

Казанский Федеральный Университет
Кафедра технологии нефти, газа и углеродных материалов Kazan
Federal University.

Department of oil & gas technology and carbon materials
Расчет атмосферно-вакуумной трубчатки нефти на примере
Западно-Сургутского месторождения
Calculation of atmospheric vacuum oil pipes using the example of
the Zapadno-Surgutskoye field

Гумметов Абрах Рустам оглы, Gummetov Amrakh¹

Валиев Динар Зинурович, Valiev Dinar Zinurovich²

Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich³

Кемалов Алим Фейзрахманович, Kemalov Alim Feizrahmanovich⁴

магистрант кафедры технологии нефти, газа и углеродных материалов¹

старший преподаватель кафедры технологии нефти, газа и углеродных материалов²

кандидат технических наук, доцент кафедры технологии нефти, газа и углеродных
материалов³

доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой технологии нефти, газа
и углеродных материалов⁴

Казанский (Приволжский) федеральный университет, Институт геологии и
нефтегазовых технологий, Казань, Россия

УДК 553.98. Шифр научной специальности ВАК: 1.4.12. «Нефтехимия»

E-mail: amrax.379@gmail.com

Аннотация: актуальность работы обусловлена ключевой ролью первичной перегонки нефти в нефтепереработке: от эффективности работы атмосферной и вакуумной колонн зависят чёткость фракционирования и энергозатраты. Цель статьи – проектный расчёт узла первичной перегонки нефти Западно-Сургутского месторождения на примере атмосферно-вакуумной трубчатки. Методы: инженерные расчёты ректификации с построением кривых ИТК и ОИ, определением парциальных давлений, энтальпий, гидравлического сопротивления тарелок. Результаты: составлены материальные балансы колонн К-1 и К-2, рассчитаны давления верха (0,291 и

0,218 МПа), температуры верха (98 и 124 °С), тепловые балансы (приход 171901 и 142028 кВт), определены диаметры (2,6 и 5,3 м) и высоты (40,8 и 45,6 м) колонн. Выводы: полученные параметры обеспечивают эффективное фракционирование; рекомендуется имитационное моделирование в Aspen HYSYS для оптимизации энергопотребления.

Abstract: the relevance of this work is due to the key role of primary oil distillation in refining, as the efficiency of atmospheric and vacuum columns determines fractionation sharpness and energy consumption. The aim is to perform a process design calculation of an atmospheric-vacuum unit for Zapadno-Surgutskoye crude oil. Methods include engineering distillation calculations using TBP and EFV curves, partial pressures, enthalpies, tray hydraulic resistance. Results: material balances for K-1 and K-2 columns are compiled; overhead pressures (0.291 and 0.218 MPa), overhead temperatures (98 and 124 °C), heat balances (inlet 171901 and 142028 kW) are calculated; diameters (2.6 and 5.3 m) and heights (40.8 and 45.6 m) are determined. Conclusions: the obtained parameters ensure efficient fractionation; further simulation in Aspen HYSYS is recommended to optimize energy consumption.

Ключевые слова: первичная переработка, ректификационная колонна, фракции нефти, перегонка, тепловой баланс, материальный баланс

Keywords: primary processing, distillation column, oil fractions, distillation, thermal balance, material balance

Введение (Introduction)

Нефть представляет собой многокомпонентную углеводородную систему сложного состава, включающую гомологические ряды парафиновых, нафтеновых и ароматических соединений, различающихся молекулярной массой и температурами кипения. Помимо углеводородов, в состав нефти входят гетероатомные соединения серы, кислорода и азота.

С целью получения целевых нефтепродуктов с заданными эксплуатационными характеристиками осуществляется разделение нефти на фракции. Первичные процессы переработки базируются на использовании

природного потенциала нефтяного сырья и обеспечивают получение дистиллятных фракций и полупродуктов, варьирующихся по ассортименту, выходу и качественным показателям.

В структуре нефтеперерабатывающих производств ключевая роль принадлежит процессам первичной перегонки нефти. Технологическая классификация различает перегонку с однократным, многократным и постепенным испарением.

Промышленная реализация базируется преимущественно на установках непрерывного действия, использующих принципы однократного и многократного испарения. Режим однократного испарения предполагает нагрев сырья до регламентированной температуры с последующим однократным разделением на жидкую и паровую фазы, при котором паровая фаза аккумулирует все низкокипящие компоненты, перешедшие в нее в условиях нагрева.

Технология многократного испарения при перегонке нефти характеризуется многоступенчатым нагревом сырья с промежуточным фазоразделением. Первая ступень нагрева обеспечивает испарение и отбор легкой бензиновой фракции. Остаток после отбензинивания подвергается вторичному нагреву до температур порядка 350°C, что позволяет перевести в паровую фазу и отобрать более широкий спектр дистиллятов, включая тяжелый бензин, керосиновые и дизельные фракции. Кубовый остаток данной стадии — мазут — служит сырьем для вакуумного блока, где из него выделяются масляные фракции, а остаточным продуктом является гудрон. Данный метод предполагает цикличное нагревание и разделение фаз с последующей ректификацией как паровой, так и жидкой фаз в колонном оборудовании.

Материалы и методы исследования (Materials and Methods)

Параметры для расчета ректификационной колонны К-1 представлены в таблице 1.

Таблица 1

Параметры для расчета ректификационной колонны К-1

Вариант	Расход обессоленной и обезвоженной нефти G, кг/ч	Плотность нефти, г/см ³	Температура ввода сырья t, °C	Давление питательной секции, МПа	Тип тарелки	Количество тарелок, шт	Ввод сырья на тарелку	Состав углеводородного сырья, % об.
15	977443	0,885	237	0,3	клапанные	23	на 11	H ₂ S-1,6 CH ₄ -1,9 C ₂ H ₆ -6,3 C ₃ H ₈ -37,2 iC ₄ H ₁₀ -13,7 nC ₄ H ₁₀ -24,9 iC ₅ H ₁₂ -7,3 nC ₅ H ₁₂ -5,3 C ₆ H ₁₄ -1,8

Данные ИТК западно-сургутской нефти представлены в таблице 2.

Таблица 2

Данные ИТК западно-сургутской нефти

№ п/п	Температура кипения, °C	Выход на нефть, %	
		отдельной фракции	суммарный
1	Газ	1,07	1,07
2	28-64	2,03	3,1
3	64-94	2,29	5,39
4	94-117	2,32	7,71
5	117-140	2,39	10,1
6	140-162	2,41	12,51
7	162-185	2,41	14,92
8	185-203	2,49	17,41
9	203-218	2,49	19,9
10	218-240	2,49	22,39
11	240-260	2,98	25,37
12	260-278	2,7	28,07
13	278-296	2,75	30,82
14	296-312	2,7	33,52
15	312-330	2,7	36,22
16	330-345	2,75	38,97
17	345-354	2,72	41,69
18	354-372	2,63	44,32

19	372-390	2,8	47,12
20	390-408	2,8	49,92
21	408-426	2,8	52,72
22	426-446	2,8	55,52
23	446-470	2,84	58,36
24	470-490	3,19	61,55
25	Остаток	38,45	100
	Итого	100,00	

РЕЗУЛЬТАТЫ (RESULTS)

1 Материальный баланс колонны К-1

Таблица 3

Материальный баланс колонны К-1

Наименование продукта	Выход, % масс.	Производительность, G	
		кг/ч	кг/с
Приход			
1 Обессоленная и обезвоженная нефть	100,00	977443,00	271,51
Итого	100,00	977443,00	271,51
Расход			
1 Углеводородный газ	1,07	10458,64	2,91
2 Бензиновая фракция (н.к. – 85 °С)	2,29	22383,44	6,22
3 Полуотбензиненная нефть	96,64	944600,92	262,38
Итого	100,00	977443,00	271,51

2 Выбор давления в колонне К-1

Определяем давление верха колонны К-1 по формуле

$$p_{\text{верх}} = p_i - n \cdot \Delta p,$$

где p_i – давление питательной секции колонны, МПа;

n – число тарелок от питательной секции до места вывода фракции;

Δp – гидравлическое сопротивление тарелки, МПа, принимает из справочных данных равным 0,0008 МПа.

Подставляя исходные данные, получаем

$$p_{\text{верх}} = 0,3 - 11 \cdot 0,0008 = 0,291 \text{ МПа.}$$

3 Определение температурного режима колонны К-1

Строим ИТК нефти на основании данных разгонки нефти Западно-Сургутского месторождения (табл.3).

Определяем по кривой ИТК нефти температуры выкипания 10%, 50%, 70%

$$t_{10\%} = 105 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_{50\%} = 300 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_{70\%} = 365 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Определяем угол наклона кривой ИТК нефти по формуле

$$A = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{60},$$

где $t_{70\%}$, $t_{10\%}$ - температура выкипания 70%, 10% отгонка по ИТК.

Подставляя исходные данные, получаем

$$A = \frac{365 - 105}{60} = 4.333$$

Определяем по графику Обрядчикова и Смидович

0 % отгона по ОИ соответствует 5%,

100% отгона по ОИ соответствует 80%.

Строим ОИ нефти по 0,1 МПа. Определяем температуру, которая соответствует точке пересечения ИТК и ОИ при 0,1 МПа

$$t_{\text{Л.Р.С.}} = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Определяем по графику Кокса температуру при заданном давлении в питательной секции $\pi = 0,291$ МПа

$$t = 180 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Определяем долю отгона e , при температуре ввода $237 \text{ }^{\circ}\text{C}$ и давлении $0,291$ МПа

$$e = 0,23.$$

Строим ИТК фракции (н.к. – $85 \text{ }^{\circ}\text{C}$).

Данные ИТК фракции

Пределы выкипания узких фракций, °С	Выход, % масс.		
	на нефть	на фракцию	суммарный
28-64	2,03	46,99	46,99
65-85	2,29	53,01	100,00
Итого	2,77	100,00	

Определяем по кривой ИТК температуры выкипания 10%, 50%, 70% фракции (н.к. – 85) °С

$$t_{10\%} = 37 \text{ °С}$$

$$t_{50\%} = 65 \text{ °С}$$

$$t_{70\%} = 70 \text{ °С}$$

Определяем угол наклона кривой ИТК фракций (н.к. – 85) °С по формуле

$$A = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{60}$$

где $t_{70\%}$, $t_{10\%}$ - температура выкипания 10%, 70% отгонка по ИТК.

Подставляя исходные данные, получаем

$$A = \frac{70 - 37}{60} = 0,55$$

Определяем по графику Обрядчикова и Смидович

0% отгона по ОИ соответствует 31%

100% отгона по ОИ соответствует 58%

Строим ОИ фракций (н.к. – 85) °С при 0,1 МПа. Определяем температуру, которая соответствует точке пересечения кривой ИТК и ОИ при 0,1 МПа

$$t_{\text{Л.Р.С.}} = 59 \text{ °С}$$

Определяем парциальное давление верха колонны по формуле

$$P_{\text{верх}} = \pi_{\text{верх}} \cdot \frac{\frac{G_{\text{б}} \cdot G_{\text{о.оп}}}{M_{\text{б}}}}{\frac{G_{\text{б}} \cdot G_{\text{о.оп}}}{M_{\text{б}}} + \frac{G_{\text{г}}}{M_{\text{г}}}}$$

где $\pi_{\text{верх}}$ - давление верха колонны К – 1, МПа;

G_6 - массовый расход фракции (н.к. – 85) °C, кг/с;

$G_{o.op.}$ - массовый расход острого орошения, кг/с;

G_r - массовый расход углеводородного газа, кг/с;

M_6 - молекулярная масса фракции (н.к. – 85) °C;

M_r - молекулярная масса углеводородного газа.

Определяем массовый расход по формуле

$$G_{o.op.} = G_6 * N,$$

где G_6 - массовый расход фракции (н.к. – 85) °C, кг/с;

N - флегмовое число, принимаем 2.

Подставляя исходные данные, получаем

$$G_{o.op.} = 6,22 * 2 = 12,44 \text{ кг/с.}$$

Определяем молекулярную массу фракции (н.к. – 85) °C по формуле
Войнова

$$M_6 = 60 + 0,3 * t_{cp} + 0,001 * t_{cp}^2,$$

где t_{cp} - средняя температура кипения фракции (н.к. – 85), °C.

Подставляя исходные данные, получаем

$$t_{cp} = \frac{28 + 85}{2} = 56,5 \text{ °C}$$

$$M_6 = 60 + 0,3 * 56,5 + 0,001 * 56,5^2 = 80,14$$

Определяем молекулярную массу углеводородного газа.

Таблица 5

Пересчет состава углеводородного газа в массовые %

Компонент	Молекулярная масса	Мольная (объемная) доля	$M_i * y_i$	Массовая доля $x_i = \frac{M_i * y_i}{\sum M_i * y_i}$
H ₂ S	34	0,016	0,54	0,011
CH ₄	16	0,019	0,30	0,006
C ₂ H ₆	30	0,063	1,89	0,039
C ₃ H ₈	44	0,372	16,37	0,338
iC ₄ H ₁₀	58	0,137	7,95	0,164
nC ₄ H ₁₀	58	0,249	14,44	0,298
iC ₅ H ₁₂	72	0,073	5,26	0,109
nC ₅ H ₁₂	72	0,053	0,11	0,002
C ₆ H ₁₄	86	0,018	1,55	0,032
Итого		1,000	48,41	1,000

Подставляя исходные данные, получаем давление верха колонны К-1

$$P_{\text{верх}} := \pi_{\text{верх}} \cdot \frac{\frac{G_6 \cdot G_{0.0p}}{M_6}}{\frac{G_6 \cdot G_{0.0p}}{M_6} + \frac{G_T}{M_T}} = 0.289 \text{ МПа}$$

Определяем по графику Кокса температуру при парциальном давлении верха колонны К-1 при давлении верха 2167 мм.рт.ст.

$$t_{\text{верх}} = 98 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

4 Тепловой баланс колонны К-1

Определяем приход тепла с паровой части сырья по формуле

$$Q_1 = G \cdot I_{\text{тн}} \cdot e,$$

где G – массовый расход обессоленной и обезвоженной нефти, кг/с;

$I_{\text{тн}}$ – энтальпия паров обессоленной и обезвоженной нефти при температуре ввода сырья, кДж/кг;

e – доля отгона.

Определяем относительную плотность нефти по формуле

$$\rho_{288}^{288} = \rho_{277}^{293} + 5 \alpha,$$

где ρ_{277}^{293} – относительная плотность нефти;

α – поправочный коэффициент (определяется по приложению 1 А.Г.

Сарданашвили, с.214)

Подставляя сходные данные, получаем

$$\rho_{288}^{288} = 0,885 + 5 * 0,000897 = 0,889$$

Определяем энтальпию нефти и отдельных фракций по формуле

$$I(i) = \frac{I_{(i)(\text{max})} - I_{(i)(\text{min})}}{50} * \Delta + I_{(\text{min})},$$

где $I(i) \text{ max}$ – максимальное значение энтальпии нефти при меньшей плотности, кДж/кг;

$I(i) \text{ min}$ – минимальное значение энтальпии нефти при большей плотности, кДж/кг;

Δ – разность плотностей.

Определяем энтальпию паров обессоленной и обезвоженной нефти

$$\Delta = (0,900 - 0,889) * 1000 = 11$$

$$I_{503} = (779,62 - 762,5) * 11/50 + 762,5 = 766,27 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_1 = 271,51 * 766,27 * 0,23 = 47851,49 \text{ кВт}$$

Определяем приход тепла с жидкой частью сырья по формуле

$$Q_2 = G \cdot i_{\text{н}} (1 - e),$$

где G – массовый расход обессоленной и обезвоженной нефти, кг/с;

$i_{\text{н}}$ – энтальпия обессоленной и обезвоженной нефти при температуре ввода сырья, кДж/кг;

e – доля отгона.

Определяем энтальпию жидкой обессоленной и обезвоженной нефти

$$I_{503} = (518,24 - 5,3,67) * 11/50 + 503,67 = 605,88 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_2 = 122,18 * 605,88 * 0,77 = 57000,34 \text{ кВт}$$

Определяем приход тепла с острым орошением по формуле

$$Q_{\text{o.ор}} = G_{\text{o.ор}} i_{\text{t o.ор}},$$

где $G_{\text{o.ор}}$ массовый расход острого орошения, кг/с;

$i_{\text{t o.ор}}$ – энтальпия острого орошения, принимаем температуру острого орошения 40°C , кДж/кг.

Определяем относительную плотность фракции (нк-85) $^\circ\text{C}$ по формуле

$$\rho_{288}^{288} = \rho_{277}^{293} + 5 \alpha, (3, \text{с.10})$$

где ρ_{277}^{293} – относительная плотность фракции (нк-85) $^\circ\text{C}$ ($\rho_4^{20} = 0,650$);

α – поправочный коэффициент.

Подставляя исходные данные, получаем

$$\rho_{288}^{288} = 0,650 + 5 * 0,000897 = 0,655$$

Определяем энтальпию острого орошения

$$\Delta = (0,750 - 0,655) * 1000 = 9,5$$

$$i_{313} = (83,90 - 81,06) * 9,5/50 + 81,06 = 81,6 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_{\text{o.ор}} = 12,44 * 81,6 = 1015,11 \text{ кВт}$$

Определяем общий приход тепла в колонну по формуле

$$Q_{\text{прих}} = Q_1 + Q_2 + Q_{\text{о.ор.}},$$

Подставляя исходные данные, получаем

$$Q_{\text{прих}} = 47851,49 + 57000,34 + 1015,11 = 105866,94 \text{ кВт}$$

Определяем расход тепла с дистиллятом по формуле

$$Q_3 = G_6 \cdot I_{\text{тд}},$$

где G_6 – массовый расход бензиновой фракции (нк-85)⁰С, кг/с;

$I_{\text{тд}}$ - энтальпия фракции (нк-85)⁰С при температуре верха колонны К-1, кДж/кг.

Определяем энтальпию фракции (нк-85) ⁰С

$$I_{371} = (550,02 - 536,96) \cdot 11/50 = 521,52 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_3 = 6,22 \cdot 521,52 = 3243,85 \text{ кВт}$$

Определяем расход тепла с углеводородным газом по формуле

$$Q_4 = G_{\text{у/г}} \cdot I_{\text{у/г}},$$

где $G_{\text{у/г}}$ - массовый расход углеводородного газа, кг/с;

$I_{\text{у/г}}$ - энтальпия углеводородного газа при температуре верха колонны К-1, кДж/кг.

Таблица 6

Энтальпия углеводородного газа

Компоненты	Массовая доля, x_i	Теплосодержание I , кДж/кг	$I \cdot x_i$
H ₂ S	0,011	3435,8000	37,79
CH ₄	0,006	229,6120	1,38
C ₂ H ₆	0,039	186,1197	7,26
C ₃ H ₈	0,338	178,7872	60,43
iC ₄ H ₁₀	0,164	181,5945	29,78
nC ₄ H ₁₀	0,298	181,5945	54,11
iC ₅ H ₁₂	0,109	181,4269	19,77
n C ₅ H ₁₂	0,002	181,4269	0,36
C ₆ H ₁₄	0,032	181,7202	5,81
Итого	1,000		216,69

Определяем теплосодержание компонентов

$$Q_4 = 2,9 \cdot 216,69 = 628,40 \text{ кВт}$$

Определяем расход тепла с полуотбензиненной нефтью по формуле

$$Q_5 = G_{\text{п.он}} \cdot i_{\text{т п.он}},$$

где $G_{\text{п.он}}$ – массовый расход полуотбензиненной нефти, кг/с;

$i_{\text{т п.он}}$ – энтальпия полуотбензиненной нефти при температуре низа колонны, кДж/кг.

Принимаем температуру низа колонны К-1 260 °С.

Определяем относительную плотность по формуле

$$\rho_{288}^{288} = \rho_{277}^{293} + 5\alpha,$$

где ρ_{277}^{293} – относительная плотность ($\rho_4^{20} = 0,885$);

α – поправочный коэффициент.

Подставляя исходные данные, получаем

$$\rho_{288}^{288} = 0,885 + 5 \cdot 0,000673 = 0,889$$

Определяем энтальпию полуотбензиненной нефти

$$i_{533} = 589,41 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_5 = 262,38 \cdot 589,41 = 154649,4 \text{ кВт}$$

Определяем расход тепла с острым орошением по формуле

$$Q_6 = G_{\text{о.ор}} \cdot I_{\text{то.ор}},$$

где $G_{\text{о.ор}}$ – массовый расход острого орошения, кг/с;

$I_{\text{то.ор}}$ – энтальпия острого орошения при температуре верха колонны, кДж/кг ($I_{\text{то.ор}} = I_{\text{тд}}$).

Подставляя исходные данные, получаем

$$Q_6 = 12,44 \cdot 589,41 = 7332,26 \text{ кВт}$$

Определяем общий расход тепла по формуле

$$Q_{\text{расх}} = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6$$

$$Q_{\text{расх}} = 3243,85 + 628,40 + 154649,4 + 7332,26 = 165853,91 \text{ кВт}$$

Определяем приход тепла вносимой горячей струей по формуле

$$Q_7 = Q_{\text{расх}} - Q_{\text{прих}}$$

$$Q_7 = 165853,91 - 105866,94 = 59716,97 \text{ кВт}$$

Результаты расчета сводим в таблицу 7.

Тепловой баланс колонны К-1

Наименование	Расход потока G, кг/с	Темпера- тура T, К	Плотность	Энтальпия I(i) кДж/кг	Количество теплоты Q, кВт
Приход					
1 с сырьем					
1.1 в паровой фазе	149,33	503	0,889	766,27	47851,49
1.2 в жидкой фазе	122,18	503	0,889	605,88	57000,34
2 с острым орошением	12,44	313	0,665	589,41	7332,26
3 с «горячей струей»					59716,97
Итого	283,95				171901,06
Расход					
1 с углеводородным газом	2,91	371		216,69	628,41
2 с бензиновой фракцией (н.к.-85)	6,22	371	0,665	521,52	6243,85
3 с полуотбензиненной нефтью	262,38	533	0,889	589,41	159331,55
4 с острым орошением	12,44	371	0,665	81,63	5697,26
Итого	283,95				171901,06

5 Расчет основных конструктивных размеров колонны К-1

Определяем диаметр верхней части колонны К-1 питательной секции по формуле

$$D = 1,128 * \sqrt{\frac{V_{\text{п}}}{W}},$$

где $V_{\text{п}}$ - объем паров, м³/с;

W – допустимая скорость паров, м/с.

Определяем объем паров, проходящих через поперечное сечение аппарата в единицу времени по формуле

$$V_{\text{п}} = 22,4 \cdot \frac{(t + 273) \cdot \pi_0}{273 \cdot \pi_{\text{верх}}} \cdot \left(\frac{G_{\text{б}}}{M_{\text{б}}} + \frac{G_{\text{о.ор}}}{M_{\text{б}}} + \frac{G_{\text{г}}}{M_{\text{г}}} \right),$$

где $G_{\text{б}}$ – массовый расход бензиновой фракции (нк-85) °С, кг/с;

$G_{\text{о.ор}}$ – массовый расход острого орошения, кг/с;

$M_{\text{б}}$ - молекулярная масса бензина;

$G_{\text{г}}$ - массовый расход углеводородного газа, кг/с;

M_r - молекулярная масса углеводородного газа, кг/с

π_0 - атмосферное давление, МПа, ($\pi_0 = 0,1$ МПа);

$\pi_{\text{верх}}$ - давление верха колонны К-1, МПа;

t – температура верха колонны К-1, °С.

Подставляя исходные данные, получаем

$$V_{\text{п}} := 22.4 \cdot \frac{(t + 273) \cdot \pi_0}{273 \cdot \pi_{\text{верх}}} \cdot \left(\frac{G_{\text{б}}}{M_{\text{б}}} + \frac{G_{\text{о.ор}}}{M_{\text{б}}} + \frac{G_r}{M_r} \right) = 3.051 \quad \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Определяем скорость паров по формуле

$$W = \frac{0,305K}{3600} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}},$$

где K – коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками и условий ректификации (определяется по рис. 21 А.Г. Сарданашвили, с. 55);

$\rho_{\text{ж}}$ – плотность бензиновой фракции (н.к. – 85)°С при температуре верха колонны, кг/м³;

$\rho_{\text{п}}$ – плотность паров, кг/м³.

Определяем плотность бензиновой фракции (н.к. – 85)°С при температуре верха колонны К-1 по формуле

$$\rho_{\text{ж}}^T = [\rho_{277}^{293} - \alpha(T - 293)] \cdot 1000,$$

где ρ_{277}^{293} – относительная плотность бензиновой фракции (н.к. – 85)°С;

T – температура верха колонны, К.

Подставляя исходные данные, получаем

$$\rho_{\text{ж}} := [\rho_{20} - \alpha(T - 293)] \cdot 1000 = 594.034 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Определяем плотность паров при температуре верха колонны К-1 по формуле

$$\rho_{\text{п}} = \frac{G_{\text{б}} + G_{\text{ор.}} + G_{y/v.z.}}{V_{\text{с}}},$$

где $G_{\text{б}}$ – массовый расход бензиновой фракции (нк-85)°С, кг/с;

$G_{\text{о.ор}}$ – массовый расход острого орошения, кг/с;

$G_{y/газ}$ - массовый расход углеводородного газа, кг/с.

Подставляя исходные данные, получаем

$$\rho_{\Pi} := \frac{G_6 + G_{o.op} + G_r}{V_{\Pi}} = 7.067 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$
$$W := \frac{0.305 \cdot K}{3600} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{\Pi}}{\rho_{\Pi}}} = 0.695 \quad \frac{\text{м}}{\text{с}}$$
$$D := 1.128 \cdot \sqrt{\frac{V_{\Pi}}{W}} = 2.363 \quad \text{м} \quad D := 2 \quad \text{м}$$

Если найденный диаметр не совпадает со значением, данным в ГОСТ, принимаем ближайший диаметр. Принимаем диаметр колонны 2,6 м.

Определяем высоту колонны К-1 по формуле

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6,$$

где h_1 – расстояние от верхнего днища до верхней тарелки концентрационной части, м; h_2 – высота, занимаемая тарелками концентрационной части, м;

h_3 – высота питательной секции, м;

h_4 – высота, занимаемая тарелками отгонной части, м;

h_5 – расстояние между нижним днищем и нижней тарелкой отгонной части, м;

h_6 – высота юбки, м.

Определяем высоту от верхнего днища до верхней тарелки концентрационной части по формуле

$$h_1 = 0,5 \cdot D + 0,2,$$

где D – диаметр верха колонны, м.

Подставляя исходные данные, получаем

$$h_1 = 0,5 \cdot 2,6 + 0,2 = 1,5 \text{ м}$$

Определяем высоту, занимаемую тарелками концентрационной части, по формуле

$$h_2 = (n_{т.к} - 1) \cdot a,$$

где $n_{т.к}$ – число тарелок в концентрационной части;

a – расстояние между тарелками, принимаем 0,6 м.

Подставляя исходные данные, получаем

$$h_2 = (11 - 1) \cdot 0,6 = 6 \text{ м}$$

Определяем высоту питательной секции по формуле

$$h_3 = 3 \cdot a.$$

Получаем

$$h_3 = 3 \cdot 0,6 = 1,8 \text{ м.}$$

Определяем высоту, занимаемую тарелками отгонной части по формуле

$$h_4 = (n_{т.о} - 1) \cdot a,$$

где $n_{т.о}$ – число тарелок отгонной части;

a – расстояние между тарелками, м.

Получаем

$$h_4 = (10 - 1) \cdot 0,6 = 5,4 \text{ м.}$$

Определяем высоту от нижнего днища до нижней тарелки отгонной части по формуле

$$h_5 = \frac{R \cdot 60 \cdot h_{ж}}{0,785 \cdot D^2 \cdot \rho_{ж}^t} + 1,$$

где R – массовый расход полуотбензиненной нефти, кг/с;

$h_{ж}$ – запас жидкости (принимают, исходя из 5-10 – минутного запаса продукта внизу колонны, необходимо для нормальной работы насоса),
принимаем 5 минутный запас, мин.;

D – диаметр колонны, м;

$\rho_{ж}^t$ – плотность полуотбензиненной нефти при температуре низа колонны, кг/м³.

Определяем плотность полуотбензиненной нефти по формуле

$$\rho_{жс}^T = [\rho_{277}^{293} - \alpha(T - 293)] \cdot 1000,$$

где ρ_{277}^{293} – относительная плотность полуотбензиненной нефти;

T – температура ввода сырья, К.

Подставляя исходные данные, получаем

$$\rho_{ж.} := [0.885 - 0.000897 \cdot (533 - 293)] \cdot 1000 = 669.72 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$h_5 = \frac{262,38 \cdot 60 \cdot 5}{0,785 \cdot 2,6^2 \cdot 669,72} = 22,1 \text{ м}$$

Высоту юбки принимаем из практических данных, равную 4 м.

Общая высота колонны К-1 равна

$$H = 1,5 + 6 + 1,8 + 5,4 + 22,1 + 4 = 40,8 \text{ м}$$

6 Материальный баланс колонны К-2

Таблица 8

Материальный баланс колонны К-2

Наименование продукта	Выход, % масс.	Производительность, G	
		кг/ч	кг/с
Приход			
1 Отбензиненная нефть	100,00	977443,00	271,51
Итого	100,00	977443,00	271,51
Расход			
1 Фракция 105-140°С	4,44	43398,47	12,06
2 Фракция 140-180°С	8,95	87481,15	24,30
3 Фракция 180-230°С	11,60	113383,39	31,50
4 Фракция 230-280°С	12,86	125699,17	34,92
5 Фракция 280-350°С	25,28	247097,59	68,64
6 Мазут	36,87	360383,23	100,11
Итого	100,00	977443,00	271,51

7 Выбор давления колонны К-2

Для расчета температуры верха колонны К-2 предварительно рассчитываем давление в зоне вывода паров по формуле

$$P_B = P_{BX} - \frac{133,3 \cdot n \cdot \Delta P}{10^6},$$

где P_B – давление в зоне вывода паров, МПа;

P_{BX} – давление в зоне ввода сырья, МПа;

n – число тарелок в концентрационной секции;

ΔP – перепад давления на одну тарелку, мм рт. ст.

Принимаем число тарелок $n = 40$ и перепад на одной тарелке $\Delta P = 8$ мм. рт. ст.

$$P_B = 0,250 - 133,3 \cdot 10^{-6} \cdot 40 \cdot 8 = 0,218003 \text{ МПа.}$$

8 Определение температурного режима колонны К-2

Количество водяного пара, выводимого через верх колонны, определяем по формуле

$$G_{ВП} = G_{ДТ} \cdot U_{ДТВП} + G_L \cdot U_{ЛВП},$$

где $G_{ВП}$ – количество водяного пара, выводимого через верх К-2, кг/с;

$G_{ДТ}$ – количество дизельной фракции, кг/с;

$U_{ДТВП}$ – массовая доля водяного пара, подаваемого в отпарную колонну дизельного топлива;

G_L – количество сырья, кг/с;

$U_{ЛВП}$ – массовая доля водяного пара, подаваемого в низ К-2.

Принимаем массовые доли водяного пара $u_{ДТВП} = 0,01$; $u_{ЛВП} = 0,01$.

$$G_{ВП} = 103,56 \cdot 0,01 + 271,51 \cdot 0,01 = 3,75 \text{ кг/с.}$$

Количество острого орошения рассчитываем по формуле

$$G_O = F_O \cdot G_B,$$

где G_O – количество острого орошения, кг/с;

F_O – кратность острого орошения;

G_B – количество бензина, кг/с.

Принимаем кратность орошения $F_O = 2$.

$$G_O = 2 \cdot 36,36 = 72,72 \text{ кг/с}$$

Производим расчет парциального давления углеводородов P_y и водяного пара $P_{ВП}$ с учетом количества орошения и водяных паров по формулам

$$P_y = \frac{\frac{G_B + G_O}{M_B}}{\frac{G_B + G_O}{M_B} + \frac{G_{ВП}}{M_{ВП}}} \cdot P_B,$$

$$P_{ВП} = P_B - P_y,$$

где M_B – молекулярная масса бензиновой фракции, кг/кмоль;

$M_{ВП}$ – молекулярная масса водяного пара, кг/кмоль.

$$P_y = \frac{\frac{36,36+72,72}{106} \cdot 0,218}{\frac{36,36+72,72}{106} + \frac{3,75}{18}} = 0,18 \text{ МПа},$$

$$P_{\text{ВП}} = 0,218 - 0,18 = 0,038 \text{ МПа}.$$

Определяем по графику Кокса температуру при парциальном давлении верха колонны К-2 при давлении верха 1350 мм.рт.ст.

$$t_{\text{верх}} = 124 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

9 Тепловой баланс колонны К-2

Результаты расчета теплового баланса колонны К-2 представлен в таблице 2.

Таблица 2

Тепловой баланс колонны К-2

Наименование	Расход потока G, кг/с	Плотность	Температура t, °C	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кДж/с
Приход					
Отбензиненная нефть	131,843	0,888	360	1004,140	132388,659
Орошение	47,201	0,754	40	80,692	3808,745
Водяной пар	1,782	-	360	3271,888	5830,584
Итого	180,826				142027,989
Расход					
Дистиллят	70,801	0,754	129,8	600,763	42534,821
Керосин	0,000	0,835	170	366,978	0,000
Дизельное топливо	46,36	0,84	298,06	714,24	33111,87
Мазут	61,88	0,91	340,00	806,69	49920,14
Водяной пар	1,78	-	129,75	2741,00	4884,53
Итого	180,83				130451,36

10 Расчет основных конструктивных размеров колонны К-2

Определяем допустимую скорость паров в колонне по формуле

$$u_{\text{доп}} = \frac{0,305}{3600} \cdot K \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}},$$

где K – коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками и типа контактирующего устройства;

$\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{п}}$ – абсолютная плотность жидкости и паров, кг/м³.

Принимаем расстояние между тарелками K = 1000.

Рассчитываем абсолютную плотность жидкости по формуле

$$\rho_{\text{ж}} = \rho - \alpha \cdot (t - 20),$$

где ρ – относительная плотность нефтепродукта;

α – температурная поправка плотности на один градус.

$$\rho_{\text{ж}} := [\rho_{20} - \alpha \cdot (T - 293)] \cdot 1000 = 638.84 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Рассчитываем абсолютную плотность паров по формуле:

$$\rho_{\text{п}} := \frac{G_{\text{б}} + G_{\text{о.ор}} + G_{\text{вп}}}{V_{\text{п}}} = 7.046 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Подставляя полученные данные, получаем скорость паров в колонне

$$W := \frac{0.305 \cdot K}{3600} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} = 0.722 \quad \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Определяем диаметр колонны по формуле

$$D = 1.128 \cdot \sqrt{\frac{V}{u_{\text{доп}}}},$$

где V – объем паров, проходящих за один час через сечение колонны, $\text{м}^3/\text{с}$.

$$V_{\text{п}} := 22.4 \cdot \frac{(t + 273) \cdot \pi_0}{273 \cdot \pi_{\text{верх}}} \cdot \left(\frac{G_{\text{б}}}{M_{\text{б}}} + \frac{G_{\text{о.ор}}}{M_{\text{б}}} + \frac{G_{\text{вп}}}{M_{\text{вп}}} \right) = 15.866 \quad \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

где T – температура верха колонны, К.

$$D := 1.128 \cdot \sqrt{\frac{V_{\text{п}}}{W}} = 5.288 \quad \text{м}$$

Принимаем диаметр колонны равный 5,3 м.

Рассчитываем общую высоту колонны по формуле

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7,$$

где h_1 – высота от верхнего днища до первой тарелки, м;

h_2 – высота укрепляющей части колонны, м;

h_3 – высота зоны питания, м;

h_4 – высота отгонной секции, м;

h_5 – высота от уровня жидкости внизу колонны до нижней тарелки, м;

h_6 – высота низа колонны, м;

h_7 – высота опорной обечайки, м.

Принимаем $h_5 = 2$ м; $h_7 = 4$ м. [2]

Рассчитываем высоту низа колонны

$$h_6 = \frac{V_M}{F},$$

где V_M – объем мазута внизу колонны, м³;

F – площадь поперечного сечения колонны, м².

$$V_M = \frac{G_M \cdot 10}{\rho_M \cdot 60},$$

где G_M – количество мазута по материальному балансу, кг/ч;

ρ_M – абсолютная плотность мазута при температуре низа колонны, кг/м³;

10 – время запаса остатка, мин.

Абсолютную плотность мазута рассчитываем по формуле

$$\rho_M = 924 - 0,000581 \cdot (340 - 20) = 724 \text{ кг / м}^3,$$

$$V_M := \frac{G_M \cdot 10}{\rho_M \cdot 60} = 82.961 \text{ м}^3$$

Определяем площадь поперечного сечения колонны по формуле

$$F := \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 24.63 \text{ м}^2$$

$$h_6 := \frac{V_M}{F} = 3.368 \text{ м}$$

Общая высота колонны К-2 составляет

$$H := h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 = 35.968 \text{ м}$$

Заключение (Conclusions)

В данной работе выполнен проектный расчёт двух основных колонн установки первичной перегонки нефти Западно-Сургутского месторождения – атмосферной колонны К-1, где происходит предварительное отделение газа и бензиновой фракции, и вакуумной колонны К-2, предназначенной для выделения более тяжёлых дистиллятов из полуотбензиненной нефти. Суть расчёта заключалась в том, чтобы подобрать такие давление, температуру и орошение, при которых разделение углеводородов будет наиболее полным без перегрева сырья и избыточного расхода энергии. Сначала был составлен материальный баланс: определено, какая часть исходной нефти переходит в газ, бензин, промежуточные фракции (от лёгкого керосина до дизельного топлива) и мазут. Затем рассчитан тепловой баланс – показано, сколько тепла вносится с нагретым сырьём и «горячей струёй», а сколько уходит с продуктами и орошением. Оказалось, что для нормальной работы колонны К-1 требуется дополнительный подогрев нижней части, который компенсирует недостаток тепла от сырья. Далее были определены парциальные давления углеводородов наверху колонн – это важно, потому что они влияют на температуру конденсации паров и, следовательно, на чёткость отбора лёгких фракций. Для колонны К-2 добавление водяного пара позволило снизить парциальное давление углеводородов, что облегчило их испарение при более низкой температуре и предотвратило термическое разложение продукта. На заключительном этапе рассчитаны конструктивные размеры: диаметры колонн (чтобы пары не увлекали жидкость) и высоты (с учётом числа тарелок в концентрационной и отгонной частях, а также запаса жидкости внизу для бесперебойной работы насосов). Полученные размеры соответствуют промышленным стандартам и обеспечивают требуемую производительность. Таким образом, расчёт подтвердил, что выбранный технологический режим позволяет эффективно разделить западно-сургутскую нефть на целевые продукты.

Библиография (References)

1. Сарданашвили А. Г., Львова А. И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. 6-е изд., стер. 2021. 256 с. ISBN: 978-5-8114-8520-8
2. Т. 4: Нефти Средней Азии, Казахстана, Сибири и острова Сахалин. Т. 4 /Сост. В. Дриацкая, М. А. Мхчян, Н. М. Жмыхова [и др.].-1974.-787 с –
3. ГОСТ 912-66 «Нефти СССР. Технологическая классификация». Дата добавления в базу: 01.09.2013. Дата актуализации текста: 05.05.2017. ОСТ 38.01197-80
4. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ. /Под ред. И. И. Абрамсона. М., Химия, 1965. Т. 4-6, с. 280.
5. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа. 3-е изд. М., Химия, 1980.
6. Обрядчиков С. Н. Технология нефти. М., Гостоптехиздат, 1952. Ч. II. 408 с. 17. Nelson W. L. - Petrol. Ref. Eng., 1958, v. 2, p. 12-18.
7. Нагиев М. Ф. Учение о рециркуляционных процессах в химической техноло- гии. М., Изд-во АН СССР, 1965. 474 с.
8. Орочко Д. И. Теоретические основы ведения синтезов жидких топлив. М., Гостоптехиздат, 1951. 459 с.
9. Адельсон С. В. - Труды БашНИИ НП, 1959, вып. 1, с. 31-47.
10. Обрядчиков С. Н. Задачи по курсу «Деструктивная переработка нефти». М., Гостоптехиздат, 1949. 97 с.