

Содержание

1. Описание поточной схемы нефтеперерабатывающего завода
2. Материальные балансы установок и НПЗ в целом
 - 2.1 Установка ЭЛОУ-АВТ, ЭЛОУ-АТ и ВТ
 - 2.1.1 Установка обессоливания и обезвоживания нефти (ЭЛОУ)
 - 2.1.2 Блок первичной перегонки нефти (АВТ)
 - 2.2 Установка вторичной перегонки бензина
 - 2.3 Установка каталитической изомеризации
 - 2.4 Установка гидроочистки сырья для каталитического риформинга
 - 2.5 Установка каталитического риформинга
 - 2.6 Установка гидроочистки дизельного топлива
 - 2.7 Установка гидроочистки вакуумного газойля
 - 2.8 Установка гидроочистки керосиновой фракции
 - 2.9 Установка производства битума
 - 2.10 Установка висбрекинга
 - 2.11 Установка гидрокрекинга
 - 2.12 Установка каталитического крекинга
 - 2.13 Установка гидроочистки каталитического крекинга
 - 2.14 Установка сернокислотного алкилирования
 - 2.15 Установка производства и восстановления серной кислоты
 - 2.16 Установка газофракционирования предельных газов
 - 2.17 Установка производства водорода методом паровой каталитической конверсии углеводородов
 - 2.18 Материальный баланс НПЗ в целом
3. Расчет теплообменного аппарата
4. Технологический расчет колонны К-2 блока АТ установки АВТ-3
 - 4.1 Описание технологической схемы блока АТ

- 4.2 Технологический расчет атмосферной колонны К-2
- 4.3 Характеристика продуктов атмосферной перегонки нефти
- 4.4 Режим температур и давлений
- 4.5 Тепловой баланс колонны К-2
- 4.6 Определение основных размеров колонны К-2
- Заключение
- Список литературы

Введение

НПЗ представляет собой совокупность основных нефтетехнологических процессов (установок, цехов, блоков), а также вспомогательных и обслуживающих служб, обеспечивающих нормальное функционирование промышленного предприятия (товарно-сырьевые, ремонтно-механические цеха, цеха КИП и А, паро-, водо- и электроснабжения, цеховые и заводские лаборатории, транспортные, пожаро- и газоспасательные подразделения, медпункты, столовые, диспетчерская, дирекция, отделы кадров, финансов, снабжения, бухгалтерия и т.д.). Целевое назначение НПЗ - производство в требуемых объеме и ассортименте высококачественных нефтепродуктов и сырья для нефтехимии (в последние годы - и товаров народного потребления).

Современные нефтеперерабатывающие предприятия характеризуются большой мощностью как НПЗ (исчисляемой миллионами тонн в год), так и составляющих их технологических процессов. В этой связи на НПЗ исключительно высоки требования к уровню автоматизации технологических процессов, надежности и безопасности оборудования и технологии, квалификации обслуживающего персонала.

Мощность НПЗ зависит от многих факторов, прежде всего от потребности в тех или иных нефтепродуктах экономического района их потребления, наличия ресурсов сырья и энергии, дальности транспортных перевозок и близости соседних аналогичных предприятий.

Общеизвестно, что крупные предприятия экономически более эффективны, чем мелкие. На крупных НПЗ создаются благоприятные предпосылки для сооружения мощных высокоавтоматизированных технологических установок и комбинированных производств на базе крупнотоннажных аппаратов и оборудования для более эффективного использования сырьевых, водных и земельных ресурсов и значительного снижения удельных капитальных и эксплуатационных расходов. Однако при

чрезмерной концентрации нефтеперерабатывающих (и нефтехимических) предприятий пропорционально росту мощности возрастает радиус перевозок, удлиняется продолжительность строительства и, что особенно недопустимо, ухудшается экологическая ситуация внутри и вокруг НПЗ.

Отличительной особенностью НПЗ является получение разнообразной продукции из одного исходного нефтяного сырья.

Ассортимент нефтепродуктов НПЗ исчисляется обычно около или более сотнями наименований. Характерно, что в большинстве технологических процессов производятся преимущественно только компоненты или полупродукты. Конечные товарные нефтепродукты получают, как правило, путем компаундирования нескольких компонентов, производимых на данном НПЗ, а также добавок и присадок. Это обуславливает необходимость иметь в составе НПЗ разнообразный набор технологических процессов с исключительно сложной взаимосвязью по сырьевым, продуктовым и энергетическим потокам. По ассортименту выпускаемых нефтепродуктов нефтеперерабатывающие предприятия принято классифицировать на следующие группы (профили):

- 1) НПЗ топливного профиля,
 - 2) НПЗ топливно-масляного профиля,
 - 3) НПЗ топливно-нефтехимического профиля (нефтехимкомбинаты),
 - 4) НПЗ (нефтехимкомбинаты) топливно-масляно-нефтехимического профиля.
- Среди перечисленных выше нефтеперерабатывающих предприятий наибольшее распространение имеют НПЗ топливного профиля, поскольку по объемам потребления и производства моторные топлива значительно превосходят как смазочные масла, так и продукцию нефтехимического синтеза. Естественно, комплексная переработка нефтяного сырья (то есть топливно-масляно-нефтехимическая) экономически более эффективна по сравнению с узкоспециализированной переработкой, например, чисто топливной. Наряду с мощностью и ассортиментом нефтепродуктов важным показателем НПЗ является глубина переработки нефти. [4]

1. Описание поточной схемы нефтеперерабатывающего завода

Сырая нефть поступает на установку ЭЛОУ-АВТ и АТ, где отделяются соли и вода, присутствующие в нефти, а также происходит разделение на фракции НК-170°C, 170-350°C, 350-500°C и остаток >500°C.

Фракция нк-170°C поступает на вторичную перегонку бензина для разделения на узкие фракции нк-70°C, 70-95°C, 95- 170°C.

Фракцию нк-70°C подвергают изомеризации для повышения октанового числа получаемого бензина, затем изомеризат используют в качестве компонента автомобильного бензина. Газы с установки изомеризации направляют на ГФУ предельных газов.

Фракция 70 - 95°C сразу подается на смешение товарного бензина, она не требует гидроочистки так как проходит по требованиям ГОСТ 2084-77 «Характеристика автомобильных бензинов» (см. Таблицу 7 и Приложение 1).

Фракция 95 - 170°C поступает на гидроочистку, затем на установку каталитического риформинга. Риформат используют как компонент автомобильного бензина, газы с установки поступают на разделение на ГФУ предельных газов. Водородсодержащий газ, получаемый на установке каталитического риформинга, направляют на установки гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции и вакуумного газойля, на установку гидроочистки и бензиновой фракции перед риформингом, а также на установку изомеризации фракции нк-70°C.

Дизельная фракция 220-350°C направляется на установку гидроочистки, так как по показателям предельно допустимого содержания серы не удовлетворяет требованиям ГОСТ Р 52368-2005 , тяжелая часть гидроочищенной дизельной фракции направляется на установку каталитической депарафинизации для получения низкозастывающих дизельных топлив, а затем идет на смешение дизельного топлива.

Вакуумный газойль 350-500°C поступает на установки гидрокрекинга и гидроочистку, затем направляется на каталитический крекинг для получения

дополнительного количества светлых фракций, совмещенный с блоком газофракционирования непредельных углеводородных газов. Легкий газойль каталитического крекинга используют в качестве компонента летнего дизельного топлива, тяжелый газойль как котельное топливо.

Установка каталитического крекинга является одним из основных производителей бензина на заводе, который сразу поступает на смешение товарного бензина. Сухой газ выводится с установки в качестве топливного, а ППБ и ББФ поступают на установку сернокислотного алкилирования, куда также поступает изобутан. Сернокислотное алкилирование позволяет получить высокооктановый компонент бензина - легкий алкилат и компонент товарного дизельного топлива — тяжелый алкилат. Газы с установки алкилирования направляются на смешение СПБТ.

Остаток вакуумной перегонки нефти — гудрона $>500^{\circ}\text{C}$ направляется на установки висбрекинга и производства битума, где в качестве целевого продукта получают битум, который направляют в товарный парк. Газы установки висбрекинга направляют на АГФУ непредельных газов.

Во всех процессах на НПЗ образуются углеводородные газы, которые необходимо грамотно использовать. С этой целью они отправляются на установку ГФУ. Газ, поступающий на ГФУ, включает в себя как предельные с АВТ и АТ, фракционирования бензина, каталитического риформинга и изомеризации, гидроочистки, гидрокрекинга, так и непредельные с каталитического крекинга, поэтому поступают они на разные блоки, где газы разделяются на компоненты. Сухой газ (С1-С2) ГФУ поступает в топливную сеть завода. Пропановая, пропан-пропиленовая, бутановая и бутан-бутиленовая фракции являются готовыми продуктами и поступают на продажу. Фракция ΣC5 и выше служит сырьем процесса изомеризации.

Сероводород, получаемый на установках, гидроочистки бензиновой и дизельной фракции, вакуумного газойля, используется в качестве сырья для установки получения серной кислоты.

Дополнительное количество водорода для гидрокаталитических

процессов поступает с установки производства водорода методом паровой каталитической конверсии углеводородов.

На рисунке 1 представлен топливный вариант глубокой переработки самотлорской нефти (смеси).

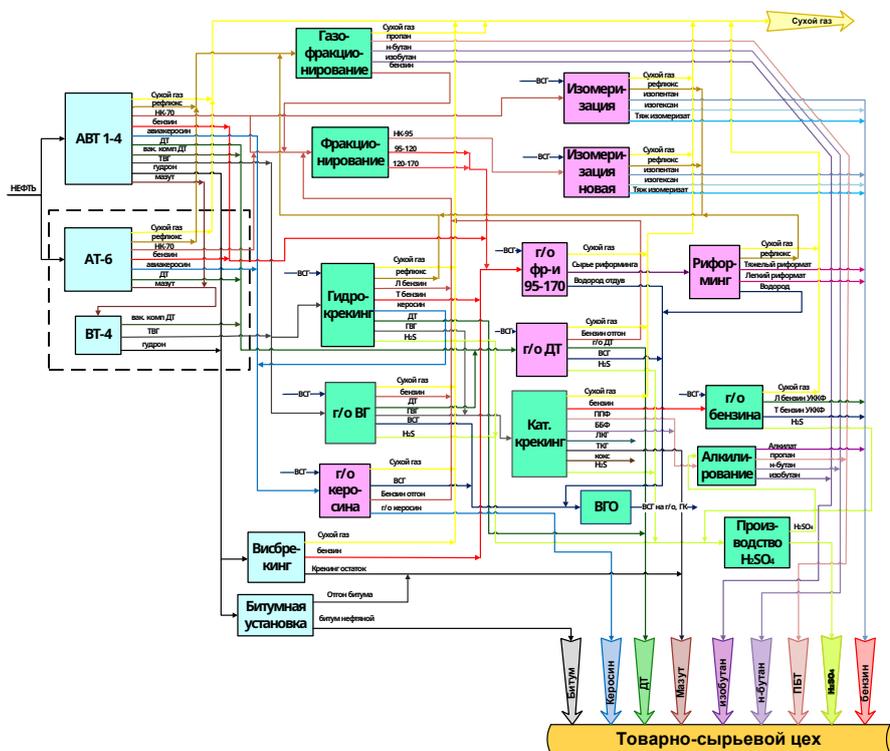


Рисунок 1

2. Материальные балансы установок и НПЗ в целом

2.1 Установка ЭЛОУ-АВТ, ЭЛОУ-АТ и ВТ

2.1.1 Установка обессоливания и обезвоживания нефти (ЭЛОУ)

Назначение – удаление солей и воды из нефти перед подачей на переработку. Обессоливание и обезвоживание позволяет значительно уменьшить коррозию технологического оборудования установок по переработке нефти, предотвратить дезактивацию катализаторов, улучшить качество продуктов нефтепереработки.

Сырье – сырая нефть, содержащая воду и соли в количествах, определяемых ГОСТ Р 51858-2002.

Продукция – обессоленная и обезвоженная нефть, содержащая 3-5 мг/л солей и 0,1-0,3 % масс. воды.

Технологический режим:

– Температура сырой нефти, поступающей на установку, °С . 20-50

– Температура нефти в горизонтальных электродегидраторах, °С . 140-160

– давление в горизонтальных электродегидраторах, МПа . 1,2-1,8

2.1.2 Блок первичной перегонки нефти (АВТ)

Назначение - разделение нефти на фракции для последующей переработки или использования в качестве товарной продукции. Первичная перегонка осуществляется на атмосферных трубчатых (АТ) и атмосферно-вакуумных трубчатых (АВТ) установках.

Сырье - обессоленная нефть с ЭЛОУ.

Продукты:

– предельный углеводородный газ, направляется для дальнейшей переработки на ГФУ, также может использоваться как топливо нефтезаводских печей;

- бензиновая фракция 28-170°C, направляется на вторичную перегонку бензина;
- фракция 170-240°C на получение реактивного топлива
- фракция 220-350°C на получение дизельного топлива,
- фракция 350-500°C на процесс каталитического крекинга,
- остаток >500°C используется как сырье установок висбрекинга и производства битума.

Технологический режим:

- температура, °C

подогрева нефти перед колонной К-1 . 200-230

низа колонны К-1 .. 220-250

нагрева нефти в печи П-1 . 240-355

низа колонны К-2 .. 330-350

нагрева мазута в печи П-2 .. 400-420

низа колонны К-5 345-390

- давление, МПа

избыточное верха колонны К-1 . 0,3-0,4

избыточное верха колонны К-2 . 0,06-0,1

остаточное верха колонны К-3, мм рт. ст. 40-60

– Производительность установки ЭЛОУ - АВТ: 9300 тыс. т/год, ЭЛОУ-АТ-6: 8000 тыс. т/год.

- Среднее время работы установки в году принимаем равным 344дней.

[1][2]

Материальный баланс установок составлен на основании разгонки ИТК нефти (смеси), а так же производственных данных.

Таблица 1 – Материальный баланс установки ЭЛОУ – АВТ 1-4

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					

Сырье-нефть	100,00%	9300000,00	27034,8 8	1126453,49	312,90
Итого	100,00%	9300000,00	27034,8 8	1126453,49	312,90
Получено					
Сухой газ	0,40%	37200,00	108,14	4505,81	1,25
Рефлюкс	1,00%	93000,00	270,35	11264,53	3,13
Нк-70	7,70%	716100,00	2081,69	86736,92	24,09
Фр-я 110-180	6,49%	603570,00	1754,56	73106,83	20,31
Авиакеросин	8,50%	790500,00	2297,97	95748,55	26,60
ДТ прямоугонное легкое	13%	1209000,00	3514,53	146438,95	40,68
ДТ прямоугонное тяжелое	11%	1023000,00	2973,84	123909,88	34,42
Вак. комп ДТ	1,70%	158100,00	459,59	19149,71	5,32
ТВГ	29%	2697000,00	7840,12	326671,51	90,74
Гудрон	19,70%	1832100,00	5325,87	221911,34	61,64
Мазут	0,90%	83700,00	243,31	10138,08	2,82
Потери	0,61%	56730,00	164,91	6871,37	1,91
Итого	100,00%	9300000,00	27034,8 8	1126453,49	312,90

Таблица 2 – Материальный баланс установки ЭЛОУ – АТ 6

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-нефть	100,00%	8000000,00	23255,81	968992,25	269,16
Итого	100,00%	8000000,00	23255,81	968992,25	269,16
Получено					
Сухой газ	0,28%	22400,00	65,12	2713,18	0,75
Рефлюкс	1,72%	137600,00	400,00	16666,67	4,63
Нк-70	4,40%	352000,00	1023,26	42635,66	11,84
Фр-я 110-180	6,83%	546400,00	1588,37	66182,17	18,38
Авиакеросин	8,82%	705600,00	2051,16	85465,12	23,74
ДТ прямоугонное	26%	2105600,00	6120,93	255038,76	70,84
Мазут	51%	4101600,00	11923,26	496802,33	138,00
Потери	0,36%	28800,00	83,72	3488,37	0,97
Итого	100,00%	8000000,00	23255,81	968992,25	269,16

Таблица 3 – Материальный баланс вакуумного блока ВТ–4 установки ЭЛОУ-АТ-6

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-мазут	100,00%	4185300,00	12166,57	506940,41	140,82
Итого	100,00%	4185300,00	12166,57	506940,41	140,82
Получено					
Вак. комп ДТ	2,60%	108817,80	316,33	13180,45	3,66
ТВГ	57%	2381435,70	6922,78	288449,09	80,12
Гудрон	40,10%	1678305,30	4878,79	203283,10	56,47
Потери	0,40%	16741,20	48,67	2027,76	0,56
Итого	100,00%	4185300,00	12166,57	506940,41	140,82

2.2 Установка вторичной перегонки бензина

Назначение – получение из бензинового дистиллята широкого фракционного состава узких бензиновых фракций для процессов изомеризации, каталитического риформинга и для смешения с целью получения бензина.

Сырье - фракция 28- 70°С с АВТ и АТ.

Продукты:

- фракция 28-70оС на изомеризацию,
- фракция 70-95оС на смешение бензина;
- фракция 95-170оС на гидроочистку и каталитический риформинг.

Технологический режим:

– температура, °С

сырья, поступающего в колонну К-1 .. 120

в колонне К-1

верх.. 104

низ . 170

в колонне К-2

верх.. 78

низ . 122

в колонне К-3

верх.. 105

низ . 168

– давление избыточное, МПа:

в колонне К-1 . 0,23-0,28

в колонне К-2 .. 0,18-0,22

в колонне К-3 . 0,02-0,06

– Производительность установки вторичной перегонки бензина 1272 тыс. т/год.

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

[3]

Материальный баланс составлен на основании характеристики фракций, выкипающих до 200 °С.

Таблица 4 – Материальный баланс установки вторичной перегонки бензина

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-фр-я 70(с АВТ и АТ)	100,00%	1237484,5 7	3597,34	149889,1 2	41,64
Итого	100,00%	1237484,5 7	3597,34	149889,1 2	41,64
Получено					
фр. нк-85	63,69%	788153,92	2291,15	95464,38	26,52
фр. 85-120	19,31%	238958,27	694,65	28943,59	8,04
фр. 120-180	16,20%	200472,50	582,77	24282,04	6,75
Потери	0,80%	9899,88	28,78	1199,11	0,33
Итого	100,00%	1237484,5 7	3597,34	149889,1 2	41,64

2.3 Установка каталитической изомеризации

Назначение – каталитическое превращение легких парафинов нормального строения в соответствующие изопарафины (изопентаны, изогексаны), которые обладают высоким октановым числом и являются компонентом товарных бензинов, а также обеспечение требуемого фракционного состава и уменьшение концентрации нагарообразующих ароматических углеводородов.

Сырье – прямогонная бензиновая фракция (фр. 28 - 70°C) с установки вторичной перегонки бензина, а также фракция НК-95 °С с установки вторичной перегонки бензина.

Продукты – изопарафины C4-C6, как высокооктановые компоненты автомобильного бензина; углеводородный газ направляется на ГФУ предельных газов.

Для проведения процесса каталитической изомеризации выбрана технология низкотемпературной изомеризации UOP. Технология позволяет получать высокооктановый компонент автомобильного бензина с ОЧИ до 88-90 пунктов.

Технологический режим:

	Фр. нк-70°C	Фр. нк-95°C
– Температура, °С	360-430	360-440
– Давление, МПа	2-2,3	1,6-2,0
– Объемная скорость подачи сырья, ч-1	3,2-3,6	2,8-3,0

– Катализатор — Pt на цеолите или Pt на хлорированном Al₂O₃; содержание Pt — 0,3-0,6 % мас.

– Производительность установки каталитической изомеризации: 152 и 810 тыс. т/год.

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

[4]

Таблица 5 – Материальный баланс установки каталитический изомеризации

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-нк-70 (с АВТ и АТ)	98,72%	150000,00	436,05	18168,60	5,05
сырье - ВСГ	1,28%	1950,00	5,67	236,19	0,07
Итого	100,00%	151950,00	441,72	18404,80	5,11
Получено					
Сухой газ	3,33%	5059,94	14,71	612,88	0,17
Нестаб. Головка	2,48%	3768,36	10,95	456,44	0,13
Фр. Изопентан	14,71%	22351,85	64,98	2707,35	0,75
Фр. Изогексан	70,91%	107747,75	313,22	13050,84	3,63
Тяжелый изомеризат	8,32%	12642,24	36,75	1531,28	0,43
Потери	0,25%	379,88	1,10	46,01	0,01
Итого	100,00%	151950,00	441,72	18404,80	5,11

Таблица 6 – Материальный баланс установки каталитический изомеризации (новая)

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-нк-85(с 12/1)	98,72%	800000,00	2325,58	96899,22	26,92
сырье - ВСГ	1%	10400,00	30,23	1259,69	0,35
Итого	100,00%	810400,00	2355,81	98158,91	27,27
Получено					
Сухой газ	3,33%	26986,32	78,45	3268,69	0,91
Нестаб. Головка	2,48%	20097,92	58,42	2434,34	0,68
Фр. Изопентан	14,71%	119209,84	346,54	14439,18	4,01
Фр. Изогексан	70,91%	574654,64	1670,51	69604,49	19,33

Тяжелый изомеризат	8,32%	67425,28	196,00	8166,82	2,27
Потери	0,25%	2026,00	5,89	245,40	0,07
Итого	100,00%	810400,0 0	2355,81	98158,91	27,27

2.4 Установка гидроочистки сырья для каталитического риформинга

Назначение - удаление сернистых, азотистых, кислородсодержащих и смолистых соединений под давлением водорода в присутствие катализаторов. К сырью риформинга предъявляются требования по содержанию сернистых, азотистых, непредельных и смолистых соединений, поэтому сырье риформинга (фракция 95-170оС) подвергают гидроочистке. Процесс гидроочистки повышает стабильность топлив, снижает коррозионную активность, улучшает цвет и запах.

Сырье - фракция 95-170 оС с установки вторичной перегонки бензина.

Продукты - гидроочищенная фракция 95-170оС - как сырье риформинга, углеводородный газ, водород.

Технологический режим:

- температура на входе в реактор, °С
в начале работы . 340
в конце работы (до регенерации катализатора) . 420
- парциальное давление водорода, МПа . 2,5-5,0
- объемная скорость подачи сырья, ч-1 .. 1,0-5,0
- кратность циркуляции ВСГ, нм3/м .. 200-700
- катализатор АКМ, ГО-30-7,ГО-70 (Ni — 4-5% масс., Мо — 12-19 % масс., Со — 4-5% масс.) [5]
- Производительность установки гидроочистки сырья для каталитического риформинга: 2076 тыс. т/год.
- Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

[6] [7]

Таблица 7 – Материальный баланс установки гидроочистки сырья для каталитического риформинга

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-фр-я 85-180 (с АВТ,АТ,12/1,ТК,ГК)	98,04%	1987571,34	5777,82	240742,65	66,87
сырье - ВСГ	2%	39751,43	115,56	4814,85	1,34
Итого	100,00%	2027322,77	5893,38	245557,51	68,21
Получено					
Сухой газ	2,21%	44803,83	130,24	5426,82	1,51
сырье риформинга	96,20%	1950284,50	5669,43	236226,32	65,62
водород отдув	1,21%	24530,61	71,31	2971,25	0,83
Потери	0,38%	7703,83	22,39	933,12	0,26
Итого	100,00%	2027322,77	5893,38	245557,51	68,21

2.5 Установка каталитического риформинга

Назначение – углубление процесса переработки нефти, получение высокооктанового компонента товарных автомобильных топлив из низкооктановых бензинов за счет их ароматизации, а также получение водородсодержащего газа.

Сырье – бензиновая фракция широкого фракционного состава (фр.95-170°С) с установки вторичной перегонки бензина, подверженная гидроочистке.

Продукты:

- углеводородный газ - направляется на ГФУ предельных газов;
- головка стабилизации — направляется на ГФУ предельных газов, также может применяется как бытовой газ;
- риформат — высокооктановый компонент бензина. (ОЧМ 85-87, ОЧИ — 93-95).
- водородсодержащий газ — направляется в систему водородсодержащего газа завода для обеспечения гидрокаталитических

процессов.

Технологический режим:

- Температура процесса, °С .. 480-520
- Давление, МПа .. 3 – 4
- Объемная скорость подачи сырья, ч⁻¹ . 1,5 – 2,0
- Кратность циркуляции ВСГ, нм³/м. .. 1500
- Катализаторы — биметаллические Pt-Re на оксиде алюминия 7-
Al₂O₃, промотированные хлором.

Производительность установки каталитического риформинга: 1998 тыс. т/год. [7]

Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 год.

Таблица 8 – Материальный баланс установки каталитического риформинга

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-с ГО рифор.	100,00%	1933369,35	5620,26	234177,49	65,05
Итого	100,00%	1933369,35	5620,26	234177,49	65,05
Получено					
Сухой газ	0,56%	10826,87	31,47	1311,39	0,36
Сжиженный газ	0,85%	16433,64	47,77	1990,51	0,55
водород	10,80%	208803,89	606,99	25291,17	7,03
Лриформат	30,75%	594511,08	1728,23	72009,58	20,00
Триформат	56,95%	1101053,84	3200,74	133364,08	37,05
Потери	0,09%	1740,03	5,06	210,76	0,06
Итого	100,00%	1933369,35	5620,26	234177,49	65,05

2.6 Установка гидроочистки дизельного топлива

Назначение - улучшение качества дизельного топлива путем удаления сернистых, азотистых, кислородсодержащих, смолистых и непредельных соединений.

Сырье – фракция 220- 350°С, идущая с блока атмосферной перегонки нефти, легкий газойль каталитического крекинга, фракция дизельного топлива с установки гидроочистки вакуумного газойля, фракция дизельного топлива с установки гидрокрекинга. Требования по ГОСТ 305-82 к содержанию общей серы в дизельном топливе: не более 0,2 %.

Продукты:

- углеводородный газ выводится с установок для дальнейшей переработки на ГФУ предельных газов;
- бензиновый отгон - направляется на вторичную переработку бензина;
- гидроочищенная дизельная фракция выводится двумя фракциями НК- 280°С и 280 - КК°С. Первая фракция, с низкой температурой застывания, направляется на смешение с товарным дизельным топливом, а более тяжелая фракция - на установку каталитической депарафинизации;
- сероводород служит сырьем для установки производства серной кислоты.

Технологический режим:

- температура на входе в реактор, °С
в начале работы . 350
в конце работы (до регенерации катализатора) . 410
- парциальное давление водорода, МПа . 3,0-4,0
- объемная скорость подачи сырья, ч-1 .. 4,0-6,0
- кратность циркуляции ВСГ, нм³/м .. 300-400
- катализатор АКМ, АНМС, ГК-35, ГО-117, ГКД-202 (Ni — 4% масс., Мо — 12-21 % масс., Со — 3-8% масс., промотирующая добавка – 5-7% или цеолиты РЗЭУ) [5]
- Производительность установки гидроочистки дизельного топлива: 5384 тыс. т/год. [7]
- Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 9 – Материальный баланс установки гидроочистки дизельного

ТОПЛИВА

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-ДТ (с АВТ, АТ,г/о ВГ,ГК, УККФ)	98,04%	5225683,02	15190,94	632955,79	175,82
Сырье-ВСГ	2%	104513,66	303,82	12659,12	3,52
Итого	100,00%	5330196,68	15494,76	645614,91	179,34
Получено					
Сухой газ	0,52%	27717,02	80,57	3357,20	0,93
H ₂ S	1,28%	68226,52	198,33	8263,87	2,30
ВСГ	0,88%	46905,73	136,35	5681,41	1,58
Бензин отгон	1,10%	58632,16	170,44	7101,76	1,97
г/о ДТ	96,00%	5116988,82	14874,97	619790,31	172,16
Потери	0,25%	13325,49	38,74	1614,04	0,45
Итого	100,03%	5331795,74	15499,41	645808,59	179,39

2.7 Установка гидроочистки вакуумного газойля

Назначение — удаление сернистых, металлоорганических, азот- и кислородсодержащих соединений с целью подготовки сырья для каталитического крекинга. что позволяет улучшить качество продуктов каталитического крекинга.

Сырье — прямогонная фракция вакуумного газойля 350-500°C, идущая с блока вакуумной перегонки нефти установок АВТ и ВТ.

Продукты:

- углеводородный газ выводится с установок для дальнейшей переработки на ГФУ предельных газов;
- бензиновый отгон - направляется на вторичную переработку бензина;
- гидроочищенная дизельная фракция направляется на гидроочистку дизельного топлива.
- сероводород служит сырьем для установки производства серной кислоты;
- гидроочищенный вакуумный газойль – сырье установки

каталитического крекинга.

Технологический режим:

– температура на входе в реактор, °С

в начале работы . 350

в конце работы (до регенерации катализатора) . 425

– парциальное давление водорода, МПа .. 3,0-4,0

– объемная скорость подачи сырья, ч-1 .. 4,0-6,0

– кратность циркуляции ВСГ, нм3/м .. 300-400

– катализатор АСТ 069, АСТ 077, НМС 945, НМС 841, НР 448 2.5, НР 448 1.6, ТНК-2000, НМС 868, 4-6,3(1,4-2,8).

– Производительность установки гидроочистки вакуумного газойля: 2900 тыс. т/год. [8]

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 10 – Материальный баланс установки гидроочистки вакуумного газойля

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-ТВГ	98,31%	2900000,00	8430,23	351259,69	97,57
Сырье - ВСГ	2%	50000,00	145,35	6056,20	1,68
Итого	100,00%	2950000,00	8575,58	357315,89	99,25
Получено					
Сухой газ	0,29%	8555,00	24,87	1036,22	0,29
H2S	2,17%	64015,00	186,09	7753,75	2,15
ВСГ	0,59%	17405,00	50,60	2108,16	0,59
Бензин	1,78%	52510,00	152,65	6360,22	1,77
ДТ	9,86%	290870,00	845,55	35231,35	9,79
ГВГ	83,60%	2466200,00	7169,19	298716,09	82,98
Потери	1,71%	50445,00	146,64	6110,10	1,70

Итого	100,00%	2950000,00	8575,5 8	357315,89	99,25
-------	---------	------------	-------------	-----------	-------

2.8 Установка гидроочистки керосиновой фракции

Назначение – улучшение характеристик авиакеросиновой фракции, путем удаления сернистых, азотистых, кислородсодержащих, смолистых и непредельных соединений.

Сырье — прямогонная фракция авиакеросина 140-240оС, идущая с блока атмосферной перегонки нефти установок АВТ и АТ.

Продукты:

- углеводородный газ выводится с установок для дальнейшей переработки на ГФУ предельных газов;
- бензиновый отгон - направляется на вторичную переработку бензина;
- гидроочищенная керосиновая фракция направляется в товарно-сырьевой цех.

Технологический режим:

- температура на входе в реактор, °С
в начале работы . 280-300
в конце работы (до регенерации катализатора) . 340-360
- парциальное давление водорода, МПа .. 1,8
- объемная скорость подачи сырья, ч-1 .. 2,5-3,0
- кратность циркуляции ВСГ, нм3/м .. 100-300
- катализатор АКМ, АНМ.
- Производительность установки гидроочистки керосиновой фракции:
1513 тыс. т/год. [9]
- Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 11 – Материальный баланс установки гидроочистки керосиновой фракции

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-авиакеросин (с АВТ, АТ)	97,09%	1496100,00	4349,13	181213,66	50,34
Сырье-ВСГ	3%	44883,00	130,47	5436,41	1,51
Итого	100,00%	1540983,00	4479,60	186650,07	51,85
Получено					
Сухой газ	1,26%	19416,39	56,44	2351,79	0,65
ВСГ	1,56%	24039,33	69,88	2911,74	0,81
Бензин отгон	0,19%	2927,87	8,51	354,64	0,10
г/о керосин	96,60%	1488589,58	4327,30	180303,97	50,08
Потери	0,39%	6009,83	17,47	727,94	0,20
Итого	100,00%	1540983,00	4479,60	186650,07	51,85

2.9 Установка производства битума

Назначение – получение окисленных нефтяных битумов.

Сырье — гудрон, идущая с установок АВТ и ВТ.

Продукты:

– нефтяной битум – в товарно-сырьевой цех;

– битумный отгон - направляется на смешение с товарным мазутом;

Технологический режим:

– температура, °С

подогрева нефти перед колонной 140-200

низа колонны . 220-250

– давление избыточное в колонне, МПа .. 0,005-0,3

– Производительность установки производства битума: 527 тыс. т/год.

[7]

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 12 – Материальный баланс установки производства битума

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-гудрон (с АВТ и ВТ)	100,00%	527000,00	1531,9 8	63832,36	17,73
Итого	100,00%	527000,00	1531,9 8	63832,36	17,73
Получено					
Отгон битума	0,50%	2635,00	7,66	319,16	0,09
Битум нефтяной	97,90%	515933,00	1499,8 1	62491,88	17,36
Потери	1,60%	8432,00	24,51	1021,32	0,28
Итого	100,00%	527000,00	1531,9 8	63832,36	17,73

2.10 Установка висбрекинга

Назначение – снижение вязкости тяжелых нефтяных остатков с целью получения компонента стабильного котельного топлива.

Сырье — гудрон, идущая с установок АВТ и ВТ.

Продукты:

– углеводородный газ выводится с установок для дальнейшей переработки на ГФУ предельных газов;

– бензиновая фракция – на гидроочистку сырья для риформинга;

– крекинг-остаток - на смешение с товарным мазутом;

Технологический режим:

– температура, °С . 430-500

– давление, МПа . 1,0-5,0

– Производительность установки висбрекинга: 1760 тыс. т/год. [9]

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 13 – Материальный баланс установки висбрекинга

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-гудрон (с АВТ и ВТ)	100,00%	1730000,00	5029,0 7	209544,57	58,21
Итого	100,00%	1730000,00	5029,0 7	209544,57	58,21
Получено					
сухой газ	1,02%	17646,00	51,30	2137,35	0,59
бензин	2,83%	48959,00	142,32	5930,11	1,65
крекинг остаток	95,53%	1652669,00	4804,2 7	200177,93	55,60
Потери	0,62%	10726,00	31,18	1299,18	0,36
Итого	100,00%	1730000,00	5029,0 7	209544,57	58,21

2.11 Установка гидрокрекинга

Назначение – углубление процесса переработки нефти, а также

получение дополнительного количества светлых фракций (компонентов бензина, ДТ, и тяжелого газойля для котельного топлива).

Сырье — прямогонная фракция вакуумного газойля 350-500°C, идущая с блока вакуумной перегонки нефти установок АВТ и ВТ.

Продукты:

- углеводородный газ выводится с установок для дальнейшей переработки на ГФУ предельных газов;
- легкая бензиновая фракция – на гидроочистку сырья для риформинга;
- тяжелая бензиновая фракция – на гидроочистку вторичную переработку бензина;
- крекинг-остаток - на смешение с товарным мазутом;
- керосин – на гидроочистку керосиновой фракции;
- сероводород служит сырьем для установки производства серной кислоты;
- гидроочищенный вакуумный газойль – сырье установки каталитического крекинга.

Технологический режим:

- температура, °С .. 400-450
- давление, МПа .. 1,0-5,0
- Объемная скорость подачи сырья, ч-1..... 1-3
- Кратность циркуляции ВСГ, нм³/м..... 1000-1200
- катализаторы АКМ, АНМ.
- Производительность установки гидрокрекинга: 2237 тыс. т/год. [7]
- Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 14 – Материальный баланс установки гидрокрекинга

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-ТВГ (с АВТ и ВТ)	97,32%	2178435,70	6332,66	263860,91	73,29

Сырье-ВСТ	2,68%	60100,00	174,71	7279,55	2,02
Итого	100,00%	2238535,70	6507,37	271140,47	75,32
Получено					
УВ газ	3,64%	81482,70	236,87	9869,51	2,74
Сжиженный газ	1,60%	35816,57	104,12	4338,25	1,21
легкий бензин	6,50%	145504,82	422,98	17624,13	4,90
тяжелый бензин	15,60%	349211,57	1015,15	42297,91	11,75
керосин	23,90%	535010,03	1555,26	64802,57	18,00
ДТ	28,20%	631267,07	1835,08	76461,61	21,24
ГВГ	17,80%	398459,35	1158,31	48263,00	13,41
H ₂ S	2,60%	58201,93	169,19	7049,65	1,96
Потери	0,16%	3581,66	10,41	433,82	0,12
Итого	100,00%	2238535,70	6507,37	271140,47	75,32

2.12 Установка каталитического крекинга

Назначение – получение дополнительного количества высокооктановых компонентов бензина, легкого газойля - компонента ЛДТ и тяжелого газойля - компонент котельного топлива и жирного газа, богатого бутан-бутиленовой фракцией; увеличение выхода светлых фракций.

Сырье — вакуумный газойль 350-500°С, подверженный гидроочистке, идущая с установок гидроочистки вакуумного газойля и гидрокрекинга.

Продукты:

- углеводородный газ выводится с установок для дальнейшей переработки на ГФУ предельных газов;
- ППФ И ББФ – на установку сернокислотного алкилирования;
- сероводород служит сырьем для установки производства серной кислоты;
- бензиновый отгон – на гидроочистку каталитического крекинга;
- легкий газойль каталитического крекинга – сырье установки гидроочистки дизельного топлива;
- тяжелый газойль каталитического крекинга – на смешение с товарным мазутом;

– кокс – как товарный продукт.

Технологический режим:

– температура, °С

в реакторе. 450-510

в регенераторе. 620-630

– давление, МПа

в реакторе.. 0,15-0,20

в регенераторе. 0,2-0,3

– Объемная скорость подачи сырья, ч-1, в реакторе..... 1,2-3,0

– Кратность циркуляции катализатора, нм³/м...2-10

– катализаторы - цеолитсодержащий микросферический катализатор (размер частиц 35-150 мкм), CD Module CDT-6 Hydrocat 402-K, CD Module CDT-4, Hydrocat 402-N.

– Производительность установки каталитического крекинга: 2875 тыс. т/год. [7] [10]

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 15 – Материальный баланс установки каталитического крекинга

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-ГВГ	100,00%	2864659,35	8327,50	346979,09	96,38
Итого	100,00%	2864659,35	8327,50	346979,09	96,38
Получено					
Сухой газ	2,83%	81069,86	235,67	9819,51	2,73
H ₂ S	0,01%	286,47	0,83	34,70	0,01
ППФ	8,11%	232323,87	675,36	28140,00	7,82
ББФ	14,30%	409646,29	1190,83	49618,01	13,78
Бензин	55,27%	1583297,23	4602,61	191775,34	53,27
ЛКГ	11,53%	330295,22	960,16	40006,69	11,11
ТКГ	2,95%	84507,45	245,66	10235,88	2,84

кокс	4,00%	114586,3742	333,099925	13879,1635 4	3,855323
Потери	1,00%	28646,59	83,27	3469,79	0,96
Итого	100,00%	2864659,35	8327,50	346979,09	96,38

2.13 Установка гидроочистки каталитического крекинга

Назначение – очистка бензина, полученного на установке каталитического крекинга (октановое число 80,6 пункта (м.м.), содержание, мас. %: серы 0,094, ароматических углеводородов 23,5), в присутствии водорода и катализатора.

Сырье — бензин с установки каталитического крекинга.

Продукты:

– углеводородный газ выводится с установок для дальнейшей переработки на ГФУ предельных газов;

– ППФ И ББФ – на установку сернокислотного алкилирования;

– сероводород служит сырьем для установки производства серной кислоты;

– бензины каталитического крекинга – как товарный продукт;

Технологический режим:

– температура, °С

на входе в реактор реактор. 240-300

– давление, МПа в реакторе. 3,3

– Объемная скорость подачи сырья, ч⁻¹ 4,5

– Кратность циркуляции катализатора, нм³/м. 2-10

– катализатор алюмокобальтмолибденовый.

– Производительность установки гидроочистки каталитического крекинга: 1592 тыс. т/год. [11]

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 16 – Материальный баланс установки гидроочистки

каталитического крекинга

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-ГВГ	99,78%	1583297,23	4602,61	191775,34	53,27
ВСГ	0%	3570,00	10,38	432,41	0,12
Итого	100,00%	1586867,23	4612,99	192207,76	53,39
Получено					
Сухой газ	0,50%	7934,34	23,06	961,04	0,27
H ₂ S	0,01%	158,69	0,46	19,22	0,01
Л бензин УККФ	42,51%	674577,26	1960,98	81707,52	22,70
Т бензин УККФ	56,58%	897849,48	2610,03	108751,15	30,21
Потери	0,40%	6347,47	18,45	768,83	0,21
Итого	100,00%	1586867,23	4612,99	192207,76	53,39

2.14 Установка сернокислотного алкилирования

Назначение – переработка непредельных сжиженных газов, содержащих олефины, в высокооктановый компонент бензина – алкилбензин.

Сырье — ППФ И ББФ с установки каталитического крекинга, бутановая фракция с установки ГФУ, которая подается на блок изомеризации для получения изо-бутана.

Продукты: алкилат; ППФ И ББФ; изо-бутан, как товарные продукты.

Технологический режим:

– температура, °С

в реакторе..... 3-11

КОЛОННЫ	пропановая	бутановая
---------	------------	-----------

верх	44-55	51-59
низ	93-103	153-160

– давление, МПа
в реакторе.. 0,4-0,8

колонны	пропановая	бутановая
верх	16,1-17,4	4,2-5,4
низ	16,5-17,9	4,4-5,6

- Объемная скорость подачи сырья, ч-1 15
- Кратность циркуляции катализатора, нм3/м..... 2-10
- катализатор серная кислота.
- Производительность установки сернокислотного алкилирования: 644 тыс. т/год. [12]
- Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 17 – Материальный баланс установки сернокислотного алкилирования

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-ББФ,ППФ с УККФ	100,00%	600000,00	1744,19	72674,42	20,19
Итого	100,00%	600000,00	1744,19	72674,42	20,19
Получено					
Пропановая	1,50%	9000,00	26,16	1090,12	0,30
Изобутановая	0,20%	1200,00	3,49	145,35	0,04
Бутановая	11,00%	66000,00	191,86	7994,19	2,22
Алкилат	85,90%	515400,00	1498,26	62427,33	17,34
Потери	1,40%	8400,00	24,42	1017,44	0,28

Итого	100,00%	600000,00	1744,1 9	72674,42	20,19
-------	---------	-----------	-------------	----------	-------

2.15 Установка производства и восстановления серной кислоты

Назначение – получение товарной серы для продажи.

Сырье — сероводородсодержащий газ с установок гидроочистки дизельного топлива, каталитического крекинга, блока утилизации и переработки отходов установки гидроочистки вакуумного газойля комплекса ВГО, гидрокрекинга;

Продукты: серная кислота, как товарный продукт.

Технологический режим:

– температура газа, °С

В основной топке..... 1100-1300

На выходе из котла-утилизатора..... 155- 165

На входе в реакторы.. 230-250

На выходе из реактора I ступени 290-310

На выходе из реактора II ступени 240-260

Газа на выходе из конденсатора-генератора .. 140-160

В сероуловителе .. 150

На выходе из печи дожига .. 580-650

– давление избыточное, МПа

Сероводородсодержащего газа, подаваемого к топкам. 0,04-0,05

Воздуха от воздуходувок . 0,05-0,06

В топках.... 0,03-0,05

В деэраторе . 0,4-0,5

– катализатор активный оксид алюминия.

– Производительность установки производства и восстановления серной кислоты: 193 тыс. т/год. [7] [13]

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 18 – Материальный баланс установки производства и восстановления серной кислоты

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-H ₂ S (с УККФ,г/о ДТ, г/о ВГ,ГК)	100,00%	190888,60	554,9 1	23121,20	6,42
Итого	100,00%	190888,60	554,9 1	23121,20	6,42
Получено					
H ₂ SO ₄	99,50%	189934,16	552,1 3	23005,59	6,39
Потери	0,50%	954,44	2,77	115,61	0,03
Итого	100,00%	190888,60	554,9 1	23121,20	6,42

2.16 Установка газодифракционирования предельных газов

Назначение – разделение смеси сухого и жирного газа и нестабильных головных фракций на сухой газ, стабильный бензин и в зависимости от потребностей на фракции углеводородов C₃, C₄ и C₅-C₆.

Сырье — газы с установок переработки нефти с содержанием предельных и непредельных углеводородов;

Продукты: сухой газ (C₁-C₂) в топливную сеть, Σ C₃ и Σ C₄ потребителю, Σ C₅ на изомеризацию.

Технологический режим:

Показатели	Абсорбер	Колонна 1	Колонна 2	Колонна 3
Температура, °C				
верха	35	78	44	48
низа	130	218	107	106
Давление, МПа	1,35	0,83	1,73	0,59

– Производительность установки газодифракционирования предельных

газов: 310 тыс. т/год. [7] [14]

– Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 19 – Материальный баланс установки газодифракционирования предельных газов

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-рефлюкс (с АВТ, АТ, ГК, И, Р)	100,00%	306716,49	891,62	37150,74	10,32
Итого	100,00%	306716,49	891,62	37150,74	10,32
Получено					
сухой газ	4,70%	14415,68	41,91	1746,08	0,49
ПБФ	27,60%	84653,75	246,09	10253,60	2,85
н-бутан	35,40%	108577,64	315,63	13151,36	3,65
изобутан	11,60%	35579,11	103,43	4309,49	1,20
бензин	19,50%	59809,72	173,87	7244,39	2,01
Потери	1,20%	3680,60	10,70	445,81	0,12
Итого	100,00%	306716,49	891,62	37150,74	10,32

2.17 Установка производства водорода методом паровой каталитической конверсии углеводородов

Назначение – выделению водорода из водородсодержащих газов.

Сырье — водородсодержащие газы с установок гидроочистки керосина, дизельного топлива, вакуумного газойля, сырья для риформинга и установки риформинга;

Продукты: водород на гидроочистки и гидрокрекинг, и как товарный продукт.

Технологический режим:

- температура, °С . 727
- температура нагрева парометановой смеси, °С . 430
- давление, МПа .. 2,0
- давление парциальное H₂ в остаточном газе, МПа . 0,3
- соотношение пар:метан .. 2:1
- Производительность установки производства водорода: 330 тыс. т/год. [9]
- Среднее время работы установки в году принимаем равным 344 дней.

Таблица 20– Материальный баланс установки производства водорода

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-водород	100%	321684,5 6	935,13	38963,73	10,82
Итого	100,00%	321684,5 6	935,13	38963,73	10,82
Получено					
ВСГ на г/о, ГК	97,97%	315168,0 9	916,19	38174,43	10,60
ВСГ на ТСЦ	2,03%	6516,47	18,94	789,30	0,22
Потери	0,00%	0,00	0,00	0,00	0,00

Итого	100,00%	321684,5 6	935,13	38963,73	10,82
-------	---------	---------------	--------	----------	-------

2.18 Материальный баланс НПЗ в целом

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-нефть	100,00%	17300000,0 0	50290,70	2095445,74	582,07
Итого	100,00%	17300000,0 0	50290,70	2095445,74	582,07
Получено					
сухой газ	2,34%	405648,96	1179,21	49133,84	13,65
пропан	0,63%	108842,42	316,40	13183,43	3,66
бутан	1,16%	201359,13	585,35	24389,43	6,77
изобутан	0,21%	36779,11	106,92	4454,83	1,24
бензины	27,09%	4687423,24	13626,23	567759,60	157,71
керосин	11,70%	2023599,61	5882,56	245106,54	68,09
ДТ	33,23%	5748255,88	16710,05	696251,92	193,40
мазут	17,15%	2967402,05	8626,17	359423,70	99,84
битум	2,98%	515933,00	1499,81	62491,88	17,36
кокс УККФ	0,66%	114586,37	333,10	13879,16	3,86
нафта	0,04%	6299,51	18,31	763,02	0,21
H ₂ S на утилизацию	1,10%	190888,60	554,91	23121,20	6,42
ВСГ	0,04%	6470,60	18,81	783,75	0,22
Потери	1,37%	236272,45	686,84	28618,27	7,95
Итого	99,71%	17249760,9 5	50144,65	2089360,58	580,38

Глубина переработки нефти (ГПН) - показатель, характеризующий эффективность использования сырья. По величине ГПН можно косвенно судить о насыщенности НПЗ вторичными процессами и структуре выпуска нефтепродуктов. Разумеется, что НПЗ с высокой долей вторичных процессов располагает большей возможностью для производства из каждой тонны сырья большего количества более ценных, чем нефтяной остаток, нефтепродуктов и, следовательно, для более углубленной переработки нефти.

В мировой нефтепереработке до сих пор нет общепринятого и

однозначного определения этого показателя. В отечественной нефтепереработке под глубиной переработки нефти подразумевается суммарный выход в процентах на нефть всех нефтепродуктов, кроме непревращенного остатка, используемого в качестве котельного топлива (КТ):

$$\text{ГПН} = 100 - \text{КТ} - (\text{Т} + \text{П}),$$

где Т и П - соответственно удельные затраты топлива на переработку и потери нефти на НПЗ в процентах на сырье.

За рубежом глубину переработки нефти определяют преимущественно как суммарный выход светлых нефтепродуктов от нефти, то есть имеется в виду глубина топливной переработки нефти.

Понятие глубины переработки нефти, выраженное в виде вышеприведенного уравнения, несколько условно, так как выход непревращенного остатка, в том числе котельного топлива, зависит не только от технологии нефтепереработки, но и, с одной стороны, от качества нефти, и с другой - как будет использоваться нефтяной остаток: как котельное топливо или как сырье для производства битума, как нефтяной пек, судовое или газотурбинное топлива и т.д. Так, даже при неглубокой переработке путем только атмосферной перегонки легкой марковской нефти, содержащей 95,7 % суммы светлых, ГПН составит более 90 %, в то время как при углубленной переработке до гудрона арланской нефти с содержанием суммы светлых 43 % этот показатель составит менее 70 %.

В современной нефтепереработке принято НПЗ подразделять (без указания разграничивающих пределов ГПН) на 2 типа: с неглубокой и глубокой переработкой нефти. Такая классификация недостаточно информативна, особенно относительно НПЗ типа глубокой переработки нефти: неясно, какие именно вторичные процессы могут входить в его состав.

По способу углубления переработки нефти нефтеперерабатывающему заводу можно дать следующее определение: НПЗ - совокупность технологических процессов, в которых осуществляется последовательное (ступенчатое) извлечение, облагораживание и физико-химическая переработка дистиллятных фракций нефти и соответственно концентрирование остатков (до мазута, гудрона, тяжелого гудрона глубоковакуумной перегонки, асфальта, кокса и т.д.). По этому признаку удобно классифицировать НПЗ на следующие 4 типа:

- 1) НПЗ неглубокой переработки (НПП);
- 2) НПЗ углубленной переработки (У ПН);
- 3) НПЗ глубокой переработки (ГПН);
- 4) НПЗ безостаточной переработки (БОП).

Определяем величину отбора светлых нефтепродуктов по формуле:

$$C = 100(B + K + D + A + ЖП + СГ + P) / H$$

Где: Б, К, Д, А, ЖП, СГ, Р - количество получаемых на заводе соответственно бензина, керосина, дизельного топлива, ароматических углеводородов, жидких парафинов, сжиженных газов, растворителей, тыс. т/год; Н-мощность завода, тыс.т/год.

$$C = \frac{(108842 + 201359 + 36779 + 4687423 + 2023599 + 5748256 + 6299) * 100}{17300000} = 74\%$$

Глубину переработки нефти рассчитываем по формуле:

$$Г = \frac{(H - ТМ - Т - П)}{H} * 100, (\% \text{ масс.})$$

Где ТМ — количество топочного мазута, тыс. т/год; Т - топливо на собственные нужды тыс. т/год; П - безвозвратные потери, тыс. т/год; Н - фактически переработанное сырье, тыс.т/год.

$$Г = \frac{(17300000 - 2967405 - 515933 - 114586) * 100}{17300000} = 79\%$$

3. Расчет теплообменного оборудования

Керосиновый дистилат в количестве G_1 относительной плотностью $\rho_{20(1)}$ охлаждается в ТО от t_1 до t_2 , нагревая нефть G_2 $\rho_{20(2)}$ от t_3 до t_4 . Определить поверхность теплообмена

$$G_1 = 34000 \quad \rho_{20(1)} = 0,775 \quad G_2 = 50000 \quad \rho_{20(2)} = 0,885$$

$$t_1 = 210 \quad t_2 = 60 \quad t_3 = 25 \quad t_4 = 115$$

Решение

$$\alpha_1 = 0,000805$$

$$\alpha_2 = 0,000660$$

1) Определение энтальпии потоков.

$$T_1 = t_1 = 273 \quad T_2 = t_2 = 273 \quad T_3 = t_3 = 273 \quad T_4 = t_4 = 273$$

$$T_1 = 483 \quad T_2 = 333 \quad T_3 = 298 \quad T_4 = 388$$

$$\rho_{15(1)} = \rho_{20(1)}^{5 \cdot \alpha_1} \quad \rho_{15(2)} = \rho_{20(2)}^{5 \cdot \alpha_2}$$

$$\rho_{15(1)} = 0,779 \quad \rho_{15(2)} = 0,8883$$

$$l_{t1ж} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15(1)}}} \left(0,0017 \cdot T_1^2 + 0,762 \cdot T_1 - 334,25 \right)$$

$$l_{t1ж} = 487,6225 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$l_{t2ж} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15(1)}}} \left(0,0017 \cdot T_2^2 + 0,762 \cdot T_2 - 334,25 \right)$$

$$l_{t2ж} = 122,3707 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$l_{t3ж} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15(2)}}} \left(0,0017 \cdot T_3^2 + 0,762 \cdot T_3 - 334,25 \right)$$

$$l_{t3ж} = 46,4647 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$l_{t4ж} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15(2)}}} \left(0,0017 \cdot T_4^2 + 0,762 \cdot T_4 - 334,25 \right)$$

$$l_{t4ж} = 230,5905 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

2) Количество тепла Q_1 выделяемое керосином в теплообменнике находим из уравнения теплового баланса

$$Q_1 = G_1 (t_1 - t_2)$$

$$Q_1 = 1,2419 \cdot 10^6 \text{ кДж}$$

$$Q_{1kv} = Q_1 \frac{1,163}{4,187}$$

$$Q_{1kv} = 3,4494 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

3) Количество тепла, воспринимаемое в ТО аппарате нагреваемой нефтью

$$Q_2 = G_2 (t_4 - t_3)$$

$$Q_2 = 9,2063 \cdot 10^6 \text{ кДж}$$

$$Q_{2kv} = Q_2 \frac{1,163}{4,187}$$

$$Q_{2kv} = 2,5572 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

4) Определяем средний температурный напор

$$T_1 = 483 \quad \Delta T_{\sigma} = T_1 - T_4 \quad \Delta T_{\mu} = T_2 - T_3$$

$$T_2 = 333 \quad \Delta T_{\sigma} = 95 \quad \Delta T_{\mu} = 35$$

$$T_3 = 298$$

$$T_4 = 388$$

$$\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_{\sigma} \Delta T_{\mu}}{\ln \left(\frac{\Delta T_{\sigma}}{\Delta T_{\mu}} \right)}$$

$$\Delta T_{cp} = 60,0884$$

Определяем среднеарифметическую температуру керосина и нефти

$$T_K = T_1 - T_2 \quad T_H = T_4 - T_3 \quad T_{HCP} = \frac{T_4 + T_3}{2} \quad T_{KCP} = T_{HCP} + \Delta T_{CP}$$

$$T_K = 150 \quad T_H = 90 \quad T_{HCP} = 343 \quad T_{KCP} = 403,0884$$

5) Поверхность теплообмена находим из уравнения теплопередачи

Коэффициент теплопередачи принимаем из табличных данных:

$$K_{OP} = 210 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \quad \text{теплообменник}$$

$$F = \frac{Q_{2kv}}{K_{OP} \Delta T_{CP}}$$

$$F = 202,6523 \text{ м}^2$$

Выбираем теплообменник по каталогу Хим. Маш. Зенит. типа

$$\text{ТП: } F = 210 \cdot 1 \text{ м}^2 \quad l = 6000 \text{ мм} \quad d = 25 \times 2 \text{ мм} \quad D = 900 \text{ мм} \quad S = 0,0339 \text{ м}^2$$

$S_{MP} = 0,073 \text{ м}^2$ $Z = 4$ - число ходов в теплообменнике

Определяем физические параметры керосина при средних температурах:

$$T_{KCP} = 403,0884$$

Определяем теплопроводность λ при 30 град С.

$$t = 30$$

$$\rho_{301} = \rho_{201} - \alpha_1 (t - 20)$$

$$\rho_{301} = 0,767 \text{ плотность керосина при 30 град С.}$$

$$\rho_{301abs} = \rho_{301} \cdot 10^3$$

$$M_{HK} = \frac{44,29 \cdot \rho_{151}}{1,03 - \rho_{151}} \quad \text{определение молярной массы по формуле Крэга}$$

$$M_{HK} = 137,4759$$

Расчет теплоемкости керосина

$$c_K = \frac{1}{\rho_{151}} (0,762 + 0,004 \cdot T_{KCP})$$

$$c_K = 2,6901 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_{1к} = c_K \cdot 10^3$$

$$A_i = 4,22 \cdot 10^{-8} \text{ коэффициент учитывающий степень ассоциации жидкости}$$

$$\lambda_{30} = A_i \cdot c_{1к} \cdot \rho_{30 \text{ abs}} \sqrt{\frac{\rho_{30 \text{ abs}}}{M_{\text{HK}}}}$$

$$\lambda_{30} = 0,2056 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}} \text{ теплопроводность керосина при 30 град С.}$$

Определяем теплопроводность λ при средней температуре керосина:

$$\varepsilon = (1,8 - 2) \cdot 10^{-3} \text{ температурный коэффициент}$$

$$\varepsilon = 1,8 \cdot 10^{-3}$$

$$\lambda_{T_{\text{ксп}}} = \lambda_{30} \left(1 - \varepsilon \cdot (T_{\text{ксп}} - (30 + 273)) \right)$$

$$\lambda_{T_{\text{ксп}}} = 0,1686 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}} \text{ теплопроводность } \lambda \text{ при средней температуре керосина}$$

$$T_{\text{ксп}} = 403,0884$$

$$\rho_{T_{\text{ксп}}} = \rho_{20} \cdot \alpha_1 \left(T_{\text{ксп}} - (20 + 273) \right)$$

$$\rho_{T_{\text{ксп}}} = 0,6864 \text{ плотность керосина при } T_{\text{ксп}}.$$

$$\rho_{T_{\text{ксп}} \text{ abs}} = \rho_{T_{\text{ксп}}} \cdot 10^3$$

Расчет кинематической вязкости по формуле Гросса:

$$\nu_{1к} = 1,25 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}} \text{ кинематическая вязкость при 20 град С.}$$

$$\nu_{2к} = 1,1 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}} \text{ кинематическая вязкость при 25 град С.}$$

Определим коэффициент пропорциональности

$$n = \frac{\log_{10} \left(\frac{v_{1к}}{v_{2к}} \right)}{\log_{10} \left(\frac{25}{20} \right)}$$

$$n = 0,5729$$

$$v_{2кТкр} = \frac{v_{1к}}{10^{n \cdot \log_{10} \left(\frac{T_{кр} - 273}{20} \right)}} \quad \text{кинематическая вязкость при температуре киросина } T_{кр}$$

$$v_{2кТкр} = v_{1к} / (T_2 - 273 / T_1 - 273)^n$$

$$v_{2кТкр} = 4,2761 \cdot 10^{-7} \quad \text{кинематическая вязкость при температуре киросина } T_{кр}$$

Расчитаем физико-химические параметры для нефти

Определяем теплопроводность λ при 30 град С.

$$t = 30$$

$$\rho_{30} = \rho_{20} \alpha_1 (t - 20)$$

$$\rho_{30} = 0,877 \quad \text{плотность нефти при 30 град С.}$$

$$\rho_{30abs} = \rho_{30}^3$$

$$M_{hн} = \frac{44,29 - \rho_{152}}{1,03 - \rho_{152}} \quad \text{определение молярной массы по формуле Крэга}$$

$$M_{hн} = 277,6486$$

Расчет теплоемкости нефти

$$c_H = \frac{1}{\rho_{152}} (0,762 + 0,004 \cdot T_{кр})$$

$$c_H = 2,2642 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \quad c_{1н} = c_H \cdot 10^3$$

$$A_i = 4,22 \cdot 10^{-8} \quad \text{коэффициент учитывающий степень ассоциации жидкости}$$

$$\lambda_{30н} = A_i \cdot c_{1н} \cdot \rho_{30abs} \sqrt{\frac{\rho_{30abs}}{M_{hн}}}$$

$$\lambda_{30н} = 0,1489 \frac{\text{В}}{\text{м} \cdot \text{К}} \quad \text{теплопроводность нефти при 30 град С.}$$

Определяем теплопроводность λ при средней температуре нефти:

$\varepsilon = (1,8 - 2) \cdot 10^{-3}$ температурный коэффициент

$$\varepsilon = 1,8 \cdot 10^{-3}$$

$$\lambda_{T_{нср}} = \lambda_{30н} \left[1 - \varepsilon (T_{нср} - (30 + 273)) \right]$$

$$\lambda_{T_{нср}} = 0,1382 \frac{W}{m \cdot K} \text{ теплопроводность } \lambda \text{ при средней температуре нефти}$$

$$T_{нср} = 343$$

$$\rho_{T_{нср}} = \rho_{20} \alpha_1 (T_{нср} - (20 + 273))$$

$$\rho_{T_{нср}} = 0,8448 \text{ плотность нефти при } T_{нср}.$$

$$\rho_{T_{нср abs}} = \rho_{T_{нср}} \cdot 10^3$$

Расчет кинематической вязкости по формуле Гросса:

$$v_{1н} = 19,5 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{c} \text{ кинематическая вязкость при } 20 \text{ град } C.$$

$$v_{2н} = 18 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{c} \text{ кинематическая вязкость при } 25 \text{ град } C.$$

Определим коэффициент пропорциональности

$$n_1 = \frac{\log_{10} \left(\frac{v_{1н}}{v_{2н}} \right)}{\log_{10} \left(\frac{25}{20} \right)}$$

$$n = 0,5729$$

$$v_{2н T_{нср}} = \frac{v_{1н}}{10^{n_1 \log_{10} \left(\frac{T_{нср} - 273}{20} \right)}} \text{ кинематическая вязкость при температуре киросина } T_{нср}$$

$$v_{2kT_{\text{ксп}}} = v_{1k} / (T_2 - 273 / T_1 - 273)^n$$

$$v_{2nT_{\text{ксп}}} = 1,2442 \cdot 10^{-5} \quad \text{кинематическая вязкость при температуре киросина } T_{\text{ксп}}$$

Определяем скорость потока в трубном пространстве

$$S_{\text{тр}} = 0,0339 \text{ м}^2 \quad \text{Площадь трубного пространства теплообменника}$$

$$\omega_{\text{тр}} = \frac{G_2}{3600 \cdot \rho_{\text{Тнср}} \cdot S_{\text{тр}}}$$

$$\omega_{\text{тр}} = 0,485 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \text{скорость потока в трубном пространстве}$$

Критерий Рейнольдса:

$$d = 21 \cdot 10^{-3} \text{ внутренний диаметр трубы}$$

$z = 4$ количество ходов

$$Re_{\text{сп}} = \frac{\omega_{\text{тр}} \cdot d \cdot z}{v_{2nT_{\text{ксп}}}}$$

$$Re_{\text{сп}} = 3274,4941 \quad \text{критерий Рейнольдса}$$

Критерий Прандтля:

$$Pr_n = \frac{c_{1n} \cdot \rho_{\text{Тнср}} \cdot v_{2nT_{\text{ксп}}}}{\lambda_{\text{Тнср}}}$$

$$Pr_n = 172,1979 \quad \text{критерий Прандтля}$$

Критерий Нуссельта:

$$Nu = 0,021 \cdot Re_{\text{сп}}^{0,8} \cdot Pr_n^{0,43}$$

$$Nu = 124,6886 \quad \text{критерий Нуссельта}$$

$$a_2 = \frac{Nu \cdot \lambda_{Тксп}}{d}$$

$$a_2 = 820,5346 \frac{\frac{W}{m^2 K}}{m} \quad \text{коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к нефти}$$

Определяем скорость потока в межтрубном пространстве

$$S_{\text{мтр}} = 0,073 \text{ м}^2 \quad \text{Площадь трубного пространства теплообменника}$$

$$\omega_{\text{мтр}} = \frac{G_1}{3600 \cdot \rho_{Тксп} a b S_{\text{мтр}}}$$

$$\omega_{\text{мтр}} = 0,1885 \frac{m}{s} \quad \text{скорость потока в трубном пространстве}$$

Критерий Рейнольдса:

$$d_{\text{мтр}} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{\text{мтр}}}{\pi}} \quad d_{\text{мтр}} = 0,3049 \text{ м} \quad \text{диаметр межтрубного пространства}$$

$$Re_{\text{сп мтр}} = \frac{\omega_{\text{мтр}} \cdot d_{\text{мтр}}}{\nu_{2\text{кТксп}}}$$

$$Re_{\text{сп мтр}} = 1,3439 \cdot 10^5 \quad \text{критерий Рейнольдса}$$

Критерий Прандтля:

$$Pr_{\text{мтр}} = \frac{c_{1\text{кТксп}} \rho_{Тксп} a b S_{\text{мтр}} \nu_{2\text{кТксп}}}{\lambda_{Тксп}}$$

$$Pr_{\text{мтр}} = 4,683 \quad \text{критерий Прандтля}$$

Критерий Нуссельта:

$$Nu_{\text{мтр}} = 0,021 \cdot Re_{\text{сп мтр}}^{0,8} \cdot Pr_{\text{мтр}}^{0,43}$$

$$Nu_{\text{мтр}} = 516,6978 \quad \text{критерий Нуссельта}$$

$$a_1 = \frac{Nu_{\text{мтр}} \cdot \lambda_{\text{ТКСР}}}{d_{\text{мтр}}}$$

$$a_1 = 285,7388 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}} \quad \text{коэффициент теплоотдачи керосина к стенке}$$

$$\delta = 2 \cdot 10^{-3} \quad \text{толщина стенки}$$

$$\lambda_{\text{СТ}} = 46 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}} \quad \text{теплопроводность стенки}$$

Определяем коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_1} + \frac{\delta}{\lambda_{\text{СТ}}} + \frac{1}{a_2}}$$

$$K = 210,0004 \quad \text{расчетный коэффициент теплопередачи}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q_{2\text{квт}}}{K \cdot \Delta T_{\text{ср}}}$$

$$F_{\text{расч}} = 202,652 \text{ м}^2 \quad \text{расчетная поверхность теплообмена}$$

$$F_1 = 210,1 \text{ м}^2 \quad \text{площадь теплообмена по каталогу}$$

$$\Delta = \frac{F_1 - F_{\text{расч}}}{F_1} \cdot 100$$

$$\Delta = 3,545 \text{ процента} - \text{запас}$$

Вывод - теплообменник выбран правильно.

4. Технологический расчет колонны К-2 блока АТ установки АВТ-3

4.1 Описание технологической схемы блока АТ

Обессоленная и обезвоженная нефть, поступающая с блока ЭЛОУ, насосом Н-1 прокачивается через ряд теплообменников Т-1/5, где нагревается за счет тепла отводимых с установки потоков дизельной фракции и мазута, и подается в питательную секцию колонны предварительного испарения К-1. С верха отбензинивающей колонны К-1 выходят пары бензина и воды вместе с растворенными в нефти газами и сероводородом, охлаждаются в аппарате воздушного охлаждения АВО-1, холодильнике Х-1 и поступают в рефлюксную емкость Е-1. Газ из газоводоотделителя направляется на установку АГФУ, а бензин $n\text{-}85$ °С частично подается в колонну К-1 в качестве холодного орошения, остальное его количество подается в секцию вторичной перегонки.

Отбензиненная нефть с низа колонны К-1 насосом Н-3 прокачивается по змеевику печи П-1 в основную ректификационную колонну К-2. Головным продуктом К-2 является бензиновая фракция $85\text{-}150$ °С пары которой, проходят аппарат воздушного охлаждения АВО-2, холодильник Х-2 и поступают в рефлюксную емкость Е-2, а оттуда частично на орошение в колонну К-2, остальная часть — на секцию вторичной перегонки бензина. Боковым погоном основной ректификационной колонны является дизельная фракция зимняя $150\text{-}250$ °С и дизельная фракция летняя $250\text{-}350$ °С, которые выводятся через отпарные колонны (стриппинг-секции) К-3/1 и К-3/2 .

С низа ректификационной колонны К-2 отбирается остаток атмосферной перегонки, выкипающий выше 350 °С (мазут), который насосом Н-6, отдав тепло сырьевому потоку в теплообменнике Т-4, выводится с блока АТ на вакуумную перегонку.

Таблица 23

№	Наименование потока	Условное обозначение
1	Обессоленная нефть	I
2	Водяной пар	II
3	Газ	III
4	Рефлюкс	IV
5	Бензиновая фракция нк-85 °С	V
6	Бензиновая фракция 85-150 °С	VI
7	Керосиновая фракция	VII
8	Фракция дизельного топлива	VIII
9	Мазут	IX
10	Отбензиненная нефть	X

Таблица 24

№	Название аппаратов	Условное обозначение
1	Насос	Н-1,2,3,6
2	Теплообменник	Т-1/5,1/2,4
3	Водяной холодильник	Х-1,2
4	Аппарат воздушного охлаждения	АВО -1,2
5	Ректификационная колонна	К-1
6	Основная ректификационная колонна	К-2
7	Трубчатая печь	П-1
8	Отпарная колонна	К-3/1,3/2
9	Емкость	Е-1,2
10	Электродегидратор	ЭЛОУ

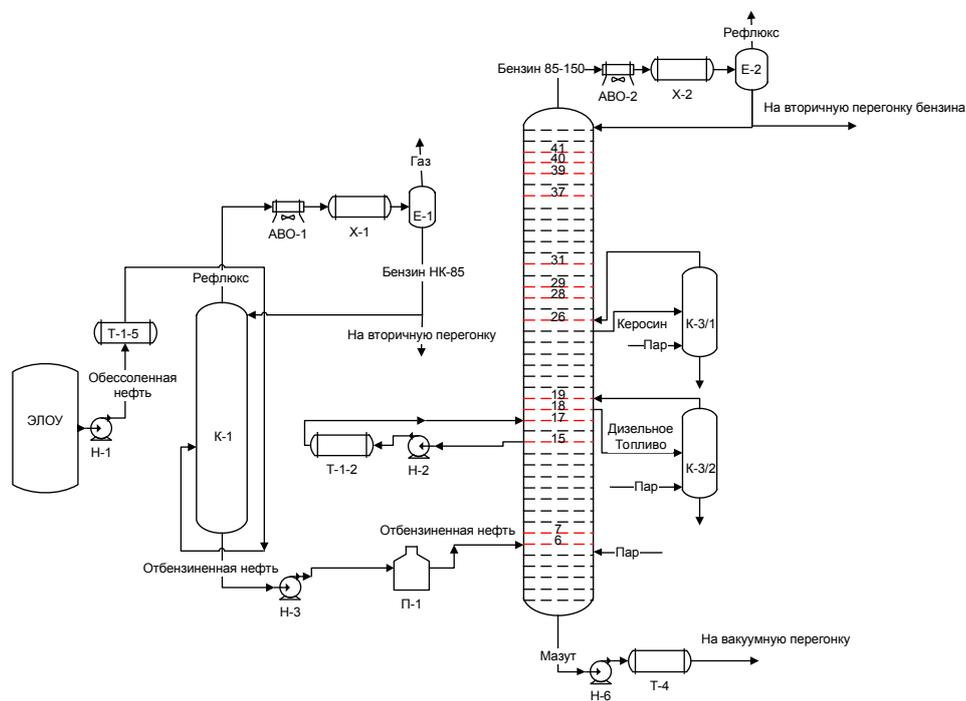


Рисунок 2 – Технологическая схема атмосферного блока установки АВТ-3

4.2 Технологический расчет атмосферной колонны К-2

Описание колонны К-2

Атмосферная колонна К-2 предназначена для получения отдельных фракций, которые могут быть товарными продуктами или сырьём для других технологических установок завода. Верхним продуктом колонны К-2 является бензиновая фракция 85-150 °С, фракция 150-250 °С (ДТЗ) и фракция 250-350 °С (ДТЛ) выводятся соответственно с 25 и 15 тарелки колонны К-2 в стриппинг-секции. Снизу колонны выводится жидкий остаток - мазут (фракция выше 350 °С).

На основании заводских данных примем число тарелок равным 43.

Полуотбензиновая нефть подаётся на 6-ую тарелку, т.е. в отгонной части 6 тарелок.

Тарелки в колонне клапанные, прямоточные. [15]

Избыточное тепло в колонне снимается сверху острым орошением и по высоте колонны циркуляционным орошением.

Острое орошение представляет собой часть головного погона колонны, сконденсированного и охлажденного в соответствующих холодильниках и подаваемого на верхнюю тарелку колонны. Циркуляционное орошение отбирается с 15-ой тарелки К- 2 и возвращается в колонну К-2 на 17-ю. Для создания восходящего парового потока вниз колонны (как и в стриппинг-секции) подаётся перегретый водяной пар, который после прохождения по высоте колонны выводится вместе с головным погоном.

Материальный баланс установки представлен в таблице 25, колонны К-2 в таблице 26. Согласно заданию, проведено увеличение количества перерабатываемой на установке нефти на 13% масс, от первоначальной загрузки.

Таблица 25 - Материальный баланс установки АВТ-3

АВТ-3					
Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-нефть	100,00%	3390000,00	9854,65	410610,47	114,06
Итого	100,00%	3390000,00	9854,65	410610,47	114,06
Получено					
УВгаз	0,89%	30171,00	87,71	3654,43	1,02
Бензин	19,50%	661050,00	1921,66	80069,04	22,24
Керосиновая фракция	3,00%	101700,00	295,64	12318,31	3,42
ДТ прямогонное	27,00%	915300,00	2660,76	110864,83	30,80
ТВГ	20,00%	678000,00	1970,93	82122,09	22,81
Гудрон	8,84%	299676,00	871,15	36297,97	10,08
Мазут	20,62%	699018,00	2032,03	84667,88	23,52
Потери	0,15%	5085,00	14,78	615,92	0,17
Итого	100,00%	3390000,00	9854,65	410610,47	114,06

Таблица 26 – Материальный баланс колонны К-2

Статьи баланса	Выход % (масс), X(0)	Количество			
		т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило					
Сырье-нефть	94,13%	3191007	9276,18	386507,63	107,36
Итого	94,13%	3191007	9276,18	386507,63	107,36
Получено					
фр. 85-150	14,10%	477990	1389,51	57896,08	16,08
фр. 150-250	3,34%	113226	329,15	13714,39	3,81
фр. 250-350	27,00%	915300	2660,76	110864,83	30,80
Мазут	49,69%	1684491	4896,78	204032,34	56,68
Потери	0,00%	0	0,00	0,00	0,00
Итого	94,13%	3191007	9276,18	386507,63	107,36

4.3 Характеристика продуктов атмосферной перегонки нефти

Продуктами колонны К-2 являются бензиновая фракция 85-150 °С, керосиновая фракция 150-250 °С, компонент дизельного топлива 250-350 °С

и остаток атмосферной перегонки - мазут.

Молекулярные массы фракций определяем по формуле Воинова:

$$M := 60 + 0,3 \cdot t_{cp} + 0,001 \cdot t_{cp}^2$$

где t_{cp} - средняя молекулярная температура кипения фракции.

Рассчитаем молекулярные массы фракций:

1) бензиновая фр. (85-150 °C):

$$t_{cp} = (85 + 150) / 2 = 117,5 \text{ °C}$$

$$\text{тогда } M_b = 60 + 0,3 \cdot 117,5 + 0,001 \cdot 117,5^2 = 109$$

2) керосиновая фракция (150-250 °C):

$$t_{cp} = 200 \text{ °C, тогда } M_k = 160$$

3) дизельная фракция (250-350 °C):

$$t_{cp} = 300 \text{ °C, тогда } M_d = 240$$

4) мазут (более 350 °C):

$$M_{ост} = 500$$

4.4 Режим температур и давлений

В колонну К-2 подается отбензиненная нефть, орошение и водяной пар.

Из колонны выводится:

- головной погон — бензиновая фракция (85- 150 °C),
- 2 боковых погона: керосиновая фракция (150-250 °C) и дизельная фракция (250-350 °C), орошение, водяной пар и остаток — мазут.

Пары головного погона и водяной пар выводятся через шлемовую трубу колонны, жидкие погоны из боковой части колонны, остаток — с низа колонны.

Температура отбензиненной нефти, поступающей в колонну К-2, определяется по точке кривой ОИ отбензиненной нефти, которая соответствует суммарному отбору светлых нефтепродуктов (допускается, что светлые нефтепродукты полностью испаряются в месте ввода сырья в колонну).

Колонна К-2 в отличие от колонны К-1 работает с водяным паром.

Количество водяного пара, вводимого в колонну К-2, (G_1) 1,0-1,5 % в пересчете на полуотбензиненную нефть, а подаваемого в отпарные колонны ($G_{2,3}$) — 2-6 % в пересчете на боковые погоны. Приняв соответственно 1,5; 2,0 и 2,5 % водяного пара на поток, получим:

$$G_1 := 0,015 \cdot 386507,63$$

$$G_1 = 5797,6144 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_2 := 0,02 \cdot 13714,39$$

$$G_2 = 274,2878 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_3 := 0,025 \cdot 110864,83$$

$$G_3 = 2771,6208 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{общ}} := G_1 + G_2 + G_3$$

$$G_{\text{общ}} = 8843,523 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Температура паров, выходящих с верха колонны К-2, устанавливается по концу кривой ОИ головного погона при давлении, соответствующем парциальному давлению его паров в смеси с водяным паром.

На верху колонны, где имеется двухкомпонентная смесь паров бензина и воды, на основании закона Дальтона:

$$P_b := P \cdot Y_{\text{бштрих}}$$

Где P_b — парциальное давление паров бензина; — общее давление на верху колонны;

Y_b — молярная концентрация паров бензина:

$$Y_{\text{бштрих}} := \frac{N_b + N_{\text{ор}}}{N_b + N_{\text{впар}} + N_{\text{ор}}}$$

Молекулярная масса бензина 85-150 °С, равна 109.

Тогда

$$N_b := \frac{G_b}{M}$$

$$G_b := 57896,08 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

$$N_b = 530,8827 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{ЧАС}}$$

$$N_{\text{впар}} := \frac{G_{\text{впар}}}{M_{\text{впар}}}$$

$$G_{\text{впар}} := 8843,523 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

$$M_{\text{впар}} := 18$$

$$N_{\text{впар}} = 491,3068 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{ЧАС}}$$

Так как в колонне применяется верхнее острое орошение, выводимое в виде паров вместе с парами балансового бензина и водяным паром через шлемовую трубу колонны, то при определении температуры верха колонны необходимо учитывать это орошение, изменяющее молярную концентрацию и парциальное давление паров бензина.

Для нормальной работы атмосферной колонны достаточно 1-2-кратного орошения.

В соответствии с этой рекомендацией зададимся кратностью орошения 1,5.

Тогда количество верхнего острого орошения составит:

$$G_{\text{ор}} = 1,5 \cdot G_b$$

$$G_{\text{ор}} = 86844,12 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

$$N_{\text{ор}} := \frac{G_{\text{ор}}}{M}$$

$$N_{\text{ор}} = 796,3241 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{ЧАС}}$$

Молярная концентрация паров бензина:

$$Y_{\text{бштрих}} = 0,7298$$

Общее давление наверху колонны К-2 принимается равным атмосферному давлению или несколько превышающему его.

Примем $\pi = 0,15 \text{ МПа} = 1140 \text{ мм рт. ст.}$ Тогда парциальное давление паров бензина составит:

$$P_{\text{б}} = \pi \cdot Y_{\text{бштрих}}$$

$$P_{\text{б}} = 0,1095 \text{ МПа}$$

Температуру конца ОИ бензина находим по кривой ОИ, построенной при давлении 0,1095 МПа. Температура верха колонны К-2 составила 130 °С.

Температура низа атмосферной колонны должна быть на 20-30 °С ниже температуры в питательной секции. Принимаем $t_{\text{н2}} = 350 - 20 = 330 \text{ °С}$.

Температура верхнего острого орошения составляет 30-35 °С, примем $t_{\text{ор}} = 30 \text{ °С}$.

Температуру перегретого водяного пара, подаваемого в колонну, примем равной:

$$t_{\text{перегрвпар}} = 400$$

Этот пар обычно получают путем перегрева, отработанного (мятого) пара с давлением 0,2 - 0,3 МПа в змеевике, расположенном в сырьевой или в специальной печи.

Температура бокового погона устанавливается по началу соответствующей кривой ОИ, так как выводимый из колонны жидкий боковой погон находится на тарелке при температуре закипания. В сечении вывода боковых погонов находятся и более легкокипящие компоненты, снижающие парциальное давление паров, а потому истинные температуры вывода боковых погонов обычно на 10-20 °С ниже температур начальных

точек их кривых ОИ, построенных при атмосферном давлении.

Определим температуру вывода зимней дизельной фракции (150-250 °С):

$$N_{\text{ДТЗ}} = \frac{G_{\text{ДТЗ}}}{M_{\text{ДТЗ}}}$$

$$G_{\text{ДТЗ}} = 13714,13 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$M_{\text{ДТЗ}} = M_2$$

$$N_{\text{ДТЗ}} = 85,7133 \frac{\text{кмоль}}{\text{час}}$$

$$N_{\text{впар2}} = \frac{G_2}{M_{\text{впар}}}$$

$$N_{\text{впар2}} = 15,2382$$

Давление на 25-ой тарелке отвода дизельной фракции, исходя из предположения о равномерном перепаде давлений между соседними тарелками в 5-10 мм рт. ст. , возьмем 5 мм = 0,00066 МПа:

$$P_{25} = 0,1592 \text{ МПа}$$

Парциальное давление ДТЗ:

$$P_{\text{ДТЗ}} = P_{25} \frac{N_{\text{ДТЗ}}}{N_{\text{ДТЗ}} + N_{\text{впар2}}}$$

$$P_{\text{ДТЗ}} = 0,1352 \text{ МПа}$$

Температура вывода дизельной фракции зимней из колонны К-2 соответствует температуре 0 %-ого отгона по кривой ОИ, построенной при $P_{\text{ДТЗ}} = 0,135 \text{ МПа}$ и составляет

$$t_{\text{ДТЗвывод}} = 160$$

Температуру ДТЗ на выходе из отпарной колонны принимают на 20°С ниже температуры жидкости на входе в стриппинг-секцию [27], то есть:

$$160 - 20 = 140$$

Определим температуру вывода дизельной фракции 230-350°С:

$$N_{\text{ДТЛ}} = \frac{G_{\text{ДТЛ}}}{M_{\text{ДТЛ}}}$$

$$M_{\text{ДТЛ}} = M_3$$

$$G_{\text{ДТЛ}} = 110864,83 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$N_{\text{ДТЛ}} = 461,9368 \frac{\text{кмоль}}{\text{час}}$$

$$N_{\text{впар3}} = \frac{G_3}{M_{\text{впар}}}$$

$$N_{\text{впар3}} = 153,9789$$

Давление на 15-ой тарелке отвода фракции, исходя из предположения о равномерном перепаде давлений между соседними тарелками в 5-10 мм рт. ст., возьмем 5 мм = 0,00066 МПа:

$$P_{15} = 0,1671 \text{ МПа}$$

Парциальное давление ДТЛ:

$$P_{\text{ДТЛ}} = P_{15} \cdot \frac{N_{\text{ДТЛ}}}{N_{\text{ДТЛ}} + N_{\text{впар3}}}$$

$$P_{\text{ДТЛ}} = 0,1253 \text{ МПа}$$

Температура вывода дизельной фракции из колонны К-2 соответствует температуре 0 %-ого отгона по кривой ОИ, построенной при $P_d = 0,125$ МПа и составляет:

$$t_{\text{ДТЛвывод}} = 250$$

Температуру ДТ на выходе из отпарной колонны принимают на 20°C ниже температуры жидкости на входе в стриппинг-секцию, то есть:

$$250 - 20 = 230^\circ\text{C}$$

4.5 Тепловой баланс колонны К-2

В колонну К-2 тепло подается с нагретой в печи полуотбензиненной нефтью, а также с подаваемым в низ колонны водяным паром.

Отводится тепло с верхним продуктом — бензиновой фракцией, боковыми погонами — керосиновой фракцией, ДТ и остатком, а также отводится острым (испаряющимся) орошением.

Приход тепла:

1) Количество тепла, вносимое сырьем (полуотбензиненной нефтью) — $Q_{\text{пон}}$, определяется с учетом доли паровой и жидкой фаз.

Доля отгона e определяется по кривой ОИ полуотбензиненной нефти при температуре входа сырья в колонну К-2, (350 °С) и давлении, равном давлению в питательной секции колонны (0,2 МПа = 1 520 мм рт. ст.). Получаем $e = 0,4424$.

$$Q_{\text{пон}} = G_{\text{пон}} \cdot [e \cdot q_{350}^{\text{п}} + (1 - e) \cdot q_{350}^{\text{ж}}],$$

Энтальпию паров нефтепродуктов определяют по эмпирической формуле Б.П.Воинова:

$$q_{\text{г}}^{\text{п}} = (129,58 + 0,134T + 0,00059T^2)(4 - \rho_{15}^{\text{п}}) - 308,99$$

Энтальпию жидких нефтепродуктов при температуре T находят по уравнению Крэга:

$$q_{\text{г}}^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{\text{ж}}}} (0,0017T^2 + 0,762T - 334,25)$$

$$t=350^{\circ}\text{C}; \quad T=t+273=623 \text{ K}; \quad \rho_4^{20}=0,91 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha = 0,91 + 5 \cdot 0,00062 = 0,9131 \text{ кг/м}^3$$

$$q_{350}^{\text{н}} = (129,58 + 0,134 \cdot 623 + 0,00059 \cdot 623^2)(4 - 0,9131) - 308,99 = 1055,6 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{350}^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{0,9131}}(0,0017 \cdot 623^2 + 0,762 \cdot 623 - 334,25) = 837,51 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_{\text{пюн}} = 376246,37 \cdot [0,468 \cdot 1055,6 + (1 - 0,468) \cdot 837,51] = 345022476 \text{ кДж/ч}$$

2) Количество тепла, вносимого водяным паром:

$$Q_{\text{вп}} = G_{\text{вп}} \cdot q = G_{\text{вп}} \cdot (q_{400}^{\text{н}} - q_{130}^{\text{ж}})$$

где $G_{\text{вп}}$ — количество водяного пара, кг/ч;

$q_{400}^{\text{н}} = 3279,5$ — энтальпия водяного пара на входе в колонну К-2, кДж/кг; [16 с.236]

$q_{130}^{\text{ж}} = 546,8$ — энтальпия водяного пара на выходе из колонны К-2, кДж/кг; [17 с.549]

$$Q_{\text{вп}} = 8432,5945 \cdot (3279,5 - 546,8) = 23043751 \text{ кДж/ч}$$

—

Расход тепла:

1. с верхним продуктом: $Q_b = G_b \cdot q_{130}^{\text{ж}} = 55334,3 \cdot 285,703 = 15809157 \text{ кДж/ч}$

где G_b — количество паров бензина, кг/ч;

$q_{130}^{\text{ж}}$ - энтальпия паров бензина (фракции 85 – 150 °С) при температуре верха колонны К-2

$$t_b = 130^{\circ}\text{C}; \quad T=t+273=403 \text{ K}; \quad \rho_4^{20}=0,755 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha = 0,755 + 5 \cdot 0,000831 = 0,7592 \text{ кг/м}^3$$

$$q_{130}^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{0,7592}}(0,0017 \cdot 403^2 + 0,762 \cdot 403 - 334,25) = 285,703 \text{ кДж/кг}$$

2. с боковым продуктом КФ:

$$Q_k = G_k \cdot q_{206}^{\text{ж}} = 13107,56 \cdot 470,5 = 6167086,2 \text{ кДж/ч}$$

где G_k — количество керосиновой фракции, кг/ч;

$q_{206}^{\text{ж}}$ - энтальпия керосиновой фракции при температуре вывода ее из колонны

$$t_{\text{КФ}}^{\text{вывод}} = 206^{\circ}\text{C}; \quad T=t+273=479 \text{ K}; \quad \rho_4^{20}=0,796 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha = 0,796 + 5 \cdot 0,000778 = 0,7999 \text{ кг/м}^3$$

$$q_{206}^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{0,7999}}(0,0017 \cdot 479^2 + 0,762 \cdot 479 - 334,25) = 470,5 \text{ кДж/кг}$$

3. с боковым продуктом ДТ:

$$Q_d = G_d \cdot q_{306}^* = 105174,42 \cdot 741,75 = 78012792 \text{ кДж/ч}$$

где G_d - количество дизельной фракции, кг/ч;

q_{306}^* - энтальпия дизельной фракции при температуре вывода ее из колонны

$$t_{\text{ДТ}}^{\text{вывод}} = 306 \text{ } ^\circ\text{C}; \quad T = t + 273 = 579 \text{ К}; \quad \rho_4^{20} = 0,829 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha = 0,829 + 5 \cdot 0,000738 = 0,8327 \text{ кг/м}^3$$

$$q_{306}^* = \frac{1}{\sqrt{0,8327}} (0,0017 \cdot 579^2 + 0,762 \cdot 579 - 334,25) = 741,75 \text{ кДж/кг}$$

$$4. \text{ с остатком: } Q_{\text{ост}} = G_{\text{ост}} \cdot q_{330}^* = 195789,24 \cdot 760,351 = 148868617,5 \text{ кДж/ч}$$

где $G_{\text{ост}}$ — количество остатка (мазута), кг/ч;

q_{330}^* — энтальпия остатка при температуре низа колонны $t_{\text{н2}} = 330 \text{ } ^\circ\text{C}$.

$$t = 330 \text{ } ^\circ\text{C}; \quad T = t + 273 = 603 \text{ К}; \quad \rho_4^{20} = 0,953 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha = 0,953 + 5 \cdot 0,000567 = 0,9558 \text{ кг/м}^3$$

$$q_{178}^* = \frac{1}{\sqrt{0,9558}} (0,0017 \cdot 603^2 + 0,762 \cdot 603 - 334,25) = 760,351 \text{ кДж/кг}$$

5. с острым (испаряющимся) орошением:

$$Q_{\text{ор}} = G_{\text{ор}} \cdot q = G_{\text{ор}} (q_{130}^{\text{п}} - q_{30}^*) = 83001,45 \cdot (596,51 - 58,28) = 49227332 \text{ кДж/ч}$$

где $G_{\text{ор}}$ — количество острого орошения (по составу острое орошение идентично верхнему продукту), кг/ч; при кратности орошения 1,5 получим $G_{\text{ор}} = 1,5 \cdot G_b$;

$q_{130}^{\text{п}} = 596,51 \text{ кДж/кг}$ — энтальпия паров орошения при температуре верха колонны $t_2 = 130 \text{ } ^\circ\text{C}$;

$q_{30}^* = 58,28 \text{ кДж/кг}$ — энтальпия орошения, подаваемого в колонну в виде жидкости при температуре $30 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Результаты расчета теплового баланса колонны К-2 представлены в таблице 27.

Таблица 27 – Тепловой баланс колонны К-2

Наименование потоков	% на сырую нефть	% на полуобез. нефть	G, кг/ч	ρ^{20}_4	t, °C	q, кДж/кг	Q, кДж/кг
Приход							
Отбензин. нефть							
Паровая фаза	47,07%	50%	184702,762	0,755	350	921,67	170234994
Жидкая фаза	47,07%	50%	184702,762	0,91	350	801,3	148002323
Водяной пар			8432,594	0,113	400	2732,7	23043751
Итого	94,13%	100%	369405,52				Q _{ПРИХ} = 341281068
Расход							
Бензин	14,10%	14,98%	55334,3	0,755	130	285,70	15809159,6
Керосин	3,34%	3,55%	13107,56	0,796	206	470,4985	6167086,17
Дизельное топливо	27%	28,47%	105174,42	0,829	306	741,7468	78012791,7
Мазут	49,89%	53,00%	195789,24	0,953	330	760,3514	148868617
Орошение(острое)			83001,45	0,755	30	593,09	49227332
Итого	94,13%	100,00%	369405,52				Q _{РАСХ} = 298084987

Поскольку при расчете теплового баланса колонны К-2 приход тепла оказался больше расхода, то избыточное тепло необходимо снять циркуляционным орошением:

$$Q_{\text{ЦО}} = Q_{\text{ПРИХ}} - Q_{\text{РАСХ}} = 341281068 - 298084987 = 43196081 \text{ кДж/ч}$$

Рассчитаем количество циркуляционного орошения $G_{\text{ЦО}}$, необходимого для обеспечения нормальной работы колонны (кг/ч):

$$G_{\text{ЦО}} = \frac{Q_{\text{ЦО}}}{q_{t_1}^{\text{ж}} - q_{t_2}^{\text{ж}}}$$

Температуру t_1 принимаем исходя из равномерного перепада температур между соседними тарелками в 5-10 °C. Поскольку температура вывода ДТ с 18-ой тарелки равняется 306 °C, то получим $t_1 = 306 + 3 \cdot 5 = 321$ °C. $q_{321\text{ж}} = 787,05$ кДж/кг

Температуру входа в колонну К-2 циркуляционного орошения принимаем равной $t_2 = 200$ °C. $q_{200\text{ж}} = 445,49$ кДж/кг

Плотность циркулирующей жидкости принимаем, основываясь на предположении о равномерном перепаде данного показателя на каждую тарелку.

Расход циркулирующей жидкости составит:

$$G_{\text{цз}} = \frac{Q_{\text{цз}}}{q_{321}^* - q_{200}^*} = \frac{43196081}{787,05 - 445,49} = 126467,04 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

4.6 Определение основных размеров колонны К-2

Диаметр колонны К-2 зависит от $V_{\text{пар}}$ - наибольшего секундного объема паров, проходящих через сечение колонны. Объем паров вычисляется с помощью уравнения Менделеева-Клапейрона:

$$V_{\text{пар1}} = 22,4 \cdot \Sigma N \cdot \frac{273 + t}{273} \cdot \frac{0,1}{P} \cdot \frac{1}{3600}$$

где N - число молей в выбранном сечении (отношение массы G к молекулярной массе M);

t ($^{\circ}\text{C}$) и P (МПа) - температура и давление в выбранном сечении.

При определении диаметра колонны К-2 для установления сечения, наиболее нагруженного по парам, проверяются объемы паров в испарительном пространстве (питательной секции) колонны и под тарелками, с которых выводится орошение.

1. Сечение под 43-ей тарелкой, на которую стекает холодное орошение (пары бензина, холодное орошение и водяной пар, подаваемый в низ К-2 и стриппинг-секции):

$$G_{\text{пар43}} = G_{\text{б}} + G_{\text{холод}} + G_{\text{общ}}$$

$$G_{\text{холод}} = G_{\text{ор}}$$

$$G_{\text{пар43}} = 1,5358 \cdot 10^5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

2. Сечение под 19-ой тарелкой (циркуляционное орошение, пары, поступающие из отпарной колонны, и суммарное количество водяных

паров):

$$G_{\text{пар16}} = G_{\text{ЦО}} + G_{\text{стрип}} + G_{\text{общ}}$$
$$G_{\text{стрип}} = 0,208 \cdot 104195,86 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$
$$G_{\text{пар16}} = 1,4154 \cdot 10^5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

3. Сечение под 7-ой тарелкой (пары отбензиненной нефти и водяной пар, подаваемый в низ К-2):

$$G_{\text{пар7}} = G_{\text{нефпар}} + G_{\text{общ}}$$
$$G_{\text{нефпар}} = 182992,37 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$
$$G_{\text{пар7}} = 1,9184 \cdot 10^5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Как видно из предлагаемых расчетов, наиболее нагруженным является сечение под 7-ой тарелкой, где нагрузка по парам составляет 193135,3561 кг/ч.

Исходя из этого рассчитаем объем паров по уравнению Менделеева-Клапейрона:

$$V_{\text{пар}} = 22,4 \cdot \frac{G_{\text{пар7}}}{400} \cdot \frac{273 + 330}{273} \cdot \frac{0,15}{0,1} \cdot \frac{1}{3600}$$
$$V_{\text{пар}} = 9,8869 \text{ м}^3$$

На основании практических данных линейная скорость паров в свободном сечении для колонны К-2 составляет $w = 0,65 - 1,15$ м/с.

Примем $w = 1,0$ м/с, тогда площадь поперечного сечения колонны составит:

$$F = \frac{V_{\text{пар}}}{w} = 4,5 \text{ м}^2$$

Диаметр колонны рассчитывается по уравнению:

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,5}{3,14}} = 2,4 \text{ м}$$

В нефтяной промышленности принят нормальный ряд диаметров, который предусматривает равномерное увеличение площади поперечного сечения колонны при переходе от одного диаметра к другому:

- от 1.0 до 4.0 - через 0.2 м;
- от 4.0 до 6.0 - через 0.5 м;
- далее 6.4, 7.0, 8.0, 9.0 м.

В соответствии с этими данными принимаем значение диаметра атмосферной колонны К-2, равное $D = 2,6 \text{ м}$.

Расстояние между тарелками должно обеспечивать:

Расстояние между тарелками должно обеспечивать:

- легкость монтажа, ревизии и ремонта тарелок;
- осаждение основной части капель, уносимых паром с нижележащей тарелки;
- подпор для нормального стока флегмы по сливным трубам без захлебывания.

В зависимости от диаметра колонны D принимается:

$D, \text{ м}$	1,0+1,6	1,6+2,0	2,0+2,4	>2,4
$H_{\text{тл}}, \text{ мм}$	350 + 400	400 + 500	500 + 600	> 600

Одновременное увеличение диаметра и расстояния между тарелками связано в основном с необходимостью монтажа громоздких деталей. Так как

рассчитанный диаметр колонны составляет 2,6 м, то принимаем расстояние между тарелками $H = 600$ мм.

Высота колонны определяется числом тарелок и расстоянием между ними, остальные размеры принимаются на основании опыта работы промышленных установок.

Нормальные наружные люки для ревизии и ремонта размещают через несколько тарелок, в этом сечении расстояние между тарелками должно быть не менее 0,6 м. Примем это значение равным $H_{\text{люк}} = 600$ мм.

Общее число тарелок в колонне: $N_{\text{общ}} = 43$ тарелки.

Расстояние между верхней тарелкой и верхним днищем колонны может быть принято равным половине диаметра колонны, то есть $h_1 = 2,6 / 2 = 1,3$ м.

Высота концентрационной части колонны определяется в зависимости от числа тарелок

($n = 27$) по выражению:

$$h_2 = (n - 1) \cdot H_T = (27 - 1) \cdot 0,6 = 15,6 \text{ м}$$

Высота питательной секции колонны принимается $0,8 + 1,2$ м в соответствии с соотношением:

$$h_3 = (2 + 3) \cdot H_T = 2 \cdot 0,600 = 1,2 \text{ м}$$

Высоту отгонной части считают аналогично h_2 , а именно:

$$h_4 = (n - 1) \cdot H = (17 - 1) \cdot 0,6 = 9,6 \text{ м}$$

Расстояние от уровня жидкости внизу колонны до нижней тарелки принимают равным

$h_5 = 1 - 2$ м, чтобы пар равномерно распределялся по сечению колонны.

Высота, занимаемая жидким остатком в колонне, подсчитывается исходя из 5 - 10-минутного запаса жидкости при температуре низа колонны (330 °С):

$$V_{\text{ост}} = \frac{G_{\text{ост}}}{\rho_{\text{ост}}} \cdot \tau = \frac{195789,24}{953} \cdot 0,167 = 34,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где $\rho_{\text{ост}}$ — абсолютная плотность остатка при температуре низа колонны (330 °С), кг/м³:

$\tau = 10 \text{ мин} = 0,167 \text{ ч}$ — запас времени, ч.

Отсюда высота, занимаемая жидким остатком:

$$h_6 = \frac{V_{\text{ост}}}{F} = \frac{4V_{\text{ост}}}{\pi D^2} = 6,5 \text{ м}$$

Высоту постаментов принимаем $h_7 = 3 \text{ м}$

При расчете высоты концентрационной секции колонны следует учитывать, что по высоте колонны установлено 6 люков для обеспечения монтажа и ремонта тарелок. В этих сечениях принимаем расстояние между тарелками $H_T = 600 \text{ мм}$.

Тогда $h_2 = 15,6 + 6 \cdot 0,8 = 20,4 \text{ м}$.

Полезная высота колонны $H_{\text{пол}}$ рассчитывается без учета высоты опорной обечайки h_7 и составляет:

$$H_{\text{пол}} = 1,3 + 20,4 + 1,2 + 9,6 + 2,0 + 6,5 = 41 \text{ м}.$$

Полная высота колонны К-2:

$$H_{\text{К-2}} = H_{\text{пол}} + h_7 = 41 + 3,0 = 44 \text{ м}.$$

На рисунке представлена схема для расчета высоты колонны К-2, где приняты следующие размеры:

$$h_1 = 1,3 \text{ м};$$

$$h_2 = 20,4 \text{ м (высота концентрационной части)};$$

- $h_3 = 1,2$ м (высота питательной секции);
- $h_4 = 9,6$ м (высота отгонной части);
- $h_5 = 2,0$ м (расстояние от уровня жидкости внизу колонны до нижней тарелки);
- $h_6 = 6,5$ м (высота низа колонны);
- $h_7 = 3,0$ м (высота постамента);
- НК-2= 44 м.

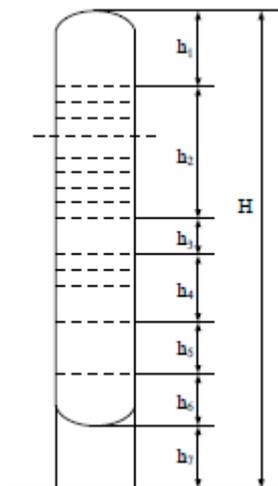


Рисунок 3

Заключение

Увеличение глубины переработки нефти – первостепенная задача современных НПЗ и нефтеперерабатывающей промышленности России в целом.

Пути углубления переработки нефти включают в первую очередь глубокую первичную переработку нефти на АВТ и затем - комплекс вторичных термokatалитических процессов с максимальным выходом топливных дистиллятов. Углубление переработки нефти, с одной стороны, позволяет решить проблему увеличения ресурсов моторных топлив, а с другой - обуславливает резкое сокращение выработки котельных топлив, так как мазут является основным компонентом этих топлив.

Целью работы:

1 Разработка поточной схемы переработки самотлорской нефти с получением максимального количества светлых фракций. Для этого использованы первичные процессы – перегонка нефти на АВТ с целью разделения ее на фракции, и вторичные процессы, необходимые для переработки остатков (мазута, гудрона), такие как каталитический крекинг (переработка фракции 350-480^oC), гидрокрекинг (который является перспективным процессом в настоящее время, но достаточно дорогостоящим). Высокооктановые компоненты бензина были получены в процессе каталитического риформинга и изомеризации.

В результате были получены высокие выходы светлых фракций (77,65% масс.): бензина, ЛДТ, и реактивного топлива марки ТС-1 высшего сорта. Таким образом, предложенная схема переработки самотлорской нефти эффективно выполняет предложенную задачу по максимальному получению светлых фракций нефти.

Поэтому вовлечение в производство в России таких процессов, как гидрокрекинг, каталитический крекинг, является важным направлением переработки нефти.

2 Технологический расчет установки первичной перегонки нефти АВТ-3, а также проведен расчет основного аппарата – основной ректификационной колонны К-2, который включает:

- тепловой баланс, расчет которого показал, что в колонне избыточное тепло, которое необходимо снять циркуляционным орошением количество которой составило 126467,04 кг/ч;

- конструктивный расчет, в результате которого были определены диаметр и высота колонны, которые составили 2,6 м и 44 м соответственно;

Список литературы

1. Технологический регламент установки ЭЛОУ-АТ-6 ЗАО «РНПК», ТР 2.041.006-09
2. Технологический регламент установки ЭЛОУ-АВТ-4 (А-12/7) ЗАО «РНПК», ТР 2.041.005-09
3. Технология переработки нефти/ Под ред. О.Ф. Глаголевой и В.М. Капустина. – М.: Химия, КолосС, 2007. – 400 с.: ил.
4. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. Уфа: Гилем, 2002. 672 с.
5. Технология переработки нефти и газа. Процессы глубокой переработки нефти и нефтяных фракций/Сост.: С.М. Ткачев – ч.1 Курс лекций. – Новополюцк: ПГУ, 2006. – 345 с.
6. Гидроочистка топлив: учебное пособие/ Н.Л. Солодова, Н.А. Терентьева. Казань: Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, 2008. – 103 с.
7. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа. – Под ред. Б.И. Бондаренко. – М.: Химия, 1983. – 128 с., ил.
8. Технологический регламент установки гидроочистки вакуумного газойля ЗАО «РНПК», (ТР 2.041.041-10)
9. Капустин В.М. Гуреев А.А. Технология переработки нефти, Ч.2.- М.: КолосС, 2007
10. Технологический регламент установки каталитического крекинга ЗАО «РНПК», (ТР 2.041.009-10)
11. Аладышева Э.З. и др. Химия и технология топлив и масел, 1988, N 3, с. 34-35).
12. Технологический регламент установки сернокислотного алкилирования ЗАО «РНПК»
13. Технологический регламент установки производства и восстановления серной кислоты (ТР-2.041.040.10)
14. Технологический регламент газодракционированной установки с блоком

сероочистки сухого газа (ТР 2.041.020-10)

15. Технологический регламент установки ЭЛОУ-АВТ-3 (А-12/3) по первичной переработке нефти, ТР 2.041.004-12

16. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. – 2-е изд., пер. и доп. – М., Химия, 1980. – 256 с.

17. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 2006. - 576с.7