1	2	8	13
Y9	20	2	1	9	14

*- где X – это любая цифра от 0 до 4; а Y – это любая цифра от 5 до 9

Контрольная работа должна быть аккуратно оформлена; для замечаний преподавателя нужно оставлять широкие поля; писать четко и ясно; номера, условия задач, в них цифровые данные варианта переписывать полностью и в том порядке, в каком они указаны в задачи. В конце работы следует дать список использованной литературы. Ссылки на используемую литературу оформляют в соответствии с ГОСТ Р 7.0.5–2008. Пример правильного оформления ссылок на учебники – в библиографическом списке рекомендуемой литературы. Работа должна быть датирована, подписана студентом и представлена в вуз для рецензирования.

Контрольная работа, выполненная не по своему варианту, преподавателем не рецензируется и не засчитывается как сданная.

Если контрольная работа не зачтена с первого раза, ее нужно выполнить повторно в соответствии с указаниями преподавателя и выслать на рецензирование вместе с не зачтенной работой. Исправления следует вносить в конце тетради, а не в рецензированном тексте.

Методические указания к контрольной работе для обучающихся
по направлению 18.03.01 Химическая технология
заочной формы обучения

**ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ
НЕФТЕПРОДУКТОВ**

Составители:
Жукова Ирина Юрьевна
Шубина Елена Николаевна
Собчинский Александр Иванович

Редактор:
Компьютерная обработка:

В печать ____ . ____ . 20 ____ г.
Формат 60Ч84/16. Объем ____ усл. п. л.
Тираж 2 экз. Заказ №. ____.

Издательский центр ДГТУ
Адрес университета и полиграфического предприятия:
344000, г. Ростов-на-Дону, пл. Гагарина, 1